

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมประยุกต์กับปัญหาการควบคุมแบบแผ่นที่ไวต์  
ของกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน



นางสาวสายฝน เกียรติวารินทร์

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2545

ISBN 974-17-1660-5

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CONTROL STRUCTURE DESIGN APPLIED TO HYDRODEALKYLATION PROCESS PLANTWIDE  
CONTROL PROBLEM



Sayfon Kietawarin

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

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2002

ISBN 974-17-1660-5

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การออกแบบโครงสร้างการควบคุมประยุกต์กับปัญหาการควบคุมแบบ  
พลวัตที่ไวด์ของกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน  
โดย นางสาว สายฝน เกียรติวารินทร์  
สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี  
อาจารย์ที่ปรึกษา อาจารย์ ดร. มนตรี วงศ์ศรี  
อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ

---

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัย  
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดี คณะวิศวกรรมศาสตร์  
(ศาสตราจารย์ ดร. สมศักดิ์ ปัญญาแก้ว)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ  
(ศาสตราจารย์ ดร. ปิยะสาร ประเสริฐธรรม)

..... อาจารย์ที่ปรึกษา  
(อาจารย์ ดร.มนตรี วงศ์ศรี)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม  
(รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ)

..... กรรมการ  
(รองศาสตราจารย์ ดร. ไพศาล กิตติศุภกร)

สายฝน เกียรติวารินทร์ : การออกแบบโครงสร้างการควบคุมประยุกต์กับปัญหาการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ของกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน. (Control Structure Design Applied to Hydrodealkylation Process Plantwide Control Problem) อ.ที่ปรึกษา : ดร.มนตรี วงศ์ศรี, อ.ที่ปรึกษาร่วม : รศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์จำนวนหน้า 111หน้า. ISBN 974-17-1660-5.

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการที่มีความซับซ้อน เช่น กระบวนการที่นำมวลสารและพลังงานกลับเข้ามาใช้เป็นสารตั้งต้นหรือ เพื่อประหยัดพลังงานมีผลทำให้กระบวนการมีความซับซ้อนในการดำเนินการมากขึ้น การออกแบบควบคุมกระบวนการมีผลต่อภาวะการดำเนินการเป็นอย่างยิ่ง ในงานวิจัยนี้ นำเสนอการเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุม 4 โครงสร้าง เมื่อระบบถูกรบกวนด้วยตัวแปรที่ทำให้กำลังการผลิตเปลี่ยนแปลงคือ เปลี่ยนสารทอลูอินหรือเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ โครงสร้างการควบคุมแบบอ้างอิงใช้ดูควบคุมปริมาณสารทอลูอินด้วยการวัดระดับของเหลวขอดหอป้อนกลับ เพื่อปรับอัตราการไหลเข้าของสารทอลูอินใหม่ ส่วนโครงสร้างการควบคุมที่ 1 เลือกวัดอัตราการไหลทอลูอินภายในกระบวนการ เพื่อปรับสารทอลูอินใหม่เข้าระบบ ผลทดสอบทางพลวัตพบว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1 มีค่าเวลาคงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองการรบกวนเร็วกว่าโครงสร้างอ้างอิงทำให้ผลการตอบสนองภายในกระบวนการของโครงสร้างที่ 1 เร็วกว่าโครงสร้างอ้างอิง โครงสร้างการควบคุมที่ 2 ต่างจากโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงและโครงสร้างที่ 1 คือ ใช้หน่วยหล่อเย็น (Cooling Utility) ในการควบคุมอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์แทนการใช้กระแสภายในกระบวนการ ส่งผลให้ลดความแปรปรวนทางมวลสารภายในระบบด้านการเกิดปฏิกิริยา และลดผลกระทบต่อส่วนของการแยกสาร ทำให้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์มีความแปรปรวนลดลง ส่วนโครงสร้างการควบคุมที่ 3 นำโครงสร้างการควบคุมที่ 2 มาเพิ่มวงควบคุมแบบสัดส่วน โดยควบคุมสัดส่วนสารไฮโดรเจนต่อสารทอลูอินในกระบวนการให้มีค่าคงที่ เพื่อให้ระบบสามารถทนต่อการรบกวนได้มากขึ้น การศึกษาทางพลวัตพบว่าโครงสร้างการควบคุมมีผลต่อการดำเนินการของระบบอย่างมาก ระบบการควบคุมที่ดีต้องสามารถตอบสนองต่อการรบกวนและปรับระบบให้เข้าสู่ภาวะคงตัวใหม่ได้เร็วที่สุดและ รักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้มีความเบี่ยงเบนน้อยที่สุด

ภาควิชา วิศวกรรมเคมี	ลายมือชื่อนิสิต.....
สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี	ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....
ปีการศึกษา 2545	ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม.....

# #4371817521 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEY WORD: CONTROL STRUCTURE/ HYDRODEALKYLATION/ PLANTWIDE/ PROCESS

SAYFON KIETAWARIN : CONTROL STRUCTURE DESING APPLIED TO

HYDRODEALKYLATION PROCESS PLANTWIDE CONTROL PROBLEM. (THESIS TITLE)

THESIS ADVISOR : Dr. MONTREE WONGSRI, THESIS COADVISOR : Assoc. Prof. Dr.

PORNPOTE PIUMSOMBOON, 111 pp. ISBN 974-17-1660-5

Design a process control structure for a complex process, such as the process having material or energy recycle, is a complicated task. The designed control loop would affect the operation significantly. This thesis presents a comparison among 4 control structures designed for withstanding disturbances that cause production rate change. In the study, the changes have been introduced to the amount of toluene and feed temperature before entering the reactor. Compared with the reference control structure using a level control to control toluene quantity in the system, the first control scheme measured toluene flow rate in the process and adjusted the fresh toluene feed rate accordingly. This structure resulted in faster dynamic response than the reference structure. The second control scheme was modified from the first scheme by adding a cooling unit to control the outlet temperature from the reactor, instead of using internal process flow. The result is to reduce material and separation ratio fluctuations within the process. The product purity is also quite steadily. In the third control scheme, a ratio control was introduced to the second control scheme for controlling the ratio of hydrogen and toluene within the process. This scheme showed that it can withstand large disturbances. Dynamic study shows that the control structure has significant effect on process behavior. A good system control should quickly respond to disturbances and adjust itself to steady state while minimizing the deviation of the product quality.

Department	Chemical Engineering	Student's signature.....
Field of study	Chemical Engineering	Advisor's signature.....
Academic year	2002	Co-advisor's signature.....

## กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้ สำเร็จลงได้ด้วยความช่วยเหลือเป็นอย่างดีจากอาจารย์ ดร. มนตรี วงศ์ศรี อาจารย์ที่ปรึกษา และ รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ที่ท่านได้ให้คำปรึกษา คำแนะนำ ข้อเสนอแนะ และแนวความคิดต่าง ๆ สำหรับงานวิจัยนี้ด้วยดีตลอดมาจนสำเร็จสมบูรณ์ ผู้วิจัยขอขอบพระคุณเป็นอย่างยิ่ง

ขอขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร.ปิยะสาร ประเสริฐธรรม ประธานกรรมการ และรองศาสตราจารย์ ดร. ไพศาล กิตติศุภกร ที่กรุณามาร่วมเป็นกรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์ ซึ่งได้ให้ข้อคิด และคำแนะนำที่เป็นประโยชน์ต่องานวิจัยเป็นอย่างมาก

นอกจากนี้ขอขอบคุณที่ ๆ เพื่อน ๆ และน้อง ๆ ที่ให้คำแนะนำ และให้ความช่วยเหลือด้วยดีมาตลอด

ท้ายนี้ผู้วิจัยใคร่ขอกราบขอบพระคุณบิดา-มารดา และขอขอบคุณทุกคนในครอบครัว ที่ให้การสนับสนุน และเป็นกำลังใจที่สำคัญให้แก่ผู้วิจัยตลอดมาจนสำเร็จการศึกษา

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

# สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อ (ภาษาไทย) .....	ง
บทคัดย่อ (ภาษาอังกฤษ) .....	จ
กิตติกรรมประกาศ .....	ฉ
สารบัญ .....	ช
สารบัญภาพ .....	ญ
สารบัญตาราง .....	ต
บทที่ 1 บทนำ .....	1
1.1 บทนำ .....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย .....	2
1.3 ขอบเขตงานวิจัย .....	2
1.4 ประโยชน์ที่ได้รับจากงานวิจัย .....	2
1.5 ขั้นตอนการทำงานวิจัย .....	2
1.6 เนื้อหาวิทยานิพนธ์ .....	3
บทที่ 2 ทฤษฎีและผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	4
2.1 การจำลองกระบวนการ .....	4
2.2 หลักการออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบแพลนที่ไวด์ .....	5
2.2.1 การควบคุมแบบแพลนที่ไวด์ .....	5
2.2.2 ฮิวริสติกส์ของการออกแบบโครงสร้างการควบคุม .....	5
2.2.3 ความจำเป็นของการควบคุมแบบแพลนที่ไวด์ .....	7
2.2.4 เป้าหมายสำหรับการควบคุมกระบวนการแบบแพลนที่ไวด์ .....	8
2.2.5 ขั้นตอนการออกแบบการควบคุมแบบแพลนที่ไวด์ .....	9
2.3 ตัวอย่างการควบคุมแบบแพลนที่ไวด์ .....	12
2.3.1 โครงสร้างของหน่วยกระบวนการที่ต่อแบบอนุกรม .....	12
2.3.2 โครงสร้างของหน่วยกระบวนการที่มีอันตรกิริยา .....	14

## สารบัญ (ต่อ)

หน้า

2.4 ผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	16
บทที่ 3 กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชัน .....	21
3.1 กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชัน .....	21
3.1.1 การวิเคราะห์กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชัน .....	22
3.2 การจำลองสถานการณ์ไฮโดรดิอัลคิเลชันด้วยโปรแกรมแอสเพิน .....	25
3.3 การออกแบบโครงสร้างการควบคุมตามขั้นตอนแพลนท์ไวด์ .....	28
3.3.1 ขั้นตอนการออกแบบกระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันตามหลักการของ แพลนท์ไวด์ .....	28
3.4 การปรับแต่งตัวควบคุม .....	38
บทที่ 4 การจำลองสถานการณ์ของกระบวนการทางพลวัต .....	41
4.1 บทนำ .....	41
4.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองสถานการณ์ทางพลวัตกับข้อมูลอ้างอิง.....	42
4.3 โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง .....	44
4.3.1 การเปลี่ยนกำลังการผลิต 18 เปอร์เซนต์ .....	45
4.3.2 การเปลี่ยนกำลังการผลิต 26 เปอร์เซนต์ .....	50
4.4 โครงสร้างการควบคุมที่ 1 .....	54
4.4.1 การเปลี่ยนกำลังการผลิต 18 เปอร์เซนต์ .....	55
4.4.2 การเปลี่ยนกำลังการผลิต 26 เปอร์เซนต์ .....	60
4.5 โครงการควบคุมที่ 2 .....	64
4.5.1 การเปลี่ยนกำลังการผลิต 18 เปอร์เซนต์ .....	64
4.5.2 การเปลี่ยนกำลังการผลิต 25 เปอร์เซนต์ .....	69
4.6 โครงสร้างการควบคุมที่ 3 .....	72
4.6.1 การเปลี่ยนกำลังการผลิต 18 เปอร์เซนต์ .....	73
4.6.2 การเปลี่ยนกำลังการผลิต 25 เปอร์เซนต์ .....	78



## สารบัญ (ต่อ)

หน้า

4.6.3 การเพิ่มกำลังการผลิต 4.5 เปอร์เซ็นต์.....	81
4.7 สรุปกรณีทดลอง .....	83
บทที่ 5 สรุปผลงานวิจัย .....	89
5.1 บทนำ .....	89
5.2 ชนิดของตัวแปรรอบวนที่มีต่อการเปลี่ยนกำลังการผลิต .....	89
5.3 การเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุม .....	90
5.4 ข้อเสนอแนะสำหรับงานวิจัย .....	90
รายการอ้างอิง.....	92
ภาคผนวก.....	93
ภาคผนวก ก.....	94
ภาคผนวก ข.....	100
ภาคผนวก ค.....	102
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	111

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

# สารบัญภาพ

หน้า

รูปที่ 2.1	การควบคุมระดับที่มีทิศทางเดียวกับอัตราการไหลของสารในระบบ .....	13
รูปที่ 2.2	การควบคุมระดับที่มีทิศทางตรงข้ามกับอัตราการไหลของสารในระบบ .....	14
รูปที่ 2.3	โครงสร้างการควบคุมที่กำหนดอัตราการป้อนสารเข้ากระบวนการ .....	15
รูปที่ 2.4	โครงสร้างการควบคุมที่กำหนดระดับของเหลวที่ถังปฏิกรณ์ .....	16
รูปที่ 3.1	การเข้า-ออกสารในกระบวนการ .....	22
รูปที่ 3.2	การจำลองสถานการณ์กระบวนการด้วยแอสเฟ็นพลัส .....	27
รูปที่ 3.3	โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง .....	29
รูปที่ 3.4	โครงสร้างการควบคุมที่ 1 .....	30
รูปที่ 3.5	โครงสร้างการควบคุมที่ 2 .....	31
รูปที่ 3.6	โครงสร้างการควบคุมที่ 3 .....	32
รูปที่ 3.7	การตอบสนองของตัวแปรควบคุมต่อการเปลี่ยนตัวแปรปรับแบบขั้นบันได .....	39
รูปที่ 4.1	การเปรียบเทียบผลการจำลองเชิงพลวัตระหว่าง (ก) งานวิจัยนี้ด้วยโปรแกรม แอสเฟ็นกับ (ข) งานวิจัยของลูเบนด้วยโปรแกรม TMODS กรณีลด ทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	42
รูปที่ 4.2	การเปรียบเทียบผลการจำลองเชิงพลวัตระหว่าง (ก) งานวิจัยนี้ด้วยโปรแกรม แอสเฟ็นกับ (ข) งานวิจัยของลูเบนด้วยโปรแกรม TMODS กรณีลด อุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์.....	43
รูปที่ 4.3	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างอ้างอิงเมื่อเปลี่ยนสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์ .....	46
รูปที่ 4.4	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างอ้างอิงเมื่อเปลี่ยนอุณหภูมิเข้า ถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์ .....	48
รูปที่ 4.5	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างอ้างอิงเมื่อเปลี่ยนสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์ .....	50
รูปที่ 4.6	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างอ้างอิงเมื่อเปลี่ยนอุณหภูมิเข้า ถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ .....	52
รูปที่ 4.7	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 1 เมื่อเปลี่ยนสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์ .....	55

## สารบัญญภาพ (ต่อ)

หน้า

รูปที่ 4.8	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 1 เมื่อเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้า ถึงปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์ .....	57
รูปที่ 4.9	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 1 เมื่อเปลี่ยนสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์ .....	60
รูปที่ 4.10	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 1 เมื่อเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้า ถึงปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ .....	62
รูปที่ 4.11	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อเปลี่ยนสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์ .....	65
รูปที่ 4.12	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้า ถึงปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์ .....	67
รูปที่ 4.13	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อเปลี่ยนสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์ .....	70
รูปที่ 4.14	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้า ถึงปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ .....	71
รูปที่ 4.15	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเปลี่ยนสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์ .....	74
รูปที่ 4.16	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้า ถึงปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์ .....	76
รูปที่ 4.17	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเปลี่ยนสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์ .....	78
รูปที่ 4.18	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้า ถึงปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ .....	79
รูปที่ 4.19	การตอบสนองทางพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเพิ่มทอลูอิน 3.2 เปอร์เซ็นต์.....	81
รูปที่ ก.1	แบบจำลองตัวรวมสาย.....	94
รูปที่ ก.2	แบบจำลองเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	95
รูปที่ ก.3	แบบจำลองเครื่องทำความร้อน.....	95
รูปที่ ก.4	แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ท่อไหล.....	96

## สารบัญญภาพ (ต่อ)

หน้า

รูปที่ ก.5	แบบจำลองหน่วยแยกแฟลช.....	97
รูปที่ ก.6	แบบจำลองเครื่องคอมเพรสเซอร์.....	97
รูปที่ ก.7	แบบจำลองปั๊ม.....	98
รูปที่ ก.8	แบบจำลองวาล์ว.....	98
รูปที่ ก.9	แบบจำลองหอกลับ.....	99
รูปที่ ค.1	ดูพควบคุมอัตราการไหลทอลูอินโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	102
รูปที่ ค.2	ดูพควบคุมความดันกระแสแก๊สย้อนกลับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	102
รูปที่ ค.3	ดูพควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังแยกแฟลชโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	103
รูปที่ ค.4	ดูพควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	103
รูปที่ ค.5	ดูพควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	103
รูปที่ ค.6	ดูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอเสถียรโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	103
รูปที่ ค.7	ดูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	104
รูปที่ ค.8	ดูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอปั่นกลับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	104
รูปที่ ค.9	ดูพควบคุมอัตราการไหลทอลูอินโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	104
รูปที่ ค.10	ดูพควบคุมความดันกระแสแก๊สย้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	104
รูปที่ ค.11	ดูพควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังแยกแฟลชโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	105

## สารบัญภาพ (ต่อ)

หน้า

รูปที่ ค.12	ดูควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถึงปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	105
รูปที่ ค.13	ดูควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	105
รูปที่ ค.14	ดูควบคุมอุณหภูมิภายในหอเสถียรโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	105
รูปที่ ค.15	ดูควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์โครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	106
รูปที่ ค.16	ดูควบคุมอุณหภูมิภายในหอป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	106
รูปที่ ค.17	ดูควบคุมอัตราการไหลทอลูอินโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	106
รูปที่ ค.18	ดูควบคุมความดันกระแสแก๊สป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	106
รูปที่ ค.19	ดูควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถึงแยกเฟลซโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	107
รูปที่ ค.20	ดูควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถึงปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	107
รูปที่ ค.21	ดูควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	107
รูปที่ ค.22	ดูควบคุมอุณหภูมิภายในหอเสถียรโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	107
รูปที่ ค.23	ดูควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์โครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	108
รูปที่ ค.24	ดูควบคุมอุณหภูมิภายในหอป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	108

## สารบัญภาพ (ต่อ)

หน้า

รูปที่ ค.25	ดูพควบคุมอัตราการใช้พลังงานในโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลดอัตราการใช้พลังงาน 15 เปอร์เซ็นต์.....	108
รูปที่ ค.26	ดูพควบคุมความดันกระแสแก๊สย้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลดอัตราการใช้พลังงาน 15 เปอร์เซ็นต์.....	108
รูปที่ ค.27	ดูพควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังแยกเฟสโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลดอัตราการใช้พลังงาน 15 เปอร์เซ็นต์.....	109
รูปที่ ค.28	ดูพควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลดอัตราการใช้พลังงาน 15 เปอร์เซ็นต์.....	109
รูปที่ ค.29	ดูพควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลดอัตราการใช้พลังงาน 15 เปอร์เซ็นต์.....	109
รูปที่ ค.30	ดูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอเสถียรโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลดอัตราการใช้พลังงาน 15 เปอร์เซ็นต์.....	109
รูปที่ ค.31	ดูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตรังสีโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	110
รูปที่ ค.32	ดูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอย้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	110

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## สารบัญตาราง

ตาราง	หน้า
ตารางที่ 3.1	26
แบบจำลองหน่วยกระบวนการใช้ในการไฮโดรดิอัลคิเลชัน.....	
ตารางที่ 3.2	37
การทำสมดุลสารองค์ประกอบที่มีในกระบวนการ.....	
ตารางที่ 3.3	39
พารามิเตอร์ในการปรับแต่งตัวควบคุมวิธี ไอเอ็มซี.....	
ตารางที่ 3.4	40
ค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมในกระบวนการ.....	
ตารางที่ 4.1	85
ผลการวิเคราะห์กราฟที่น่าสนใจกรณีลดปริมาณทอลลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	
ตารางที่ 4.2	85
ผลการวิเคราะห์กราฟที่น่าสนใจกรณีลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์.....	
ตารางที่ 4.3	85
ผลการวิเคราะห์กราฟที่น่าสนใจกรณีลดปริมาณทอลลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์.....	
ตารางที่ 4.4	86
ผลการวิเคราะห์กราฟที่น่าสนใจกรณีลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์.....	
ตารางที่ 4.5	86
ค่าไอเอชซีของระบบเมื่อเปลี่ยนอัตราการผลิตเบนซิน 17 เปอร์เซ็นต์ ด้วยการรบกวนเปลี่ยนสารทอลลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์.....	
ตารางที่ 4.6	87
ค่าไอเอชซีของระบบเมื่อเปลี่ยนอัตราการผลิตเบนซิน 17 เปอร์เซ็นต์ ด้วยการรบกวนเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์.....	
ตารางที่ 4.7	87
ค่าไอเอชซีของระบบเมื่อเปลี่ยนอัตราการผลิตเบนซิน 17 เปอร์เซ็นต์ ด้วยการรบกวนเปลี่ยนสารทอลลูอิน 25 เปอร์เซ็นต์.....	
ตารางที่ 4.8	88
ค่าไอเอชซีของระบบเมื่อเปลี่ยนอัตราการผลิตเบนซิน 17 เปอร์เซ็นต์ ด้วยการรบกวนเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์.....	
ตารางที่ 4.9	88
พลังงานที่ใช้ในกระบวนการ.....	

# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 บทนำ

ปัจจุบันเป็นยุคที่มีการขยายตัวทางเศรษฐกิจอย่างรวดเร็ว ดังจะเห็นว่ามีการแข่งขันทางด้านอุตสาหกรรมอย่างรุนแรงทั้งด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์และการลดต้นทุนการผลิต ทางโรงงานอุตสาหกรรมจำเป็นต้องพัฒนากระบวนการผลิตให้มีคุณภาพและประสิทธิภาพสูงสุด คือกระบวนการผลิตควรดำเนินการภายใต้ภาวะที่มีการใช้พลังงานและผลิตของเสียน้อยได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพตามมาตรฐานของตลาด นอกจากนี้ยังต้องคำนึงถึงผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ในการทำงานจริงกระบวนการต่างๆ ดำเนินไปโดยอาจมีการเปลี่ยนแปลงเกิดขึ้นได้ภายใต้ภาวะดังกล่าวได้ เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงจากปัจจัยทั้งภายนอกและภายใน ทำให้กระบวนการเบี่ยงเบนไปจากภาวะที่กำหนด ดังนั้นเพื่อให้กระบวนการดำเนินไปตามภาวะที่ต้องการจึงจำเป็นต้องมีระบบควบคุมกระบวนการ ซึ่งระบบดังกล่าวจะทำหน้าที่ชดเชยความเบี่ยงเบนจากปัจจัยรบกวนต่าง ๆ โดยดึงกระบวนการกลับเข้าสู่ภาวะที่ต้องการโดยใช้เวลาในการปรับกระบวนการให้สั้นที่สุด

ในอดีตการติดตั้งระบบควบคุมกระบวนการมักสร้างอุปกรณ์ควบคุมสำหรับหน่วยย่อย หรือสำหรับอุปกรณ์แต่ละชิ้นในโรงงาน ซึ่งในอุตสาหกรรมเคมีขนาดใหญ่มักมีการป้อนกลับของมวลสารและพลังงานในกระบวนการเพื่อผลทางเศรษฐกิจ ดังนั้นการควบคุมที่ละหน่วยย่อยไม่สามารถทำให้กระบวนการอยู่ในภาวะที่ต้องการได้เนื่องจากผลกระทบซึ่งกันและกันของแต่ละหน่วยย่อย จึงเป็นการท้าทายความสามารถของวิศวกรในการออกแบบระบบควบคุมกระบวนการ ในงานวิจัยนี้เสนอการออกแบบระบบควบคุมตามหลักการแบบแพลนท์ไวต์ ซึ่งการควบคุมด้วยวิธีนี้สามารถแก้ปัญหาที่กล่าวมาข้างต้นได้

การออกแบบอุปกรณ์ควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวต์ เป็นการออกแบบที่มองภาพรวมทั้งโรงงาน ดังนั้นจะพิจารณากระแสหมุนเวียนของสารและพลังงานในระบบ รวมถึงการสะสมพลังงานที่หน่วยย่อยต่างๆ ซึ่งส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงพฤติกรรมเชิงพลวัตของทั้งโรงงาน ทำให้อุปกรณ์ที่ออกแบบด้วยวิธีดังกล่าวสามารถควบคุมกระบวนการได้อย่างมีประสิทธิภาพตรงตามภาวะที่ต้องการ

งานวิจัยนี้นำเสนอ การออกแบบระบบควบคุมกระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันของทอลูอินเพื่อผลิตเบนซีน ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีความซับซ้อน มีการเชื่อมต่อของหน่วยย่อยหลายหน่วย มีการไหลเวียนของสารและพลังงานที่ใช้ในกระบวนการ ทำให้พฤติกรรมเชิงพลวัตของกระบวนการมี



ความซับซ้อนมากขึ้น วิธีการออกแบบระบบควบคุมกระบวนการในอดีตไม่เหมาะสมสำหรับระบบนี้ จึงต้องนำหลักการควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวด์มาประยุกต์ใช้ เพื่อให้ได้ระบบควบคุมกระบวนการที่เหมาะสมที่สุด

### 1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1. จำลองกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันทอลูอินเพื่อผลิตเบนซิน
2. ออกแบบโครงสร้างการควบคุม (Control Structure) กระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันโดยใช้หลักการแบบแพลนท์ไวด์
3. ประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมที่ได้ออกแบบไว้

### 1.3 ขอบเขตงานวิจัย

1. จำลองกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันทอลูอินโดยใช้โปรแกรมแอสเพนซึ่งเป็นโปรแกรมจำลองกระบวนการแบบพลวัต
2. ประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมเมื่อมีการรบกวนระบบ ซึ่งจากงานวิจัยที่ผ่านมาของลูเบน Luyben (1999) เสนอว่าตัวแปรรบกวน 2 ตัวที่มีผลกระทบต่อกำลังการผลิตมากกว่าตัวแปรอื่นๆในระบบคือ
  - ปริมาณทอลูอินในกระบวนการเปลี่ยนแปลง
  - อุณหภูมิกระแสเข้าเครื่องปฏิกรณ์เปลี่ยนแปลง

### 1.4 ประโยชน์ที่ได้รับจากงานวิจัย

1. ได้แบบจำลองกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันโดยใช้โปรแกรมแอสเพน
2. ได้โครงสร้างการควบคุมกระบวนการที่เหมาะสม ในการดำเนินกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน

### 1.5 ขั้นตอนการทำงานวิจัย

1. ศึกษาหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์และรวบรวมข้อมูลวิจัยที่เกี่ยวข้อง
2. ศึกษาการดำเนินงานของกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันในสภาวะคงตัว
3. ศึกษาการดำเนินงานของกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันในสภาวะพลวัต
4. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันทอลูอินได้เป็นเบนซิน

5. ประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมที่ได้ออกแบบไว้โดยลูเบน (1999) เปรียบเทียบกับโครงสร้างที่ออกแบบใหม่
6. วิเคราะห์และสรุปผลงานวิจัย
7. จัดทำวิทยานิพนธ์เป็นรูปเล่มฉบับสมบูรณ์

## 1.6 เนื้อหาวิทยานิพนธ์

เนื้อหาของวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ประกอบด้วยเนื้อหาต่างๆ ดังนี้

- |         |   |
|---------|---|
| บทที่ 1 | บทนำ วัตถุประสงค์ของงานวิจัย ขอบเขตงานวิจัย ประโยชน์ที่ได้รับจากงานวิจัย และขั้นตอนการดำเนินงาน   |
| บทที่ 2 | ทฤษฎีที่เกี่ยวข้องกับการจำลองสถานการณ์ หลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ ตัวอย่างการควบคุมกระบวนการ และผลงานวิจัยที่ผ่านมาเกี่ยวกับการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์                |
| บทที่ 3 | อธิบายกระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันทอลูอิน การจำลองสถานการณ์ด้วยโปรแกรมแอสเพ็น ขั้นตอนการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ตามหลักการแบบแพลนท์ไวต์ และการปรับแต่งตัวควบคุม |
| บทที่ 4 | แสดงพฤติกรรมทางพลวัตของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 4 กระบวนการเมื่อระบบถูกรบกวน  |
| บทที่ 5 | สรุปผลงานวิจัย เสนอโครงสร้างที่เหมาะสม และแนวทางในการทำงานวิจัยต่อไป  |

ภาคผนวก ก การใช้โปรแกรมแอสเพ็น

ภาคผนวก ข ข้อมูลในการจำลองสถานการณ์

ภาคผนวก ค กราฟผลการตอบสนองตัวควบคุมกรณีระบบถูกรบกวน

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## บทที่ 2

### ทฤษฎีและผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

#### 2.1 การจำลองกระบวนการ

การจำลองกระบวนการ ประกอบด้วย ขั้นตอนการออกแบบแบบจำลอง (Model) ของระบบงานจริง (Real System) การดำเนินการทดลองใช้แบบจำลองนั้นเพื่อการเรียนรู้พฤติกรรมของระบบงาน หรือเพื่อประเมินผลการใช้กลยุทธ์ (Strategies) ต่างๆ ในการดำเนินงานภายใต้ข้อกำหนดที่วางไว้ หรือกล่าวอีกนัยหนึ่งคือการจำลองแบบปัญหาซึ่งแบ่งออกเป็น 2 ขั้นตอนคือ ขั้นตอนการสร้างแบบจำลองส่วนหนึ่ง และขั้นตอนการนำเอาแบบจำลองนั้นไปใช้งานเชิงวิเคราะห์อีกชั้นหนึ่ง ส่วนการจำลองกระบวนการมีหลักสำคัญคือ ต้องสามารถใช้อธิบายพฤติกรรมที่เกิดขึ้นในระบบงานจริงเพื่อนำผลไปปรับปรุงการดำเนินงานของระบบงานได้อย่างเหมาะสม

การจำลองกระบวนการถูกนำมาใช้อย่างกว้างขวางในขั้นตอนการออกแบบ และการดำเนินงานโดยในขั้นตอนการออกแบบมุ่งความสนใจไปที่ การทำดุลมวลและพลังงาน ต้นทุน อุปกรณ์ ซึ่งมักเกี่ยวข้องกับทางเศรษฐศาสตร์ ส่วนขั้นตอนการดำเนินงานจะมุ่งความสนใจไปที่ การกำหนดปริมาณและคุณภาพของผลิตภัณฑ์ การแก้ปัญหาเฉพาะหน้า (Troubleshooting) ของโรงงาน ความสามารถในการควบคุม (Controllability) ความปลอดภัยในการดำเนินงานและการบำรุงรักษา เพื่อลดต้นทุนรักษาศักยภาพการผลิต และเพิ่มความสามารถในการแข่งขันทางการค้า

การจำลองกระบวนการส่วนใหญ่อาศัยซอฟต์แวร์ หรือแพ็คเกจการจำลองสถานการณ์ (Simulation Packages) เป็นเครื่องมือในการคำนวณและให้วิศวกรเรียนรู้ ประกอบกับความก้าวหน้าด้านคอมพิวเตอร์ ทำให้การจำลองกระบวนการด้วยคอมพิวเตอร์เป็นที่นิยมมากที่สุด อีกทั้งโปรแกรมที่ใช้ในการจำลองสถานการณ์ถูกพัฒนาโดยนักพัฒนาโปรแกรมคอมพิวเตอร์ซึ่งมีให้เลือกใช้อย่างมากมาย ดังนั้นการจำลองสถานการณ์กระบวนการในปัจจุบันสามารถใช้แทนการสร้างแบบจำลองย่อส่วน (Pilot scale) ได้เป็นอย่างดี

เหตุผลที่ต้องสร้างแบบจำลองกระบวนการแทนการทดลองกับกระบวนการจริงมีดังนี้

1. เพราะการทดลองกับกระบวนการจริง อาจก่อให้เกิดความขัดข้องในการดำเนินงานตามปกติ
2. เพราะในการทดลองกับกระบวนการจริงนั้นเป็นการยากที่จะควบคุมเงื่อนไขต่างๆ ในการทดลองให้คงที่ ทำให้ผลการทดลองที่ได้แต่ละครั้ง อาจไม่ใช่ผลที่เกิดขึ้นภายใต้เงื่อนไขการทดลองกลุ่มเดียวกัน

3. เพราะการทดลองกับกระบวนการจริงอาจต้องใช้เวลา และค่าใช้จ่ายจำนวนมากจึงจะได้ข้อมูลเพียงพอสำหรับการวิเคราะห์
4. เพราะว่าการทดลองกับกระบวนการจริง อาจเป็นไปได้ที่จะทดลองกับเงื่อนไขทุกรูปแบบที่ผู้วิเคราะห์ต้องการ

อย่างไรก็ตามการจำลองกระบวนการโดยการใช้ซอฟต์แวร์ ทางคอมพิวเตอร์นั้น ผู้ใช้ต้องมีความเข้าใจเกี่ยวกับปัญหาดีพอ และสามารถเขียนสมการทางคณิตศาสตร์ของปัญหานั้นๆ ได้ รู้ถึงฟังก์ชันจุดประสงค์ ว่ากระบวนการต้องการอะไร อาทิเช่น กำไรสูงสุด หรือต้นทุนวัตถุดิบและพลังงานที่ใช้ต่ำสุด นอกจากนี้ผู้จำลองกระบวนการต้องมีประสบการณ์หรือความสามารถในการตีความคำตอบที่ได้จากโปรแกรมคอมพิวเตอร์ เพื่อแยกแยะและตัดสินใจนำผลที่คำนวณได้ไปใช้อย่างมีประสิทธิภาพ

## 2.2 หลักการออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมแบบแพลนท์ไวต์

2.2.1 การควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ คือหลักการออกแบบการควบคุมที่พิจารณาความสัมพันธ์ระหว่างหน่วยผลิตทุกหน่วยในกระบวนการ เพื่อออกแบบโครงสร้างการควบคุมทั้งกระบวนการให้ได้ตามวัตถุประสงค์ของการดำเนินกระบวนการ

2.2.2 ฮิวริสติกส์ (Heuristic) ของการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการ ที่ใช้เป็นหลักการพื้นฐานด้านการออกแบบระบบควบคุมทั่วไปมีดังนี้

1 บักเลย์ Buckley (1964) เสนอพื้นฐานในการพิจารณาปัญหาการควบคุมโดยแนะนำให้แบ่งปัญหาออกเป็น 2 ส่วนคือ

ก) การควบคุมคุณลักษณะ

ข) การควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์

ขั้นแรกของการควบคุมควรเริ่มที่การรักษาระดับของเหลวและแก๊สในกระบวนการ ในขั้นนี้ควรเลือกควบคุมระบบโดยมุ่งประเด็นไปที่โครงสร้างการควบคุมทางไฮดรอลิก (Hydraulic)

ลูปควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ควรเลือกตัวแปรปรับที่มีค่าเหมาะสม โดยพิจารณาจากค่าเวลาคงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนอง (Time Constant) ของลูปควบคุมลูปปิดที่มีค่าน้อยที่สุด เพราะระบบจะตอบสนองต่อสิ่งรบกวนได้อย่างรวดเร็ว และได้ผลการควบคุมแบบตรงเป้าหมาย (Tight Control) แต่ต้องพิจารณาเสถียรภาพของระบบซึ่งเป็นข้อจำกัดหลักของการควบคุมกระบวนการด้วย

การพิจารณาควบคุมปริมาณวัสดุ (Inventory loop) คือระดับของเหลวในถังเก็บของเหลว (Surge Volumes) มักใช้ตัวควบคุมแบบพี โดยให้ค่าเวลาคงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองของลูปควบคุมคุณภาพต่างจาก ค่าเวลาคงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองของลูปควบคุมคุณภาพ ประมาณ 10 เท่า เพื่อสามารถปรับแต่งค่าพารามิเตอร์ในการควบคุมของลูปควบคุมทั้งสองได้อย่างอิสระ

## 2 ดักลาสส์ Douglas (1988) เสนอการพิจารณาออกแบบโครงสร้าง

การควบคุมระบบที่มีความซับซ้อนในภาวะคงตัวสำหรับกรณีที่เราควัดวัตถุดิบและมูลค่าของผลิตภัณฑ์มีราคาสูงกว่าราคาต้นทุนของพลังงาน การออกแบบโครงสร้างการควบคุมควรพิจารณาในระบบใน 2 หัวข้อคือ

ก) สารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์ที่มีการสูญเสียที่น้อยที่สุด

ข) อัตราการไหลของแก๊สรีไซเคิลทั้งระบบมีค่ามากที่สุด

การควบคุมให้ปริมาณสารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์ที่มีการสูญเสียที่น้อยที่สุด หมายถึงการควบคุมสารองค์ประกอบที่สำคัญแบบตรงเป้าหมาย กรณีที่สารผลิตภัณฑ์มีราคาแพงกว่าราคาพลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการ การทำรีไซเคิลแก๊สสามารถช่วยในการปรับปรุงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ได้ โดยดำเนินการให้คอมเพรสเซอร์ทำงานเต็มกำลัง ข้อดีของภาวะการดำเนินการแบบนี้คือเป็นการลดองศาความอิสระของกระบวนการ เพื่อให้ระบบดำเนินการได้ง่ายขึ้น

3 ดาวนส์ Downs (1993) อธิบายถึงความเข้าใจกระบวนการอย่างลึกซึ้ง ซึ่งเกิดจากการทำดุลมวลสารของหน่วยย่อยก่อนการพิจารณาทั้งกระบวนการ ซึ่งเมื่อนำมาต่อเข้าด้วยกันระหว่างหน่วยย่อยมักเกิดปัญหาดุลมวลสารระหว่างหน่วยย่อย ดังนั้นควรพิจารณากระบวนการอย่างละเอียดเพื่อให้สารทุกโมเลกุลถูกใช้ในกระบวนการตรงตามสมการการเกิดปฏิกิริยา

4 ลูเบน Luyben (1997) เสนอกฎ 3 ข้อในการพิจารณาโครงสร้างการควบคุม ซึ่งเป็นกฎที่เกิดจากการศึกษากระบวนการหลายระบบ

ก) สายการรีไซเคิลทุกสายควรมีการควบคุมอัตราการไหล เพื่อป้องกันการเกิดสโนบอลเอฟเฟ็กต์ (Snowball Effect)

