

การควบคุมกระบวนการขั้นสูงสำหรับสำหรับระบบกลั่นแยก C3 ในกระบวนการผลิตโพลีเอทิลีนส์



นาย อลงกต ตั้งจิตนามกร

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย


ปีการศึกษา 2553

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



5 0 7 1 4 9 3 8 2 1

ADVANCE PROCESS CONTROL FOR C3 SPLITTER SYSTEM IN OLEFIN PROCESS



Mr. Alongkot Thungjitnammakorn

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements  
for the Degree of Master of Engineering Program in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2010

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การควบคุมกระบวนการขั้นสูงสำหรับระบบกลั่นแยก C3 ใน  
กระบวนการผลิตโอเลฟินส์

โดย

นายอลงกต ตั้งจิตรนามกร

สาขาวิชา

วิศวกรรมเคมี

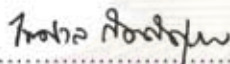
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

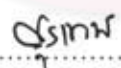
ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สุรเทพ เขียวหอม

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วน  
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาโทบัณฑิต


  
..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์  
(รองศาสตราจารย์ ดร.บุญสม เลิศนิริยวงศ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

  
..... ประธานกรรมการ  
(รองศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติศุภกร)

  
..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม)

  
..... กรรมการ  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อามรณวิชานพ)

  
..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประกร รามกุล)

อลงกต ตั้งจิตรนามกร : การควบคุมกระบวนการขั้นสูงสำหรับระบบกลั่นแยก C3 ในกระบวนการผลิตโอเลฟินส์ . (ADVANCE PROCESS CONTROL FOR C3 SPLITTER SYSTEM IN OLEFIN PROCESS) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก : ผศ. ดร.สุรเทพ เขียวหอม, 117หน้า.

งานวิจัยนี้เสนอการนำระบบควบคุมกระบวนการขั้นสูง (Advance Process Control) มาใช้ควบคุมกระบวนการผลิตของระบบกลั่นแยกC3 ในโรงงานผลิตโอเลฟินส์ ซึ่งประกอบด้วย หอกลั่นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer) หอโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรกติไฟเออร์ (Propylene Rectifier) โดยเลือกใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control: MPC) ซึ่งเป็นเทคนิคการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองและประยุกต์ใช้การออปติไมซ์เพื่อคำนวณค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมและนำไปใช้ควบคุมตัวแปรควบคุมให้อยู่ที่ค่าเป้าหมายที่ต้องการ การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control: MPC)ได้นำไปใช้เพื่อควบคุมค่าเป้าหมายและค่าตัวแปรปรับต่างๆ ของระบบกลั่นแยกเช่น ความดันแตกต่างของหอกลั่น องค์ประกอบโพรเพนที่ปนเปื้อนในผลิตภัณฑ์ และองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์สูญเสียที่กันหอกลั่น เป็นต้น ผลจากการประยุกต์ใช้งานในกระบวนการจริงแสดงให้เห็นว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control:MPC) ให้สมรรถนะการควบคุมและปรับปรุงประสิทธิภาพของระบบกลั่นแยก C3 ได้ดีกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับตัวควบคุมแบบพีไอดี

## ศูนย์วิทยทรัพยากร จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชา วิศวกรรมเคมี  
สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี  
ปีการศึกษา...2553

ลายมือชื่อนิสิต.....อลงกต.....ตั้งจิตรนามกร.....  
ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....สุรเทพ.....

# # 5071493821 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORDS : ADVANCE PROCESS CONTROL / MODEL PREDICTIVE CONTROL

ALONGKOT THUNGJITNAMMAKORN : ADVANCE PROCESS CONTROL  
FOR C3 SPLITTER SYSTEM IN OLEFIN PROCESS. THESIS ADVISOR : ASST.  
PROF. SOORATHEP KHEAWHOM, Ph.D. ,117 pp.

This research introduces an application of "Advance Process Control" to control C3 splitter system in a production plant of Olefin . The C3 Splitter system includes LP Depropanizer distillation colum, Propylene Stripper distillation colum and Propylene Rectifier distillation colum. The technic applied is Model Predictive Control: MPC, which is the controlling technic based on model and applying of optimizing scale to figure out the appropriate adjustable factors to control the controlled factors at the targeted figures. The Model Predictive Control has been used to control different parameters of C3 splitter system i.e diff prsessure colum , composition of propane contamination in the product and the propylene loss at the bottom of the distillation colum. The application results show that, when compare with the PID controller, the MPC model provides better capacity in control and development for effectiveness of C3 splitter

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Department : Chemical Engineering.....

Student's Signature *Alongkot*.....

Field of Study : Chemical Engineering.....

Advisor's Signature *Soorathep Kheawhom*.....

Academic Year : 2010.....

## กิตติกรรมประกาศ

ข้าพเจ้าขอขอบพระคุณผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สุรเทพ เขียวหอม อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ซึ่งได้ให้คำปรึกษาทั้งข้อคิดต่างๆ รวมทั้งวิชาความรู้ต่างๆ และมีส่วนในการสนับสนุนข้าพเจ้าโดยตลอด จนกระทั่งงานวิจัยลุล่วงไปได้ด้วยดี

ขอขอบพระคุณรองศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติศุภกร ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. อมรชัย อภรณ์วิชานพ และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประกร รามกุล ที่กรุณาเสียเวลามาร่วมเป็นคณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และให้ข้อเสนอแนะอันเป็นประโยชน์อย่างยิ่งสำหรับงานวิจัยนี้

ขอขอบคุณบริษัท ปตท. เคมิคอล จำกัด (มหาชน) สำหรับข้อมูลในการทำงานวิจัยนี้ ขอขอบคุณ อาจารย์ เพื่อนๆร่วมงาน พี่ๆ น้องๆ ทุกคน และบุคคลอื่นที่ไม่ได้กล่าวถึงในที่นี้ สำหรับข้อเสนอแนะ คำแนะนำ ความช่วยเหลือและกำลังใจในการทำวิทยานิพนธ์มาโดยตลอด

สุดท้ายนี้ข้าพเจ้าขอขอบพระคุณบุพการี และครอบครัว ที่ให้โอกาสในการศึกษา และการสนับสนุนรวมถึงการให้ความรักความอบอุ่นแก่ข้าพเจ้าตลอดมา

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฌ
สารบัญภาพ.....	ญ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	3
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	3
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
1.5 วิธีดำเนินงานวิจัย.....	4
1.6 เนื้อหาวิทยานิพนธ์.....	5
บทที่ 2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	6
2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	6
บทที่ 3 การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	10
3.1 บทนำ.....	10
3.2 ประวัติการพัฒนาตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	12
3.3 หลักการโดยทั่วไปของเอ็มพีซี.....	14
3.4 ข้อดีและข้อจำกัดของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	16
3.5 แบบจำลองกระบวนการสำหรับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	17
3.6 ตัวควบคุมไดนามิกส์ เมตริกคอนโทรล.....	24
3.7 ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ (Objective function).....	31
3.8 ขอบเขตจำกัด (Constraints).....	33

## สารบัญ(ต่อ)

	หน้า
บทที่ 4 อธิบายกระบวนการผลิต.....	37
4.1 โครงสร้างอุตสาหกรรมปิโตรเคมี.....	37
4.2 กระบวนการผลิตโอเลฟินส์.....	38
4.3 อธิบายกระบวนการระบบกลั่นแยก C3.....	44
บทที่ 5 กระบวนการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	48
5.1 ขั้นตอนในการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	49
5.2 การทำงานของตัวควบคุม.....	90
5.3 การเชื่อมต่อตัวควบคุมกับระบบควบคุม DCS.....	95
บทที่ 6 ผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ.....	100
6.1 ผลการวิจัย.....	100
6.2 บทสรุป.....	114
6.3 ข้อเสนอแนะในการวิจัยเพิ่มเติม.....	114
รายการอ้างอิง.....	115
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	117



## สารบัญญัตินำ

ตารางที่		หน้า
2.1	ตารางแสดงการเปรียบเทียบการควบคุมทั้งสองประเภท.....	6
5.1	ค่าตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุมและตัวแปรรบกวนของตัวควบคุมระบบหอกัดน้ำดี โพรพานในเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer).....	51
5.2	ค่าตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุมและตัวแปรรบกวนของตัวควบคุมระบบของหอ โพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier).....	53
5.3	ตารางแสดงค่าการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับในการทำผลตอบสนองแบบ สแต็ปสำหรับตัวควบคุมระบบหอกัดน้ำดีพรอพานในเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer).....	55
5.4	ตารางแสดงค่าการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับในการทำผลตอบสนองแบบ สแต็ปสำหรับตัวควบคุมระบบของหอโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) .....	55

## สารบัญภาพ

ภาพที่	หน้า
1.1	2
2.1	7
3.1	13
3.2	15
3.3	19
3.4	20
3.5	22
3.6	25
3.7	26
4.1	38
4.2	43
4.3	45
4.4	46
4.5	47
5.1	48
5.2	50
5.3	52
5.4	56
5.5	57

ภาพที่	หน้า
5.6 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ล้นดีโพรพาในเซอร์ควบคุมดันต่ำ.....	58
5.7 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอุณหภูมิภายในหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ควบคุมดันต่ำ.....	60
5.8 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น.....	61
5.9 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าอุณหภูมิของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ควบคุมดันต่ำ.....	62
5.10 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ควบคุมดันต่ำ.....	64
5.11 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุมจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายป้อนของหอกลั่นโพรพิลีนสไตริเปอร์.....	67
5.12 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุมจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรกติไฟเออร์.....	69
5.13 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุมจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพรพิลีน.....	71
5.14 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล.....	73
5.15 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเอาต์พุตของวาล์วควบคุมความดันรีฟลักซ์ดรัม.....	74
5.16 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น.....	75
5.17 ภาพแสดงผลตอบสนองของตัวแปรควบคุมที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับแบบสเต็ป.....	76
5.18 แบบจำลองพลวัตของระบบหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ควบคุมดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer).....	91
5.19 แบบจำลองพลวัตของหอโพรพิลีนสไตริเปอร์ (Propylene Stripper) และหอโพรพิลีนเรกติไฟเออร์ (Propylene Rectifier).....	92
5.20 ภาพแสดงตำแหน่งคำตอบที่เป็นไปได้ของการแก้สมการแบบเชิงเส้น.....	96

ภาพที่	หน้า
5.21 ภาพแสดงเส้นแนววิถีของตัวแปรควบคุมในอนาคต.....	97
5.22 การเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟและระบบ DCS.....	99
6.1 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของระดับพีล็กซ์ดรัมก่อนและ หลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	102
6.2 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของระดับที่กั้นหอดีโพรพาใน เซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	102
6.3 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าองค์ประกอบ C4 ที่ยอด หอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรี ดิกทีฟ.....	103
6.4 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าความดันแตกต่างของหอ กลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดล พรีดิกทีฟ.....	103
6.5 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมค่าและค่าเป้าหมายของอุณหภูมิในหอกลั่นดีโพร พาในเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ..	104
6.6 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าอุณหภูมิที่กั้นหอกลั่นดี โพรพาในเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิก ทีฟ.....	104
6.7 กราฟเปรียบเทียบค่าอัตราส่วนการใช้น้ำต่อสายป้อนของหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	105
6.8 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายขององค์ประกอบของโพรเพนใน ผลิตภัณฑ์โพรพิลีนก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	108
6.9 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายขององค์ประกอบของโพรพิลีนที่ กลางหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรี ดิกทีฟ.....	109
6.10 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายขององค์ประกอบของโพรพิลีน สูญเสียที่กั้นหอ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	109
6.11 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	110

ภาพที่	หน้า
6.12 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	110
6.13 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าความดันแตกต่างของหอ โพรพิลีนสไตริเปออร์ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	111
6.14 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าความดันแตกต่างของหอ โพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ....	111
6.15 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์ ก่อน และหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	112
6.16 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของอุณหภูมิที่ก้นหอโพรพิลีน สไตริเปออร์ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	112
6.17 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่ารีบอยเลอร์ดีวตี้ ก่อนและ หลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ.....	113

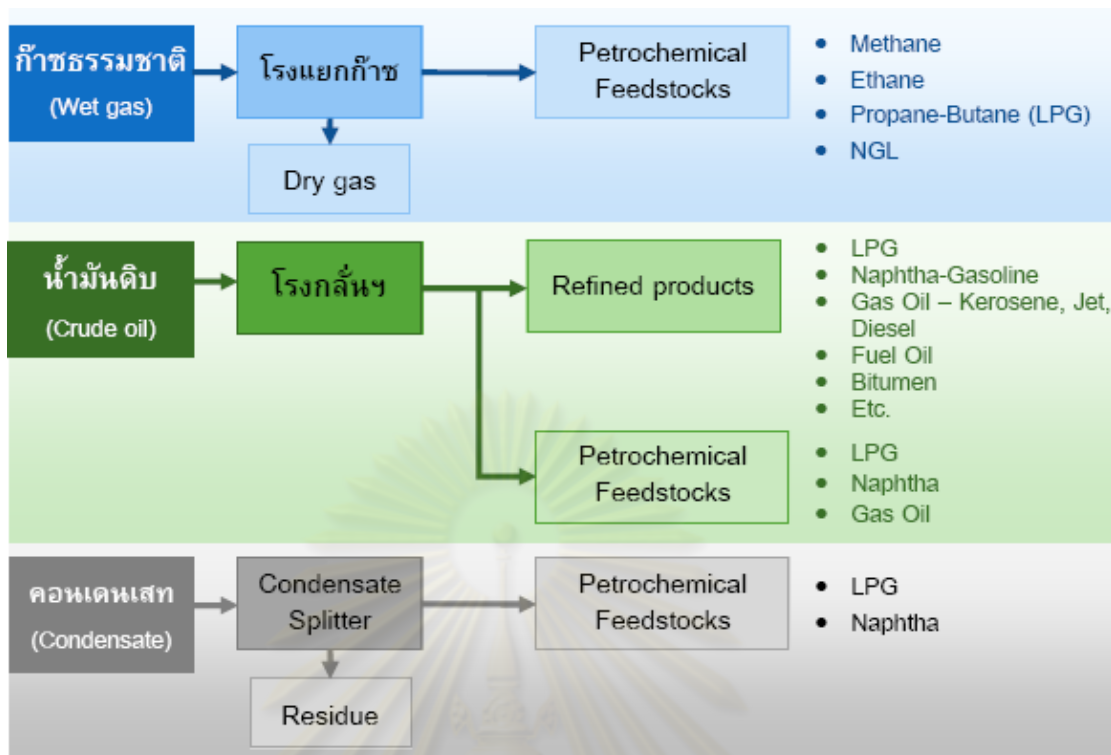
## บทที่ 1

### บทนำ

#### 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

อุตสาหกรรมปิโตรเคมี (Petrochemical Industry) เป็นอุตสาหกรรมพื้นฐานที่มีความสำคัญอย่างยิ่งต่อระบบเศรษฐกิจของประเทศไทย เนื่องจากเป็นรากฐานของอุตสาหกรรมผลิตอื่นๆ อย่างกว้างขวาง เช่น อุตสาหกรรมพลาสติกและบรรจุภัณฑ์ อุตสาหกรรมเส้นใยและสิ่งทอ เป็นต้น ซึ่งสร้างมูลค่าการส่งออกให้กับประเทศไทยเป็นจำนวนมาก โดยข้อมูลจากสำนักงานเศรษฐกิจอุตสาหกรรมในปี 2550 พบว่ามูลค่าการส่งออกผลิตภัณฑ์ปิโตรเคมี ชั้นต้น ชั้นกลาง และชั้นปลาย ในปี 2549 มีมูลค่าการส่งออก 27,694 41,729 และ 151,468 ล้านบาท ตามลำดับ[1] และยังคงหรือทดแทนการนำเข้าจากต่างประเทศปีละหลายล้านบาท

วัตถุดิบ (Feedstock) สำหรับการผลิตของอุตสาหกรรมปิโตรเคมีมีด้วยกัน 2 ประเภท คือ ก๊าซธรรมชาติ (Natural Gas) และแนฟทา (Naphtha) ที่ได้จากน้ำมันดิบและคอนเดนเสท ทั้งนี้ การเลือกใช้วัตถุดิบประเภทใดในการผลิตจะขึ้นอยู่กับข้อได้เปรียบเสียเปรียบของการจัดหาวัตถุดิบ ซึ่งแตกต่างกันไปในแต่ละประเทศกล่าวคือ การผลิตปิโตรเคมีจากก๊าซธรรมชาติจะทำ ในประเทศที่มีก๊าซธรรมชาติเป็นจำนวนมาก อาทิ สหรัฐอเมริกา แคนาดา และประเทศในตะวันออกกลาง ส่วนประเทศที่ขาดแคลนก๊าซธรรมชาติ อาทิ ญี่ปุ่น เกาหลี สิงคโปร์ และประเทศในยุโรป จะใช้แนฟทาแทนเนื่องจากขนส่งได้ง่ายและมีขายทั่วไปในตลาดโลก สำหรับประเทศไทยนั้นมีการใช้ทั้งก๊าซธรรมชาติและแนฟทาทั้ง 2 ประเภท นอกจากนี้ รูปแบบของกระบวนการที่จะใช้ในโรงงานอุตสาหกรรมปิโตรเคมีก็จะแตกต่างกันไปตามประเภทของวัตถุดิบที่ใช้ด้วย โดยภาพที่ 1.1 แสดงแหล่งของวัตถุดิบที่ใช้ในอุตสาหกรรมปิโตรเคมี จะเห็นได้ว่ากระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมปิโตรเคมี (Petrochemical Industry) ใช้ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากโรงกลั่นน้ำมันและโรงแยกก๊าซเป็นสารตั้งต้น นอกจากนี้ยังเป็นอุตสาหกรรมอีกประเภทหนึ่งที่มีความต้องการใช้พลังงานสูง และยังมีแนวโน้มที่จะใช้พลังงานเพิ่มมากขึ้น[1] ดังนั้นเพื่อรองรับกับการขยายตัวของเศรษฐกิจ ปัญหาวิกฤตการณ์พลังงาน และราคาน้ำมันในอนาคตจึงจำเป็นที่จะต้องจัดหาแนวทางให้มีการจัดการพลังงานและวัตถุดิบอย่างมีประสิทธิภาพเพื่อก่อให้เกิดประโยชน์สูงสุด ซึ่งจะก่อให้เกิดผลดีในเรื่องการช่วยอนุรักษ์และส่งเสริมการใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ ทั้งยังเป็นการช่วยเพิ่มศักยภาพในการแข่งขันทางการค้ากับต่างประเทศได้อีกทางหนึ่งด้วย



ภาพที่ 1.1 วัตถุดิบสำหรับอุตสาหกรรมปิโตรเคมี [1]

ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงศึกษาและนำระบบควบคุมกระบวนการขั้นสูง (Advance Process Control) มาใช้ควบคุมกระบวนการผลิตของระบบระบบกลั่นแยก C3 ในโรงงานผลิตโอเลฟินส์ โดยประกอบด้วย หอกั่นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer) หอโพรพิลีนstripper เปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) ซึ่งเป็นอุตสาหกรรมปิโตรเคมีขั้นต้น (Upstream Petrochemical Industry) ที่ผลิตวัตถุดิบตั้งต้นสำหรับการผลิตผลิตภัณฑ์ปิโตรเคมีขั้นต่อนี้ต่อไป โดยเลือกใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control: MPC) มาควบคุมร่วมกับการควบคุมแบบพีไอดี (PID) เพื่อควบคุมสภาวะการผลิตให้แม่นยำ มีเสถียรภาพยิ่งขึ้นและเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการผลิต โดยลดการใช้พลังงานและช่วยเพิ่มปริมาณผลิตภัณฑ์โดยที่คุณภาพของผลิตภัณฑ์ยังได้มาตรฐานตามเดิม

## 1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1.2.1 ศึกษาและนำระบบควบคุมกระบวนการขั้นสูง (Advance Process Control) มาใช้ควบคุมกระบวนการผลิตของระบบกลั่นแยก C3 (C3 Splitter) ซึ่งประกอบด้วย หอกกลั่นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ (LP Depropanizer) หอโพรพิลีนสทริปปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) โดยเลือกใช้วิธีการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC)

1.2.2 เปรียบเทียบประสิทธิภาพตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) กับตัวควบคุมแบบพีไอดี

## 1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1.3.1 ศึกษาการทำงานของระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control)

1.3.2 สร้างแบบจำลองกระบวนการที่จะใช้ในการควบคุม โดยจะใช้ข้อมูลจากการทำผลตอบสนองของฟังก์ชันขั้นหนึ่งหน่วยมาเป็นข้อมูลในการสร้างแบบจำลองของกระบวนการ

1.3.3 นำระบบควบคุมแบบ Model Predictive Control มาใช้ในระบบควบคุมการผลิตร่วมกับระบบการควบคุมการผลิตแบบ PID ในระบบกลั่นแยก C3 (C3 Splitter) ซึ่งประกอบด้วย หอกกลั่นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ (LP Depropanizer) หอโพรพิลีนสทริปปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier)

1.3.4 เปรียบเทียบประสิทธิภาพตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) กับตัวควบคุมพีไอดี

## 1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 สามารถลดการใช้พลังงานรวมในกระบวนการผลิตได้

1.4.2 สามารถลดปริมาณผลิตภัณฑ์สูญเสียในกระบวนการกลั่นแยกโพรพิลีน

1.4.3 ลดค่าความเบี่ยงเบนและความแปรปรวนของตัวแปรที่ต้องการควบคุมในระบบกลั่นแยก C3 (C3 Splitter)



## 1.5 วิธีดำเนินการวิจัย

- 1.5.1 ศึกษาการทำงานของระบบควบคุมแบบ MPC และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง
- 1.5.2 ศึกษาและออกแบบระบบควบคุม MPC ในเบื้องต้น โดยศึกษาค่าควบคุม ค่าตัวแปรปรับค่าตัวแปรที่ได้จากการวัดและค่าตัวแปรที่มารบกวน ที่มีผลต่อกระบวนการที่ต้องการควบคุม
- 1.5.3 เตรียมความพร้อมของของอุปกรณ์เครื่องมือวัดและควบคุม ทำการสอบเทียบเครื่องมือวัดและควบคุมให้สามารถวัดค่าพารามิเตอร์ต่างๆได้อย่างถูกต้อง ปรับแต่งตัวควบคุมเพื่อให้พร้อมสำหรับการทำผลตอบสนองฟังก์ชันขั้นหนึ่งหน่วย
- 1.5.4 ดำเนินการการทำผลตอบสนองฟังก์ชันขั้นหนึ่งหน่วยเพื่อนำข้อมูลที่ได้มาทำแบบจำลองกระบวนการผลิต
- 1.5.5 นำข้อมูลที่ได้จากการทำผลตอบสนองฟังก์ชันขั้นหนึ่งหน่วยมาสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิต Dynamic Model Matrix โดยใช้โปรแกรม DMC PLUS
- 1.5.6 ทำการทดสอบแบบจำลองโดยการจำลองผลก่อนที่จะนำระบบควบคุมเข้าใช้งานจริง
- 1.5.7 ทำการเชื่อมต่อระบบควบคุม DCS เพื่อสร้างตัวควบคุมกระบวนการ
- 1.5.8 นำระบบควบคุม MPC ใช้งานและเก็บข้อมูลเพื่อเปรียบเทียบกับระบบควบคุมเดิมที่ไม่มีการใช้ระบบควบคุม MPC

## 1.6 เนื้อหาวิทยานิพนธ์

เนื้อหาวิทยานิพนธ์ฉบับนี้แบ่งออกเป็น 6 บท ดังนี้

**บทที่ 1** เป็นการแนะนำเบื้องต้นของงานวิจัยนี้ กล่าวถึงความสำคัญและที่มาของงานวิจัย วัตถุประสงค์ ขอบเขตของงานวิจัย และขั้นตอนการดำเนินงาน

**บทที่ 2** กล่าวถึงงานวิจัยที่ผ่านมา เกี่ยวกับตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control : MPC)

**บทที่ 3** กล่าวถึงประวัติและหลักการของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control : MPC)

**บทที่ 4** กล่าวถึงกระบวนการผลิตโอเลฟินส์และอธิบายกระบวนการผลิตของระบบกลั่นแยก C3 ในกระบวนการผลิตโอเลฟินส์

**บทที่ 5** กล่าวถึงการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการ ตัวควบคุมกระบวนการ ขั้นตอนวิธีดำเนินงาน และการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าควบคุมระบบกลั่นแยก C3 ในกระบวนการผลิตโอเลฟินส์

**บทที่ 6** กล่าวถึงผลของการนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้ควบคุมการผลิตของระบบกลั่นแยก C3 การสรุปผลงานวิจัย และข้อเสนอแนะเพิ่มเติม

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## บทที่ 2

### เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ในบทนี้กล่าวถึงงานวิจัยต่างๆที่ผ่านมาซึ่งเป็นแหล่งข้อมูลที่สำคัญสำหรับศึกษาทฤษฎีและแนวทางในการทำงานวิจัย

#### 2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

SIMULATION AND CONTROL OF COMPLEX DISTILLATION PROCESSES [2]

เป็นงานวิจัยของ HAITAO HUANG, B.E., M.S.Ch.E. เนื้อหางานวิจัยจะศึกษาเปรียบเทียบระบบควบคุม decentralized ของเดิม กับระบบควบคุมแบบ Model Predictive Control (MPC) โดยใช้ DMCPPlus™ software ในการ implement ตัวควบคุม MPC ในงานวิจัยนี้ใช้วิธีการสร้างแบบจำลอง rigorous ในการจำลองผล ซึ่งผลจากการทดลองสรุปผลได้ว่าการควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) สามารถจัดการกับปัญหาในการควบคุมระบบที่มีตัวแปรในการควบคุมหลายตัวได้ดี กว่าระบบควบคุมแบบ Decentralized ซึ่งสามารถสรุปเปรียบเทียบการควบคุมทั้งสองแบบได้ดังตารางที่ 2.1

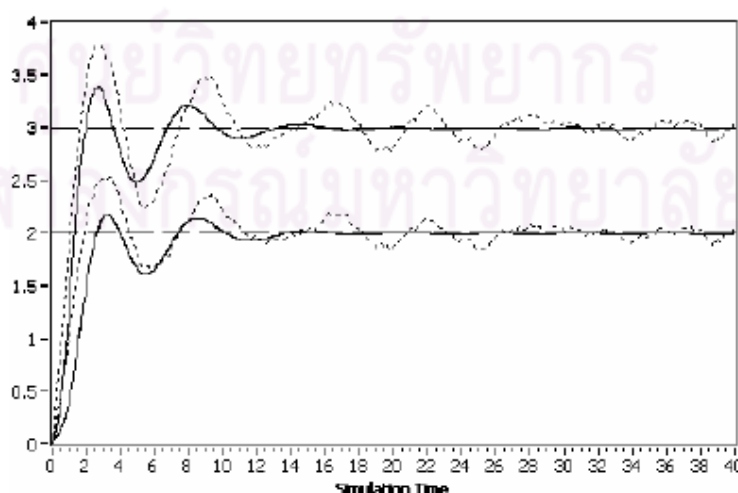
ตารางที่ 2.1: ตารางแสดงการเปรียบเทียบระบบควบคุมทั้งสองประเภท

	Decentralized Control	MPC
Decoupling และการควบคุมป้อนไปข้างหน้า(Feed Forward)	<ul style="list-style-type: none"><li>- decoupler แต่ละตัวจะจัดการหนึ่งความสัมพันธ์</li><li>- มีความยุ่งยากและไม่น่าเชื่อถือสำหรับการควบคุมที่มีขนาดใหญ่</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- ตัวควบคุมจะจัดการทุกความสัมพันธ์ในเวลาเดียวกัน</li><li>- สามารถใช้ได้กับการควบคุมทุกขนาด</li></ul>
การจัดการกับข้อจำกัดของตัวแปร	<ul style="list-style-type: none"><li>- ตัวควบคุมโอเวอร์ไรด์ (override controller) หนึ่งตัวมีผลต่อข้อจำกัดของตัวแปรเพียงตัวเดียว</li><li>- ข้อจำกัดของตัวแปรจะถูกจับคู่กับตัวแปรปรับตั้งแต่ตอนออกแบบ</li><li>- ลำดับความสำคัญของข้อจำกัด</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Simply include the constraint as a controlled variable</li><li>- ไม่ต้องมีการจับคู่กันอย่างแน่ชัดของข้อจำกัดของตัวแปรและตัวแปรปรับ</li></ul>

	ของตัวแปรจะถูกเชื่อมโยงใน โครงสร้างการควบคุมเช่นการการ ควบคุมระดับโดยการโอเวอร์ไรด์ (override)	- ข้อจำกัดที่มีความสำคัญจะถูก ระบุไว้อย่างชัดเจนในการใส่ ค่าตัวแปรขณะปรับแต่งค่า
ความยืดหยุ่น (Flexibility)	- เมื่อลำดับจุดประสงค์ของการ ควบคุมเปลี่ยน โครงสร้างการ ควบคุมจะต้องทำการออกแบบใหม่ จะต้องมีการปรับแต่งตัวควบคุม เพื่อให้ได้ผลตอบสนองตามต้องการ ใหม่	- เมื่อลำดับจุดประสงค์ของการ ควบคุมเปลี่ยน ต้องปรับแต่งตัว ควบคุมเพื่อให้ได้ผลตอบสนอง ตามต้องการใหม่เพียงอย่างเดียว ไม่ต้องการออกแบบโครงสร้าง การควบคุมใหม่

#### MODEL PREDICTIVE CONTROL DESIGN FOR INDUSTRIAL APPLICATIONS[3]

งานวิจัยฉบับนี้แสดงถึงผลกระทบของการควบคุมที่ได้รับจากการนำระบบควบคุมแบบ  
โมเดลพรีดิกทีฟ มาใช้ทั้งในระดับ regulatory และระดับ supervisory โดยการประยุกต์ใช้  
graphical based predictive controller framework ซึ่งเน้นความสำคัญและแสดงให้เห็นโดยใช้  
กรณีศึกษาการจำลองลูปปิด จากการทดลองแสดงให้เห็นว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ มี  
ประสิทธิภาพดีกว่าการควบคุมแบบ PID โดยการควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟ มีการนำข้อจำกัด  
มาใช้ในการควบคุม อีกทั้งมีความยืดหยุ่นในการจัดการปัญหาที่มีการนำข้อจำกัดหรือนำ  
วัตถุประสงค์มารวมในการควบคุม ซึ่งผลการทดลองของงานวิจัยนี้แสดงได้ดังภาพที่ 2.1



ภาพที่ 2.1: ผลตอบสนองของการควบคุมแบบ PID (---) และการควบคุมแบบ MPC (—) ที่มีต่อ  
ตัวแปรที่มารบกวนกระบวนการ [3]

#### COMPARISON OF ADVANCED DISTILLATION CONTROL METHODS [4]

Dr. James B. Riggs ได้ใช้แบบจำลองที่แสดงถึงพลวัตของตัวแปรเอาต์พุตในการจำลองผลหอกลิ้นสามประเภทในอุตสาหกรรมได้แก่ หอ propylene/propane splitter หอ xylene/toluene column และหอ depropanizer เพื่อเปรียบเทียบการทำงานของระบบควบคุมแบบเดิมกับระบบการควบคุมขั้นสูงได้แก่ การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control), การควบคุมแบบ PMBC (Process Model-Based Control) และการควบคุมแบบ ANN (Artificial Neural Networks) control จากการทดลองสามารถสรุปผลได้ดังนี้ การควบคุมแบบ PMBC (process model based control) และ ANN (artificial neural network) ไม่มีข้อได้เปรียบว่าการควบคุมแบบ PI และ MPC การควบคุมแบบ MPC ให้ผลดีว่าการควบคุมแบบ PI ในการจัดการกับกลุ่มข้อจำกัดที่มีความซับซ้อน และการควบคุมแบบ MPC ให้ผลดีว่าการควบคุมแบบ PI ในการควบคุมที่มีค่าตัวแปรตัวใดตัวหนึ่งที่มีความสำคัญมากกว่าตัวแปรอื่น

#### DMCplus MODEL PREDICTIVE CONTROL APPLICATIONS [5]

บทความนี้อธิบายถึงตัวอย่างความสำเร็จในการใช้ซอฟต์แวร์ DMCplus ที่มีระบบจัดการกับการควบคุมแบบทำนายผล การควบคุมแบบหลายตัวแปรและการจัดการกับข้อจำกัด โดยใช้กรณีศึกษาในอุตสาหกรรมโรงกลั่น และอุตสาหกรรมปิโตรเคมี โดยในกรณีศึกษาจะอธิบายถึงกระบวนการโดยคร่าวๆ และ รายละเอียดของแผนการทำให้เหมาะสม ขอบเขตของตัวควบคุมของ DMCplus ในกรณีศึกษาแรกจะกล่าวถึงการใช้การควบคุมแบบ MPC ใน fluidised catalytic cracking unit (FCCU) โดยมีวัตถุประสงค์ที่จะป้อนวัตถุดิบให้ได้มากที่สุดโดยที่มีข้อจำกัดต่างๆ และปรับปรุงระบบนำกลับคืนของผลิตภัณฑ์ที่มีมูลค่าสูง

กรณีศึกษาที่สองกล่าวถึงการนำระบบควบคุมแบบ MPC มาใช้ในโรงงานแยกอากาศซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ ออกซิเจน ไนโตรเจน และอาร์กอน วัตถุประสงค์หลักคือการนำระบบควบคุมแบบ MPC มาใช้ในการควบคุมพลังงาน และการนำกลับของออกซิเจน

#### A survey of industrial model predictive control technology [6]

งานศึกษานี้เกี่ยวข้องกับเทคโนโลยีของ model predictive control (MPC) ทั้งชนิดเชิงเส้นและไม่เป็นเชิงเส้น ที่ใช้ในเชิงธุรกิจโดยอาศัยข้อมูลจากผู้จำหน่าย MPC เนื้อหาส่วนแรกจะกล่าวถึงประวัติของ MPC ที่ใช้ในอุตสาหกรรม ส่วนต่อมากจะกล่าวถึงผลการสำรวจจากผู้จำหน่ายซอฟต์แวร์ระบบควบคุมแบบ MPC และเทคโนโลยีเฉพาะที่แต่ละผู้ขายใช้ นำเสนออัลกอริทึม

โดยทั่วไปของระบบควบคุมแบบ MPC มีการอธิบายลักษณะการคำนวณที่แตกต่างกันของผู้ขายแต่ละเจ้า เทคโนโลยีเฉพาะของผู้ขายจะถูกนำมาพิจารณาเพื่อเปรียบเทียบความเหมือนและความแตกต่าง และมีการสรุปการประยุกต์ใช้ของ MPC ในอุตสาหกรรมต่างๆ ส่วนสุดท้ายจะนำเสนอความเห็นเกี่ยวกับเทคโนโลยีของ MPC ในยุคต่อไป โดยเน้นความสำคัญในเรื่องการพัฒนาศักยภาพทางธุรกิจและโอกาสในการค้นคว้าวิจัย

ตัวควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟแบบง่ายบนคอมพิวเตอร์ส่วนบุคคลสำหรับควบคุมระดับของเหลวแบบเฉลี่ย. [7]

งานวิจัยนี้ได้นำเสนอการสร้างชุดทดลองและตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสำหรับควบคุมระดับของเหลวแบบเฉลี่ยซึ่งมักใช้เป็นถังพักที่เชื่อมระหว่างหน่วยปฏิบัติการเพื่อวัตถุประสงค์ทำให้การเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลเป็นไปได้อย่างรวดเร็ว โดยได้ทำการทดสอบกับตัวรบกวนของระบบขนาด 50%, 75% และ 100% ของอัตราการไหลขาเข้า และทำการควบคุมด้วยวิธีการปรับค่าพารามิเตอร์ตามปกติ และการกำหนดวิธีรูปกรวย อีกทั้งทำการทดสอบความทนทานของตัวควบคุมโดยเปลี่ยนช่วงการควบคุมให้แตกต่างจากจุดที่ทำการหาแบบจำลอง ซึ่งสรุปได้ว่าการควบคุมของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถทำงานได้เป็นไปตามแนวทางที่ต้องการเป็นอย่างดีและทำการเปรียบเทียบกับตัวควบคุมแบบพีและพีไอ

การควบคุมกระบวนการเตรียมผ้าแบบต่อเนื่องโดยตัวควบคุมเอ็มพีซี [8]

งานวิจัยของนาย เอกชัย แซ่ฉั่ว ได้กล่าวถึงการควบคุมกระบวนการเตรียมผ้าแบบต่อเนื่องโดยตัวควบคุมแบบเอ็มพีซี ซึ่งทำการศึกษาการเตรียมผ้าในขั้นตอนเดียว รวมถึงขั้นตอนการล้างที่ผ้า และน้ำไหลสวนทางกัน แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของระบบนี้ได้รับการพัฒนาขึ้นบนพื้นฐานของการดูลมวลาสาร และการดูลพลังงาน และใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟพร้อมกับตัวกรองคาลมานต์เป็นเพื่อช่วยควบคุมอุณหภูมิให้เข้าสู่ค่าเป้าหมายที่ต้องการ จากผลการจำลองพบว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับตัวกรองคาลมานต์ให้ผลการควบคุมที่ดี และมีความทนทานในสภาวะที่ค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการมีความผิดพลาด

## บทที่ 3

### ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

บทนี้กล่าวถึงทฤษฎีของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟซึ่งอธิบายถึงข้อดีและข้อจำกัดของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟและสิ่งที่ต้องการสำหรับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ โครงสร้างทั่วไปของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ, หลักการพื้นฐานของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟและรูปแบบของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟที่ใช้ในงานวิจัย

#### 3.1 บทนำ

การควบคุมในอุตสาหกรรมนั้น โดยทั่วไปจะมีลักษณะที่ยุ่งยากซับซ้อน มีตัวแปรอินพุตและเอาต์พุตหลายตัว รวมทั้งตัวแปรกระบวนการแบบต่างๆ นอกจากนี้ยังเป็นกระบวนการในการผลิตขนาดใหญ่ที่ใช้วัตถุดิบเป็นจำนวนมากทั้งแบบ continuous, semibatch หรือแบบ batch โดยเฉพาะอย่างยิ่งด้วยกระแสของเศรษฐกิจและการอนุรักษ์สิ่งแวดล้อม จะส่งผลให้การผลิตในกระบวนการต่างๆอยู่บนความต้องการที่เข้มงวด คือ

- 1).คุณภาพของผลิตภัณฑ์
- 2).ใช้พลังงานอย่างคุ้มค่า
- 3).มีความรับผิดชอบต่อความปลอดภัยของสิ่งแวดล้อม

กระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมมักมีปัญหาในการควบคุมซึ่งเกิดจากสาเหตุเหล่านี้

1. กระบวนการต่างๆ มักจะเป็นแบบหลายตัวแปร และโดยทั่วไปจะมีความสัมพันธ์กันระหว่างตัวแปรแต่ละตัว มีตัวแปรควบคุมหลายตัว (Several process variables) มีตัวแปรปรับหลายตัว (Several manipulated variables) มีตัวแปรรบกวนหลายตัว (Several disturbance variables) ซึ่งบางตัวก็สามารถที่จะวัดค่าได้บางตัวก็ไม่สามารถวัดค่าได้

2. กระบวนการมีพฤติกรรมทางพลวัตที่ซับซ้อน เช่นมีการหน่วงเวลา (Time delay) ซึ่งเกิดจากการขนส่งภายในท่อ การวัดค่าต่างๆ และการวิเคราะห์ โดยเฉพาะในระบบที่มีอันดับสูงๆ (High-order systems) มีพฤติกรรมแบบ Inverse-response มีความไม่เสถียรของลูปเปิด มีกระบวนการโดยทั่วไปไม่เป็นเชิงเส้นและมีขอบเขตจำกัดหลายแบบ เช่น มีขอบเขตจำกัดของค่าตัวแปรอินพุตและเอาต์พุต มีค่าจำกัดของอัตราการเปลี่ยนแปลงของอินพุต

3. กระบวนการโดยทั่วไปไม่เป็นเชิงเส้น

4). มีขอบเขตจำกัดหลายแบบ เช่นมีขอบเขตจำกัดของค่าตัวแปรอินพุตและเอาต์พุต มีค่าจำกัดของอัตราการเปลี่ยนแปลงของอินพุต

คุณสมบัติของตัวควบคุมในอุดมคติที่จะใช้ในการดำเนินกระบวนการในอุตสาหกรรมเคมี

- 1). จะต้องสามารถจัดการกับความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรของกระบวนการที่มีตัวแปรหลายตัว การหน่วงเวลา (Time delay) และปัญหาทางพฤติกรรมทางพลวัตรูปแบบอื่นๆ ซ้ำดจำกัดของอินพุต-เอาต์พุต การรบกวนต่างๆทั้งที่วัดได้และวัดไม่ได้ และการหาผลอันซับซ้อนของพฤติกรรมของกระบวนการที่ไม่เป็นเชิงเส้นได้
- 2). จะต้องสามารถทำสิ่งที่กล่าวมาข้างต้นได้ ในขณะที่ทำการออปติไมซ์เซชันการควบคุม
- 3). ทำการควบคุมได้ดีแม้ว่าจะมีผลการวัดจากกระบวนการน้อย
- 4). ควรจะมีความทนทานต่อความคลาดเคลื่อนของแบบจำลอง และการรบกวนการวัด
- 5). สามารถที่จะรักษาคุณลักษณะเหล่านี้ได้ในขณะที่ทำการเริ่มกระบวนการ (start-up) และหยุดกระบวนการ(shutdown) ให้เหมือนกับตอนที่อยู่ในสภาวะคงตัว

จากที่กล่าวมานี้เป็นแนวความคิดที่ทำให้เกิดการพัฒนาตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิคทีฟ ซึ่งเป็นตัวควบคุมที่อาศัยแบบจำลองของกระบวนการมาทำนายค่าของตัวแปรควบคุมในอนาคต จากนั้นก็ใช้เทคนิคทางคณิตศาสตร์ในการทำออปติไมซ์เซชันตามฟังก์ชันวัตถุประสงค์เมื่อนำตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิคทีฟ มาเปรียบเทียบกับตัวควบคุมในอุดมคติจะเห็นได้ว่าสามารถใช้กับระบบที่มีตัวแปรหลายตัวและสามารถที่จะจัดการกับความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรได้ง่ายเป็นพิเศษ สามารถจัดการกับไทม์ดีเลย์, อินเวอร์สเรสปอนส์ ได้ดีเช่นเดียวกับการเปลี่ยนแปลงแบบอื่นๆ ใช้แบบจำลองของกระบวนการ แต่ว่าไม่ได้ต้องการแบบจำลองที่เป็นแบบบริจิดโมเดล มีการแก้ไขผลกระทบของการรบกวนทั้งแบบวัดได้ และวัดไม่ได้ และสามารถที่จะใช้การควบคุมแบบออปติไมซ์เซชันได้ รวมทั้งสามารถที่จะจัดการกับขอบเขตจำกัดได้ทุกชนิด [7]