ข) การควบคุมปริมาณสารตั้งต้น ด้วยการควบคุมอัตราการป้อนสารใหม่เพียงลูปควบคุมเดียวสำหรับกระบวนการที่มีการเกิดปฏิกิริยาไม่สมบูรณ์ ไม่เพียงพอต่อการควบคุมปริมาณสารดังกล่าว เนื่องจากไม่มีการวัดปริมาณสารที่เหลือค้างภายใน ทำให้ไม่สามารถควบคุมปริมาณสารนี้ภายในกระบวนการได้อย่างถูกต้องส่งผลต่อความแปรปรวนในอัตราการเกิดปฏิกิริยา ทำให้ผลิตภัณฑ์ถูกรบกวน ดังนั้นการออกแบบลูปควบคุมสารเหล่านี้ต้องมีการวัดปริมาณสารที่ตกค้างภายในกระบวนการ เพื่อควบคุมปริมาณสารในระบบได้อย่างถูกต้อง

ค) สำหรับสารผลิตภัณฑ์ที่ออกทางกระแสยดหอควรใช้สารป้อนมีวิภูภาคเป็นของเหลว ในกรณีสารผลิตภัณฑ์ที่ออกทางกระแสด้านล่างของหอควรใช้สารป้อนมีวิภูภาคเป็นไอ เนื่องจาก การเปลี่ยนอัตราการไหลเข้าที่ป้อนสารเป็นของเหลวอิมตัวจะมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงพลวัตต่อ ผลิตภัณฑ์น้อยกว่าการใช้สารป้อนเป็นไอ

5 ริชาร์ดสัน (Richardson) Luyben (1999) แนะนำว่าการควบคุมกระบวนการควรใช้ ที่ขนาดใหญ่เพื่อสามารถควบคุมกระบวนการได้อย่างรวดเร็ว

6 ชินสกี Shinsky (1988) แนะนำให้ทำโครงสร้างการควบคุมกระบวนการแบบ การควบคุมแบบสัดส่วน การควบคุมแบบลำดับขั้น การควบคุมแบบโอเวอร์ไรด์ (Override Control) และ การควบคุมตำแหน่งวาล์วที่ออปติไมซ์ (Value-position Optimize Control) เนื่องจากการ ควบคุมดังกล่าวเป็นการควบคุมที่ใช้สำหรับการควบคุมกระบวนการพื้นฐานทั้งหมด

7 ไทเรียส Tyreus (1992) กล่าวถึงขั้นตอนที่สำคัญขั้นตอนหนึ่งสำหรับระบบการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ คือการกำหนดชนิดของตัวควบคุมและการปรับแต่งตัวควบคุม ในการควบคุม ระดับของเหลวนิยมเลือกตัวควบคุมแบบพี ซึ่งเป็นการควบคุมที่ไม่ต้องการความถูกต้องของตัว แปรควบคุมมากนัก ดังนั้นการกำหนดค่าเกนการควบคุมควรมีค่าประมาณ 1.67 ที่ค่านี้วาล์วจะ เปิดให้ระดับอยู่ที่ 80 เปอร์เซ็นต์ และวาล์วจะปิดเมื่อระดับอยู่ที่ 20 เปอร์เซ็นต์ สำหรับการควบคุม หน่วยย่อยอื่นนิยมใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ และเลือกค่าการปรับแต่งดูควบคุมด้วยการทดสอบ รีเลย์-ฟีดแบ็ค (Relay-Feedback) ซึ่งเป็นการทดสอบอย่างง่ายและรวดเร็วเพื่อให้ได้ค่า เกนสูงสุด (Ultimate gain,  $K_u$ ) และคาบค่าสุดท้าย (Ultimate Period,  $P_u$ ) ใช้ในการคำนวณค่าพารา-มิเตอร์ สำหรับระบบควบคุมด้วยวิธีแบบซิกเลอร์-นิโคล (Ziegler-Nichols)

2.2.3 ความจำเป็นของการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ เนื่องจากกระบวนการทางอุตสาหกรรมส่วนใหญ่มีลักษณะสำคัญ 3 ลักษณะ ซึ่งส่งผลให้การควบคุมกระบวนการย่อยไม่เพียงพอ ต่อการควบคุมระบบให้ดำเนินไปตามเป้าหมายได้ จึงจำเป็นต้องใช้หลักการควบคุมกระบวนการ แบบแพลนท์ไวด์เพื่อควบคุมลักษณะทั้ง 3 ประการคือ

- 1 การหมุนเวียนสารภายในกระบวนการ
- 2 การสะสมของพลังงานในกระบวนการ
- 3 การควบคุมองค์ประกอบของสารในกระบวนการ

1. การหมุนเวียนสารภายในกระบวนการ (Material Recycle) มีเหตุผลพื้นฐานที่สำคัญ

6 ข้อ ดังนี้

- ก) การเพิ่มผลการเปลี่ยน (Conversion) ให้เพิ่มขึ้น

- ข) การปรับปรุงทางด้านเศรษฐศาสตร์
- ค) การปรับปรุงผลผลิตที่ได้ (Yield)
- ง) การให้มีตัวระบายความร้อน (Thermal Sink)
- จ) การป้องกันการเกิดปฏิกิริยาข้างเคียง
- ฉ) สมบัติการควบคุม

2. การสะสมของพลังงานในระบบวนการ เหตุผลเบื้องต้นที่ทำให้เกิดการสะสมของพลังงานคือ เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพทางเทอร์โมไดนามิกส์ของระบบวนการ โดยมีการส่งพลังงานไปมาระหว่างหน่วยผลิตย่อยภายในระบบวนการ ทำให้สามารถลดค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานภายในระบบวนการลง เนื่องจากการลดค่าใช้จ่ายด้านยูทิลิตี้ลง

3. การควบคุมองค์ประกอบของสารในระบบวนการ สารในระบบวนการสามารถจำแนกลักษณะของสารองค์ประกอบที่อยู่ในระบบวนการได้เป็น 3 ชนิดคือ สารตั้งต้น ผลิตภัณฑ์ และสารเฉื่อย การทำดุลมวลสาร (Material Balance) แต่ละสารองค์ประกอบนั้นจะต้องเหมาะสม และถูกต้องตามสมการปฏิกิริยา โดยทั่วไปแล้วจะไม่มีปัญหาสำหรับสารผลิตภัณฑ์และสารเฉื่อย อย่างไรก็ตามปัญหาที่แท้จริงจะเกิดเมื่อมีการพิจารณาถึงสารตั้งต้น (เนื่องจากการหมุนเวียนของสารในระบบวนการ) และการตรวจสอบการมีอยู่ของสารภายในระบบวนการทั้งหมด ทุก ๆ โมเลกุลของสารตั้งต้นที่ป้อนเข้าในโรงงานจะต้องถูกใช้ไปในการเกิดปฏิกิริยา หรือออกจากกระบวนการเป็นสารปนเปื้อน หรือสารปล่อยทิ้ง การออกจากกระบวนการด้วย 2 วิธีหลังนี้ถือเป็นการสูญเสียสารตั้งต้น ดังนั้นจึงต้องพยายามที่จะลดการสูญเสียสารตั้งต้นที่ออกจากกระบวนการให้น้อยที่สุด เนื่องจากสิ่งนี้จะแสดงถึงผลผลิตที่ลดลงด้วย ดังนั้นจะป้องกันสารตั้งต้นไม่ให้ออกจากกระบวนการด้วยวิธีดังกล่าว นั้นหมายถึงต้องแน่ใจว่าทุกโมเลกุลของสารตั้งต้นที่ป้อนเข้ากระบวนการจะถูกใช้ไปโดยการเกิดปฏิกิริยา

#### 2.2.4 เป้าหมายสำหรับระบบควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวด์มีดังนี้

- ก) การดำเนินกระบวนการอย่างปลอดภัยและสม่ำเสมอ โดยไม่ก่อให้เกิดความขัดข้องของระบบ
- ข) การควบคุมให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์แบบตรงค่าเป้าหมาย (Tight Control) เมื่อเผชิญกับตัวรบกวนต่าง ๆ
- ค) การหลีกเลี่ยงเงื่อนไขที่จะทำให้กระบวนการเกิดอันตราย
- ง) การทำให้ระบบควบคุมทำงานอย่างอัตโนมัติ และต้องการความใส่ใจทางด้านการปฏิบัติงานน้อยลง
- จ) การเปลี่ยนแปลงอัตราการผลิตที่เร็วและได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพ

ด) ไม่มีผลกระทบที่ไม่ดีต่อสิ่งแวดล้อม

2.2.5 ขั้นตอนการออกแบบการควบคุมแบบแพลนที่ไวต์ ขั้นตอนเบื้องต้นในการออกแบบการควบคุมแบบแพลนที่ไวต์มี 9 ขั้นตอน เป็นการใช้หลักการเบื้องต้นทางด้านวิศวกรรมเคมี นั่นคือการอนุรักษ์พลังงานและมวลสาร มีขั้นตอนดังนี้

ขั้นที่ 1 กำหนดวัตถุประสงค์การควบคุม

เป็นการกำหนดวัตถุประสงค์การควบคุมกระบวนการที่ภาวะคงตัวและภาวะพลวัตสำหรับกระบวนการ ซึ่งเป็นลักษณะที่สำคัญมากของปัญหาเนื่องจากวัตถุประสงค์การควบคุมที่แตกต่างกัน นำไปสู่โครงสร้างการควบคุมที่แตกต่างกันด้วย โครงสร้างการควบคุมที่ดีที่สุดสำหรับโรงงานขึ้นอยู่กับารออกแบบและหลักการควบคุมที่กำหนดขึ้น

วัตถุประสงค์เหล่านี้จะรวมถึงผลผลิตที่ได้จากการเกิดปฏิกิริยาและการแยกสาร การระบุถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เกรดของผลิตภัณฑ์และการตรวจสอบความต้องการทางการตลาด ความเข้มงวดทางด้านสิ่งแวดล้อม และช่วงของสภาวะการปฏิบัติงานที่ปลอดภัย

ขั้นที่ 2 หาองศาความเป็นอิสระ (Degree of Freedom) ของการควบคุม

นับจำนวนของวาล์วควบคุม ที่สามารถหาได้ซึ่งก็คือจำนวนขององศาอิสระสำหรับการควบคุม การนับจำนวนตัวแปรที่ต้องควบคุมให้อยู่ที่ค่าเป้าหมาย จำนวนของวาล์วอิสระจะต้องเหมาะสมด้วย การวางวาล์วควบคุมเหล่านี้บางครั้งจะทำให้ปรับปรุงสมรรถนะเชิงพลวัต แต่บ่อยครั้งที่ไม่สามารถเลือกการวางตำแหน่งสำหรับวาล์วเหล่านั้นได้

หน้าที่โดยทั่วไปของวาล์วควบคุม คือ

- กำหนดอัตราการผลิต
- รักษาปริมาณของแก๊สและของเหลวให้เปลี่ยนแปลงน้อยที่สุด
- ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์
- หลีกเลี่ยงข้อจำกัดทางด้านความปลอดภัยและสิ่งแวดล้อม
- วาล์วที่เหลือหลังจากการกำหนดหน้าที่เหล่านี้แล้วจะสามารถนำมาใช้ประโยชน์

ในการเพิ่มวัตถุประสงค์ทางด้านเศรษฐศาสตร์ที่สภาวะคงตัว หรือเพิ่มความสามารถในการควบคุมทางพลวัต เช่น ลดการใช้พลังงานให้น้อยลง เพิ่มผลผลิตที่ได้ให้มากขึ้น หรือกำจัดการรบกวนออกไป

ขั้นที่ 3 กำหนดระบบการจัดการพลังงาน

ภายในกระบวนการต้องมีระบบการควบคุมความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาเคมี โดยอาจส่งความร้อนดังกล่าวไปใช้ในหน่วยอื่นของกระบวนการ แต่อย่างไรก็ตามเมื่อความร้อนถูกใช้ใน



กระบวนการจนเพียงพอแล้ว ความร้อนดังกล่าวจะถูกส่งไปที่หน่วยยูทิลิตี้ และออกจากระบบในที่สุด ดังนั้นระบบควบคุมพลังงานในกระบวนการต้องทำหน้าที่ดังนี้

1. ถ้ามีการสะสมความร้อนเกิดขึ้นระหว่างกระแสของกระบวนการ ต้องทำการควบคุมการแพร่กระจายของความร้อนไม่ให้กระจายไปตามหน่วยต่างๆ ของระบบ และต้องมั่นใจว่าความร้อนที่เกิดจากการคายความร้อนของปฏิกิริยาจะต้องถูกใช้หมดไป หรือถูกกำจัดหมดไปโดยต้องไม่มีความร้อนกลับมารบกวนระบบอีก

2. ในกรณีมีความร้อนที่เกิดจากการคายความร้อนของปฏิกิริยา จำเป็นต้องกำจัดความร้อนส่วนนี้ออกจากระบบ เพราะอาจทำให้ระบบไม่สามารถควบคุมได้ ส่วนระบบที่ปฏิกิริยาเป็นการดูดความร้อน ระบบจำเป็นต้องเพิ่มความร้อนให้กับปฏิกิริยาเพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดเร็วขึ้น

3. การส่งผ่านความร้อนระหว่างกระแสของกระบวนการ ถือเป็นส่วนที่สำคัญเพราะสารที่ไหลออกจากถังปฏิกิริยาไปสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ถ้าควบคุมอุณหภูมิได้ไม่ดีอาจทำให้ระบบขาดเสถียรภาพ และเป็นอันตรายต่ออุปกรณ์ในกระบวนการ

#### ขั้นที่ 4 กำหนดอัตราการผลิต

เป็นการกำหนดตัวแปรหลักที่มีผลต่ออัตราการผลิต และหาตัวแปรปรับที่เหมาะสมที่สุดในการควบคุมตัวแปรดังกล่าว ซึ่งในการเปลี่ยนกำลังการผลิตทำได้หลายทางทั้งทางตรง และทางอ้อม เช่น การเพิ่มอัตราการผลิตโดยเพิ่มอุณหภูมิ เพิ่มความเข้มข้นของสารตั้งต้น เพิ่มปริมาตรของสารภายในถังปฏิกรณ์ (กรณีสารในระบบเป็นของเหลว) และเพิ่มความดัน (กรณีสารในระบบเป็นแก๊ส)

ทางเลือกในการกำหนดตัวแปรหลักของระบบมีความสัมพันธ์ต่อปฏิกิริยาของระบบ และสมรรถนะของเครื่องปฏิกรณ์ด้วย เช่น การเลือกอุณหภูมิเป็นตัวแปรหลักในปฏิกิริยาคายความร้อนแบบผันกลับไม่ได้ เมื่อเพิ่มอุณหภูมิจะทำให้ได้ผลผลิตเพิ่มขึ้น แต่ในกระบวนการที่เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนแบบผันกลับได้ พบว่าการเพิ่มอุณหภูมิทำให้ระบบเข้าสู่ภาวะสมดุลอย่างรวดเร็วทำให้อัตราการผลิตลดลง ดังนั้นการเลือกตัวแปรหลักจำเป็นต้องพิจารณาถึงลักษณะของปฏิกิริยาและเครื่องปฏิกรณ์ด้วย

ตัวแปรหลักที่จะเลือกใช้ควรทำให้อัตราการผลิตเกิดขึ้นอย่างสม่ำเสมอ ราบเรียบ และสามารถกำจัดผลการรบกวนได้ด้วย ที่สำคัญตัวแปรหลักควรมีผลต่อหน่วยแยกน้อยที่สุด แต่ควรมีผลต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาอย่างรวดเร็ว ภายใต้สภาวะที่สามารถดำเนินการได้จริง

ขั้นที่ 5 ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ความปลอดภัย สิ่งแวดล้อม และการปฏิบัติงาน การเลือกวิธีควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ ความปลอดภัย ความสามารถในการดำเนินการ และข้อจำกัดทางสิ่งแวดล้อมที่ดีที่สุด เพื่อให้ได้การควบคุมแบบตรงเป้าหมายถือเป็นสิ่งสำคัญสำหรับเหตุผลทางเศรษฐศาสตร์ และการปฏิบัติงาน เช่น เลือกวิธีตัวแปรปรับที่มีค่าเวลา

คงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองเวลาน้อย ค่าเวลาหน่วงของระบบ (Dead Time) ต่ำ และมีค่าเกน (Gain) สภาวะคงตัวมาก นอกจากนี้ยังต้องพิจารณาถึงขนาดของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล และตัวแปรบางตัวที่มีอิทธิพลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เช่น อุณหภูมิในหอกลั่นส่วนล่างที่ถูกควบคุมโดยการปรับการไหลของไอน้ำที่ส่งไปรีบอยเลอร์ และระดับของของเหลวในหอกลั่นส่วนล่างที่เป็นตัวแปรควบคุมอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์

ข้อสังเกต จะเห็นว่าการกำหนดคุณภาพของการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์จะทำก่อนการทำดุลมวล ดังนั้นโครงสร้างการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ จะมีขั้นตอนพื้นฐานในการออกแบบระบบควบคุมต่างจากขั้นตอนการควบคุมของบักเลย์ ที่พิจารณาการควบคุมคุณภาพภายหลัง

ขั้นที่ 6 ควบคุมสารหมุนเวียนให้คงที่และควบคุมปริมาณสารสะสมในระบบ (ระดับความดันและของเหลว)

การกำหนดอัตราการไหลในทุกลูปป้อนกลับ และการเลือกตัวแปรปรับที่ดีที่สุดสำหรับควบคุมระดับของเหลวนิยมทำโดยใส่ตัวควบคุมอัตราการไหลในทุกลูปของกระแสป้อนกลับที่ทำเช่นนั้นเพราะทำได้ง่าย และมีประสิทธิภาพในการป้องกันการเปลี่ยนแปลงขนาดของอัตราการไหลในกระแสป้อนกลับ เพื่อผลในการควบคุมภาวะคงตัว และภาวะพลวัตให้ได้ตรงตามเป้าหมายที่โรงงานต้องการ

การกำหนดอัตราการไหลในกระแสป้อนกลับจะไม่ซับซ้อน ถ้าพิจารณาตามการเลือกตัวแปรหลักเพื่อควบคุมอัตราการไหลในขั้นตอนที่ 4 เพราะกระแสป้อนกลับทุกสายมีความสำคัญต่อเป้าหมายการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ เช่น การพิจารณาหากลูฟแก๊สป้อนกลับโดยปกติมักกำหนดให้มีการไหลเวียนได้มากที่สุดเท่าที่เครื่องคอมเพรสเซอร์สามารถทำงานได้ตามหลักการควบคุมของดักลาส ส่วนการกำหนดอัตราการไหลในแต่ละลูปป้อนกลับจะใช้วาล์วควบคุมระดับของสารแต่ละหน่วย ซึ่งถือเป็นการทำดุลมวลสารตามหลักการของบักเลย์ และการเลือกตัวแปรปรับที่มีผลต่อหน่วยผลิตมากที่สุด เป็นไปตามกฎการควบคุมของริชาร์ดสัน เพื่อให้ได้วาล์วควบคุมที่เหมาะสมต่อการควบคุมมากที่สุด

ขั้นที่ 7 ตรวจสอบดุลสารองค์ประกอบ

การวิเคราะห์องค์ประกอบของสารที่เข้า-ออก และสารที่ถูกใช้ในกระบวนการ จะมีความยุ่งยากเมื่อกระบวนการมีการป้อนกลับ เพราะกระแสป้อนกลับจะทำให้เกิดการสะสมของสารองค์ประกอบ ซึ่งมีผลต่อกลไกการเกิดปฏิกิริยาของผลิตภัณฑ์ในระบบ ดังนั้นการทำดุลสารองค์ประกอบที่ถูกต้องจะทำให้เข้าใจกลไกการใช้ไปของสารต่างๆภายในกระบวนการได้อย่างถูกต้อง

สารองค์ประกอบที่อยู่ภายในกระบวนการประกอบไปด้วย สารตั้งต้น สารผลิตภัณฑ์ และสารเฉื่อย สารตั้งต้นควรถูกใช้ให้หมดไปในการทำปฏิกิริยา และไม่ควรให้มีสารตั้งต้นปนเปื้อนในสารผลิตภัณฑ์เพราะถือว่าการสูญเสีย ดังนั้นควรปรับปริมาณสารตั้งต้นใหม่ (Fresh Feed) ที่

เข้าสู่กระบวนการโดยเทียบจากการใช้ไปของสาร สำหรับสารเฉื่อยในระบบจะต้องปล่อยออกจากระบบบางส่วน และควบคุมสารองค์ประกอบเฉื่อยบางส่วนด้วยสัดส่วนของสารเฉื่อยในกระแสป้อนกลับ

#### ขั้นที่ 8 ควบคุมหน่วยปฏิบัติการแต่ละหน่วย

การกำหนดดูผลการควบคุมที่จำเป็นสำหรับหน่วยปฏิบัติการย่อยแต่ละหน่วย มีรูปแบบการควบคุมมากมาย ตัวอย่างเช่น เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อ (Tubular Reactor) โดยทั่วไปนิยมการควบคุมอุณหภูมิเข้า สำหรับปฏิกิริยาดูดความร้อนที่มีอุณหภูมิสูงจะมีระบบควบคุม คือการปรับอัตราการไหลของเชื้อเพลิงที่ส่งไปยังเตาเผา เพื่อให้พลังงานแก่เครื่องปฏิกรณ์ ส่วนเครื่องตกผลึกซึ่งต้องการการปรับไหลตกการทำความเย็น (Refrigeration Load) เพื่อควบคุมอุณหภูมิการไหลของสารป้อนที่เป็นตัวทำละลายเหลวไปยังเครื่องดูดซึม (Absorber) ทำการควบคุมโดยปรับอัตราส่วนแก๊สที่ป้อนเข้ากระบวนการ เป็นต้น

#### ขั้นที่ 9 ทำออปติไมซ์ทางด้านเศรษฐศาสตร์ และปรับปรุงความสามารถในการควบคุมเชิงพลวัต

หลังจากการควบคุมกระบวนการให้สอดคล้องกับทุกความต้องการที่เป็นข้อกำหนดพื้นฐานแล้วโดยทั่วไปจะมีองศาอิสระที่เกี่ยวข้องกับวาล์วควบคุมที่ไม่ได้ใช้ในการควบคุม ค่าเป้าหมายในเครื่องควบคุมบางเครื่องที่สามารถปรับค่าได้ สิ่งเหล่านี้สามารถใช้เพื่อออปติไมซ์สมรรถนะกระบวนการทางเศรษฐศาสตร์ที่ภาวะคงตัว (เช่น ลดพลังงานให้น้อยลง เพิ่มความสามารถเลือกให้เพิ่มขึ้น) หรือเพื่อปรับปรุงการตอบสนองทางพลวัต ตัวอย่างเช่น เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบคายความร้อนสามารถทำให้เย็นได้ด้วยน้ำหล่อเย็นในแจ็คเก็ต และน้ำเกลือที่ส่งไปยังเครื่องควบแน่นของสารรีฟลักซ์ การควบคุมอุณหภูมิที่ตำแหน่งนี้จะควบคุมได้อย่างรวดเร็วเมื่อใช้ตัวควบคุมเป็นกระแสน้ำเกลือ แต่ค่าใช้จ่ายในการใช้กระแสน้ำเกลือมีราคาแพงกว่าการใช้ในการหล่อเย็นดังนั้นในการควบคุมระบบจำเป็นต้องพิจารณาผลทางเศรษฐศาสตร์ว่าคุ้มค่าหรือไม่

### 2.3 ตัวอย่างการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์

ปัญหาของการควบคุมทั้งโรงงานการเกิดจากผลกระทบซึ่งกันและกันอันเกิดจากการรวมหน่วยผลิตย่อย ๆ เข้าด้วยกัน โดยสามารถจำแนกลักษณะของปัญหาได้ดังนี้

2.3.1 โครงสร้างของหน่วยกระบวนการที่ต่อกันแบบอนุกรม สำหรับกระบวนการที่มีการเชื่อมโยงต่อกันแบบอนุกรม ผลผลิตกันของแต่ละหน่วยใช้เป็นสารป้อนของหน่วยถัดไปและไม่มีสายการป้อนกลับของวัตถุดิบหรือพลังงาน โครงสร้างนี้เป็นปัญหาของแพลนท์ไวด์ที่ง่ายที่สุด

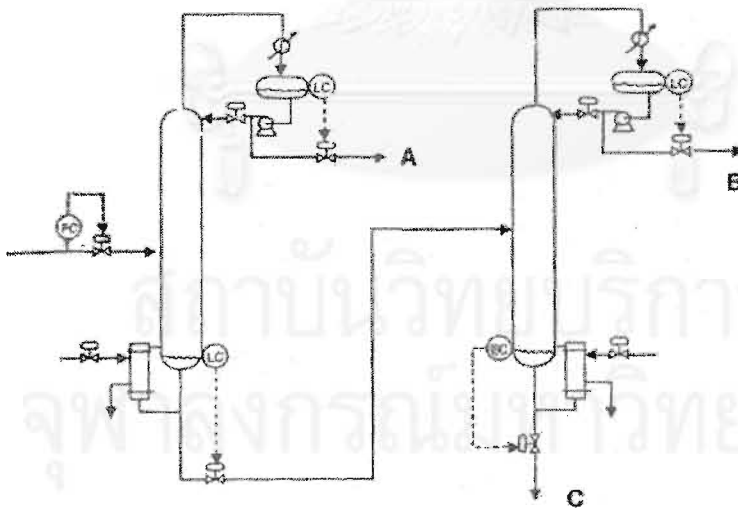
เพราะสามารถใช้โครงสร้างการควบคุมแต่ละหน่วยย่อยในกระบวนการควบคุมการรบกวนที่เข้าสู่ระบบได้

จากตัวอย่างกระบวนการในรูปที่ 2.1 และรูปที่ 2.2 เมื่อทำการกำหนดอัตราการผลิตสามารถกำหนดได้ 2 ลักษณะคือ

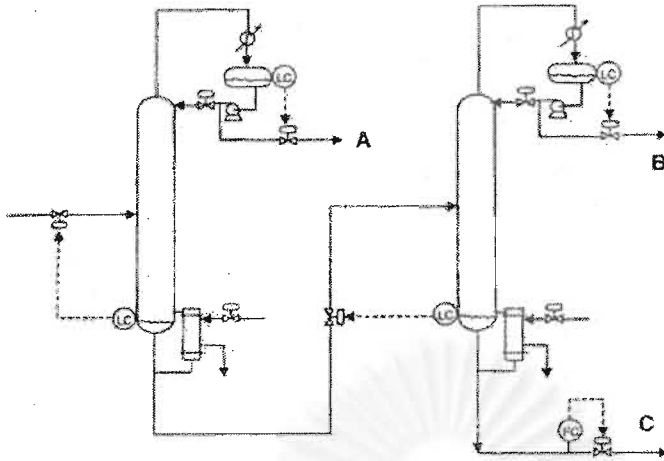
- ก) กำหนดโดยหน่วยต้นทางของสารที่ไหลเข้าสู่ระบบ
- ข) กำหนดโดยปลายทางที่ควบคุมผลิตภัณฑ์ที่ออกจากระบบ

รูปที่ 2.1 และรูปที่ 2.2 เป็นกระบวนการที่มีกระแสสารไหลเข้ากระบวนการสายเดียวที่ประกอบไปด้วยสาร A, B และ C โดยสารทั้งสามมีค่าการระเหยสัมพัทธ์ดังนี้  $A > B > C$  กระบวนการนี้เป็นกระบวนการแยกสารแบบตรง ดังนั้นสาร A ถูกแยกออกที่หอแรกทางด้านบนของหอ และสาร B ถูกแยกในหอที่สองทางด้านบนเช่นกัน

เมื่อทำการเปรียบเทียบ โครงสร้างการควบคุมทั้งสองโครงสร้างซึ่งเป็นกระบวนการที่ต่อเนื่องกันเหมือนกันพบว่า รูปที่ 2.1 ควบคุมอัตราการผลิตด้วยการปรับอัตราการป้อนสาร และควบคุมระดับของเหลวในแต่ละหน่วยด้วยการปรับอัตราการไหลออกของหน่วยนั้นๆ ดังนั้นผลการทำงานของระบบทั้งหมดเกิดจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสายเข้ากระบวนการ และส่งผลต่อหน่วยผลิตที่อยู่ถัดไปข้างหลังหน่วยนั้นๆ ส่วนรูปที่ 2.2 เป็นการควบคุมอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ C ที่ออกจากส่วนล่างของหอที่ 2 ซึ่งเป็นการควบคุมตามความต้องการของปลายทาง พร้อมกับควบคุมระดับของเหลวด้วยการปรับอัตราการไหลเข้าของแต่ละหน่วย



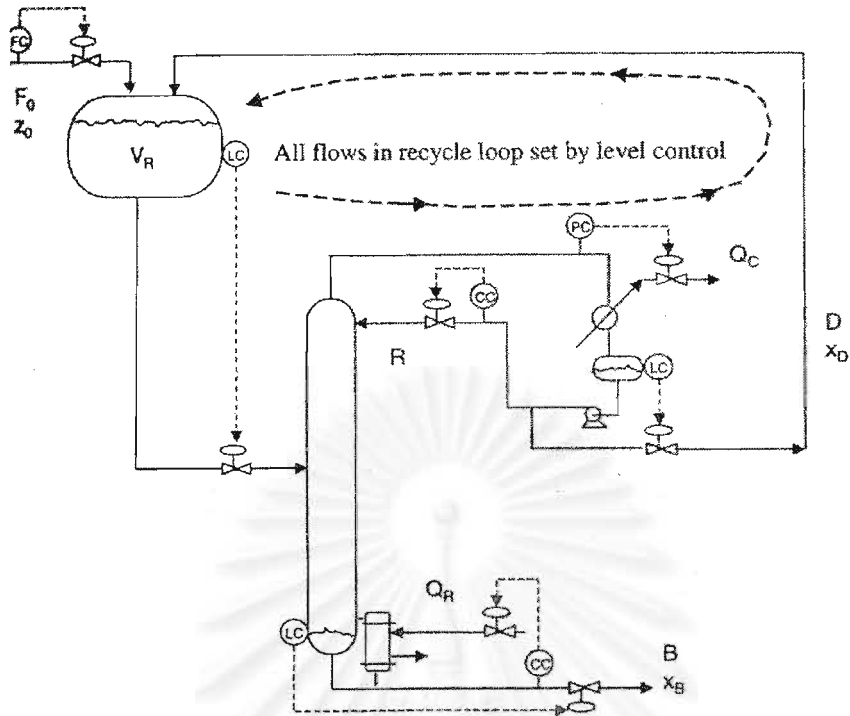
รูปที่ 2.1 การควบคุมระดับที่มีทิศทางเดียวกับอัตราการไหลของสารในระบบ Luyben (1999)



รูปที่ 2.2 การควบคุมระดับที่มีทิศทางตรงข้ามกับอัตราการไหลของสารในระบบ Luyben (1999)

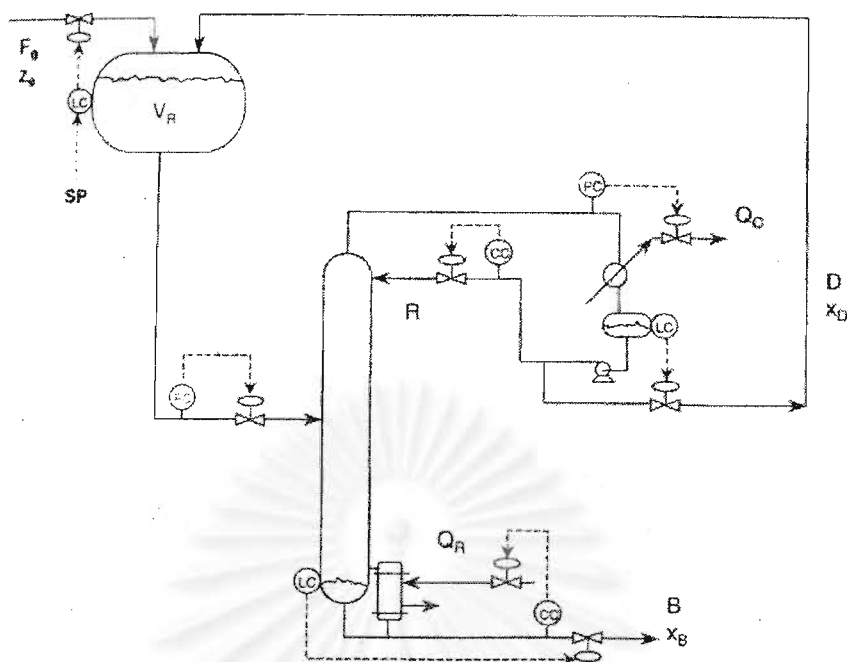
โครงสร้างการควบคุมทั้งสองแบบนี้มีหลักในการควบคุมที่ต่างกันคือ โครงสร้างแรกเมื่อมีการรบกวนระบบ การแพร่กระจายของการรบกวนจะมีทิศทางเดียวกับอัตราการไหลของสารภายในกระบวนการ แต่สำหรับโครงสร้างที่ 2 ผลการรบกวนมีทิศทางตรงข้ามกับกระแสของสารที่ไหลในกระบวนการ แต่เนื่องจากทั้ง 2 ระบบเป็นกระบวนการแบบไม่มีการป้อนกลับของพลังงานและสารภายในกระบวนการ ทำให้ไม่ส่งผลกระทบของสารจากหน่วยต้นทางไปยังหน่วยผลิตปลายทาง ดังนั้นพลศาสตร์ของกระบวนการมีอิสระจากกันในแต่ละหน่วย และเส้นทางการรบกวนกระบวนการจะเป็นแบบเชิงเส้นตลอดทั้งกระบวนการ ซึ่งการเลือกโครงสร้างระบบการควบคุมแบบใดนั้นขึ้นอยู่กับฟังก์ชันวัตถุประสงค์ของกระบวนการ

2.3.2 โครงสร้างของกระบวนการที่มีอันตรกิริยา (Interaction) ระหว่างถังปฏิกรณ์กับหน่วยแยก การกำหนดโครงสร้างระบบควบคุมที่ต่างกันทำให้ผลการควบคุมกระบวนการเมื่อเกิดการรบกวนมีความแตกต่างกัน เช่นโครงสร้างระบบควบคุมในรูปที่ 2.3 และ 2.4 เป็นกระบวนการที่ประกอบไปด้วย ถังปฏิกรณ์ต่อกับหน่วยแยกและมีสายป้อนกลับจากหน่วยแยกกลับเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ทำให้กระบวนการมีพฤติกรรมที่ซับซ้อนขึ้น เนื่องจากกระบวนการมีอันตรกิริยาระหว่างถังปฏิกรณ์และหน่วยแยก การควบคุมแบบดั้งเดิมไม่เพียงพอต่อการควบคุมทั้งกระบวนการ จึงต้องนำรูปแบบการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์มาประยุกต์ใช้ในการออกแบบการควบคุม



รูปที่ 2.3 โครงสร้างการควบคุมที่กำหนดอัตราการป้อนสารเข้ากระบวนการ Luyben (1999)

กระบวนการรูปที่ 2.3 และรูปที่ 2.4 พบว่าตัวแปรที่มีผลต่ออัตราการเกิดผลิตภัณฑ์คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา  $A \rightarrow B$  ซึ่งขึ้นอยู่กับ ปริมาตรถังปฏิกรณ์ อุณหภูมิ (มีผลต่อค่าคงที่ในการเกิดปฏิกิริยา) และความเข้มข้นของสารตั้งต้น จากรูปที่ 2.3 พบว่าเมื่อต้องการเพิ่มอัตราการผลิต สาร B ทำได้โดยการเพิ่มอัตราสารป้อนเข้าระบบ ผลจากการเปลี่ยนแปลงปริมาณสารเข้าจะส่งผล ต่อหน่วยแยกสารที่อยู่ถัดไป ซึ่งเป็นภาวะที่ไม่ต้องการในการออกแบบโครงสร้างการควบคุม เนื่อง จากการรบกวนหน่วยแยกสารจะส่งผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ นอกจากนี้โครงสร้างดังกล่าวยัง อาจก่อให้เกิดปรากฏการณ์สไนว์บอลเอฟเฟกต์ได้อีกด้วย เนื่องจากไม่มีอุปกรณ์ควบคุมการเปลี่ยนแปลงปริมาณสารองค์ประกอบในถังปฏิกรณ์ ส่วนโครงสร้างระบบควบคุมรูปที่ 2.4 มีการติดตั้งวาล์วควบคุมอัตราการไหลเข้าสู่หน่วยแยก เพื่อลดผลการรบกวนระบบที่เกิดขึ้นที่ถังปฏิกรณ์ไม่ให้ ส่งผลการรบกวนนั้นมาที่หน่วยแยก ดังนั้นการเพิ่มกำลังการผลิตทำได้โดยการเปลี่ยนระดับของเหลว ในถังปฏิกรณ์ ซึ่งการควบคุมระดับของเหลวในถังปฏิกรณ์ เป็นการควบคุมปริมาณสารภายใน ระบบทางอ้อม ทำให้สามารถกำจัดผลการเกิดสไนว์บอลเอฟเฟกต์ได้



รูปที่ 2.4 โครงสร้างการควบคุมที่กำหนดระดับของเหลวที่ถังปฏิกรณ์ Luyben (1999)

## 2.4 ผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

การศึกษากระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันเริ่มในปี ค.ศ. 1967 โดยสถาบันวิศวกรเคมีแห่งอเมริกา (American Institute of Chemical Engineers, (AIChE)) ใช้เป็นกรณีศึกษาสำหรับแข่งขันตอบปัญหา จากนั้นปี ค.ศ. 1977 J.J. Mcketta แสดงวิธีแก้ปัญหาสำหรับกระบวนการนี้และตีพิมพ์ในสารานุกรมการออกแบบกระบวนการทางเคมีเล่มที่ 4 หน้า 182 (Encyclopedia of Chemical Processing and Design Vol. 4, Dekker, New York, p182) หลังจากนั้นกระบวนการนี้ได้รับความนิยมใช้เป็นกรณีศึกษาสำหรับนักศึกษาวิศวกรรมเคมีมาโดยตลอด ช่วงแรกเป็นการพัฒนาด้านออกแบบกระบวนการเพื่อให้ได้ภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด ค.ศ. 1983 จอร์ส (George Stephanopoulos) ทำการสังเคราะห์ระบบควบคุมสำหรับกระบวนการทางเคมี โดยเสนอความหลากหลายด้านการสังเคราะห์ระบบควบคุม จากกระบวนการที่มีหน่วยผลิตย่อยหน่วยเดียว มีโครงสร้างลู่วควบคุมแน่นอน โครงสร้างลู่วควบคุมที่ไม่แน่นอน และนำผลทางเศรษฐศาสตร์มาเป็นเกณฑ์ในการเลือกลู่วควบคุมด้วย สำหรับกระบวนการที่ซับซ้อนจะแบ่งการออกแบบเป็น 2 ขั้นตอนคือ การออกแบบเบื้องต้นในขั้นนี้ผู้ออกแบบจะวิเคราะห์การดำเนินงานที่มีความหลากหลายของโครงสร้างกระบวนการ การเลือกตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ โดยพิจารณาคุณมวลสาร และการควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ ขั้นที่สองคือสังเคราะห์ความมีเสถียรภาพของการ

ควบคุมแต่ละหน่วยผลิตย่อย ผลของการสังเคราะห์กระบวนการไฮโดรดิอัลคิลเลชันได้โครงสร้างระบบควบคุมดังนี้

- ก) ปรับอัตราการป้อนสารทอลูอินใหม่ เพื่อตอบสนองตามความต้องการอัตราการผลิตเบนซินที่เปลี่ยนไป
  - ข) ใช้ระบบควบคุมอัตราส่วน เพื่อเปลี่ยนอัตราการไหลกลับกระแสแก๊สให้เป็นสัดส่วนกับอัตราการป้อนสารทอลูอินใหม่
  - ค) ใช้ระบบควบคุมป้อนกลับ เพื่อรักษาสัดส่วนองค์ประกอบกระแสแก๊สไหลกลับให้คงที่ด้วยการปรับอัตราการเติมแก๊ส
  - ง) ปรับอัตราการปล่อยแก๊สทิ้งตามความเหมาะสมของกระบวนการ เพื่อรักษาอุณหภูมิของอัตราการเติมแก๊ส
  - จ) ปรับกระแสไหลออกยอดหอต่อสายป้อนให้เป็นสัดส่วนสำหรับหอกั่นผลิตภัณฑ์ เพื่อรักษาสมดุลมวลและรักษาสัดส่วน อัตราการเดือดต่ออัตราการป้อนสารให้คงที่
  - ฉ) ใช้หลักการปรับกระแสไหลออกยอดหอในการควบคุมระดับสำหรับหอกั่นที่เหลืออีก 2 หอ
  - ช) ติดตั้งลู่วควบคุมเตาเผา เพื่อควบคุมภาวะของถังปฏิกรณ์ให้มีการเปลี่ยนไปคงที่เมื่อเกิดการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล อุณหภูมิสารที่ไหลเข้าถังปฏิกรณ์ และการเปลี่ยนแปลงค่าความร้อนของเชื้อเพลิง
  - ซ) ไม่มีการจำกัดปริมาณพลังงานที่กระบวนการต้องการ
- ลู่วควบคุม (ก) (ข) (ค) และ(ง) ทำเพื่อรักษาอุณหภูมิสารทั้งกระบวนการ ส่วนลู่วควบคุม (จ) (ฉ) และ(ช) ทำเพื่อรักษาคุณภาพผลิตภัณฑ์ งานวิจัยที่ผ่านมาในยุคนี้นี้ยังไม่สามารถศึกษาพฤติกรรมทางพลวัตของกระบวนการได้ เนื่องจากความซับซ้อนของกระบวนการและวิวัฒนาการทางคอมพิวเตอร์ยังไม่ก้าวหน้าเพียงพอ งานวิจัยในยุคนั้นจึงเป็นงานวิจัยที่ยังไม่มีการสร้างแบบจำลองสถานการณ์เพื่อทดสอบ ในงานวิจัยนี้ได้เสนอวิธีสังเคราะห์โครงสร้างการควบคุมโดยใช้แผนภาพเหตุผล (Cause-and-Effect diagrams) สังเคราะห์โครงสร้างลู่วควบคุมแบบหลายชั้น เสนอการวิเคราะห์ปัญหาที่ต้องควบคุมในอนาคต หลักการเลือกตัวแปรควบคุม การเลือกตัวแปรปรับ และเสนอแนวทางที่เป็นเครื่องมือในการสังเคราะห์ โครงสร้างการควบคุมเป็นหัวข้องานวิจัยสุดท้าย ค.ศ. 1984 หนังสือการควบคุมกระบวนการทางเคมี (Chemical Process Control) ของจอร์จ เสนอการออกแบบและควบคุมกระบวนการโดยยังคงใช้โครงสร้างการควบคุมซึ่งดักลาสส์ ได้เสนอไว้ในปี ค.ศ. 1981 ไว้ และเพิ่มเติมลู่วควบคุมอัตราส่วนสำหรับปรับอัตราการไหลกระแสที่ใช้ควบคุมอุณหภูมิกระแสออกจากถังปฏิกรณ์ ให้มีสัดส่วนระหว่างกระแสที่ใช้ควบคุมอุณหภูมิต่อกระแสของเหลวที่ไหลออกจากหน่วยแยกแฟลชมีค่าคงที่ ปี ค.ศ. 1988 เจมส์ (James M. Douglas) ได้



รวบรวมข้อมูลเกี่ยวกับการสังเคราะห์กระบวนการ เพื่อออกแบบกระบวนการโดยใช้หลักการทาง เศรษฐศาสตร์ คือการนำพลังงานที่เกิดภายในกระบวนการกลับมาใช้ประโยชน์ภายในกระบวนการ โดยการติดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระบวนการ ได้โครงสร้างกระบวนการ 6 ทางเลือก แต่ละทางเลือกมีการใช้พลังงานภายในกระบวนการต่างกัน ทำให้สามารถประหยัดพลังงานได้ ต่างกัน ทางเลือกแรกที่เป็นพื้นฐานในการออกแบบพัฒนาโครงสร้างต่อไป สามารถประหยัดพลังงานได้ 29 เปอร์เซ็นต์ ส่วนโครงสร้างที่มีความซับซ้อนมากที่สุดสามารถประหยัดพลังงานได้ถึง 40 เปอร์เซ็นต์ นอกจากการนำเสนอทางเลือกในการออกแบบกระบวนการแล้ว ในปีนี้ได้ทำการจำลอง กระบวนการโดยใช้โปรแกรมโฟว์ทราน (Flowtran) นับเป็นพื้นฐานการศึกษากิจกรรมทาง พลวัตที่น่าสนใจเป็นอย่างยิ่ง

กระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน ได้รับความนิยมนับเป็นกรณีศึกษาสำหรับกลุ่มวิศวกรผู้ออกแบบและวิศวกรควบคุม เนื่องจากเป็นกระบวนการที่รวบรวมหน่วยผลิตทางเคมีที่สำคัญไว้อย่างครบถ้วน มีการป้อนกลับทั้งพลังงานและมวลสารกลับมาใช้ในกระบวนการ ซึ่งทำให้กระบวนการมีความยุ่งยากคล้ายกระบวนการจริงตามโรงงานอุตสาหกรรม ปี ค.ศ. 1996 คริสติน (Christin) และจอร์จ (George) ได้ทำการสังเคราะห์ระบบควบคุมกระบวนการทางเคมีหลายกระบวนการ โดยกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันเป็นกระบวนการหนึ่งที่ทำการศึกษา หลักการที่ใช้ในการออกแบบระบบควบคุมคือ การออกแบบระบบควบคุมแบบลำดับขั้นโดยเริ่มด้วยการพิจารณาหน่วยผลิตย่อยภายในกระบวนการรวมเป็นหน่วยผลิตเดี่ยว แล้วระบุวัตถุประสงค์ของการผลิต ข้อจำกัด และตัวแปรควบคุมจากภายนอก ขั้นที่สอง ทำการทดสอบเสถียรภาพกระบวนการที่ไม่มีระบบควบคุม ขั้นที่สาม ทำการสังเคราะห์ทั้งกระบวนการโดยพิจารณาดุลมวลสาร และพลังงาน ขั้นที่สี่ แยกแยะวัตถุประสงค์ของกระบวนการ ขั้นที่ห้า จัดลำดับความสำคัญของวัตถุประสงค์ของกระบวนการโดยจัดให้วัตถุประสงค์ที่เกี่ยวข้องกับผลิตภัณฑ์มีความสำคัญมากที่สุด จากการศึกษาการรบกวนระบบพบว่า การรบกวนดุลมวลมีผลต่อผลิตภัณฑ์มากกว่าการรบกวนดุลพลังงาน ดังนั้นการออกแบบจึงให้ความสำคัญต่อการควบคุมดุลมวลมากกว่าสมดุลพลังงาน ขั้นที่หก สังเคราะห์โครงสร้างการควบคุมระดับเบื้องต้นเป็นการวิเคราะห์เลือกตัวแปรปรับจับคู่กับตัวแปรควบคุม ตามการพิจารณาผลกระทบต่อวัตถุประสงค์ของกระบวนการ ความมีเสถียรภาพ และผลทางเศรษฐศาสตร์ ขั้นที่เจ็ด ปรับปรุงโครงสร้างกระบวนการตามการทำดุลมวลและพลังงาน โดยเพิ่มรายละเอียดในการวิเคราะห์ให้มากขึ้น ขั้นที่แปด วิเคราะห์ขั้นตอนที่สี่ ถึงเจ็ด จนกระทั่งได้ผลทางพลวัตของกระบวนการที่เหมาะสม ขั้นที่เก้า ปรับปรุงแบบจำลองและวัตถุประสงค์กระบวนการ ในขั้นนี้จะพัฒนาโครงสร้างระบบควบคุมโดยทดสอบการควบคุมแบบป้อนกลับอย่างรวดเร็วเชิงพลวัต ขั้นตอนสุดท้าย ทำการสังเคราะห์โครงสร้างระบบควบคุมย่อย พิจารณาเกณฑ์ในการเลือกตัวแปรปรับจับคู่ที่มีผลการตอบสนองเร็วหรือช้า ความมีเสถียรภาพ ผลทางเศรษฐศาสตร์ และผลการรบกวนจากภายใน

นอก ในงานวิจัยนี้เสนอโครงสร้างกระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันซึ่งวิเคราะห์ตามหลักการดังกล่าวถึงขั้นตอนที่ทำได้โครงสร้างการควบคุมดังนี้

- ก) ควบคุมอัตราการผลิตเบนซินด้วยการปรับอัตราการป้อนสารทอลูอินใหม่
- ข) ควบคุมสัดส่วนไฮโดรเจนต่อสารอะโรมาติกส์ด้วยการปรับอัตราการป้อนไฮโดรเจนใหม่
- ค) ควบคุมอัตราการเปลี่ยนแปลงของปฏิกิริยาภายในถังปฏิกรณ์ ด้วยการควบคุมอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์โดยปรับอัตราการให้ความร้อนของเตาเผา
- ง) ควบคุมอุณหภูมิของการแยกในถังแยกแบบแฟลช ด้วยอัตราการหล่อเย็นของหน่วยหล่อเย็น
- จ) ควบคุมระดับของเหลวในถังแยกแฟลชด้วยอัตราการไหลออกทางก้นถัง
- ฉ) ควบคุมความดันของหอกลั่นเสถียร ด้วยการหล่อเย็นที่หน่วยควบแน่น
- ช) ควบคุมระดับของเหลวยอดหอดด้วยอัตราการไหลออกยอดหอด
- ซ) ควบคุมระดับของเหลวก้นหอดด้วยอัตราการไหลออกทางก้นหอด

ค.ศ. 1997 คาร์วี่ล (Yi Cao) และ รอสซิเตอร์ (Diane Rossiter) ได้เสนอเทคนิคในการเลือกตัวแปรปรับที่เรียกว่าประสิทธิภาพผลของตัวแปรเข้าเดียว (Single-Input Effectiveness, (SIE)) เป็นการเลือกตัวแปรปรับที่มีผลต่อตัวแปรควบคุมและกำจัดตัวแปรปรับที่ไม่เหมาะสม เพื่อลดความยุ่งยากในการเลือกโครงสร้างระบบควบคุม วิธีนี้มีหลักการคล้ายวิธีความไม่จัดรัสของความสัมพันธ์ของเกนระบบ (Non-square Relative gain array) ในงานวิจัยนี้จำลองสถานการณ์กระบวนการด้วยโปรแกรม สปีดอัฟ แบบเชิงเส้นและหาค่าเมทริกซ์เกนภาวะคงตัว ทดสอบการรบกวนระบบ 2 ตัวแปร เลือกตัวแปรควบคุมที่สนใจ 5 ตัวแปร และตัวแปรปรับ 13 ตัวแปร เมื่อผ่านการวิเคราะห์ด้วยวิธีประสิทธิภาพผลของตัวแปรเข้าเดียว มีตัวแปรปรับที่เหมาะสม 7 ตัวแปร วิเคราะห์เสถียรภาพ ความสัมพันธ์กับการควบคุมปริมาณ วิธีไรท์ฮาล์ฟเพลนทรานส์มิสชัน (Right half-plane transmission) และซีโรสมอลล์เรียลพาร์ต (Zeros Small Real Parts) ได้โครงสร้างการควบคุม 2 แบบ จากนั้นใช้เทคนิคเกนการรบกวนลูปปิด (Close loop Disturbance Gain, (CLDG)) ได้โครงสร้างการควบคุมที่เหมาะสมดังนี้

- ก) ควบคุมอุณหภูมิเข้าถังแยกแฟลชด้วย อัตราการหล่อเย็นของหน่วยหล่อเย็น
- ข) ควบคุมอัตราการผลิต ด้วยอัตราการไหลแก๊ส
- ค) ควบคุมความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ด้วย อัตราการรีฟลักซ์หอกลั่นผลิตภัณฑ์
- ง) ควบคุมอัตราส่วนไฮโดรเจนต่อสารอะโรมาติกส์ด้วยอัตราการป้อนสารทอลูอินใหม่
- จ) ควบคุมความดันของถังแยกแฟลช ด้วยอัตราการปล่อยแก๊สทิ้ง

ในปีเดียวกันนักวิจัยกลุ่มเดิมร่วมกับเดวิด (David Owens) เสนอเทคนิคในการเลือกตัวแปรปรับ จากความสามารถในการกำจัดผลรบกวนกระบวนการในกรณีที่ตัวแปรปรับมีค่าจำกัด เทคนิคดังกล่าวเป็นการเลือกภาวะวิกฤต กรณีเกินของตัวแปรรบกวนมีค่าผิดพลาดมากที่สุด (Worst Case Input-Disturbance Gain, (WCIDG)) และความเบี่ยงเบนของเกณฑ์ตัวแปรรบกวนป้อนเข้า (Input-Disturbance Gain Deviation, (IDGD)) ในการเลือกโครงสร้างระบบควบคุมที่เหมาะสมที่สุด พบว่าได้โครงสร้างการควบคุมเหมือนงานวิจัยในปี 1997 ในปี ค.ศ. 1998 ยี่ (Yi Cao) และ รอสซีเตอร์ (Diaane Rossiter) นำเสนอวิธีการเลือกตัวแปรปรับใหม่ที่เรียกว่าการรวมของตัวแปรรบกวนเข้า (Input Disturbance Alignment, (IDA)) ยังคงเป็นวิธีที่ใช้ค่าเมทริกซ์เกณฑ์ภาวะคงตัวในการคำนวณ เพื่อหาโครงสร้างการควบคุมที่เหมาะสมที่สุด เทคนิคการเลือกโครงสร้างดังกล่าวเป็นเพียงการคำนวณทางคณิตศาสตร์ และศึกษาในทางสภาวะคงตัวเท่านั้น ในขณะที่ วิลเลียม (William L. Luyben) เสนอหนังสือการควบคุมกระบวนการแพลนท์ไวด์ (Plantwide Process Control) เป็นหนังสือที่อธิบายเกี่ยวกับหลักการออกแบบการควบคุมกระบวนการแพลนท์ไวด์ (Plantwide) เพื่อเลือกโครงสร้างที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการทางอุตสาหกรรมเคมี และ ยกตัวอย่างกระบวนการที่ใช้หลักการแพลนท์ไวด์ในการเลือกโครงสร้างระบบควบคุม 4 กระบวนการหลัก โดยกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันเป็นกระบวนการหนึ่งที่น่าเสนอในหนังสือเล่มนี้ เป็นการศึกษาเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมทางพลวัตงานวิจัยแรก ที่มีการสร้างสถานการณ์จำลองด้วยโปรแกรมที่เอ็มไอดีเอส (TMODS) ต่อมาในปี 2001 โคนนิส (Ioannis K. Kookos) และจอห์น (John D. Perkins) เสนอเทคนิคการคำนวณทางคณิตศาสตร์ที่เรียกว่าโปรแกรมเชิงเส้นเลขจำนวนเต็มผสม (Mixed-Integer Linear Programming, (MILP)) เป็นการคำนวณค่าเกณฑ์ของกระบวนการภาวะคงตัวรวมกับการสร้างสมการออปติไมซ์ การพิจารณาผลกระทบระหว่างตัวแปร และค่าความไวต่อการรบกวน ผลการศึกษาพบว่าโครงสร้างการควบคุมที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการมีโครงสร้างเหมือนงานวิจัยในปี 1997 ดังนั้นสำหรับการศึกษาโครงสร้างการควบคุมกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันสามารถจำแนกแนวทางการวิจัยได้ 2 ทางคือ งานวิจัยกระบวนการเชิงคณิตศาสตร์ ที่มีพื้นฐานการวิเคราะห์กระบวนการเป็นการคำนวณค่าเกณฑ์ระบบซึ่งมีการพัฒนาวิจัยอย่างต่อเนื่องในแต่ละปี และทางที่ 2 คือการจำลองสถานการณ์ระบบเพื่อศึกษาพฤติกรรมเชิงพลวัต ซึ่งมีผลงานวิจัยทางด้านนี้น้อยมาก อาจเนื่องมาจากความยุ่งยากและซับซ้อนของกระบวนการซึ่งยากต่อการจำลองสถานการณ์ทำให้งานวิจัยกระบวนการนี้มีผู้สนใจศึกษาน้อย

## บทที่ 3

### กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชัน

#### 3.1 กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชัน

กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันเป็นกระบวนการหนึ่งที่น่าิยมใช้เป็นกรณีศึกษา เริ่มจากปี 1985 กระบวนการดังกล่าวถูกดักกลาสส์ เสนอแนวทางการสังเคราะห์ไพโรซีทเพื่อทำการออกแบบระบบให้เหมาะสมที่สุด การจำลองกระบวนการสามารถจำลองโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูปได้หลายโปรแกรม เช่น ในปี 1997 ทีมงานวิจัยของบริษัทไฮซิส (HYSYS) ใช้โปรแกรม ไฮซิส ในการศึกษาสถานะพลวัตของกระบวนการ และยี่ คาล์ว ได้ทำการพัฒนาปรับปรุงสมการโมเดลที่ใช้ในการจำลองกระบวนการเพื่อเพิ่มความถูกต้องในการทำนายกระบวนการโดยใช้โปรแกรมสปีดอัป ในงานวิจัยนี้ทำการศึกษาระบบการดังกล่าวโดยใช้โปรแกรมแอสเพิน กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันประกอบไปด้วยหน่วยผลิตย่อย 9 หน่วย ดังนี้ ถังปฏิกรณ์ 1 หน่วย เตาเผา 1 หน่วย หน่วยแยกแฟลช (Flash Drum) 1 หน่วย หน่วยคอมเพรสเซอร์ (Compressor) 1 หน่วย หน่วยแลกเปลี่ยนความร้อน 2 หน่วย และหอกลิ้น 3 หน่วย โดยมีสารตั้งต้นที่ใช้ในกระบวนการคือ ไฮโดรเจน และ ทอลูอิน ได้สารผลิตภัณฑ์ 2 ชนิดคือ เบนซิน (ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ) ไดฟิวนิล (ผลิตภัณฑ์ข้างเคียง)

กระบวนการเริ่มต้นจากการนำสารบริสุทธิ์ทอลูอินซึ่งเป็นของเหลวป้อนเข้าสู่กระบวนการผสมกับกระแสทอลูอินป้อนกลับที่ไหลมาจากหน่วยผลิตหอกลิ้นป้อนกลับ ร่วมกับสายแก๊สไฮโดรเจนที่เป็นแก๊สผสมและไฮโดรเจนที่มาจากสายป้อนกลับแก๊ส นำสารผสมทั้งหมดมาเพิ่มอุณหภูมิเบื้องต้นด้วยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจากนั้นจึงส่งผ่านหน่วยเตาเผา เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยาในถังปฏิกรณ์ชนิดท่อไหล (Plug Flow) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนภาวะดำเนินการแบบอะเดียบาติก (Adiabatic) จากนั้นสารที่ไหลออกจากถังปฏิกรณ์จะถูกลดอุณหภูมิอย่างรวดเร็ว เพื่อป้องกันการเกิดปฏิกิริยาที่ไม่ต้องการ โดยใช้กระแสของเหลวบางส่วนที่ออกจากหน่วยแยกแฟลชที่มีอุณหภูมิต่ำไปผสมกับกระแสที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ แล้วส่งเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระบวนการ เพื่อใช้ความร้อนส่วนที่เหลือในการเพิ่มอุณหภูมิให้สารป้อนใหม่ ก่อนส่งผ่านเครื่องหล่อเย็นเพื่อควบคุมอุณหภูมิให้เหมาะสมต่อการแยกในหอแยกแฟลช ไอที่ออกจากหน่วยแยกจะประกอบไปด้วย ไฮโดรเจนกับมีเทน ซึ่งจะปลอยแก๊สบางส่วนทิ้งและนำแก๊สส่วนที่เหลือผ่านเข้าเครื่องคอมเพรสเซอร์ เพื่อนำแก๊สไฮโดรเจนกลับเข้ามาใช้ในกระบวนการใหม่ ส่วนของเหลวที่ไหลออกจากหน่วยแยกซึ่งเป็นสารผสม (มีเทน เบนซิน ทอลูอิน ไดฟิวนิล) จะไหลเข้าสู่หอกลิ้นแยก 3 หอ โดยเข้าสู่หอเสถียร (Stabilizer Column) เพื่อแยกมีเทน

(0.92 โมลเปอร์เซ็นต์) ออกทางส่วนบนของหอ และกระแสด้านล่างหอจะส่งสารผสมเข้าสู่หอที่สอง คือหอกลั่นผลิตภัณฑ์ (Product Column) หอนี้จะแยกผลิตภัณฑ์ที่เราต้องการคือ เบนซีน (0.998 โมลเปอร์เซ็นต์) ออกที่ส่วนบนของหอ และส่วนล่างหอจะส่งเข้าสู่หอที่สามซึ่งเป็นหอสุดท้าย เรียกหอป้อนกลับ (Recycle Column) กระแสของไหลยอดหอเป็นสารทอลูอิน ที่เหลือจากการทำปฏิกิริยา ส่วนกระแสกันหอจะประกอบไปด้วยไดฟิวนิลเป็นส่วนมาก

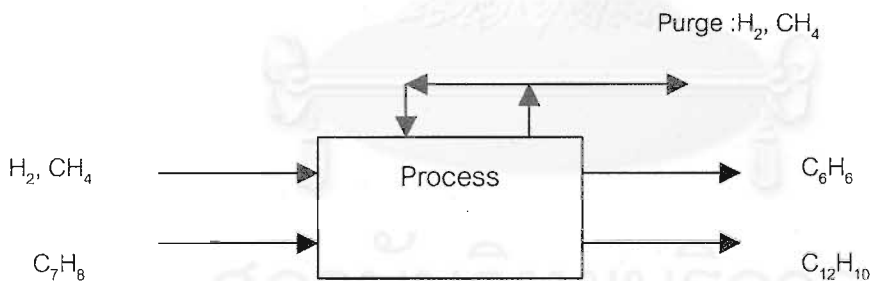
### 3.1.1 การวิเคราะห์กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชัน Douglas (1988) สมการที่เกิดขึ้นในกระบวนการคือ



อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 1  $r_1 = 3.6858 \cdot 10^6 \exp(-25,616 / T) P_T P_H^{1/2}$

อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 2  $r_2 = 5.987 \cdot 10^4 \exp(-25,616 / T) P_B^2 - 2.553 \cdot 10^5 \exp(25,616) P_D P_H$

การคำนวณสมการดุลมวลสารองค์ประกอบของระบบทำได้ดังนี้



รูปที่ 3.1 แสดงการเข้า-ออกของสารในกระบวนการ Douglas (1988)

กำหนดให้

x เรียกว่า ค่าการเปลี่ยนแปลง

x = โมลทอลูอินที่ถูกเปลี่ยนไปในถังปฏิกรณ์ ทารด้วย โมลทอลูอินที่ใส่เข้าไปในถังปฏิกรณ์

S เรียกว่า ค่าการเลือกเกิดปฏิกิริยา

S = โมลเบนซีนที่ถูกสร้างขึ้น ทารด้วย โมลทอลูอินที่เปลี่ยนไป

สมมุติฐาน ทอลูอินในถังปฏิกรณ์เป็นทอลูอินบริสุทธิ์ ดังนั้นสามารถเขียนความสัมพันธ์ระหว่างค่าการเปลี่ยนแปลง และค่าการเลือกเกิดปฏิกิริยาได้ตามความสัมพันธ์แบบเอมไพริคอล Douglas (1988)

$$S = 1 - \frac{0.0036}{(1-x)^{1.544}}$$

ดูสมวลสารทั้งหมด

สมมุติฐานในการพิจารณาระบบคือไม่มีการสูญหายของสารในระบบดังนั้นทอลูอินที่ถูกเปลี่ยนไปในถังปฏิกรณ์จะเท่ากับทอลูอินที่ใส่เข้าไปในถัง หาอัตราการผลิตหาได้ดังนี้

$$F_{FT} = \frac{P_B}{S}$$

$$P_{R,CH_4} = \frac{P_B}{S}$$

$$P_D = P_B \frac{1-S}{2S} = F_{FT} \frac{1-S}{2}$$

ไฮโดรเจนที่เติมเข้าสู่สายกระบวนกรมีสัดส่วน 0.95 ของสารป้อน ( $0.95F_G$ ) ซึ่งเท่ากับจำนวนไฮโดรเจนที่ถูกใช้ในปฏิกิริยารวมกับจำนวนไฮโดรเจนที่ปล่อยทิ้ง

$$0.95F_G = \frac{P_B}{S} \left(1 - \frac{1-S}{2}\right) + y_{PH} P_G$$

มีเทน

$$0.05F_G + \frac{P_B}{S} = (1 - y_{PH}) P_G$$

สายแก๊สที่เติมเข้ากระบวนกร

$$F_G = \frac{F_B}{(0.95 - y_{PH})} \left(1 - \frac{1}{2}(1 - y_{PH})(1 - S)\right)$$

สายแก๊สที่ปล่อยทิ้งจากกระบวนการ

$$P_G = F_G + P_B \frac{1-S}{2S}$$

ดุลมวลสารที่มีการไหลป้อนกลับ

อัตราการไหลของสายทอลูอินเข้าถังปฏิกรณ์จะเท่ากับผลรวมของทอลูอินที่ยังไม่เปลี่ยนไปกับทอลูอินที่ป้อนเข้าในระบบใหม่

$$F_T = F_T(1-x) + F_{FT}$$

หรือ

$$F_T = \frac{F_{FT}}{x} = \frac{P_B}{xS}$$

สายแก๊สป้อนกลับ  $R_G$  เมื่อถูกกำหนด อัตราส่วนสารองค์ประกอบไฮโดรเจนต่อสารอะโรมาติก

$$0.95F_G + y_{PH}R_G = 5F_T = \frac{5P_B}{xS}$$

หรือ

$$R_G = \frac{1}{y_{PH}} \frac{5P_B}{xS} - 0.95F_G$$

$F_{FT}$  อัตราการป้อนสารสายทอลูอิน

$F_G$  อัตราการเติมสายแก๊ส

$F_T$  อัตราการไหลของทอลูอินเข้าถังปฏิกรณ์

$P_B$  อัตราการผลิตเบนซิน

$P_D$  อัตราผลิตไดฟิวนิล

$P_G$  อัตราการผลิตแก๊สในกระบวนการ

$P_{R,CH_4}$  อัตราการผลิตแก๊สมีเทนในถังปฏิกรณ์

$R_G$  อัตราการไหลแก๊สสายป้อนกลับ

$Y_{FH}$  สัดส่วนโมลองค์ประกอบไฮโดรเจนของสายแก๊สที่ป้อนเข้ากระบวนการ

$Y_{PH}$  สัดส่วนโมลองค์ประกอบไฮโดรเจนของสายแก๊สปล่อยทิ้ง

### 3.2 การจำลองสถานการณ์ไฮโดรดิอัลคิลชันด้วยโปรแกรมแอสเพิน

การสร้างแบบจำลองกระบวนการ โดยใช้โปรแกรมซิมูลชันแอสเพินสำหรับการศึกษาภาวะพลวัต แบ่งเป็น 2 ขั้นตอนคือ การจำลองในภาวะคงตัวและพลวัต โปรแกรมแอสเพินพลัสเป็นโปรแกรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการภาวะคงตัว จากนั้นการจำลองภาวะพลวัตจะทำได้ในโปรแกรมแอสเพินไดนามิกส์ ซึ่งต้องอาศัยข้อมูลจากการจำลองภาวะคงตัวเป็นค่าเริ่มต้นในการคำนวณโปรแกรมแอสเพินไดนามิกส์ การส่งค่าระหว่างโปรแกรมแอสเพินพลัสไปยังแอสเพินไดนามิกส์มีลักษณะการส่งข้อมูล 2 ลักษณะ คือ

1. พิจารณาอัตราการไหลเป็นตัวขับเคลื่อน คือการใช้อัตราการไหลเป็นตัวแปรหลักในการคำนวณค่าของตัวแปรอื่น ๆ เช่น ความดัน อุณหภูมิ และในแง่ของการควบคุมจะใช้อัตราการไหลเป็นตัวแปรปรับสำหรับการควบคุม

2. พิจารณาความดันเป็นตัวขับเคลื่อน คล้ายกับลักษณะที่ 1 แต่เปลี่ยนตัวแปรหลักที่ใช้คำนวณเป็นความดัน ในการคำนวณอัตราการไหลจากความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดคร่อมกับอัตราการไหล ดังนั้นในกระบวนการที่พิจารณาภาวะพลวัตแบบที่ 2 จำเป็นต้องติดวาล์วระหว่างหน่วยแบบจำลองย่อยทุกหน่วยเพื่อบอกทิศทางการไหลจากความแตกต่างของความดัน ในการจำลองกระบวนการจึงกำหนดความดันลดคร่อมสำหรับวาล์วที่ทำหน้าที่เป็นวาล์วระบุทิศทางการไหลให้มีค่า 0.01 ปอนด์ต่อตารางนิ้ว โดยตั้งสมมุติฐานให้วาล์วมีขนาดใหญ่ และไม่พิจารณาผลของความยาวท่อ เพื่อให้ข้อมูลที่ได้จากการจำลองเป็นข้อมูลที่ใกล้เคียงกับข้อมูลอ้างอิง

สิ่งแรกที่ต้องให้ความสำคัญในการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพินพลัสคือ การเลือกชนิดหน่วยแบบจำลองย่อยซึ่งมีผลต่อการคำนวณในภาวะพลวัต เช่นการเลือกหน่วยจำลองหอกลิ้นโดยใช้หน่วย Dstiwu เป็นหน่วยจำลองที่ต้องการข้อมูลในการจำลองน้อยและใช้เวลาในการคำนวณสั้น แต่หน่วยจำลองชนิดนี้ไม่รองรับการคำนวณภาวะพลวัตคือไม่มีการคำนวณปริมาณสารที่สะสมในหอกลิ้นที่เปลี่ยนแปลงตามเวลา ซึ่งถ้าเลือกหน่วย Radfrac ในการจำลองหอกลิ้น หน่วยดังกล่าวนี้ต้องการข้อมูลในแบบจำลองมากและใช้เวลาในการคำนวณนานกว่าแต่รองรับการคำนวณผลทางพลวัต ดังนั้นการเลือกหน่วยจำลองกระบวนการเป็นสิ่งสำคัญ เพื่อให้ได้กระบวนการที่สามารถแสดงพฤติกรรมได้ถูกต้องและใช้เวลาในการคำนวณที่เหมาะสม

การสร้างแบบจำลองกระบวนการไฮโดรดิอัลคิลชันมีขั้นตอนดังนี้

1. จำลองกระบวนการที่ภาวะคงตัวในโปรแกรมแอสเพินพลัสโดยเลือกแบบจำลองหน่วยผลิตและอุปกรณ์ต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องดังแสดงในตารางที่ 3.1

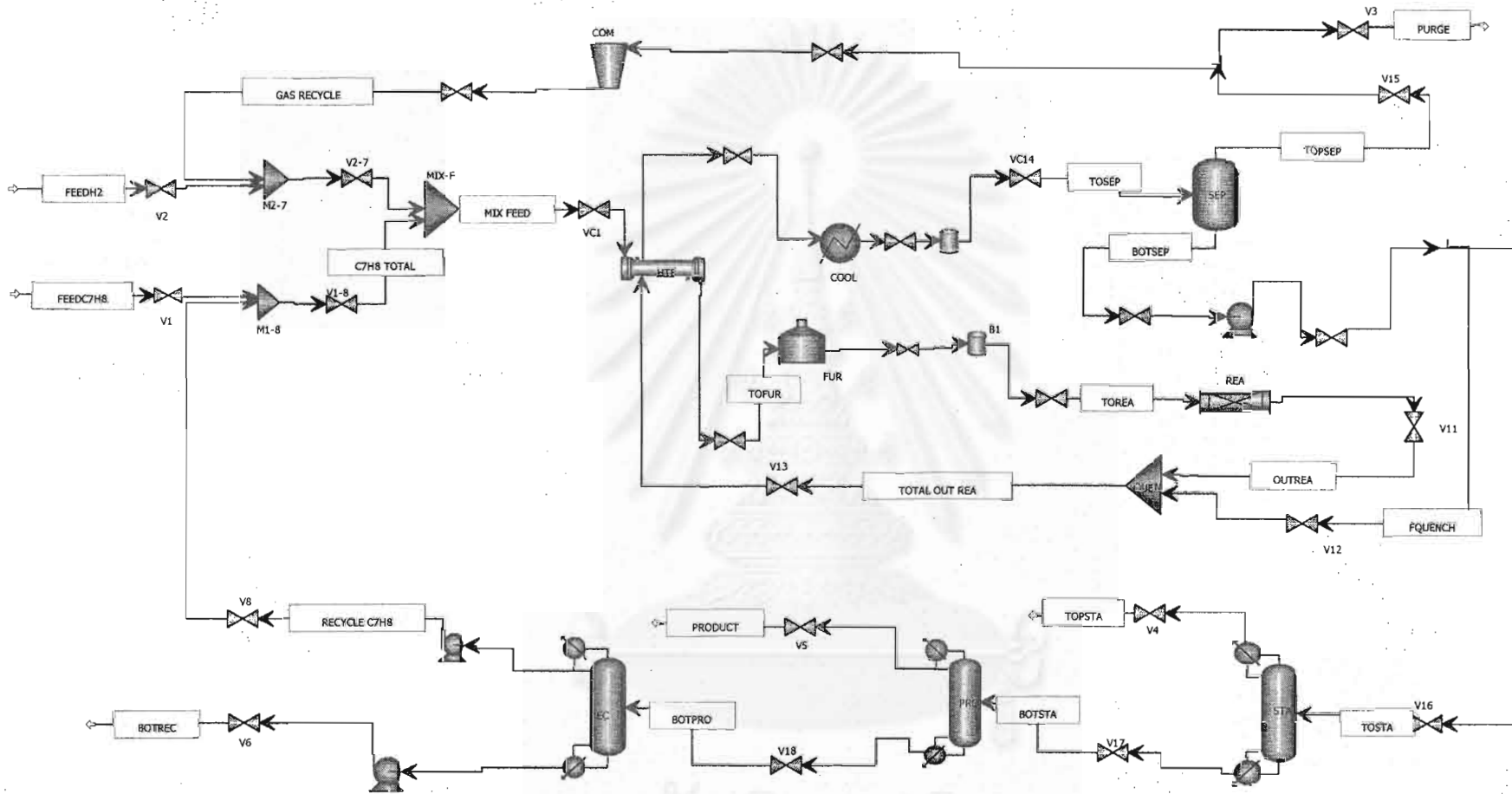
2. สร้างแบบจำลองกระบวนการโดยการวาดโฟว์ชีท ซึ่งประกอบด้วยแบบจำลองหน่วยกระบวนการย่อยที่เลือกไว้ในข้อ 1. ดังแสดงในภาพกระบวนการรูปที่ 3.2



ตารางที่ 3.1 แบบจำลองหน่วยกระบวนการที่ใช้ในกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน

หน่วยผลิต	แบบจำลองกระบวนการ
M2-7	Mixer
M1-8	Mixer
MIX-F	Mixer
THE	HeatX
FUR	Heater
REA	Rplug
QUEN	Mixer
COOL	Heater
SEP	Flash2
COM	Compr
STA	Radfrac
PRO	Radfrac
REC	Radfrac

3. ป้อนข้อมูลที่โปรแกรมซิมูเลเตอร์ต้องการ ข้อมูลแสดงที่ภาคผนวก ข
4. เลือกสมการสถานะเพ็งโรบินสัน (Peng Robinson)
5. ตรวจสอบข้อมูลที่ซิมูเลชันได้เปรียบเทียบกับข้อมูลอ้างอิงและทำการปรับข้อมูลที่ใช้ในโปรแกรมบางส่วน เพื่อให้ได้ผลของสารองค์ประกอบในแต่ละกระแสนี้ค่าใกล้เคียงกับข้อมูลอ้างอิงให้มากที่สุด
6. ส่งข้อมูลที่ได้จากโปรแกรมแอสเพนพลัสไปยังโปรแกรมแอสเพนไดนามิกส์ โดยเลือกใช้ความดันเป็นตัวแปรหลักในการคำนวณในภาวะพลวัต
7. ติดดูพควบคุมที่ทำการออกแบบไว้ ทั้ง 4 โครงสร้างการควบคุม
8. ทดสอบการรบกวนกระบวนการและเก็บข้อมูลที่ไปวิเคราะห์กระบวนการเพื่อเลือกโครงสร้างการควบคุมที่เหมาะสมต่อกระบวนการมากที่สุด



รูปที่ 3.2 การจำลองสถานการณ์กระบวนการด้วยแอสเพนพลัส Luyben (1999)