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

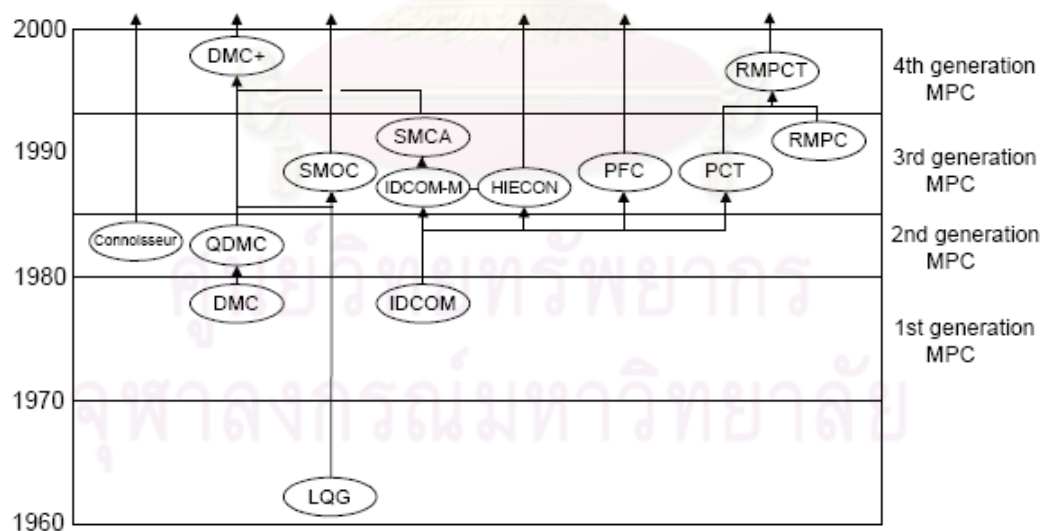


### 3.2 ประวัติการพัฒนาตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ เป็น รูปแบบการควบคุมที่สร้างขึ้นจากแบบจำลองของกระบวนการเพื่อใช้ในการคำนวณค่าการเปลี่ยนแปลงที่เหมาะสมของตัวแปรปรับในสภาวะที่เกิดการเปลี่ยนค่าเป้าหมายหรือมีการรบกวนเกิดขึ้นในระบบ ซึ่งจะใช้หลักการออปติไมซ์เซชันในการหาค่าตัวแปรปรับที่จะทำให้เกิดค่าความผิดพลาดของการควบคุมน้อยที่สุด โดยที่ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟมีพื้นฐานมาจากหลักการโปรแกรมเชิงเส้น (Linear Programming) ซึ่งพัฒนาโดย Zadeh และ Halen (1962) และหลังจากนั้น Propoi (1963) ได้เสนอหลักการเกี่ยวกับมูฟวิงฮอไรซัน (Moving Horizon) เป็นการคำนวณค่าตัวแปรปรับล่วงหน้าเพื่อให้ค่าของตัวแปรควบคุมเข้าสู่ค่าเป้าหมายตามที่ต้องการ ซึ่งเป็นหลักการสำคัญของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ จากนั้นก็เริ่มมีการวิจัยและพัฒนาเพื่อให้สามารถประยุกต์ใช้ในเชิงอุตสาหกรรมได้มากขึ้น เนื่องจากการพัฒนาตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟนี้เป็นวิธีการที่พัฒนามาจากการทดลอง ดังนั้นจึงมีรูปแบบที่แตกต่างกันตามขั้นตอนและวิธีการพัฒนาของแบบจำลองที่จะนำมาประยุกต์ใช้กับตัวควบคุม ปี ค.ศ. 1979 Cutler และ Ramaker ได้ใช้ตัวควบคุมแบบไดนามิกซ์เมตริก (Dynamic Matrix Control) หรือที่เรียกว่าดีเอ็มซี (DMC) มาใช้งานในการควบคุมหน่วยการแตกตัวด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic Cracking Unit) โดยพัฒนาดีเอ็มซีขึ้นจากการนำลักษณะทางไดนามิกของกระบวนการมาสร้างเป็นเมตริกซ์ และใช้เทคนิคทางคณิตศาสตร์ในการคำนวณค่าการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับที่ทำให้เกิดความผิดพลาดน้อยที่สุด ทำให้แก้ปัญหาระบบการควบคุมแบบหลายตัวแปรซึ่งมีผลต่อกันภายในระบบซึ่งไม่สามารถแก้ปัญหาคอมพิวเตอร์ด้วยตัวควบคุมแบบพีไอดีได้ อัลกอริทึมของการควบคุมแบบไดนามิกซ์เมตริกซ์ใช้แบบจำลองของการตอบสนองแบบสเต็ปแบบเชิงเส้น พฤติกรรมของเอาต์พุตของกระบวนการในอนาคต ถูกกำหนดโดยความพยายามในการติดตามค่าเป้าหมายให้ใกล้เคียงที่สุดเท่าที่จะเป็นไปได้และค่าของอินพุตที่เหมาะสมสามารถคำนวณโดยการหาค่าตอบของปัญหาการหาค่าที่น้อยที่สุดกำลังสอง ซึ่งได้นำไปประยุกต์ใช้ในการควบคุมอุณหภูมิของเตาหลอมโลหะ และพบว่ามีสมรรถนะในการควบคุมดีกว่าการควบคุมแบบพีไอดีธรรมดา และต่อมาได้มีการใช้การควบคุมแบบไดนามิกซ์เมตริกซ์กับหน่วยของฟลูอิดคระตะไลติก โดยส่วนของการออปติไมซ์เซชันขอบเขตจำกัดใช้เทคนิคการโปรแกรมเชิงเส้น (Linear Programming, LP) ต่อมาในปี ค.ศ. 1988 Prett และ Garcia ได้นำเสนออัลกอริทึมของการควบคุมแบบไดนามิกซ์เมตริกซ์ ในรูปของแบบจำลองสเตทสเปซในเวลาสี่ครีต เรียกว่าการควบคุมแบบสเตทสเปซไดนามิกซ์เมตริกซ์ (State Space Dynamic Matrix Control, DMCss) โดยสรุปอาจกล่าวได้ว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟรุ่นแรกมีอยู่ในอัลกอริทึมโมเดลฮิวริสติกและไดนามิกซ์เมตริกซ์ ซึ่งเป็นพื้นฐานในการออกแบบการควบคุมในอุตสาหกรรม ต่อมาวิศวกรของบริษัท

เซลล์ได้พัฒนาอัลกอริทึมของการควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ ในรูปแบบควอดราติกโปรแกรม (Quadratic Program, QP) เรียกว่า ควอดราติกไดนามิกเมตริกซ์ (Quadratic Dynamic Matrix Control, QDMC) โดยขอบเขตจำกัดต่าง ๆ จะปรากฏอย่างชัดเจนในอัลกอริทึมสำหรับการควบคุม ซึ่งรูปแบบเหมือนกับการควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ แตกต่างเพียงการคำนวณค่าอินพุตที่เหมาะสมเป็นผลเฉลยคำตอบของควอดราติกโปรแกรมเท่านั้น ซึ่ง Garcia ได้ประยุกต์ใช้กับเตาเผาไพโรไลซิส (Pyrolysis Furnace) ในการปรับความดันของก๊าซเชื้อเพลิงในเตาเผา

การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟได้รับการพัฒนาอย่างต่อเนื่องดังแสดงได้ดังภาพที่ 3.1 ซึ่งเป็นที่รู้จักกันดี เช่น การควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ (Dynamic matrix Control, DMC) การควบคุมแบบโมเดลอัลกอริทึม (Model Algorithmic Control, MAC) , การควบคุมแบบอินเทอร์เนลโมเดล (Internal Model Control, IMC) การควบคุมแบบควอดราติกไดนามิกเมตริกซ์ (Quadratic Dynamic Matrix Control, QDMC) การควบคุมแบบเจเนอริกโมเดล (Generic Model Control, GMC) ซึ่งอาศัยหลักการเดียวกันคือเป็นตัวควบคุมโดยอาศัยแบบจำลองในการคำนวณชุดของค่าการควบคุมในอนาคตโดยการหาค่าที่เหมาะสมด้วยฟังก์ชันวัตถุประสงค์ (objective function) ซึ่งทำให้ค่าความคลาดเคลื่อนที่ทำนายน้อยที่สุดภายใต้ขอบเขตจำกัดของการดำเนินการต่างๆ เพื่อให้ได้ค่าการตอบสนองที่ต้องการ [6,9,10]



ภาพที่ 3.1 ลำดับการพัฒนาของการควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟแบบเชิงเส้น [6]

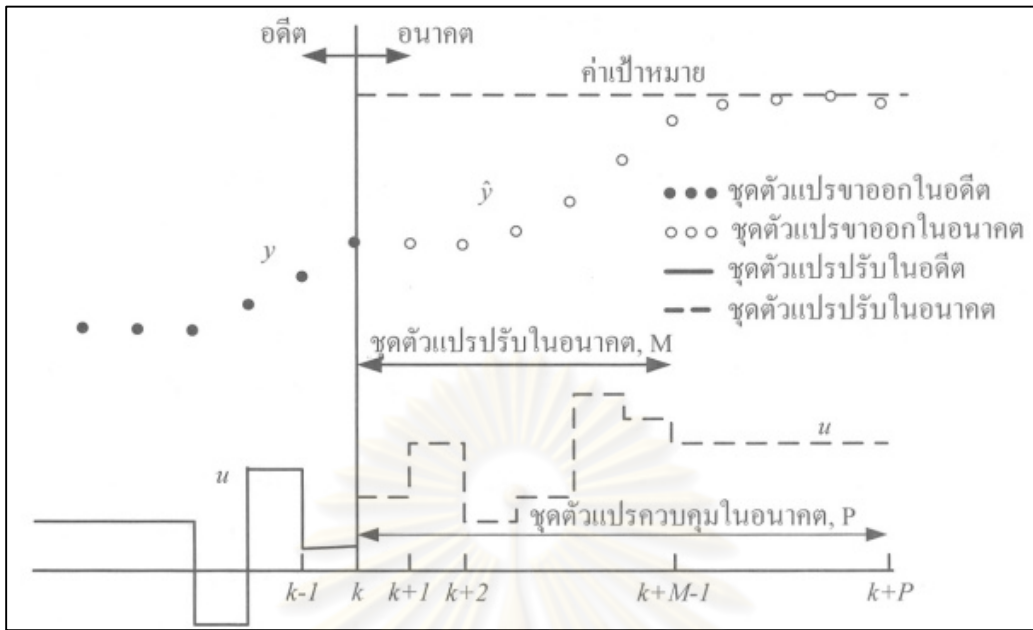
### 3.3 หลักการโดยทั่วไปของเอ็มพีซี

การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเป็นเทคนิคที่สามารถควบคุมตัวแปรเอาต์พุตหนึ่งตัวหรือหลายตัวก็ได้ และประยุกต์ใช้การออปติไมซ์เพื่อคำนวณการปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรปรับ และปรับแต่งการตอบสนองที่ต้องการจากฟังก์ชันวัตถุประสงค์ หลักการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟคือ ออปติไมซ์การปรับเปลี่ยนตัวแปรปรับเพื่อควบคุมตัวแปรควบคุมให้อยู่ที่เป้าหมายที่ต้องการ เหมือนกับหลักการของการควบคุมแบบออปติมอล (Optimal Control) แต่การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะออปติไมซ์หาค่าตัวแปรปรับจำนวนหนึ่งชุดและใช้เพียงตัวเดียวเท่านั้น จากนั้นจะออปติไมซ์ค่าตัวแปรปรับชุดใหม่โดยอาศัยข้อมูลจากการตรวจรู้ ณ เวลาปัจจุบัน ดังแสดงได้ในภาพที่ 3.2 ซึ่งแตกต่างจากการควบคุมแบบออปติมอล คือ คำนวณตัวแปรปรับหนึ่งชุดเท่านั้น แล้วประยุกต์ใช้ตัวแปรปรับให้สอดคล้องกับเวลาดำเนินการ

บ่อยครั้งที่กระบวนการทางเคมีมีการตอบสนองทางพลวัตช้า ดังนั้นจึงต้องใช้เวลานานพอสมควรสำหรับการแสดงผลทั้งหมดของแต่ละคอนโทรลเลอร์อีกชั้นที่จะควบคุมเอาต์พุตของกระบวนการ จึงเป็นไปได้เลยที่จะสามารถเห็นภาพรวมทั้งหมดของการควบคุมจากการวัดเอาต์พุตของกระบวนการเพียงอย่างเดียว ดังนั้นการตัดสินใจที่จะเลือกว่าต้องใช้คอนโทรลเลอร์อีกชั้นแบบไหนสำหรับเวลาปัจจุบันจึงเป็นสิ่งสำคัญ

1). พิจารณาว่าเอาต์พุตของกระบวนการจะเป็นอย่างไรในอนาคตถ้าไม่มีการควบคุม โดยสามารถที่จะทำนายค่าพฤติกรรมของกระบวนการล่วงหน้าได้อย่างชัดเจน

2). เลือกคอนโทรลเลอร์อีกชั้นเพื่อที่จะคงไว้ซึ่งความถูกต้องหลังจากเกิดผลเต็มรูปแบบของคอนโทรลเลอร์อีกชั้นก่อนหน้านี้ โดยการคำนวณค่าคอนโทรลเลอร์อีกชั้นที่ถูกต้องที่สุดที่ทำให้ค่าเอาต์พุตที่ทำนายเข้าสู่ค่าเป้าหมายที่ต้องการได้อย่างใกล้เคียงที่สุด[11]



ภาพที่ 3.2 พื้นฐานการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ[11]

ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะใช้ข้อมูลเอาต์พุตของกระบวนการในการคำนวณค่าของตัวแปรที่เหมาะสมโดยอาศัยแบบจำลอง และอาศัยแบบแผนของการอบติไม่ซีในการทำนายแนวทางของตัวแปรควบคุม,  $y$  ผ่านเกณฑ์การทำนาย (prediction or output horizon),  $P$  ด้วยค่าของตัวแปรปรับกระบวนการ,  $M$  โดยที่  $M \leq P$  ซึ่งสลับของการทำนายนี้แสดงได้ดังภาพที่ 3.2

โดยที่สลับเวลา  $k$  เครื่องควบคุมจะทำการคำนวณชุดของตัวแปรปรับในปัจจุบันและในอนาคตผ่านเกณฑ์การควบคุมไป  $M$  สลับ คือ  $\Delta u(k|k), \Delta u(k+1|k), \dots, \Delta u(k+M-1|k)$  ซึ่งจะทำนายพฤติกรรมในอนาคตของเอาต์พุตของกระบวนการผ่านเกณฑ์การทำนายไป  $P$  สลับคือ  $y(k+1|k), y(k+2|k), \dots, y(k+P|k)$  โดยจะได้ค่าของเอาต์พุตซึ่งสอดคล้องตามเป้าหมายที่ต้องการ โดยการอบติไม่ซีด้วยฟังก์ชันวัตถุประสงค์ซึ่งทำให้ค่าความคลาดเคลื่อนที่ทำนายน้อยที่สุดภายใต้ขอบเขตจำกัดต่างๆของอินพุตและเอาต์พุตของกระบวนการ ซึ่งขอบเขตจำกัดเหล่านี้สามารถรวมเข้าไว้ในปัญหาของการอบติไม่ซีโดยตรง และจากชุดของตัวแปรปรับที่คำนวณได้ ค่าของตัวแปรปรับเพียงค่าแรก  $\Delta u(k|k)$  เท่านั้นที่นำมาประยุกต์ใช้กับกระบวนการจริงจากสลับเวลา  $k$  ถึง  $k+1$  ที่สลับเวลา  $k+1$  จะได้ค่าวัด  $y(k+1)$  ซึ่งจะถูกนำมาเปรียบเทียบกับค่าเป้าหมาย ถ้ายังมีความคลาดเคลื่อนอยู่ก็จะทำการคำนวณชุดของตัวแปรปรับใหม่ที่เวลาถัดไป 1 สลับ และที่ช่วงเวลาถัดไปจะได้ค่าวัดใหม่ของเอาต์พุต เกณฑ์การควบคุม  $M$  และเกณฑ์การทำนาย  $P$  จะเคลื่อนที่ไปข้างหน้า 1 สลับและจะทำ

การคำนวณซ้ำในทำนองเดียวกันโดยอาศัยค่าวัดใหม่เช่นนี้ไปเรื่อยๆ วิธีการดังกล่าวเป็นวิธีการที่เรียกว่าแกนการเคลื่อนที่ (moving horizon) หรือแกนการถดถอย (receding horizon)

### 3.4 ข้อดีและข้อจำกัดของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

**3.4.1 ข้อดีของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ** การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟมีข้อดีที่เหนือกว่าการควบคุมแบบเชิงเส้นแบบดั้งเดิม เช่นการควบคุมแบบพีไอดี คือ

3.4.1.1 การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถรับประกันเสถียรภาพของระบบได้ทราบเท่าที่แบบจำลองของกระบวนการสามารถเป็นตัวแทนของระบบได้อย่างน่าเชื่อ นั่นคือเมื่อแบบจำลองสามารถเชื่อถือได้ในระดับหนึ่งเครื่องควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะสามารถควบคุมกระบวนการได้อย่างมีประสิทธิภาพ อย่างไรก็ตามอาจกล่าวได้ว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถที่จะรับประกันเสถียรภาพของระบบต่างๆ ที่มีความไม่เป็นเชิงเส้นสูงได้โดยขึ้นกับแบบจำลองที่ใช้ว่าเป็นเชิงเส้น/ไม่เชิงเส้น หรือเป็นแบบจำลองที่ง่ายหรือมีความยุ่งยากซับซ้อนเป็นต้น

3.4.1.2 สามารถใช้ควบคุมกระบวนการที่ไม่เป็นเชิงเส้นสูงกระบวนการที่มีตัวแปรอินพุตตัวแปรเอาต์พุตจำนวนมากและกระบวนการที่มีขอบเขตจำกัดได้ดี

3.4.1.3 สมรรถนะการควบคุมที่ดีของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถกำหนดได้โดยเลือกฟังก์ชันวัตถุประสงค์ที่เหมาะสมซึ่งขึ้นกับวัตถุประสงค์ในการควบคุม

### 3.4.2 ข้อจำกัดของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

การประยุกต์ใช้งานของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ จำกัดสำหรับกระบวนการหรือระบบซึ่งสามารถหาแบบจำลองของกระบวนการที่น่าเชื่อถือและมีความถูกต้องพอสมควรทั้งนี้เนื่องจากการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ เป็นการควบคุมที่อยู่บนพื้นฐานของแบบจำลอง

### 3.4.3 สิ่งที่ต้องการสำหรับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟต้องการแบบจำลองของกระบวนการและพารามิเตอร์ต่างๆ ที่มีความน่าเชื่อถือ และถูกต้องพอสมควร โดยเราสามารถคาดหมายได้ว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ จะสามารถทำการควบคุมระบบใดๆ ที่มีแบบจำลองที่น่าเชื่อถือได้เป็นอย่างดี แต่เมื่อมีความผิดพลาดของแบบจำลองหรือพารามิเตอร์ต่างๆ จะทำให้การคำนวณค่าตัวแปรปรับผิดไป วิธีแก้คือใช้การประมาณค่าสแตตและพารามิเตอร์ต่างๆ จะให้การคำนวณค่าตัวแปรปรับผิดไป

วิธีแก้คือใช้การประมาณค่าสเตตและพารามิเตอร์เพื่อช่วยในการประมาณค่าสเตตและพารามิเตอร์ให้ถูกต้องหรือใกล้เคียงกับค่าที่ถูกต้อง แต่อย่างไรก็ตามการประมาณค่ายังขึ้นกับแบบจำลองที่ใช้และพารามิเตอร์ต่างๆ ของกระบวนการว่ามีความผิดพลาดมากน้อยเพียงใด

การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟต้องการ การวัดค่าของตัวแปรควบคุมรวมทั้งเอาต์พุตต่างๆ ของกระบวนการ ซึ่งทำให้รู้สถานะปัจจุบันของระบบ และอาศัยค่าเอาต์พุตที่วัดได้เป็นพื้นฐานในการคำนวณค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมหรือประมาณค่าสเตตและพารามิเตอร์ที่ไม่ถูกต้อง ซึ่งถ้าไม่มีการวัดค่าเอาต์พุตนี้เครื่องควบคุมและตัวประมาณค่าจะไม่สามารถคำนวณค่าตัวแปรปรับหรือประมาณค่าพารามิเตอร์หรือตัวแปรต่างๆ ได้เนื่องจากไม่สามารถทราบค่าที่ปัจจุบันของระบบ

### 3.5 แบบจำลองกระบวนการสำหรับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

ในกรณีนี้จะพิจารณาถึงเอ็มพีซีแบบดั้งเดิม (Standard MPC) ซึ่งจะใช้เฉพาะกับแบบจำลองเชิงเส้นเท่านั้น โดยจะแบ่งเป็น 3 แบบ คือ

1. Finite Convolution Models ซึ่งจะแบ่งออกเป็น 2 รูปตามชนิดของแบบจำลอง ได้สองแบบคือ Impulse-Response model และ Step-Response Model Form
2. Discrete State-Space models
3. Discrete Transfer Function Models

#### 3.5.1 แบบจำลองกระบวนการ

โดยทั่วไปในกระบวนการต่างๆสามารถเขียนเป็นสมการทางคณิตศาสตร์เพื่ออธิบายการเปลี่ยนแปลงและความสัมพันธ์ของตัวแปรต่างๆของกระบวนการซึ่งเรียกว่าแบบจำลองกระบวนการได้ แต่อย่างไรก็ตามในทางปฏิบัติอาจไม่สามารถเขียนสมการทางคณิตศาสตร์อย่างสมบูรณ์ครบถ้วนเพื่ออธิบายกระบวนการจริงที่มีความซับซ้อนได้อย่างถูกต้อง แต่เป็นเพียงการประมาณค่าของกระบวนการจริงเท่านั้น ทั้งนี้แบบจำลองกระบวนการจะสร้างขึ้นเพื่อวัตถุประสงค์ต่างๆดังต่อไปนี้ เพื่อทำความเข้าใจกระบวนการโดยไม่ต้องใช้กระบวนการจริง เพื่อทดสอบออกแบบระบบและข้อจำกัดต่างๆที่ใช้ในการควบคุม และเพื่อหาจุดที่เหมาะสมของกระบวนการและปรับค่าสถานะการดำเนินการผลิตเพื่อให้ได้ผลกำไรสูงสุด

แบบจำลองกระบวนการเป็นหลักการพื้นฐานสำหรับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟแบบจำลองกระบวนการแบบเชิงเส้น(Linear empirical model) ที่ได้จากการทำผลตอบสนองฟังก์ชันเป็นเทคนิคที่ได้รับการยอมรับและมีการใช้งานอย่างแพร่หลายในปัจจุบัน [6,14] การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ มักจะถูกใช้งานในกระบวนการที่มีหลายตัวแปรและมีความสัมพันธ์กันของตัวแปรสูง ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการจะถูกสร้างมาจากการทดสอบกระบวนการด้วยวิธีการหาผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสแต็ปโดยใช้วิธีทางคณิตศาสตร์ ในการใช้ข้อมูลจากการทดลอง เราสามารถสร้างสมการของทุกๆเอาต์พุตได้เท่ากับจำนวนการเก็บตัวอย่างการทดลอง จำนวนการเก็บข้อมูลตัวอย่างจากการทดลองมีความสำคัญมากกว่าจำนวนสัมประสิทธิ์ที่ไม่ทราบค่า เพราะว่าเราสามารถใส่เทคนิคกำลังสองน้อยที่สุดแก่สมการหาค่าสัมประสิทธิ์ที่ไม่ทราบค่าได้ ซึ่งค่าที่ได้อาจจะไม่เหมาะสมกับสมการใดสมการหนึ่งแต่จะเหมาะสมกับทุกสมการ

### 3.5.1.1 ระบบเวลาไม่ต่อเนื่อง (Discrete time)

ในงานวิจัยนี้จะนำตัวควบคุมแบบดีเอ็มซีมาประยุกต์ใช้งานระบบคอมพิวเตอร์ ดังนั้น การศึกษาระบบควบคุมจึงต้องใช้แบบจำลองแบบระบบเวลาไม่ต่อเนื่อง(Discrete time) ซึ่งหมายถึง แบบจำลองที่มีอินพุตและเอาต์พุตเป็นซีควีนซ์ของข้อมูลหรือ สัญญาณเวลาไม่ต่อเนื่อง โดยสามารถแสดงแบบจำลองในรูปของสมการคณิตศาสตร์ได้ว่า

$$X = \{X[k]\}, -\infty < k, \infty \quad (3.1)$$

เมื่อ  $X$  คือสัญญาณ

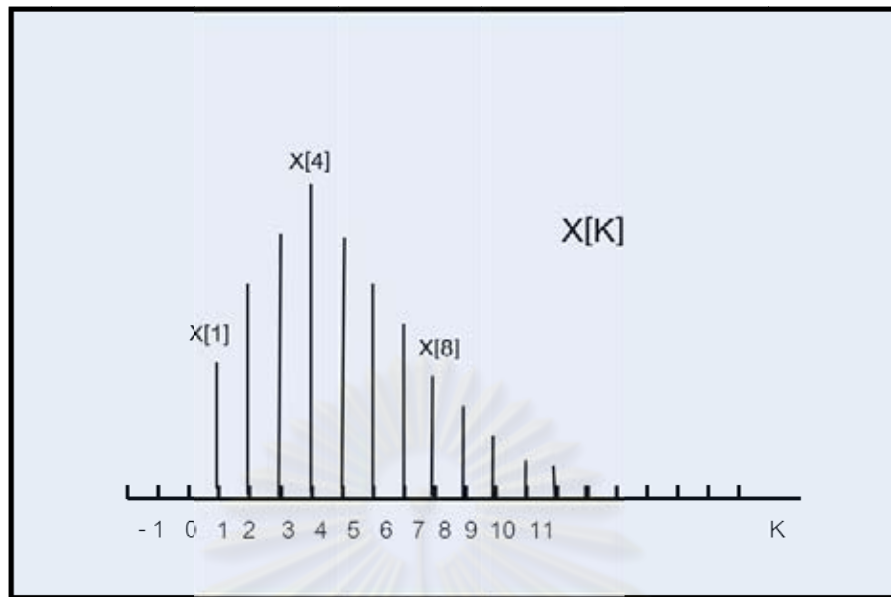
และ  $k$  เป็นเลขจำนวนเต็ม

โดยสัญญาณนี้ได้มาจากการเก็บตัวอย่างจากสัญญาณอะนาล็อก ซึ่งก็คือค่าที่วัดได้จากกระบวนการโดยมีคาบเก็บตัวอย่างหรือ  $T$  ซึ่งแสดงในรูปของสมการคณิตศาสตร์ได้ว่า

$$X[k] = X_a(kT) \quad (3.2)$$

เมื่อ  $X_a$  เป็นสัญญาณอะนาล็อกและสามารถวาดรูปสัญญาณเวลาไม่ต่อเนื่อง (Discrete time)

ออกมาได้ดังภาพที่ 3.3



ภาพที่ 3.3 แสดงตัวอย่างสัญญาณเวลาไม่ต่อเนื่อง

ส่วนนิยามเชิงคณิตศาสตร์ระหว่างซีเคิร์ฟซ์ของสัญญาณอินพุต  $X[k]$  และซีเคิร์ฟซ์ของสัญญาณเอาต์พุต  $Y[k]$  สามารถเขียนได้ดังสมการ

$$Y[k] = F\{X[k]\} \quad (3.3)$$

โดยสมมุติฐานที่นำมาใช้คือ แบบจำลองเชิงเส้นที่ไม่ขึ้นกับเวลา (Linear Time Invariant Models) ซึ่งเป็นการตอบสนองของระบบต่อสัญญาณอินพุตลักษณะหนึ่งจะเหมือนกันไม่ว่าจะป้อนสัญญาณนั้นเข้าไปที่เวลาใดๆ และสามารถอธิบายได้ด้วยคุณสมบัติการทับซ้อน (Superposition) 2 ข้อ ซึ่งเป็นคุณสมบัติของระบบเชิงเส้น คือ

1. คุณสมบัติในการรวมกัน (Additivity property)

$$F\{X_1[k] + X_2[k]\} = F\{X_1[k]\} + F\{X_2[k]\} = Y_1[k] + Y_2[k] \quad (3.4)$$

2. คุณสมบัติทางด้านความสม่ำเสมอหรือการทวีค่า (Homogeneity or scaling property)

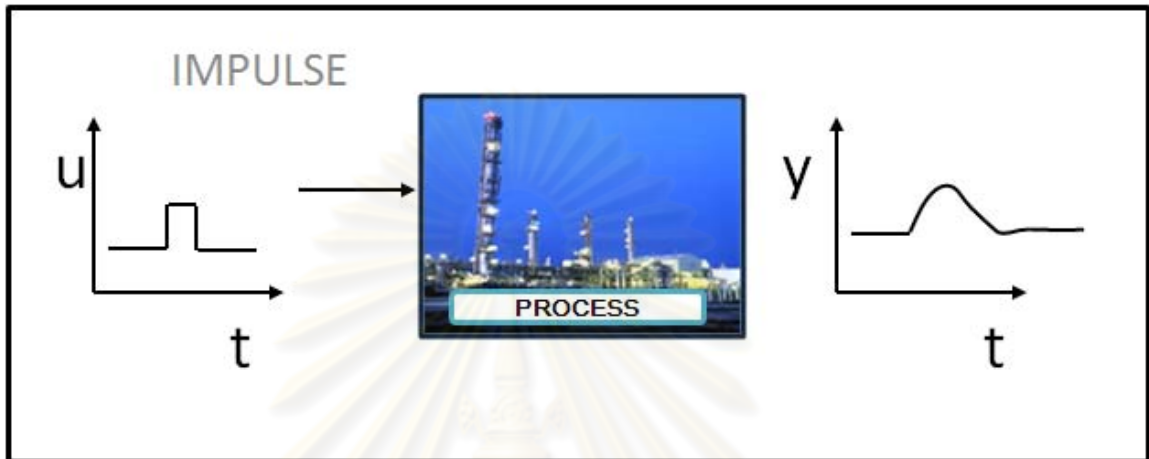
$$F\{aX[k]\} = aF\{X[k]\} = aY[k] \quad (3.5)$$

คุณสมบัติทั้งสองประการนี้ทำให้การสร้างแบบจำลองเพื่อการวิเคราะห์และทำนายระบบสามารถทำได้ง่ายขึ้น



### 3.5.1.2 แบบจำลองการตอบสนองต่ออิมพัลส์ (Impulse Response Model)

เมื่อเพิ่มตัวแปรอินพุตขนาด  $U = \{0, 1, 0, \dots, 0, \dots\}$  เข้าไปในกระบวนการ จะสามารถวัดค่าตัวแปรเอาต์พุตได้เป็น  $Y = \{0, h_0, h_1, \dots, h_n, \dots\}$  โดยจะให้ระบบมีลักษณะเป็นไปตามสมมุติฐานนี้



ภาพที่ 3.4 การตอบสนองแบบอิมพัลส์

จะได้ว่า  $h_0 = 0$  เพราะระบบจะไม่เปลี่ยนแปลงในทันทีที่ตัวแปรอินพุตเปลี่ยนแปลงและ  $h_k = 0$  สำหรับ  $k \geq n$  โดยที่ระบบจะเข้าสู่สถานะคงตัวเมื่อเวลาผ่านไป  $n$  ช่วงเวลา ระบบที่เป็นลักษณะนี้จะเรียกว่า Finite Impulse Response (FIR) โดยกระบวนการจริงในอุตสาหกรรมหลายกระบวนการสามารถใช้ FIR ในการประมาณได้ดี แต่อย่างไรก็ตามระบบที่เป็นลักษณะ integrating system จะไม่สามารถใช้ FIR ในการประมาณได้

จากแบบจำลองเชิงเส้นที่ไม่ขึ้นกับเวลา (Linear Time Invariant Models) เมื่อทำการเลื่อนค่าอินพุต จะได้ว่า

$$U = \{0, 1, 0, \dots, 0, \dots\}$$

ทำให้มีการเลื่อนค่าตอบสนองเป็นดังนี้

$$Y = \{0, h_0, h_1, \dots, h_n, \dots\}$$

ซึ่งลักษณะไดนามิกของระบบที่เป็น FIR ก็จะสามารถอธิบายได้ด้วยเซตของค่าสัมประสิทธิ์ FIR ที่แสดงอยู่ในรูปของเมตริก

$$H = \{h_1, h_2, \dots, h_n\}^T$$

โดยสามารถที่จะคำนวณการตอบสนองของระบบได้จากการใช้คุณสมบัติการซ้อนทับ เมื่อมีตัวแปรอินพุตหลายค่าจะได้ว่า

$$U = \{u_0, u_1, u_2, \dots\}$$

ซึ่งสามารถแสดงในรูปผลรวมของอิมพัลส์ได้ว่า

$$U = \{1,0,0, \dots\}u_0 + \\ \{0,1,0, \dots\}u_1 + \\ \{0,0,1,0, \dots\}u_2 + \dots$$

ค่าตัวแปรเอาต์พุตของระบบจะเป็น

$$y_0 = \{0, h_1, h_2, h_n, \dots, h_n, 0,0, \dots\}u_0 + \\ \{0, 0, h_1, h_2, \dots, h_n, 0,0, \dots\}u_1 + \\ \{0,0,0, h_1, h_2, \dots, h_n, 0,0, \dots\}u_2 + \dots \\ = \{0, h_1 u_0, h_2 u_0 + h_1 u_1 + h_2 u_1 + h_2 u_2, \dots\}$$

ดังนั้นจะสามารถหาตัวแปรเอาต์พุตในแต่ละช่วงเวลาได้จาก

$$Y_k = \sum_{i=l}^n h_i u_{k-i} \quad (3.6)$$

โดยที่สัมประสิทธิ์  $h_i$  จะแสดงถึงผลของอินพุตซึ่งเกิดที่ช่วงเวลา  $i$  ในอดีตที่ส่งผลกับค่าตัวแปรเอาต์พุต  $y_k$

### 5.1.3 แบบจำลองการตอบสนองต่อสแต็ป (Step Response Model)

ในระบบอุตสาหกรรมสามารถที่จะประมาณลักษณะไดนามิกของกระบวนการได้โดยระบบเวลาไม่ต่อเนื่อง และโมเดลเชิงเส้นที่ไม่ขึ้นกับเวลาระหว่างตัวแปรเอาต์พุตและตัวแปรอินพุต โดยจะพิจารณาเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงแบบสแต็ปของตัวแปรอินพุต

$$U = \{1,1,1, \dots, 1, \dots\}$$

สัญญาณการตอบสนองต่อสแต็ปของตัวแปรเอาต์พุตจะมีค่าเป็น

$$Y(0) = \{0, h_1, h_1 + h_2, h_1 + h_2 + h_3, \dots\} \quad (3.7)$$

$$\triangleq \{0, s_1, s_1, s_3, \dots\} \quad (3.8)$$

โดยกำหนดให้  $s_1, s_1, s_3, \dots$  คือค่าสัมประสิทธิ์ของผลตอบสนองแบบสแต็ป ช่วงเวลาที่ใช้ในการวัด  $\Delta t$  และกำหนดให้  $s_i = 0$  สำหรับ  $i \leq 0$

จากแบบจำลองเชิงเส้นที่ไม่ขึ้นกับเวลา (Linear Time Invariant Models) เมื่อทำการเลื่อนค่าสแต็ปอินพุต จะได้ว่า

$$U(0) = \{0, 1, 1, \dots, 1, \dots\}$$

ทำให้มีการเลื่อนค่าตอบสนองเป็นดังนี้

$$Y(0) = \{0, 0, s_1, s_1, s_3, \dots\}$$

โดยที่เมตริกค่าสัมประสิทธิ์ของผลตอบสนองแบบสแต็ปจะอธิบายถึงผลของอินพุตที่มีต่อเอาต์พุตของระบบ และเมตริกค่าสัมประสิทธิ์ของผลตอบสนองแบบสแต็ปสามารถแสดงได้ดังสมการ 3.9

$$S = \{s_1, s_2, \dots, s_n\}^T \quad (3.9)$$



ภาพที่ 3.5 การตอบสนองแบบสแต็ป

เมื่อมีตัวแปรอินพุตหลายค่าจะได้ว่า

$$U(0) = \{u_0, u_1, u_2, \dots\}$$

ซึ่งสามารถแสดงให้อยู่ในรูปของผลรวมสแต็ป

$$U(0) = \{1, 1, 1, \dots\}u_0 + \\ \{0, 1, 1, 1, \dots\}(u_1 - u_0) +$$

$$\{0,0,1,1, \dots\}(u_2 - u_1) + \dots$$

เมื่อกำหนดให้เวกเตอร์การเปลี่ยนแปลงอินพุต  $\Delta u(i)$  มีค่าดังสมการ 3.10

$$\Delta u(i) = u(i) - u(i - 1) \quad (3.10)$$

ซึ่งสมการต่อไปนี้จะแสดงถึงผลรวมของชุดการเปลี่ยนแปลงตัวแปรเอาต์พุตสำหรับการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรอินพุตที่มีขนาด  $\Delta u(i)$

$$\begin{aligned} y(0) &= \{0, s_1, \dots, s_n, s_n, s_n, \dots\}u(0) + \\ &\quad \{0,0, s_1, \dots, s_n, s_n, s_n, \dots\}\Delta u(1) + \\ &\quad \{0,0,0, s_1, \dots, s_n, s_n, s_n, \dots\}\Delta u(2) + \dots \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y(0) &= \{0, s_1 u(0), s_2 u(0) + s_1 \Delta u(1), \\ &\quad s_3 u(0) + s_2 \Delta u(1) + s_1 \Delta u(2), \dots, \\ &\quad s_n u(0) + s_{n-1} \Delta u(1) + s_{n-2} \Delta u(2) + \\ &\quad \dots + s_n \Delta u(n - 1), \\ &\quad s_n (u(0) + \Delta u(1)) + s_{n-1} \Delta u(2) + \\ &\quad s_{n-2} \Delta u(3) + \dots + s_1 \Delta u(n), \dots\} \end{aligned}$$

ดังนั้นจะสามารถหาตัวแปรเอาต์พุตในแต่ละช่วงเวลาได้ดังนี้

$$y_k = \sum_{i=1}^{n-1} s_i \Delta u_{k-i} + s_n u_{k-n} \quad (3.11)$$

โดยที่สัมประสิทธิ์การตอบสนองแบบสเต็ปจะมีความสัมพันธ์กับการตอบสนองแบบอิมพัลส์คือ

$$h_k = s_k - s_{k-1} \quad (5.12)$$

หรือ

$$s_k = \sum_{i=1}^k h_i \quad (3.13)$$

โดย  $i = 1, 2, 3, \dots, T$  และ  $h_0 = 0$

### 3.6 ตัวควบคุมไดนามิกส์ เมตริกคอนโทรล

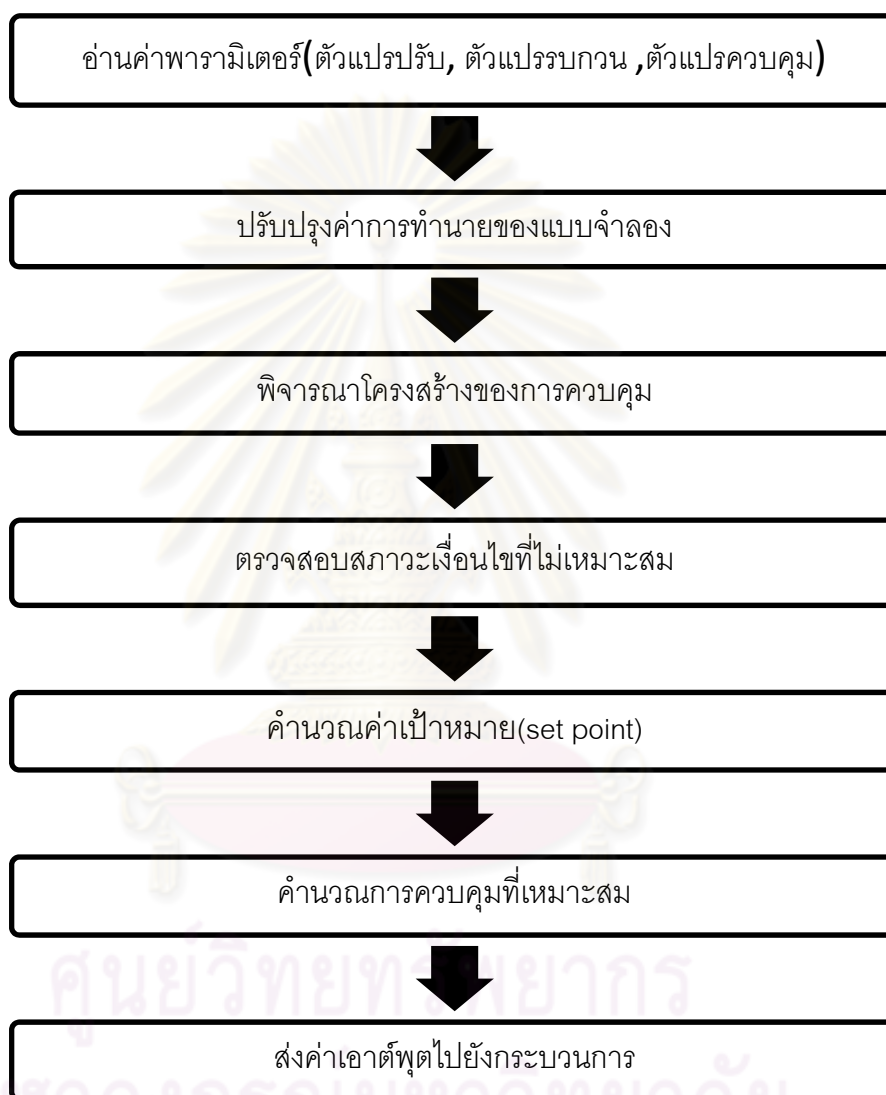
ตัวควบคุมที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้คือ ตัวควบคุมไดนามิกส์เมตริก (Dynamic Matrix Controller) ซึ่งเป็นตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟตัวแรกที่ใช้ในอุตสาหกรรมจริง และในปัจจุบันก็ยังเป็นตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟที่มีการใช้งานมากที่สุด อีกทั้งยังมีการพัฒนาตัวควบคุมนี้อย่างต่อเนื่อง ตัวควบคุมไดนามิกส์เมตริก (Dynamic Matrix Controller) จะทำงานเหมือนกับตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟทั่วไปที่ใช้ในการแก้ปัญหาคอมพิวเตอร์ที่ซับซ้อนโดยอาศัยการทำนายค่าตัวแปรเอาต์พุตในอนาคตจากพฤติกรรมหรือค่าการควบคุมในอดีต และลักษณะทางไดนามิกของระบบซึ่งเป็นหลักการของมูฟวิงฮอไรซัน เพื่อนำมาคำนวณหาค่าการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับที่เหมาะสม ณ ช่วงเวลาปัจจุบันและอนาคตโดยหลักของการควบคุมแบบดีเอ็มซีจะใช้การออกพีดีไอพีฟังก์ชันวัตถุประสงค์ ซึ่งก็คือค่าความผิดพลาดระหว่างค่าเป้าหมาย (set point) ของตัวแปรควบคุมกับค่าทำนาย (Predicted Value) โดยดีเอ็มซีถูกจัดรูปให้เป็นตัวควบคุมที่ให้ค่าความผิดพลาดน้อยที่สุดโดยการคำนวณเซตของการเปลี่ยนแปลงในอนาคตของตัวแปรปรับ ซึ่งทำให้ได้ค่าความผิดพลาดของตัวแปรเอาต์พุตยกกำลังสองตลอดช่วงเวลาในการทำนายมีค่าน้อยที่สุด

ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟถูกออกแบบมาเพื่อผลักดันกระบวนการจากข้อจำกัดที่สภาวะคงตัว (steady state) ซึ่งจะคำนวณจุดปฏิบัติการที่เหมาะสมทางเศรษฐกิจโดยใช้หลักการออกพีดีไอพีที่สภาวะคงตัว และโดยทั่วไปวัตถุประสงค์หลักของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะเรียงลำดับตามความสำคัญดังนี้

1. ป้องกันการละเมิดขอบเขตจำกัดของค่าตัวแปรปรับหรืออินพุตและขอบเขตจำกัดของตัวแปรเอาต์พุต
2. ผลักดันให้ค่าตัวแปรควบคุมไปสู่สภาวะอยู่ตัวที่เหมาะสม
3. ผลักดันให้ค่าตัวแปรปรับไปสู่สภาวะอยู่ตัวที่เหมาะสม
4. ป้องกันการเคลื่อนไหวที่มากเกินไปของค่าตัวแปรปรับ

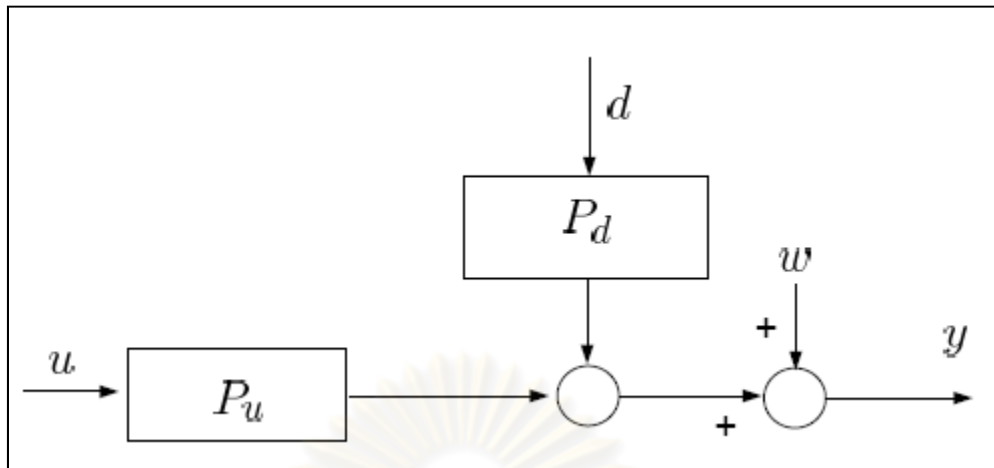
ภาพที่ 3.6 จะแสดงถึงแผนภาพการทำงานในแต่ละขั้นของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ในขั้นตอนแรกจะเป็นการอ่านค่าพารามิเตอร์อินพุต (ตัวแปรกระบวนการและตัวแปรปรับ) และค่าพารามิเตอร์เอาต์พุต (ตัวแปรควบคุม) ในปัจจุบันจากกระบวนการ ในขั้นตอนต่อมาจะเป็นการคำนวณซึ่งค่าการคำนวณหลักที่ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟคำนึงถึง ได้แก่ สภาวะปัจจุบันของกระบวนการอยู่ ณ สภาวะใด เมื่อใดที่ควรจะไปปรับกระบวนการไปที่สภาวะคงตัว และประการ