### 3.3 การออกแบบโครงสร้างการควบคุมตามขั้นตอนแพลนทีไวต์

การศึกษาเพื่อออกแบบโครงสร้างการควบคุมคือ การเลือกจับคู่ระหว่างตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับ เมื่อกระบวนการถูกอิทธิพลจากภายนอกกระบวนการจำเป็นต้องเลือกเปลี่ยนแปลงค่าดำเนินการบางค่าเพื่อควบคุมค่าภายในให้มีค่าคงที่ ดังนั้นการกระทำดังกล่าวจึงมีผลต่อการดำเนินการเป็นอย่างยิ่ง การเลือกจับคู่ตัวแปรในกระบวนการต่างกันส่งผลต่อการดำเนินการต่างกัน ซึ่งเรียกว่ากระบวนการมีโครงสร้างการควบคุมต่างกัน ขั้นตอนการออกแบบโครงสร้างการควบคุมในปัจจุบันยังไม่มีกฎเกณฑ์ที่แน่นอน แต่มีการเสนอวิธีไว้หลายวิธีเช่น เลือกโครงสร้างควบคุมตามแนวทางของการควบคุมหน่วยผลิตเดียว เลือกค่าที่คำนวณได้จากภาวะคงตัวของกระบวนการ เลือกแบ่งระดับความสำคัญของภาวะการดำเนินการ

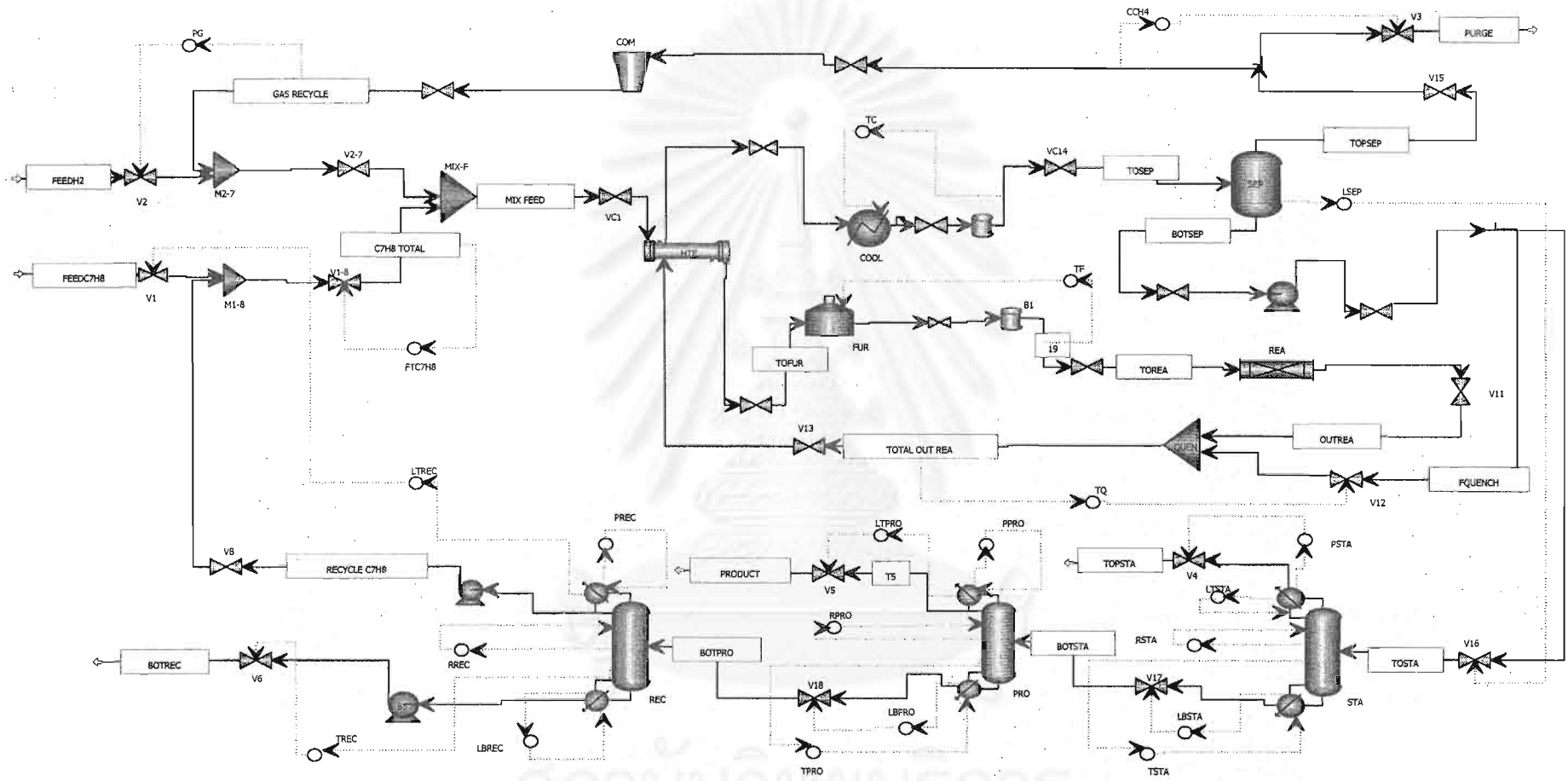
การออกแบบโครงสร้างการควบคุมตามหลักของแพลนทีไวต์ เป็นการออกแบบที่พิจารณาทุกหน่วยย่อยในกระบวนการแล้วจับคู่ตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุม โดยหลักการของแพลนทีไวต์ให้ความสำคัญกับการควบคุมพลังงานก่อนการควบคุมปริมาณสาร ซึ่งแตกต่างจากการควบคุมในอดีตที่เลือกควบคุมที่เกี่ยวข้องกับปริมาณสารก่อนพิจารณาการควบคุมพลังงาน งานวิจัยนี้เสนอโครงสร้างการควบคุมสำหรับกระบวนการไฮโดรดิอัลคิลเลชันไว้ 3 โครงสร้าง และมีโครงสร้างการควบคุมเดิมซึ่งเสนอโดยลูเบนรูปที่ 3.3 เป็นโครงสร้างอ้างอิงเพื่อนำมาเปรียบเทียบในการหาโครงสร้างการควบคุมที่เหมาะสมที่สุด หลักการที่ใช้ในการออกแบบมีดังนี้

- โครงสร้างที่ 1 เลือกควบคุมตัวแปรหลักในกระบวนการที่ทำให้ค่าเวลาคงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองมีค่าน้อย และอาศัยหลักการลดผลกระทบระหว่างควบคุมหลักในกระบวนการ โดยเลือกตัวแปรปรับจากภายนอก ดังรูปที่ 3.4
- โครงสร้างที่ 2 ลดการส่งผลความแปรปรวนในส่วนของที่เกิดปฏิกิริยาให้ส่งผลกระทบต่อส่วนของการแยกสารน้อยลง โดยการเพิ่มหน่วยหล่อเย็นอิสระ ดังรูปที่ 3.5
- โครงสร้างที่ 3 เพิ่มควบคุมแบบอัตราส่วนเพื่อควบคุมกระบวนการที่ถูกกระทบให้มีภาวะการดำเนินการกระบวนการได้ตามข้อกำหนดของระบบ ดังรูปที่ 3.6

#### 3.3.1 ขั้นตอนการออกแบบกระบวนการไฮโดรดิอัลคิลเลชันตามหลักการของแพลนทีไวต์

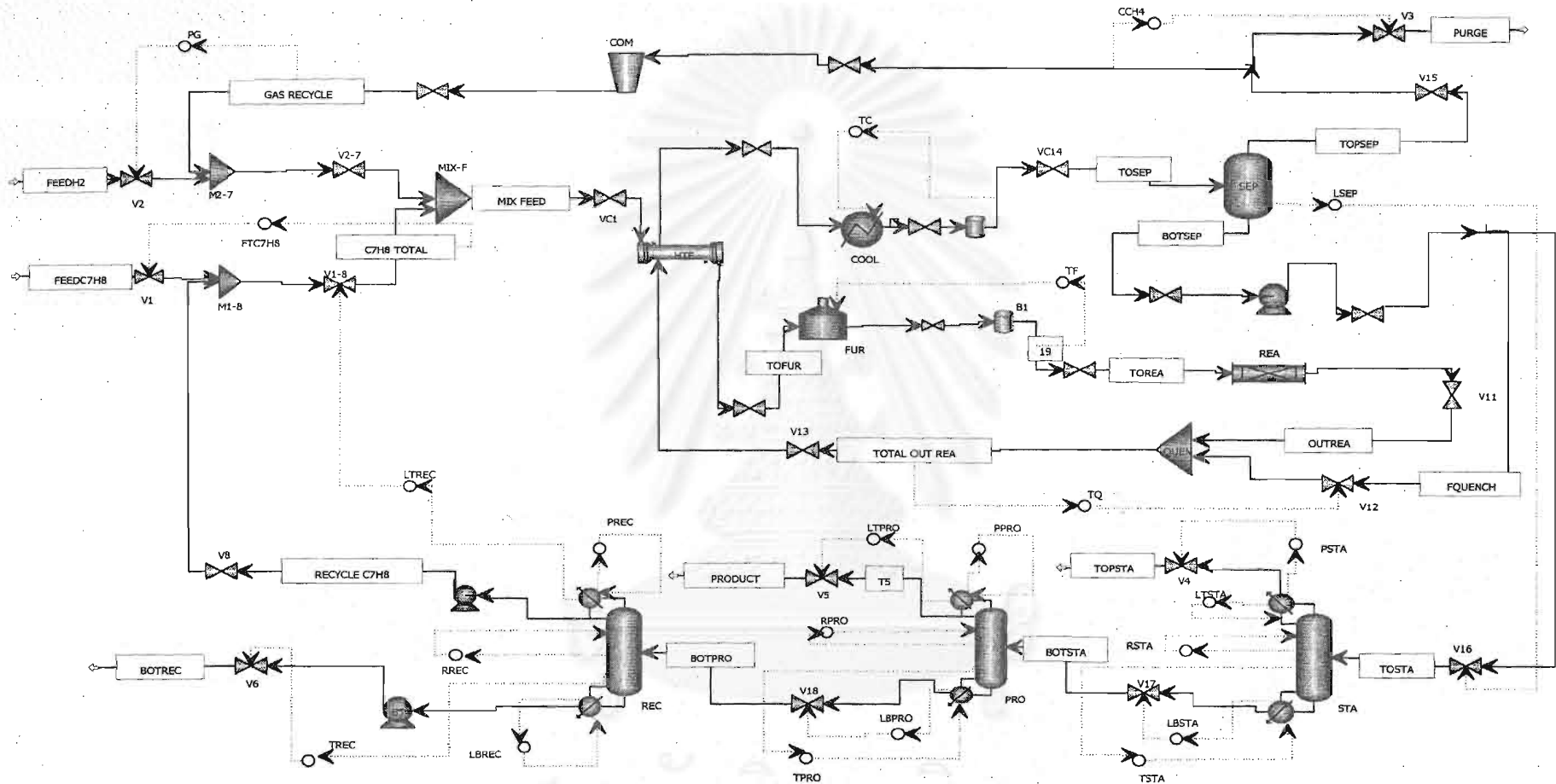
##### ขั้นที่ 1 กำหนดวัตถุประสงค์การควบคุม

สิ่งสำคัญที่สุดของกระบวนการคือความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์เบนซิน ในขณะที่การสูญเสียไฮโดรเจนและการเกิดไดฟิวนิลต้องน้อยที่สุด โดยมีข้อจำกัดคือต้องรักษาอัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อสารอะโรมาติกที่ป้อนเข้าถึงปฏิกรณ์ให้มากกว่า 5:1 และทำให้อุณหภูมิขาออกจากถึงปฏิกรณ์ลดลงมาที่ 1150 องศาฟาเรนไฮต์อย่างรวดเร็ว



รูปที่ 3.3 โครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม Lubyen (1999)

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.4 โครงสร้างการควบคุมที่ 1

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย





## ขั้นที่ 2 นับตัวแปรปรับในกระบวนการ

กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันมีตัวแปรปรับที่สามารถใช้ในการควบคุมกระบวนการ 23 ตัวแปร ประกอบด้วย วาล์วสาร์ป้อนใหม่เข้ากระบวนการคือ สารไฮโดรเจนและทอลูอิน วาล์วปล่อยแก๊สทิ้ง วาล์วที่หน่วยแยกแฟลชด้านบนและล่าง วาล์วควบคุมพลังงานของหน่วยหล่อเย็นและเตาเผา วาล์วของไหลที่แบ่งกระแสมาจากของไหลกันหน่วยแยกแฟลช วาล์วควบคุมอัตราการไหลออกที่ยอดหอและกันหอกลับ วาล์วควบคุมการใช้พลังงานที่ยอดหอและกันหอกลับ และวาล์วควบคุมอัตราการไหลรีฟลักซ์ภายในหอกลับ

## ขั้นที่ 3 จัดการด้านพลังงานความร้อน

ผลิตภัณฑ์เบนซินได้จากปฏิกิริยาคายความร้อนระหว่างทอลูอินกับไฮโดรเจนที่อุณหภูมิ ตั้งแต่ 1158 องศาฟาเรนไฮต์ ในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดท่อไหลแบบอะเดียบาติก ดังนั้นอุณหภูมิจากออกขึ้นอยู่กับความจุความร้อนของแก๊สในถังปฏิกรณ์ อุณหภูมิขาเข้า และการเปลี่ยนแปลงสารภายในถัง (Reactor Conversion) ซึ่งอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์แสดงถึงปริมาณความร้อนที่เกิดขึ้นในกระบวนการที่ส่งไปยังหน่วยผลิตถัดไป ปริมาณความร้อนนี้ไม่หายไปจากกระบวนการ จนกว่าจะมีหน่วยเครื่องหล่อเย็นมาดึงความร้อนนี้ออกไป

กระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันเป็นกระบวนการที่นำความร้อนที่เกิดขึ้นภายในมาใช้ประโยชน์ในการเพิ่มอุณหภูมิสาร์ป้อนใหม่ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสป้อนใหม่กับกระแสทางออกที่ถูกควบคุมอุณหภูมิจากถังปฏิกรณ์ เพื่อเตรียมการให้ความร้อนและประหยัดพลังงาน ก่อนส่งเข้าเตาเผาเพื่อควบคุมอุณหภูมิของสาร์ป้อนใหม่ให้เหมาะสมก่อนเข้าถังปฏิกรณ์

การจัดการพลังงานความร้อนที่เกิดขึ้นในระบบด้วยการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าและขาออกของถังปฏิกรณ์ให้มีค่า 1150 องศาฟาเรนไฮต์ เพื่อป้องกันการเกิดปฏิกิริยาข้างเคียงเป็นผลให้เบนซินลดลง ดังนั้นลู่ควบคุมนี้จึงมีความสำคัญมาก โครงสร้างระบบควบคุมอ้างอิงใช้กระแสบางส่วนที่ออกจากกันหอแยกแฟลชซึ่งมีอุณหภูมิต่ำมาผสมกับกระแสขาออกจากถังเพื่อควบคุมอุณหภูมิให้ได้ตามภาวะที่เหมาะสม การทำเช่นนี้ส่งผลดีคือลดค่าใช้จ่ายเครื่องหล่อเย็น แต่ทำให้เกิดการรบกวนในหน่วยต่อไปตลอดจนความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงปริมาณและสัดส่วนสารภายในกระบวนการ และมีผลต่อลู่ควบคุมด้านพลังงานความร้อนทำให้เตาเผาต้องทำงานตลอดเวลาเป็นการเพิ่มภาระให้กับเตาเผา อีกทางเลือกหนึ่งที่ช่วยลดปัญหาดังกล่าวคือ การใช้หลักฮิวริสติก มนตรี (2000) ที่กล่าวเกี่ยวกับการจัดการพลังงานว่า "การลดผลกระทบด้านพลังงานที่ไหลเวียนในระบบทำได้โดยการทำลายพลังงานเอ็กซ์เซอร์จี (Exergy) ให้ได้มากที่สุด" ดังนั้นการควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์ควรทำโดยการเติมหน่วยหล่อเย็นอิสระเพื่อควบคุมอุณหภูมิ และลดการแพร่กระจายของการรบกวนทางด้านปริมาณและสัดส่วน



สารที่ส่งไปยังหน่วยแยกตั้งโครงสร้างที่ 2 ส่วนสูญเสียควบคุมปริมาณความร้อนสุดท้าย คือการให้หน่วยหล่อเย็นอิสระกำจัดปริมาณความร้อนส่วนเกินซึ่งไหลออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้หมดไป เพื่อให้ได้อุณหภูมิที่เหมาะสมในหอแยกเฟลซ

#### ขั้นที่ 4 กำหนดกำลังการผลิต

การกำหนดกำลังการผลิตไม่มีข้อจำกัดจากปริมาณของสารป้อน และปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่ได้ เนื่องจากทั้งสารป้อนและผลิตภัณฑ์เก็บไว้ในถังสำรอง (Stock Tank) ของสารแต่ละชนิด ดังนั้นจึงพิจารณากำหนดกำลังการผลิตจากถึงปฏิกรณ์ในการผลิตเบนซิน เมื่อพิจารณาสมการจลนพลศาสตร์ พบว่าตัวแปรที่มีความสำคัญต่อปริมาณผลิตภัณฑ์และเป็นทางเลือกในการกำหนดกำลังการผลิต คือ ความดัน อุณหภูมิ และความเข้มข้นของสารตั้งต้นทอลูอินซึ่งเป็นสารกำหนดการเกิดปฏิกิริยา (Limiting Agent)

- ความดันข้อจำกัดของการควบคุมความดันคือในการปฏิบัติการควรให้คอมเพรสเซอร์ทำงานเต็มกำลังเพื่อให้ได้ผลการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด

- อุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์ ควบคุมโดยกำหนดอัตราการไหลและสารองค์ประกอบเข้าถึงให้คงที่ แต่มีข้อจำกัดคือ อุณหภูมิเข้าต้องทำให้อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์มีค่าไม่เกิน 1300 องศาฟาเรนไฮต์ เพื่อป้องกันการเกิดปฏิกิริยาการแตกตัวที่ทำให้ได้สารผลพลอยได้

- ปริมาณทอลูอิน สามารถควบคุมได้ 2 วิธีคือทางตรงและทางอ้อม การควบคุมทางตรงจำเป็นต้องใช้เครื่องมือวิเคราะห์สารเพื่อวัดปริมาณทอลูอินที่ใช้ในกระบวนการ ส่วนการควบคุมทางอ้อมมีข้อดีคือ การควบคุมไม่ซับซ้อนและไม่ต้องใช้เครื่องมือวิเคราะห์สารซึ่งมีราคาแพง ทำได้ 2 วิธีคือ วัดระดับของเหลวที่ยอดหอกลับป้อนกลับ แล้วปรับอัตราการไหลเข้าของทอลูอินป้อนใหม่ให้ได้ปริมาณที่เหมาะสมซึ่งนำเสนอตั้งโครงสร้างอ้างอิง ส่วนวิธีที่ 2 วัดอัตราการไหลสารทอลูอินรวมแล้วปรับอัตราการป้อนทอลูอินใหม่ให้ได้ตามภาวะที่ต้องการตั้งโครงสร้างที่ 1 ข้อได้เปรียบของวิธีนี้คือค่าเวลาคงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองมีค่าต่ำกว่าโครงสร้างอ้างอิงทำให้ผลการตอบสนองต่อการรบกวนระบบเร็วกว่าโครงสร้างอ้างอิง

#### ขั้นที่ 5 ควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ ความปลอดภัย และสิ่งแวดล้อม

คุณภาพของผลิตภัณฑ์หมายถึงความบริสุทธิ์ของเบนซิน ซึ่งกำหนดไว้ที่ 99.97 เปอร์เซ็นต์ในงานวิจัยนี้ ควบคุมการปนเปื้อนของมีเทนที่ไหลออกมาจากกระแสล้างหอกลับเสถียรด้วยลู่วควบคุมอุณหภูมิภายในหอ โดยปรับปริมาณพลังงานของหม้อต้มฆ่า ส่วนสารปนเปื้อนของทอลูอินใช้ลู่วควบคุมอุณหภูมิภายในหอกลับผลิตภัณฑ์ โดยปรับปริมาณพลังงานของหม้อต้มฆ่าเช่นเดียวกับหอกลับแรก

สิ่งสำคัญในการดำเนินการ คือเลือกรูปแบบลู่วควบคุมอุณหภูมิเข้าและออกจากถึงปฏิกรณ์ ถ้าใช้อุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์เป็นตัวแปรในการกำหนดกำลังการผลิต กระบวนการจำ

เป็นต้องติดลูปควบคุมแบบโอเวอร์ไรด์เพื่อควบคุมอุณหภูมิภายในถังปฏิกรณ์ไม่ให้เกิน 1300 องศาฟาเรนไฮต์ ในกรณีที่ใช้ปริมาณทอลูอินในการกำหนดกำลังการผลิตก็จำเป็นต้องติดลูปควบคุมโอเวอร์ไรด์เช่นกัน เพื่อรักษาระดับสัดส่วนไฮโดรเจนต่อสารอะโรมาติกส์ก่อนเข้าถังปฏิกรณ์ให้มีค่ามากกว่า 5:1 ซึ่งเป็นข้อจำกัดในการดำเนินการ ดังโครงสร้างระบบควบคุมที่ 3 ได้นำเสนอการติดลูปควบคุมอัตราส่วนสารไฮโดรเจนต่อสารอะโรมาติกส์บนวงควบคุมความดันแก๊สในกระบวนการโดยใช้อัตราการป้อนสารไฮโดรเจนใหม่เป็นตัวแปรปรับเพื่อควบคุมค่าสัดส่วนดังกล่าว

ขั้นที่ 6 กำหนดอัตราการป้อนกลับให้คงที่ และควบคุมปริมาณสารสะสมในกระบวนการควบคุมอัตราการป้อนกลับให้คงที่เป็นวงควบคุมที่จำเป็น เนื่องจากเมื่อดำเนินการไปนาน ๆ สารป้อนกลับที่ไม่ถูกควบคุมอาจเกิดสะสมขึ้นภายในระบบ เมื่อกระบวนการถูกรบกวนด้านมวลสารจากภายนอกเพียงเล็กน้อย ผลกระทบที่เกิดขึ้นภายในจะทำให้ระบบถูกรบกวนอย่างรุนแรง เนื่องจากปัญหาการสะสมที่เกิดขึ้นภายในกระบวนการ ปรากฏการณ์นี้เรียกว่า สโนวบอล-เอ็กเฟกต์ดังนั้นกระบวนการที่มีการป้อนกลับควรติดลูปควบคุมให้กระแสป้อนกลับมีค่าคงที่ เพื่อป้องกันปัญหาดังกล่าว โครงสร้างการควบคุมในงานวิจัยนี้แบ่งลูปควบคุมกระแสป้อนกลับได้ 2 แบบ ดังโครงสร้างอ้างอิงและโครงสร้างควบคุมที่ 1 ซึ่งนำเสนอเหตุผลของการควบคุมดังกล่าวในขั้นที่ 4

การควบคุมปริมาณสารสะสมในกระบวนการแบ่งเป็นสองส่วนคือ การควบคุมปริมาณแก๊สและของเหลว ปริมาณแก๊สสามารถควบคุมจากความดันของกระแสป้อนกลับภายในกระบวนการ 1 ตำแหน่ง และความดันที่หอกลิ้น 3 ตำแหน่ง ส่วนปริมาณของเหลวทำการควบคุมระดับที่ถังแยกเฟลซ 1 ตำแหน่ง และหอกลิ้น 6 ตำแหน่ง

การควบคุมความดันของกระแสแก๊สป้อนกลับภายในกระบวนการเกี่ยวข้องกับผลได้ของถังปฏิกรณ์ (Yield Reactor) ซึ่งมีความมากที่สุดเมื่อเปิดวาล์วบนหน่วยแยกเฟลซมากที่สุด และให้หน่วยคอมเพรสเซอร์ทำงานที่ภาวะแก๊สไหลมากที่สุดเพื่อปรับปรุงผลได้ ดังนั้นการควบคุมความดันแก๊สจึงเกี่ยวข้องกับลูปควบคุมการปล่อยแก๊สทิ้ง (Purge) และการเติมแก๊สไฮโดรเจนใหม่เข้ากระบวนการ

การควบคุมความดันที่หอกลิ้น 3 ตำแหน่ง มีดังนี้ หอเสถียรใช้อัตราแก๊สที่ไหลออกทางยอดหอเป็นตัวแปรปรับส่วนหอผลิตภัณฑ์ และหอป้อนกลับใช้อัตราการหล่อเย็นเป็นตัวแปรปรับเนื่องจากผลิตภัณฑ์ยอดหอเป็นของเหลว

การควบคุมระดับของเหลว แบ่งเป็นการควบคุมที่ยอดหอและก้นหอ ที่ยอดหอเสถียรใช้อัตราการหล่อเย็นของเครื่องควบแน่นเป็นตัวแปรปรับเนื่องจากผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอเป็นแก๊ส ส่วนหอผลิตภัณฑ์ใช้อัตราการไหลออกของผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอเป็นตัวแปรปรับ และหอป้อนกลับของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ใช้อัตราการไหลออกของกระแสป้อนกลับที่ยอดหอเป็นตัวแปรปรับ

สำหรับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงใช้กระแสป้อนใหม่สารทอลลูอินเป็นตัวแปรปรับ ในส่วนกันหอ  
หน่วยแยกแฟลชใช้อัตราการไหลที่กันหอบางส่วนซึ่งส่งไปยังหอเสถียร เป็นตัวแปรปรับในการ  
รักษาระดับของเหลวให้คงที่ หอเสถียรและหอผลิตภัณฑ์ใช้อัตราการไหลออกที่กันหอเป็นตัวแปร  
ปรับ และหอป้อนกลับใช้อัตราการให้พลังงานของหม้อต้มซ้ำเป็นตัวแปรปรับ เนื่องจากการเปลี่ยน  
อัตราการไหลออกที่กันหอนี้มีผลน้อยต่อการเปลี่ยนแปลงของระดับของเหลวที่กันหอเมื่อเทียบกับ  
อัตราการให้พลังงานของหม้อต้มซ้ำตามฮิวริสติกส์ของริชาร์ดสัน

ขั้นที่ 7 ตรวจสอบคุณภาพควบคุมที่เกี่ยวข้องกับดุลมวลสารองค์ประกอบ

คุณภาพควบคุมที่เกี่ยวข้องกับดุลมวลสารองค์ประกอบ มีดังนี้

- ควบคุมปริมาณแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้นในกระบวนการโดยวัดปริมาณมีเทนในกระแสแก๊ส  
ป้อนกลับ และปรับอัตราการปล่อยแก๊สทิ้ง เพื่อให้ปริมาณมีเทนในกระแสป้อนกลับคงที่
- สารไดฟิวนิลเป็นผลพลอยได้ที่ไหลออกทางกระแสด้านล่างหอกลั่น และมีความ  
สัมพันธ์กับคุณภาพระดับของเหลวกันหอที่ใช้อัตราการให้พลังงานของหม้อต้มซ้ำเป็นตัวแปร  
ปรับ สัดส่วนของสารไดฟิวนิลควบคุมด้วยการควบคุมอุณหภูมิภายในหอโดยการปรับอัตราการ  
ไหลออกที่กันหอ และมีผลโดยตรงต่อความบริสุทธิ์ของการกลั่น
- สารเบนซินควบคุมด้วยอุณหภูมิภายในหอ ซึ่งปรับด้วยอัตราการให้พลังงานหม้อต้ม  
ซ้ำ และควบคุมระดับของเหลวยอดหอผลิตภัณฑ์ ด้วยการปรับอัตราการไหลออกของผลิตภัณฑ์
- ปริมาณการสะสมของทอลลูอินเป็นไปตามการควบคุมระดับของเหลวที่ยอดหอป้อน  
กลับ
- การสะสมของไฮโดรเจนควบคุมด้วย ความดันในกระแสป้อนกลับและปรับอัตราการ  
ป้อนสารไฮโดรเจนใหม่เข้ากระบวนการ

ขั้นที่ 8 ควบคุมหน่วยย่อยอิสระในกระบวนการ

พิจารณาตัวแปรอิสระที่เหลือในกระบวนการเพื่อใช้ควบคุมหน่วยย่อยให้มีภาวะดำเนิน  
การที่เหมาะสมซึ่งค่าดังกล่าวคำนวณได้จากขั้นที่ 9 ในกระบวนการนี้มีตัวแปรอิสระที่เหลือดังนี้

- พลังงานที่ให้กับหน่วยหล่อเย็นเป็นตัวแปรปรับอิสระใช้ควบคุมอุณหภูมิก่อนส่งเข้า  
หน่วยแยกแฟลช เพื่อได้อุณหภูมิที่เหมาะสมต่อการแยก
- อัตรารีฟลักซ์ของหอกลั่นทั้ง 3 หอ ใช้ควบคุมการไหลรีฟลักซ์ภายในหอให้มีค่าคงที่  
เนื่องจากหอกลั่นในกระบวนการนี้ต้องการควบคุมความบริสุทธิ์เพียงลู่เดียวคือการควบคุม  
อุณหภูมิภายในหอ ข้อดีของการควบคุมอัตรารีฟลักซ์ให้คงที่ คือลดความแปรปรวนด้านการใช้พลัง  
งานในหอและลดผลกระทบระหว่างกันของลู่ควบคุมภายในหอ ทำให้กระบวนการดำเนินการได้  
ง่ายขึ้น

ตารางที่ 3.2 การทำดุลสารองค์ประกอบที่มีในกระบวนการ

	เข้าสู่ระบบ	เกิดขึ้นใน ระบบ	ออกจากระบบ	ใช้ภายใน ระบบ	สะสมในระบบ
สารองค์ประกอบ					ดูควบคุมปริมาณสารสะสม
ไฮโดรเจน	ปริมาณไฮโดรเจนที่ป้อนใหม่	$0.5V_R r_2$	ปริมาณแก๊สปล่อยทิ้ง	$V_R r_1$	ควบคุมความดันของกระแสแก๊สป้อนกลับ
มีเทน	0	$V_R r_1$	ปริมาณแก๊สปล่อยทิ้ง	0	ควบคุมสารมีเทนในกระแสป้อนกลับแก๊ส
เบนซีน	0	$V_R r_1$	กระแสผลผลิตยอดหอกลั่นผลิตภัณฑ์	$2V_R r_2$	ควบคุมอุณหภูมิในหอผลิตภัณฑ์
ทอลูอิน	ปริมาณทอลูอินที่ป้อนใหม่	0	0	$V_R r_1$	ควบคุมระดับของเหลวที่ยอดหอป้อนกลับ
ไดฟิวนิล	0	$0.5V_R r_2$	ปริมาณแก๊สปล่อยทิ้ง	0	ควบคุมอุณหภูมิในหอป้อนกลับ

เมื่อ  $V_R$  ปริมาตรของถังปฏิกรณ์ขนาดรัศมี 9.53 ฟุต และยาว 57 ฟุต

$r_1$  อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 1

$r_2$  อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 2

ขั้นที่ 9 หาค่าที่เหมาะสม (Optimization) ทางเศรษฐศาสตร์ และการปรับปรุงความ

สามารถในการควบคุมเชิงพลวัต

การกำหนดค่าตัวแปรควบคุมบางตัวในระบบมีอิสระในการเลือกกำหนดค่า ซึ่งต้องพิจารณาถึงความเหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์ ประสิทธิภาพของการดำเนินการ และข้อจำกัดของระบบ เช่น การกำหนดปริมาณมีเทนในกระแสป้อนกลับพิจารณาจากผลความเหมาะสมระหว่างการสูญเสียปริมาณไฮโดรเจนกับประสิทธิภาพของถังปฏิกรณ์ ส่วนอัตราพีล็กซ์ที่เหมาะสมกำหนดจากพลังงานเบื้องต้นที่หอกลั่นต้องการ ร่วมกับปริมาณเบนซีนที่สูญเสียไปที่ยอดหอเสถียรและทอลูอินที่สูญเสียที่กระแสด้านล่างของหอป้อนกลับ

### 3.4 การปรับแต่งตัวควบคุม

การปรับแต่งตัวควบคุมสำหรับกระบวนการนี้ ทำการปรับแต่งที่ละหน่วยผลิตย่อยแยกกัน โดยอิสระ มีขั้นตอนดังนี้

1. จำลองสถานการณ์หอกลับหน่วยเดียว
2. ควบคุมระดับของเหลวขอดหอและกันหอดด้วยตัวควบคุมชนิดพี ใช้ค่าเกินเท่ากับ 2 ตามหลักของลูเบน
3. ควบคุมความดันด้วยตัวควบคุมชนิดพีไอ ใช้ค่าเกิน 20 ค่าคงที่เวลาอินทิกรัล 10 ซึ่งเป็นค่าตามคำแนะนำของคู่มือการใช้โปรแกรมแอสเพ็น
4. ควบคุมกระแสฟลักซ์ด้วยตัวควบคุมชนิดพีไอ ใช้ค่าเกิน 20 ค่าคงที่เวลาอินทิกรัล 10
5. ปรับแต่งลูฟควบคุมอุณหภูมิเป็นแบบลูฟควบคุมเปิด แสดงค่าพารามิเตอร์ตามสมการของวิธี ไอเอ็มซี ดังตารางที่ 3.3
6. จำลองสถานการณ์หอกลับสองหอต่อกันโดยใส่ค่าพารามิเตอร์ที่ได้จากการจูนหอกลับเดียว ตรวจสอบเสถียรภาพของการควบคุมที่ส่งผลกระทบต่อระหว่างกันโดยรบกวนเปลี่ยนสารองค์ประกอบทอลลูอินเข้ากระบวนการ และปรับค่าพารามิเตอร์สำหรับตัวควบคุมอุณหภูมิของหอกลับทั้งสองให้เหมาะสม
7. จำลองสถานการณ์หอกลับทั้งสามหอต่อกันโดยใส่ค่าพารามิเตอร์ที่ได้จากการจูนในข้อที่ 6 และสำหรับหอกลับสุดท้ายใช้ค่าการจูนหน่วยหอกลับเดียว แล้วตรวจสอบเสถียรภาพของการควบคุมที่ส่งผลกระทบต่อระหว่างกัน โดยรบกวนเปลี่ยนสารองค์ประกอบทอลลูอินเข้าหอกลับทั้งสาม และปรับค่าพารามิเตอร์สำหรับตัวควบคุมอุณหภูมิของหอกลับทั้งสามให้เหมาะสม
8. จำลองสถานการณ์หน่วยผลิตย่อยอื่นในกระบวนการเช่น หน่วยหล่อเย็นแล้วปรับแต่งพารามิเตอร์ด้วยวิธีเช่นเดียวกับการปรับแต่งลูฟควบคุมอุณหภูมิของหอกลับดังรูปที่ 3.7 ให้ครบทุกหน่วยผลิตย่อยในกระบวนการ
9. จำลองสถานการณ์กระบวนการพร้อมลูฟควบคุม แล้วตรวจสอบเสถียรภาพของกระบวนการเพื่อปรับแต่งค่าพารามิเตอร์ในตัวควบคุมให้เหมาะสม

ตารางที่ 3.3 พารามิเตอร์ในการปรับแต่งตัวควบคุมวิธี ไอเอ็มซี Smith (1985)

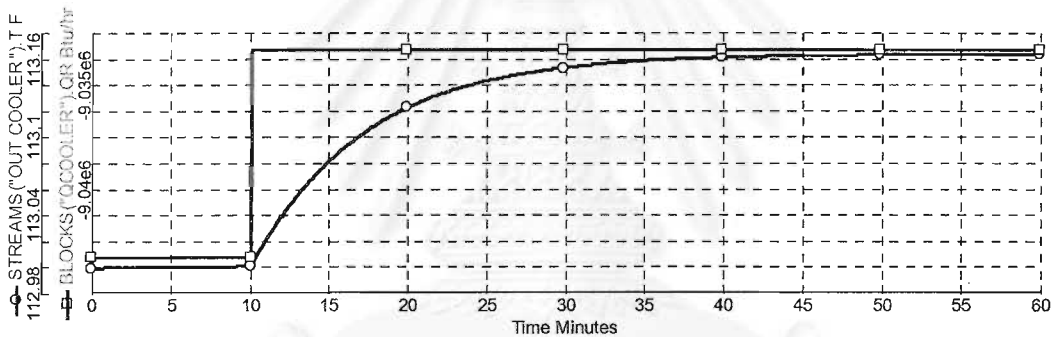
$$K_p = \frac{\Delta y(t)}{\Delta u(t)}$$

$$T_p = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{y(\infty) - y(t_1)}{y(\infty) - y(t_2)}}$$

$$T_d = T_p \ln 1 - \frac{y(t_2) - y(t_0)}{y(\infty) - y(t_0)} + (t_2 - t_0)$$

$$T_{CL} = \frac{T_p}{2} \quad \text{always ensure that } T_{CL} > T_d \quad ; K_c = \frac{T_p}{T_{CL} + T_d} \frac{1}{K_p} \quad ; \tau_i = \tau_p$$

ตัวอย่างการปรับแต่งพารามิเตอร์ผู้ควบคุมหน่วยหล่อเย็น



รูปที่ 3.7 การตอบสนองของตัวแปรควบคุมต่อการเปลี่ยนตัวแปรปรับแบบขั้นบันได (Unit step)

การคำนวณตัวควบคุม

$$K_p = \frac{0.16291}{166.667} \quad t_1 = 2.45 \text{ min} \quad t_2 = 7.25 \text{ min}$$

$$T_p = 7.196 \quad T_d = 0.0535$$

$$K_c = 2016.13 \quad \tau_i = 7.196$$

ขั้นตอนในการปรับแต่งพารามิเตอร์ตัวควบคุม สำหรับกระบวนการนี้ไม่สามารถกล่าวว่าเป็นขั้นตอนการปรับแต่งตัวควบคุมสำหรับกระบวนการได้ดีที่สุด แต่เป็นวิธีที่ดีเพียงพอต่อการศึกษาพฤติกรรมพลวัตของกระบวนการ ใช้เวลาในการปรับแต่งไม่มาก และสะดวกในการศึกษา

ค่าพารามิเตอร์ตัวควบคุมที่ใช้ในโครงสร้างการควบคุมทั้ง 4 โครงสร้างมีค่าเท่ากัน เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมทั้ง 4 มีผู้ควบคุมภายในกระบวนการแตกต่างกันไม่มาก

ตารางที่ 3.4 แสดงค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมในระบบวนการ

ชื่อตัวควบคุมที่สำคัญ	โครงสร้างอ้างอิง		โครงสร้างที่1		โครงสร้างที่2		โครงสร้างที่3	
	Kc	$\tau_i$	Kc	$\tau_i$	Kc	$\tau_i$	Kc	$\tau_i$
ตัวควบคุมความดันแก๊สป้อนกลับ	90	20	90	20	90	20	-	-
ตัวควบคุมสัดส่วน	-	-	-	-	-	-	90	20
ตัวควบคุมแก๊สปล่อยทิ้ง	50	20	50	20	50	20	50	20
ตัวควบคุมทอลูอินในระบบ	400	0.1	400	0.1	400	0.1	400	0.1
ตัวควบคุมระดับของเหลวยอดหอป้อนกลับ	2	-	2	-	2	-	2	-
ตัวควบคุมเตาเผา	2100	4	2100	4	2100	4	2100	4
ตัวควบคุมหน่วยหล่อเย็นก่อนเข้าถังแยกแฟลช	2016	7.2	2016	7.2	2016	7.2	2016	7.2
ตัวควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์ด้วยกระแส	80	20	80	20	-	-	-	-
ตัวควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์ด้วยเครื่องหล่อเย็น	-	-	-	-	2000	10	2000	10
ตัวควบคุมอุณหภูมิที่ชั้นหอเสถียร	500	20	500	20	500	20	500	20
ตัวควบคุมอุณหภูมิที่ชั้นหอผลิตภัณฑ์	500	20	500	20	500	20	500	20
ตัวควบคุมอุณหภูมิที่ชั้นหอป้อนกลับ	60	20	60	20	60	20	60	20

## บทที่ 4

### การจำลองสถานการณ์ของกระบวนการทางพลวัต

#### 4.1 บทนำ

การจำลองสถานการณ์ทางพลวัตของกระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชัน ในงานวิจัยนี้ใช้โปรแกรมแอสเพน เพื่อศึกษาพฤติกรรมการดำเนินการของโครงสร้างการควบคุมที่แตกต่างกัน ในภาวะระบบถูกรบกวนด้วยตัวแปรซึ่งมีผลต่อการเปลี่ยนกำลังการผลิต

ตัวแปรรบกวนที่ส่งผลโดยตรงต่อการเปลี่ยนกำลังการผลิตคือ ปริมาณสารทอลูอิน และ อุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ การทดสอบโครงสร้างการควบคุมทำโดยเปลี่ยนตัวแปรรบกวนดังกล่าวแบบขั้นบันได แล้วพิจารณาพฤติกรรมกระบวนการ ความสามารถในการรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ความสามารถในการจัดการด้านพลังงาน และความสามารถในการรักษาภาวะการดำเนินการของลูปควบคุมที่สำคัญทั้งระบบ ภายหลังกระบวนการถูกรบกวน

การเปรียบเทียบความสามารถในการรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ความสามารถในการจัดการด้านพลังงาน และความสามารถในการรักษาภาวะ การดำเนินการของลูปควบคุมทั้งระบบ พิจารณาได้จากค่า ผลรวมค่าสมบูรณ์ของค่าความผิดพลาด (Integral of Absolute value of Error, (IAE)) หรือเรียกว่า ไอเออี ของลูปควบคุมความบริสุทธิ์ ลูปควบคุมอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ และผลรวมค่าไอเออีของลูปควบคุมภายในระบบที่สำคัญ โครงสร้างการควบคุมที่ให้ค่าไอเออีต่ำที่สุดแสดงว่าเป็นโครงสร้างการควบคุมที่สามารถรักษาภาวะการดำเนินการกระบวนการได้ดีที่สุด

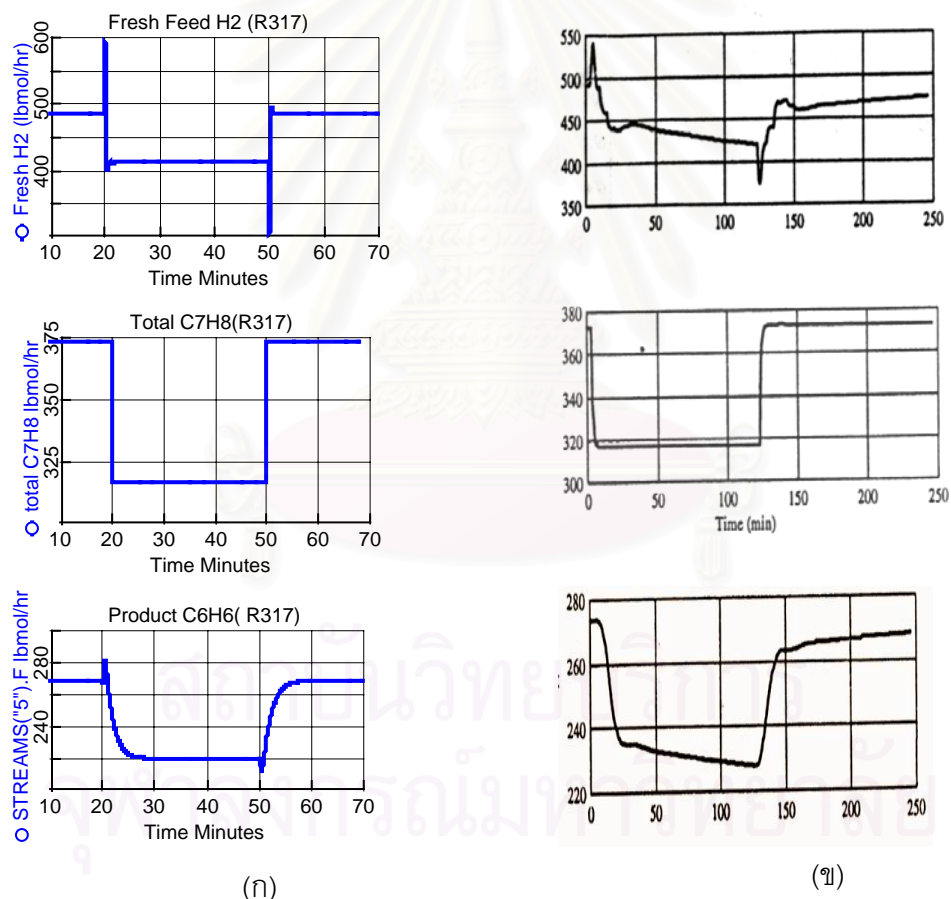
โครงสร้างการควบคุมที่ต่างกัน ทำให้กระบวนการมีความทนทานต่อการเปลี่ยนแปลงกำลังการผลิตได้ต่างกัน ผลการทดลองพบว่าโครงสร้างการควบคุมทั้ง 4 โครงสร้างมีความทนทานต่อการเปลี่ยนกำลังการผลิตได้ไม่ต่างกันมาก ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงนำเสนอการเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมที่ค่าการเปลี่ยนกำลังการผลิตค่าเดียวกันคือการเปลี่ยนกำลังการผลิตขนาด 18 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งก็คือการเปลี่ยนปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์ หรือเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์ ที่นำเสนอการทดสอบทางพลวัตค่านี้เพื่อเปรียบเทียบกับข้อมูลที่ใช้ในการจำลองสถานการณ์ที่ลูเบนได้เคยนำเสนอไว้ปี 1999 ด้วยโปรแกรม TMODES และสำหรับกรณีการเปลี่ยนกำลังการผลิต 26 เปอร์เซ็นต์ เป็นค่าการเปลี่ยนกำลังการผลิตมากที่สุด ที่ทุกโครงสร้างการควบคุมสามารถรักษาเสถียรภาพในการดำเนินการกระบวนการได้



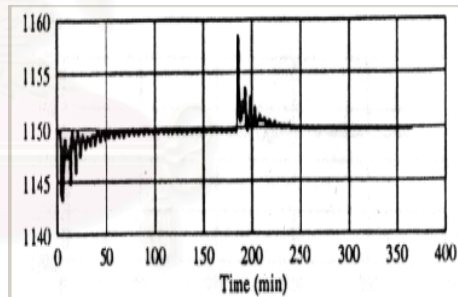
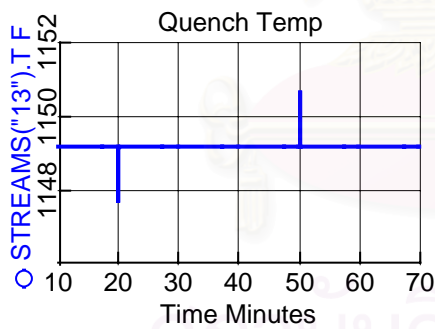
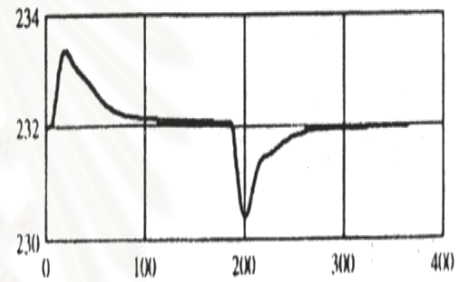
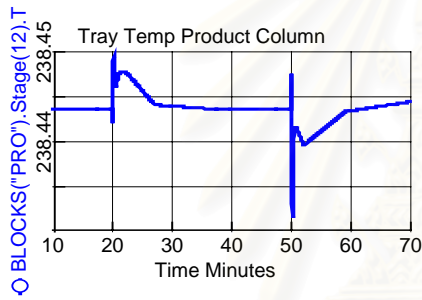
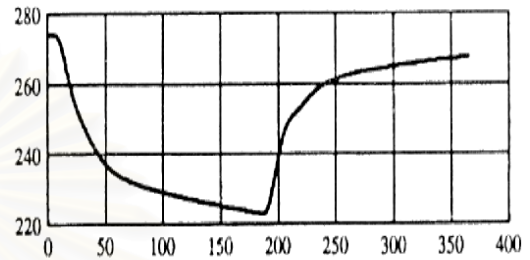
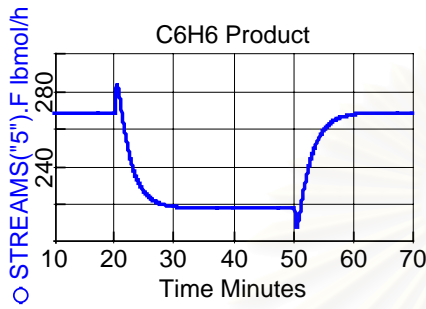
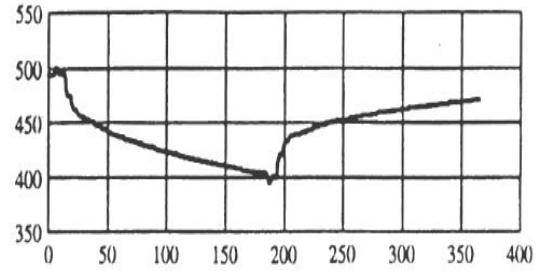
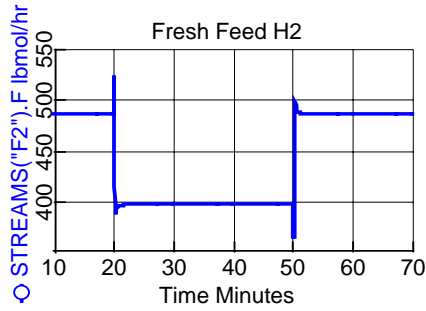
การหาขนาดของการเปลี่ยนกำลังการผลิตมากที่สุด ในแต่ละโครงสร้างหาได้จากการเพิ่มขนาดการรบกวนขึ้นแล้วตรวจสอบเสถียรภาพของกระบวนการ ซึ่งขนาดของการเปลี่ยนกำลังการผลิตขึ้นอยู่กับชนิดของตัวแปรรบกวนและโครงสร้างการควบคุม

#### 4.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองสถานการณ์ทางพลวัตกับข้อมูลอ้างอิง

การทดสอบพฤติกรรมเชิงพลวัตที่มีต่อการเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 18 เปอร์เซ็นต์ เพื่อทำการเปรียบเทียบข้อมูลที่ได้จากการจำลองสถานการณ์ด้วยโปรแกรมแอสเพนที่ใช้ในงานวิจัยนี้ กับงานวิจัยที่ลูเบนได้นำเสนอด้วยโปรแกรม TMODES ผลการเปรียบเทียบการตอบสนองของระบบดังแสดงในรูป 4.1 สำหรับกรณีเปลี่ยนสารทอลูอินในระบบลดลง 15 เปอร์เซ็นต์ และรูปที่ 4.2 สำหรับกรณีรบกวนระบบด้วยการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮด์



รูปที่ 4.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองเชิงพลวัตระหว่าง (ก) งานวิจัยนี้ด้วยโปรแกรมแอสเพน กับ (ข) งานวิจัยของลูเบน Luyben (1999) ด้วยโปรแกรม TMODES กรณีลดทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



(ก)

(ข)

รูปที่ 4.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองเชิงพลวัตระหว่าง (ก) งานวิจัยนี้ด้วยโปรแกรมแอสเพิน กับ (ข) งานวิจัยของลูเบน Luyben (1999) ด้วยโปรแกรม TMODES กรณีลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาเซลเซียส

ผลการเปรียบเทียบกราฟจากการจำลองสถานการณ์พบว่าแนวโน้มของการตอบสนองต่อการรบกวนกระบวนการมีแนวโน้มเดียวกันแต่ต่างกันที่เวลาของการตอบสนอง ซึ่งอาจเกิดจากชนิดของโปรแกรมที่ใช้ในการจำลองสถานการณ์ และรายละเอียดในการจำลองกระบวนการ

#### 4.3 โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง

โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงถูกเสนอโดยลูเบน Luyben (1999) เป็นโครงสร้างการควบคุมที่ใช้ระดับของเหลวยอดหอป้อนกลับ เป็นตัวแทนบอกปริมาณสารทอลลูอินที่กระบวนการนำกลับมาใช้ใหม่ ดังนั้นการปรับอัตราทอลลูอินใหม่เข้ากระบวนการจึงใช้ในการควบคุมระดับของเหลวยอดหอป้อนกลับให้คงที่ ซึ่งถือเป็นลูปควบคุมหลักในการควบคุมปริมาณสารทอลลูอิน และใช้วาล์วภายในกระบวนการควบคุมอัตราการไหลรวมสารทอลลูอินเป็นลูปควบคุมรอง ในการควบคุมปริมาณทอลลูอินที่ใช้ภายในกระบวนการให้มีค่าคงที่ ดังแสดงในรูปที่ 3.3

เมื่อระดับของเหลวยอดหอป้อนกลับเปลี่ยนแปลง ระบบจะปรับอัตราการป้อนสารทอลลูอินใหม่เพื่อควบคุมระดับของเหลวยอดหอป้อนกลับ ดังนั้นการรบกวนหอป้อนกลับจะส่งผลกระทบต่อเปลี่ยนแปลงปริมาณสารป้อนเข้าเสมอ ตัวควบคุมที่ใช้ในลูปควบคุมนี้เป็นตัวควบคุมชนิดพี เพื่อลดความถี่ของการเปลี่ยนแปลงปริมาณการป้อนสารทอลลูอินใหม่เข้ากระบวนการ ทำให้ลูปควบคุมอัตราการไหลทอลลูอินเข้าระบบถูกรบกวนน้อยลงและเป็นการลดอันตติกริยา ระหว่างลูปควบคุมปริมาณสารทอลลูอินทั้งสองด้วย

สำหรับการควบคุมอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ ใช้อัตราการไหลพลังงานของเตาเผาเป็นตัวแปรปรับ และควบคุมอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์ด้วยกระแสบางส่วนที่ออกจากหน่วยแยกแฟลชที่มีอุณหภูมิต่ำไปผสมกับกระแสที่ออกจากถังปฏิกรณ์เป็นตัวแปรปรับ เพื่อควบคุมอุณหภูมิให้มีค่าเหมาะสมแล้วส่งกระแสดังกล่าวไปยังหน่วยแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระบวนการใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิให้กับสารป้อนใหม่เป็นการนำความร้อนที่เกิดขึ้นในระบบมาใช้ให้เกิดประโยชน์ เพื่อลดค่าใช้จ่ายด้านพลังงานที่เตาเผาต้องใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิสารป้อนใหม่ ให้มีอุณหภูมิที่เหมาะสมต่อการเกิดปฏิกิริยาภายในถังปฏิกรณ์ ข้อเสียของการควบคุมอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์ด้วยวิธีการนี้ คือความแปรปรวนปริมาณสารและสัดส่วนสารองค์ประกอบจะถูกส่งไปยังส่วนของการแยกสาร ซึ่งความแปรปรวนดังกล่าวจะรบกวนภาวะการแยกสารส่งผลกระทบต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์อย่างมาก

ส่วนการแยกสารส่วนแรกในกระบวนการคือ หอแยกแฟลชที่ทำหน้าที่แยกสารเบาประเภทไฮโดรเจนและมีเทนออกทางด้านบนและสารประเภทสารอะโรมาติกส์ออกทางด้านล่างหอ กระแสแก๊สทางด้านบนบางส่วนจะส่งกลับเข้ากระบวนการเพื่อนำสารไฮโดรเจนกลับไปใช้ในกระบวนการใหม่ ดังนั้นปริมาณสารมีเทนซึ่งปะปนในกระแสแก๊สจำเป็นต้องควบคุมให้มีค่าคงที่ ลูปควบคุมที่ใช้คือการวัดสารองค์ประกอบมีเทนในกระแสแก๊สป้อนกลับแล้วปรับอัตราการปล่อยแก๊สทิ้ง ดังนั้นค่า

ความดันที่กระแสน้ำกลับจะแสดงถึงปริมาณแก๊สไฮโดรเจนที่ป้อนกลับเข้าระบบทางอ้อมการควบคุมความดันแก๊สจึงใช้ตัวแปรปรับเป็นการเติมแก๊สไฮโดรเจนใหม่เข้าระบบ

กระแสของเหลวที่ออกจากหอแยกแฟลชส่วนที่เหลือจากการส่งไปควบคุมอุณหภูมิขาออก จากถังปฏิกรณ์จะส่งเข้าหอเสถียร เพื่อแยกสารมีเทนที่เหลือจากการแยกแบบแฟลชออกก่อนส่งเข้าหอผลิตมีเทน

หอเสถียรเป็นหอที่ผลิตมีเทนยอดหอเป็นแก๊ส ดังนั้นการควบคุมความดันของหอใช้ตัวแปรปรับอัตราการไหลออกของแก๊สที่กระแสน้ำยอดหอ ส่วนระดับของเหลวยอดหอควบคุมด้วยการปรับอัตราการดึงพลังงานออกของเครื่องควบแน่น ระดับของเหลวกันหอควบคุมด้วยการปรับอัตราการไหลทางด้านล่าง การควบคุมอัตราการรีฟลักซ์ภายในหอให้คงที่ทำได้โดยการปรับอัตราการไหลกระแสรีฟลักซ์ภายในหอ และการควบคุมความบริสุทธิ์ของการกลั่นทำได้โดยใช้หุควบคุมอุณหภูมิภายในหอโดยการปรับอัตราการให้พลังงานของหม้อต้มซ้ำ

การควบคุมความดันภายในหอผลิตมีเทนทำได้โดยการปรับอัตราการให้พลังงานของเครื่องควบแน่น การควบคุมระดับของเหลวยอดหอและกันหอทำได้โดยการปรับอัตราของเหลวไหลออกที่ยอดหอและการปรับอัตราการไหลออกของเหลวกันหอ อัตรารีฟลักซ์ถูกควบคุมโดยการปรับกระแสรีฟลักซ์ภายในหอกลั่นให้คงที่ และคุณภาพของผลิตมีเทนถูกควบคุมโดยการควบคุมอุณหภูมิในหอกลั่นโดยการปรับอัตราการให้พลังงานของหม้อต้มซ้ำ

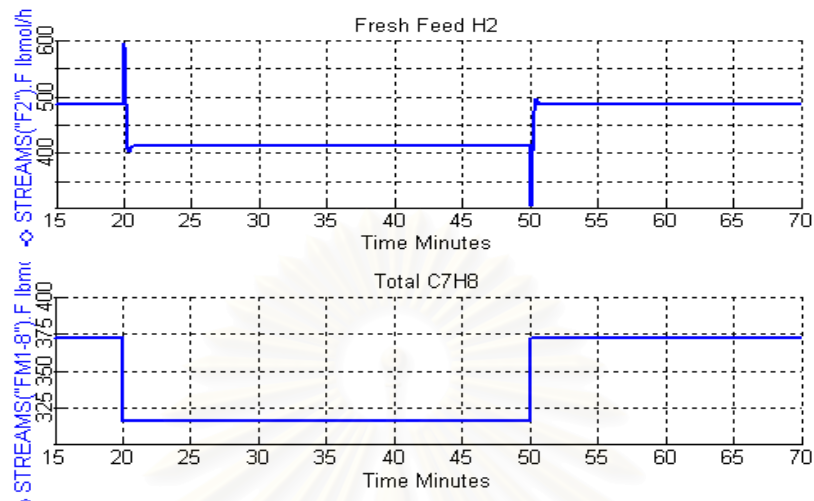
หอป้อนกลับทำการควบคุมความดันโดยการปรับอัตราการให้พลังงานของเครื่องควบแน่นระดับของเหลวยอดหอและกันหอควบคุมโดยการปรับอัตราการป้อนสารทอลูอินใหม่ และปรับอัตราการให้พลังงานของหม้อต้มซ้ำ เนื่องจากอัตราการไหลออกที่กันหามีปริมาณน้อยกว่าอัตราการไหลของหม้อต้มซ้ำมาก ดังนั้นการควบคุมอุณหภูมิภายในหอกลั่นใช้การปรับกระแสการไหลออกทางกันหอ และการควบคุมอัตราการรีฟลักซ์ภายในหอทำได้โดยการปรับกระแสรีฟลักซ์ภายในหอกลั่นให้คงที่

การทดสอบพฤติกรรมเชิงพลวัตด้วยตัวแปรรบกวนที่ทำให้กำลังการผลิตเปลี่ยนแปลงแบ่งเป็นสองกรณี คือ การรบกวนลดปริมาณสารทอลูอินรวมในกระบวนการ และการลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ ทำให้กำลังการผลิตลดลง 18 เปอร์เซ็นต์ และ 26 เปอร์เซ็นต์

#### 4.3.1 การเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 18 เปอร์เซ็นต์

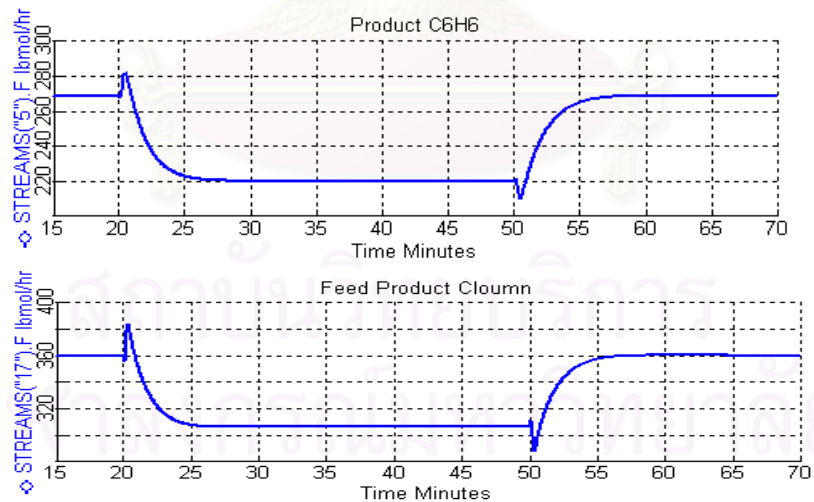
การทดสอบระบบด้วยการลดกำลังการผลิต แบ่งตามชนิดของตัวแปรรบกวนได้ 2 กรณีคือการลดอัตราการไหลทอลูอินรวม 15 เปอร์เซ็นต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.3 และการลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.4 การรบกวนกระบวนการเริ่มที่เวลา 20 นาที และดึงค่าการรบกวนออกที่เวลา 50 นาที ใช้เวลาในการทดลอง 70 นาที

รูปที่ 4.3ก แสดงผลการรบกวนกระบวนการด้วยการลดอัตราการไหลของไฮโดรเจนรวม 15 เปอร์เซ็นต์ ทำให้มีไฮโดรเจนเหลือจากการเกิดปฏิกิริยา ดังนั้นในกระแสแก๊สป้อนกลับจะมีปริมาณไฮโดรเจนมากขึ้น ทำให้ระบบต้องการไฮโดรเจนใหม่ป้อนเข้ากระบวนการลดลง



รูปที่ 4.3ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

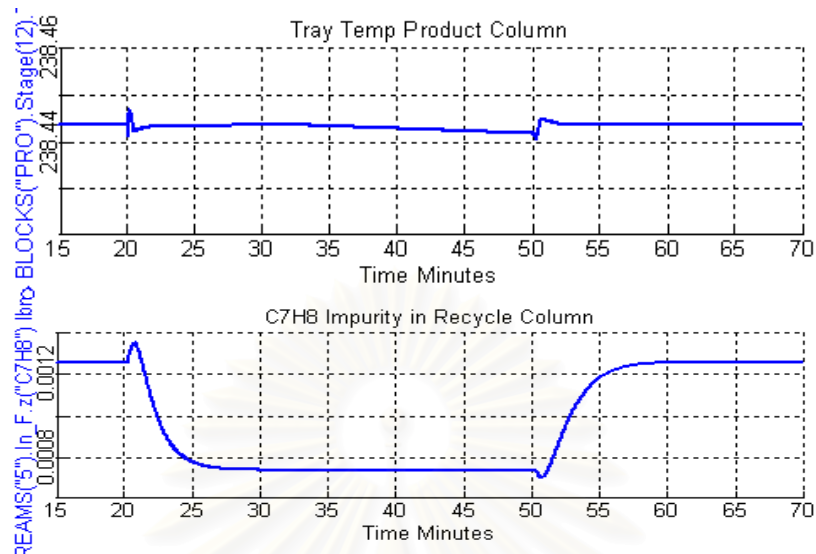
รูปที่ 4.3ข แสดงผลการลดลงของกำลังการผลิตเบนซิน 18 เปอร์เซ็นต์ที่ใช้เวลาในการเข้าสู่ภาวะคงตัวใหม่ประมาณ 8 นาที เนื่องจากปริมาณสารทอลูอินในถังปฏิกิริยาลดลงทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาภายในถังลดลง ส่งผลถึงปริมาณสารที่ส่งเข้าสู่หอผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 14.88 เปอร์เซ็นต์ด้วย ระบบใช้เวลาในการเข้าสู่ภาวะคงตัวค่าใหม่ ประมาณ 7 นาที



รูปที่ 4.3ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

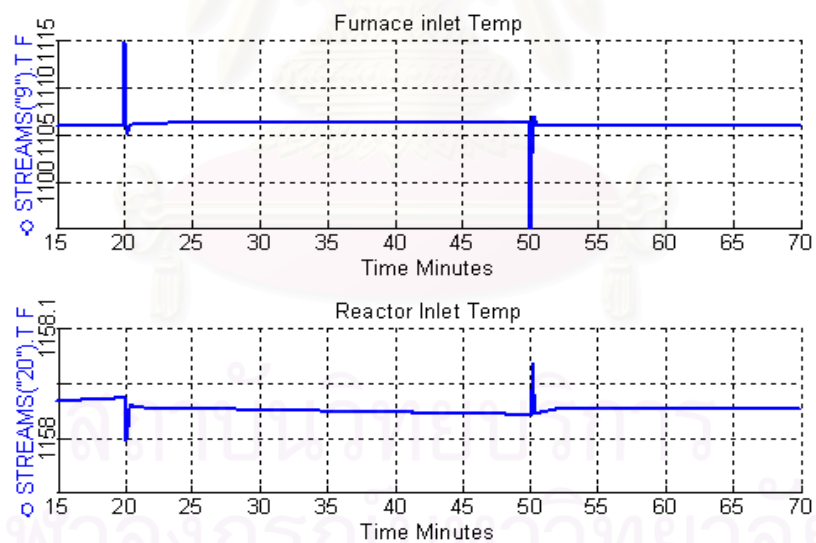
รูปที่ 4.3ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ ระบบสามารถรักษาอุณหภูมิภายในหอกลั่นให้คงที่ได้อย่างรวดเร็ว แต่กราฟปริมาณสารทอลูอินที่ป้อนป้อนในกระแสผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 41.32 เปอร์เซ็นต์ โดยเข้าสู่ค่าคงที่ค่าใหม่ ที่เป็นเช่นนั้นเนื่องมาจากหอผลิต

ภัณฑ์ใช้ควบคุมการปรับอัตราพีล็กซ์ภายในหอกลับให้คงที่ ดังนั้นการรบกวนหอกลับด้วย อัตราการป้อนสารจึงมีผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วย



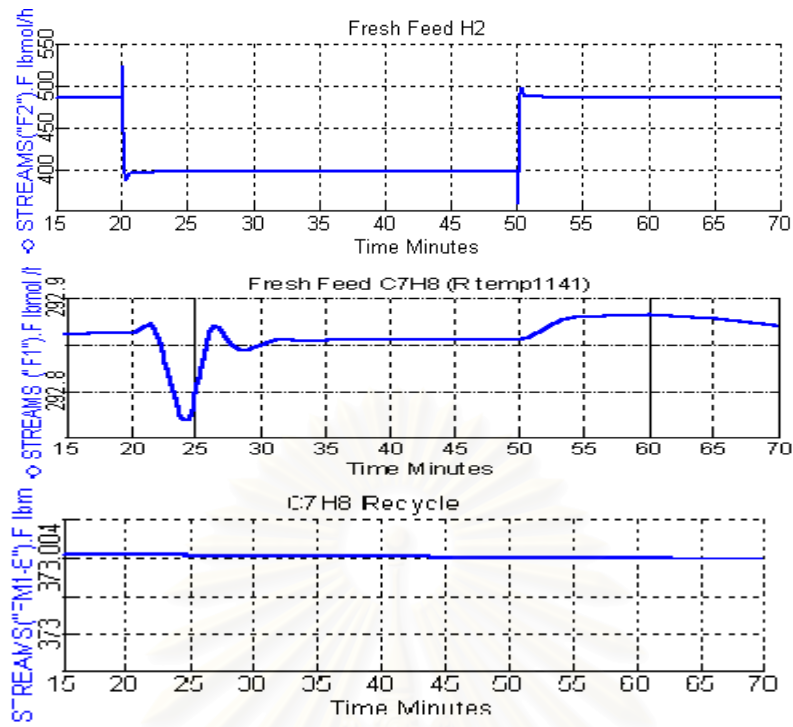
**รูปที่ 4.3ค** การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.3ง แสดงคุณสมบัติของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานพบว่า การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินรบกวนการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเพียงเล็กน้อย และระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้อย่างรวดเร็ว

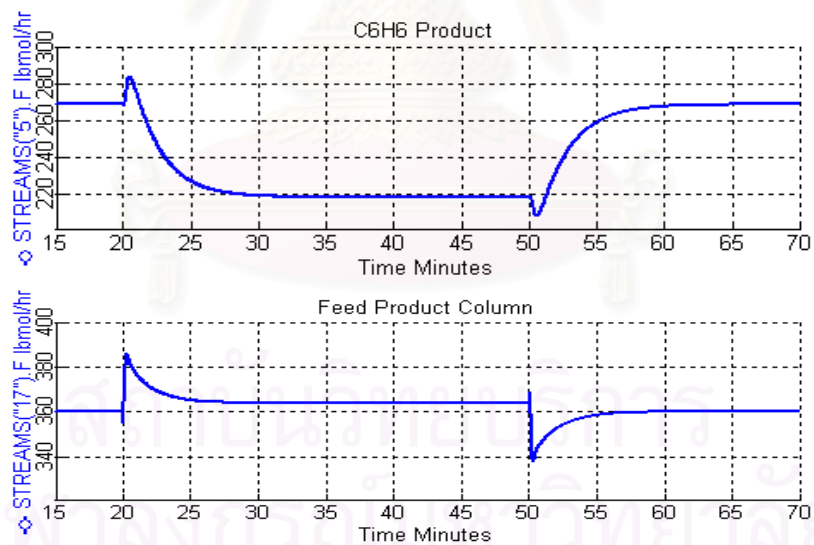


**รูปที่ 4.3ง** การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.4ก แสดงผลการรบกวนกระบวนการด้วยการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์ทำให้การป้อนสารไฮโดรเจนใหม่ลดลง 18.13 เปอร์เซ็นต์ เนื่องจากมีสารไฮโดรเจนในกระบวนการเหลือจากการทำปฏิกิริยา ส่งผลให้ไฮโดรเจนในกระแสแก๊สป้อนกลับมีปริมาณมากขึ้น เหมือนกรณีการลดปริมาณทอลูอินในรูปที่ 4.3ก โดยที่อัตราการไหลทอลูอินใหม่เข้าระบบมีการเปลี่ยนแปลงเล็กน้อย และปริมาณทอลูอินรวมของระบบมีค่าคงที่



รูปที่ 4.4ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์

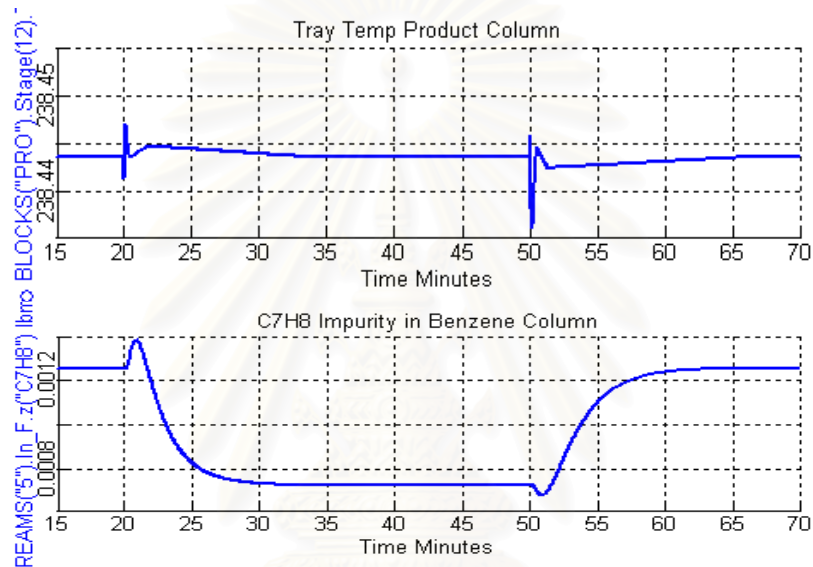


รูปที่ 4.4ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์

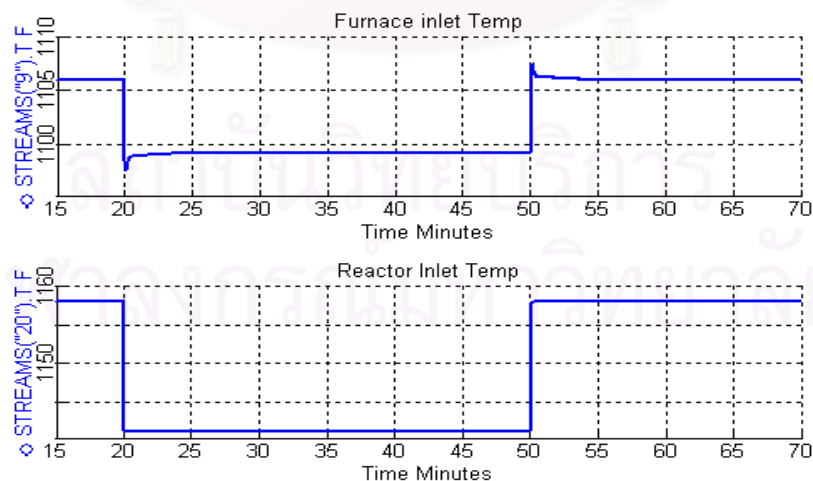
รูปที่ 4.4ข แสดงผลของการลดลงของปริมาณเบนซิน 18 เปอร์เซ็นต์ ใช้เวลาในการเข้าสู่ค่ากำลังการผลิตใหม่ประมาณ 8 นาที ซึ่งเป็นผลมาจากการลดอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาภายในถังช้าลง และอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์ต่ำลง ดังนั้นปริมาณสาร

ที่ส่งมาจากหน่วยแยกเฟลชเพื่อควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์จะมีปริมาณลดลง ทำให้ปริมาณสารที่ส่งเข้าสู่หอผลิตภัณฑ์จะมีค่าเพิ่มขึ้น 1.1 เปอร์เซ็นต์ ที่ค่าภาวะคงที่ค่าใหม่

รูปที่ 4.4ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ ซึ่งการรบกวนระบบด้วยอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์รบกวนควบคุมอุณหภูมิหอกลั่นเพียงเล็กน้อย และระบบสามารถควบคุมได้ แต่กราฟปริมาณสารที่ปนเปื้อนในกระแสผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 42.6 เปอร์เซ็นต์ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องมาจากหอผลิตภัณฑ์ใช้ควบคุมการปรับอัตราพีล็กซ์ภายในหอกลั่นคงที่ ดังนั้นการรบกวนหอกลั่นด้วยอัตราการป้อนสารจึงมีผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วย



รูปที่ 4.4ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์



รูปที่ 4.4ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์



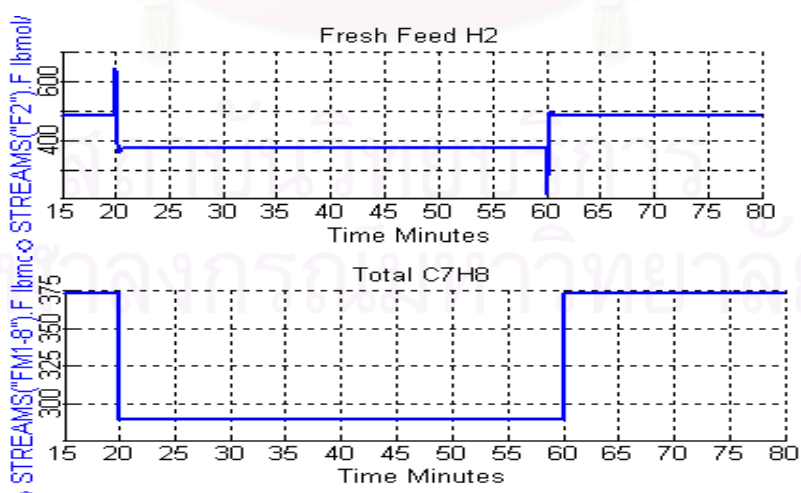
รูปที่ 4.4ง แสดงอุณหภูมิของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานป้อนกลับในระบบการรวบรวบระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์มีผลต่ออุณหภูมิกระแสก่อนเข้าเตาเผา ลดลงเข้าสู่ค่าภาวะคงที่ค่าใหม่ ที่ 1099.135 องศาฟาเรนไฮต์ ทำให้ลู่วควบคุมเตาเผาถูกรบกวนมากกว่ากรณีรวบรวบระบบด้วยการลดปริมาณทอลูอิน