สุดท้ายคือวิธีการใดที่เหมาะสมที่สุดในการขับเคลื่อนกระบวนการไปสู่สภาวะที่ควรจะเป็น ขั้นตอนสุดท้ายคือการส่งค่าเอาต์พุตโดยส่วนใหญ่จะเป็นการส่งค่าเป้าหมายของลูบควบคุมไปยังระบบควบคุม DCS



ภาพที่ 3.6 แผนภาพการทำงานในแต่ละขั้นของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

### 3.6.1 การทำนายล่วงหน้าแบบหลายสแต็ป(Multi-Step Prediction)



ภาพที่ 3.7 ภาพแสดงการตั้งปัญหาพื้นฐานของการควบคุม

จากภาพที่ 3.7 จะแสดงให้เห็นว่าในระบบจะมีอินพุตภายนอกอยู่ 3 ประเภท ได้แก่ค่าตัวแปรปรับ (MV)แสดงด้วยสัญลักษณ์  $u$  ซึ่งมีผลกระทบต่อเอาต์พุต ค่าตัวแปรรบกวนจากการวัด (DV)แสดงด้วยสัญลักษณ์  $d$  และสุดท้ายคือค่าตัวแปรรบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้แสดงด้วยสัญลักษณ์  $w$  ซึ่งจะบวกเข้าไปกับเอาต์พุตของระบบ ระบบโดยรวมสามารถอธิบายได้โดยสมการ

$$y(k) = [ P^u \quad P^d ] \begin{bmatrix} u(k) \\ d(k) \end{bmatrix} + w_y(k) \quad (3.14)$$

กำหนดให้แบบจำลองของผลตอบสนองแบบสแต็ป  $S^u, S^d$  แทนพลวัตของระบบ  $P_u, P_d$  ตามลำดับทำให้สามารถกำหนดแบบจำลองโดยรวมของผลตอบสนองแบบสแต็ปหลายตัวแปรได้ดังสมการ

$$S = [ S^u \quad S^d ] \quad (3.15)$$

และอินพุตของระบบคือ

$$\Delta v(k) = \begin{bmatrix} \Delta u(k) \\ \Delta d(k) \end{bmatrix} \quad (3.16)$$

เมื่อพิจารณาสมการ

$$\tilde{Y}(k) = [ \tilde{y}_0(k), \tilde{y}_1(k), \dots, \tilde{y}_{n-1}(k) ]^T \quad (3.17)$$

โดยนิยามสมการสภาวะจะประกอบไปด้วยค่าเอาต์พุตของระบบในอนาคด

$$\tilde{Y}(k) = \begin{bmatrix} y(k) \\ y(k+1) \\ \vdots \\ y(k+n-1) \end{bmatrix} \quad (3.18)$$

และภายใต้สมมติฐานที่ว่าค่าตัวแปรอินพุตของระบบไม่เปลี่ยนแปลงจากค่าก่อนหน้า

$$\begin{aligned} \Delta u(k) &= \Delta u(k+1) = \dots = 0 \\ \Delta d(k) &= \Delta d(k+1) = \dots = 0 \end{aligned} \quad (3.19)$$

นอกจากนี้สมการสถานะจะไม่รวมถึงค่ารบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้ ดังนั้นจึงกำหนดให้

$$w_y(k) = w_y(k+1) = \dots = 0 \quad (3.20)$$

สมการสถานะจะสามารถเขียนใหม่ได้ในรูป

$$\tilde{Y}(k) = M \cdot \tilde{Y}(k-1) + S \Delta v(k-1) \quad (3.21)$$

ซึ่งสมการนี้จะแสดงถึงผลกระทบของการเปลี่ยนแปลงค่าอินพุต  $\Delta v(k-1)$  ในอนาคตข้างหน้าของระบบ โดยมีสมมติฐานที่ว่าไม่มีการเปลี่ยนแปลงค่าของอินพุตนอกจากนี้ ซึ่งผลกระทบของการเปลี่ยนแปลงจะแสดงผลอยู่ในรูปของเมตริกซ์  $S$  ผลกระทบของการเปลี่ยนแปลงค่าอินพุตใดๆในอนาคตถูกอธิบายด้วยเมตริกซ์ผลตอบสนองแบบสเต็ปที่เหมาะสม เมื่อพิจารณาผลการทำนายค่าเอาต์พุตในช่วงเวลาถัดไปของสเต็ปเวลา  $p$

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} y(k+1|k) \\ y(k+2|k) \\ \vdots \\ y(k+p|k) \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} \tilde{y}_1(k) \\ \tilde{y}_2(k) \\ \vdots \\ \tilde{y}_p(k) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} S_1^u \\ S_2^u \\ \vdots \\ S_p^u \end{bmatrix} \Delta u(k|k) \\ &+ \begin{bmatrix} 0 \\ S_1^u \\ S_2^u \\ \vdots \\ S_{p-1}^u \end{bmatrix} \Delta u(k+1|k) + \dots + \dots + \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ S_1^u \end{bmatrix} \Delta u(k+p-1|k) \\ &+ \begin{bmatrix} S_1^d \\ S_2^d \\ \vdots \\ S_p^d \end{bmatrix} \Delta d(k) + \begin{bmatrix} 0 \\ S_1^d \\ S_2^d \\ \vdots \\ S_{p-1}^d \end{bmatrix} \Delta d(k+1|k) + \dots \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 & \dots + \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ S_1^d \end{bmatrix} \Delta d(k+p-1|k) \\
 & + \begin{bmatrix} w_y(k+1|k) \\ w_y(k+2|k) \\ \vdots \\ w_y(k+p|k) \end{bmatrix}
 \end{aligned} \tag{3.22}$$

เทอมแรกของสมการทางด้านขวามือจะอธิบายถึงการเปลี่ยนแปลงของระบบในอนาคตเมื่อการเปลี่ยนแปลงของอินพุตในอนาคตเป็นศูนย์ ส่วนเทอมที่เหลือจะอธิบายถึงผลกระทบในปัจจุบันและอนาคตของการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับอินพุต  $\Delta u(k+i|k)$ , ค่ารบกวนจากการวัด  $\Delta d(k+i|k)$  และ ค่ารบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้  $w_y(k+i|k)$  โดยที่ค่าสัญลักษณ์  $y(k+i|k)$  แสดงถึงการทำนายของ  $y(k+i)$  ซึ่งสร้างมาจากข้อมูลที่มีอยู่ ณ ช่วงเวลาที่  $k$  ค่าสัญลักษณ์ดังกล่าวนำมาประยุกต์ใช้กับค่าพารามิเตอร์  $\Delta d$  และ  $w_y$

ค่าโดยส่วนใหญ่ของตัวแปรเหล่านี้ไม่สามารถหาได้ในช่วงเวลาที่  $k$  และจำเป็นต้องทำนายใน *rational fashion* จากการวัดที่ในเวลา  $k$  ค่า  $d(k)$  สามารถรู้ค่าได้ดังนั้น  $\Delta d(k) = d(k) - d(k-1)$  สมมติให้ค่ารบกวนไม่เปลี่ยนแปลงในอนาคตสำหรับอัลกอริทึมของดีเอ็มซี (DMC)

$$\Delta d(k+1|k) = \Delta d(k+2|k) = \dots = \Delta d(k+p|k) = 0 \tag{3.23}$$

ซึ่งสมมติฐานนี้จะเหมาะสมเมื่อค่ารบกวนมีค่าเปลี่ยนแปลงไม่มากนัก ในทำนองเดียวกันค่ารบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้  $w_y(k+i|k)$  จะถูกตั้งสมมติฐานว่าไม่มีการเปลี่ยนแปลงค่าเช่นกัน

$$w_y(k|k) = w_y(k+1|k) = w_y(k+2|k) = \dots = w_y(k+p|k) \tag{3.24}$$

ดังนั้นสามารถประมาณค่าในปัจจุบันของค่ารบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้จากสมการที่ 3.14 ด้วยค่า

$$w_y(k|k) \approx y_m(k) - \hat{y}_0(k). \tag{3.25}$$

ซึ่งค่า  $y_m(k)$  หมายถึงค่าจริงของเอาต์พุตที่ได้จากการวัด และ  $\tilde{y}_0(k)$  คือเอาต์พุตที่ได้จากแบบจำลองทำนาย ณ ช่วงเวลาที่  $k$  (ภายใต้สมมติฐาน  $w_y(k) = 0$ ) ขึ้นอยู่กับข้อมูลที่มีอยู่ ณ ช่วงเวลานั้น ค่าความแตกต่างระหว่างค่าเอาต์พุตที่ได้จากการทำนายและค่าเอาต์พุตที่ได้จากการวัดก็คือค่าโดยประมาณของค่ารบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้

โดยทั่วไปเราจะพิจารณากรณีค่าตัวแปรปรับอินพุตมีค่าเปลี่ยนแปลงไม่เกินค่าเกณฑ์การทำนาย(prediction horizon)

$$\Delta u(k+m|k) = \Delta u(k+m+1|k) = \dots = \Delta u(k+p-1|k) = 0 \quad (3.26)$$

ภายใต้สมมติฐานนี้สมการที่ 3.22 สามารถเขียนได้ในรูป

$$\begin{aligned}
 y(k+1|k) &= \underbrace{\begin{bmatrix} \tilde{y}_1(k) \\ \tilde{y}_2(k) \\ \vdots \\ \tilde{y}_p(k) \end{bmatrix}}_{\mathcal{M}\tilde{Y}(k)} \\
 &\quad \text{from the memory} \\
 &+ \underbrace{\begin{bmatrix} S_1^d \\ S_2^d \\ \vdots \\ S_p^d \end{bmatrix}}_{S^d \Delta d(k)} \Delta d(k) + \underbrace{\begin{bmatrix} y_m(k) - \tilde{y}_0(k) \\ y_m(k) - \tilde{y}_0(k) \\ \vdots \\ y_m(k) - \tilde{y}_0(k) \end{bmatrix}}_{I_p(y_m(k) - \tilde{y}_0(k))} \\
 &\quad \text{feedforward term} \qquad \qquad \qquad \text{feedback term} \\
 &+ \underbrace{\begin{bmatrix} S_1^u & 0 & \dots & \dots & 0 \\ S_2^u & S_1^u & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ S_m^u & S_{m-1}^u & \ddots & \ddots & S_1^u \\ \vdots & \vdots & \ddots & \ddots & \vdots \\ S_p^u & S_{p-1}^u & \dots & \dots & S_{p-m+1}^u \end{bmatrix}}_{S_u} + \underbrace{\begin{bmatrix} \Delta u(k|k) \\ \Delta u(k+1|k) \\ \vdots \\ \Delta u(k+m-1|k) \end{bmatrix}}_{\Delta U(k)} \quad (3.27) \\
 &\quad \text{dynamic matrix} \qquad \qquad \qquad \text{future input moves}
 \end{aligned}$$

เมื่อกำหนดนิยามใหม่ดังนี้

$$y(k+1|k) = \begin{bmatrix} y(k+1|k) \\ y(k+2|k) \\ \vdots \\ y(k+p|k) \end{bmatrix} \quad (3.28)$$

$$S^u = \begin{bmatrix} S_1^u & 0 & \cdots & 0 \\ S_2^u & S_1^u & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \cdots & \vdots \\ S_m^u & S_{m-1}^u & \cdots & S_1^u \\ \vdots & \vdots & \cdots & \vdots \\ S_p^u & S_{p-1}^u & \cdots & S_{p-m+1}^u \end{bmatrix}$$

$$S^d = \begin{bmatrix} S_1^d \\ S_2^d \\ \vdots \\ S_p^d \end{bmatrix} \quad (3.29)$$

$$J_p = \left. \begin{bmatrix} I \\ I \\ \vdots \\ I \end{bmatrix} \right\} p \quad (3.30)$$

$$\Delta U(k) = \begin{bmatrix} \Delta u(k|k) \\ \Delta u(k+1|k) \\ \vdots \\ \Delta u(k+m-1|k) \end{bmatrix} \quad (3.31)$$

$$\mathcal{M} = \left\{ \begin{array}{l} \left[ \begin{array}{cccccccc} 0 & I & 0 & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & 0 \\ k & 0 & I & 0 & \ddots & \ddots & \ddots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \ddots & \ddots & \ddots & \ddots & \vdots \\ 0 & \cdots & \cdots & 0 & I & 0 & \cdots & 0 \end{array} \right] \Big\} p \text{ for } p \neq n \\ \left[ \begin{array}{cccc} 0 & I & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & 0 & I & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \ddots & \vdots \\ 0 & \cdots & \cdots & 0 & I \\ \vdots & \vdots & \cdots & \vdots & \vdots \\ 0 & \cdots & \cdots & 0 & I \end{array} \right] \Big\} p \text{ for } p \geq n \end{array} \right. \quad (3.32)$$

เมื่อแทนด้วยนิยามใหม่ที่กำหนดไว้ค่าการทำนายล่วงหน้า  $p$  สเต็ป สามารถเขียนได้ในรูปของ

$$y(k+1|k) = \mathcal{M}\tilde{Y}(k) + S^d \Delta d(k) + I_p (y_m(k) - \tilde{y}_0(k)) + S^u \Delta U(k) \quad (3.33)$$

โดยที่ค่าสามเทอมแรกจะถูกกำหนดโดยการควบคุมในอดีต  $(\tilde{Y}(k), \tilde{y}_0(k))$  และค่าที่ได้จากการวัดในเวลาปัจจุบัน ส่วนเทอมสุดท้ายจะอธิบายถึงผลกระทบของการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับในเวลาปัจจุบัน  $\Delta U(k)$

### 3.7 ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ (Objective function)

ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ คือ ฟังก์ชันที่กำหนดสมรรถนะของการทำออปติไมซ์ ซึ่งเป็นฟังก์ชันที่ให้ผลเป็นค่าบวกเพียงค่าเดียวในกรณีหาค่าที่น้อยที่สุด (เป็นลบในกรณีหาค่ามากที่สุด) สามารถเปลี่ยนตามกระบวนการหรือตัวแปรที่ต้องการออปติไมซ์ ในระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟส่วนมาก จะเขียนฟังก์ชันวัตถุประสงค์ในรูปกำลังสองของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับ การหาฟังก์ชันวัตถุประสงค์สามารถเขียนได้หลายรูปแบบ โดยในบางวิจัยได้ใช้ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ในรูปของตัวแปรควบคุมและตัวแปรวัด คือ ฟังก์ชันวัตถุประสงค์แบบกำลังสองที่น้อยที่สุด หรือสมการควอดราติก โดยที่ฟังก์ชันวัตถุประสงค์นี้จะรวมค่ากำลังสองของค่าความผิดพลาดในการทำนาย ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรวัดที่ทำการทำนายภายในช่วงการควบคุม รูปแบบโดยทั่วไปของฟังก์ชันวัตถุประสงค์สามารถเขียนได้ในรูปของสมการ

$$\min \Delta u(k|k) \dots \Delta u(k+m-1|k) \sum_{\ell=1}^p \| y(k+\ell|k) - r(k+\ell) \|^2 \quad (3.34)$$

เกณฑ์นี้จะช่วยลดผลรวมของค่าเบี่ยงเบนยกกำลังสองของค่าควบคุมจากการทำนายจากกับค่าเป้าหมายหรือเส้นแนววิถีอ้างอิง  $(r(k+\ell))$  ณ ช่วงเวลาในอนาคต  $p$  สเต็ป และเราสามารถสมมุติค่าตัวแปรปรับให้เป็นค่าคงที่ได้ภายหลังจากช่วงเวลา  $m$  ซึ่งมีค่าดังนี้

$$\Delta u(k+m|k) = \Delta u(k+m+1|k) = \dots = \Delta u(k+p-1|k) = 0$$

โดยที่ค่าของ  $m \leq p$  เสมอ ซึ่งก็หมายความว่าตัวควบคุม DMC จะพิจารณาการเคลื่อนที่ในครั้งถัดไปของ  $m$  เท่านั้น การเลือกค่าพารามิเตอร์  $m$  และ  $p$  จะมีผลต่อเสถียรภาพของระบบ

โดยทั่วไปความสัมพันธ์ของกระบวนการผลิตจะไม่สามารถทำให้เอาต์พุตทั้งหมดของกระบวนการเข้าใกล้เคียงกับเส้นแนววิถีอ้างอิงพร้อมกันทั้งหมดได้ ในทางปฏิบัติจะมีเอาต์พุตบางส่วนที่มีการควบคุมอย่างดีและส่งผลกระทบต่อกระบวนการมากกว่าเอาต์พุตตัวอื่น ดังนั้นทำให้มีการถ่วงน้ำหนักเอาต์พุตลงไปในฟังก์ชันวัตถุประสงค์ ซึ่งสามารถแสดงได้ดังสมการ

$$\min \Delta u(k|k) \dots \Delta u(k+m-1|k) \sum_{\ell=1}^p \|\Gamma_{\ell}^y [y(k+\ell|k)] - r(k+\ell)\|^2 \quad (3.35)$$

ตัวอย่างสำหรับระบบที่มีเอาต์พุตสองตัวได้แก่  $y_1$  และ  $y_2$  รูปแบบของเมตริกซ์ค่าคงที่ถ่วงน้ำหนักจะอยู่ในรูปแบบ

$$\Gamma_{\ell}^u = \begin{bmatrix} \gamma_1 & 0 \\ 0 & \gamma_2 \end{bmatrix}; \forall \ell \quad (3.36)$$

และฟังก์ชันวัตถุประสงค์จะแสดงได้ดังสมการ

$$\min \Delta u(k|k) \dots \Delta u(k+m-1|k) \left\{ \begin{array}{l} \gamma_1^2 \sum_{\ell=1}^p [y_1(k+\ell|k) - r_1(k+\ell)]^2 + \\ \gamma_2^2 \sum_{\ell=1}^p [y_2(k+\ell|k) - r_2(k+\ell)]^2 \end{array} \right\} \quad (3.37)$$

ดังนั้นค่าคงที่ที่ถ่วงน้ำหนักขนาดใหญ่จะมีผลต่อเอาต์พุตโดยเฉพาะซึ่งเป็นผลของค่าผลรวมจากค่าความเบี่ยงเบนกำลังสองของฟังก์ชันวัตถุประสงค์ ซึ่งผลของค่านี้จะทำให้ตัวควบคุมสามารถตอบสนองให้เอาต์พุตเข้าใกล้เคียงกับเส้นแนววิถีอ้างอิง

ท้ายที่สุดการเปลี่ยนแปลงของค่าตัวแปรปรับจะทำให้เอาต์พุตมีการเปลี่ยนแปลงไปตามเส้นแนววิถีอ้างอิงซึ่งจะสามารถทำหน้าที่ได้ดี และได้รับการยอมรับในทางปฏิบัติ ซึ่งสามารถทำได้โดยการเพิ่มในส่วนของการปรับค่าตัวแปรที่เปลี่ยนแปลง ให้กับฟังก์ชันวัตถุประสงค์ดังสมการ

$$\min \Delta U(k) \sum_{\ell=1}^p \|\Gamma_{\ell}^y [y(k+\ell|k) - r(k+\ell)]\|^2 + \sum_{\ell=1}^m \|\Gamma_{\ell}^u [\Delta u(k+\ell-1)]\|^2 \quad (3.38)$$

ค่าคงที่ที่มีขนาดใหญ่ของเมตริกซ์  $\Gamma_{\ell}^y$  จะส่งผลต่อฟังก์ชันเล็กน้อย ซึ่งจะมีผลทำให้การควบคุมเอาต์พุตไม่เป็นไปตามเส้นแนววิถีได้อย่างมีประสิทธิภาพนัก ดังนั้นความสัมพันธ์ของขนาด  $\Gamma_{\ell}^y$

และ  $\Gamma_p^u$  จะพิจารณาจากการเลือกระหว่าง ประสิทธิภาพในการติดตามเส้นแนววิถี และการลดผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับ

ในความเป็นจริงนั้น หลักเกณฑ์ดังกล่าว ไม่สามารถแก้ไขได้โดยสมการควบคุมสถิตินในทุกกรณี หากแต่ว่าหลายครั้งนั้นเราสามารถนำวิธีการดังกล่าว ไปใช้ในการสร้างระบบเพื่อติดตามและแก้ไขปัญหาที่เกิดขึ้นได้อย่างมีประสิทธิภาพ ทั้งนี้สิ่งที่สำคัญที่สุด นั่นก็คือ การพิจารณาการกำหนดหลักเกณฑ์และรูปแบบที่สามารถสร้างระบบเพื่อนำไปสู่การควบคุมปัญหาที่เกิดขึ้นได้อย่างเหมาะสมตามผลกระทบและเทคนิคของแต่ละระบบ

### 3.8 ขอบเขตจำกัด (Constraints)

ในอุตสาหกรรมเคมีทั่วไปในการปฏิบัติงานต่างๆ มักจะมีขอบเขตจำกัด ดังนั้นการออกแบบการควบคุมจึงต้องกำหนดขอบเขตจำกัดไว้เพื่อป้องกันอันตรายและความสูญเสียที่จะเกิดจากการปฏิบัติงาน โดยการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเมื่อทำการออกแบบก็จะต้องขึ้นกับขอบเขตจำกัดต่างๆ โดยสามารถแบ่งขอบเขตจำกัดออกเป็น 3 ประเภทได้แก่

1. ขอบเขตจำกัดของค่าตัวแปรปรับหรืออินพุต (Manipulated variable Constraints)
2. ขอบเขตจำกัดของอัตราเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับหรืออินพุต (Manipulated variable Constraints)
3. ขอบเขตจำกัดของตัวแปรเอาต์พุต (Output Variable Constraints)

**3.8.1 ขอบเขตจำกัดของค่าตัวแปรปรับหรืออินพุต (Manipulated variable Constraints)** โดยทั่วไปแล้วมักเป็นขอบเขตจำกัดอย่างแข็ง (hard constraints) ซึ่งประกอบด้วยขอบเขตจำกัดล่างและบน (lower and upper bound) ของอินพุต  $u_k$  เวกเตอร์คำตอบของตัวควบคุมตัวควบคุมไดนามิกส์เมตริกมิได้ประกอบด้วยเคลื่อนที่ในปัจจุบันแต่ยังรวมถึงการเคลื่อนที่สำหรับช่วงเวลา  $m$  ในอนาคต ข้อจำกัดของการเคลื่อนที่ในอนาคตสามารถนำมาใช้เพื่อให้การคำนวณและการป้องกันการละเมิดของข้อจำกัดในอนาคตมีผลตอบสนองโดยรวมที่ดีขึ้น ขอบเขตจำกัดของค่าตัวแปรปรับ ณ ช่วงเวลา  $k + \ell$  คือ

$$u_{low}(\ell) \leq \sum_{j=0}^{\ell} \Delta u(k+j|k) + u(k-1) \leq u_{high}(\ell); \ell = 0, 1, \dots, m-1$$

โดยที่ค่า  $u(k-1)$  เป็นค่าตัวแปรปรับก่อนการดำเนินงาน สำหรับทั่วไปเราสามารถให้ข้อจำกัด  $u_{low}(\ell), u_{high}(\ell)$  แปรผันตามแนวนอน ข้อจำกัดเหล่านี้จะถูกแสดงในรูปของเมทริกซ์สำหรับประมาณการดังสมการที่ 3.39

$$\begin{bmatrix} -I_L \\ I_L \end{bmatrix} \Delta u(k) \geq \begin{bmatrix} u(k-1) - u_{high}(0) \\ \vdots \\ u(k-1) - u_{high}(m-1) \\ u_{low}(0) - u(k-1) \\ \vdots \\ u_{low}(m-1) - u(k-1) \end{bmatrix} \quad (3.39)$$

เมื่อ

$$I_L = \begin{bmatrix} I & 0 & \dots & 0 \\ I & I & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ I & I & \dots & I \end{bmatrix}$$

**3.8.2 ขอบเขตจำกัดของอัตราเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับหรืออินพุต (Manipulated variable Constraints)** เป็นขอบเขตจำกัดอย่างแข็ง (hard constraints) ของการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับ  $\Delta u_k$  โดยทั่วไปการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะถูกใช้ในโหมด supervisory ซึ่งมีการจำกัดการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายและค่าการเคลื่อนที่ของตัวแปรปรับของตัวควบคุมในระดับที่ต่ำกว่า ซึ่งผลเหล่านี้มีผลต่อข้อจำกัดของเคลื่อนที่ของตัวแปรปรับดังสมการที่ 3.40

$$\begin{bmatrix} -I_L \\ I_L \end{bmatrix} \Delta u(k) \geq \begin{bmatrix} -\Delta u_{max}(0) \\ \vdots \\ -\Delta u_{hmax}(m-1) \\ -\Delta u_{max}(0) \\ \vdots \\ -\Delta u_{lmax}(m-1) \end{bmatrix} \quad (3.40)$$

เมื่อ  $\Delta u_{max}(\ell) > 0$  คือ ขอบเขตที่เป็นไปได้ของขนาดของการเคลื่อนที่

**3.8.3 ขอบเขตจำกัดของของตัวแปรเอาต์พุต (Output Variable Constraints)** วิธีการนี้สามารถใช้ประโยชน์จากการทำนายเอาต์พุตในอนาคตตามาคาดหมายการละเมิดข้อจำกัดในอนาคตได้

$$y_{low} \leq y(k+1|k) \leq y_{high}$$

ซึ่งสามารถแสดงข้อจำกัดในรูปของ  $\Delta u(k)$  ได้ดังสมการ

$$\begin{bmatrix} -S^u \\ S^u \end{bmatrix} \Delta u \geq \begin{bmatrix} M\tilde{Y}(k) + S^d \Delta d(k) + J_p (y_m(k) - \tilde{y}_0(k)) - y_{high} \\ - (M\tilde{Y}(k) + S^d \Delta d(k) + J_p (y_m(k) - \tilde{y}_0(k))) + y_{low} \end{bmatrix} \quad (3.41)$$

เมื่อ

$$y_{low} = \begin{bmatrix} y_{low}(1) \\ y_{low}(2) \\ \vdots \\ y_{low}(P) \end{bmatrix}; \quad y_{high} = \begin{bmatrix} y_{high}(1) \\ y_{high}(2) \\ \vdots \\ y_{high}(P) \end{bmatrix}$$

คือเวกเตอร์แนววิถีของข้อจำกัดเอาต์พุต  $y_{low}(\ell)$ ,  $y_{high}(\ell)$

**3.8.4 ขอบเขตจำกัดรวม(Combine Constraints)** ขอบเขตจำกัดของค่าตัวแปรปรับหรืออินพุต(Manipulated variable Constraints) ขอบเขตจำกัดของอัตราเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับหรืออินพุต(Manipulated variable Constraints) และขอบเขตจำกัดของตัวแปรเอาต์พุต (Output Variable Constraints) สามารถเขียนรวมกันได้ในรูปแบบของ

$$C^u \Delta u(k) \geq C(k+1|k)$$

เมื่อ  $C^u$  คือสัมประสิทธิ์ของ inequality constraints

$$C^u = \begin{bmatrix} -I_L \\ I_L \\ -I \\ I \\ -S^u \\ S^u \end{bmatrix}$$

เวกเตอร์  $C(k+1|k)$  ทางด้านขวามือของ inequality constraints จะเก็บค่าเวกเตอร์ความผิดพลาดทั้งหมดของสมการขอบเขตจำกัด ซึ่งสามารถแสดงได้ดังสมการที่ 3.42



$$C(k+1|k) = \begin{bmatrix} u(k-1) - u_{high}(0) \\ \vdots \\ u(k-1) - u_{high}(m-1) \\ u_{low}(0) - u(k-1) \\ \vdots \\ u_{low}(m-1) - u(k-1) \\ -\Delta u_{max}(0) \\ \vdots \\ -\Delta u_{max}(m-1) \\ -\Delta u_{max}(0) \\ \vdots \\ -\Delta u_{max}(m-1) \\ \mathcal{M}\tilde{Y}(k) + S^d \Delta d(k) + I_p (y_m(k) - \tilde{y}_0(k)) - y_{high} \\ -(\mathcal{M}\tilde{Y}(k) + S^d \Delta d(k) + I_p (y_m(k) - \tilde{y}_0(k))) - y_{low} \end{bmatrix} \quad (3.42)$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## บทที่ 4

### อธิบายกระบวนการผลิต

#### 4.1 โครงสร้างอุตสาหกรรมปิโตรเคมี

อุตสาหกรรมปิโตรเคมี จำแนกออกได้เป็น 3 ประเภทใหญ่ๆ ตามประเภทของผลิตภัณฑ์ที่ได้ดังนี้ อุตสาหกรรมปิโตรเคมีขั้นต้น (Upstream Petrochemical Industry) อุตสาหกรรมปิโตรเคมีขั้นกลาง (Intermediate Petrochemical Industry) และอุตสาหกรรมปิโตรเคมีขั้นปลาย (Downstream Petrochemical Industry)

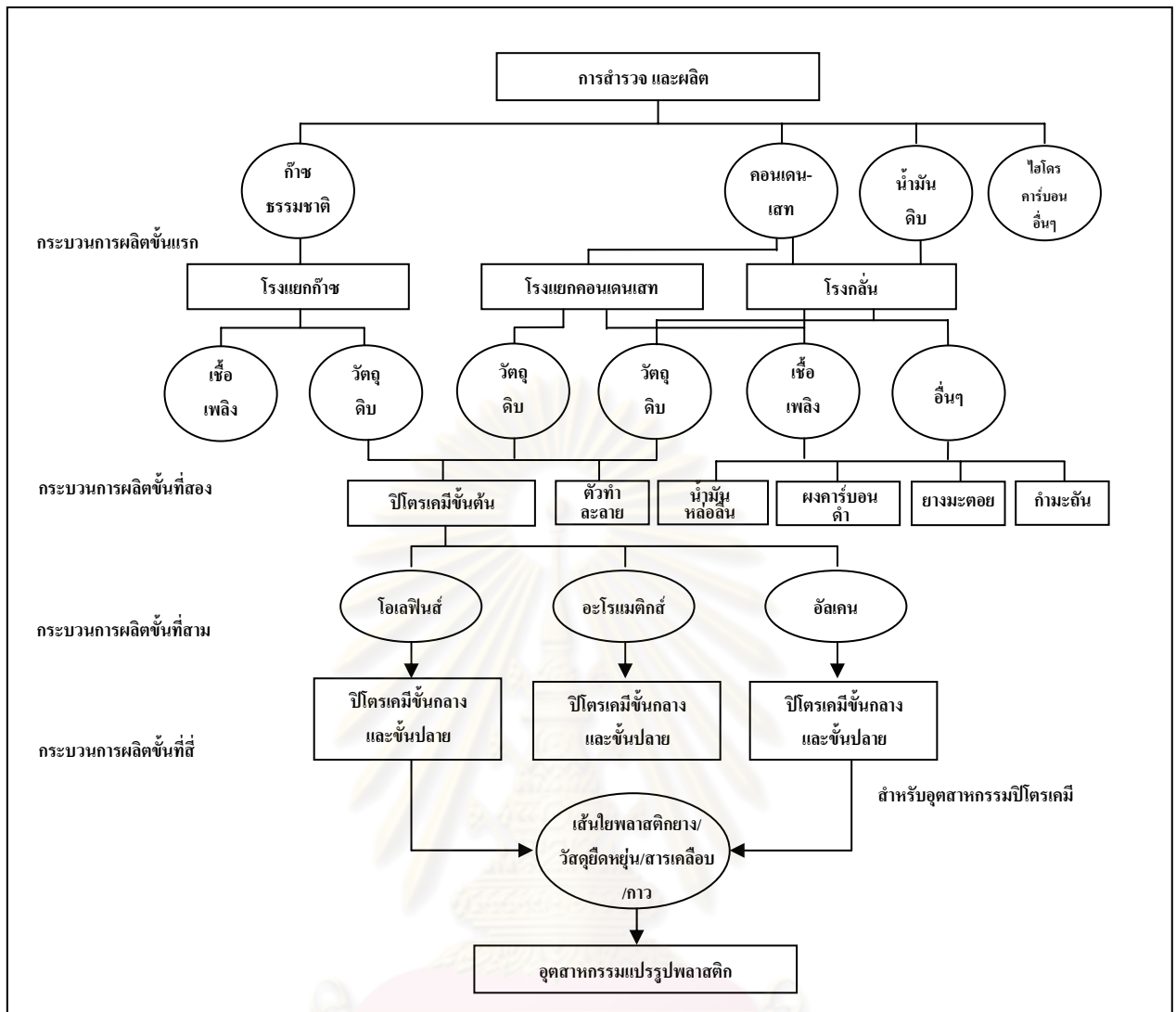
โดยทั่วไปอุตสาหกรรมปิโตรเคมีจะนำวัตถุดิบจากอุตสาหกรรมปิโตรเลียมไปผลิตต่อเนื่องจนเป็นเม็ดพลาสติก เส้นใยสังเคราะห์ ยางสังเคราะห์ สารเคลือบผิว และกาวต่างๆ ผลิตภัณฑ์เหล่านี้ถือเป็นวัตถุดิบพื้นฐานที่สำคัญในการผลิตเครื่องอุปโภคบริโภคพื้นฐานของมนุษย์ ตลอดจนอุปกรณ์เครื่องมือเครื่องใช้ในการประกอบอาชีพ รวมไปถึงถึงสิ่งอำนวยความสะดวกต่างๆ ที่ทำให้มนุษย์มีความเป็นอยู่ที่สะดวกสบายมากยิ่งขึ้น โดยรูปที่ 4.1 แสดงการเชื่อมโยงของอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมี

อุตสาหกรรมปิโตรเคมีขั้นต้น เป็นการผลิตผลิตภัณฑ์ปิโตรเคมีลำดับแรกที่ใช้เป็นวัตถุดิบสำหรับการผลิตผลิตภัณฑ์ปิโตรเคมีขั้นต่อเนื่องต่อไป อุตสาหกรรมกลุ่มนี้มีผลิตภัณฑ์หลักอยู่ 7 ชนิด (The Seven Sisters) โดยสารประกอบหลักทั้ง 7 ตัวนี้ สามารถแบ่งได้เป็น 3 กลุ่มตามโครงสร้างพื้นฐานของโมเลกุลที่ต่างกันดังนี้ [1]

กลุ่มอัลเคน (Alkane) ประกอบด้วย มีเทน (Methane)

กลุ่มโอเลฟินส์ (Olefins) ประกอบด้วย เอทิลีน (Ethylene) โพรพิลีน (Propylene) และ มิกซ์ซีไฟร์ (Mixed C4)

กลุ่มอะโรเมติกส์ (Aromatics) ประกอบด้วย เบนซีน (Benzene) โทลูอีน (Toluene) และ ไซลีน (Xylene)



ภาพที่ 4.1 การเชื่อมโยงของอุตสาหกรรมปิโตรเคมีและปิโตรเคมีของไทย [1]

#### 4.2 กระบวนการผลิตโอเลฟินส์

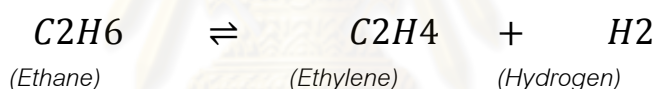
ในการผลิตโอเลฟินส์ จะนำผลิตภัณฑ์ปิโตรเคมี ได้แก่ อีเทน โพรเพน แอลพีจี แนฟทา เอ็นจีแอลที่ได้จากโรงแยกก๊าซธรรมชาติ และแนฟทาซึ่งได้จากโรงกลั่นน้ำมันและราฟฟิเนทที่ได้จากโรงงานอะโรเมติกส์ มาผ่านกระบวนการ เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์เอทิลีน โพรพิลีน รวมทั้งผลิตภัณฑ์พลอยได้อื่น ๆ เช่น ไพโรไลซิส ก๊าซโซลีน มิกซ์ซี 4 เทลก๊าซ แครกเกอร์บอททอมและไฮโดรเจนแล้วจึงส่งต่อไปให้กับอุตสาหกรรมปิโตรเคมีขั้นต่อไป เทคโนโลยีที่ใช้ในการผลิตคือการแตกสลายโมเลกุลโดยใช้ความร้อน กระบวนการแตกสลายโมเลกุลโดยใช้ความร้อน (Thermal Cracking) จะนำผลิตภัณฑ์จากก๊าซธรรมชาติมาผ่านกระบวนการแตกสลายโมเลกุลโดยใช้ความร้อน (Thermal Cracking) ให้มีขนาดเล็กลง และทำให้เย็นลงด้วยระบบลดความร้อน (Quench Water System) เพื่อลดการเกิดปฏิกิริยาเคมีจนกลายเป็นโมเลกุลขนาดใหญ่

(Polymerization) หลังจากนั้นจึงนำไปผ่านระบบเพิ่มความดัน (Charge Gas Compressor) ระบบความเย็น (Chilling Train) และการทำให้บริสุทธิ์โดยผ่านกระบวนการกลั่นแยก (Fractionators Unit) เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์เอทิลีนและ โพรพิลีน รวมทั้งผลิตภัณฑ์พลอยได้อื่น ๆ

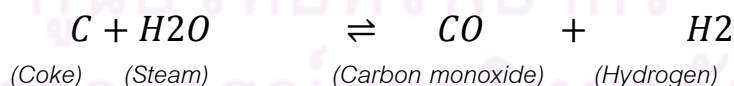
ในกระบวนการผลิตโอเลฟินส์จะประกอบไปด้วยระบบต่างๆดังนี้

4.2.1 ระบบการเก็บและเตรียมวัตถุดิบ(Feed Storage & Preparation) มีหน้าที่ในการเก็บและเตรียมวัตถุดิบแต่ละชนิดให้มีสถานะและอุณหภูมิที่เหมาะสมก่อนที่จะส่งไปยังเตาแตกกิ่ง(Cracking Furnaces)

4.2.2 ระบบระบบเตาแตกกิ่ง (Cracking Furnace System) หน่วยนี้เป็นหน่วยเบื้องต้นในการเปลี่ยนวัตถุดิบให้กลายเป็นโอเลฟินส์ (Olefins) โดยกระบวนการเทอร์มอลแตกกิ่ง (Thermal Cracking) หรือ ไพโรลisis (Pyrolysis) ในกระบวนการนี้ไฮโดรคาร์บอน (Hydrocarbon) ในวัตถุดิบจะถูกแยกสลายให้มีขนาดเล็กลง ณ อุณหภูมิสูง ตัวอย่างปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นคือ



ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน(Endothermic Reaction) เนื่องจากอุณหภูมิสูงและความดันต่ำจะส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า (Forward Reaction) ซึ่งจะให้เกิดผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ ดังนั้นจึงมีการเติมไคลูชั่นสตีม (Dilution Steam) เพื่อช่วยลดความดันย่อยของไฮโดรคาร์บอน (Hydrocarbon Partial Pressure) นอกจากนี้ไอน้ำยังช่วยทำหน้าที่ลดอัตราการเกิดโค้ก (Coke) ด้วยปฏิกิริยา



เพื่อป้องกันปฏิกิริยาข้างเคียงที่จะเปลี่ยนผลิตภัณฑ์ที่ต้องการไปเป็นสารที่หนักขึ้น เช่นปฏิกิริยาโพลีเมอไรเซชัน (Polymerization) จำเป็นจะต้องมีการลดอุณหภูมิของแตกแก๊ส (Cracked gas) ที่ออกมาจากเตาอย่างรวดเร็ว

4.2.3 ระบบควENCH (Quench System) ระบบควENCHจะทำหน้าที่หลัก 4 ประการ ได้แก่

1. ลดอุณหภูมิของแควกแก๊ส (Cracked Gas) จากเตาแควกกิ่ง โดยการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยตรงกับแควนซ์ออยล์ (Quench Oil) และแควนซ์วอเตอร์ (Quench Water) ก่อนผ่านเข้าสู่ระบบการอัดแควกแก๊ส (CG Compression) ต่อไป

2. แยกผลิตภัณฑ์น้ำมันเตา หรือฟิวเอลออยล์ หรือแควกเกอร์บอททอม (Fuel Oil or Cracker Bottom) ออกจากแควกแก๊ส

3. แยกไพโรลิสซิสแก๊สโซลีนดิบ (Raw Pyrolysis Gasoline) ส่งไปเป็นสารตั้งต้นในระบบแก๊สโซลีนไฮโดรจิเนชัน (Gasoline Hydrogenation) และ

4. ผลิตไอลูชันสตีม (Dilution Steam) สำหรับเตาแควกกิ่ง

**4.2.4 ระบบการอัดแควกแก๊ส ดีโพรพาไนเซชัน และการกำจัดอะเซทิลีน (Cracked Gas Compression, Depropanization Removal System)** แควกแก๊สที่ออกจากระบบแควนซ์ (Quench System) จะอิมตัวไปด้วยน้ำและยังมีความเป็นกรดอยู่ ในระบบนี้จะทำหน้าที่อัดแก๊สเพื่อแยกไฮโดรคาร์บอนหนักและน้ำออกจากแก๊ส รวมทั้งเพิ่มให้ระบบมีความดันสูงพอสำหรับการกลั่นแยกไฮโดรเจนและ มีเทน (Methane) ออกจาก  $C_2$  และไฮโดรคาร์บอนที่หนักกว่าในระบบการกลั่นแยกอุณหภูมิต่ำ (Cold Fractionation) ในขั้นต่อไป นอกจากนี้ยังทำหน้าที่แยกแก๊สที่เป็นกรด (Acid Gasses) ออก อีกทั้งยังทำหน้าที่กำจัดอะเซทิลีน (Acetylene) ที่มีอยู่ในแก๊สอีกด้วย สามารถแบ่งระบบนี้เป็น 5 ระบบย่อยตามหน้าที่ดังนี้

1. ระบบการอัดแควกแก๊ส (CG Compression) ทำหน้าที่อัดแควกแก๊สให้มีความดันสูงก่อนที่จะทำให้เย็นลงเพื่อควบแน่นไฮโดรคาร์บอนหนักและน้ำออกมา นอกจากนี้จะทำให้ระบบมีความดันสูงพอสำหรับการกลั่นแยกอุณหภูมิต่ำ

2. ระบบคอสติก (Caustic Washing) ทำหน้าที่แยกแก๊สที่เป็นกรดที่ปนอยู่ในวัตถุดิบและที่เกิดจากปฏิกิริยาแควกกิ่ง (Cracking) ซึ่งได้แก่ ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Hydrogen Sulfide) และ คาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon Dioxide) ออกจากแก๊ส โดยใช้สารละลายที่เป็นด่าง (Caustic Solution)

3. ระบบกำจัดความชื้น (Dehydration) ทำหน้าที่แยกน้ำออกเพื่อป้องกันไม่ให้เกิดการแข็งตัว (Freeze-ups) ในอุปกรณ์ขั้นต่อไปในสายการผลิตที่ทำงานที่อุณหภูมิต่ำ

4. ระบบดีโพรพาไนเซชัน (Depropanization) ทำหน้าที่กลั่นแยก  $C_3$  และไฮโดรคาร์บอนที่เบาที่ออกจาก  $C_4$  และไฮโดรคาร์บอนที่หนักกว่า

5. ระบบกำจัดอะเซทิลีน (Acetylene Removal) ทำหน้าที่เปลี่ยนอะเซทิลีนซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการจากปฏิกิริยาแควกกิ่ง ให้เป็นเอทิลีน (Ethylene) โดยปฏิกิริยาไฮโดรจิเนชัน (Hydrogenation)

**4.2.5 ระบบการกลั่นแยกอุณหภูมิต่ำ (Cold Fractionation) แครกแก๊ส (Cracked Gas) และคอนเดนเสท (Condensate) ที่ประกอบไปด้วย C3 และไฮโดรคาร์บอนที่เบากว่า (C3'S) ซึ่งปราศจากน้ำและอะเซทิลีน (Acetylene) จากกระบวนการกำจัดอะเซทิลีน จะเข้าสู่ระบบนี้เพื่อ** กลั่นแยกได้ผลิตภัณฑ์เอทิลีน (Ethylene) ออกมา แยก C3's ส่งไประบบกลั่นแยก C3 (C3 Splitter) ซึ่งอยู่ในระบบการกลั่นแยกอุณหภูมิสูง (Hot Fractionation) แยกอีเทน (Ethane) เพื่อหมุนเวียนกลับไปใช้ในเตาแครกกิง แยกแก๊สเชื้อเพลิงซึ่งมีองค์ประกอบหลักคือ มีเทน (Methane) เพื่อใช้ในระบบสาธารณูปการภายใน (ISBL Utilities) และ แยกไฮโดรเจน (Hydrogen) เพื่อใช้ในปฏิกิริยาไฮโดรจิเนชัน (Hydrogenation) ในกระบวนการผลิต

**4.2.6 ระบบการกลั่นแยกอุณหภูมิสูง (Hot Fractionation) ระบบนี้แบ่งเป็นระบบย่อย 2 ระบบได้แก่**

1. ระบบ กลั่นแยก C3 (C3 Splitter System) ทำหน้าที่รับ C<sub>3</sub> 'S จากยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ และจากกันหอดีเอทเนในเซอร์ มาผ่านกระบวนการไฮโรจิเนชัน (Hydrogination) เพื่อเปลี่ยนเป็นเมทิลอะเซทิลีน (Methyl acetylene: MA) และโพรพาไดอิน (Propadiene:PD) ให้เป็นโพรพิลีน (Propylene) แล้วจึงกลั่นแยกได้ผลิตภัณฑ์ โพรพิลีนออกจากโพรเพน (Propane)

2. ระบบดีบิวเทไนเซอร์ (Debutanizer System) ทำหน้าที่รับ C<sub>4</sub> และไฮโดรคาร์บอนที่หนักกว่า (C<sub>4</sub> 'S+) จากกันหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เพื่อกลั่นแยกได้มิกซ์ C4 (Mixed C4'S) และได้ไพโรลิสซิสแก๊สโซลีนดิบ (Raw Pyrolysis Gasoline) ส่งไปเป็นสารตั้งต้นในระบบแก๊สโซลีนไฮโดรจิเนชัน (Gasoline Hydrogination)

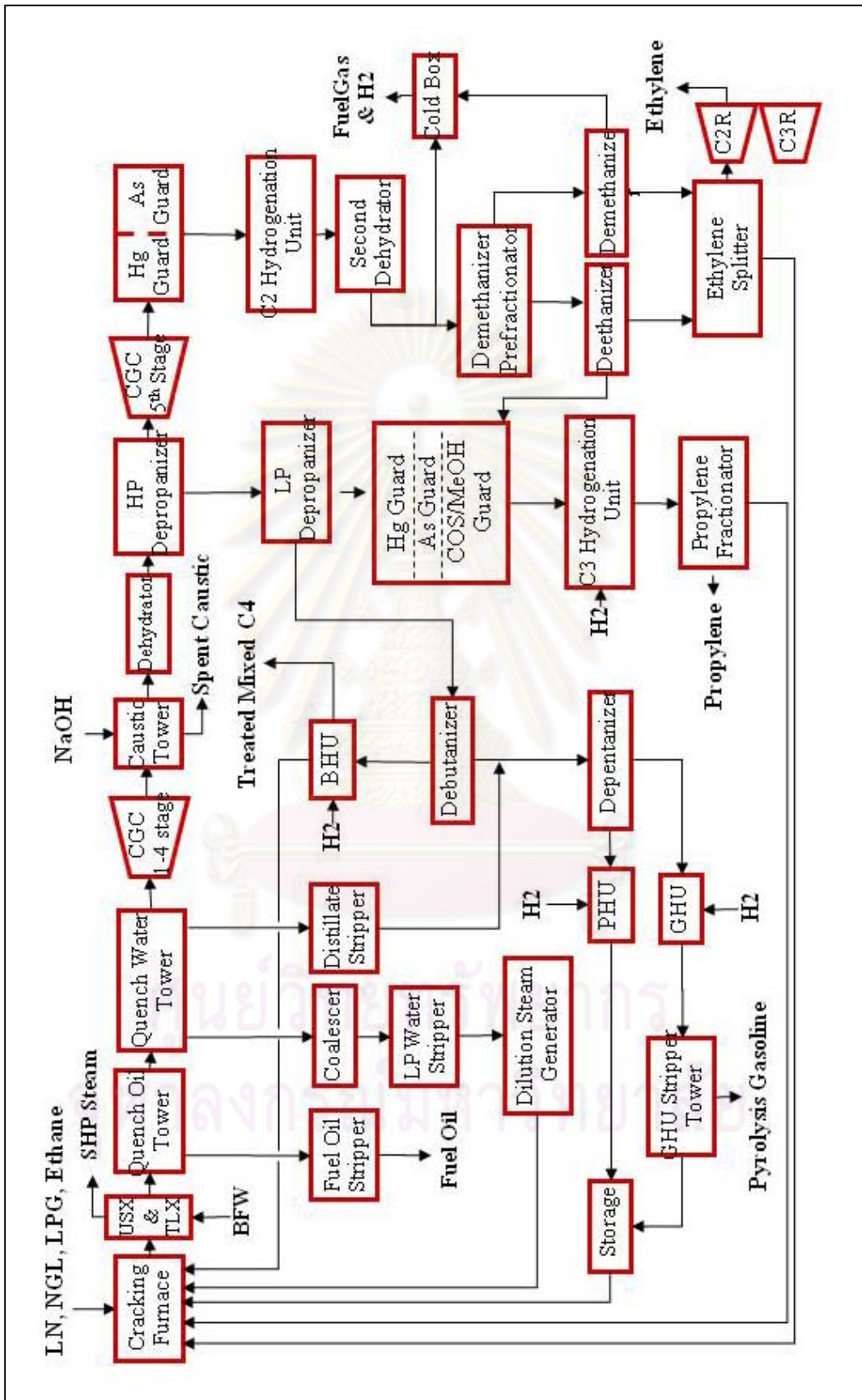
**4.2.7 ระบบแก๊สโซลีนไฮโดรจิเนชัน (Gasoline Hydrogenation Unit: GHU) ระบบนี้** จะทำหน้าที่รับไพโรลิสซิสแก๊สโซลีนดิบ (Raw Pyrolysis Gasoline) หรือ C<sub>5</sub>'S+ จากกันหอแยกดีสทิลเลท ในระบบควนช์ (Quench System) และกันหอดีบิวเทไนเซอร์ ในระบบการกลั่นแยกอุณหภูมิสูง (Hot Fractionation) มาทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนด้วยกระบวนการไฮโดรจิเนชัน (Hydrogenation) เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ไพโรลิสซิสแก๊สโซลีน (Pyrolysis Gasoline) ออกมา

**4.2.8 ระบบบิวทอะไดอินไฮโดรจิเนชัน (Butadiene Hydrogenation Unit: BHU) ระบบนี้** จะทำหน้าที่รับมิกซ์ C4 (Mixed C4's) จากยอดหอดีบิวเทไนเซอร์ ในระบบการกลั่นแยกอุณหภูมิสูง (Hot Fractionation) และจากระบบการเก็บผลิตภัณฑ์ มาทำปฏิกิริยากับ ไฮโดรจิเนชัน (Hydrogenation) ซึ่งจะเปลี่ยนบิวทอะไดอิน (Butadiene) ที่มีอยู่ประมาณ 40% โดย

น้ำหนักในมิกซ์ C4 ให้กลายเป็น Butenes และ Butanes เพื่อลดให้ผลิตภัณฑ์ไฮโดรจิเนทเตดมิกซ์ C4 (Hydrogenation Mixed C4's) มีปริมาณบิวทะไดอินลดเหลือ 1% โดยน้ำหนัก

**4.2.9 ระบบทำความเย็น (Refrigeration System)** ระบบนี้แบ่งเป็น 2 ระบบย่อยคือ ระบบทำความเย็นด้วย C2 (Ethylene Refrigeration) ซึ่งเป็นระบบเปิด (Open-loop System) และระบบทำความเย็นด้วย C3 (Propylene Refrigeration) ซึ่งเป็นระบบปิด (Closed-loop System) โดยหน้าที่หลักคือ ให้สารทำความเย็นสำหรับกระบวนการต่างๆ ที่อุณหภูมิหลายระดับ คือ  $7^{\circ}\text{C}$ ,  $70^{\circ}\text{C}$ ,  $21^{\circ}\text{C}$  กับ  $-40^{\circ}\text{C}$  สำหรับ C3 (Propylene Refrigeration) และ  $-66^{\circ}\text{C}$ ,  $83^{\circ}\text{C}$  กับ  $-101^{\circ}\text{C}$  สำหรับ ระบบทำความเย็นด้วย C2 (Ethylene Refrigeration) อีกหน้าที่คือเป็นตัวกลางให้ความร้อน (Heating Medium) สำหรับกระบวนการ นอกจากนี้ระบบทำความเย็นด้วย C2 ยังเชื่อมโยงกับระบบ C2 สพลิตเตอร์ (C2 Splitter) ในระบบการกลั่นแยกอุณหภูมิต่ำ (Cold Fractionation) อีกด้วย

**4.2.10 ระบบการเก็บผลิตภัณฑ์ (Product Storage)** ระบบนี้จะทำหน้าที่ในการเก็บผลิตภัณฑ์และเตรียมผลิตภัณฑ์ให้มีสถานะและอุณหภูมิตามต้องการ ก่อนที่จะส่งผลิตภัณฑ์ให้ลูกค้าต่อไป



ภาพที่ 4.2 แผนภาพกระบวนการผลิตเอทิลีนส์และผลิตภัณฑ์พลอยได้



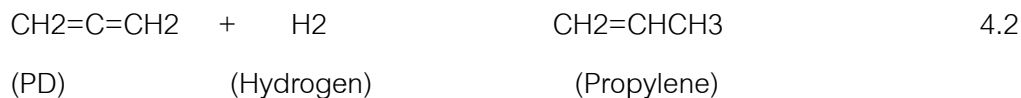
### 4.3 อธิบายกระบวนการระบบกลั่นแยก C3

ระบบกลั่นแยก C3 ในโรงงานผลิตโอเลฟินส์จะประกอบด้วยหน่วยปฏิบัติการหลักดังนี้ หอกกลั่นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer) เครื่องปฏิกรณ์ C3 ไฮโดรจิเนชัน หอโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) โดยมีหน้าที่รับ C<sub>3</sub>'s มาผ่านกระบวนการไฮโดรจิเนชัน เพื่อเปลี่ยนเมทิลอะเซทิลีนและโพรพะไดอิน แล้วจึงกลั่นแยกได้ผลิตภัณฑ์โพรพิลีนออกจากโพรเพน สามารถแสดงแผนภาพกระบวนการผลิตได้ดังภาพที่ 4.5

4.3.1 ระบบดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer) จะทำหน้าที่กลั่นแยก C<sub>3</sub>'s ออกจาก C<sub>4</sub>'s+ โดยมีรีบอยเลอร์เป็นตัวให้ความร้อน ซึ่งรับความร้อนจากไอน้ำความดันต่ำ สาย C<sub>4</sub>'s+ ที่ได้จากกันหอยจะถูกส่งไประบบดีบิวเทโนเซอร์ ส่วนสาย C<sub>3</sub>'s ที่ถูกกลั่นแยกออกทางยอดหอยจะถูกส่งไปยังระบบกระบวนการไฮโดรจิเนชัน (Hydrogenation) โดยจะต้องมีการกำจัดสารปรอท (Mercury) ก่อน จากนั้นจะไหลผ่านคอนเดนเซอร์ซึ่งใช้สารทำความเย็นโพรพิลีนที่อุณหภูมิ 7 องศาเซลเซียส เพื่อให้เกิดการควบแน่นเป็นของเหลว หลังจากนั้นของเหลวจะถูกปั๊มส่งไปยังระบบเครื่องปฏิกรณ์ C3 ไฮโดรจิเนชัน

4.3.2 ระบบเครื่องปฏิกรณ์ C3 ไฮโดรจิเนชัน จะทำหน้าที่รับสาย C<sub>3</sub>'s มาผ่านกระบวนการไฮโดรจิเนชัน เพื่อเปลี่ยนเมทิลอะเซทิลีนและโพรพะไดอิน โดยก่อนที่สาย C<sub>3</sub>'s จะผ่านกระบวนการไฮโดรจิเนชันต้องมีการกำจัดสารคาร์บอนิลซัลไฟด์ (Carbonyl sulfide: COS) และเมทานอล (Methanol) ก่อน เพราะสารเหล่านี้เป็นอันตรายต่อแคตะลิสต์ (Catalyst) ของเหลว C<sub>3</sub>'s จากยอดหอยดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ ซึ่งผ่านการกำจัดสารปรอท (Mercury) มาแล้ว จะเข้าสู่หน่วยกำจัดอาร์ซีนเพื่อกำจัดอาร์ซีน (Arsine) จากนั้นจึงไหลเข้าสู่หน่วยกำจัดคาร์บอนิลซัลไฟด์ (COS) และเมทานอลซึ่งอาจปนอยู่ในวัตถุดิบเริ่มต้น โดยภายในหน่วยกำจัดคาร์บอนิลซัลไฟด์ (COS) และเมทานอลจะใช้แอคทิเวตอะลูมินา (Activated Alumina) เพื่อดูดซับคาร์บอนิลซัลไฟด์ และเมทานอล รวมทั้งน้ำที่เกิดจากกระบวนการกำจัดอาร์ซีนก็จะถูกดูดซับได้ด้วยโมเลกุลควิลาร์ซีนเช่นกัน จากนั้น C<sub>3</sub>'s ที่ได้ในสถานะของเหลวจะไหลรวมกับไฮโดรเจนจากระบบการผลิตไฮโดรเจนก่อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ เพื่อเปลี่ยนเมทิลอะเซทิลีน (MA) และโพรพะไดอิน (PD) เป็นโพรพิลีน จนเหลือ MA และ PD รวมกันไม่เกิน 500 ppmm ด้วยปฏิกิริยาไฮโดรจิเนชัน





ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาคลายความร้อน แคตะลิสต์ที่ใช้คือพัลเลเดียมบนอะลูมินา (Pd/A1<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) ซึ่งมีอายุการใช้งานประมาณ 3 ปี และจะใช้งานได้ครั้งละ 1 ปีก่อนจะต้องมีการเตรียมใช้งานใหม่ (Regeneration)



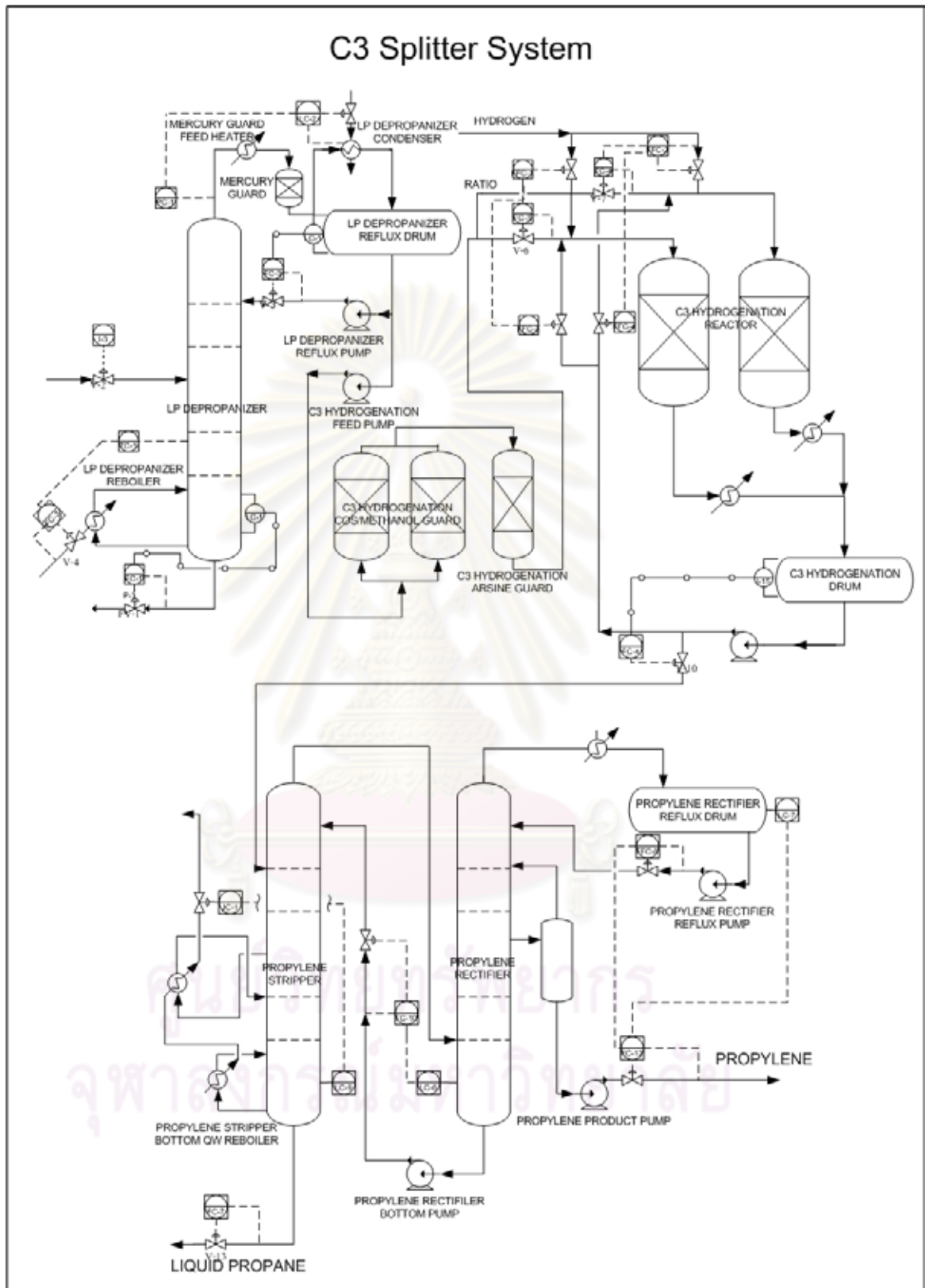
ภาพที่ 4.3 ระบบดีโพรพานไนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer) และระบบเครื่องปฏิกรณ์ C3 ไฮโดรจิเนชั่น

4.3.3 ระบบหอกลั่นโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอกลั่นโพรพิลีนเรกติไฟเออร์ (Propylene Rectifier) จะทำหน้าที่รับของเหลวที่ออกจากระบบเครื่องปฏิกรณ์ C3 ไฮโดรจิเนชั่นซึ่งประกอบไปด้วยโพรเพนและโพรพิลีนเป็นหลักโดยเหลือ MA กับ PD เล็กน้อย เพื่อกลั่นแยกโพรพิลีนด้วยหอกลั่น 2 หอคือ หอกลั่นโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และหอกลั่นโพรพิลีนเรกติไฟเออร์ (Propylene Rectifier) โดยจะเข้าหอแรกคือ หอกลั่นโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper บนเทรย์ที่ 73 ซึ่งมี รีบอยเลอร์ที่กั้นหอและกลางหอตามลำดับ จะแยกโพรเพนออกทางกั้นหอ โดยโพรเพนส่วนหนึ่งจะถูกส่งไปหอดีโพรพานไนเซอร์ความดันต่ำ เพื่อลด

ความเข้มข้นของ  $C_4^+S^+$  ใน หอดูดโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ รวมทั้งกำจัดไม่ให้ MA, PD และกรีนนอยล์สะสมที่ก้นหอกลั่นโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และอีกส่วนจะถูกส่งไปเตาแตกกิ่งเป็น  $C_3$  รีไซเคิล ( $C_3$  Recycle) ต่อไป แก๊สจากยอดหอกลั่นโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) จะเข้าที่ก้นหอกลั่นโพรพิลีนเรคตีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) ซึ่งจะกลั่นแยกได้โพรพิลีน โดยจะดึงผลิตภัณฑ์คือโพรพิลีนออกทางด้านข้างที่เทรย์ที่ 120 สำหรับที่ด้านบนของหอกลั่นโพรพิลีนเรคตีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) จะเป็นส่วนแพสเจอร์ไรซิง (Pasturizing Section) ซึ่งจะทำหน้าที่แยกสารองค์ประกอบเบา (Light Ends) ตั้งแต่อีเทน (Ethane) ลงไปออกจากผลิตภัณฑ์โพรพิลีน สารองค์ประกอบเบาเหล่านี้จะถูกทำให้ควบแน่นโดยคอนเดนเซอร์ ของเหลวที่ควบแน่น จะถูกส่งกลับมายังหอก โพรพิลีนเรคตีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) เป็นรีฟลักซ์ (Reflux) สำหรับของเหลวจากก้นหอก โพรพิลีนเรคตีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) จะถูกปั๊มกลับไปที่ยอดหอกลั่นโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) [15]



ภาพที่ 4.4 หอกลั่นโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอกลั่นโพรพิลีนเรคตีไฟเออร์ (Propylene Rectifier)



ภาพที่ 4.5 แผนภาพกระบวนการระบบกลั่นแยก C3

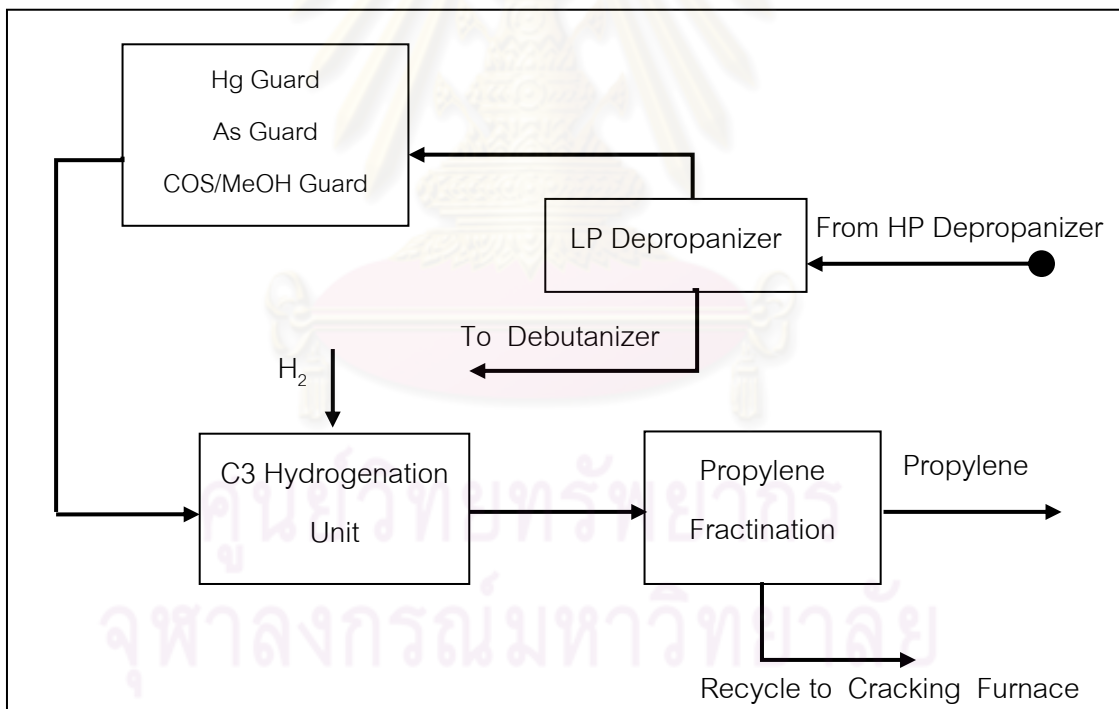
## บทที่ 5

### การประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

ในบทนี้จะกล่าวถึงการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการ ตัวควบคุมกระบวนการ ขั้นตอนวิธีดำเนินงาน และการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าควบคุมระบบกลั่นแยก C3 ในกระบวนการผลิตโพลีเอทิลีน

#### การประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

ในหัวข้อนี้จะกล่าวถึงการนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟมาประยุกต์ใช้ในการควบคุมระบบกลั่นแยก C3 ในกระบวนการผลิตโพลีเอทิลีน โดยอุปกรณ์และหน่วยเดินเครื่องที่นำมาประยุกต์ใช้ในการควบคุมแสดงได้ดังภาพที่ 5.1



ภาพที่ 5.1 แผนภาพแสดงอุปกรณ์และหน่วยเดินเครื่องที่นำมาประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

## 5.1 ขั้นตอนในการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลรีดิกทีฟ

5.1.1 การออกแบบตัวควบคุมเบื้องต้น ในการออกแบบตัวควบคุมแบบโมเดลรีดิกทีฟเบื้องต้น จะต้องทำการเลือกค่าตัวแปรต่างที่มีผลต่อกระบวนการและการควบคุม โดยสามารถแบ่งตัวแปรได้ดังนี้

5.1.1.1 ตัวแปรอิสระ(Independent Variable) คือตัวแปรที่ค่าของตัวแปรไม่ได้รับผลกระทบจากการเปลี่ยนแปลงค่าของตัวแปรอื่นในกระบวนการ ซึ่งค่าตัวแปรอิสระสามารถแบ่งได้เป็นสองประเภทคือ

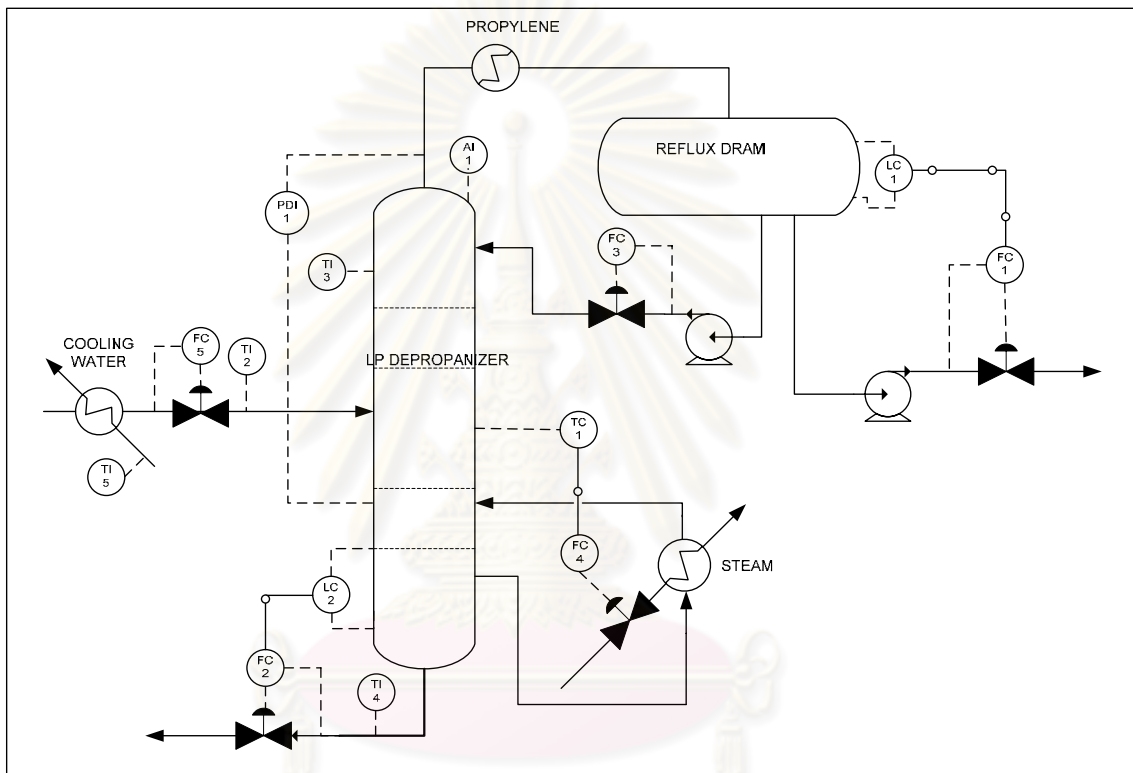
1. ค่าตัวแปรปรับ(Manipulated Variable, MVs) คือค่าตัวแปรอิสระที่สามารถเปลี่ยนแปลงค่าได้จากการสั่งงานของพนักงานควบคุมกระบวนการผลิตโดยตรง ได้แก่ ค่าเป้าหมาย(Setpoint)ของลู่วควบคุม ค่าการเปิดปิดของวาล์วควบคุม

2. ค่าตัวแปรรบกวนและFeedforward(DVs/FFs) คือค่าตัวแปรอิสระที่มีผลกระทบต่อกระบวนการแต่พนักงานควบคุมกระบวนการผลิตไม่สามารถสั่งเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรได้โดยตรง ได้แก่ ค่ารบกวนจากการวัดค่า อุณหภูมิของบรรยากาศ อุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น เป็นต้น[17,18]

5.1.1.2 ตัวแปรตาม(Dependent Variable) คือตัวแปรที่ได้รับผลกระทบและมีการเปลี่ยนแปลงค่าจากการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรอิสระ โดยส่วนใหญ่แล้วตัวแปรทั่วไปมักจะเป็นตัวแปรตามแต่ไม่มีความสำคัญที่จะต้องควบคุมในกระบวนการผลิต ตัวแปรตามที่มีความสำคัญต่อกระบวนการผลิตจะเรียกว่าตัวแปรควบคุม(Controller Variable, CV)

ในการออกแบบตัวควบคุมเบื้องต้นจะต้องทำการเลือกค่าตัวควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวน ที่มีผลต่อกระบวนการ ซึ่งการเลือกตัวแปรเหล่านี้ขึ้นอยู่กับความเข้าใจในกระบวนการผลิตและวัตถุประสงค์ของการควบคุม โดยตัวแปรเหล่านี้จะเป็นตัวกำหนดโครงสร้างของของการควบคุมแบบโมเดลรีดิกทีฟ โดยทั่วไปในการออกแบบตัวควบคุม ค่าพารามิเตอร์ตัวแปรปรับไม่ควรมีมากกว่า 40 ตัวแปร ส่วนตัวแปรควบคุมไม่ควรเกิน 20 ตัวแปร [12] ในการออกแบบโครงสร้างตัวควบคุมในงานวิจัยนี้จะมีตัวควบคุม 2 ตัว ได้แก่ ตัวควบคุมระบบหอกลั่นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (LP Depropanizer) และตัวควบคุมระบบหอกลั่น หอโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) รายละเอียดของตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุม และ ตัวแปรรบกวน ของตัวควบคุมระบบหอกลั่นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (LP Depropanizer) สามารถแสดงได้ดังตารางที่ 5.1 และ ภาพที่ 5.2 ส่วนรายละเอียด

ของตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุม และ ตัวแปรรบกวน ของตัวควบคุมระบบหอกลั่น หอโพรพิลีน สตรีปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) สามารถแสดงได้ดังตารางที่ 5.2 และ ภาพที่ 5.3 ซึ่งค่าตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมที่ได้เลือกในเบื้องต้น อาจจะมีการเพิ่มหรือลดได้โดยการดูจากผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปในขั้นตอนที่ 5.1.3

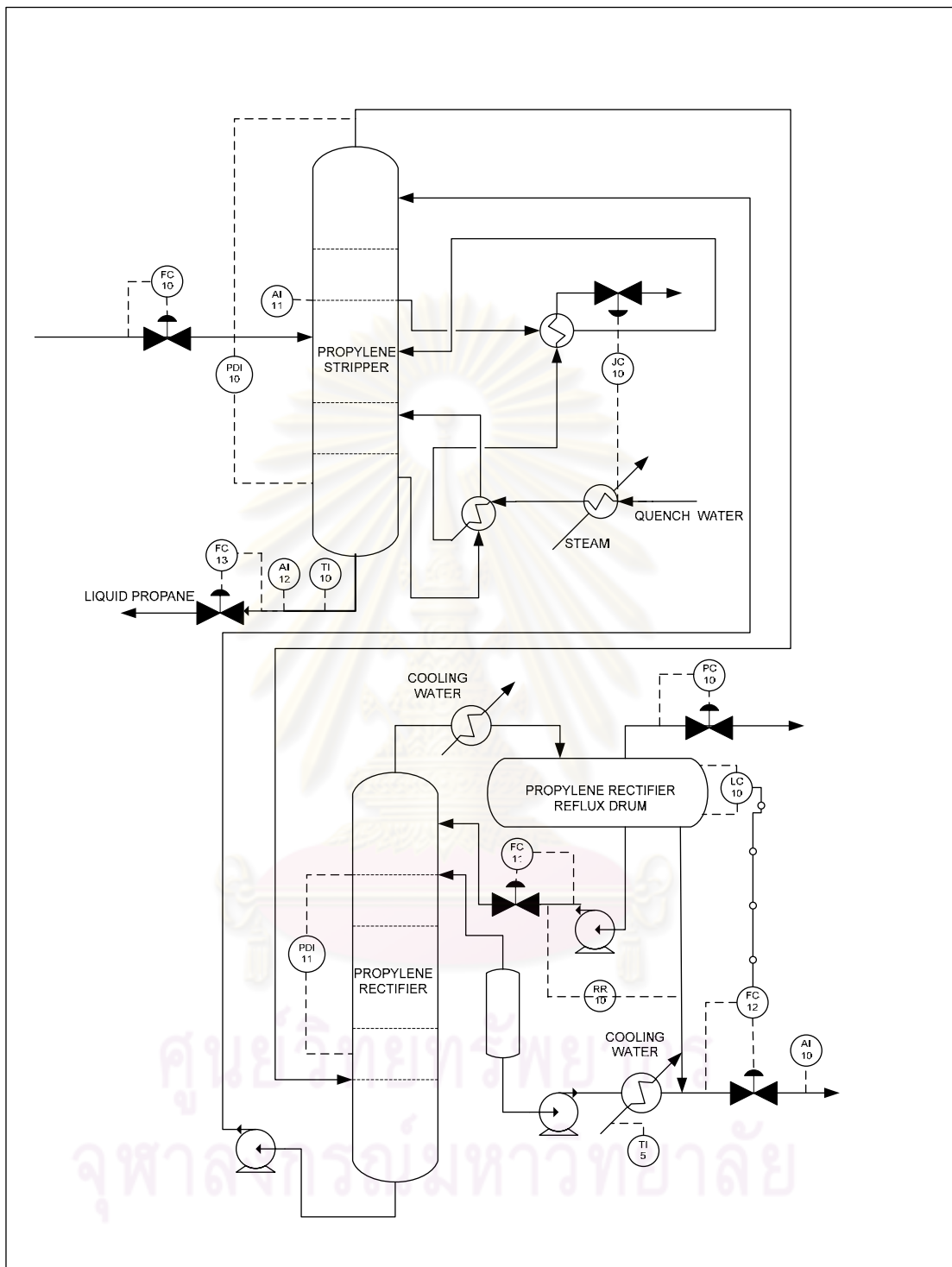


ภาพที่ 5.2 ภาพแสดงตำแหน่งตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของหอกลั่นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (LP Depropanizer)

**ตารางที่ 5.1** ค่าตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุมและตัวแปรรบกวนของตัวควบคุมระบบหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer)

	ค่าพารามิเตอร์	ตัวแปร
1	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ที่แยกหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(FC1)	ตัวแปรปรับ
2	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลที่กั้นหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (FC2)	ตัวแปรปรับ
3	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์หอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(FC3)	ตัวแปรปรับ
4	ค่าเป้าหมายอุณหภูมิตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (TC1)	ตัวแปรปรับ
5	ค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น(TI5)	ตัวแปรรบกวน
6	ค่าอุณหภูมิของสายป้อนหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (TI2)	ตัวแปรรบกวน
7	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(FC5)	ตัวแปรรบกวน
8	ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม(LC1)	ตัวแปรควบคุม
9	ค่าระดับที่กั้นหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(LC2)	ตัวแปรควบคุม
10	ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่แยกหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (AI1)	ตัวแปรควบคุม
11	ค่าความดันแตกต่างของหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (PDI1)	ตัวแปรควบคุม
12	ค่าอุณหภูมิภายในหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(TI3)	ตัวแปรควบคุม
13	ค่าอุณหภูมิที่กั้นหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(TI4)	ตัวแปรควบคุม





ภาพที่ 5.3 ภาพแสดงตำแหน่งตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของหอกลั่น หอโพรพิลีนสตริปปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier)

**ตารางที่ 5. 2** ค่าตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุมและตัวแปรรบกวนของตัวควบคุมระบบของหอโพรพิลีนสไตริเปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier)

	ค่าพารามิเตอร์	ตัวแปร
1	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของหอกลั่นโพรพิลีนสไตริเปเปอร์ (FC10)	ตัวแปรปรับ
2	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (FC11)	ตัวแปรปรับ
3	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพรพิลีน (FC12)	ตัวแปรปรับ
4	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล (FC13)	ตัวแปรปรับ
5	ค่าเอาต์พุตของวาล์วควบคุมความดันรีฟลักซ์ดรัม (PC10)	ตัวแปรปรับ
6	ค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น (TI5)	ตัวแปรรบกวน
7	ค่าองค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีน (AI10)	ตัวแปรควบคุม
8	ค่าองค์ประกอบของโพรพิลีนที่กลางหอโพรพิลีนสไตริเปเปอร์ (AI11)	ตัวแปรควบคุม
9	ค่าองค์ประกอบของโพรพิลีนสูญเสียที่ก้นหอ (AI12)	ตัวแปรควบคุม
10	ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม(LC10)	ตัวแปรควบคุม
11	ค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม(PC10)	ตัวแปรควบคุม
12	ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนสไตริเปเปอร์ (PDI10)	ตัวแปรควบคุม
13	ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (PDI11)	ตัวแปรควบคุม
14	ค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์ (RR10)	ตัวแปรควบคุม
15	ค่าอุณหภูมิที่ก้นหอโพรพิลีนสไตริเปเปอร์ (TI10)	ตัวแปรควบคุม
16	ค่ารีบอยเลอร์ดีวตี้ (JC10)	ตัวแปรควบคุม

5.1.2 เตรียมความพร้อมของของอุปกรณ์เครื่องมือวัดและควบคุมที่ใช้ในการควบคุมการผลิต ควรทำการสอบเทียบเครื่องมือวัดและควบคุมให้สามารถวัดค่าพารามิเตอร์ต่างๆได้อย่างถูกต้อง ตรวจสอบการทำงานของอุปกรณ์ตรวจรับว่าสามารถทำงานได้อย่างปกติ ตรวจสอบการเคลื่อนที่ของวาล์วควบคุมว่าสามารถเคลื่อนที่ได้อย่างปกติไม่มีการติดขัด ซึ่งเป็นขั้นตอนที่มีความสำคัญเป็นอย่างสูงเนื่องจากค่าพารามิเตอร์ต่างๆจะถูกเก็บและนำมาสร้างเป็นแบบจำลองกระบวนการ ทำการปรับแต่งตัวควบคุมเพื่อให้พร้อมสำหรับการทำผลตอบสนองฟังก์ชันขั้นหนึ่งหน่วย ในขั้นตอนนี้ควรมีการทำทดสอบบัม (bump test) ค่าตัวแปรปรับอย่างน้อยหนึ่งครั้งโดยการทำการเปลี่ยนแปลงค่าสแต็ปตัวแปรปรับเล็กน้อยเพื่อดูค่าโดยประมาณของของระยะเวลาอยู่ตัวของระบบ(setting time)และค่าอัตราขยายที่สภาวะคงที่(Steady-state gains) ซึ่งรวมไปถึงค่าตัวแปรรบกวนด้วย ในกรณีที่ไม่สามารถทำการสแต็ปค่าตัวแปรปรับได้ควรใช้ข้อมูลเก่าในการประมาณค่าระยะเวลาอยู่ตัวของระบบ(setting time)และค่าอัตราขยายที่สภาวะคงที่(Steady-state gains)

5.1.3 ดำเนินการทำผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสแต็ปและเก็บข้อมูลเพื่อนำข้อมูลที่ได้มาทำแบบจำลองกระบวนการผลิต แบบจำลองของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะถูกพัฒนาจากการทำผลตอบสนองฟังก์ชันขั้นหนึ่งหน่วย ซึ่งเป็นขั้นตอนที่ใช้เวลาในการดำเนินการมาก โดยระยะเวลาที่ใช้ขึ้นอยู่กับระยะเวลาอยู่ตัวของตัวแปรเอาต์พุต จำนวนตัวแปรอินพุต และตัวแปรรบกวน ในขั้นตอนนี้จะทำการเปลี่ยนค่าพารามิเตอร์ตัวแปรปรับทีละค่าและตรวจสอบดูว่าค่าพารามิเตอร์ตัวแปรปรับที่ทำการเปลี่ยนแปลงค่านั้นมีผลต่อค่าพารามิเตอร์ตัวแปรควบคุมใดบ้าง โดยผลของการเปลี่ยนแปลงค่าของตัวแปรปรับแต่ละตัวจะให้ผลตอบสนองต่อตัวแปรควบคุมที่ต่างกัน โดยค่าพารามิเตอร์ตัวแปรปรับต่างๆที่ทำการสแต็ปสามารถแสดงค่าได้ดังตารางที่ 5.3 และตารางที่ 5.4

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

**ตารางที่ 5. 3** ตารางแสดงค่าการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับในการทำผลตอบสนองแบบสแต็ปสำหรับตัวควบคุมระบบหอกันดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer)

	ค่าพารามิเตอร์	ค่าการเปลี่ยนแปลง	หน่วย
1	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ที่แยกหอกันดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ	400	KG/HR
2	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลที่กั้นหอกันดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ	400	KG/HR
3	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์หอกันดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ	400	KG/HR
4	ค่าเป้าหมายอุณหภูมิตัดแยกหอกันดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ	0.3	Deg C
5	ค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น	-1	Deg C
6	ค่าอุณหภูมิของสายป้อนหอกันดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ	1	Deg C
7	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกันดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ	500	KG/HR

**ตารางที่ 5. 4** ตารางแสดงค่าการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับในการทำผลตอบสนองแบบสแต็ปสำหรับตัวควบคุมระบบของหอโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคตีไฟเออร์ (Propylene Rectifier)

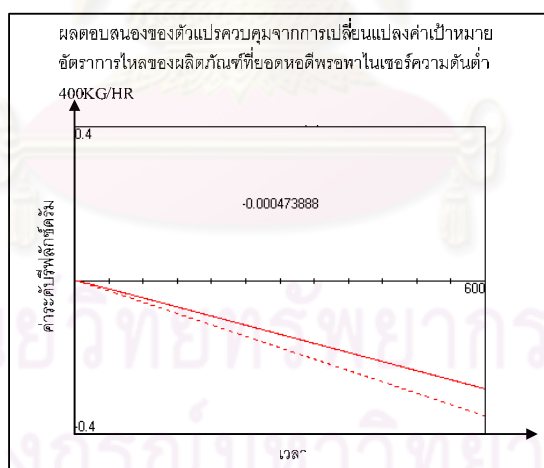
	ค่าพารามิเตอร์	ค่าการเปลี่ยนแปลง	หน่วย
1	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายป้อนของหอกันดีโพรพิลีนสตริปเปอร์	500	KG/HR
2	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคตีไฟเออร์	1000	KG/HR
3	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพรพิลีน	500	KG/HR
4	ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล	300	KG/HR
5	ค่าเอาต์พุตของวาล์วควบคุมความดันรีฟลักซ์ดรัม	5	%
6	อุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น	1	Deg C

จากการเก็บข้อมูลในการทำผลตอบสนองแบบสแต็ปจะได้รูปแสดงความสัมพันธ์ของค่าตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมดังรูปภาพที่ 5.4 ถึง 5.16 ซึ่งข้อมูลเหล่านี้จะถูกนำไปใช้ในการหาค่าของเมตริกสัมประสิทธิ์การตอบสนองแบบสแต็ปในหัวข้อที่ 5.1.4 โดยข้อมูลในแกน Y จะแสดงถึงค่าตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุม ข้อมูลในแกน X จะแสดงถึงเวลา

5.1.3.1 ผลตอบสนองแบบสแต็ปของตัวควบคุมระบบหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ (LP Depropanizer)

5.1.3.1.1 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอดดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ ได้แก่

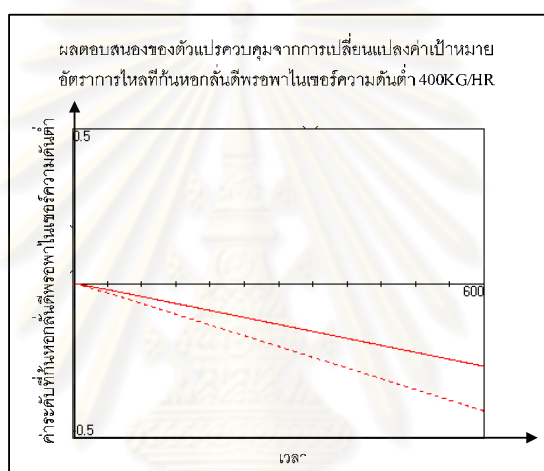
- ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอดดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัมมีค่าลดลง เนื่องจากวาล์วที่ควบคุมอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอดดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำจะเป็นวาล์วที่ต่ออยู่กับทางออกของรีฟลักซ์ดรัม โดยผลตอบสนองของค่าระดับรีฟลักซ์ดรัมสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 5.4



ภาพที่ 5.4 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสแต็ปของตัวแปรควบคุมจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอดดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ

5.1.3.1.2 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำได้แก่

- ค่าระดับที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ค่าระดับที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำมีค่าลดลง เนื่องจากวาล์วที่ควบคุมอัตราการไหลที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำเป็นวาล์วที่ต่ออยู่กับขาออกของหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำ โดยผลตอบสนองของค่าระดับที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์สามารถแสดงได้ดังภาพที่ 5.5