เมื่อเปรียบเทียบกราฟผลตอบสนองของการรวบรวบระบบด้วยการเปลี่ยนอัตราการไหลทอลูอินกับเปลี่ยนอุณหภูมิสารเข้าถังปฏิกรณ์พบว่า การตอบสนองต่อการรวบรวบโดยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินมีผลการปรับอัตราการผลิตเบนซินเร็วกว่าการรวบรวบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ แต่ปริมาณการเปลี่ยนกำลังการผลิตด้วยอุณหภูมิใช้ขนาดในการเปลี่ยนกำลังการผลิต ด้วยการรวบรวบอุณหภูมิเพียง 17 องศาฟาเรนไฮต์ ในขณะที่การเปลี่ยนกำลังการผลิตด้วยปริมาณทอลูอินในระบบต้องเปลี่ยนค่า 15 เปอร์เซ็นต์

#### 4.3.2 การเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 26 เปอร์เซ็นต์

การลดกำลังการผลิต 26 เปอร์เซ็นต์ต้องรวบรวบเปลี่ยนอัตราการไหลทอลูอินลดลง 22 เปอร์เซ็นต์ หรือลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.5 และ 4.6 การรวบรวบระบบเริ่มที่เวลา 20 นาที และตั้งค่าการรวบรวบออกที่เวลา 60 นาที ใช้เวลาในการทดลอง 80 นาที

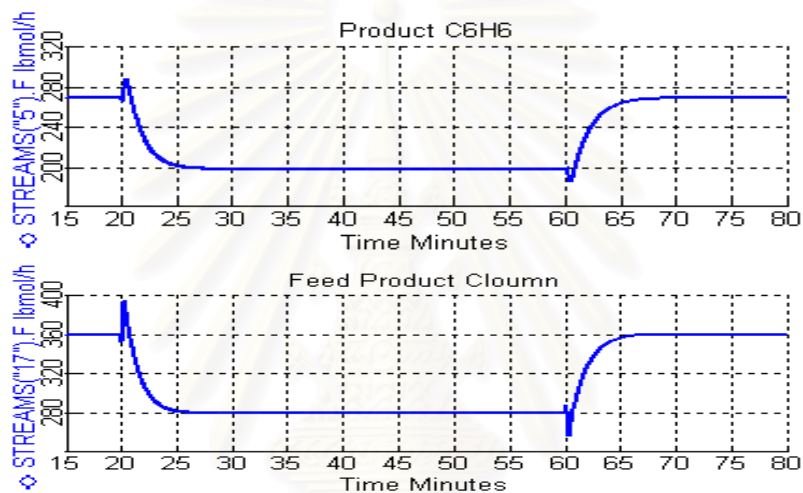
ผลการทดลองที่ได้จากการลดกำลังการผลิตที่ 26 เปอร์เซ็นต์ ให้แนวโน้มกราฟเหมือนการลดกำลังการผลิต 18 เปอร์เซ็นต์ แตกต่างเพียงขนาดของการตอบสนองในกระบวนการซึ่งมีขนาดมากกว่าการลดกำลังการผลิตที่ 18 เปอร์เซ็นต์



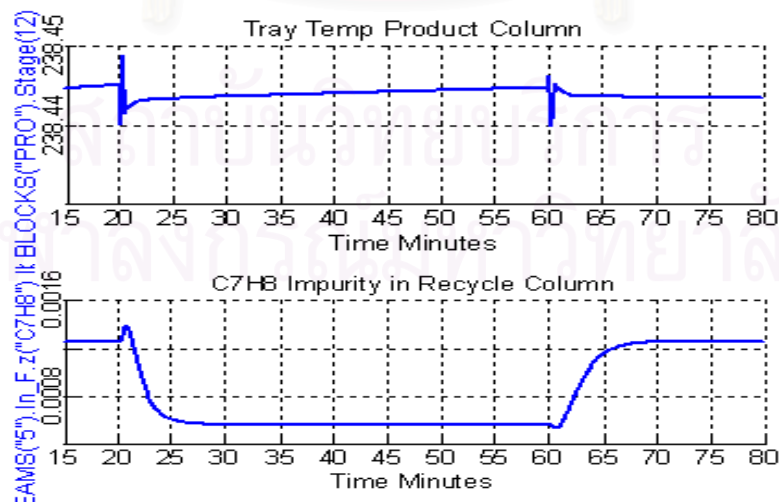
รูปที่ 4.5ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.5ก แสดงผลการรบกวนกระบวนการด้วยการลดอัตราการไหลของสารอื่นรวม 22.25 เปอร์เซ็นต์ ทำให้กราฟอัตราการป้อนสารไฮโดรเจนใหม่ลดลง 22.42 เปอร์เซ็นต์ เนื่องจากการใช้ไฮโดรเจนในกระบวนการลดลงทำให้มีไฮโดรเจนป้อนกลับในกระแสแก๊สมากขึ้น

รูปที่ 4.5ข แสดงผลการลดลงของกำลังการผลิตเบนซิน 26.48 เปอร์เซ็นต์ใช้เวลาในการเข้าสู่ภาวะคงตัวใหม่ประมาณ 8 นาที เนื่องจากปริมาณสารทอลูอินในถังปฏิกรณ์ลดลงทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาภายในถังลดลง ส่งผลให้อุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์ต่ำลง ดังนั้นปริมาณสารที่ส่งมาจากหน่วยแยกเฟลช เพื่อควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์จะมีปริมาณลดลง ทำให้ปริมาณสารที่ส่งเข้าสู่หอผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 22.05 เปอร์เซ็นต์ด้วย เนื่องจากปริมาณสารในระบบลดลง



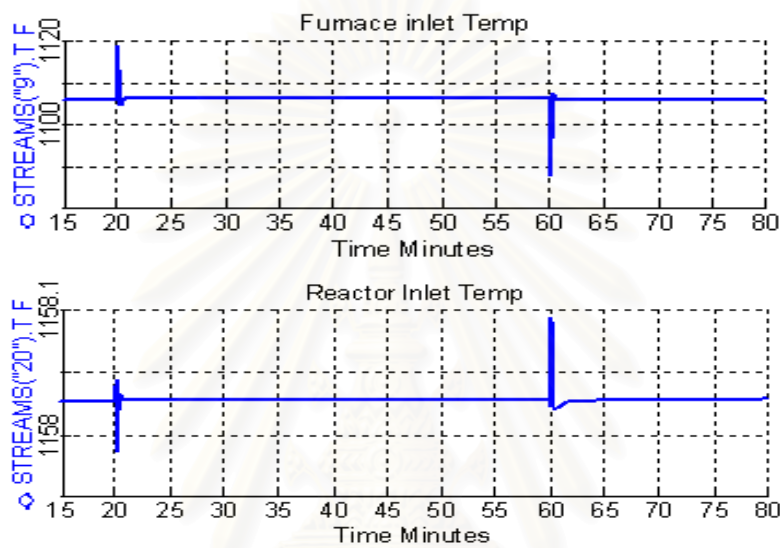
รูปที่ 4.5ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



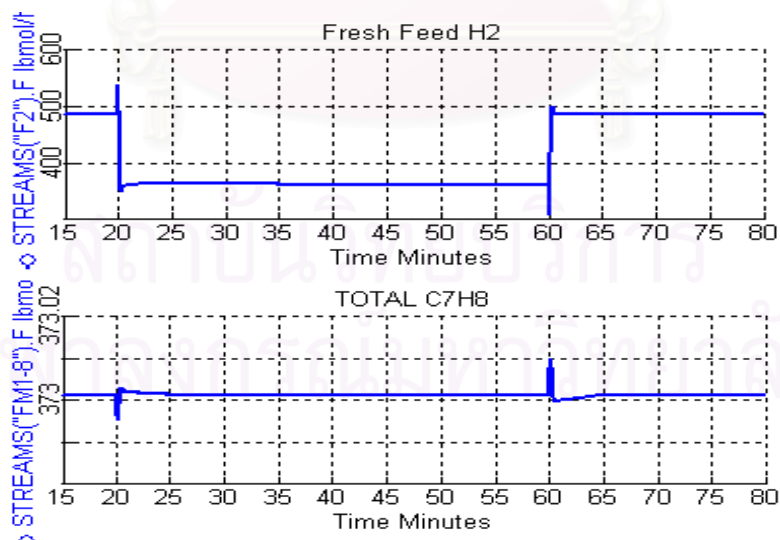
รูปที่ 4.5ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.5ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑืให้คงที่ แต่กราฟปริมาณสารทอลูอินที่ป้อนเป็อนในกระแสผลิตภัณฑืมีค่าลดลง 54.58 เปอร์เซ็นต์ โดยเข้าสู่ค่าคงที่ค่าใหม่ที่เป็นเช่นนั้นเนื่องมาจากการหอผลิตภัณฑืใช้ลู่ควบคุมการปรับอัตรารีฟลักซ์ภายในหอกลั่นให้คงที่ ดังนั้นการรบกวนหอกลั่นด้วยอัตราการป้อนสารจึงมีผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑืด้วย

รูปที่ 4.5ง แสดงอุณหภูมิของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานพบว่า การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินรบกวนการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเพียงเล็กน้อย และระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้อย่างรวดเร็ว



รูปที่ 4.5ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์

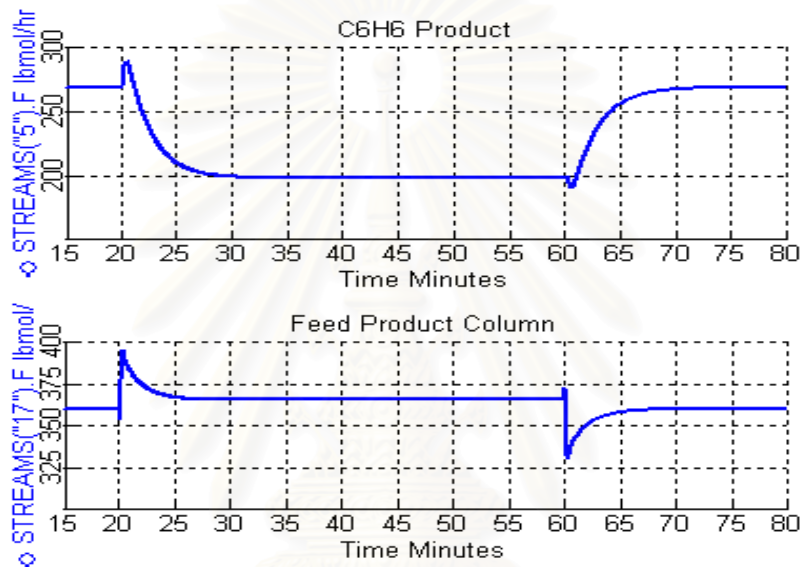


รูปที่ 4.6ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮด์

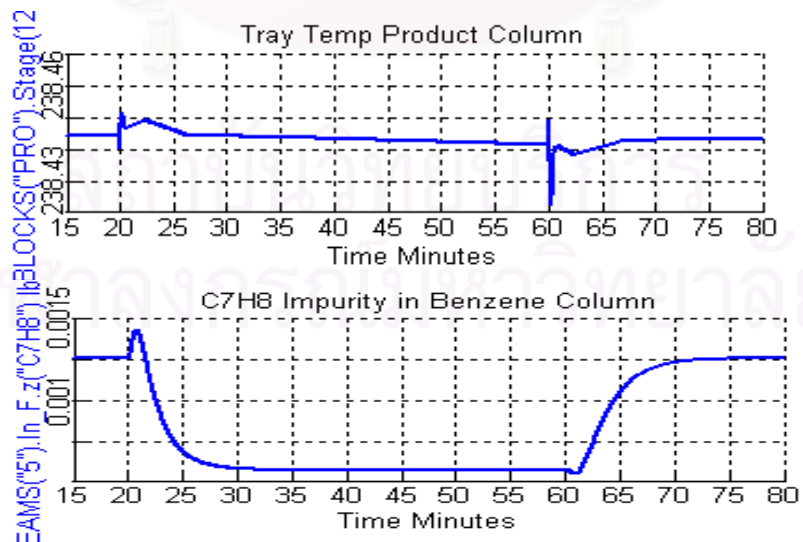
รูปที่ 4.6ก แสดงผลการรบกวนกระบวนการด้วยการลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮด์ทำให้กราฟอัตราการป้อนสารไฮโดรเจนใหม่ลดลง 25.25 เปอร์เซ็นต์ เนื่องจากมี

สารไฮโดรเจนในกระบวนการเหลือจากการทำปฏิกิริยาส่งผลให้ไฮโดรเจนในกระแสแก๊สมีปริมาณมากขึ้น เหมือนกรณีการลดปริมาณทอลูอีนในรูปที่ 4.5ก แต่อัตราการไหลทอลูอีนรวมของระบบมีค่าคงที่

รูปที่ 4.6ข แสดงผลของการลดลงของปริมาณเบนซิน 26.14 เปอร์เซ็นต์ ใช้เวลาในการเข้าสู่ค่ากำลังการผลิตใหม่ประมาณ 8 นาที ซึ่งเป็นผลมาจากการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาภายในถังน้อยลง และอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์ต่ำลง ดังนั้นปริมาณสารที่ส่งมาจากหน่วยแยกเฟลช เพื่อควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์จะมีปริมาณลดลงทำปริมาณสารที่ส่งเข้าสู่หอผลิตกัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้น 1.56 เปอร์เซ็นต์ ที่ค่าภาวะคงตัวค่าใหม่



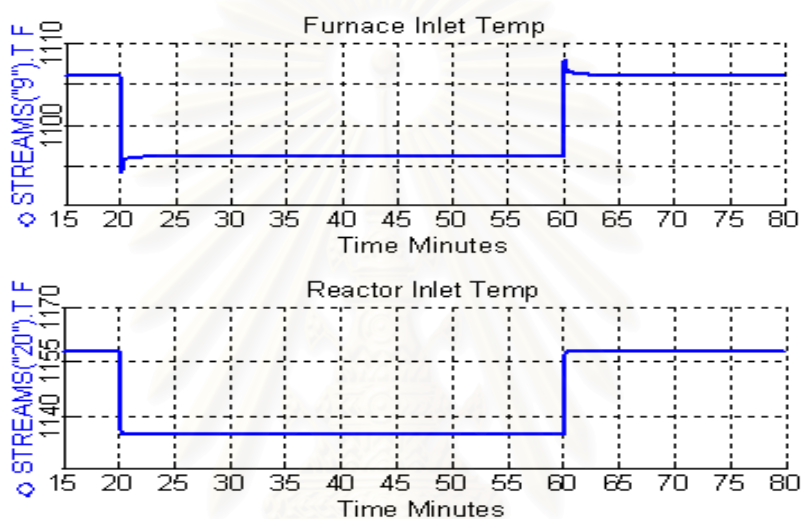
รูปที่ 4.6ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์



รูปที่ 4.6ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์

รูปที่ 4.6ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ได้ที่ค่าคงที่เดิม แต่กราฟปริมาณสารทอลูอินที่ป้อนในกระแสผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 54.09 เปอร์เซ็นต์ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องมาจากหอผลิตภัณฑ์ใช้ลูปควบคุมการปรับอัตราฟลักซ์ภายในหอกลั่นคั้งที่ ดังนั้นการรบกวนหอกลั่นด้วยอัตราการป้อนสารจึงมีผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วย

รูปที่ 4.6ง แสดงอุณหภูมิของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานป้อนกลับในระบบการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์มีผลต่ออุณหภูมิกระแสก่อนเข้าเตาเผา ลดลงเข้าสู่ค่าภาวะคั้งที่ค่าใหม่ ที่ 1096.17 องศาฟาเรนไฮด์ ทำให้ลูปควบคุมเตาเผาถูกรบกวนมากกว่ากรณีรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอิน



รูปที่ 4.6ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮด์

#### 4.4 โครงสร้างการควบคุมที่ 1

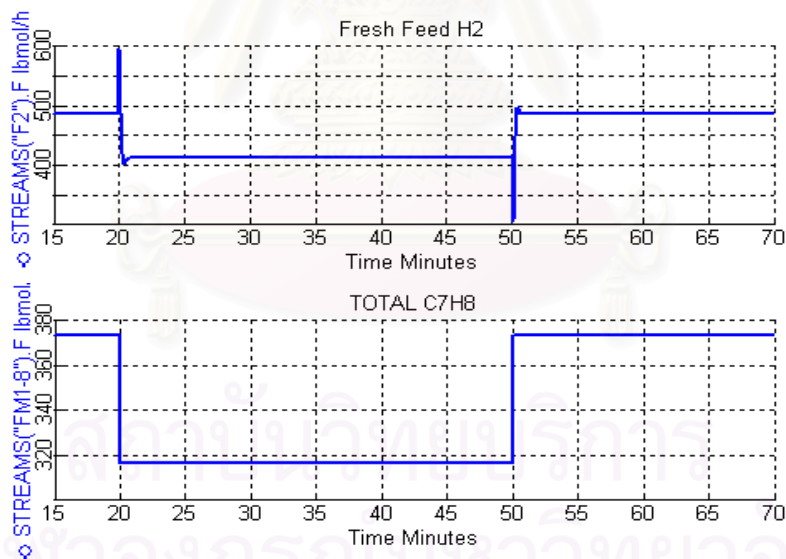
ข้อแตกต่างของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 จากโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงคือ การเลือก ลูปควบคุมอัตราการไหลทอลูอินรวม ซึ่งเป็นลูปควบคุมที่มีผลต่อการตอบสนองภายในกระบวนการ โครงสร้างการควบคุมที่ 1 เลือกควบคุมอัตราการไหลรวมทอลูอินด้วยการปรับอัตราสารป้อนทอลูอินใหม่เป็นลูปควบคุมหลักใช้ตัวควบคุมชนิดพีไอ ทำให้การปรับอัตราการไหลรวมของทอลูอินมีการตอบสนองอย่างรวดเร็ว และควบคุมระดับของเหลวอดหอป้อนกลับด้วยวาล์วภายในกระบวนการเป็นลูปควบคุมรองใช้ตัวควบคุมชนิดพีเพื่อลดความแปรปรวนของกระแสสารป้อนกลับ ข้อดีของลูปควบคุมนี้คือค่าเวลาคั้งที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองของลูปควบคุมหลักมีค่าต่ำกว่าโครงสร้างอ้างอิงที่ใช้การวัดระดับของเหลวอดหอป้อนกลับ แล้วปรับอัตราการป้อนสารใหม่เป็นลูปควบคุมหลัก

ลู่ควบคุมอัตราการไหลรวมทอลูอินในโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ใช้ตัวควบคุมชนิดพีไอ ทำให้กระบวนการมีผลการตอบสนองต่อการรบกวนรวดเร็ว และรุนแรงกว่าโครงสร้างอ้างอิง ดังนั้นข้อจำกัดของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 อยู่ที่กระแสทอลูอินใหม่ที่ต้องมีอัตราการไหลที่เพียงพอและสม่ำเสมอเพื่อสามารถชดเชยผลการรบกวนได้อย่างมีประสิทธิภาพ

#### 4.4.1 การเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 18 เปอร์เซ็นต์

การทดสอบกระบวนการด้วยการลดกำลังการผลิต แบ่งตามชนิดของตัวแปรกระบวนการได้ 2 กรณีคือ การลดอัตราการไหลทอลูอินรวม 15 เปอร์เซ็นต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.7 และการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.8 การรบกวนกระบวนการเริ่มที่เวลา 20 นาที และตั้งค่าการรบกวนออกที่เวลา 50 นาที ใช้เวลาในการทดลอง 70 นาที

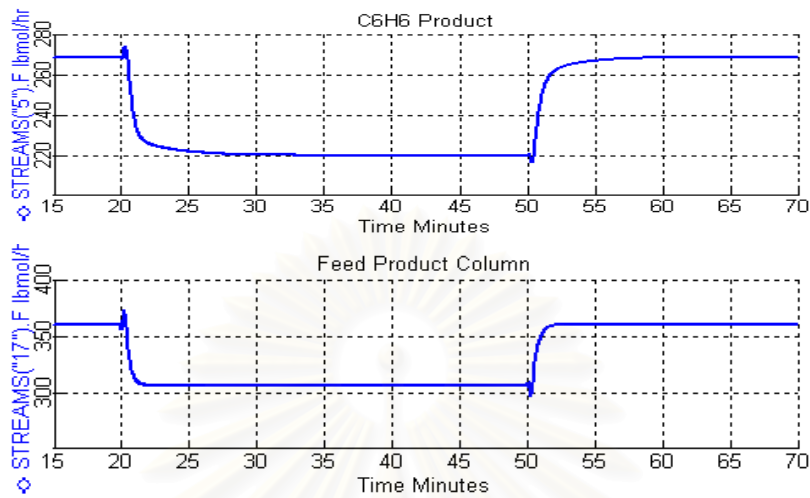
โครงสร้างการควบคุมที่ 1 แสดงผลการรบกวนกรณีเปลี่ยนทอลูอินรวม 15 เปอร์เซ็นต์ ได้ผลการตอบสนองของกระบวนการมีแนวโน้มเช่นเดียวกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง ดังรูปที่ 4.7 ที่อัตราการเติมแก๊สไฮโดรเจนใหม่เข้ากระบวนการลดลง 15.04 เปอร์เซ็นต์เนื่องจากลู่ควบคุมแก๊สไฮโดรเจนหรือลู่ควบคุมความดันของทั้งสองโครงสร้างเหมือนกัน ทำให้ผลการตอบสนองต่อการรบกวนระบบปรับค่าเหมือนกัน



รูปที่ 4.7ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

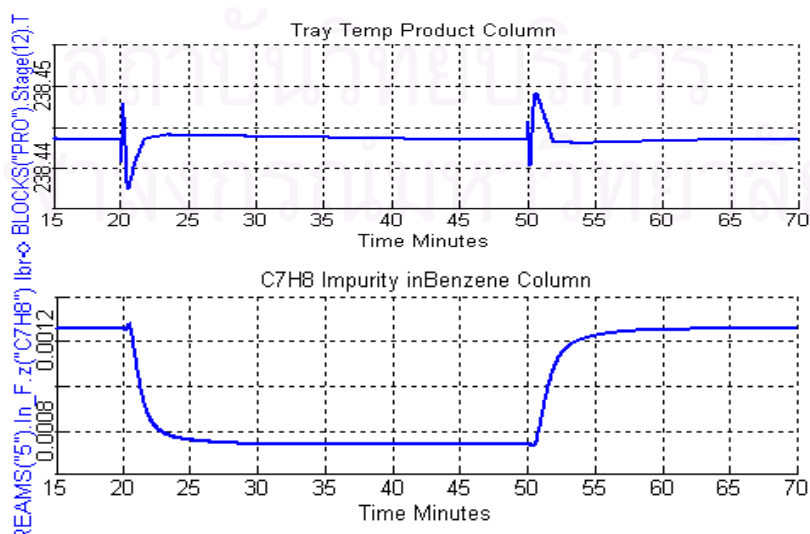
การตอบสนองการเปลี่ยนกำลังการผลิตรูป 4.7ข ที่แสดงผลการเปลี่ยนกำลังการผลิตของเบนซินได้รวดเร็วกว่าโครงสร้างอ้างอิงในรูป 4.3ข ที่เป็นเช่นนี้เนื่องมาจากการเปลี่ยนลู่ควบคุมอัตราการป้อนสารทอลูอินที่โครงสร้างการควบคุมที่ 1 ทำให้ผลการตอบสนองของปริมาณทอลูอินเปลี่ยนแปลงเร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง ส่งผลให้พฤติกรรมตอบสนองต่อการรบกวนภายในกระบวนการเปลี่ยนแปลงเร็วตามตัวแปรหลักซึ่งก็คือทอลูอินในกระบวนการ ดังกราฟการ

เปลี่ยนสารป้อนเข้าหอกลับผลิตภัณฑ์ที่เข้าสู่ภาวะคงที่โดยใช้เวลาเพียง 3 นาที ซึ่งน้อยกว่าโครงสร้างอ้างอิงที่ใช้เวลาประมาณ 6 นาที



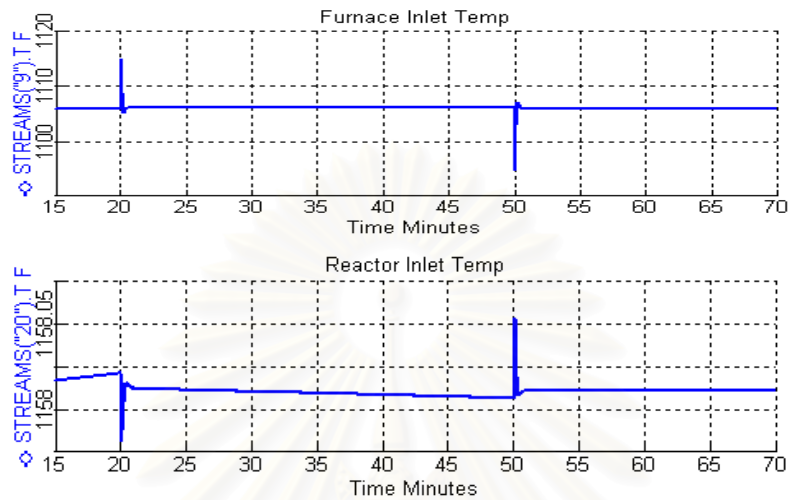
รูปที่ 4.7ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 1 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

การตอบสนองควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์รูปที่ 4.7ค ให้ผลการตอบสนองคล้ายโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงเนื่องจากใช้หลักการควบคุมเหมือนกัน แต่มีผลการตอบสนองต่อการรบกวนรุนแรงกว่ากราฟรูปที่ 4.3ค เนื่องจากการปรับปริมาณทอลูอินในกระบวนการของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 มีความแปรปรวนมากกว่าโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง ส่งผลต่อการเปลี่ยนค่าสารป้อนเป็นทอลูอินในกระแสผลิตภัณฑ์ออกผลิตภัณฑ์ของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ซึ่งมีผลการตอบสนองที่เร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมแบบอ้างอิงเช่นกัน



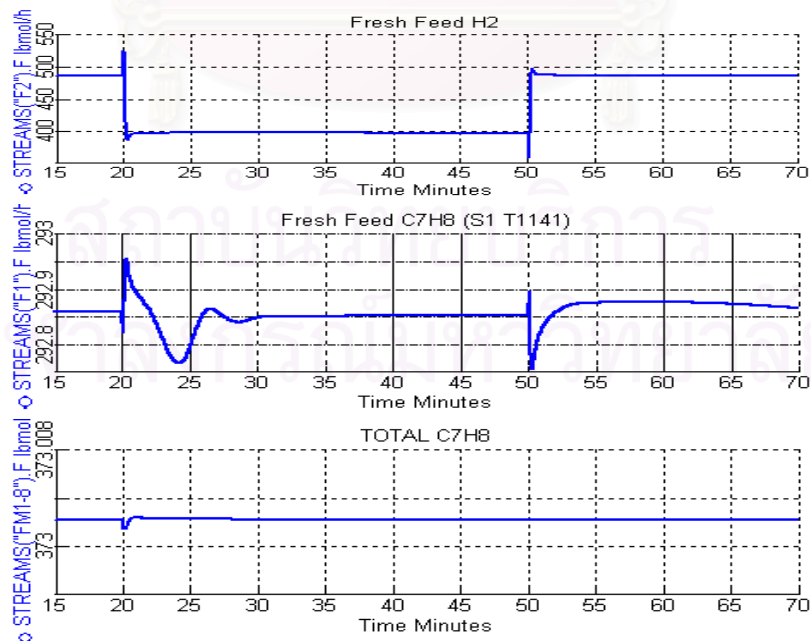
รูปที่ 4.7ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 1 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.7ง แสดงอุณหภูมิของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานพบว่า การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินรบกวนการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเพียงเล็กน้อย และระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้อย่างรวดเร็วเช่นเดียวกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง เนื่องจากใช้ลู่วควบคุมเหมือนกัน



รูปที่ 4.7ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

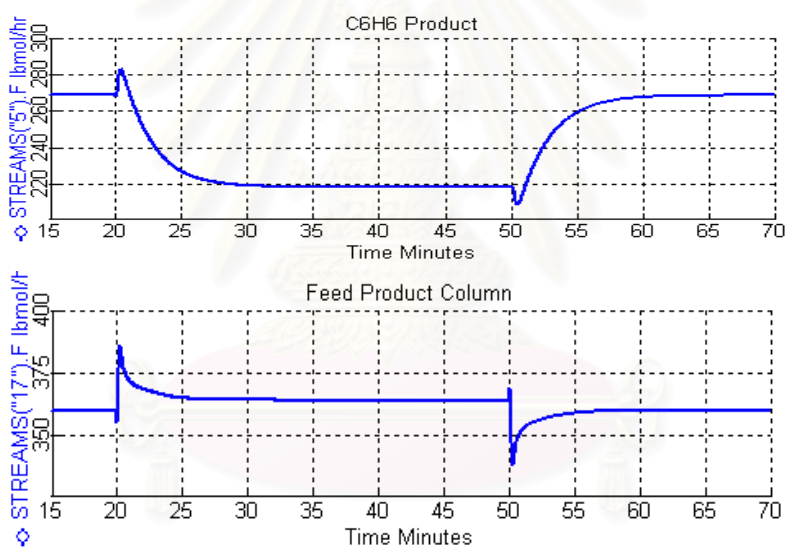
การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์ ดังรูปที่ 4.8ก พบว่าลู่วควบคุมความดันแก๊สกระแสน้อนกลับให้ผลการตอบสนองเช่นเดียวกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง ดังรูปที่ 4.4ก ส่วนการตอบสนองของอัตราการไหลทอลูอินใหม่เข้าระบบโครงสร้างการควบคุมที่ 1 มีการตอบสนองรุนแรงกว่าโครงสร้างการควบคุมแบบอ้างอิง ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากการเลือกลู่วควบคุมอัตราการป้อนสารทอลูอินเข้ากระบวนการต่างกันนั่นเอง



รูปที่ 4.8ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์

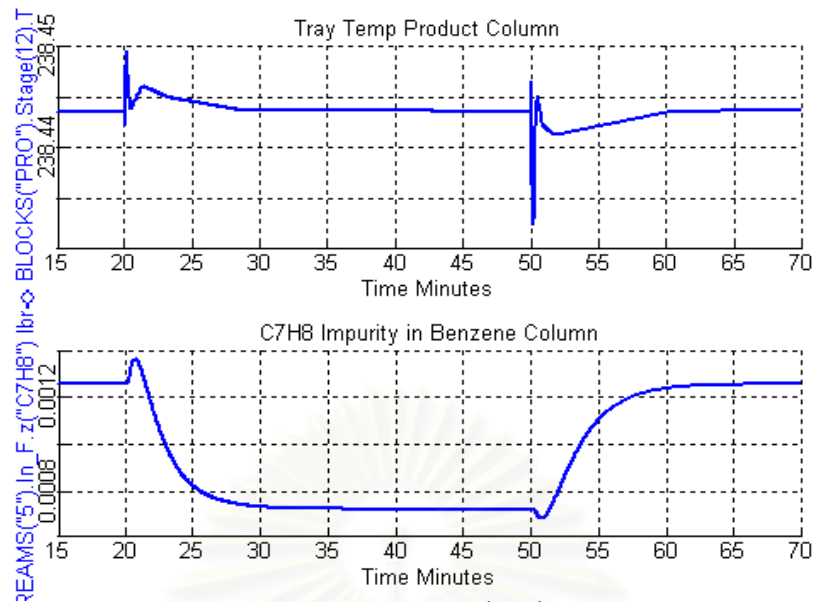


ผลการตอบสนองต่อการเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ของโครงการควบคุมที่ 1 ให้ผลการตอบสนองคล้ายกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงรูปที่ 4.4ข แสดงในกราฟรูปที่ 4.8ข เนื่องจากจากลู่ควบคุมภายในกระบวนการของโครงสร้างการควบคุมทั้งสองนั้นเหมือนกัน การรบกวนอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงปริมาณสารทอลูอินในระบบน้อยกว่า การรบกวนเปลี่ยนสารทอลูอินในระบบโดยตรงทำให้ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างอ้างอิงให้ผลการตอบสนองคล้ายกัน เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ต่างจากโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงที่ลู่การควบคุมปริมาณสารทอลูอินในระบบ ดังนั้นกรณีที่ระบบถูกรบกวนด้วยอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ โครงสร้างการควบคุมทั้งสองจึงให้ผลการตอบสนองในระบบไม่ต่างกันมาก แตกต่างจากกรณีการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอิน รูปที่ 4.3ข โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง และรูปที่ 4.7ข โครงสร้างการควบคุมที่ 1 ซึ่งกระบวนการมีกราฟการตอบสนองต่อการรบกวน ต่างกันอย่างชัดเจน

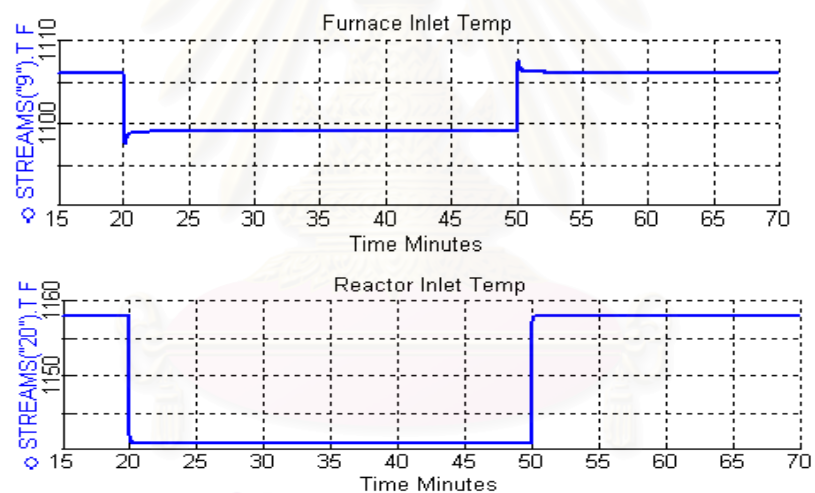


รูปที่ 4.8ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 1 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์

รูปที่ 4.8ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ที่ระบบสามารถควบคุมอุณหภูมิภายในหอได้คงที่ โดยที่ปริมาณสารทอลูอินที่ป้อนในกระแสผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 42.6 เปอร์เซ็นต์ เท่ากับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงรูปที่ 4.4ค



รูปที่ 4.8ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์



รูปที่ 4.8ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์

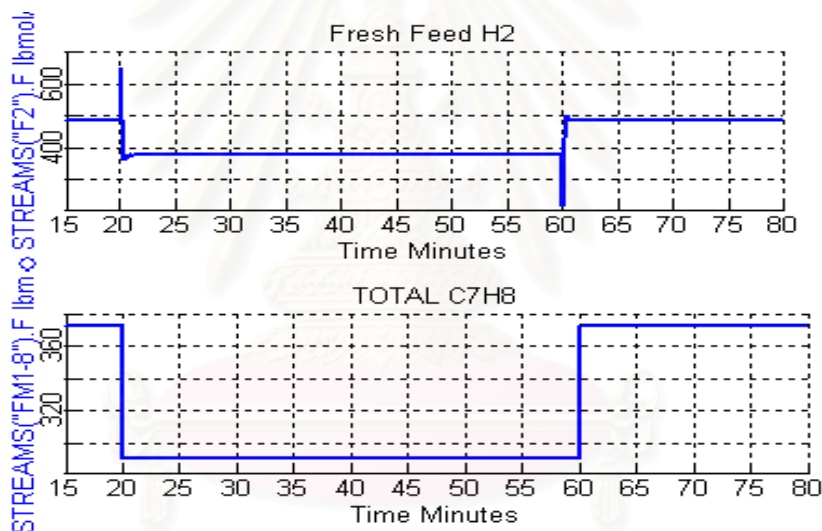
รูปที่ 4.8 แสดงอุณหภูมิของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานป้อนกลับในระบบการควบคุมระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์มีผลต่ออุณหภูมิกระแสก่อนเข้าเตาเผา ลดลงเข้าสู่ค่าภาวะคงที่ค่าใหม่ ที่ 1099.127 องศาฟาเรนไฮต์ ทำให้ลู่วควบคุมเตาเผาถูกรบกวนมากกว่ากรณีระบบควบคุมด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินซึ่งส่งผลกระทบอุณหภูมิกระแสก่อนเข้าเตาเผาเพียงเล็กน้อย โครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงรูปที่ 4.4 ให้ผลการตอบสนองทางพลวัตคล้ายกัน

#### 4.4.2 การเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 26 เปอร์เซนต์

การลดกำลังการผลิต 26 เปอร์เซนต์ทำโดยการลดอัตราการไหลของลู่อื่นลง 22 เปอร์เซนต์ หรือลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ดังแสดงในรูปที่ 4.9 และ 4.10 การรบกวนระบบเริ่มที่เวลา 20 นาที และคืนค่าการรบกวนออกที่เวลา 60 นาทีใช้เวลาในการทดลอง 80 นาที

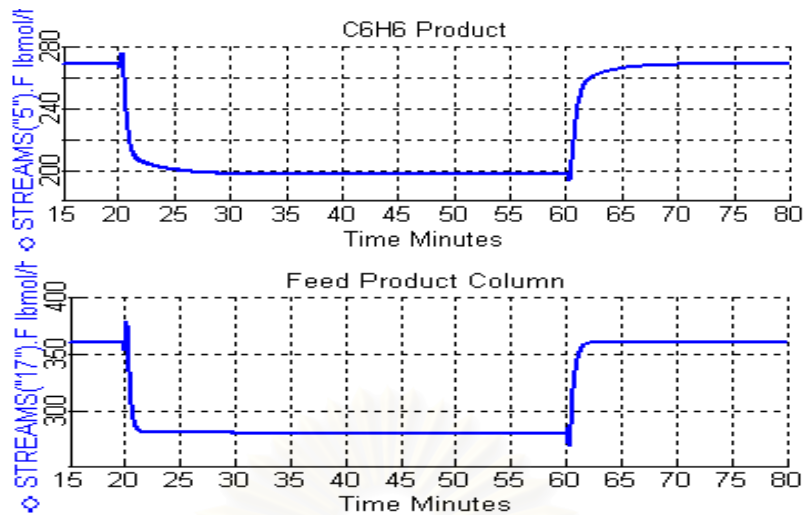
ผลการทดลองที่ได้จากการลดกำลังการผลิต 26 เปอร์เซนต์ ให้แนวโน้มกราฟเหมือนการลดกำลังการผลิต 17 เปอร์เซนต์ แตกต่างเพียงขนาดของการตอบสนองในกระบวนการซึ่งมีขนาดมากกว่าการรบกวนกำลังการผลิตที่ 17 เปอร์เซนต์

รูปที่ 4.9ก แสดงผลการรบกวนกระบวนการด้วยการลดอัตราการไหลของลู่อื่นรวม 22.25 เปอร์เซนต์ ทำให้กราฟอัตราการป้อนสารไฮโดรเจนใหม่ลดลง 22.41 เปอร์เซนต์ เนื่องจากการใช้ไฮโดรเจนในกระบวนการลดลงทำให้มีไฮโดรเจนป้อนกลับในกระแสแก๊สมากขึ้น