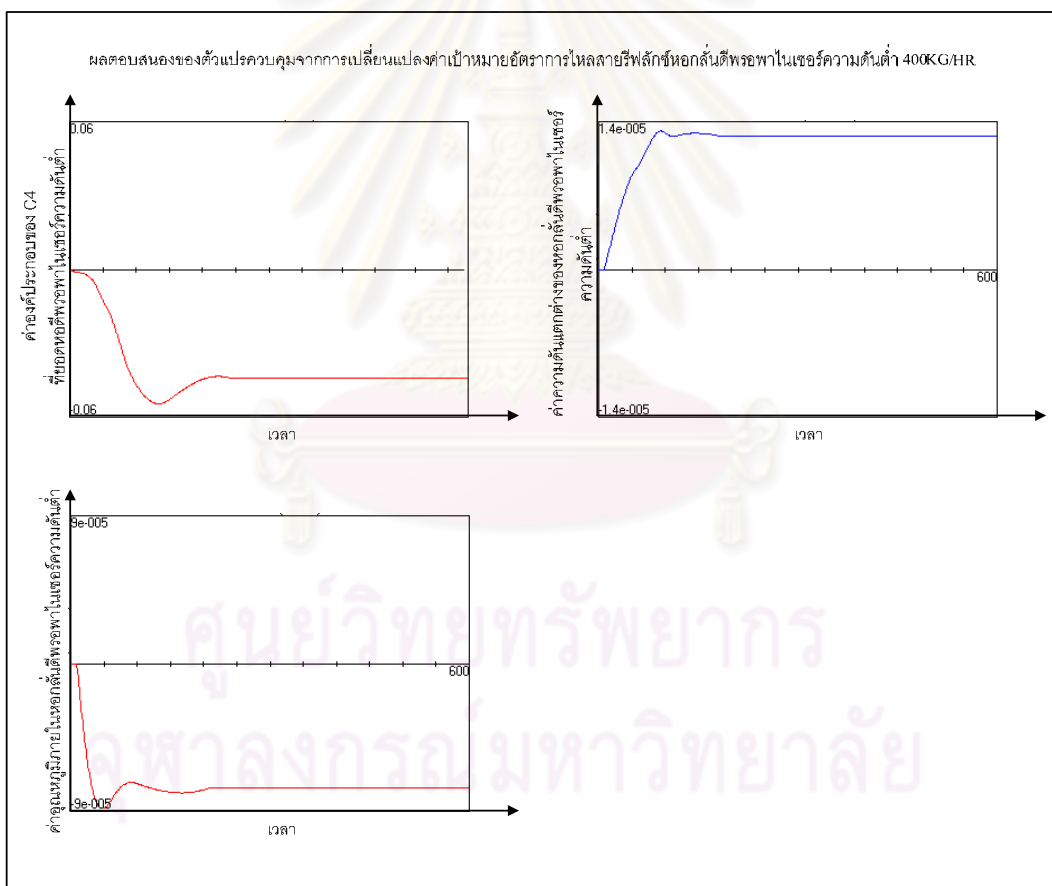
ภาพที่ 5.5 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของตัวแปรควบคุมจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำ

5.1.3.1.3 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์หอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำ ได้แก่

- ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความเร็วต่ำมีค่าลดลง เนื่องจากเมื่อทำการปรับอัตราการไหลสายรีฟลักซ์เพิ่มขึ้น จะทำให้ของเหลวที่พร้อมจะเดือดที่มาจากคอนเดนเซอร์ป้อนกลับคืนในส่วนของยอดหอกมากขึ้น ซึ่งของเหลวที่พร้อมจะเดือดถึงความร้อนจากไอของสารที่มีอุณหภูมิสูงบนยอดหอกทำให้เกิดการควบแน่นตกกลับลงมาเป็นของเหลวอีกครั้ง ทำให้ได้สารที่มีความบริสุทธิ์มากขึ้นดังนั้นจึงทำให้ค่าองค์ประกอบของ C4 กลับตัวกลับมาเป็นของเหลวอีกครั้ง

- ค่าความดันแตกต่างของหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้หอกลิ้นมีไหลด์มากขึ้นซึ่งทำให้ความดันแตกต่างของหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าเพิ่มขึ้น

- ค่าอุณหภูมิภายในหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่าอุณหภูมิภายในหอกลิ้นมีค่าลดลงเนื่องจากเมื่อทำการปรับอัตราการไหลสายรีฟลักซ์เพิ่มขึ้น จะทำให้ของเหลวที่พร้อมจะเดือดที่มาจากคอนเดนเซอร์ป้อนกลับคืนในส่วนของยอดหมอกมากขึ้น ซึ่งของเหลวที่พร้อมจะเดือดดึงความร้อนจากไอของสารที่มีอุณหภูมิสูง ดังนั้นจึงทำให้ค่าอุณหภูมิภายในหอกลิ้นมีค่าลดลง



ภาพที่ 5.6 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสแต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ

5.1.3.1.4 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอุณหภูมิ ตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำได้แก่

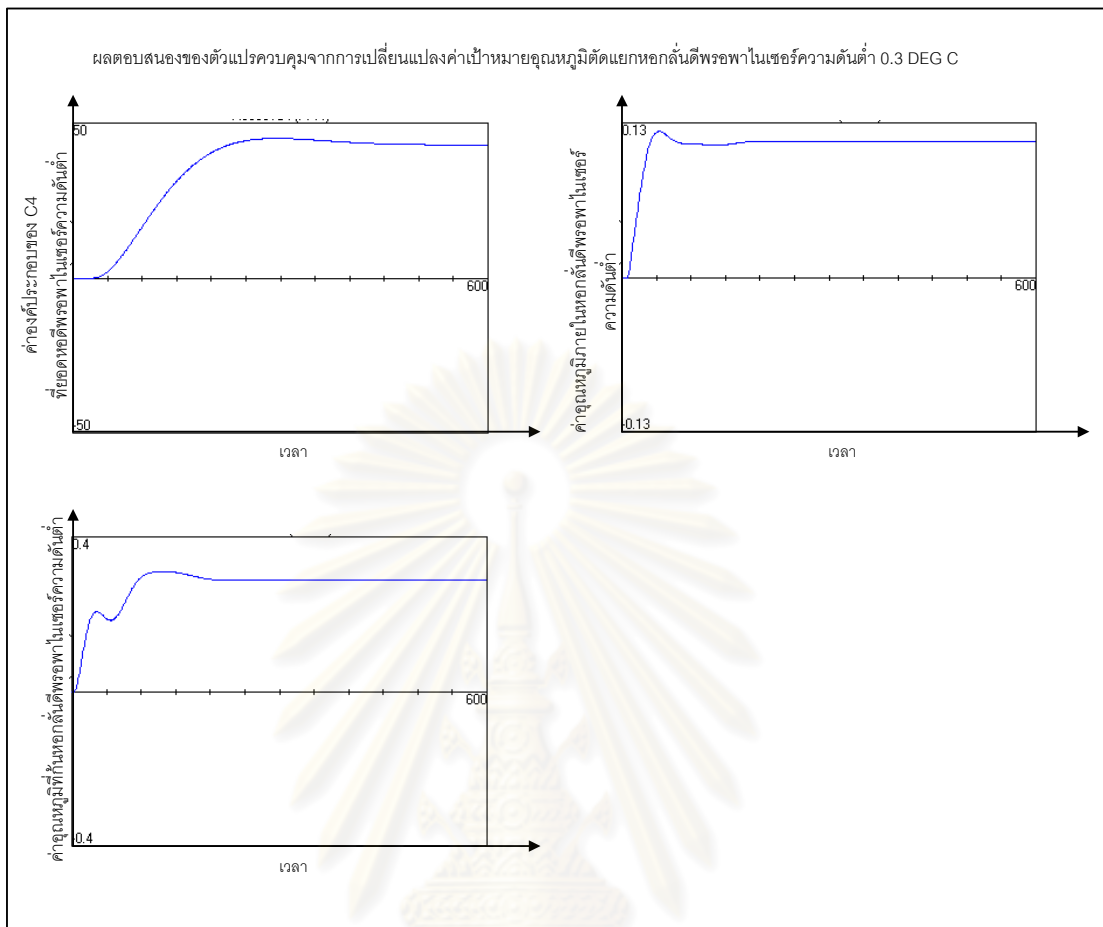
- ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอุณหภูมิตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น เนื่องจากค่าเอาต์พุตของอุปกรณ์ควบคุมอุณหภูมิตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำจะถูกส่งไปเป็นค่าเป้าหมายอัตราการไหลของไอน้ำที่ทำหน้าที่เป็นรีบอยเลอร์ของหอกลิ้น เมื่ออัตราการไหลของไอน้ำมากขึ้นจะส่งผลให้อุณหภูมิในหอกลิ้นมีค่าสูงขึ้นทำให้ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ก้นหอกลิ้นมีการเดือดเป็นไอน้ำมากขึ้น จึงส่งผลให้ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น

- ค่าอุณหภูมิภายในหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอุณหภูมิตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ค่าอุณหภูมิภายในหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น เนื่องจากค่าเอาต์พุตของอุปกรณ์ควบคุมอุณหภูมิตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำจะถูกส่งไปเป็นค่าเป้าหมายอัตราการไหลของไอน้ำที่ทำหน้าที่เป็นรีบอยเลอร์ของหอกลิ้น เมื่ออัตราการไหลของไอน้ำมากขึ้นจะส่งผลให้อุณหภูมิในหอกลิ้นมีค่าสูงขึ้น

- ค่าอุณหภูมิที่ก้นหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอุณหภูมิตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ค่าอุณหภูมิที่ก้นหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น เนื่องจากค่าเอาต์พุตของอุปกรณ์ควบคุมอุณหภูมิตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำจะถูกส่งไปเป็นค่าเป้าหมายอัตราการไหลของไอน้ำที่ทำหน้าที่เป็นรีบอยเลอร์ของหอกลิ้น เมื่ออัตราการไหลของไอน้ำมากขึ้นจะส่งผลให้อุณหภูมิที่ก้นหอกลิ้นมีค่าสูงขึ้น

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

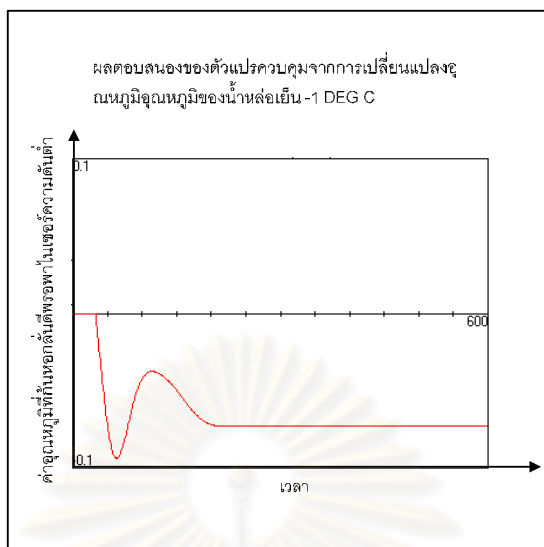




ภาพที่ 5.7 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอุณหภูมิภายในหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ

5.1.3.1.5 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น ได้แก่

- ค่าอุณหภูมิที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่ออุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นมีค่าลดลง จะทำให้ค่าอุณหภูมิของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าต่ำลง และจะส่งผลให้ค่าอุณหภูมิที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าลดลง



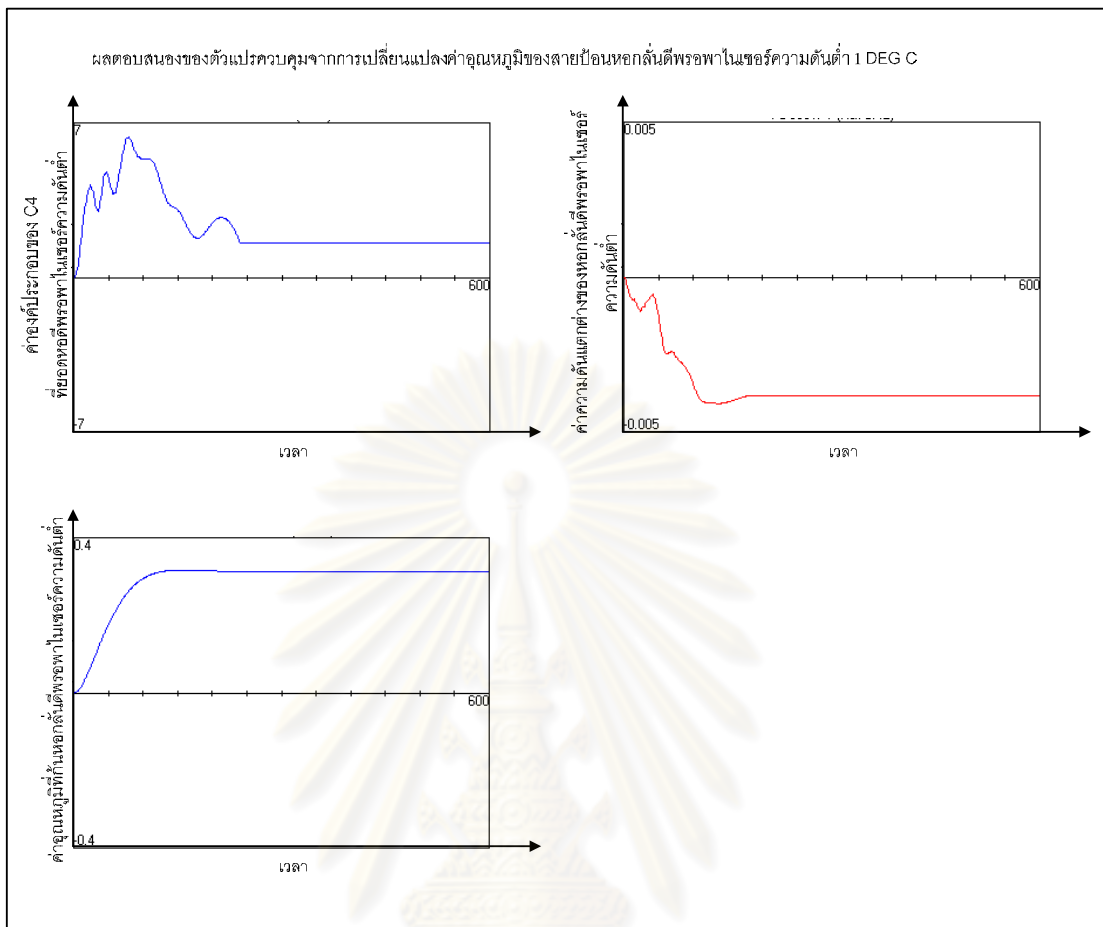
ภาพที่ 5.8 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น

5.1.3.1.6 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าอุณหภูมิของสายป้อนหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ ได้แก่

- ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่ออุณหภูมิของสายป้อนหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเปลี่ยนแปลงค่าสูงขึ้นจะส่งผลให้ค่าอุณหภูมิภายในหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น ทำให้ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่กันหอกลันดีมีการเดือดเป็นไอน้ำมากขึ้น จึงส่งผลให้ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น

- ค่าความดันแตกต่างของหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่ออุณหภูมิของสายป้อนหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเปลี่ยนแปลงค่าสูงขึ้นจะส่งผลให้ค่าอุณหภูมิที่ในหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้นซึ่งจะทำให้ของเหลวภายในหอกกลายเป็นไอน้ำมากขึ้นส่งผลให้ค่าความดันแตกต่างของหอกลันดีมีค่าลดลง

- ค่าอุณหภูมิที่กันหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่ออุณหภูมิของสายป้อนหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเปลี่ยนแปลงค่าสูงขึ้นจะส่งผลให้ค่าอุณหภูมิที่กันหอกลันดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น



ภาพที่ 5.9 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าอุณหภูมิของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ

5.1.3.1.7 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำได้แก่

- ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอกลั่นมีค่าเพิ่มมากขึ้น ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ทั้งยอดหอและก้นหอมากขึ้น ซึ่งจะส่งผลให้ระดับของรีฟลักซ์ดรัมมีค่าเพิ่มขึ้น

- ค่าระดับที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอ

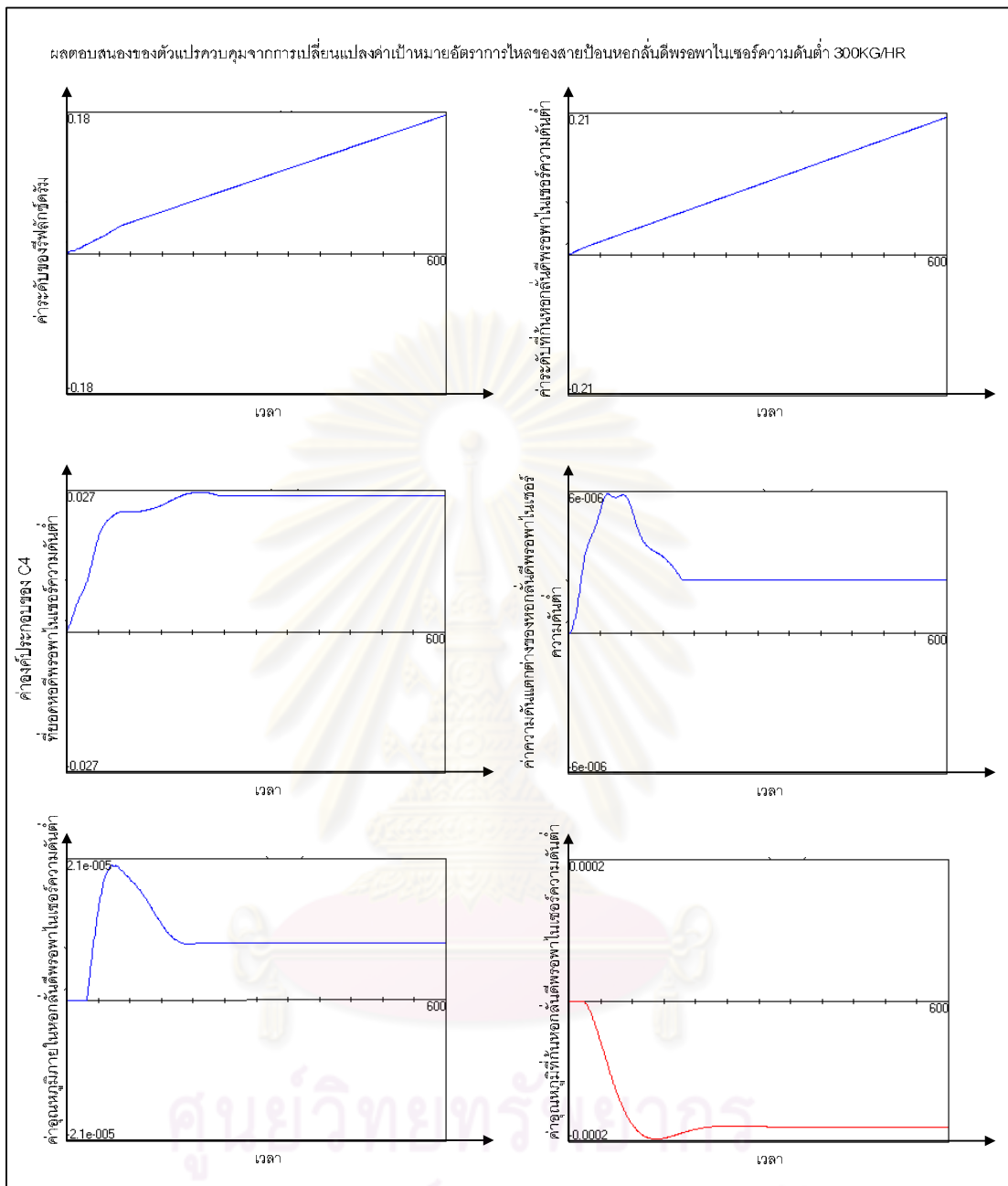
กลั่นมีค่าเพิ่มมากขึ้นทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอและก้นหอมากขึ้น ซึ่งจะส่งผลให้ระดับที่ก้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ มีค่าเพิ่มขึ้น

- ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอกลั่นมีค่าเพิ่มมากขึ้น โดยที่อัตราส่วนรีฟลักซ์ไม่มีการเปลี่ยนแปลง ดังนั้นจึงส่งผลให้ควมบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ลดลงและส่งผลให้มีค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น

- ค่าความดันแตกต่างของหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอกลั่นมีค่าเพิ่ม เมื่อมีไหลมากขึ้นก็จะส่งผลให้ค่าความดันแตกต่างของหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าเพิ่มสูงขึ้น

- ค่าอุณหภูมิภายในหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอกลั่นมีค่าเพิ่ม โดยอุณหภูมิของสายป้อนจะมีค่าสูงกว่าอุณหภูมิภายในหอกลั่น ดังนั้นจะส่งผลให้อุณหภูมิภายในหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าสูงขึ้น

- ค่าอุณหภูมิที่ก้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอกลั่นมีค่าเพิ่ม โดยอุณหภูมิของสายป้อนจะมีค่าต่ำกว่าอุณหภูมิที่ก้นหอ ดังนั้นจะส่งผลให้อุณหภูมิที่ก้นหอกลั่นดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำมีค่าลดลง



ภาพที่ 5.10 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการผลิตของสายป้อนหอกลับดีโพรพาในเซอร์ควบคุมตัว

5.1.3.2 ผลตอบสนองแบบสตีปของตัวควบคุมระบบหอกลิ้น หอโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรกติไฟเออร์ (Propylene Rectifier)

5.1.3.2.1 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนของหอกลิ้นโพรพิลีนสตริปเปอร์ได้แก่

- องค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีน เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนของหอกลิ้นโพรพิลีนสตริปเปอร์เพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอกลิ้นมีค่าเพิ่มมากขึ้น โดยที่อัตราส่วนรีฟลักซ์ไม่มีการเปลี่ยนแปลง ดังนั้นจึงส่งผลให้ประสิทธิภาพของผลิตภัณฑ์ลดลงและส่งผลให้ค่าองค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีนมีค่าสูงขึ้น

- องค์ประกอบของโพรพิลีนที่กลางหอโพรพิลีนสตริปเปอร์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนของหอกลิ้นโพรพิลีนสตริปเปอร์เพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอกลิ้นมีค่าเพิ่มมากขึ้น โดยที่อัตราส่วนรีฟลักซ์ไม่มีการเปลี่ยนแปลง ดังนั้นจึงส่งผลให้ประสิทธิภาพของผลิตภัณฑ์ลดลงและส่งผลให้ค่าองค์ประกอบของโพรพิลีนที่กลางหอโพรพิลีนสตริปเปอร์มีค่าลดลง

- องค์ประกอบของโพรพิลีนสูญเสียที่ก้นหอ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนของหอกลิ้นโพรพิลีนสตริปเปอร์เพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สายป้อนของหอกลิ้นมีค่าเพิ่มมากขึ้น โดยที่อัตราส่วนรีฟลักซ์ไม่มีการเปลี่ยนแปลง ดังนั้นจึงส่งผลให้ประสิทธิภาพของผลิตภัณฑ์ลดลงและส่งผลให้ค่าองค์ประกอบของโพรพิลีนสูญเสียที่ก้นหอมีค่าลดลง

- ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนของหอกลิ้นโพรพิลีนสตริปเปอร์เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้สายป้อนของหอกลิ้นมีค่าเพิ่มมากขึ้นทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ทั้งยอดหอและก้นหอมากขึ้น ซึ่งจะส่งผลให้ระดับของรีฟลักซ์ดรัมมีค่าเพิ่มขึ้น

- ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนสตริปเปอร์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนของหอกลิ้นโพรพิลีนสตริปเปอร์เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้สายป้อนของหอกลิ้นมีค่าเพิ่ม เมื่อมีไหลมากขึ้นก็จะส่งผลให้ค่าความดันแตกต่างของหอกลิ้นหอโพรพิลีนเรกติไฟเออร์มีค่าเพิ่มสูงขึ้น

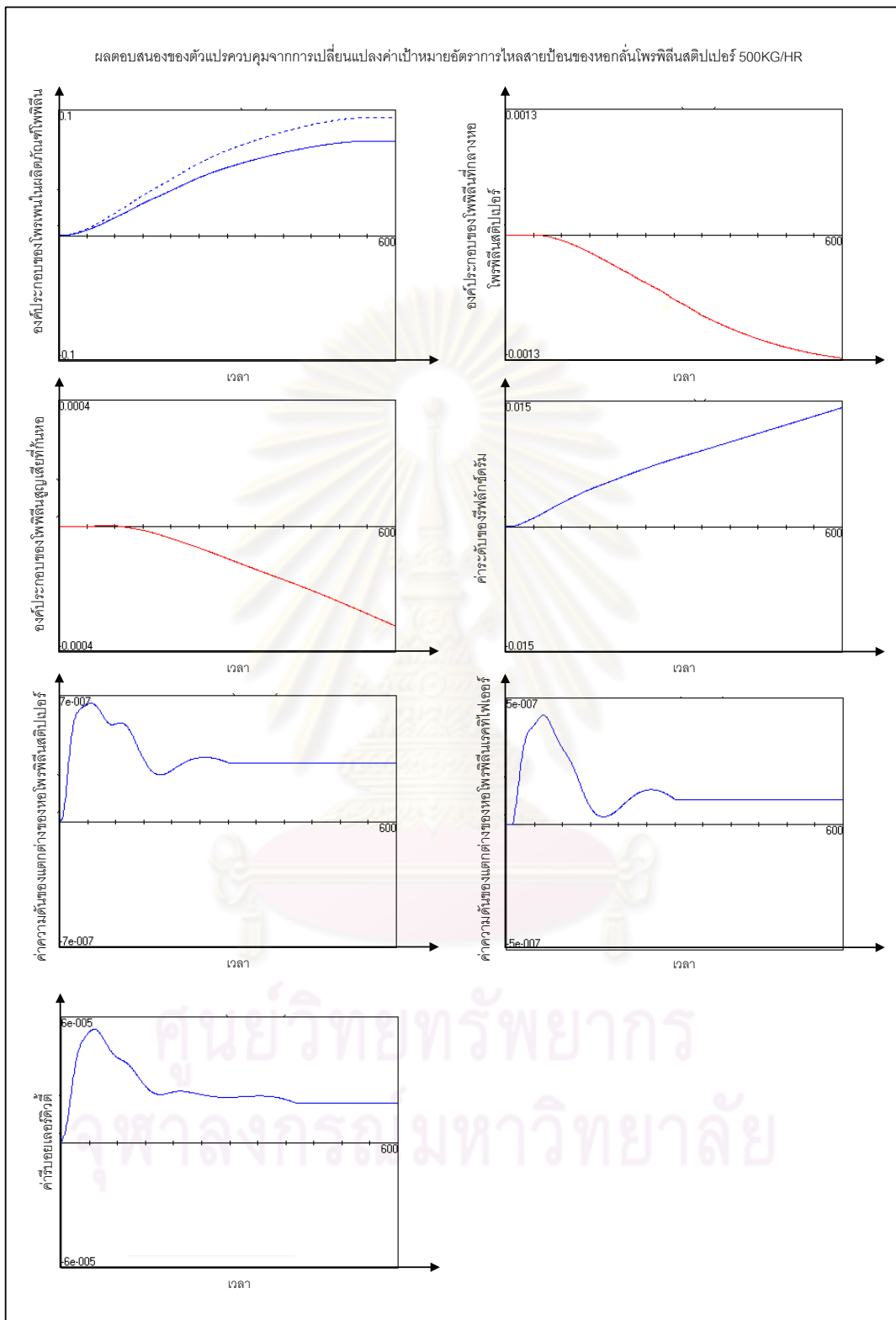
- ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนเรกติไฟเออร์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนของหอกลิ้นโพรพิลีนสตริปเปอร์เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้สายป้อน

ของหอกลับมีค่าเพิ่มขึ้น ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ทั้งยอดหอและกันหอมมากขึ้น ซึ่งอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ ที่ยอดหอหรือโพพิลีนสไตรีนเปอร์ จะถูกส่งเป็นสายป้อนของหอกลับโพพิลีนเรคทีไฟเออร์ เมื่อมีไหล่มากขึ้นก็จะส่งผ่งให้ค่าความดันแตกต่างของหอกลับหรือโพพิลีนเรคทีไฟเออร์มีค่าเพิ่มสูงขึ้น

- ค่ารีบอยเลอร์ดีวีตี้ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนของหอกลับโพพิลีนสไตรีนเปอร์เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้สายป้อนของหอกลับมีค่าเพิ่ม ดังนั้นจึงต้องใช้พลังงานในการกลั่นแยกมากขึ้น ส่งผลให้ค่ารีบอยเลอร์ดีวีตี้มีค่าสูงขึ้น



ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาพที่ 5.11 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุมจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการผลิตของหอกลิ้นไฟฟฟลินสตีปเปอร์



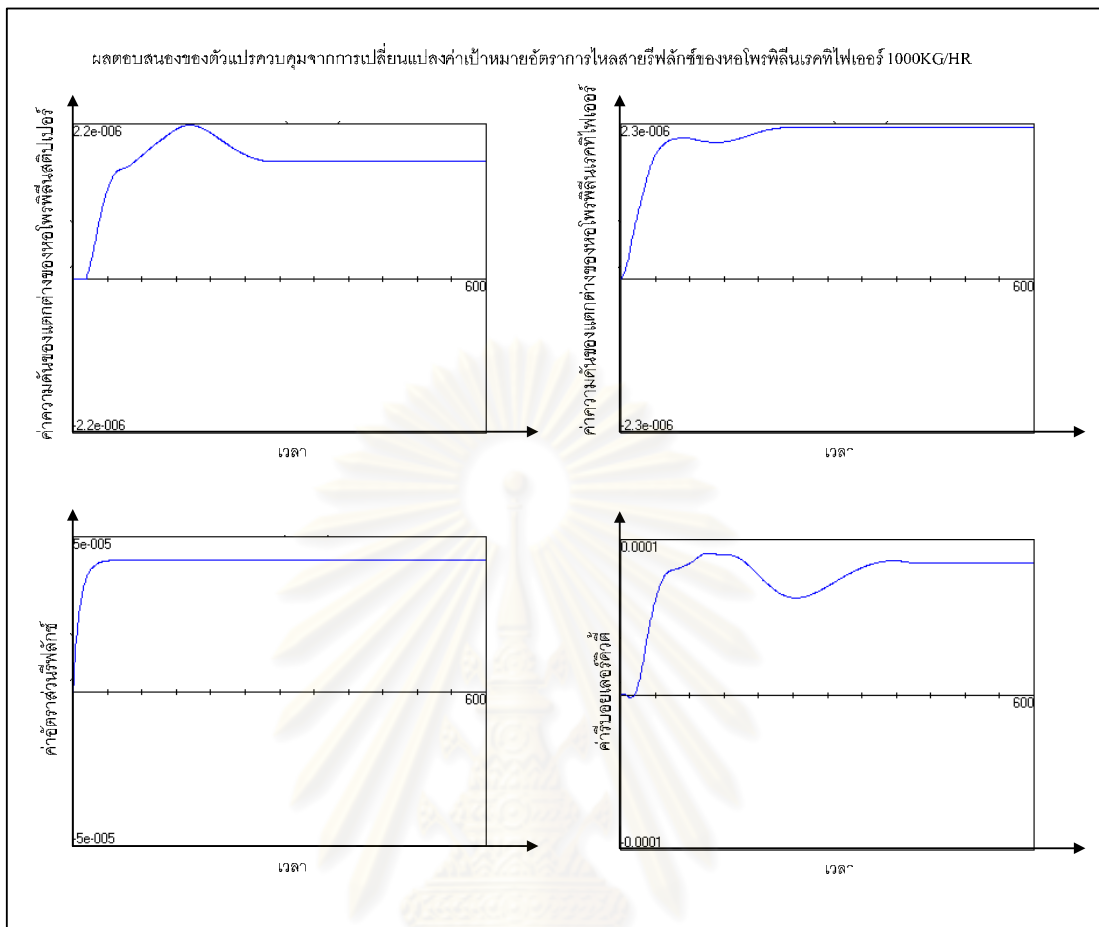
5.1.3.2.2 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ ได้แก่

- ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนสทริปเปอร์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่าอัตราการไหลสายรีฟลักซ์เพิ่มขึ้น จะทำให้ของเหลวที่พร้อมจะเดือดที่มาจากคอนเดนเซอร์ป้อนกลับคืนในส่วนของยอดหอมากขึ้น ส่งผลให้หอกลับมีไหลดมากขึ้น และส่งผลให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่กั้นหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์มากขึ้น ซึ่งของเหลวดังกล่าวจะถูกส่งกลับมาเป็นสายป้อนของหอโพรพิลีนสทริปเปอร์ เมื่อหอกลับมีไหลดมากขึ้นจะส่งผลให้ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนสทริปเปอร์มีค่าเพิ่มสูงขึ้น

- ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่าอัตราการไหลสายรีฟลักซ์เพิ่มขึ้น จะทำให้ของเหลวที่พร้อมจะเดือดที่มาจากคอนเดนเซอร์ป้อนกลับคืนในส่วนของยอดหอมากขึ้น ส่งผลให้หอกลับมีไหลดมากขึ้น และเมื่อมีไหลดมากขึ้นก็จะส่งผลให้ค่าความดันแตกต่างของหอกลับหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์มีค่าเพิ่มสูงขึ้น

- ค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่าอัตราการไหลสายรีฟลักซ์เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์เพิ่มขึ้น

- ค่ารีบอยเลอร์ดีวตี้ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่าอัตราการไหลสายรีฟลักซ์เพิ่มขึ้น จะทำให้ของเหลวที่พร้อมจะเดือดที่มาจากคอนเดนเซอร์ป้อนกลับคืนในส่วนของยอดหอมากขึ้น ดังนั้นจึงต้องใช้พลังงานในการกลั่นแยกมากขึ้น ส่งผลให้ค่ารีบอยเลอร์ดีวตี้มีค่าสูงขึ้น



ภาพที่ 5.12 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุมจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์

5.1.3.2.3 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพรพิลีน ได้แก่

- ระดับของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์ โพรพิลีน จะทำให้มีการดึงผลิตภัณฑ์โพรพิลีนออกจากหอมากขึ้นส่งผลให้ไอของผลิตภัณฑ์ในส่วนยอดหอมีค่าลดลง ส่งผลให้ค่าของรีฟลักซ์ดรัมมีค่าลดลง

- ค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์ โพรพิลีน จะทำให้มีการดึงผลิตภัณฑ์โพรพิลีนออกจากหอมากขึ้นส่งผลให้ไอของผลิตภัณฑ์ในส่วนยอดหอมีค่าลดลง ส่งผลให้ค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัมมีค่าลดลง

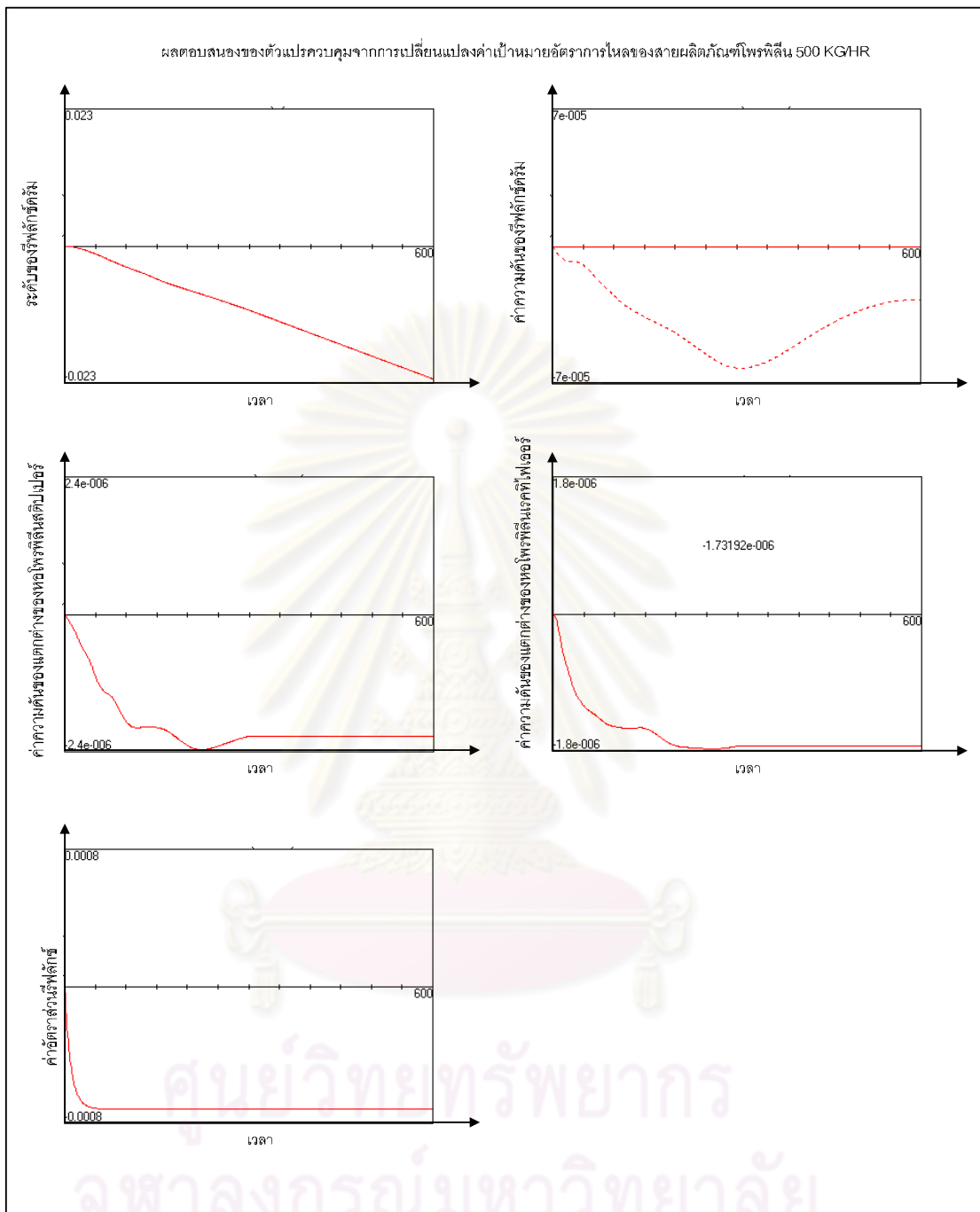
- ค่าความดันของแตกต่างของห่อโพธิ์สีนสตริปเปอร์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพธิ์สีน จะทำให้มีการดึงผลิตภัณฑ์โพธิ์สีนออกจากห่อมากขึ้น ทำให้ความดันภายในห่อโพธิ์สีนเรคทีไฟเออร์มีค่าลดลง และ ค่าความดันของแตกต่างของห่อโพธิ์สีนสตริปเปอร์ มีค่าลดลงเนื่องจากห่อโพธิ์สีนสตริปเปอร์ต่ออยู่กับห่อโพธิ์สีนเรคทีไฟเออร์

- ค่าความดันของแตกต่างของห่อโพธิ์สีนเรคทีไฟเออร์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพธิ์สีน จะทำให้มีการดึงผลิตภัณฑ์โพธิ์สีนออกจากห่อมากขึ้น ทำให้ไอของผลิตภัณฑ์ในส่วนยอดห่อมีค่าลดลง ส่งผลให้ค่าความดันค่าความดันของแตกต่างของห่อโพธิ์สีนเรคทีไฟเออร์มีค่าลดลง

- ค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพธิ์สีน จะทำให้มีการดึงผลิตภัณฑ์โพธิ์สีนออกจากห่อมากขึ้น และมีการดึงของเหลวออกจากรีฟลักซ์ดรัมเพิ่มขึ้นส่งผลให้ค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์มีค่าลดลง



ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาพที่ 5.13 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุมจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพรพิลีน

#### 5.1.3.2.4 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล ได้แก่

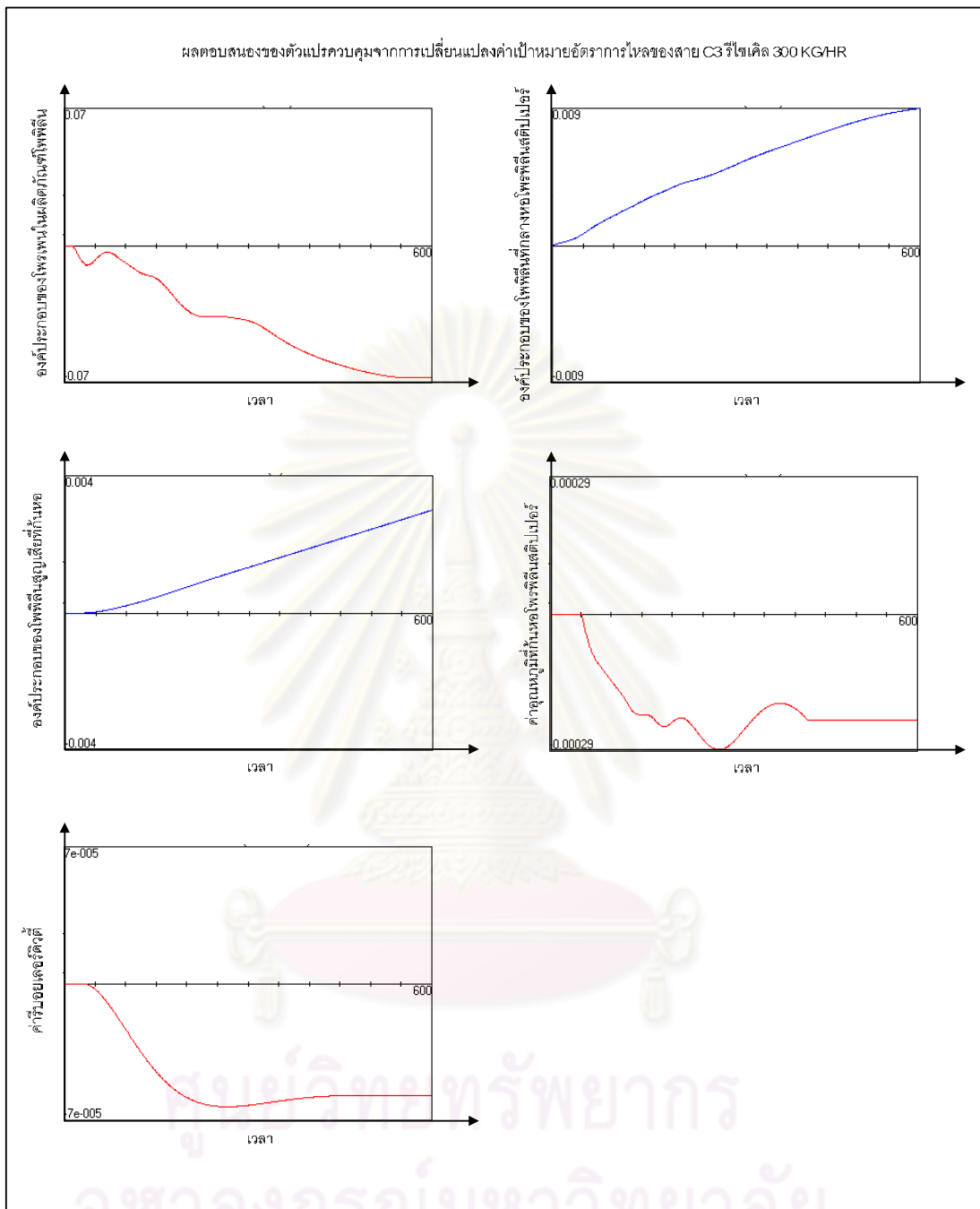
- องค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีน เมื่อทำการเพิ่มค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล วาล์วควบคุมที่กั้นหอกลับโพรพิลีนสตรีปเปอร์จะเปิดเพิ่มมากขึ้นส่งผลให้โพรเพนที่เป็นของเหลวที่กั้นหอกถูกดึงออกจากหอกมากขึ้น ดังนั้นจึงส่งผลให้องค์ประกอบของโพรเพนในหอกกลับมีค่าลดลงรวมทั้งค่าองค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีนด้วย

- องค์ประกอบของโพรพิลีนที่กกลางหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์ เมื่อทำการเพิ่มค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล วาล์วควบคุมที่กั้นหอกกลับโพรพิลีนสตรีปเปอร์จะเปิดเพิ่มมากขึ้นส่งผลให้โพรเพนที่เป็นของเหลวที่กั้นหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์ถูกดึงออกจากหอกมากขึ้น ดังนั้นค่าอัตราส่วนโดย โมลขององค์ประกอบของโพรพิลีนที่กกลางหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์จึงมีค่าสูงขึ้นเนื่องจากการดึงโพรเพนออกมากขึ้น

- องค์ประกอบของโพรพิลีนสูญเสียที่กั้นหอก เมื่อทำการเพิ่มค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล วาล์วควบคุมที่กั้นหอกกลับโพรพิลีนสตรีปเปอร์จะเปิดเพิ่มมากขึ้นส่งผลให้ของเหลวที่กั้นหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์ถูกดึงออกจากหอกมากขึ้นซึ่งของเหลวที่ถูกดึงออกจากหอกนี้จะประกอบไปด้วยโพรเพนและโพรพิลีน ดังนั้นจึงส่งผลให้องค์ประกอบของโพรพิลีนสูญเสียที่กั้นหอกมีค่าสูงขึ้น

- ค่าอุณหภูมิที่กั้นหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์ เมื่อทำการเพิ่มค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล วาล์วควบคุมที่กั้นหอกกลับโพรพิลีนสตรีปเปอร์จะเปิดเพิ่มมากขึ้นส่งผลให้ของเหลวที่กั้นหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์ถูกดึงออกจากหอกมากขึ้น ดังนั้นตัวควบคุมระดับจึงพยายามควบคุมระดับโดยการลดค่ารีบอยเลอร์ลงเพื่อให้ของเหลวที่กั้นหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์มีการกลายเป็นไอน้อยลง ดังนั้นจึงส่งผลให้ค่าอุณหภูมิที่กั้นหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์มีค่าลดลง

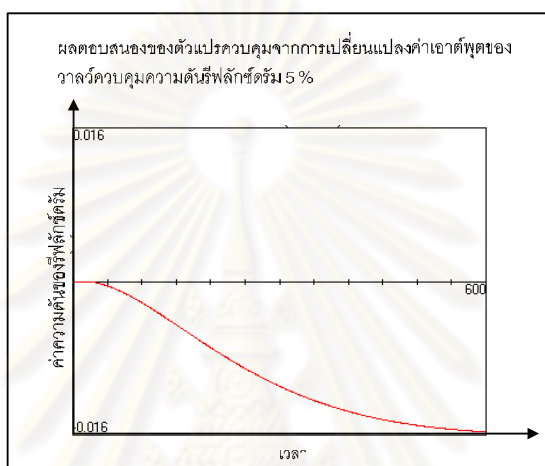
- ค่ารีบอยเลอร์ดีวตี้ เมื่อทำการเพิ่มค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสาย C3 รีไซเคิล วาล์วควบคุมที่กั้นหอกกลับโพรพิลีนสตรีปเปอร์จะเปิดเพิ่มมากขึ้นส่งผลให้ของเหลวที่กั้นหอกถูกดึงออกจากหอกมากขึ้น ดังนั้นตัวควบคุมระดับจึงพยายามควบคุมระดับโดยการลดค่ารีบอยเลอร์ลงเพื่อให้ของเหลวที่กั้นหอกโพรพิลีนสตรีปเปอร์มีการกลายเป็นไอน้อยลง ดังนั้นค่ารีบอยเลอร์ดีวตี้จึงมีค่าลดลงเนื่องจากการใช้ความร้อนในการเปลี่ยนของเหลวให้กลายเป็นไอน้อยลง



ภาพที่ 5.14 ภาพผลตอบสนองของฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายอัตราการผลิตของสาย C3 รีไซเคิล

5.1.3.2.5 ค่าพารามิเตอร์ตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงค่าเอาต์พุตของวาล์วควบคุมความดันรีฟลักซ์ดรัม ได้แก่

- ค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงค่าเอาต์พุตของวาล์วควบคุมความดันรีฟลักซ์ดรัม จะส่งผลให้ค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัมมีค่าลดลง เนื่องจากวาล์วควบคุมจะทำการเปิดมากขึ้นส่งผลให้ความดันในรีฟลักซ์ดรัมถูกถ่ายเทไปยังระบบที่มีความดันต่ำกว่า

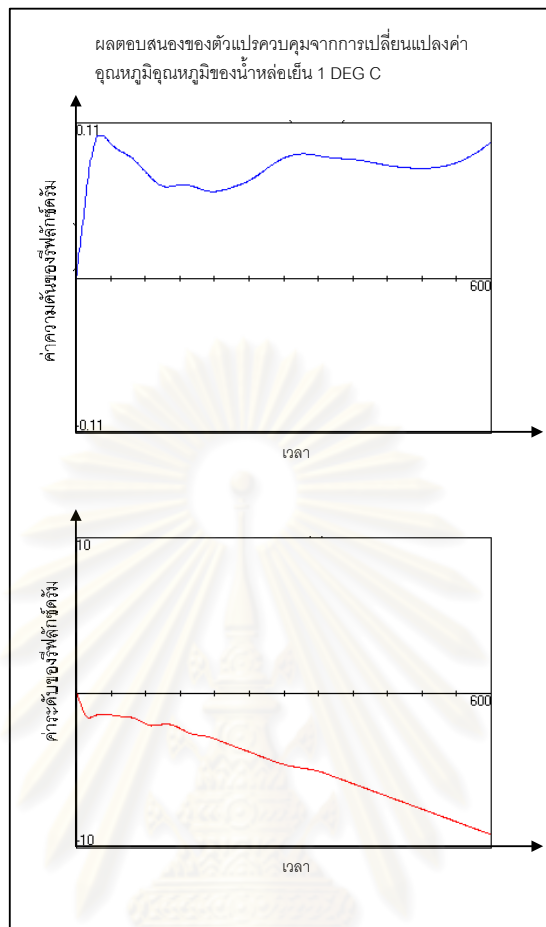


ภาพที่ 5.15 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงค่าเอาต์พุตของวาล์วควบคุมความดันรีฟลักซ์ดรัม

5.1.3.2.6 ค่าตัวแปรควบคุมที่มีผลตอบสนองจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น ได้แก่

- ค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้การแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างไอของโพรพิลีนที่ยอดหอและน้ำหล่อเย็นทำได้ต่ำลง ดังนั้นไอของโพรพิลีนจึงมีการกลั่นตัวเป็นของเหลวได้น้อยลง ทำให้ภายในรีฟลักซ์ดรัมมีค่าความดันสูงขึ้น

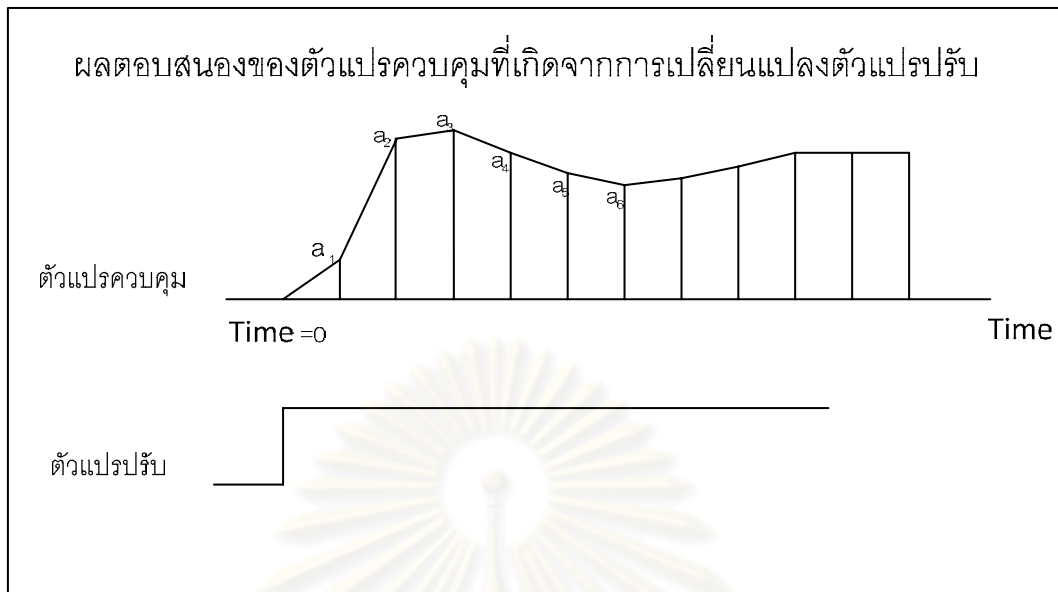
- ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้การแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างไอของโพรพิลีนที่ยอดหอและน้ำหล่อเย็นทำได้ต่ำลง ดังนั้นไอของโพรพิลีนจึงมีการกลั่นตัวเป็นของเหลวได้น้อยลง ส่งผลให้ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัมมีค่าลดลง



ภาพที่ 5.16 ภาพผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปของค่าตัวแปรควบคุม จากการเปลี่ยนแปลงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น

5.1.4 การสร้างแบบจำลองกระบวนการ หลังจากการดำเนินการทำผลตอบสนองฟังก์ชันแบบสเต็ปและเก็บข้อมูลในขั้นตอนที่ 5.3 แล้วข้อมูลที่เก็บได้จะแสดงความสัมพันธ์ของตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมซึ่งแสดงได้ดังรูปภาพที่ 5.17 โดยข้อมูลในแกน Y จะแสดงถึงค่าตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุม ข้อมูลในแกน X จะแสดงถึงเวลา





ภาพที่ 5.17 ภาพแสดงผลตอบสนองของตัวแปรควบคุมที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับแบบสแต็ป

จากข้อมูลดังกล่าวสามารถคำนวณหาค่าเมตริกสัมประสิทธิ์การตอบสนองแบบสแต็ป (A) ได้ดังนี้

เมื่อกำหนดให้  $\partial CV_i = CV_i - CV_0$

ดังนั้น

$$\partial CV_1 = a_1 * \Delta I_1$$

$$\partial CV_2 = a_2 * \Delta I_1 + a_1 * \Delta I_2$$

$$\partial CV_3 = a_3 * \Delta I_1 + a_2 * \Delta I_2 + a_1 * \Delta I_3$$

$$\partial CV_4 = a_4 * \Delta I_1 + a_3 * \Delta I_2 + a_2 * \Delta I_3 + a_1 * \Delta I_4$$

⋮

$$\partial CV_p = a_p * \Delta I_1 + a_{p-1} * \Delta I_2 + \dots + a_{p-M+1} * \Delta I_M$$

และสามารถที่จะเขียนแสดงได้ในรูปแบบของเมตริก

$$\begin{bmatrix} \partial CV_1 \\ \partial CV_2 \\ \partial CV_3 \\ \vdots \\ \partial CV_M \\ \vdots \\ \partial CV_P \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & \cdots & 0 \\ a_2 & a_1 & 0 & \vdots \\ a_3 & a_2 & a_1 & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_M & a_{M-1} & \cdots & a_1 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_P & a_{P-1} & \cdots & a_{P-M+1} \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} \Delta I_1 \\ \Delta I_2 \\ \Delta I_3 \\ \vdots \\ \Delta I_M \end{bmatrix}$$

$$\delta CV = A * \Delta I \quad (5.1)$$

จากสมการที่ 5.1 เมื่อทำการทำผลตอบสนองแบบสแต็ป จะสามารถเก็บข้อมูลของ  $\delta CV$  และ  $\Delta I$  ได้ หลังจากนั้นทำการแก้สมการเพื่อหาค่าของเมตริกสัมประสิทธิ์การตอบสนองแบบสแต็ป ( $A$ )

แบบจำลองที่ได้จะเป็นความสัมพันธ์ของระบบที่เป็นแบบหนึ่งอินพุตและหนึ่งเอาต์พุต (SISO) แต่สำหรับกระบวนการจริงที่มีความสัมพันธ์แบบหลายอินพุตหลายเอาต์พุต (MIMO) จะมีการประยุกต์ใช้ทฤษฎีซ้อนทับ (Superposition) ซึ่งมี คุณสมบัติของระบบเชิงเส้น คือคุณสมบัติในการรวมกัน (Additivity property)

$$F\{X_1[k] + X_2[k]\} = F\{X_1[k]\} + F\{X_2[k]\} = Y_1[k] + Y_2[k]$$

สำหรับอินพุตทุกตัวที่มีผลต่อเอาต์พุตสามารถประยุกต์ใช้ทฤษฎีซ้อนทับและมีวิธีในการหาตัวควบคุมไดนามิกส์เมตริกซ์ได้ดังนี้

#### 5.1.4.1 ตัวควบคุมระบบหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ

กำหนดให้

$CV_{1A}$  คือ ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม (LC1)

$CV_{2A}$  คือ ค่าระดับที่กั้นหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ (LC2)

$CV_{3A}$  คือ ค่าองค์ประกอบของ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ(AI1)

$CV_{4A}$  คือ ค่าความดันแตกต่างของหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ(PDI1)

$CV_{5A}$  คือ ค่าอุณหภูมิภายในหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ(TI3)

$CV_{6A}$  คือ ค่าอุณหภูมิที่กั้นหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ(TI4)

$I_{1A}$  คือ ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ(FC1)

$I_{2A}$  คือ ค่าเป้าหมายอัตราการไหลที่กั้นหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ(FC2)

$I_{3A}$  คือ ค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์หอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ(FC3)

$I_{4A}$  คือ ค่าเป้าหมายอุณหภูมิตัดแยกหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(TC1)

$I_{5A}$  คือ ค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น(TI5)

$I_{6A}$  คือ ค่าอุณหภูมิของสายป้อนหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(TI2)

$I_{7A}$  คือ ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายป้อนหอกลิ้นดีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำ(FC5)

$a_{yx,i}$  คือ สัมประสิทธิ์ของผลตอบสนองแบบสแต็ปที่  $i$  สำหรับแบบจำลองที่มีความสัมพันธ์กันระหว่าง  $CV_{yA}$  และ  $I_{xA}$  สำหรับค่าอินพุตและเอาต์พุตที่ไม่มีผลตอบสนองต่อกันค่าสัมประสิทธิ์ของผลตอบสนองแบบสแต็ปจะมีค่าเท่ากับ 0

ดังนั้นสามารถหาค่าของตัวแปรควบคุมต่างๆได้ดังนี้

$$CV_{1A}(k+1) = (a_{11,1} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{12,1} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{13,1} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{14,1} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{15,1} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{16,1} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{17,1} * \Delta I_{7A}(1))$$

$$CV_{1A}(k+2) = (a_{11,2} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{11,1} * \Delta I_{1A}(2)) + (a_{12,2} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{12,1} * \Delta I_{2A}(2)) + (a_{13,2} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{13,1} * \Delta I_{3A}(2)) + (a_{14,2} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{14,1} * \Delta I_{4A}(2)) + (a_{15,2} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{15,1} * \Delta I_{5A}(2)) + (a_{16,2} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{16,1} * \Delta I_{6A}(2)) + (a_{17,2} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{17,1} * \Delta I_{7A}(2))$$

⋮

$$CV_{1A}(k+P) = \left[ (a_{11,P} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{11,P-1} * \Delta I_{1A}(2)) + \dots + (a_{11,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \left[ (a_{12,P} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{12,P-1} * \Delta I_{2A}(2)) + \dots + (a_{12,P-M+1} * \Delta I_{2A}(M)) \right] + \left[ (a_{13,P} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{13,P-1} * \Delta I_{3A}(2)) + \dots + (a_{13,P-M+1} * \Delta I_{3A}(M)) \right] + \left[ (a_{14,P} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{14,P-1} * \Delta I_{4A}(2)) + \dots + (a_{14,P-M+1} * \Delta I_{4A}(M)) \right] + \left[ (a_{15,P} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{15,P-1} * \Delta I_{5A}(2)) + \dots + (a_{15,P-M+1} * \Delta I_{5A}(M)) \right] + \left[ (a_{16,P} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{16,P-1} * \Delta I_{6A}(2)) + \dots + (a_{16,P-M+1} * \Delta I_{6A}(M)) \right] + \left[ (a_{17,P} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{17,P-1} * \Delta I_{7A}(2)) + \dots + (a_{17,P-M+1} * \Delta I_{7A}(M)) \right]$$

$$CV_{2A}(k+1) = (a_{21,1} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{22,1} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{23,1} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{24,1} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{25,1} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{26,1} * \Delta I_{6A}(1)) +$$

$$(a_{27,1} * \Delta I_{7A}(1))$$

$$\begin{aligned} CV_{2A}(k+2) = & (a_{21,2} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{21,1} * \Delta I_{1A}(2)) + \\ & (a_{22,2} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{22,1} * \Delta I_{2A}(2)) + \\ & (a_{23,2} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{23,1} * \Delta I_{3A}(2)) + \\ & (a_{24,2} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{24,1} * \Delta I_{4A}(2)) + \\ & (a_{25,2} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{25,1} * \Delta I_{5A}(2)) + \\ & (a_{26,2} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{26,1} * \Delta I_{6A}(2)) + \\ & (a_{27,2} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{27,1} * \Delta I_{7A}(2)) \end{aligned}$$

⋮

$$\begin{aligned} CV_{2A}(k+P) = & \left[ (a_{21,P} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{21,P-1} * \Delta I_{1A}(2)) + \dots + (a_{21,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{22,P} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{22,P-1} * \Delta I_{2A}(2)) + \dots + (a_{22,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{23,P} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{23,P-1} * \Delta I_{3A}(2)) + \dots + (a_{23,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{24,P} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{24,P-1} * \Delta I_{4A}(2)) + \dots + (a_{24,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{25,P} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{25,P-1} * \Delta I_{5A}(2)) + \dots + (a_{25,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{26,P} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{26,P-1} * \Delta I_{6A}(2)) + \dots + (a_{26,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{27,P} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{27,P-1} * \Delta I_{7A}(2)) + \dots + (a_{27,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CV_{3A}(k+1) = & (a_{31,1} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{32,1} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{33,1} * \Delta I_{3A}(1)) + \\ & (a_{34,1} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{35,1} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{36,1} * \Delta I_{6A}(1)) + \\ & (a_{37,1} * \Delta I_{7A}(1)) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CV_{3A}(k+2) = & (a_{31,2} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{31,1} * \Delta I_{1A}(2)) + \\ & (a_{32,2} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{32,1} * \Delta I_{2A}(2)) + \\ & (a_{33,2} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{33,1} * \Delta I_{3A}(2)) + \\ & (a_{34,2} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{34,1} * \Delta I_{4A}(2)) + \\ & (a_{35,2} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{35,1} * \Delta I_{5A}(2)) + \\ & (a_{36,2} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{36,1} * \Delta I_{6A}(2)) + \\ & (a_{37,2} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{37,1} * \Delta I_{7A}(2)) \end{aligned}$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned}
 CV_{3A}(k+P) = & \left[ (a_{31,P} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{31,P-1} * \Delta I_{1A}(2)) + \dots + (a_{31,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{32,P} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{32,P-1} * \Delta I_{2A}(2)) + \dots + (a_{32,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{33,P} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{33,P-1} * \Delta I_{3A}(2)) + \dots + (a_{33,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{34,P} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{34,P-1} * \Delta I_{4A}(2)) + \dots + (a_{34,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{35,P} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{35,P-1} * \Delta I_{5A}(2)) + \dots + (a_{35,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{36,P} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{36,P-1} * \Delta I_{6A}(2)) + \dots + (a_{36,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{37,P} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{37,P-1} * \Delta I_{7A}(2)) + \dots + (a_{37,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CV_{4A}(k+1) = & (a_{41,1} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{42,1} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{43,1} * \Delta I_{3A}(1)) + \\
 & (a_{44,1} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{45,1} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{46,1} * \Delta I_{6A}(1)) + \\
 & (a_{47,1} * \Delta I_{7A}(1))
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CV_{4A}(k+2) = & (a_{41,2} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{41,1} * \Delta I_{1A}(2)) + \\
 & (a_{42,2} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{42,1} * \Delta I_{2A}(2)) + \\
 & (a_{43,2} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{43,1} * \Delta I_{3A}(2)) + \\
 & (a_{44,2} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{44,1} * \Delta I_{4A}(2)) + \\
 & (a_{45,2} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{45,1} * \Delta I_{5A}(2)) + \\
 & (a_{46,2} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{46,1} * \Delta I_{6A}(2)) + \\
 & (a_{47,2} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{47,1} * \Delta I_{7A}(2))
 \end{aligned}$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned}
 CV_{4A}(k+P) = & \left[ (a_{41,P} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{41,P-1} * \Delta I_{1A}(2)) + \dots + (a_{41,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{42,P} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{42,P-1} * \Delta I_{2A}(2)) + \dots + (a_{42,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{43,P} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{43,P-1} * \Delta I_{3A}(2)) + \dots + (a_{43,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{44,P} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{44,P-1} * \Delta I_{4A}(2)) + \dots + (a_{44,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{45,P} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{45,P-1} * \Delta I_{5A}(2)) + \dots + (a_{45,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{46,P} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{46,P-1} * \Delta I_{6A}(2)) + \dots + (a_{46,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] +
 \end{aligned}$$

$$\left[ \left( a_{47,P} * \Delta I_{7A}(1) \right) + \left( a_{47,P-1} * \Delta I_{7A}(2) \right) + \dots + \left( a_{47,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M) \right) \right]$$

$$CV_{5A}(k+1) = \left( a_{51,1} * \Delta I_{1A}(1) \right) + \left( a_{52,1} * \Delta I_{2A}(1) \right) + \left( a_{53,1} * \Delta I_{3A}(1) \right) + \\ \left( a_{54,1} * \Delta I_{4A}(1) \right) + \left( a_{55,1} * \Delta I_{5A}(1) \right) + \left( a_{56,1} * \Delta I_{6A}(1) \right) + \\ \left( a_{57,1} * \Delta I_{7A}(1) \right)$$

$$CV_{5A}(k+2) = \left( a_{51,2} * \Delta I_{1A}(1) \right) + \left( a_{51,1} * \Delta I_{1A}(2) \right) + \\ \left( a_{52,2} * \Delta I_{2A}(1) \right) + \left( a_{52,1} * \Delta I_{2A}(2) \right) + \\ \left( a_{53,2} * \Delta I_{3A}(1) \right) + \left( a_{53,1} * \Delta I_{3A}(2) \right) + \\ \left( a_{54,2} * \Delta I_{4A}(1) \right) + \left( a_{54,1} * \Delta I_{4A}(2) \right) + \\ \left( a_{55,2} * \Delta I_{5A}(1) \right) + \left( a_{55,1} * \Delta I_{5A}(2) \right) + \\ \left( a_{56,2} * \Delta I_{6A}(1) \right) + \left( a_{56,1} * \Delta I_{6A}(2) \right) + \\ \left( a_{57,2} * \Delta I_{7A}(1) \right) + \left( a_{57,1} * \Delta I_{7A}(2) \right)$$

⋮

$$CV_{5A}(k+P) = \\ \left[ \left( a_{51,P} * \Delta I_{1A}(1) \right) + \left( a_{51,P-1} * \Delta I_{1A}(2) \right) + \dots + \left( a_{51,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{52,P} * \Delta I_{2A}(1) \right) + \left( a_{52,P-1} * \Delta I_{2A}(2) \right) + \dots + \left( a_{52,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{53,P} * \Delta I_{3A}(1) \right) + \left( a_{53,P-1} * \Delta I_{3A}(2) \right) + \dots + \left( a_{53,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{54,P} * \Delta I_{4A}(1) \right) + \left( a_{54,P-1} * \Delta I_{4A}(2) \right) + \dots + \left( a_{54,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{55,P} * \Delta I_{5A}(1) \right) + \left( a_{55,P-1} * \Delta I_{5A}(2) \right) + \dots + \left( a_{55,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{56,P} * \Delta I_{6A}(1) \right) + \left( a_{56,P-1} * \Delta I_{6A}(2) \right) + \dots + \left( a_{56,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{57,P} * \Delta I_{7A}(1) \right) + \left( a_{57,P-1} * \Delta I_{7A}(2) \right) + \dots + \left( a_{57,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M) \right) \right]$$

$$CV_{6A}(k+1) = \left( a_{61,1} * \Delta I_{1A}(1) \right) + \left( a_{62,1} * \Delta I_{2A}(1) \right) + \left( a_{63,1} * \Delta I_{3A}(1) \right) + \\ \left( a_{64,1} * \Delta I_{4A}(1) \right) + \left( a_{65,1} * \Delta I_{5A}(1) \right) + \left( a_{66,1} * \Delta I_{6A}(1) \right) + \\ \left( a_{67,1} * \Delta I_{7A}(1) \right)$$

$$CV_{6A}(k+2) = \left( a_{61,2} * \Delta I_{1A}(1) \right) + \left( a_{61,1} * \Delta I_{1A}(2) \right) + \\ \left( a_{62,2} * \Delta I_{2A}(1) \right) + \left( a_{62,1} * \Delta I_{2A}(2) \right) + \\ \left( a_{63,2} * \Delta I_{3A}(1) \right) + \left( a_{63,1} * \Delta I_{3A}(2) \right) +$$

$$\begin{aligned}
& (a_{64,2} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{64,1} * \Delta I_{4A}(2)) + \\
& (a_{65,2} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{65,1} * \Delta I_{5A}(2)) + \\
& (a_{66,2} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{66,1} * \Delta I_{6A}(2)) + \\
& (a_{67,2} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{67,1} * \Delta I_{7A}(2))
\end{aligned}$$

⋮

$$\begin{aligned}
CV_{6A}(k + P) = & \left[ (a_{61,P} * \Delta I_{1A}(1)) + (a_{61,P-1} * \Delta I_{1A}(2)) + \dots + (a_{61,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
& \left[ (a_{62,P} * \Delta I_{2A}(1)) + (a_{62,P-1} * \Delta I_{2A}(2)) + \dots + (a_{62,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
& \left[ (a_{63,P} * \Delta I_{3A}(1)) + (a_{63,P-1} * \Delta I_{3A}(2)) + \dots + (a_{63,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
& \left[ (a_{64,P} * \Delta I_{4A}(1)) + (a_{64,P-1} * \Delta I_{4A}(2)) + \dots + (a_{64,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
& \left[ (a_{65,P} * \Delta I_{5A}(1)) + (a_{65,P-1} * \Delta I_{5A}(2)) + \dots + (a_{65,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
& \left[ (a_{66,P} * \Delta I_{6A}(1)) + (a_{66,P-1} * \Delta I_{6A}(2)) + \dots + (a_{66,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
& \left[ (a_{67,P} * \Delta I_{7A}(1)) + (a_{67,P-1} * \Delta I_{7A}(2)) + \dots + (a_{67,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right]
\end{aligned}$$

#### 5.1.4.2 ตัวควบคุมระบบของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์

กำหนดให้

$CV_{1B}$  คือ องค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีน (AI10)

$CV_{2B}$  คือ องค์ประกอบของโพรพิลีนที่กลางหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ (AI11)

$CV_{3B}$  คือ องค์ประกอบของโพรพิลีนสูญเสียที่ก้นหอ (AI12)

$CV_{4B}$  คือ ระดับของรีฟลักซ์ดรัม(LC10)

$CV_{5B}$  คือ ค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม(PC10)

$CV_{6B}$  คือ ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ (PDI10)

$CV_{7B}$  คือ ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (PDI11)

$CV_{8B}$  คือ ค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์ (RR10)

$CV_{9B}$  คือ ค่าอุณหภูมิที่ก้นหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ (TI10)

$CV_{10B}$  คือ ค่ารีบอยเลอร์คิวตี้ (JC10)

$I_{1B}$  คือ ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของหอกลั่นโพรพิลีนสตรีปเปอร์(FC10)

$I_{2B}$  คือ ค่าเป้าหมายอัตราการไหลสายรีฟลักซ์ของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์(FC11)

$I_{3B}$  คือ ค่าเป้าหมายอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์โพรพิลีน (FC12)

$I_{4B}$  คือ ค่าเป้าหมายอัตราการใช้ของสาย C3 รีไซเคิล (FC13)

$I_{5B}$  คือ ค่าเอาต์พุตของวาล์วควบคุมความดันรีฟลักซ์ดรัม (PC10)

$I_{6B}$  คือ อุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น (TI5)

$a_{yx,i}$  คือ สัมประสิทธิ์ของผลตอบสนองแบบสแต็ปที่  $i$  สำหรับแบบจำลองที่มีความสัมพันธ์กันระหว่าง  $CV_{yB}$  และ  $I_{xB}$  สำหรับค่าอินพุตและเอาต์พุตที่ไม่มีผลตอบสนองต่อกันค่าสัมประสิทธิ์ของผลตอบสนองแบบสแต็ปจะมีค่าเท่ากับ 0

$$CV_{1B}(k+1) = (a_{11,1} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{12,1} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{13,1} * \Delta I_{3B}(1)) + (a_{14,1} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{15,1} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{16,1} * \Delta I_{6B}(1))$$

$$CV_{1B}(k+2) = (a_{11,2} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{11,1} * \Delta I_{1B}(2)) + (a_{12,2} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{12,1} * \Delta I_{2B}(2)) + (a_{13,2} * \Delta I_{3B}(1)) + (a_{13,1} * \Delta I_{3B}(2)) + (a_{14,2} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{14,1} * \Delta I_{4B}(2)) + (a_{15,2} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{15,1} * \Delta I_{5B}(2)) + (a_{16,2} * \Delta I_{6B}(1)) + (a_{16,1} * \Delta I_{6B}(2))$$

⋮

$$CV_{1B}(k+P) = \left[ (a_{11,P} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{11,P-1} * \Delta I_{1B}(2)) + \dots + (a_{11,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \left[ (a_{12,P} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{12,P-1} * \Delta I_{2B}(2)) + \dots + (a_{12,P-M+1} * \Delta I_{2B}(M)) \right] + \left[ (a_{13,P} * \Delta I_{3B}(1)) + (a_{13,P-1} * \Delta I_{3B}(2)) + \dots + (a_{13,P-M+1} * \Delta I_{3B}(M)) \right] + \left[ (a_{14,P} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{14,P-1} * \Delta I_{4B}(2)) + \dots + (a_{14,P-M+1} * \Delta I_{4B}(M)) \right] + \left[ (a_{15,P} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{15,P-1} * \Delta I_{5B}(2)) + \dots + (a_{15,P-M+1} * \Delta I_{5B}(M)) \right] + \left[ (a_{16,P} * \Delta I_{6B}(1)) + (a_{16,P-1} * \Delta I_{6B}(2)) + \dots + (a_{16,P-M+1} * \Delta I_{6B}(M)) \right]$$

$$CV_{2B}(k+1) = (a_{21,1} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{22,1} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{23,1} * \Delta I_{3B}(1)) + (a_{24,1} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{25,1} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{26,1} * \Delta I_{6B}(1))$$

$$CV_{2B}(k+2) = (a_{21,2} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{21,1} * \Delta I_{1B}(2)) +$$



$$\begin{aligned}
& \left( a_{22,2} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{22,1} * \Delta I_{2B}(2) \right) + \\
& \left( a_{23,2} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{23,1} * \Delta I_{3B}(2) \right) + \\
& \left( a_{24,2} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{24,1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \\
& \left( a_{25,2} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{25,1} * \Delta I_{5B}(2) \right) + \\
& \left( a_{26,2} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{26,1} * \Delta I_{6B}(2) \right)
\end{aligned}$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned}
CV_{2B}(k+P) = & \left[ \left( a_{21,P} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{21,P-1} * \Delta I_{1B}(2) \right) + \dots + \left( a_{21,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\
& \left[ \left( a_{22,P} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{22,P-1} * \Delta I_{2B}(2) \right) + \dots + \left( a_{22,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\
& \left[ \left( a_{23,P} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{23,P-1} * \Delta I_{3B}(2) \right) + \dots + \left( a_{23,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\
& \left[ \left( a_{24,P} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{24,P-1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \dots + \left( a_{24,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\
& \left[ \left( a_{25,P} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{25,P-1} * \Delta I_{5B}(2) \right) + \dots + \left( a_{25,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\
& \left[ \left( a_{26,P} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{26,P-1} * \Delta I_{6B}(2) \right) + \dots + \left( a_{26,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right]
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
CV_{3B}(k+1) = & \left( a_{31,1} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{32,1} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{33,1} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \\
& \left( a_{34,1} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{35,1} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{36,1} * \Delta I_{6B}(1) \right)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
CV_{3B}(k+2) = & \left( a_{31,2} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{31,1} * \Delta I_{1B}(2) \right) + \\
& \left( a_{32,2} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{32,1} * \Delta I_{2B}(2) \right) + \\
& \left( a_{33,2} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{33,1} * \Delta I_{3B}(2) \right) + \\
& \left( a_{34,2} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{34,1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \\
& \left( a_{35,2} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{35,1} * \Delta I_{5B}(2) \right) + \\
& \left( a_{36,2} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{36,1} * \Delta I_{6B}(2) \right)
\end{aligned}$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned}
CV_{3B}(k+P) = & \left[ \left( a_{31,P} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{31,P-1} * \Delta I_{1B}(2) \right) + \dots + \left( a_{31,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\
& \left[ \left( a_{32,P} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{32,P-1} * \Delta I_{2B}(2) \right) + \dots + \left( a_{32,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\
& \left[ \left( a_{33,P} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{33,P-1} * \Delta I_{3B}(2) \right) + \dots + \left( a_{33,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\
& \left[ \left( a_{34,P} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{34,P-1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \dots + \left( a_{34,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] +
\end{aligned}$$

$$\left[ \left( a_{35,P} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{35,P-1} * \Delta I_{5B}(2) \right) + \dots + \left( a_{35,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] +$$

$$\left[ \left( a_{36,P} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{36,P-1} * \Delta I_{6B}(2) \right) + \dots + \left( a_{36,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right]$$

$$CV_{4B}(k+1) = \left( a_{41,1} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{42,1} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{43,1} * \Delta I_{3B}(1) \right) +$$

$$\left( a_{44,1} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{45,1} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{46,1} * \Delta I_{6B}(1) \right)$$

$$CV_{4B}(k+2) = \left( a_{41,2} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{41,1} * \Delta I_{1B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{42,2} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{42,1} * \Delta I_{2B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{43,2} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{43,1} * \Delta I_{3B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{44,2} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{44,1} * \Delta I_{4B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{45,2} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{45,1} * \Delta I_{5B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{46,2} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{46,1} * \Delta I_{6B}(2) \right)$$

⋮

$$CV_{4B}(k+P) =$$

$$\left[ \left( a_{41,P} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{41,P-1} * \Delta I_{1B}(2) \right) + \dots + \left( a_{41,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] +$$

$$\left[ \left( a_{42,P} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{42,P-1} * \Delta I_{2B}(2) \right) + \dots + \left( a_{42,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] +$$

$$\left[ \left( a_{43,P} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{43,P-1} * \Delta I_{3B}(2) \right) + \dots + \left( a_{43,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] +$$

$$\left[ \left( a_{44,P} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{44,P-1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \dots + \left( a_{44,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] +$$

$$\left[ \left( a_{45,P} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{45,P-1} * \Delta I_{5B}(2) \right) + \dots + \left( a_{45,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] +$$

$$\left[ \left( a_{46,P} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{46,P-1} * \Delta I_{6B}(2) \right) + \dots + \left( a_{46,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right]$$

$$CV_{5B}(k+1) = \left( a_{51,1} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{52,1} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{53,1} * \Delta I_{3B}(1) \right) +$$

$$\left( a_{54,1} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{55,1} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{56,1} * \Delta I_{6B}(1) \right)$$

$$CV_{5B}(k+2) = \left( a_{51,2} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{51,1} * \Delta I_{1B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{52,2} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{52,1} * \Delta I_{2B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{53,2} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{53,1} * \Delta I_{3B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{54,2} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{54,1} * \Delta I_{4B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{55,2} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{55,1} * \Delta I_{5B}(2) \right) +$$

$$\left( a_{56,2} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{56,1} * \Delta I_{6B}(2) \right)$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned}
 CV_{5B}(k+P) = & \left[ (a_{51,P} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{51,P-1} * \Delta I_{1B}(2)) + \dots + (a_{51,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{52,P} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{52,P-1} * \Delta I_{2B}(2)) + \dots + (a_{52,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{53,P} * \Delta I_{3B}(1)) + (a_{53,P-1} * \Delta I_{3B}(2)) + \dots + (a_{53,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{54,P} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{54,P-1} * \Delta I_{4B}(2)) + \dots + (a_{54,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{55,P} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{55,P-1} * \Delta I_{5B}(2)) + \dots + (a_{55,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{56,P} * \Delta I_{6B}(1)) + (a_{56,P-1} * \Delta I_{6B}(2)) + \dots + (a_{56,P-M+1} * \Delta I_{1A}(M)) \right]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CV_{6B}(k+1) = & (a_{61,1} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{62,1} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{63,1} * \Delta I_{3B}(1)) + \\
 & (a_{64,1} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{65,1} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{66,1} * \Delta I_{6B}(1))
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CV_{6B}(k+2) = & (a_{61,2} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{61,1} * \Delta I_{1B}(2)) + \\
 & (a_{62,2} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{62,1} * \Delta I_{2B}(2)) + \\
 & (a_{63,2} * \Delta I_{3B}(1)) + (a_{63,1} * \Delta I_{3B}(2)) + \\
 & (a_{64,2} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{64,1} * \Delta I_{4B}(2)) + \\
 & (a_{65,2} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{65,1} * \Delta I_{5B}(2)) + \\
 & (a_{66,2} * \Delta I_{6B}(1)) + (a_{66,1} * \Delta I_{6B}(2))
 \end{aligned}$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned}
 CV_{6B}(k+P) = & \left[ (a_{61,P} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{61,P-1} * \Delta I_{1B}(2)) + \dots + (a_{61,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{62,P} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{62,P-1} * \Delta I_{2B}(2)) + \dots + (a_{62,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{63,P} * \Delta I_{3B}(1)) + (a_{63,P-1} * \Delta I_{3B}(2)) + \dots + (a_{63,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{64,P} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{64,P-1} * \Delta I_{4B}(2)) + \dots + (a_{64,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{65,P} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{65,P-1} * \Delta I_{5B}(2)) + \dots + (a_{65,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\
 & \left[ (a_{66,P} * \Delta I_{6B}(1)) + (a_{66,P-1} * \Delta I_{6B}(2)) + \dots + (a_{66,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CV_{7B}(k+1) = & (a_{71,1} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{72,1} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{73,1} * \Delta I_{3B}(1)) + \\
 & (a_{74,1} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{75,1} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{76,1} * \Delta I_{6B}(1))
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
CV_{7B}(k+2) = & \left(a_{71,2} * \Delta I_{1B}(1)\right) + \left(a_{71,1} * \Delta I_{1B}(2)\right) + \\
& \left(a_{72,2} * \Delta I_{2B}(1)\right) + \left(a_{72,1} * \Delta I_{2B}(2)\right) + \\
& \left(a_{73,2} * \Delta I_{3B}(1)\right) + \left(a_{73,1} * \Delta I_{3B}(2)\right) + \\
& \left(a_{74,2} * \Delta I_{4B}(1)\right) + \left(a_{74,1} * \Delta I_{4B}(2)\right) + \\
& \left(a_{75,2} * \Delta I_{5B}(1)\right) + \left(a_{75,1} * \Delta I_{5B}(2)\right) + \\
& \left(a_{76,2} * \Delta I_{6B}(1)\right) + \left(a_{76,1} * \Delta I_{6B}(2)\right)
\end{aligned}$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned}
CV_{7B}(k+P) = & \\
& \left[\left(a_{71,P} * \Delta I_{1B}(1)\right) + \left(a_{71,P-1} * \Delta I_{1B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{71,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right] + \\
& \left[\left(a_{72,P} * \Delta I_{2B}(1)\right) + \left(a_{72,P-1} * \Delta I_{2B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{72,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right] + \\
& \left[\left(a_{73,P} * \Delta I_{3B}(1)\right) + \left(a_{73,P-1} * \Delta I_{3B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{73,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right] + \\
& \left[\left(a_{74,P} * \Delta I_{4B}(1)\right) + \left(a_{74,P-1} * \Delta I_{4B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{74,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right] + \\
& \left[\left(a_{75,P} * \Delta I_{5B}(1)\right) + \left(a_{75,P-1} * \Delta I_{5B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{75,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right] + \\
& \left[\left(a_{76,P} * \Delta I_{6B}(1)\right) + \left(a_{76,P-1} * \Delta I_{6B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{76,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right]
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
CV_{8B}(k+1) = & \left(a_{81,1} * \Delta I_{1B}(1)\right) + \left(a_{82,1} * \Delta I_{2B}(1)\right) + \left(a_{83,1} * \Delta I_{3B}(1)\right) + \\
& \left(a_{84,1} * \Delta I_{4B}(1)\right) + \left(a_{85,1} * \Delta I_{5B}(1)\right) + \left(a_{86,1} * \Delta I_{6B}(1)\right)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
CV_{8B}(k+2) = & \left(a_{81,2} * \Delta I_{1B}(1)\right) + \left(a_{81,1} * \Delta I_{1B}(2)\right) + \\
& \left(a_{82,2} * \Delta I_{2B}(1)\right) + \left(a_{82,1} * \Delta I_{2B}(2)\right) + \\
& \left(a_{83,2} * \Delta I_{3B}(1)\right) + \left(a_{83,1} * \Delta I_{3B}(2)\right) + \\
& \left(a_{84,2} * \Delta I_{4B}(1)\right) + \left(a_{84,1} * \Delta I_{4B}(2)\right) + \\
& \left(a_{85,2} * \Delta I_{5B}(1)\right) + \left(a_{85,1} * \Delta I_{5B}(2)\right) + \\
& \left(a_{86,2} * \Delta I_{6B}(1)\right) + \left(a_{86,1} * \Delta I_{6B}(2)\right)
\end{aligned}$$

$$\vdots$$

$$\begin{aligned}
CV_{8B}(k+P) = & \\
& \left[\left(a_{81,P} * \Delta I_{1B}(1)\right) + \left(a_{81,P-1} * \Delta I_{1B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{81,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right] + \\
& \left[\left(a_{82,P} * \Delta I_{2B}(1)\right) + \left(a_{82,P-1} * \Delta I_{2B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{82,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right] + \\
& \left[\left(a_{83,P} * \Delta I_{3B}(1)\right) + \left(a_{83,P-1} * \Delta I_{3B}(2)\right) + \cdots + \left(a_{83,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)\right)\right] +
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \left[ \left( a_{84,P} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{84,P-1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{84,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\ & \left[ \left( a_{85,P} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{85,P-1} * \Delta I_{5B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{85,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\ & \left[ \left( a_{86,P} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{86,P-1} * \Delta I_{6B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{86,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] \end{aligned}$$

$$CV_{9B}(k+1) = \left( a_{91,1} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{92,1} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{93,1} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \\ \left( a_{94,1} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{95,1} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{96,1} * \Delta I_{6B}(1) \right)$$

$$CV_{9B}(k+2) = \left( a_{91,2} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{91,1} * \Delta I_{1B}(2) \right) + \\ \left( a_{92,2} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{92,1} * \Delta I_{2B}(2) \right) + \\ \left( a_{93,2} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{93,1} * \Delta I_{3B}(2) \right) + \\ \left( a_{94,2} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{94,1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \\ \left( a_{95,2} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{95,1} * \Delta I_{5B}(2) \right) + \\ \left( a_{96,2} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{96,1} * \Delta I_{6B}(2) \right)$$

⋮

$$CV_{9B}(k+P) = \\ \left[ \left( a_{91,P} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{91,P-1} * \Delta I_{1B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{91,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{92,P} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{92,P-1} * \Delta I_{2B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{92,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{93,P} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{93,P-1} * \Delta I_{3B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{93,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{94,P} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{94,P-1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{94,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{95,P} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{95,P-1} * \Delta I_{5B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{95,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right] + \\ \left[ \left( a_{96,P} * \Delta I_{6B}(1) \right) + \left( a_{96,P-1} * \Delta I_{6B}(2) \right) + \cdots + \left( a_{96,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M) \right) \right]$$

$$CV_{10B}(k+1) = \left( a_{101,1} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{102,1} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{103,1} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \\ \left( a_{104,1} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{105,1} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{106,1} * \Delta I_{6B}(1) \right)$$

$$CV_{10B}(k+2) = \left( a_{101,2} * \Delta I_{1B}(1) \right) + \left( a_{101,1} * \Delta I_{1B}(2) \right) + \\ \left( a_{102,2} * \Delta I_{2B}(1) \right) + \left( a_{102,1} * \Delta I_{2B}(2) \right) + \\ \left( a_{103,2} * \Delta I_{3B}(1) \right) + \left( a_{103,1} * \Delta I_{3B}(2) \right) + \\ \left( a_{104,2} * \Delta I_{4B}(1) \right) + \left( a_{104,1} * \Delta I_{4B}(2) \right) + \\ \left( a_{105,2} * \Delta I_{5B}(1) \right) + \left( a_{105,1} * \Delta I_{5B}(2) \right) +$$

$$(a_{106,2} * \Delta I_{6B}(1)) + (a_{106,1} * \Delta I_{6B}(2))$$

⋮

$$CV_{10B}(k+P) = \begin{aligned} & \left[ (a_{101,P} * \Delta I_{1B}(1)) + (a_{101,P-1} * \Delta I_{1B}(2)) + \dots + (a_{101,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{102,P} * \Delta I_{2B}(1)) + (a_{102,P-1} * \Delta I_{2B}(2)) + \dots + (a_{102,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{103,P} * \Delta I_{3B}(1)) + (a_{103,P-1} * \Delta I_{3B}(2)) + \dots + (a_{103,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{104,P} * \Delta I_{4B}(1)) + (a_{104,P-1} * \Delta I_{4B}(2)) + \dots + (a_{104,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{105,P} * \Delta I_{5B}(1)) + (a_{105,P-1} * \Delta I_{5B}(2)) + \dots + (a_{105,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] + \\ & \left[ (a_{106,P} * \Delta I_{6B}(1)) + (a_{106,P-1} * \Delta I_{6B}(2)) + \dots + (a_{106,P-M+1} * \Delta I_{1B}(M)) \right] \end{aligned}$$