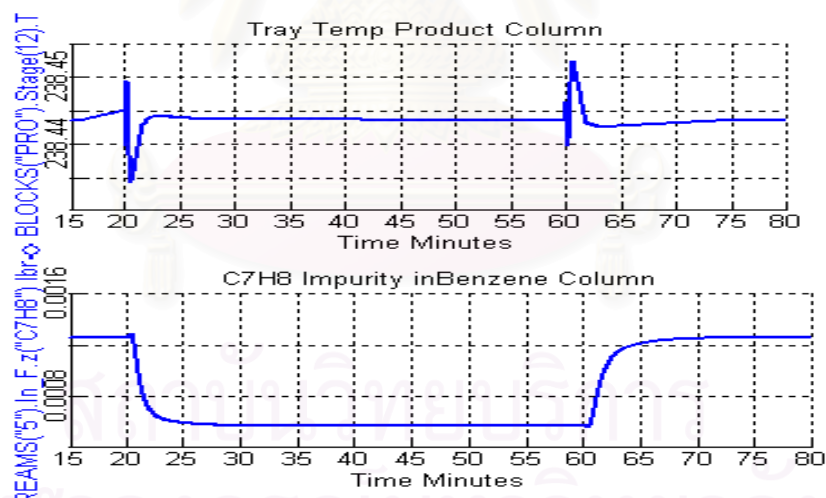
รูปที่ 4.9ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 1 เมื่อลดสารทลู่อื่น 22 เปอร์เซนต์

รูปที่ 4.9ข แสดงผลการลดลงของกำลังการผลิตเบนซิน 26.455 เปอร์เซนต์ใช้เวลาในการเข้าสู่ภาวะคงตัวใหม่ประมาณ 6 นาที เนื่องจากปริมาณสารทลู่อื่นในถังปฏิกรณ์ลดลงทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาภายในถังลดลง ส่งผลให้อุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์ต่ำลง ดังนั้นปริมาณสารที่ส่งมาจากหน่วยแยกแฟลช เพื่อควบคุมอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์จะมีปริมาณลดลง ส่งผลถึงปริมาณสารที่ส่งเข้าสู่หอผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 22.02 เปอร์เซนต์ด้วย เนื่องจากปริมาณสารในระบบลดลง



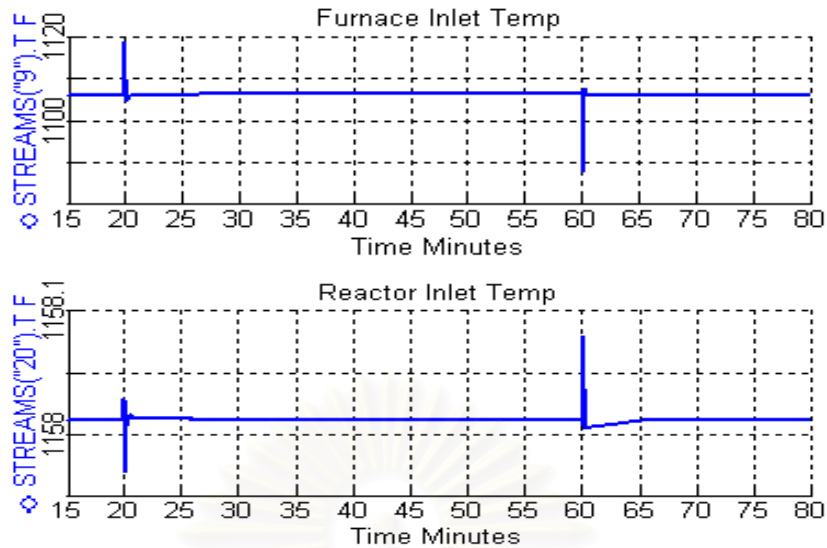
รูปที่ 4.9ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.9ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ แต่กราฟปริมาณสารทอลูอินที่ปนเปื้อนในกระแสผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 54.54 เปอร์เซ็นต์ โดยเข้าสู่ค่าคงที่ค่าใหม่ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องมาจากการหอผลิตภัณฑ์ใช้ลู่วควบคุมการปรับอัตราไหลกลับภายในหอกลั่นให้คงที่ ดังนั้นการรบกวนหอกลั่นด้วยอัตราการป้อนสารจึงมีผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วย



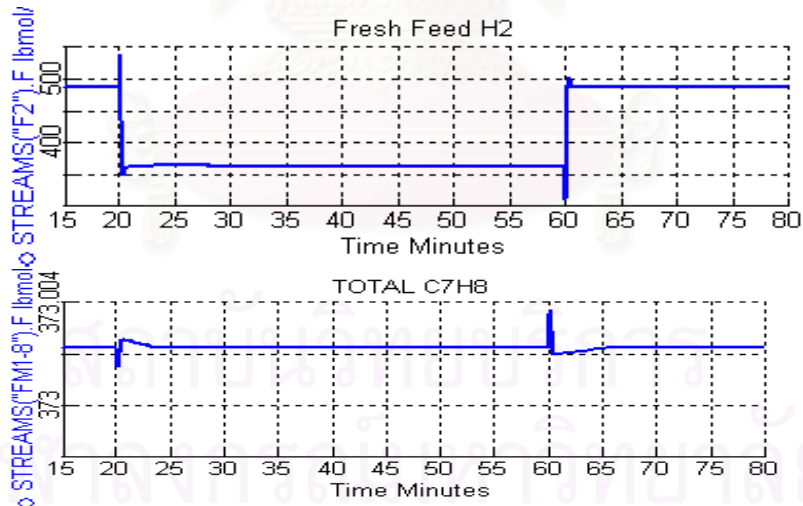
รูปที่ 4.9ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.9ง แสดงอุณหภูมิของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานพบว่า การรบกวนระบบด้วยการลดปริมาณทอลูอินรบกวนการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเพียงเล็กน้อย และระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้อย่างรวดเร็ว



รูปที่ 4.9ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์

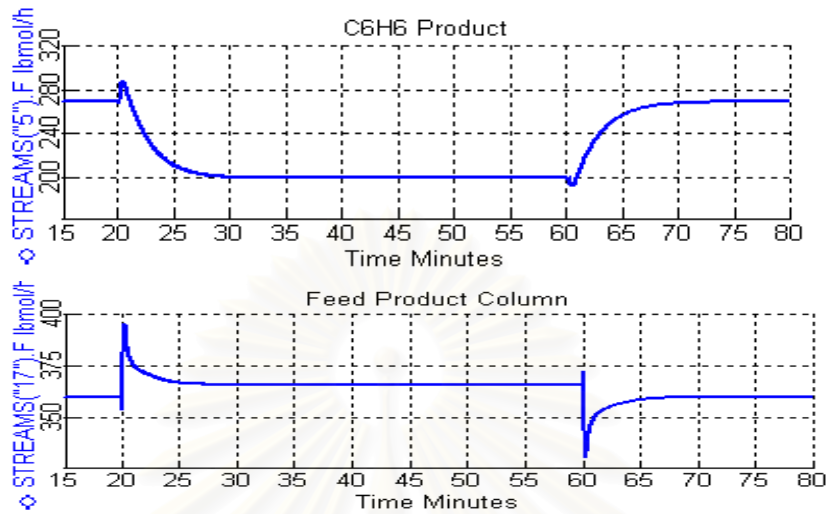
รูปที่ 4.10ก แสดงผลการรบกวนกระบวนการด้วยการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ทำให้กราฟอัตราการป้อนสารทอลูอินใหม่ลดลงเล็กน้อย และการป้อนสารไฮโดรเจนใหม่ลดลง 25.25 เปอร์เซ็นต์ เนื่องจากมีสารไฮโดรเจนในกระบวนการเหลือจากการทำปฏิกิริยาส่งผลให้ไฮโดรเจนในกระแสแก๊สมีปริมาณมากขึ้น เหมือนกรณีการลดปริมาณทอลูอินในรูปที่ 4.3ก แต่อัตราการไหลทอลูอินรวมของระบบมีค่าคงที่



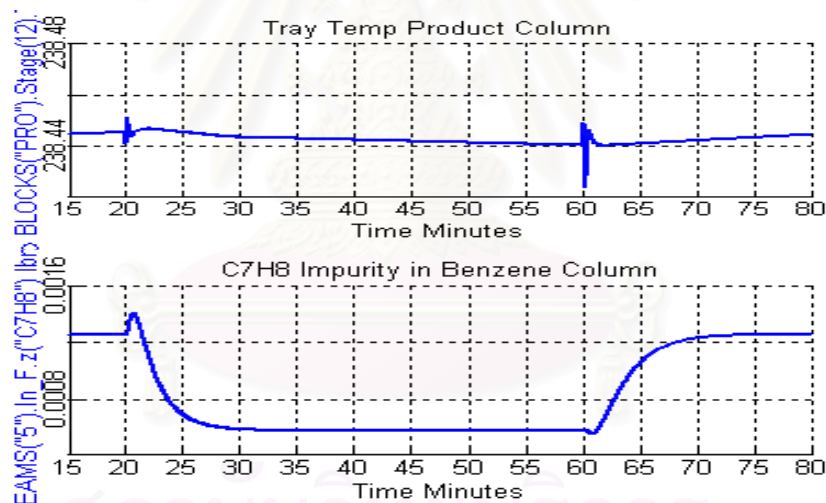
รูปที่ 4.10ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์

รูปที่ 4.10ข แสดงผลของการลดลงของปริมาณเบนซิน 26.45 เปอร์เซ็นต์ ใช้เวลาในการเข้าสู่ค่ากำลังการผลิตใหม่ประมาณ 10 นาที ซึ่งเป็นผลมาจากการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาภายในถังน้อยลง และอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์ต่ำลง ดังนั้น

ปริมาณสารที่ส่งมาจากหน่วยแยกแฟลช เพื่อควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์จะมีปริมาณลดลง ดังนั้นปริมาณสารที่ส่งเข้าสู่หอผลิตภัณฑ์จะมีค่าเพิ่มขึ้น 1.56 เปอร์เซ็นต์ ที่ค่าภาวะคงที่ค่าใหม่

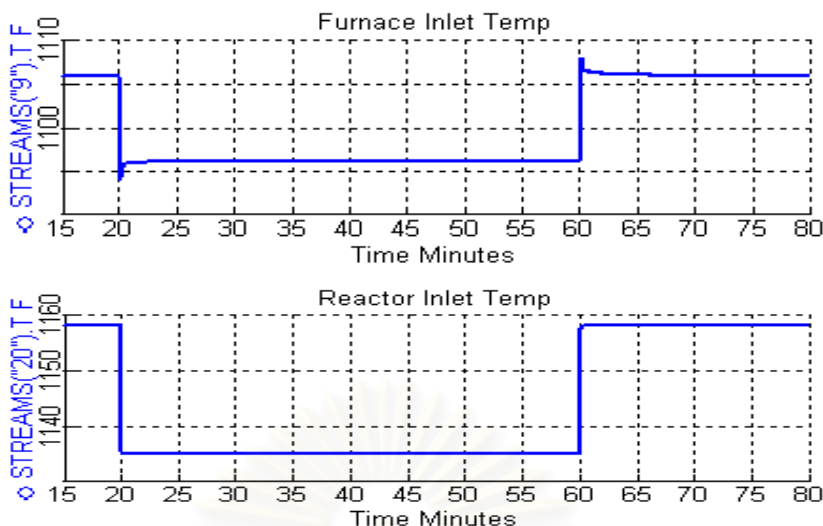


**รูปที่ 4.10ข** การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์



**รูปที่ 4.10ค** การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์

รูปที่ 4.10ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ แต่กราฟปริมาณสารทอลูอินที่ปนเปื้อนในกระแสผลิตภัณฑ์มีค่าลดลง 54.089 เปอร์เซ็นต์ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องมาจากหอผลิตภัณฑ์ใช้ดูควบคุมการปรับอัตราฟลักซ์ภายในหอกลั่นคงที่ ดังนั้นการรบกวนหอกลั่นด้วยอัตรา การป้อนสารจึงมีผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วย



รูปที่ 4.10ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่1 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์

รูปที่ 4.10ง แสดงอุณหภูมิของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานป้อนกลับในระบบการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์มีผลต่ออุณหภูมิกระแสก่อนเข้าเตาเผา ลดลงเข้าสู่ค่าภาวะคงที่ค่าใหม่ ที่ 1096.17 องศาฟาเรนไฮต์ ทำให้ลู่วควบคุมเตาเผาถูกรบกวนมากกว่ากรณีรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินซึ่งส่งผลกระทบอุณหภูมิกระแสก่อนเข้าเตาเผาเพียงเล็กน้อย

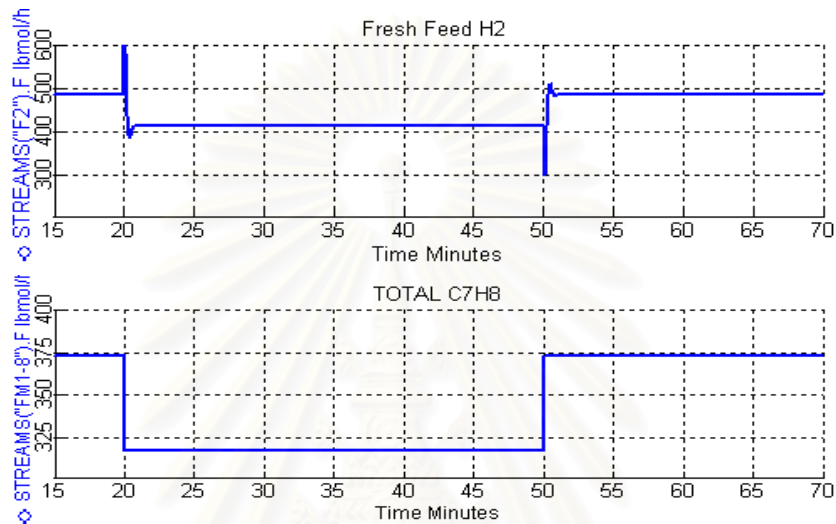
#### 4.5 โครงสร้างการควบคุมที่ 2

โครงสร้างการควบคุมที่ 2 แตกต่างจากโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ในด้านการจัดการพลังงานความร้อนที่วนใช้ในกระบวนการ โครงสร้างการควบคุมที่ 2 ใช้หน่วยหล่อเย็นเพื่อควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์แทนกระแสภายในกระบวนการ เพื่อลดผลกระทบต่อเปลี่ยนแปลงปริมาณสารที่ส่งเข้าสู่หน่วยแยกสารให้ได้รับผลการรบกวนลดลง ดังแสดงในรูปที่ 3.5

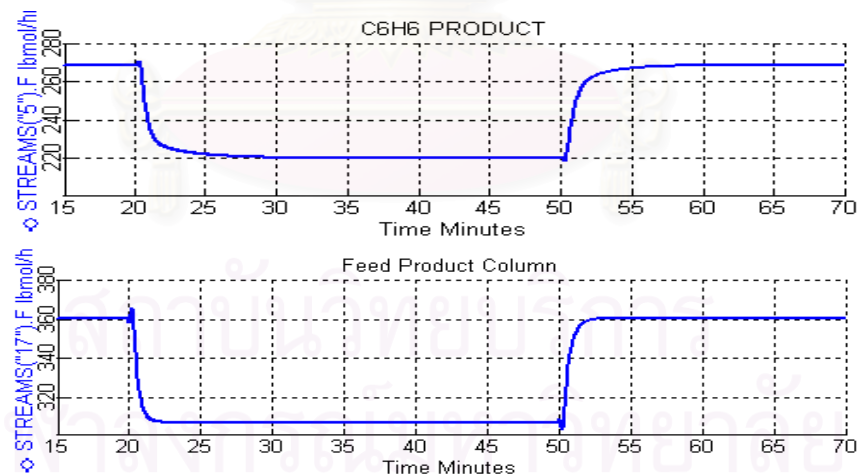
##### 4.5.1 การเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 17 เปอร์เซ็นต์

การทดสอบกระบวนการด้วยการเปลี่ยนกำลังการผลิตแบ่งตามชนิดของตัวแปรกระบวนการได้ 2 กรณีคือ การลดอัตราการไหลทอลูอินรวม 15 เปอร์เซ็นต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.11 และการลดอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.12 การรบกวนกระบวนการเริ่มที่เวลา 20 นาที และตั้งค่าการรบกวนออกที่เวลา 50 นาที ใช้เวลาในการทดลอง 70 นาที

โครงสร้างการควบคุมที่ 2 แสดงผลการรบกวนกรณีเปลี่ยนทอลูอินรวม 15 เปอร์เซ็นต์ ได้กราฟผลการตอบสนองของกระบวนการมีแนวโน้มเช่นเดียวกับโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ดังรูป 4.11ก เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมที่ 2 มีลู่วควบคุมการเติมสารทอลูอินเหมือนโครงการควบคุมที่ 1 ทำให้ระบบใช้เวลาในการตอบสนองต่อการรบกวนเปลี่ยนกำลังการผลิตด้วยการเปลี่ยนทอลูอินใกล้เคียงกับโครงสร้างที่ 1 (รูปที่ 4.7ก) โดยระบบลดปริมาณการป้อนไฮโดรเจน 15.09 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ 4.11ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



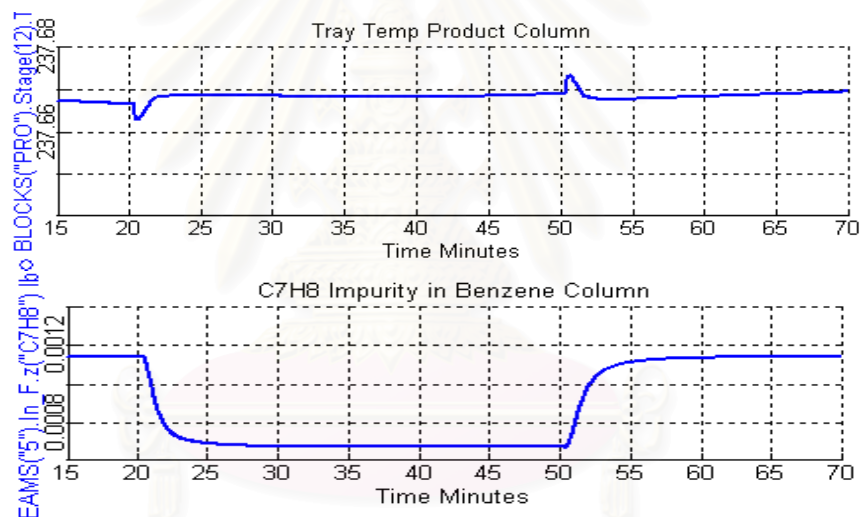
รูปที่ 4.11ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

ส่วนกราฟรูปที่ 4.11ข โครงสร้างการควบคุมที่ 2 แสดงการเปลี่ยนอัตราการผลิตเบนซินคล้ายโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ซึ่งอัตราการเปลี่ยนกำลังการผลิตมีผลการตอบสนองเร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ใช้ลู่วควบคุมการป้อนสารทอลูอินเข้าระบบเช่นเดียวกับโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ข้อแตกต่างของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 และ 2



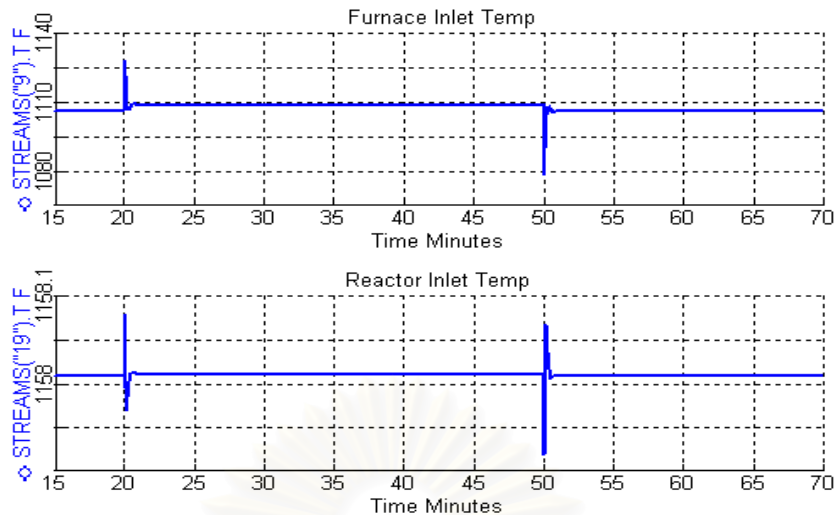
อยู่ที่ฟีดของการตอบสนองต่อการรบกวน โครงสร้างการควบคุมที่ 2 มีขนาดฟีดตอบสนองต่อการรบกวนการเปลี่ยนกำลังการผลิตและการเปลี่ยนปริมาณสารเข้าสู่หอผลิตภัณฑ์น้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ดังรูป 4.11ข ที่เป็นเช่นนี้ เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ออกแบบเพื่อลดผลความแปรปรวนของมวลสารภายในกระบวนการในส่วนของที่เกิดปฏิกิริยา ให้ส่งผลรบกวนต่อการแยกสารลดลงทำให้กราฟการเปลี่ยนแปลงกำลังการผลิต และปริมาณสารที่ส่งเข้าหอผลิตภัณฑ์ได้รับการรบกวนน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1

รูปที่ 4.11ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ และปริมาณสารทอลูอินที่ปนเปื้อนในกระแสผลิตภัณฑ์โดยปริมาณทอลูอินที่ปนเปื้อนมีค่าลดลง 40.85 เปอร์เซ็นต์ เมื่อเปรียบเทียบกับกราฟจากโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ดังรูป 4.7ค พบว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 2 อุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์และปริมาณสารปนเปื้อนทอลูอินส่งผลรบกวนโครงสร้างการควบคุมที่ 2 น้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1



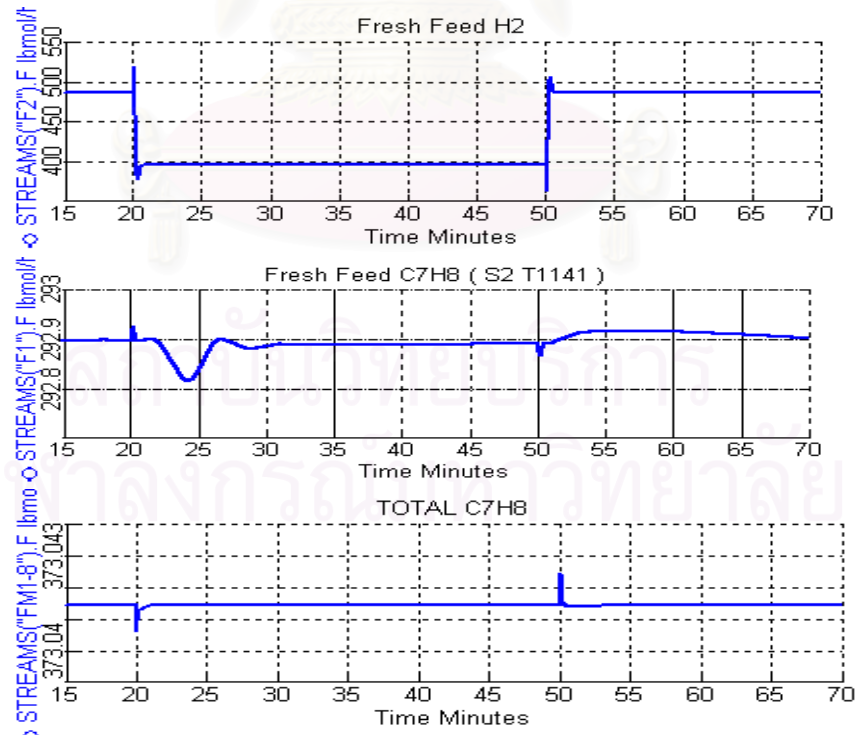
รูปที่ 4.11ค . การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดสารทอลูอิน 15เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.11ง แสดงให้เห็นว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 2 สามารถปรับควบคุมค่าอุณหภูมิเข้ากระบวนการได้เร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1 เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ออกแบบให้ระบบควบคุมปริมาณความร้อนที่แลกเปลี่ยน ให้กับสารป้อนใหม่ที่หน่วยแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระบวนการมีค่าการเปลี่ยนแปลงน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ดังนั้นอุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์ของโครงสร้างการควบคุมที่ 2 จะถูกรบกวนน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ทำให้โครงสร้างการควบคุมที่ 2 ระบบสามารถปรับค่าอุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์ได้เร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1



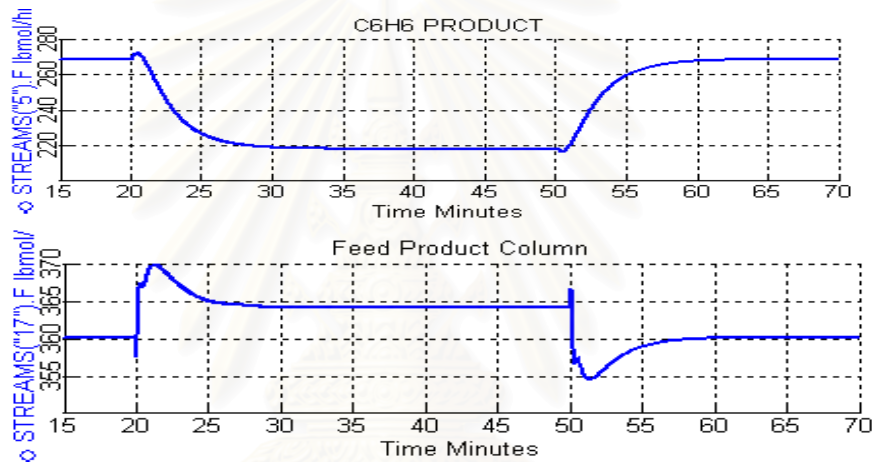
รูปที่ 4.11g การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ 14 องศาเรนไฮต์ ดังกราฟรูปที่ 4.12ก พบว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ให้ผลการตอบสนองต่อการรบกวนระบบเหมือนโครงสร้างการควบคุมที่ 1 เนื่องจากระบบทั้งสองใช้ลู่วควบคุมการป้อนสารใหม่เข้ากระบวนการเหมือนกัน และการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ส่งผลต่อลู่วควบคุมอัตราการป้อนสารเข้าระบบน้อยกว่าการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนสารทอลูอิน ทำให้การตอบสนองต่อการรบกวนของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 และ 2 มีผลการตอบสนองของกราฟที่เกี่ยวข้องกับการป้อนสารเข้าระบบเหมือนกัน

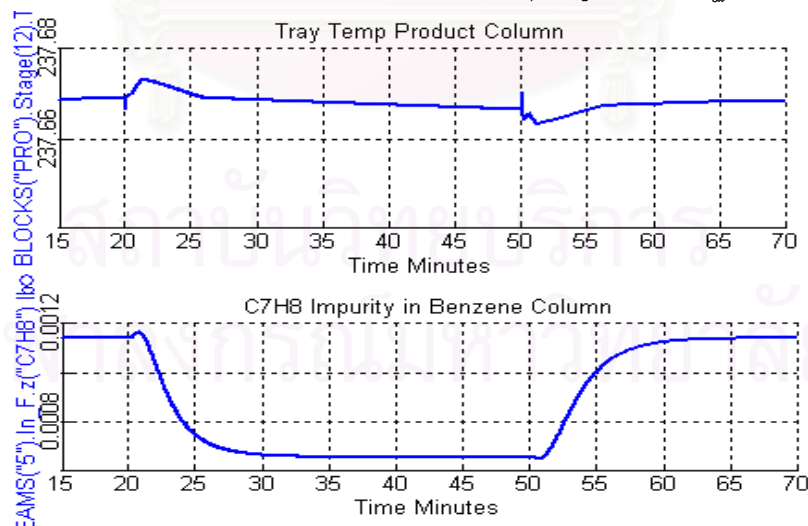


รูปที่ 4.12ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ 14 องศาเรนไฮต์

โครงสร้างการควบคุมที่ 2 ออกแบบเพื่อลดผลการรบกวนทางด้านการเกิดปฏิกิริยาให้ส่งผลกระทบต่อเปลี่ยนแปลงปริมาณสารในกระบวนการน้อยลง ด้วยการใช้น้อยหล่อเย็นแทนการใช้กระแสภายในกระบวนการเพื่อควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์ ทำให้ส่วนของการแยกสารได้รับการรบกวนน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงดังแสดงในรูปที่ 4.12ข จากรูปจะเห็นว่าอัตราการผลิตและปริมาณสารเข้าหอผลิตภัณฑ์ถูกรบกวนน้อยกว่าค่าดังกล่าวในโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงและโครงสร้างที่ 1 ซึ่งมีฟีดการตอบสนองต่อการรบกวนมากกว่า 280 ปอนด์โมลต่อชั่วโมง (รูปที่ 4.8ข โครงสร้างการควบคุมที่ 1 และรูปที่ 4.4ข โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง) ในขณะที่โครงสร้างแบบที่ 2 มีฟีดการตอบสนองต่อการรบกวนน้อยกว่า 270 ปอนด์โมลต่อชั่วโมง ทำให้ระบบปรับตัวเข้าสู่ภาวะคงที่ใหม่ได้เร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงและโครงสร้างที่ 1



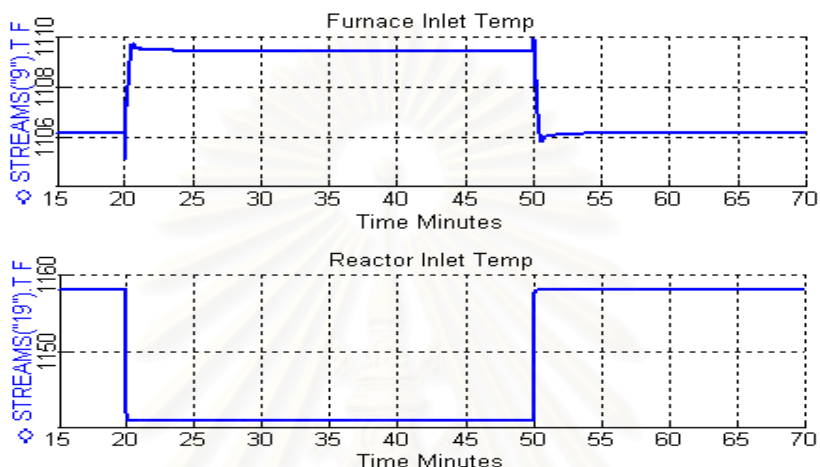
รูปที่ 4.12ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮด์



รูปที่ 4.12ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮด์

รูปที่ 4.12ค แสดงการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ และกราฟสวารปนเปื้อนทอลู-อินในกระแสผลิตภัณฑ์ของโครงสร้างการควบคุมนี้ปรับค่าเข้าสู่ภาวะคงตัวค่าใหม่เร็วกว่า โครงสร้างที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงเนื่องจากระบบได้รับผลการรบกวนจากหน่วยหอกลิ้นน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง

รูปที่ 4.12ง แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิก่อนเข้าเตาเผาของระบบควบคุมนี้มีค่าอุณหภูมิสูงขึ้นทำให้เตาเผาทำงานลดลง และระบบสามารถควบคุมอุณหภูมิภายในระบบได้อย่างรวดเร็ว



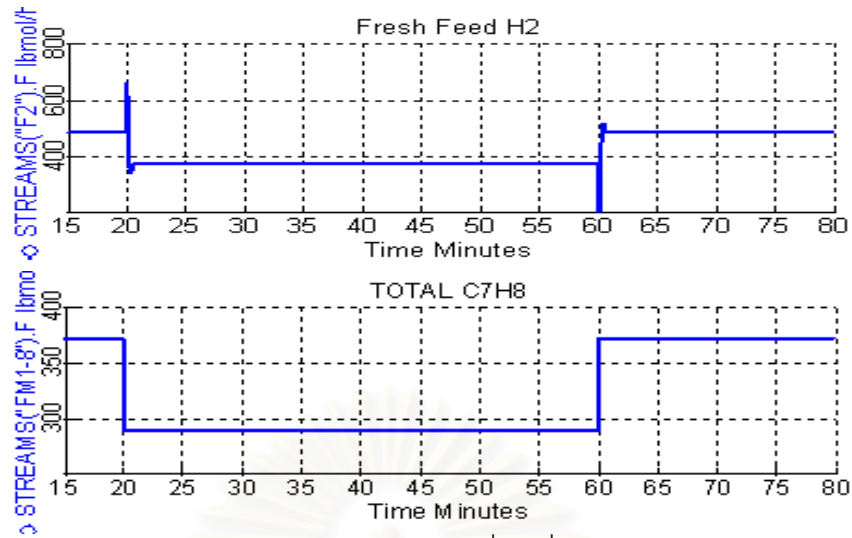
รูปที่ 4.12ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์

#### 4.5.2 การเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 26 เปอร์เซ็นต์

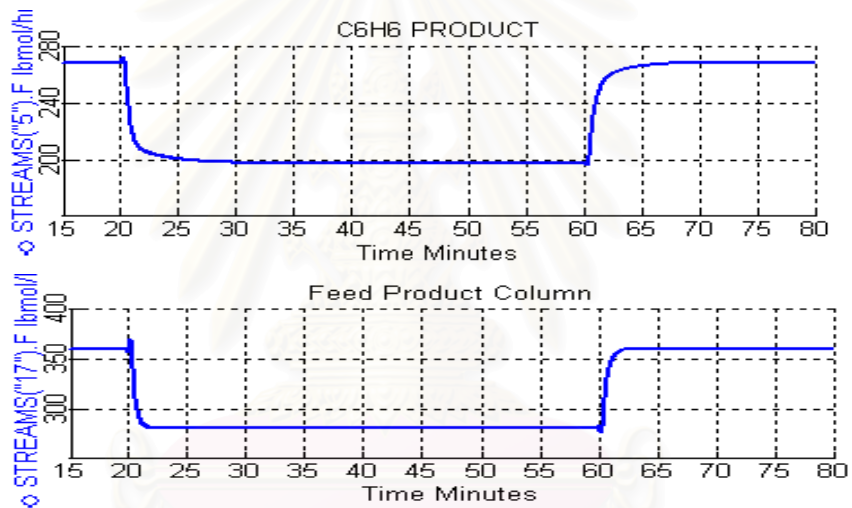
การลดกำลังการผลิต 26 เปอร์เซ็นต์ต้องรบกวนเปลี่ยนอัตราการผลิตทอลูอินลดลง 22 เปอร์เซ็นต์ หรือลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ดังแสดงในกราฟรูปที่ 4.13 และ 4.14 การรบกวนระบบเริ่มที่เวลา 20 นาที และตั้งค่าการรบกวนออกที่เวลา 60 นาทีใช้เวลาในการทดลอง 80 นาที

กราฟผลการทดลองที่ได้จากการลดกำลังการผลิตที่ 26 เปอร์เซ็นต์ ให้แนวโน้มกราฟเหมือนการลดกำลังการผลิต 17 เปอร์เซ็นต์ แตกต่างเพียงขนาดของการตอบสนองในกระบวนการ ซึ่งมีขนาดมากกว่าการรบกวนกำลังการผลิตที่ 17 เปอร์เซ็นต์

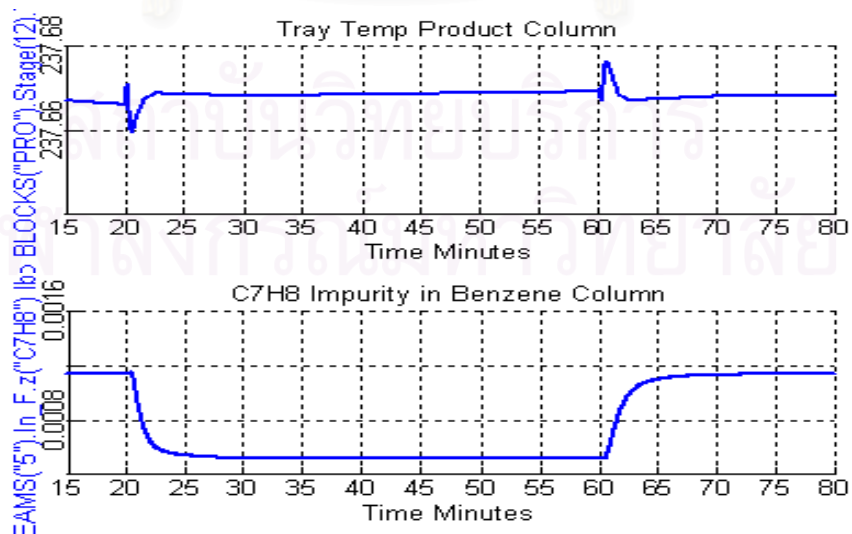
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



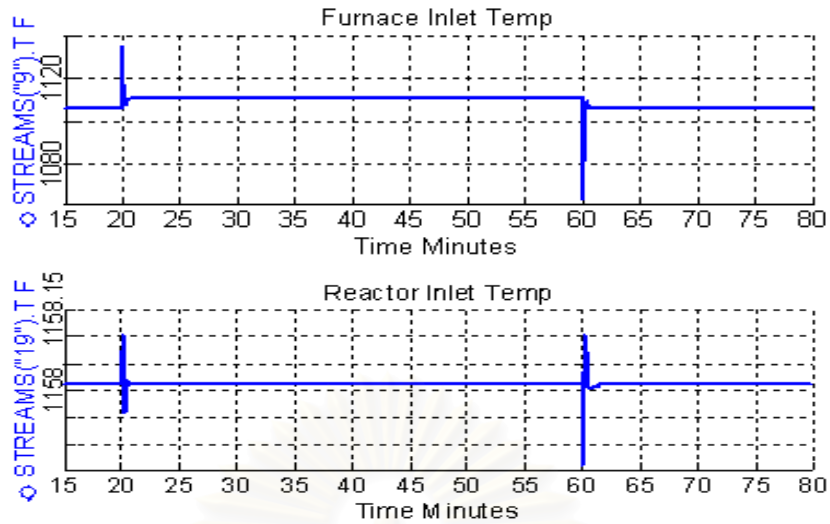
รูปที่ 4.13ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



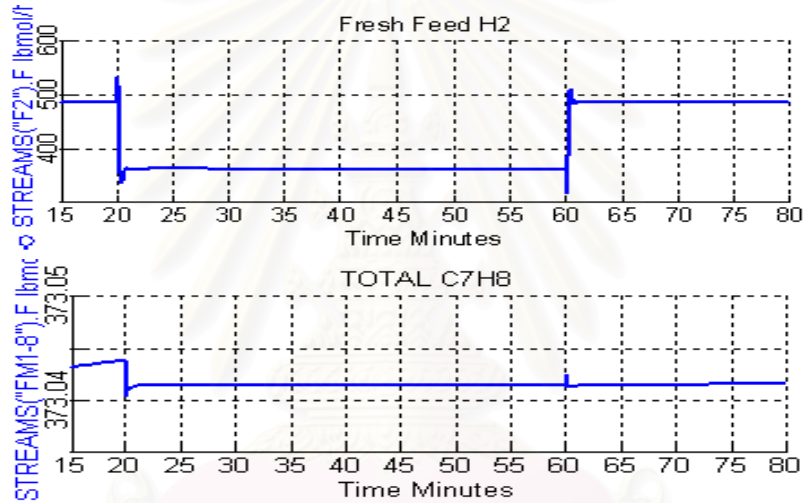
รูปที่ 4.13ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



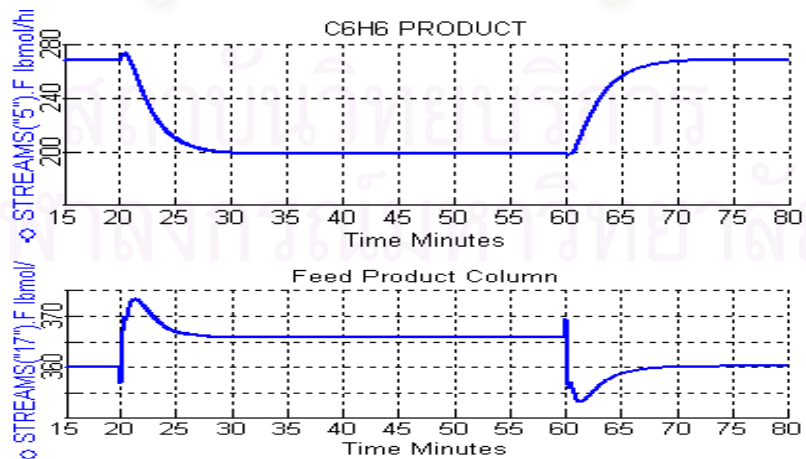
รูปที่ 4.13ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



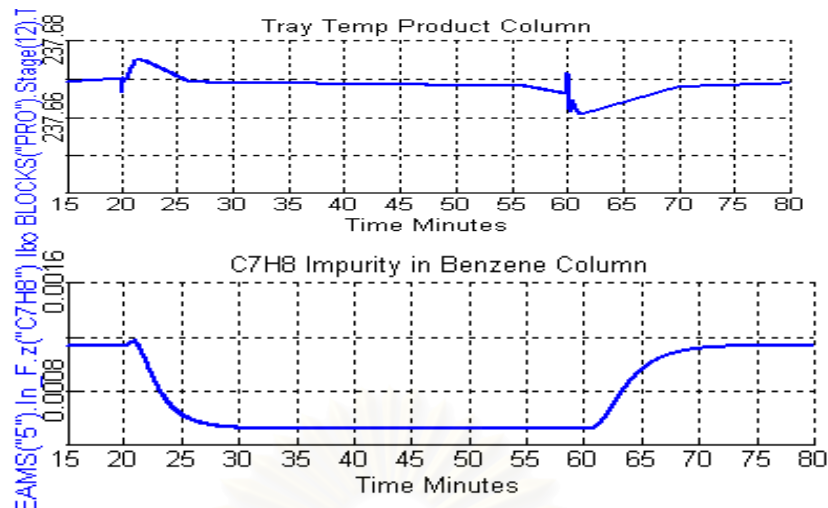
รูปที่ 4.13ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 2 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



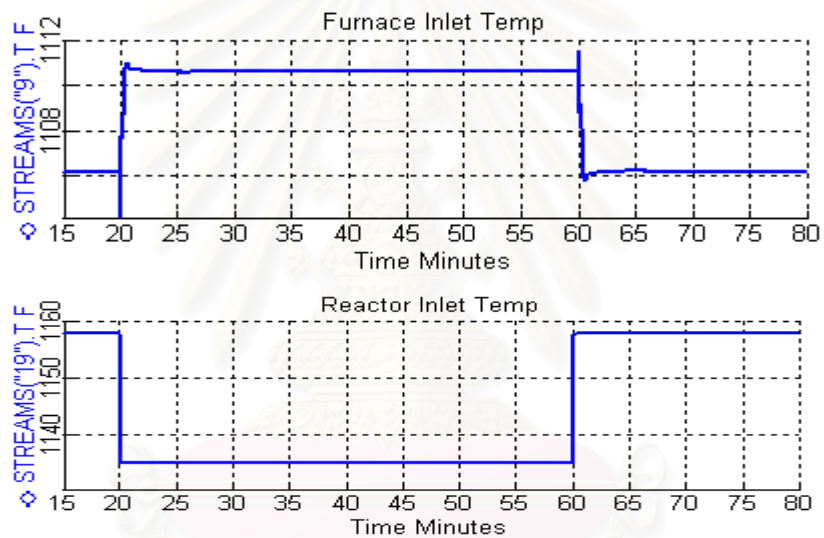
รูปที่ 4.14ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้าง 2 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์



รูปที่ 4.14ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้าง 2 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์



รูปที่ 4.14ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้าง 2 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์



รูปที่ 4.14ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้าง 2 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์

#### 4.5 โครงสร้างการควบคุมที่ 3

โครงสร้างการควบคุมที่ 3 ใช้ลู่วควบคุมแบบสัดส่วน เพื่อควบคุมสัดส่วนสารไฮโดรเจนต่อทอลูอินที่เข้าถังปฏิกรณ์ให้มีค่ามากกว่า 5 ซึ่งเป็นข้อจำกัดของการดำเนินกระบวนการ ลู่วควบคุมนี้จะทำหน้าที่แทนลู่วควบคุมความดันกระแสแก๊สป้อนกลับที่ใช้ในโครงสร้างอ้างอิง โครงสร้างที่ 1 และโครงสร้างที่ 2 โดยการปรับปริมาณไฮโดรเจนใหม่ที่ป้อนเข้ากระบวนการ ซึ่งเป็นการควบคุมระดับความดันแก๊สกระแสป้อนกลับทางอ้อมด้วย ดังแสดงรูปที่ 3.6

กรณีระบบถูกรบกวนด้วยการเพิ่มปริมาณทอลูอิน เพื่อเพิ่มกำลังการผลิตทำให้ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนภายในระบบลดลงเนื่องจากเกิดปฏิกิริยาเป็นผลิตภัณฑ์เบนซินมากขึ้น ลู่วควบคุมนี้

จะทำการเพิ่มความดันแก๊สป้อนกลับให้มีค่ามากขึ้น เพื่อเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนในกระบวนการให้มีปริมาณมากขึ้นทำให้กระบวนการสามารถรักษาสัดส่วนแก๊สไฮโดรเจนต่อทอลูอินให้มีค่าคงที่ ต่างจากโครงสร้างอื่นที่ไม่มีluftควบคุมสัดส่วนดังกล่าวทำให้เมื่อระบบถูกรบกวนด้วยการเพิ่มสารทอลูอิน ค่าสัดส่วนไฮโดรเจนต่อทอลูอินในกระบวนการจะลดลงดังนั้นจึงไม่สามารถทดสอบการรบกวนกรณีการเพิ่มปริมาณทอลูอินในโครงสร้างการควบคุมแบบอื่นได้ เนื่องจากกระบวนการไม่สามารถรักษาสภาวะการดำเนินการให้อยู่ภายใต้ข้อกำหนดของการดำเนินการกระบวนการได้

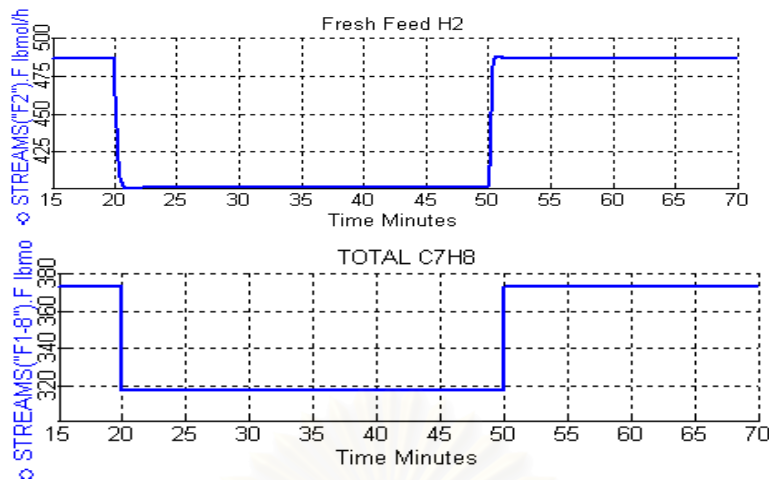
#### 4.5.1 การเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 18 เปอร์เซ็นต์

การทดสอบกระบวนการด้วยการลดกำลังการผลิต แบ่งตามชนิดของตัวแปรกระบวนการได้ 2 กรณีคือ การลดอัตราการไหลทอลูอินรวม 15 เปอร์เซ็นต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.15 และการลดอุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์ ดังแสดงในรูปที่ 4.16 การรบกวนกระบวนการเริ่มที่เวลา 20 นาที และตั้งค่าการรบกวนออกที่เวลา 50 นาที ใช้เวลาในการทดลอง 70 นาที

โครงสร้างการควบคุมที่ 3 แสดงผลการรบกวนกรณีเปลี่ยนทอลูอินรวม 15 เปอร์เซ็นต์ ได้ผลการตอบสนองของกระบวนการมีแนวโน้มคล้ายโครงสร้างการควบคุมที่เสนอข้างต้น แต่กราฟของโครงสร้างการควบคุมนี้ไม่มีพีกของการปรับอัตราการป้อนไฮโดรเจนใหม่ดังแสดงในรูปที่ 4.15ก เนื่องจากluftควบคุมสัดส่วนทำการวัดค่าปริมาณสารไฮโดรเจนในกระแสแก๊สป้อนกลับ เมื่อรบกวนระบบด้วยการลดปริมาณทอลูอินในระบบ ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาลดลงสารไฮโดรเจนถูกใช้ในการเกิดปฏิกิริยาลดลง ดังนั้นที่กระแสแก๊สป้อนกลับจะมีปริมาณไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ทำให้ตัวควบคุมทำการลดปริมาณไฮโดรเจนใหม่ป้อนเข้ากระบวนการลดลง 15.04 เปอร์เซ็นต์ สำหรับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง โครงสร้างการควบคุมที่ 1 และ 2 (รูปที่ 4.3ก โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงรูปที่ 4.7ก โครงสร้างการควบคุมที่ 1 รูปที่ 4.11ก โครงสร้างการควบคุมที่ 2) ใช้luftควบคุมความดันแก๊สกระแสป้อนกลับในการปรับอัตราการป้อนสารไฮโดรเจนใหม่เข้าระบบ เมื่อกระบวนการถูกรบกวนด้วยการลดปริมาณทอลูอินทำให้ความดันของกระแสแก๊สป้อนกลับลดลงทันที luftควบคุมความดันจะทำการเพิ่มปริมาณแก๊สไฮโดรเจนเข้ากระบวนการทันที ทำให้กราฟผลการตอบสนองต่อการลดปริมาณทอลูอินในระบบของโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง โครงสร้างที่ 1 และ 2 เกิดพีกตอบสนองต่อการรบกวนก่อนระบบจะปรับกระบวนการเข้าสู่สภาวะคงตัวค่าใหม่ เนื่องจากปริมาณสารไฮโดรเจนในกระแสแก๊สป้อนกลับมีปริมาณมากขึ้น ดังนั้นเมื่อเวลาผ่านไปตัวควบคุมจะทำการลดปริมาณไฮโดรเจนใหม่ที่ป้อนเข้ากระบวนการลดลง ซึ่งมีแนวโน้มการปรับกระบวนการเหมือนโครงสร้างการควบคุมที่ 3

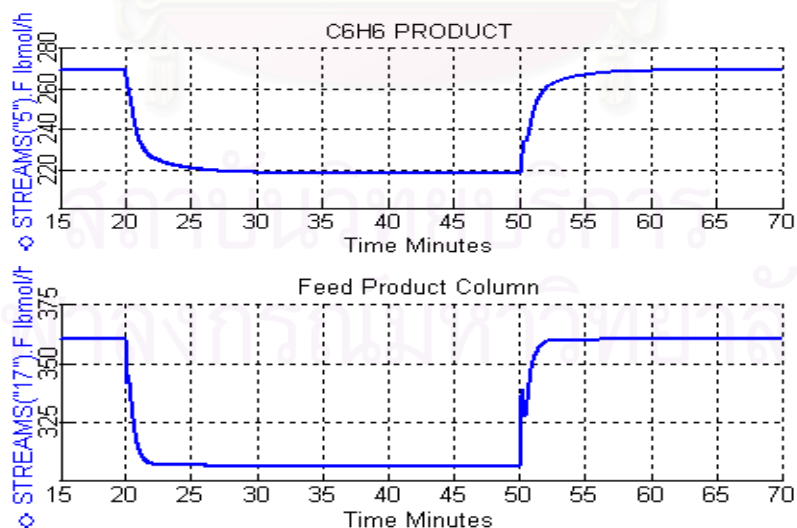
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย





รูปที่ 4.15ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

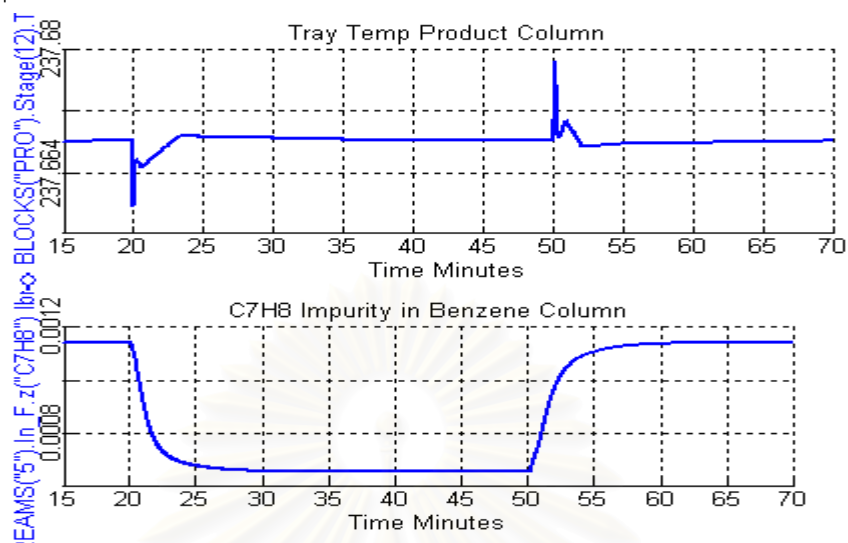
การตอบสนองการเปลี่ยนกำลังการผลิตรูป 4.15ข ที่แสดงผลการเปลี่ยนกำลังการผลิตของเบนซินได้รวดเร็วเท่ากับโครงสร้างการควบคุมที่ 2 เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมนี้ใช้ลูฟการควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์เหมือนกัน คือเป็นโครงสร้างการควบคุมที่ไม่ส่งผลการรบกวนทางด้านการเกิดปฏิกิริยาไปสู่ส่วนของการแยกสารทำให้การเปลี่ยนกำลังการผลิตมีกราฟการตอบสนองคล้ายกัน การเปลี่ยนลูฟควบคุมสัดส่วนแก๊สของโครงสร้างการควบคุมที่ 3 มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงพฤติกรรมทางพลวัตของกระบวนการไม่มากนัก เนื่องจากความสัมพันธ์ของตัวแปรควบคุมความดันของกระแสแก๊สป้อนกลับมีค่าการปรับกระบวนการใกล้เคียงกัน และสารไฮโดรเจนในระบบมีความสำคัญต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาไม่มาก ดังนั้นการเปลี่ยนแปลงปริมาณไฮโดรเจนในระบบจึงส่งผลต่ออัตราการผลิตน้อย



รูปที่ 4.15ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

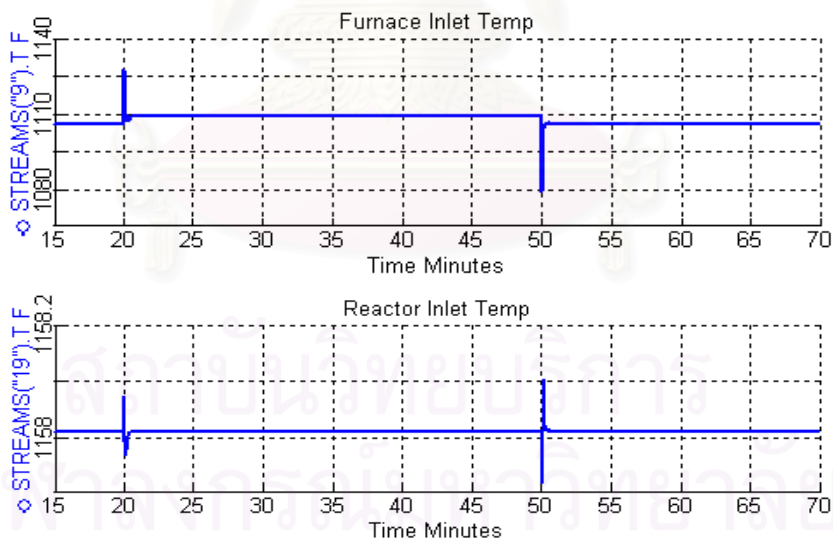
การตอบสนองลูฟควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์รูปที่ 4.15ค ให้ผลการตอบสนองคล้ายโครงสร้างการที่ 2 เนื่องจากใช้ลูฟการควบคุมเหมือนกัน ส่วนปริมาณสารทอลูอินที่ปนเปื้อน

ในกระแสผลิตภัณฑ์ของโครงสร้างการควบคุมที่ 3 มีปริมาณสารปนเปื้อนใกล้เคียงกับโครงสร้างการควบคุมที่ 2 เช่นเดียวกัน



รูปที่ 4.15ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

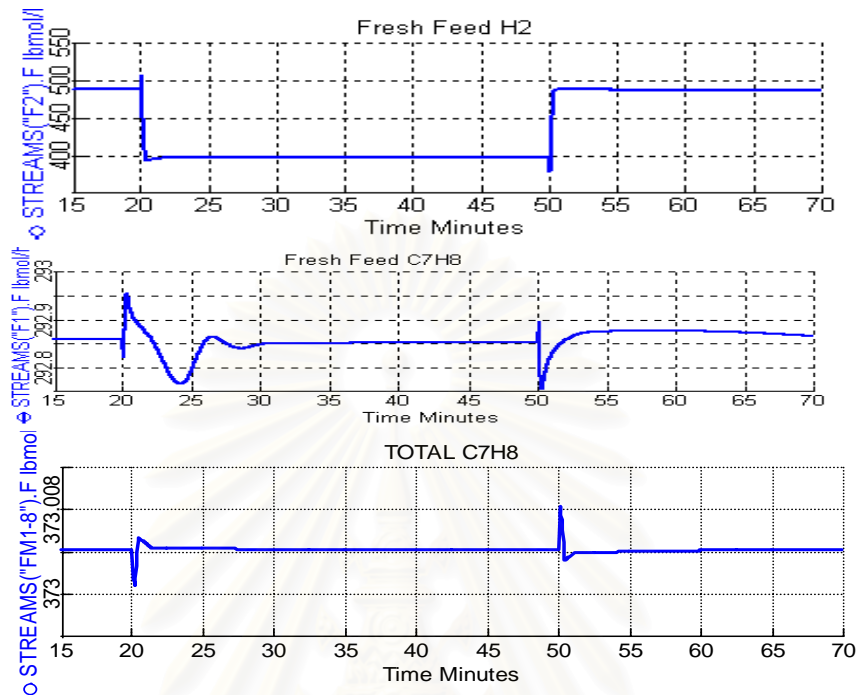
รูปที่ 4.15ง แสดงคุณสมบัติของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานพบว่า การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินรบกวนการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเพียงเล็กน้อย และระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้อย่างรวดเร็วเช่นเดียวกับโครงสร้างการควบคุมที่ 2 เนื่องจากใช้ลู่วควบคุมเหมือนกัน



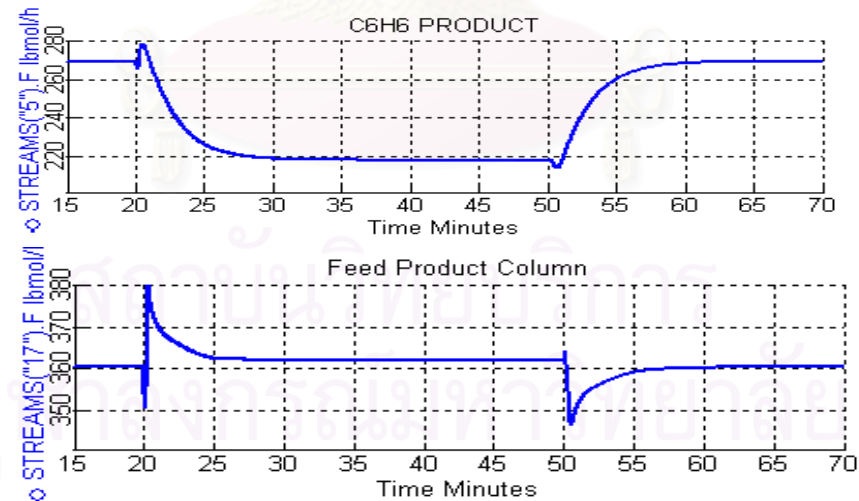
รูปที่ 4.15ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดสารทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์ ดังรูปที่ 4.15ก พบว่าลู่วสัดส่วนให้ผลตอบสนองต่อการรบกวนกรณีนี้คล้ายโครงสร้างการควบคุมที่ 2 แต่มีขนาดพิกของการปรับปริมาณไฮโดรเจนป้อนใหม่น้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 2 เหตุผลคล้ายกับกรณีระบบถูกรบกวนด้วยการเปลี่ยนปริมาณสารทอลูอิน ส่วนกราฟปริมาณทอลูอินในระบบ

ถูกรบกวนมากกว่าโครงสร้างการควบคุมอื่นเนื่องจากผลอันตรกิริยาระหว่างลูปการป้อนทอลูอินและลูปควบคุมสัดส่วน



รูปที่ 4.16ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์

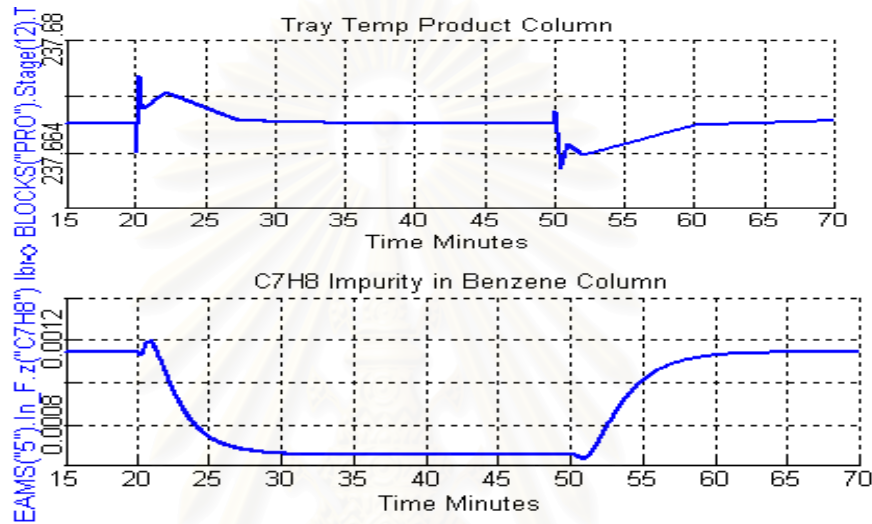


รูปที่ 4.16ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮต์

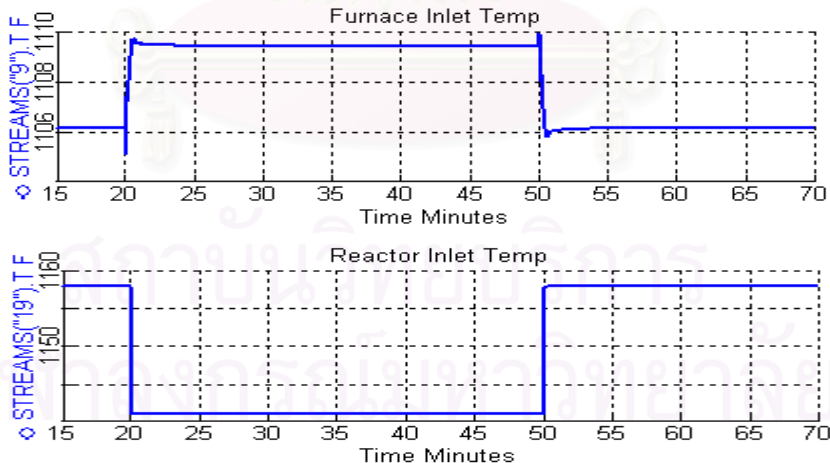
รูปที่ 4.16ข การลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ของโครงการควบคุมที่ 3 ให้ผลการตอบสนองคล้ายโครงสร้างการควบคุมที่ 2 เนื่องจากใช้ลูปควบคุมภายในเหมือนกันและสารไฮโดรเจนในกระบวนการไม่ส่งผลกระทบต่อผลิตภัณฑ์ เนื่องจากระบบกำจัดแก๊สไฮโดรเจนออกทางด้าน

บนของหน่วยแยกสารแบบแฟลช ดังนั้นการเปลี่ยนลู่ควบคุมแบบสัดส่วนจะส่งผลกระทบต่อส่วนของการแยกสารที่หน่วยหอกลั่นไม่มากดังนั้นจึงได้กราฟการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุมที่ 3 เหมือนโครงสร้างการควบคุมที่ 2

รูปที่ 4.16ค แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณท์ที่ระบบสามารถควบคุมอุณหภูมิภายในหอได้คงที่ โดยที่ปริมาณสารทอลูอินที่ปนเปื้อนในกระแสผลิตภัณท์มีค่าลดลง 42.6 เปอร์เซ็นต์ เท่ากับโครงสร้างการควบคุมที่ 2



รูปที่ 4.16ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮด์



รูปที่ 4.16ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรนไฮด์

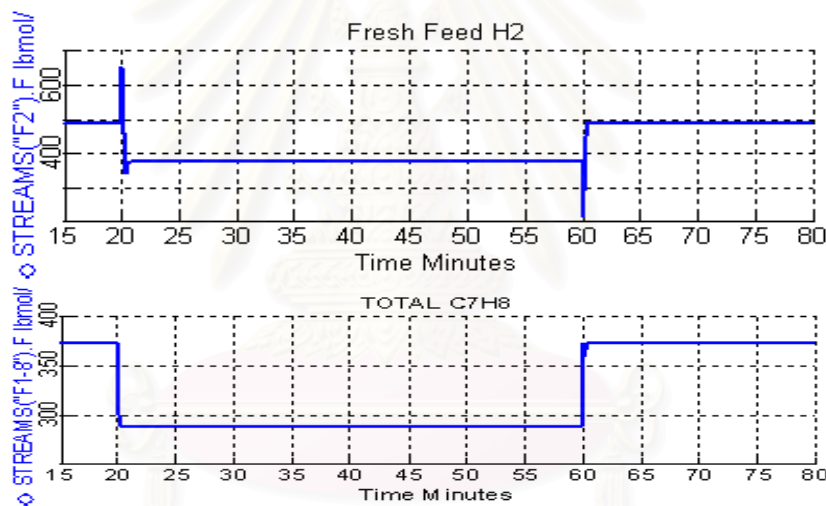
รูปที่ 4.16ง แสดงอุณหภูมิของกระแสที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมพลังงานป้อนกลับในระบบ การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์มีผลต่ออุณหภูมิกระแสก่อนเข้าเตาเพิ่มขึ้นและเข้าสู่ค่าภาวะคงที่ค่าใหม่ ที่ 1109 องศาฟาเรนไฮด์ ทำให้ลู่ควบคุมเตาเผาถูกรับ

ทวนมากกว่ากรณีระบบควบคุมด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอิน ซึ่งส่งผลระบบควบคุมหุ้มนุมิกระแศก่อนเข้าเตาเผาเพียงเล็กน้อย โครงสร้างการควบคุมที่ 3 ให้ผลการตอบสนองทางพลวัตคล้ายกันกับโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ทั้งกราฟหุ้มนุมิก่อนเข้าเตาเผา และกราฟหุ้มนุมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์ เนื่องจากใช้ลูปควบคุมทางด้านพลังงานเหมือนกัน

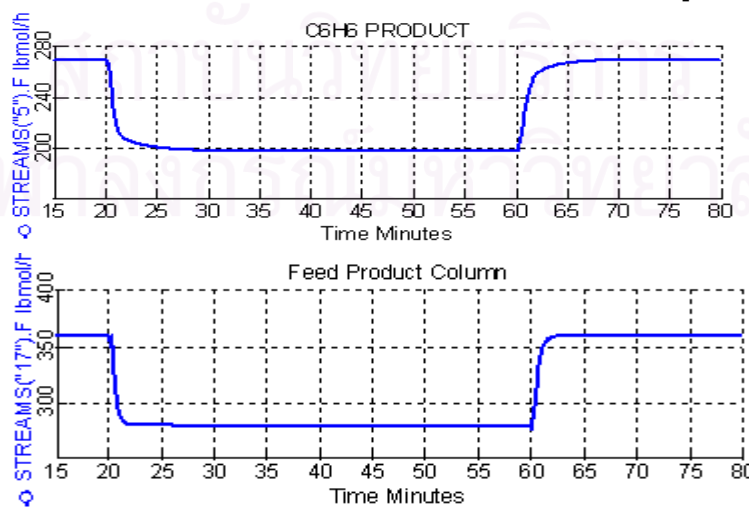
#### 4.5.2 การเปลี่ยนกำลังการผลิตลดลง 25 เปอร์เซ็นต์

การลดกำลังการผลิตที่ 25 เปอร์เซ็นต์ต้องระบบควบคุมอัตราการไหลทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์หรือลดหุ้มนุมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์ดังแสดงในกราฟรูปที่ 4.17 และ 4.18 การระบบเริ่มที่เวลา 20 นาที และตั้งค่าการระบบออกที่เวลา 60 นาทีใช้เวลาในการทดลอง 80 นาที

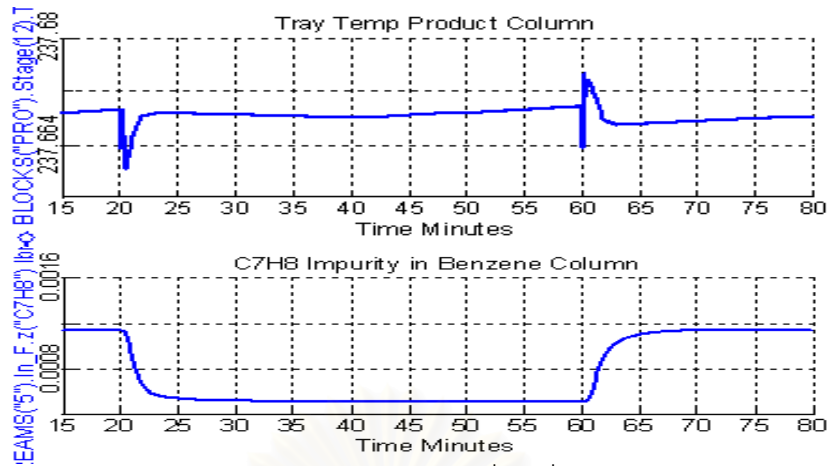
กราฟผลการทดลองที่ได้จากการเปลี่ยนกำลังการผลิตที่ 25 เปอร์เซ็นต์ ให้แนวโน้มกราฟเหมือนการเปลี่ยนกำลังการผลิต 17 เปอร์เซ็นต์ แตกต่างเพียงขนาดของการตอบสนองในกระบวนการซึ่งมีขนาดมากกว่าการระบบกำลังการผลิตที่ 17 เปอร์เซ็นต์



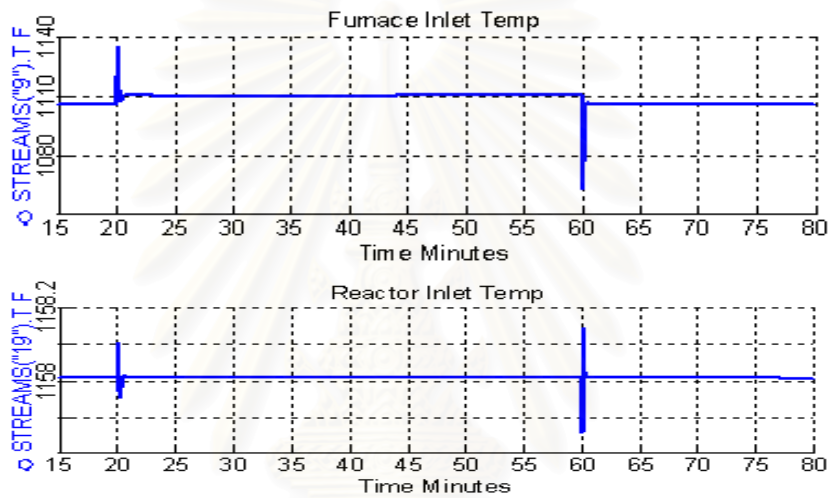
รูปที่ 4.17ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



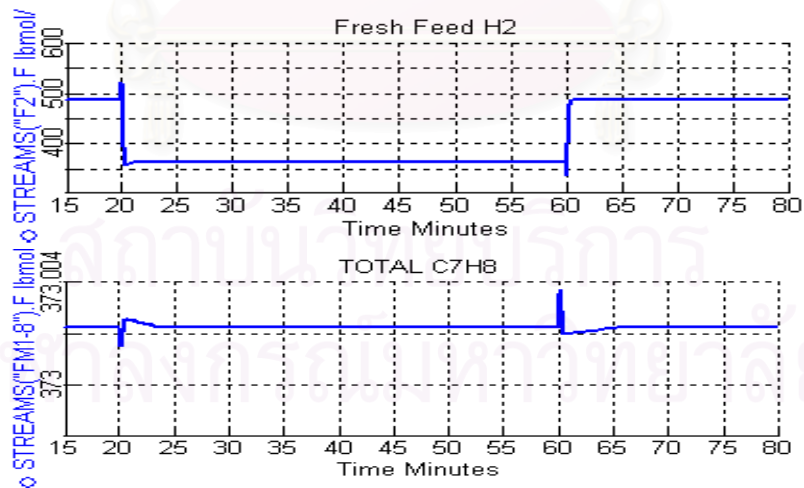
รูปที่ 4.17ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



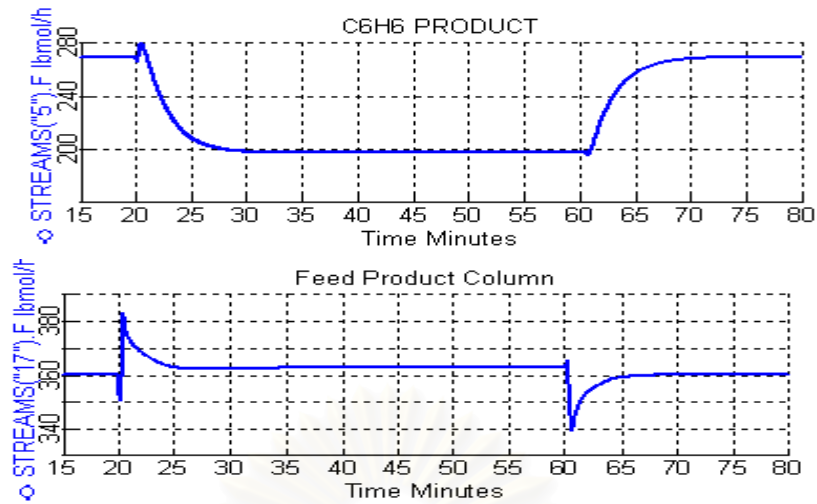
รูปที่ 4.17ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



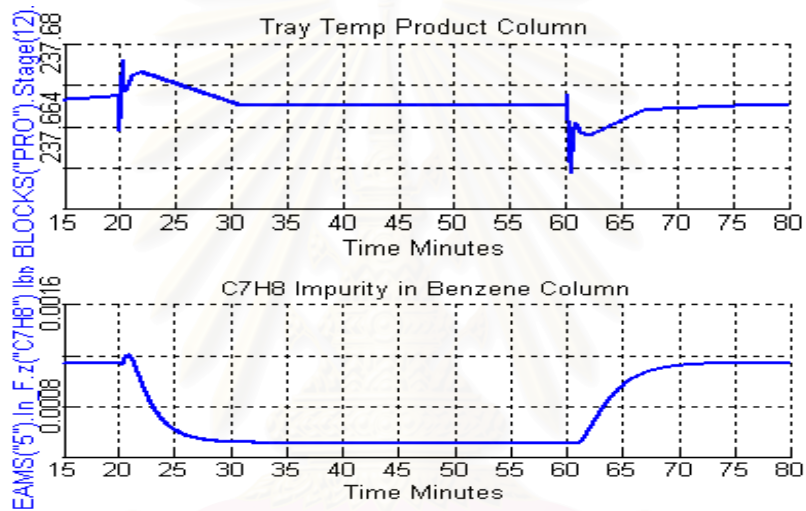
รูปที่ 4.17ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดสารทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์



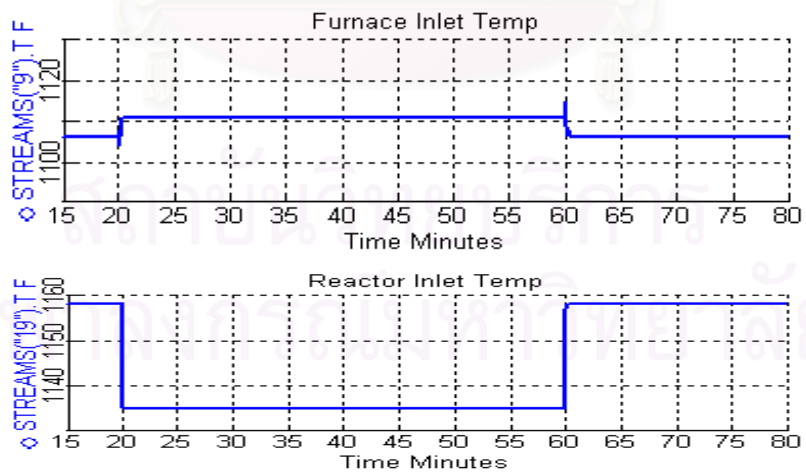
รูปที่ 4.18ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮด์



รูปที่ 4.18ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮด์



รูปที่ 4.18ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮด์