จากรูปแบบสมการของตัวควบคุมระบบหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำ ตัวควบคุมระบบของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ และหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ สามารถเขียนให้อยู่ในรูปทั่วไปของไดนามิกเมตริกควบคุมที่ช่วงเวลาต่างๆได้ดังนี้

$$\begin{bmatrix} \Delta CV_1 \\ \Delta CV_2 \\ \Delta CV_3 \\ \vdots \\ \Delta CV_m \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \dots & a_{1r} \\ a_{21} & \dots & \dots & a_{2r} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ a_{m1} & \dots & \dots & a_{mr} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta I_1 \\ \Delta I_2 \\ \Delta I_3 \\ \vdots \\ \Delta I_r \end{bmatrix} \quad (5.2)$$

โดยที่  $m$  คือจำนวนตัวแปรควบคุมของตัวควบคุม

$r$  คือจำนวนตัวแปรปรับของตัวควบคุม

$\Delta CV_{(i)}$  คือเวกเตอร์ของตัวแปรควบคุมที่มีขนาด  $P \times 1$  ซึ่งมีค่าดังสมการ 5.3

$$\Delta CV_i = \begin{bmatrix} \Delta CV_{(i|k+1)} \\ \Delta CV_{(i|k+2)} \\ \Delta CV_{(i|k+3)} \\ \vdots \\ \Delta CV_{(i|k+P)} \end{bmatrix} \quad (5.3)$$

$\Delta I_{(M)}$  คือเวกเตอร์การเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับที่มีขนาด  $M \times 1$  ซึ่งมีค่าดังสมการ 5.4

$$\Delta I_{(M)} = \begin{bmatrix} \Delta I_{(i|k)} \\ \Delta I_{(i|k+1)} \\ \vdots \\ \Delta I_{(i|k+M)} \end{bmatrix} \quad (5.4)$$

$a_{yx}$  คือเมตริกสัมประสิทธิ์ผลตอบสนองแบบสแต็ป สำหรับแบบจำลองที่มีความสัมพันธ์กันระหว่าง  $CV_{yA}$  และ  $I_{xA}$  สำหรับค่าอินพุตและเอาต์พุตที่ไม่มีผลตอบสนองต่อกันค่าเมตริกสัมประสิทธิ์ของผลตอบสนองแบบสแต็ปจะมีค่าเท่ากับ 0 และ  $a_{yx}$  มีค่าดังนี้

$$a_{yx} = \begin{bmatrix} a_{yx,1} & 0 & \dots & 0 \\ a_{yx,2} & a_{yx,1} & 0 & \vdots \\ \vdots & \vdots & \ddots & 0 \\ a_{yx,M} & a_{yx,M-1} & \ddots & a_{yx,1} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_{yx,P} & a_{yx,P-1} & \dots & a_{yx,P-M+1} \end{bmatrix} \quad (5.5)$$

โดยที่  $a_{yx,i}$  คือประสิทธิ์ผลตอบสนองแบบสแต็ป สำหรับแบบจำลองที่มีความสัมพันธ์กันระหว่าง  $CV_{yA}$  และ  $I_{xA}$  ณ ช่วงเวลาที่  $i$  เมื่อทำการกำหนดค่าตัวแปรใหม่ดังนี้ กำหนดให้  $S$  คือเมตริกไดนามิก มีค่าดังสมการที่ 5.6

$$S = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \dots & a_{1r} \\ a_{21} & \dots & \dots & a_{2r} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ a_{m1} & \dots & \dots & a_{mr} \end{bmatrix} \quad (5.6)$$

$$\overline{\Delta CV} = \begin{bmatrix} \Delta CV_1 \\ \Delta CV_2 \\ \Delta CV_3 \\ \vdots \\ \Delta CV_m \end{bmatrix} \quad (5.7)$$

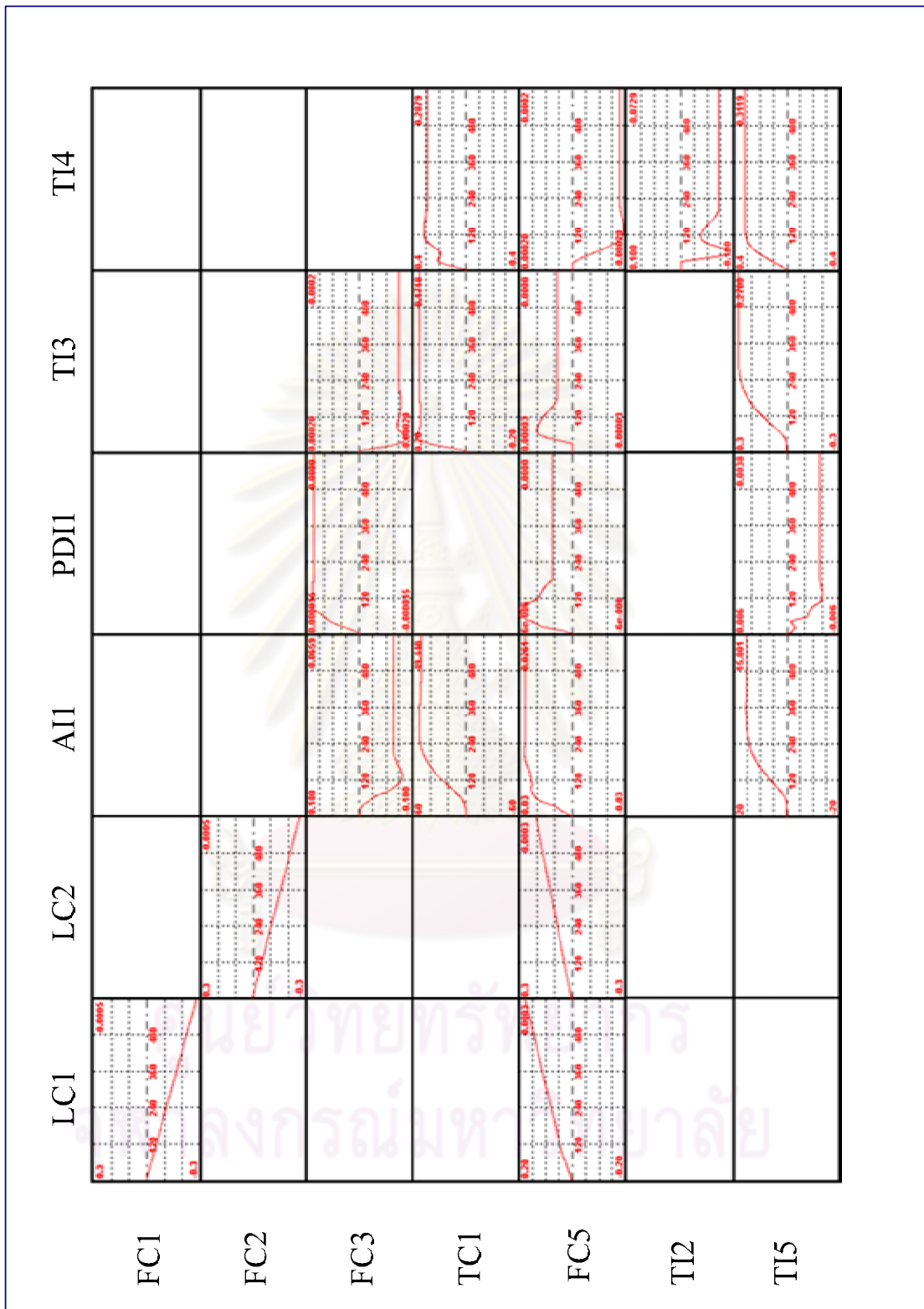
และ

$$\overline{\Delta I} = \begin{bmatrix} \Delta I_1 \\ \Delta I_2 \\ \Delta I_3 \\ \vdots \\ \Delta I_r \end{bmatrix} \quad (5.8)$$

ดังนั้นสามารถเขียนสมการที่ 5.2 ใหม่ได้ในรูปของสมการที่ 5.9

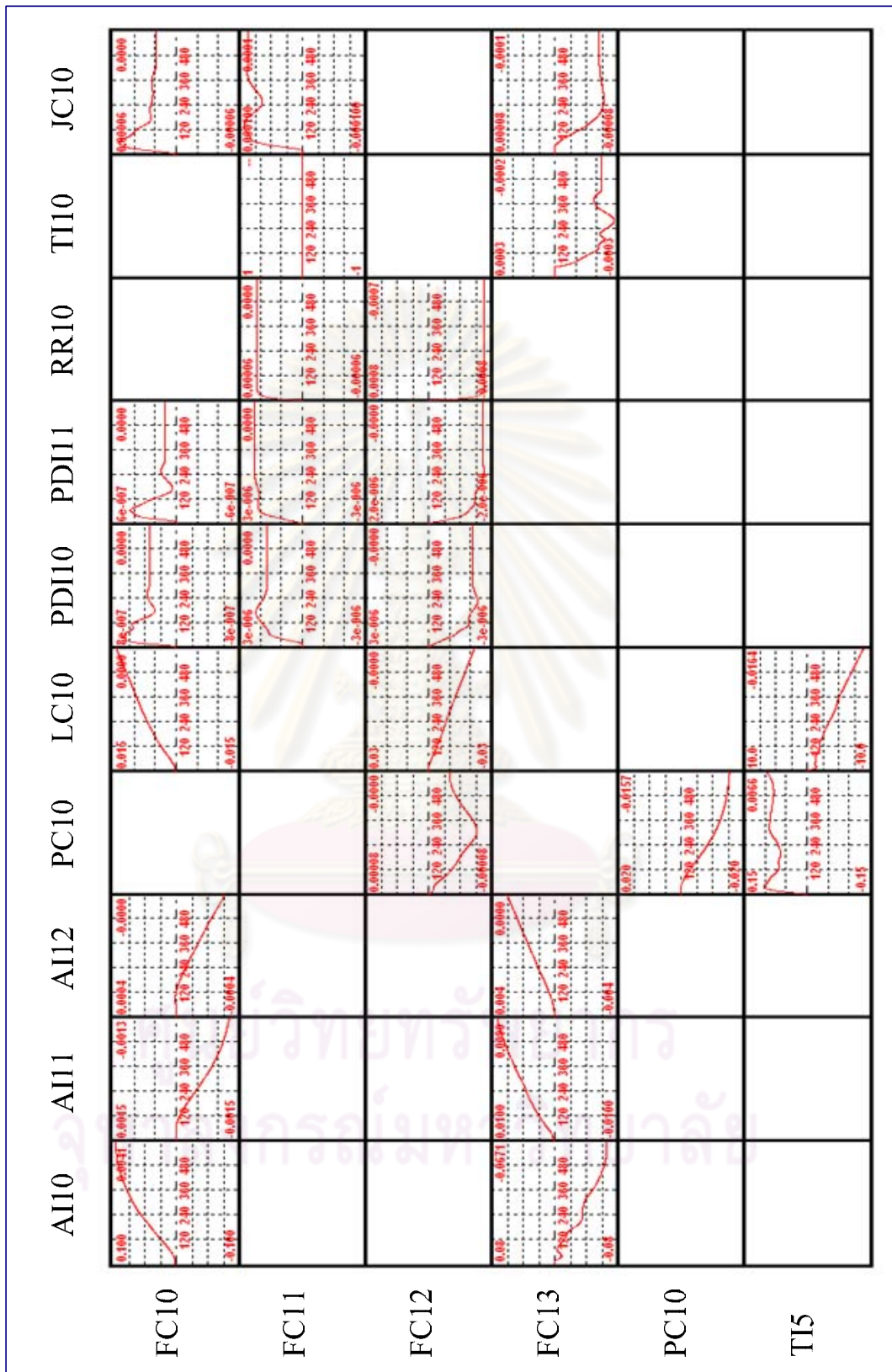
$$\overline{\Delta CV} = S * \overline{\Delta I} \quad (5.9)$$

โดยทั่วไปเราจะแสดงตัวควบคุมไดนามิกส์เมตริก ด้วยรูปภาพของแบบจำลองผลตอบสนองแบบสแต็ป [19] ซึ่งค่าตัวแปรเอาต์พุตหรือค่าตัวแปรควบคุมจะถูกเรียงในแนวคอลัมน์ ส่วนตัวแปรอินพุต (ตัวแปรปรับ) และตัวแปรรบกวนจะถูกเรียงในแนวนอน โดยภาพตัวควบคุมกระบวนการตัวควบคุมไดนามิกส์เมตริก ระบบหอกลั่นหอโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรกติไฟเออร์ (Propylene Rectifier) สามารถแสดงได้ดังภาพที่ 5.18 และ 5.19



ภาพที่ 5.18 แบบจำลองพลวัตของระบบหอกลั่นดีโพรพานไนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer)





ภาพที่ 5.19 แบบจำลองพลวัตของหอโพรพิลีนสตริปเปอร์ (Propylene Stripper) และ หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier)

## 5.2 การทำงานของตัวควบคุม

การทำงานของตัวควบคุมจะแบ่งเป็นโมดูล(Module)ดังนี้

1. โมดูลทำนายผล(Prediction Module)
2. โมดูลออปติไมซ์ที่สภาวะคงตัว(Steady state Optimization Module)
3. โมดูลควบคุมแบบพลวัต (Dynamic Control Module)

5.2.1 โมดูลทำนายผล (Prediction Module) ทำหน้าที่ในการทำนายค่าตัวแปรควบคุม ( $CV$ ) ในอนาคตและทำการปรับค่าให้ถูกต้อง โดยใช้สมการ  $\delta CV = A * \Delta I$  ในการหาค่าหา ค่าตัวแปรควบคุม ( $CV$ ) ในอนาคตได้โดยใช้ค่าเมตริกสัมประสิทธิ์การตอบสนองแบบสเต็ป ( $A$ ) ที่หาได้จากการคำนวณในการทำฟังก์ชันผลตอบสนองแบบสเต็ป และค่าการเปลี่ยนแปลงของตัวแปร ปรับในอดีต ( $\Delta I$ ) ซึ่งสามารถแสดงได้ดังสมการ

$$\delta CV_{future} = A * \Delta I_{past} \quad (5.10)$$

โดยค่าความคลาดเคลื่อนในการทำนาย (Prediction Error) จะหาได้จากสมการ

$$PREDER = CV_{pred} - CV_{actual} \quad (5.11)$$

เมื่อ  $PREDER$  คือ ค่าความคลาดเคลื่อนในการทำนาย (Prediction Error) หาได้จากค่า ผลต่างระหว่างค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการทำนายกับค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการ วัดค่าในปัจจุบัน

$CV_{pred}$  คือ ค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการทำนาย

$CV_{actual}$  คือ ค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการวัดค่าในปัจจุบัน

ซึ่งค่าความคลาดเคลื่อนที่ได้จากการทำนายจะถูกใช้ในการเลื่อนเวกเตอร์ ( $CV$ ) ในอนาคตเพื่อให้ ตรงกับค่าตัวแปรควบคุมในปัจจุบัน โดยในการทำนายค่าความคลาดเคลื่อนจะมีขั้นตอน ดังต่อไปนี้

1. ใช้ค่าตัวแปรอิสระ(ตัวแปรปรับ ,ตัวแปรรบกวน) ที่ได้จากการในปัจจุบันในการทำนายค่า ของตัวแปรควบคุม
2. ทำการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการทำนายกับค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จาก การวัดค่าในปัจจุบันและใช้ค่าความแตกต่างที่ได้ในการหาค่าควบคุมย้อนกลับเพื่อชดเชย ค่าความผิดพลาดทำ
3. ทำการเลื่อนเวลาไปยังเวลาถัดไป (Adjust for passage of time)

5.2.2 โมดูลออปติไมซ์ที่สภาวะคงตัว(Steady state Optimization Module) วัตถุประสงค์หลักในการออปติไมซ์โดยทั่วไปคือ การแมกซ์ไมซ์ผลิตภัณฑ์ที่มีมูลค่าสูงและมีนิเวศวิทยาดูดีในการผลิต ในการออปติไมซ์ที่สภาวะคงตัว ตัวควบคุมจะทำการหาจุดดำเนินการที่เหมาะสมที่สุดในการควบคุมกระบวนการ โดยใช้วิธีการแก้สมการเชิงเส้น (LINEAR PROGRAMING)ซึ่งจะทำการแก้ปัญหาขอบเขตจำกัดแบบเชิงเส้น(LINEAR CONSTRAINTS)และการแก้สมการวัตถุประสงค์แบบเชิงเส้น(LINEAR OBJECTIVE FUNCTION) คำตอบที่เป็นไปได้จะถูกกำหนดโดยค่าเป้าหมายของค่าตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมที่สภาวะคงตัวหรืออยู่ในขอบเขตจำกัดของการดำเนินการ ในกรณีที่มีคำตอบที่เป็นไปได้มากกว่าหนึ่งคำตอบจะมีการใช้ข้อมูลทางเศรษฐศาสตร์ในการเลือกคำตอบที่ดีที่สุด

รูปแบบสมการโดยทั่วไปที่สภาวะอยู่ตัวสามารถเขียนได้ดังสมการที่ 5.12

$$CV_{jSS Target} = CV_{jSS} + \Delta CV_{jSS} \quad (5.12)$$

$$MV_{iTarget} = MV_i + \Delta MV_{iSS} \quad (5.13)$$

โดยที่	$MV_{iSS Target}$	คือค่าเป้าหมายของตัวแปรปรับที่สภาวะคงตัว
	$MV_i$	คือค่าตัวแปรปรับที่สภาวะปัจจุบัน
	$\Delta MV_{iSS}$	คือค่าการเปลี่ยนแปลงตัวแปรปรับที่สภาวะสุดท้ายของฮอไรซันควบคุม
	$CV_{jSS Target}$	คือค่าเป้าหมายของตัวแปรควบคุมที่สภาวะคงตัว
	$CV_{jSS}$	คือค่าตัวแปรควบคุมที่สภาวะคงตัว
	$\Delta CV_{jSS}$	คือค่าการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรควบคุมที่สภาวะสุดท้ายของฮอไรซันทำนายซึ่งมีค่าเท่ากับ

$$\Delta CV_{(t+p)} = G \Delta MV_{(t+c)} \quad (5.14)$$

เมื่อ

$$\Delta CV_{(t+p)} = \begin{bmatrix} \Delta CV_1 \\ \vdots \\ \Delta CV_n \end{bmatrix}$$

$$\Delta MV_{(t+c)} = \begin{bmatrix} \Delta mv_1 \\ \vdots \\ \Delta mv_m \end{bmatrix}$$

$G$  คือ เมตริกซ์อัตราขยายที่สภาวะคงตัว และ คือ  $G_{j,i}$  ค่าอัตราขยายของกระบวนการที่สภาวะอยู่ตัวของผลตอบสนองแบบสแต็ประหว่าง  $MV_i$  และ  $CV_j$  ซึ่งมีค่าเท่ากับ

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} G_{11} & \cdots & G_{1m} \\ \vdots & \cdots & \vdots \\ G_{n1} & \cdots & G_{nm} \end{bmatrix}$$

โดยที่ค่าการเปลี่ยนแปลงของ  $\Delta MV$  จะถูกจำกัดด้วยขอบเขตของค่า  $MV$  และค่า  $CV$

$$CV_{MIN} \leq CV_{PREDICTION} + \Delta CV_{(t+p)} \leq CV_{MAX} \quad (5.15)$$

$$MV_{MIN} \leq MV_{CURRENT} + \Delta MV_{ISS} \leq MV_{MAX} \quad (5.16)$$

สำหรับฟังก์ชันวัตถุประสงค์สำหรับการแมกซิไมซ์ผลิตภัณฑ์และมินิไมซ์วัตถุประสงค์สามารถแสดงได้ดังสมการที่ 5.17

$$Q_{min} = -UCV^T \times \Delta CV_{(t+p)} + UMV^T \times \Delta MV_{(t+p)} \quad (5.17)$$

เมื่อ  $UCV$  คือ เวกเตอร์ค่าใช้จ่ายของการเปลี่ยนแปลงค่า  $CV$  หนึ่งหน่วย และ  $UMV$  คือ เวกเตอร์ค่าใช้จ่ายของการเปลี่ยนแปลงค่า  $MV$  หนึ่งหน่วย จากสมการที่ 5.17 ทำการจัดรูปสมการวัตถุประสงค์ให้อยู่ในรูปของ  $MV$  เพียงตัวแปรเดียว

$$Q_{min} = -UCV^T \times \mathbf{G} \times \Delta MV_{(t+c)} + UMV^T \times \Delta MV_{(t+p)} \quad (5.18)$$

คำตอบของการแก้สมการเชิงเส้นจะอยู่ ณ ตำแหน่งใดตำแหน่งหนึ่งของจุดตัดในพื้นที่ของคำตอบที่เป็นไปได้ซึ่งสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 5.20

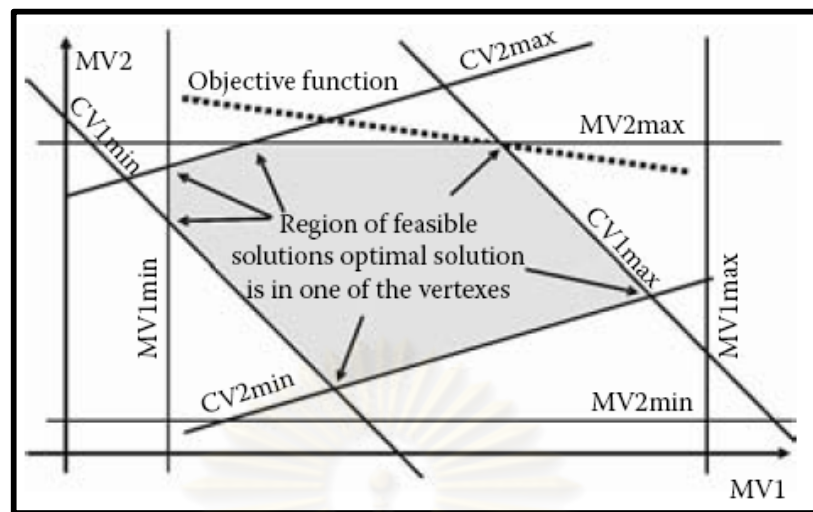
ตัวอย่างของคำตอบที่เป็นไปได้ของตัวควบคุมที่มีตัวแปรควบคุมสองตัวและตัวแปรปรับสองตัวจะอยู่ในพื้นที่ระหว่างขอบเขตจำกัดของ  $MV_1$  และ  $MV_2$  ซึ่งแสดงด้วยเส้นตรงในแนวนอนและแนวตั้ง และอยู่ในขอบเขตจำกัดของ  $CV_1$  และ  $CV_2$  ซึ่งแสดงด้วยสมการเส้นตรงที่ 5.19 ถึง 5.22

$$CV_{1MIN} = G_{11} MV_1 + G_{12} MV_2 \quad (5.19)$$

$$CV_{1MAX} = G_{11} MV_1 + G_{12} MV_2 \quad (5.20)$$

$$CV_{2MIN} = G_{21} MV_1 + G_{22} MV_2 \quad (5.21)$$

$$CV_{2MAX} = G_{21} MV_1 + G_{22} MV_2 \quad (5.22)$$



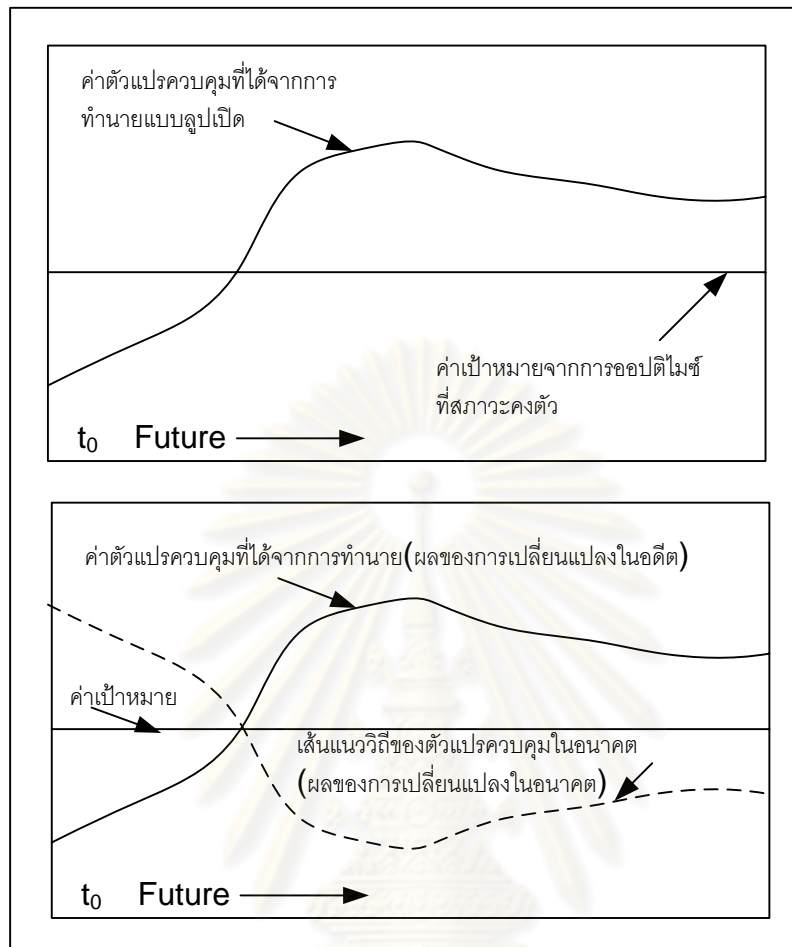
ภาพที่ 5.20 ภาพแสดงตำแหน่งคำตอบที่เป็นไปได้ของการแก้สมการแบบเชิงเส้น [14]

5.2.3 โมดูลควบคุมแบบพลวัต (Dynamic Control Module) ทำหน้าที่ในการออปติไมซ์ ซึ่งมีวัตถุประสงค์หลักคือ มินิไมซ์ค่าความคลาดเคลื่อนของตัวแปรควบคุมและมินิไมซ์การเคลื่อนที่ของตัวแปรปรับโดยให้อยู่ในขอบเขตจำกัดของการดำเนินการ ซึ่งมีหลักการทำงานดังนี้

โมดูลควบคุมแบบพลวัต (Dynamic Control Module) จะรับค่าเป้าหมายที่คำนวณได้จากโมดูลออปติไมซ์ที่สภาวะคงตัวและค่าควบคุมที่ได้จากการทำนายแบบเปิด หลังจากนั้นจะทำการเลือกการเคลื่อนที่ของตัวแปรปรับที่ทำให้แนววิถีของตัวแปรควบคุมในอนาคตเป็นภาพเสมือนกลับด้านของเส้นแนววิถีของค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการทำนายแบบเปิดซึ่งแสดงได้ดังภาพที่ 5.21 ซึ่งในการเลือกการเคลื่อนที่ของตัวแปรปรับนั้นสามารถหาค่าได้จากสมการ ที่ 5.1

$$\delta CV = A * \Delta I$$

จากสมการทราบค่าของ  $A$  จากขั้นตอนในการทำผลตอบสนองแบบสแต็ป และทราบค่า  $\delta CV$  จากการสร้างภาพเสมือนกลับด้านของเส้นแนววิถีของค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการทำนายแบบเปิด ดังนั้นสามารถที่จะคำนวณหาค่า  $\Delta I$  ได้ โดยทำให้ค่าวิถีการทำนายของค่าเอาต์พุตที่ต้องการนั้นเข้ากันได้พอดีกับภาพเสมือนกลับด้านของเส้นแนววิถีของค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการทำนายแบบเปิด



ภาพที่ 5.21 ภาพเส้นแนวโน้มของตัวแปรควบคุมในอนาคต

กำหนดให้

$$r = (A * \Delta MV - e) \quad (5.23)$$

เมื่อ  $r$  คือ Residual Error Vector

$e$  คือ ค่าความผิดพลาดของการทำนายค่าในอนาคตของรูปเปิดซึ่งมีผลมาจากการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับในอดีตเท่านั้น

และ

$$\begin{aligned} r^T r &= r_1^2 + r_2^2 + r_3^2 + r_4^2 + r_5^2 + r_6^2 + r_7^2 + \dots + r_i^2 \quad (5.24) \\ &= \sum r_1^2 = \text{Sum of Square Residuals} \end{aligned}$$

กำหนดปัญหาสำหรับตัวควบคุม

วัตถุประสงค์ของคือการมินิไมซ์ค่าผลรวมกำลังสองที่น้อยที่สุด(Least squares method) ของ *Residuals* โดยมีขั้นตอนดังต่อไปนี้

$$\min_{\Delta MV(k)} \{r^T r = (A * \Delta MV - e)^T * (A * \Delta MV - e)\} \quad (5.25)$$

เมื่อทำการมินิไมซ์ ทำการหาจุด Stationary point จะได้ว่า

$$\frac{\partial(r^T r)}{\partial \Delta MV} = 0 \quad (5.26)$$

$$\frac{\partial((A * \Delta MV - e)^T * (A * \Delta MV - e))}{\partial \Delta MV} = 0$$

$$A^T * (A * \Delta MV - e) = 0$$

$$A^T A * \Delta MV - A^T e = 0$$

$$A^T A * \Delta MV = A^T e$$

ดังนั้นสามารถค่าการเปลี่ยนแปลงตัวแปรปรับได้จาก

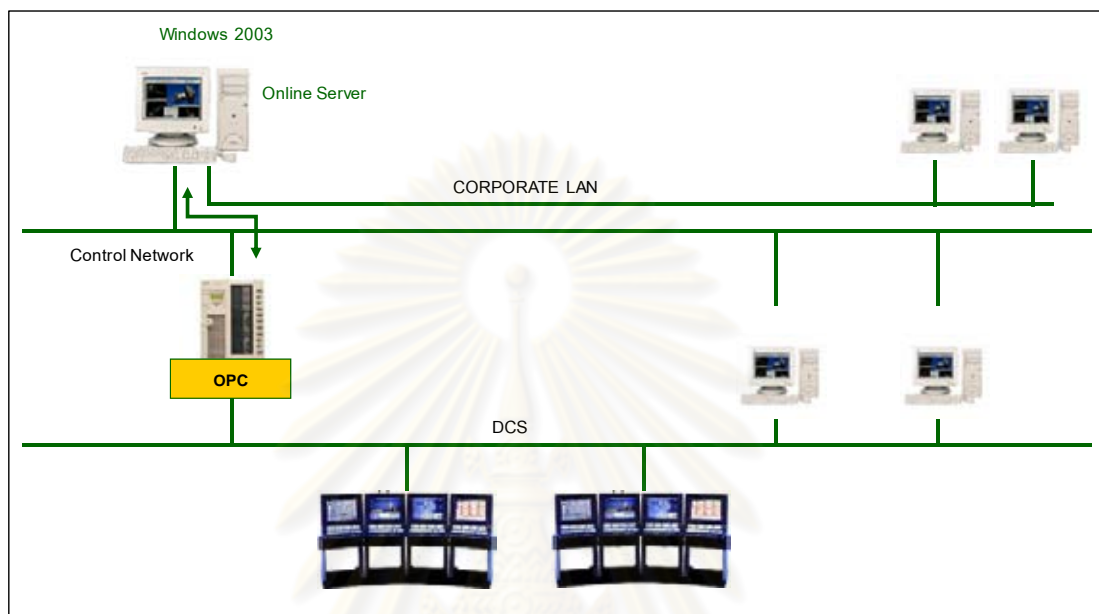
$$\Delta MV = [A^T A]^{-1} A^T e \quad (5.27)$$

โดยทั่วไปแล้วค่าตัวแปรควบคุมมีความสำคัญไม่เท่ากัน ดังนั้นจึงใช้เมตริกของแฟกเตอร์ถ่วงน้ำหนัก(Weighting matrices)คูณกับ  $A^T A$  เพื่อให้ผลของการควบคุมเหมาะสมที่สุด ซึ่งแสดงซึ่งค่าที่จะใช้ในการควบคุมก็จะใช้เพียงแค่ค่าคอนโทรลแก็กชั้นค่าแรกเท่านั้น

### 5.3 การเชื่อมต่อตัวควบคุมกับระบบควบคุม DCS

ในการเชื่อมต่อระบบควบคุม DCS กับตัวควบคุมนั้นสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 5.22 โดยที่ข้อมูลของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับในระบบควบคุม DCS จะถูกส่งมายังเครื่องคอมพิวเตอร์ที่ทำหน้าที่ประมวลผลของตัวควบคุมโดยผ่านเครื่อง OPC (OLE for Process Control) ของระบบ DCS ซึ่งจะเป็นตัวกลางในการติดต่อสื่อสารของ 2 ฝ่าย

โดยข้อมูลจากระบบ DCS จะถูกส่งผ่านมายังเครื่อง OPC และส่งต่อไปยังเครื่อง SERVER ซึ่งทำหน้าที่เป็นตัวควบคุมหลัก หลังจากนั้นข้อมูลที่ได้จะถูกนำมาประมวลผลและส่งค่าเป้าหมายที่ต้องการควบคุมกลับไปยังระบบ DCS โดยผ่านทางเครื่อง OPC



ภาพที่ 5.22 การเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิคทีฟและระบบ DCS

ในการเชื่อมต่อตัวควบคุมและระบบ DCS นั้นจะมีการเขียนโปรแกรม Watch dog timer เพื่อตรวจสอบว่าการสื่อสารของทั้งสองระบบสามารถทำงานได้อย่างถูกต้อง และมีการออกแบบวงจรควบคุมในระบบ DCS ให้มีฟังก์ชันตรวจสอบการสื่อสาร ซึ่งถ้าทั้งสองระบบขาดการสื่อสารถึงกัน ฟังก์ชันดังกล่าวจะไม่อนุญาตให้ตัวควบคุมเขียนค่าเป้าหมายกลับมายังระบบ DCS

ศูนย์วิจัยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



## บทที่ 6

### ผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ

#### 6.1 ผลการวิจัย

ผลจากการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้ควบคุมระบบกลั่นแยก C3 สามารถเปรียบเทียบประสิทธิภาพได้โดยการเก็บค่าตัวแปรควบคุมทุกๆ 1 นาทีเป็นเวลา 24 ชั่วโมง โดยมีเงื่อนไขในการใช้วัตถุดิบของสายป้อนกระบวนการผลิตโอเลฟินส์ที่เหมือนกันในการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบกลั่นแยก C3 ซึ่งสายป้อนประกอบไปด้วย แนฟทา 112 ตันต่อชั่วโมง แอลพีจี 59 ตันต่อชั่วโมง และ อีเทน 3 ตันต่อชั่วโมง

จากนั้นนำข้อมูลมาเขียนกราฟเปรียบเทียบระหว่างค่าเป้าหมายและค่าตัวแปรควบคุมก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ซึ่งผลของการใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟควบคุมของแต่ละตัวควบคุมสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.1 ถึง 6.17

##### 6.1.1 ผลของการใช้ตัวควบคุมระบบหอกลิ้นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ

ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟให้สมรรถนะที่ดีกว่าการควบคุมแบบพีไอดีเพียงอย่างเดียว โดยสามารถควบคุมค่าตัวแปรควบคุมที่ต้องการให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีกว่าเนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการหาค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุด โดยทำนายค่าตัวแปรควบคุมในอนาคตและทำการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับหลายค่าเพื่อให้ค่าตัวแปรควบคุมเข้าสู่เป้าหมายที่ต้องการ ในขณะที่การควบคุมแบบพีไอดี ตัวควบคุมแต่ละตัวจะให้ความสำคัญกับค่าตัวแปรที่ควบคุมเพียงค่าเดียว ซึ่งการปรับค่าให้สู่ค่าเป้าหมายของตัวควบคุมหนึ่งอาจส่งผลกระทบต่อค่าตัวแปรควบคุมอื่น

6.1.1.1 ค่าระดับรีฟลักซ์ดรัม เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งานค่าระดับรีฟลักซ์ดรัมจะมีการเปลี่ยนแปลงค่าโดยค่าตัวแปรควบคุมจะไม่เข้าสู่ค่าเป้าหมายแต่จะควบคุมเป็นช่วงโดยควบคุมให้อยู่ในขอบเขตที่กำหนด เพื่อมิให้เกิดการเคลื่อนที่ของตัวแปรปรับซึ่งในที่นี้คือ อัตราการไหลของสายรีฟลักซ์ ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งานระบบควบคุมจะรักษาระดับให้คงที่โดยการปรับตัวแปรปรับ ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.1

6.1.1.2 ค่าระดับที่กั้นหอกลิ้นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งานค่าระดับที่กั้นหอกลิ้นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำจะมีการเปลี่ยนแปลงค่าอยู่ในช่วงที่กำหนดเพื่อมิให้เกิดการเคลื่อนที่ของตัวแปรปรับซึ่งในที่นี้คือค่าเป้าหมายอัตราไหลที่กั้นหอกลิ้น

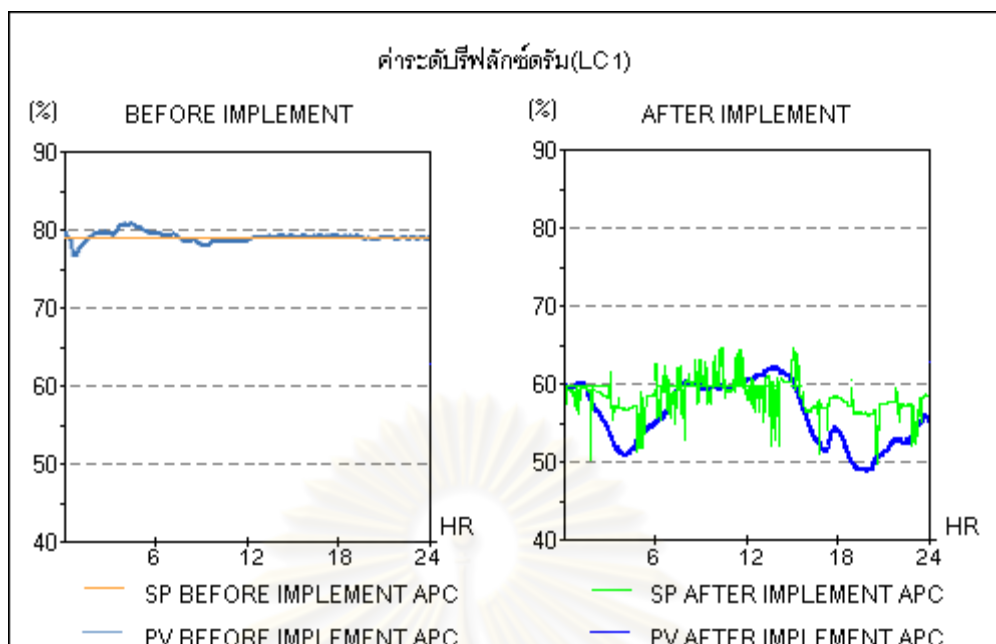
ดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งานระบบควบคุมจะรักษาระดับให้คงที่โดยการปรับตัวแปรปรับ ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.2

6.1.1.3 ค่าองค์ประกอบ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าองค์ประกอบ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุด ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับค่าตัวแปรปรับเพียงตัวใดตัวหนึ่งเพื่อให้ค่าตัวแปรควบคุมอยู่ในขอบเขตที่ต้องการ ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.3

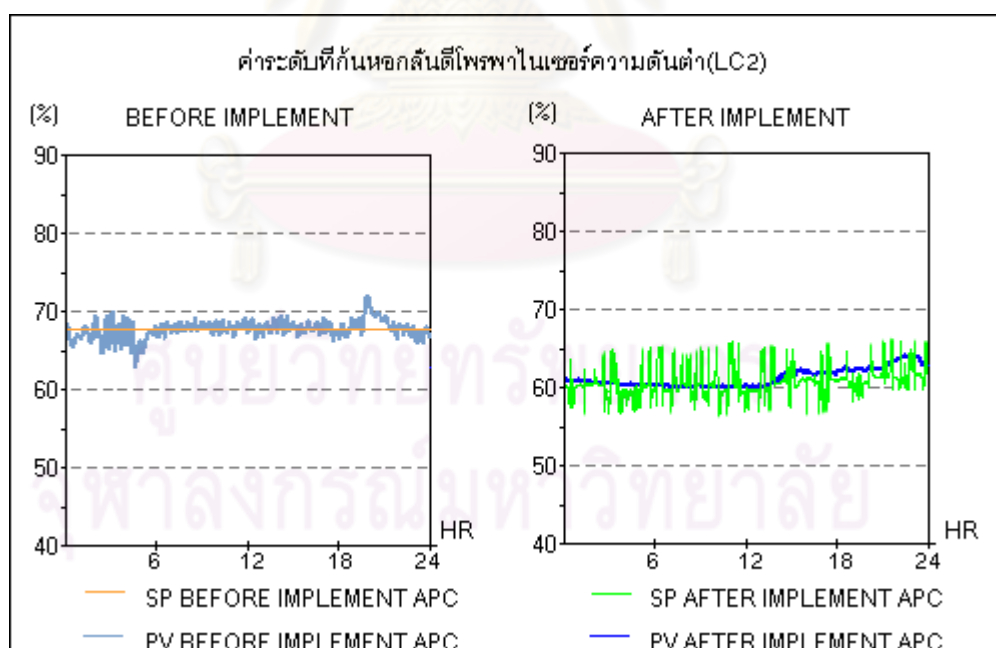
6.1.1.4 ค่าความดันแตกต่างของหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าความดันแตกต่างของหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น และสามารถลดค่าความดันแตกต่างของหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำ เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลต่อค่าความดันแตกต่างของหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำ ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงแค่ตัวเดียว ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.4

6.1.1.5 ค่าอุณหภูมิภายในหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าอุณหภูมิภายในหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลต่อค่าอุณหภูมิภายในหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำซึ่งอาจจะปรับหลายตัวแปรปรับ ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงแค่ตัวเดียว ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.5

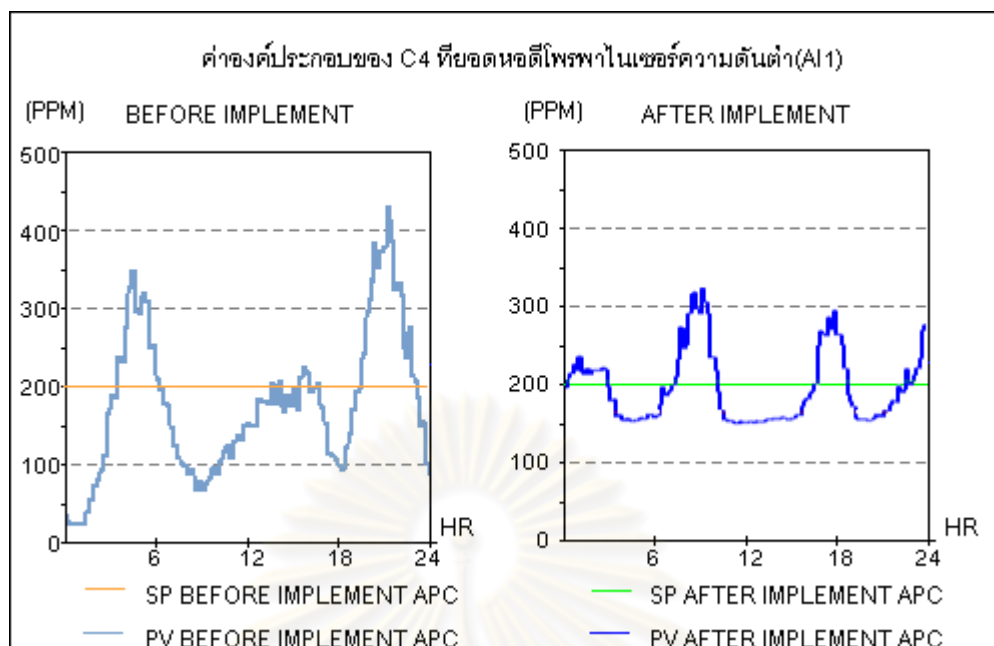
6.1.1.6 ค่าอุณหภูมิที่ก้นหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าอุณหภูมิภายในหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลต่อค่าอุณหภูมิที่ก้นหอกลับดีโพรพาโนเซอรัความดันต่ำซึ่งอาจจะปรับหลายตัวแปรปรับ ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงแค่ตัวเดียว ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.6



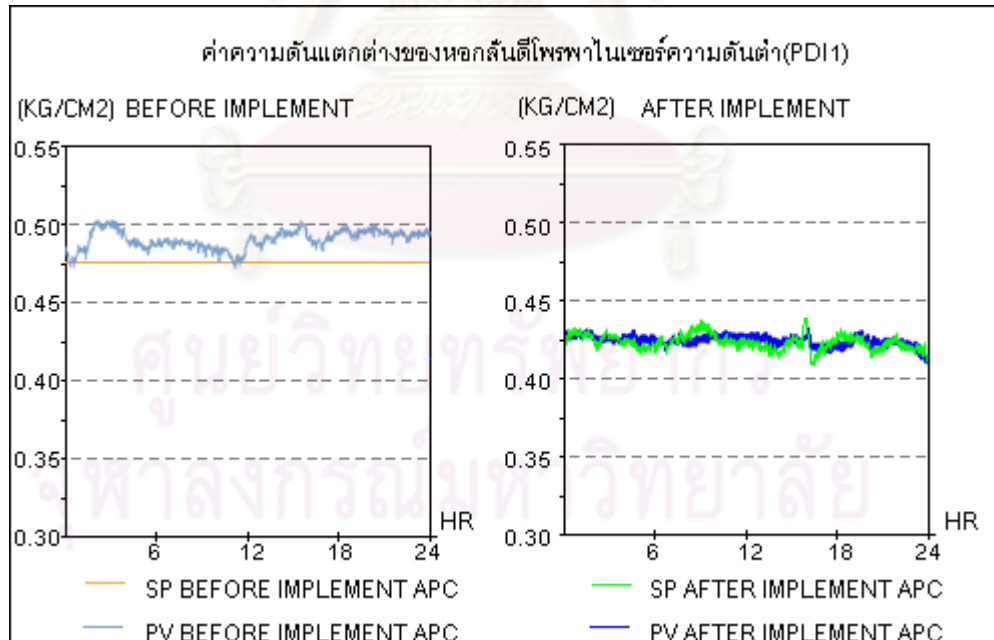
ภาพที่ 6.1 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของระดับรีฟลักซ์ดรัมก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



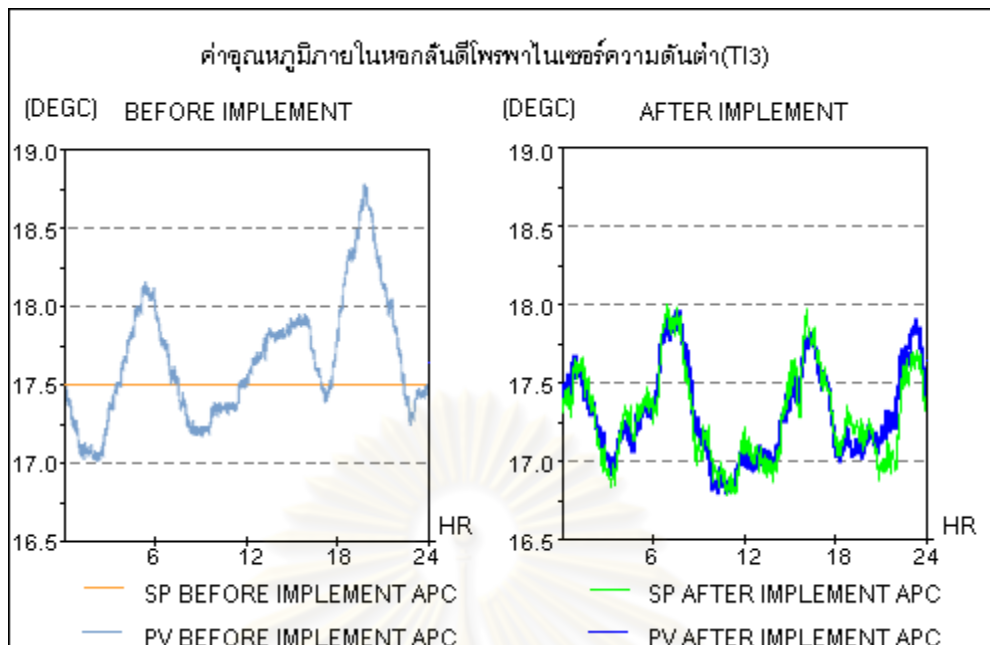
ภาพที่ 6.2 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของระดับที่กั้นหอกลั่นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



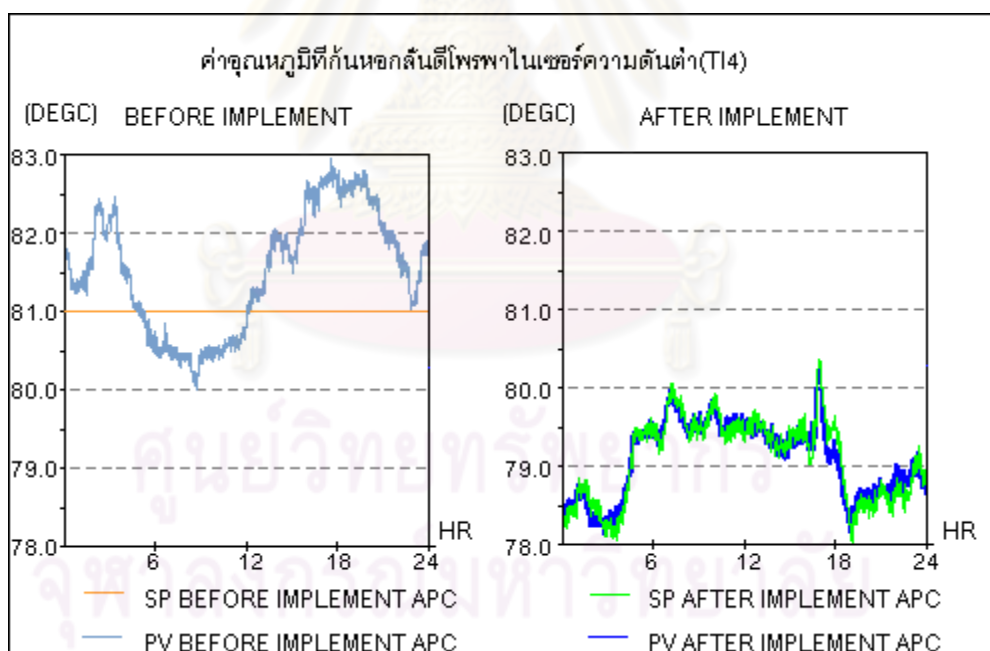
ภาพที่ 6.3 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าองค์ประกอบ C4 ที่ยอดหอดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



ภาพที่ 6.4 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าความดันแตกต่างของหอกลั่นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



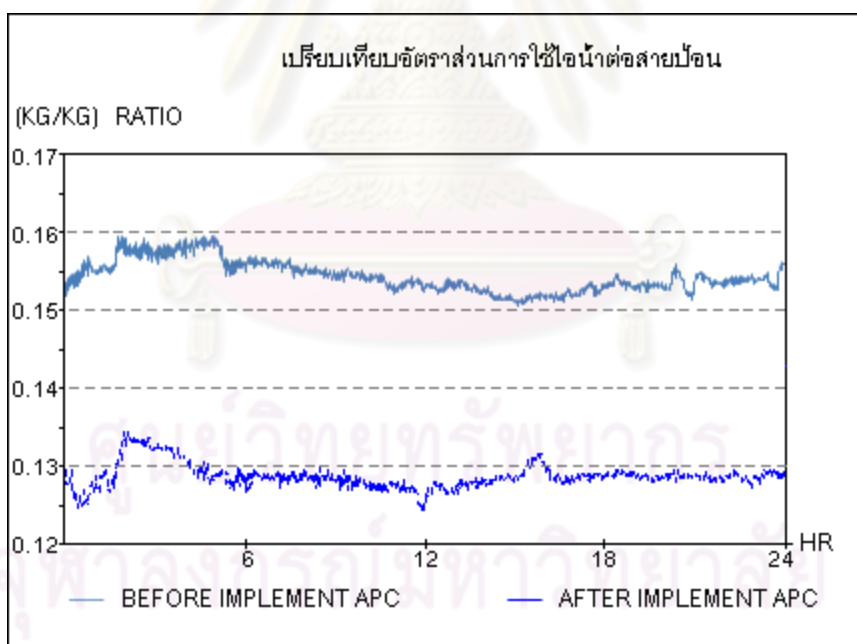
ภาพที่ 6.5 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมค่าและค่าเป้าหมายของอุณหภูมิภายในหอกลั่นตีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



ภาพที่ 6.6 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าอุณหภูมิที่กั้นหอกลั่นตีโพรพาไนเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

เมื่อพิจารณาถึงประสิทธิภาพของระบบหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้ควบคุมสามารถสรุปได้ดังนี้

1. สามารถลดความแปรปรวนของตัวแปรควบคุมต่างๆได้ดีขึ้น
2. สามารถเพิ่มค่าองค์ประกอบ C4 ที่ยอดหอกดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำให้ โดยที่ยังอยู่ในขอบเขตจำกัดของค่าควบคุมมาตรฐานซึ่งการควบคุมดังกล่าวสามารถเพิ่มปริมาณของผลิตภัณฑ์ได้
3. สามารถลดการใช้พลังงานโดยรวมของหอกลับได้ดีขึ้น เช่น อัตราส่วนการใช้ไอน้ำต่อสายป้อนเฉลี่ยของหอกลับ ดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำจาก 0.1528 เหลือ 0.1262 โดยแสดงได้ดังภาพที่ 6.7 ซึ่งสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายของไอน้ำได้ถึงปีละประมาณ 7,915,466 บาท (คำนวณจากสายป้อนเฉลี่ย 40000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ราคาไอน้ำตันละ 850 บาทต่อตัน)
4. สามารถลดค่าความผันแปรต่างของหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำลง ซึ่งทำให้สามารถเพิ่มอัตราการการผลิตได้เพิ่มขึ้น



ภาพที่ 6.7 กราฟเปรียบเทียบอัตราส่วนการใช้ไอน้ำต่อสายป้อนที่กั้นหอกลับดีโพรพาในเซอร์ความดันต่ำก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

### 6.1.2 ผลของการใช้ตัวควบคุมระบบของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์และหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์

ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟให้สมรรถนะที่ดีกว่าการควบคุมแบบพีไอดีเพียงอย่างเดียว โดยสามารถควบคุมค่าตัวแปรควบคุมที่ต้องการให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีกว่าเนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการออปติไมซ์ค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุด โดยทำนายค่าตัวแปรควบคุมในอนาคตและทำการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับหลายค่าเพื่อให้ค่าตัวแปรควบคุมเข้าสู่เป้าหมายที่ต้องการ ในขณะที่การควบคุมแบบพีไอดี ตัวควบคุมแต่ละตัวจะให้ความสำคัญกับค่าตัวแปรที่ควบคุมเพียงค่าเดียว ซึ่งการปรับค่าให้สู่ค่าเป้าหมายของตัวควบคุมหนึ่งอาจส่งผลกระทบต่อค่าตัวแปรควบคุมอื่น

6.1.2.1 ค่าองค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีน เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าองค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีนให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้นและยังสามารถเปลี่ยนค่าเป้าหมายให้เข้าใกล้ขอบเขตจำกัดบนได้มากขึ้น เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุดและสามารถลดความแปรปรวนของตัวแปรควบคุม ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงตัวแปรใดตัวแปรหนึ่ง ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.8

6.1.2.2 ค่าองค์ประกอบของโพรพิลีนที่กลางหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าองค์ประกอบของโพรพิลีนที่กลางหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ ให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น แต่ไม่เข้าสู่ค่าเป้าหมายเนื่องจาก ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะมีการถ่วงน้ำหนักของค่าตัวแปรควบคุมและให้ความสำคัญกับตัวแปรที่มีความสำคัญมากกว่า และทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุด ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงตัวแปรใดตัวแปรหนึ่งซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.9

6.1.2.3 ค่าองค์ประกอบของโพรพิลีนสูญเสียที่ก้นหอ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าองค์ประกอบของโพรพิลีนสูญเสียที่ก้นหอ ให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น และสามารถลดค่าโพรพิลีนสูญเสียที่ก้นหอให้ต่ำลง เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุด ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงตัวแปรใดตัวแปรหนึ่ง ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.10

6.1.2.4 ค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม ให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุด ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงตัวแปรใดตัวแปรหนึ่ง ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.11

6.1.2.5 ค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม ให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุด ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงตัวแปรใดตัวแปรหนึ่ง ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.12

6.1.2.6 ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ ให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น และสามารถลดค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลต่อค่าความดันแตกต่างของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์และทำให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุดในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงแค่ตัวเดียว ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.13

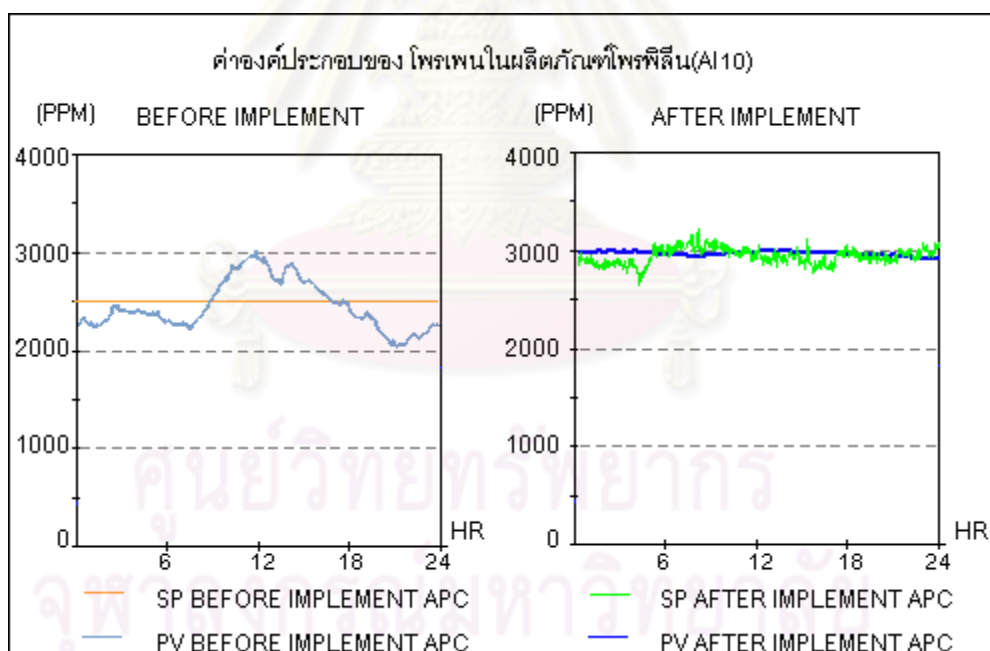
6.1.2.7 ค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน สามารถควบคุมค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ ให้ใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายได้ดีขึ้น และสามารถลดค่าความดันของแตกต่างของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับที่ส่งผลต่อค่าความดันแตกต่างของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ และทำให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุดในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับเพียงแค่ตัวเดียว ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.14

6.1.2.8 ค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน ค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์จะมีการเปลี่ยนแปลงมากกว่าเดิมเนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการเปลี่ยนแปลงค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์เพื่อให้ค่าองค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีนเป็นไปตามค่าเป้าหมาย ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะไม่มีมีการเปลี่ยนแปลงค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์ ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.15

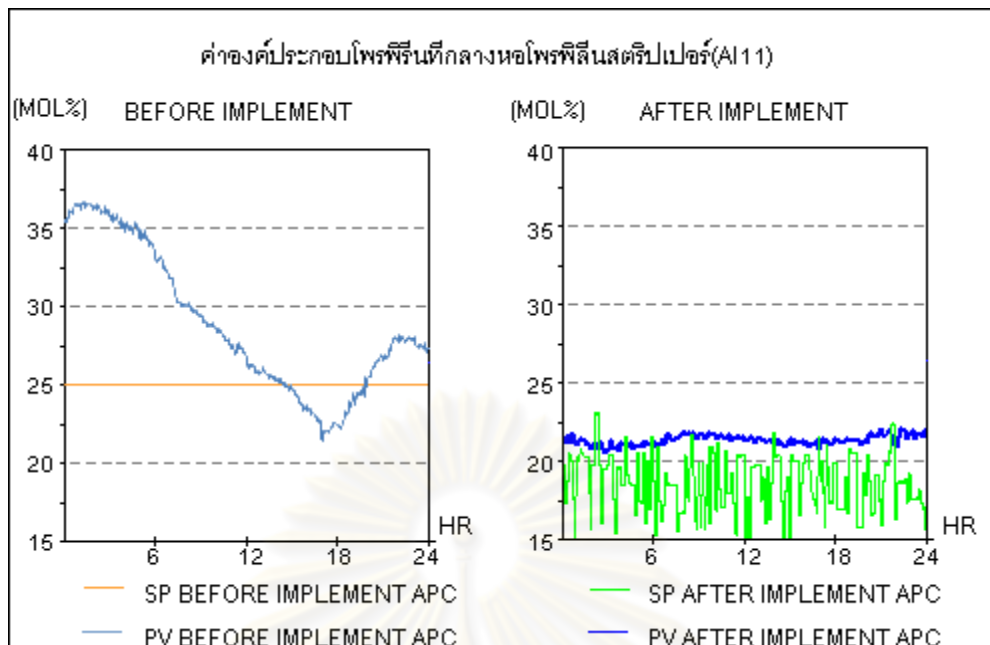


6.1.2.9 ค่าอุณหภูมิที่กั้นหอโพรพิลีนสไตรเปเปอร์ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน ค่าอุณหภูมิที่กั้นหอโพรพิลีนสไตรเปเปอร์จะมีค่าสู่ค่าเป้าหมายดีขึ้นเนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าตัวแปรปรับส่งผลให้เกิดค่าความผิดพลาดกำลังสองที่น้อยที่สุด ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรปรับเพียงตัวแปรใดตัวแปรหนึ่ง ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.16

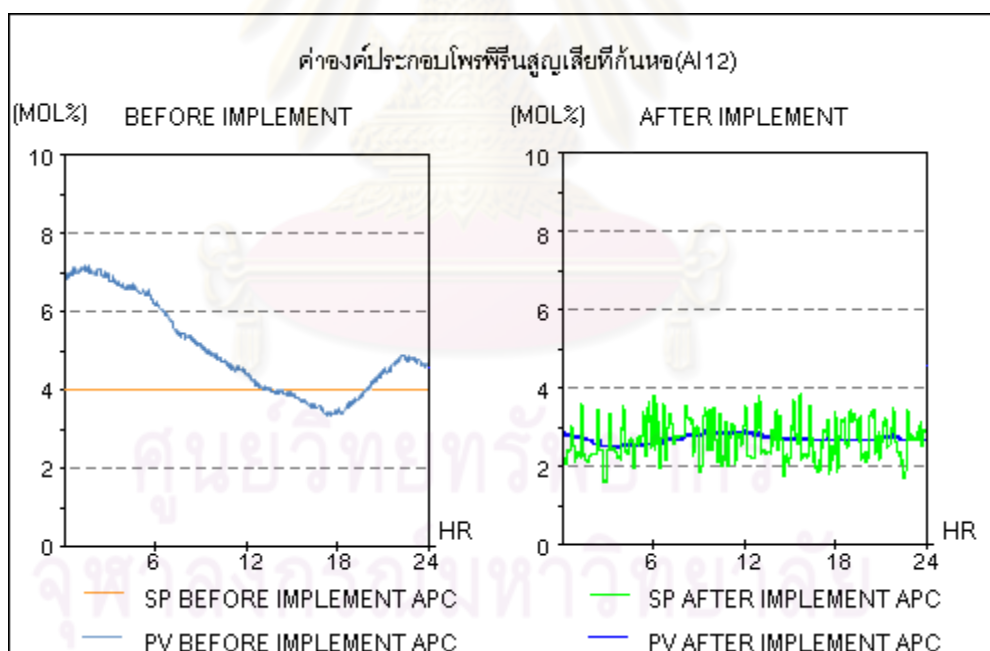
6.1.2.10 ค่ารีบอยเลอร์ดีวตี้ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งานค่ารีบอยเลอร์ดีวตี้ จะมีค่าเข้าสู่ค่าเป้าหมายและมีค่าน้อยลง เนื่องจากตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะทำการปรับค่าอุณหภูมิตัดแยกที่เหมาะสม ทำให้ใช้พลังงานในการกลั่นแยกน้อยลง ในขณะที่ก่อนนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งาน พนักงานควบคุมการผลิตจะสามารถควบคุมอุณหภูมิให้สู่ค่าเป้าหมายได้ ทำให้ใช้พลังงานในการกลั่นแยกที่มากกว่า ซึ่งสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 6.17



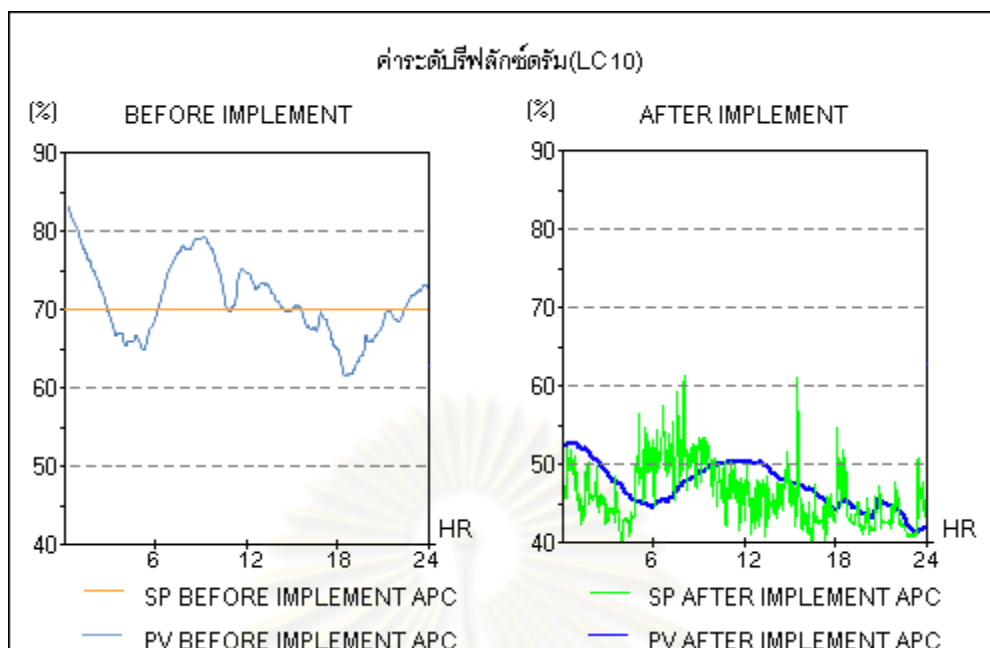
ภาพที่ 6.8 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายขององค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพรพิลีนก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



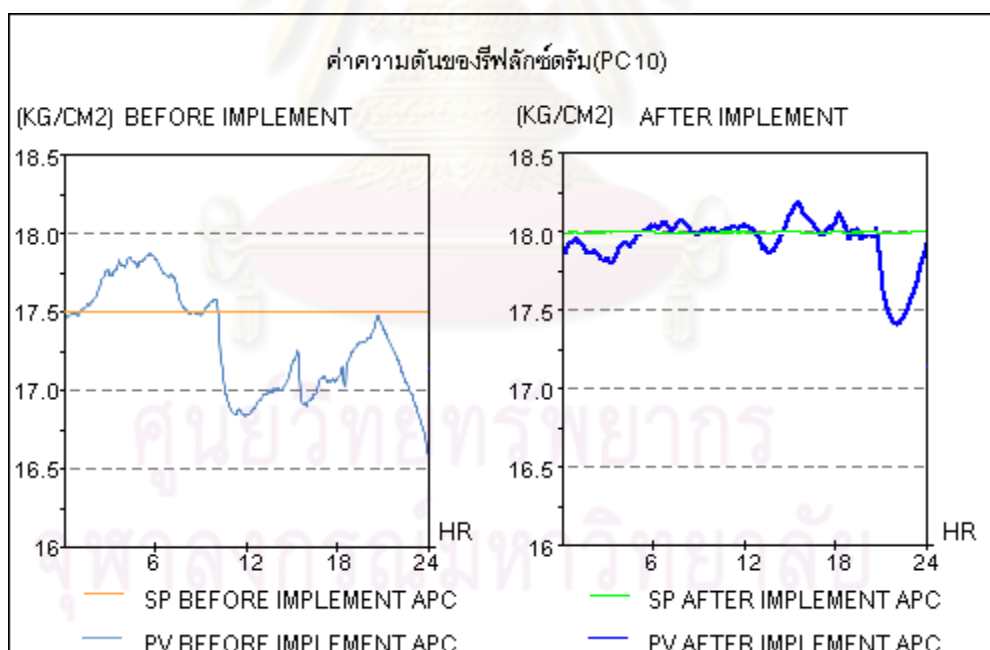
ภาพที่ 6.9 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายขององค์ประกอบของโพธิ์รีนที่กลางหอโพธิ์รีนสตรีเปออร์ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



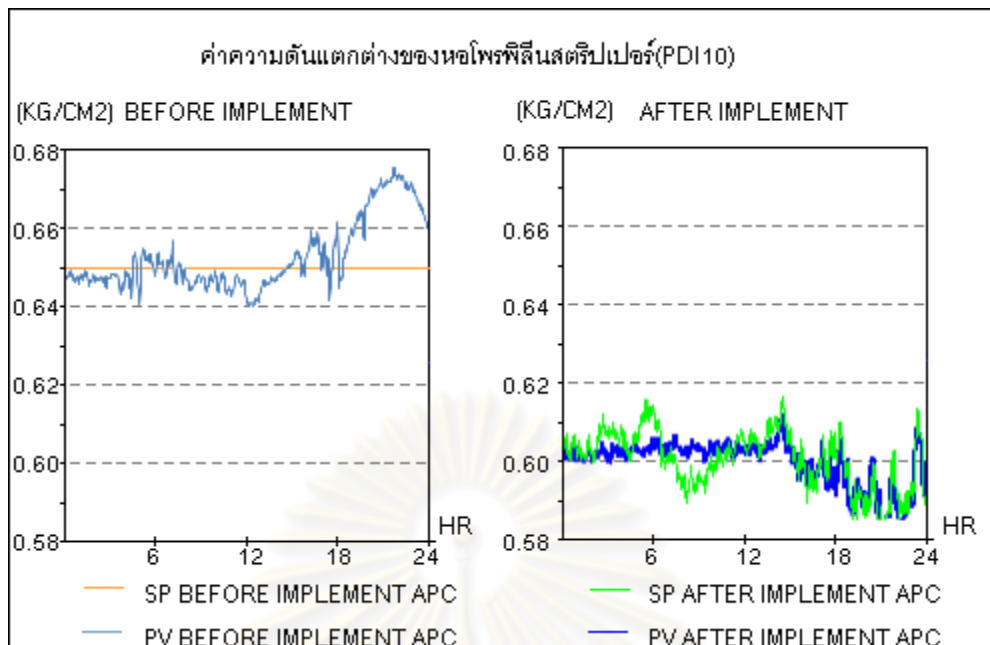
ภาพที่ 6.10 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายขององค์ประกอบของโพธิ์รีนสูญเสียที่ก้นหอ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



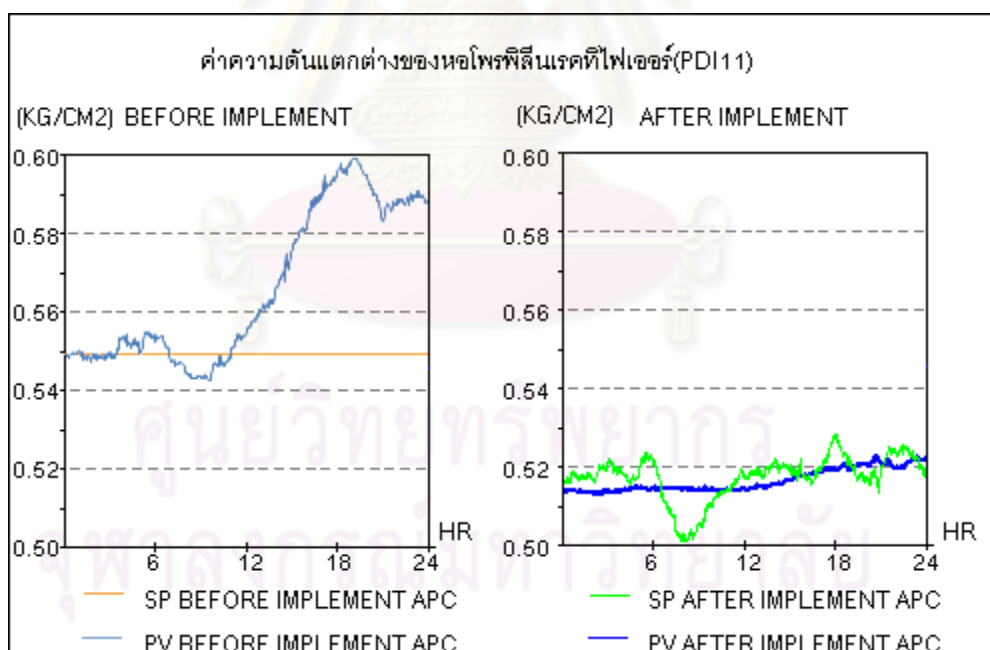
ภาพที่ 6.11 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าระดับของรีฟลักซ์ดรัม ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



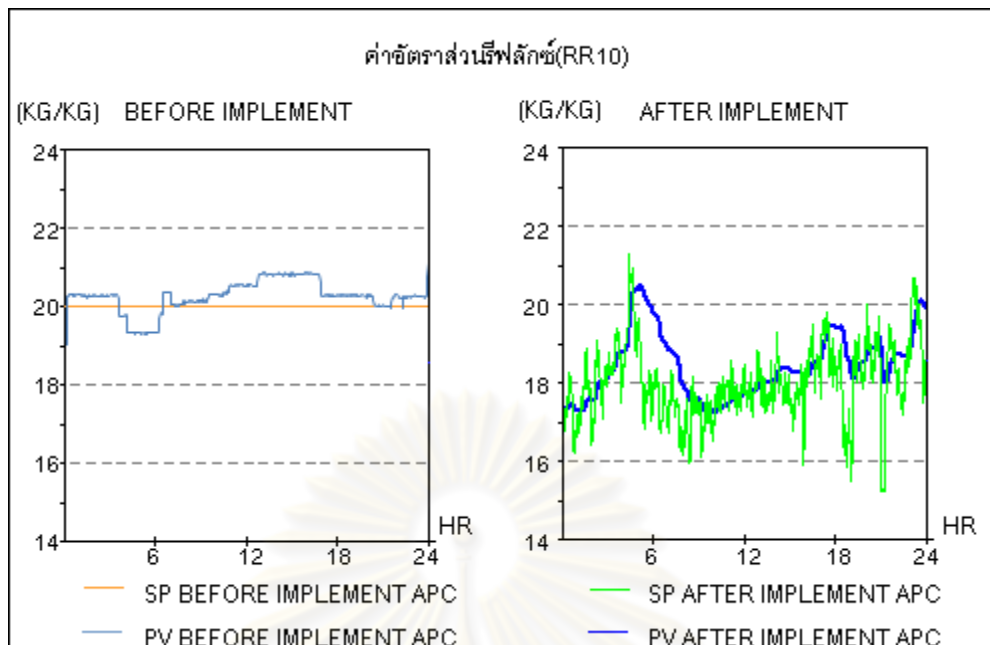
ภาพที่ 6.12 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าความดันของรีฟลักซ์ดรัม ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



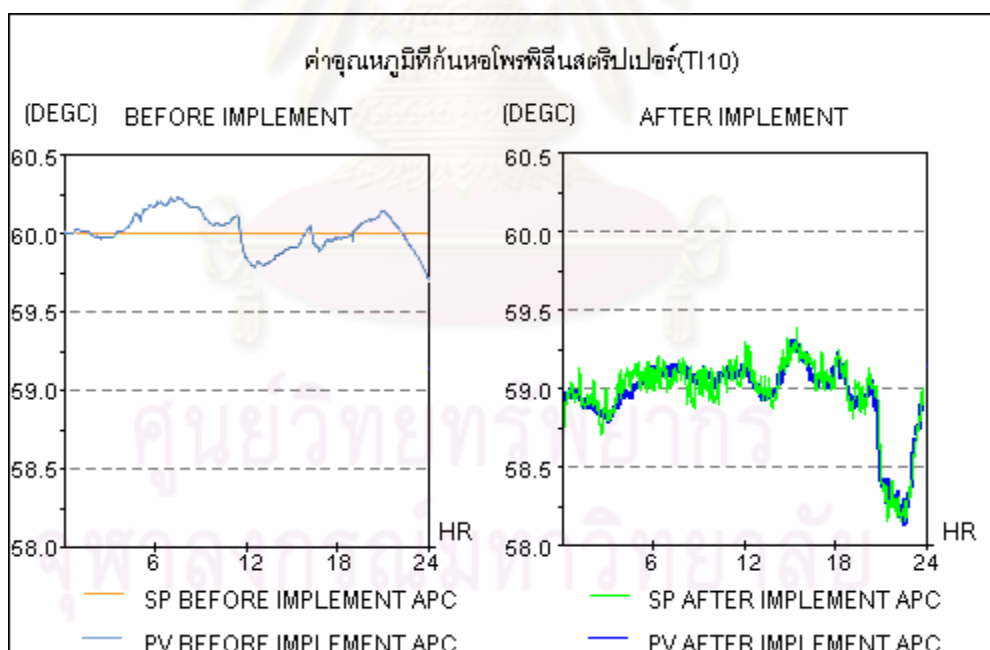
ภาพที่ 6.13 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าความดันแตกต่างของหอโพรพิลีนสตรีปเปอร์ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



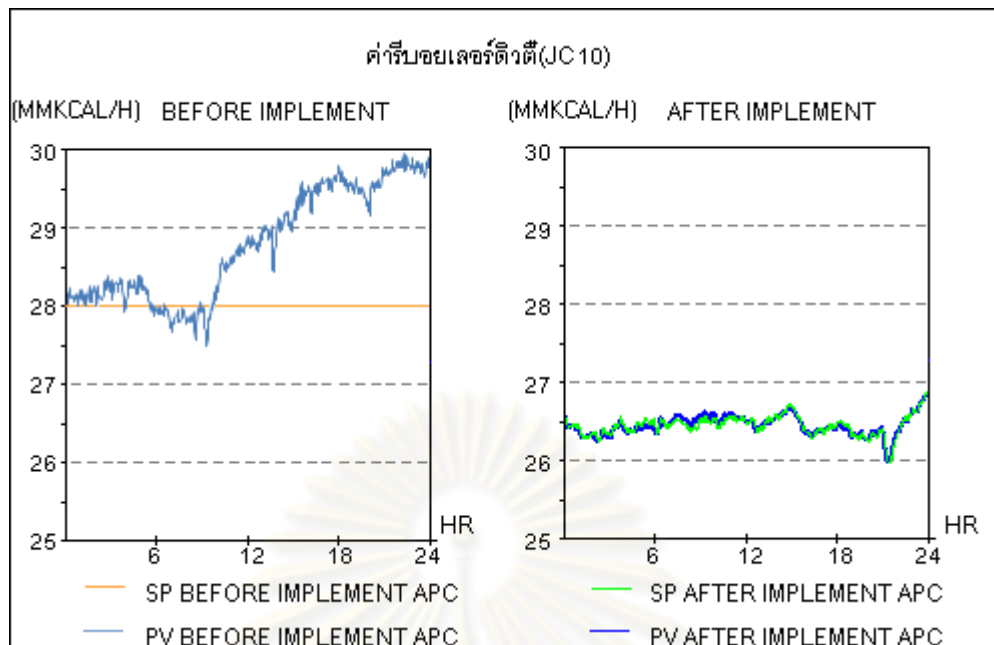
ภาพที่ 6.14 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าความดันแตกต่างของหอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



ภาพที่ 6.15 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่าอัตราส่วนรีฟลักซ์ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



ภาพที่ 6.16 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของอุณหภูมิที่ก้นหอโพรพิลีนสตริปเปอร์ ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ



ภาพที่ 6.17 กราฟเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมและค่าเป้าหมายของค่ารีบอยเลอร์ดีวีดี ก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

เมื่อพิจารณาถึงประสิทธิภาพของระบบหอกลับระบบหอพิโรฟิลีนเรคทีไฟเออร์ และหอพิโรฟิลีนเรคทีไฟเออร์ เมื่อนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้ควบคุมสามารถสรุปได้ดังนี้

1. สามารถลดความแปรปรวนของตัวแปรควบคุมได้ดีขึ้น
2. สามารถลดความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ยังอยู่ในขอบเขตจำกัดของค่าควบคุมมาตรฐานโดยการควบคุมค่าค่าองค์ประกอบของโพรเพนในผลิตภัณฑ์โพพิลีนขึ้น ซึ่งการควบคุมดังกล่าวสามารถเพิ่มปริมาณของผลิตภัณฑ์ได้
3. สามารถลดอัตราการสูญเสียเฉลี่ยของผลิตภัณฑ์โพพิลีนที่ก้นหอกจาก 5.56 %mol เหลือ 3.25 % mol โดยแสดงได้ดังภาพที่ 6.10 ซึ่งสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายถึงปีละประมาณ 42,161,478.75 บาท (คำนวณจากอัตราการไหลกลับเฉลี่ยของสาย C3 รีไซเคิลที่ 6,500 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ราคาโพพิลีนตันละ 34,125 บาท)
4. สามารถลดค่าความดันแตกต่างของหอแตกต่างของหอพิโรฟิลีนเรคทีไฟเออร์ และหอพิโรฟิลีนเรคทีไฟเออร์ ซึ่งทำให้สามารถเพิ่มอัตราการการผลิตได้เพิ่มขึ้น
5. สามารถลดอัตราการใช้พลังงานลงได้โดยลดอัตราการใช้ค่ารีบอยเลอร์ดีวีดีลง

## 6.2. บทสรุป (Conclusion)

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการนำเอาระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟมาใช้ควบคุมกระบวนการผลิตของระบบกลั่นแยก C3 และเปรียบเทียบสมรรถนะกับการควบคุมแบบพีไอดี ผลจากการนำการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเข้าใช้งานในงานวิจัยชิ้นนี้ แสดงให้เห็นว่าระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟให้ประสิทธิภาพในการควบคุมที่ดีกว่า โดยจะเห็นได้จากประสิทธิภาพการผลิตในระบบกลั่นแยก C3 มีประสิทธิภาพมากขึ้น สามารถควบคุมสภาวะการผลิตได้แม่นยำ และมีเสถียรภาพยิ่งขึ้น นอกจากนี้ยังลดการใช้พลังงานและช่วยเพิ่มปริมาณผลิตภัณฑ์โดยที่คุณภาพของผลิตภัณฑ์ยังได้มาตรฐานตามเดิม ดังจะเห็นได้จากการใช้อัตราส่วนของไอน้ำต่อสายป้อนที่หอกลิ้นดีโพรพาโนเซอร์ความดันต่ำ (Low Pressure Depropanizer) ที่มีค่าลดต่ำลงทำให้สามารถประหยัดค่าใช้จ่ายด้านพลังงานได้ถึงปีประมาณ 8,000,000 บาท สามารถลดโพรพิลีนสูญเสียที่หอโพรพิลีนเรคทีไฟเออร์ (Propylene Rectifier) ได้ดีขึ้น ซึ่งสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายได้ถึงปีละประมาณ 42,000,000 บาท นอกจากนี้ยังสามารถลดความแปรปรวนของพารามิเตอร์ควบคุมต่างๆที่ต้องการควบคุมให้ดีขึ้น

## 6.3 ข้อเสนอแนะในงานวิจัยเพิ่มเติม

6.3.1 ในการทำผลตอบสนองฟังก์ชัน ชั้นหนึ่งหน่วยเพื่อมาทำแบบจำลองนั้น อุปกรณ์ที่ใช้วัดค่าพารามิเตอร์อาจก่อให้เกิดความคลาดเคลื่อนของข้อมูลได้ เนื่องมาจากในการออกแบบและเลือกอุปกรณ์เบื้องต้น ได้ออกแบบมาเพื่อใช้วัดค่าพารามิเตอร์เพียงอย่างเดียว ไม่ได้ถูกออกแบบมาเพื่อใช้ในการควบคุมกระบวนการผลิต ดังนั้นควรจะมีการเลือกหรือออกแบบอุปกรณ์วัดและควบคุมที่นำมาใช้ในกระบวนการใหม่ให้มี ความน่าเชื่อถือ ความละเอียดและแม่นยำสูงเพื่อให้ได้ข้อมูลที่ถูกต้อง

6.3.2 แบบจำลองกระบวนการที่ใช้ในการการควบคุมได้มาจากการทำผลตอบสนองฟังก์ชัน ชั้นหนึ่งหน่วยโดยการปรับตัวแปรปรับเพื่อดูผลตอบสนองของตัวแปรควบคุม ซึ่งค่าพารามิเตอร์ตัวแปรปรับบางตัวไม่สามารถทำการปรับค่าได้มากนักเนื่องจากข้อจำกัดในการเดินเครื่องเพราะอาจจะทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ส่งให้ลูกค้าไม่ได้ตามมาตรฐานที่ตั้งเอาไว้ ทำให้เห็นผลตอบสนองได้ไม่ชัดเจน ดังนั้นจึงควรทำผลตอบสนองฟังก์ชัน ชั้นหนึ่งหน่วยสำหรับตัวแปรที่เห็นค่าผลตอบสนองได้ไม่ชัดเจนใหม่อีกครั้งหนึ่งในช่วงที่เริ่มเดินเครื่องใหม่ก่อนที่จะส่งผลิตภัณฑ์ให้ลูกค้า

6.3.3 ควรเพิ่มตัวควบคุมของระบบเครื่องปฏิกรณ์ C3 ไฮโดรจีเนชั่นเข้าไปในระบบควบคุมของระบบกลั่นแยก C3 เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของระบบควบคุมให้ดียิ่งขึ้น

## รายการอ้างอิง

- [1] พัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน,กรม. เอกสารเผยแพร่โครงการศึกษาเกณฑ์การใช้พลังงานในอุตสาหกรรมปิโตรเคมี. กรุงเทพมหานคร , 2551.
- [2] HAITAO HUANG, B.E., M.S.Ch.E. SIMULATION AND CONTROL OF COMPLEX DISTILLATION PROCESSES. Doctoral dissertation, Department of Chemical Engineering Faculty of Texas Tech University, 2000.
- [3] Luisella Balbis, Reza Katebi and Andrzej Ordys. MODEL PREDICTIVE CONTROL DESIGN FOR INDUSTRIAL APPLICATIONS. International Control Conference (ICC2006) 2006
- [4] James, B. R. Comparison of Advanced Distillation Control Method. Final Technical Report. Texas Tech University, 2000.
- [5] S G Goodhart (AspenTech Limited). DMCplus model predictive control applications. Model Predictive Control: Techniques and Applications - Day 2 (Ref. No. 1999/096), 1999.
- [6] Joe, Qina ,S., Thomas, A., and Badgwellb. A survey of industrial model predictive control technology. Control Engineering Practice 11 (2003) : 733-764.
- [7] อธิป ถายานุกั้วตร. ตัวควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟแบบง่ายบนคอมพิวเตอร์ส่วนบุคคลสำหรับควบคุมระดับของเหลวแบบเฉลี่ย. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2545.
- [8] เอกชัย แซ่จั่ว. การควบคุมกระบวนการเตรียมผ้าแบบต่อเนื่องโดยตัวควบคุมเอ็มพีซี. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต, ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2546
- [9] ปิยะพล นันทพรภิรมย์. การควบคุมเครื่องปฏิกรณ์เวเพอเรทีฟเมมเบรนด้วยการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต, ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2547
- [10] ปริญญาพร รักสวิต. การประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์สำหรับเครื่องปฏิกรณ์เคมีถึงกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิกิริยาคายความร้อนอันดับหนึ่ง. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต, ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2542



- [11] ไพศาล กิตติศุภกร. การควบคุมที่อาศัยแบบจำลองสำหรับกระบวนการแบบเบตซ์. พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพมหานคร : สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2551.
- [12] Seborg,D.E., Edgar, T.F., and Mellichamp. Process dynamics and control. 2<sup>nd</sup> ed. USA:John Wiley&Sons /2004.
- [13] Paul Serban Agachi,Zoltan K. Nagy,Mireca Vasile Cristea, and Arpag Imre-Lucaci. Model Based Control. Germany:WILEY-VCH Verlag GmbH & Co.KGaA, 2006.
- [14] Bela, G. Liptak.. Instrument Engineers' Handbook.4th ed. United States of America: CRC Press Taylor & Francis Group, 2006.
- [15] Qin,S.J. and Badgwell,T.A., An Overview of Industrial Model Predictive Control Technology In Chemical Process Control -V. 232-256,Fifth International Conference on Chemical Process Control, AIChE and CACHE :.
- [16] คงกระพัน อินทรแจ้ง. กระบวนการผลิตของบริษัทไทยโอเลฟินส์จำกัด, 2538 (เอกสารไม่ตีพิมพ์).
- [17] Aspen Technology, Inc. Introduction to Fundamentals of Advanced Process Control using. Singapore ,2009 (เอกสารไม่ตีพิมพ์)
- [18] Aspen Technology, Inc. Introduction to APC with Aspen DMCplus Controller. Singapore ,2009 (เอกสารไม่ตีพิมพ์)
- [19] Hokason,D. W.,and J.G.Gerstle, Dynamic Matrix Control Multivariable Controller, in Practical Distillation Control, W. L. Luyben(Ed) Van Nostrand Reinhold, New York,1992

## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายอลงกต ตั้งจิตนามกร เกิดวันที่ 16 กันยายน พ.ศ.2525 จังหวัดกรุงเทพมหานคร สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมการวัดคุม คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ในปีการศึกษา 2547 และศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2550



ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย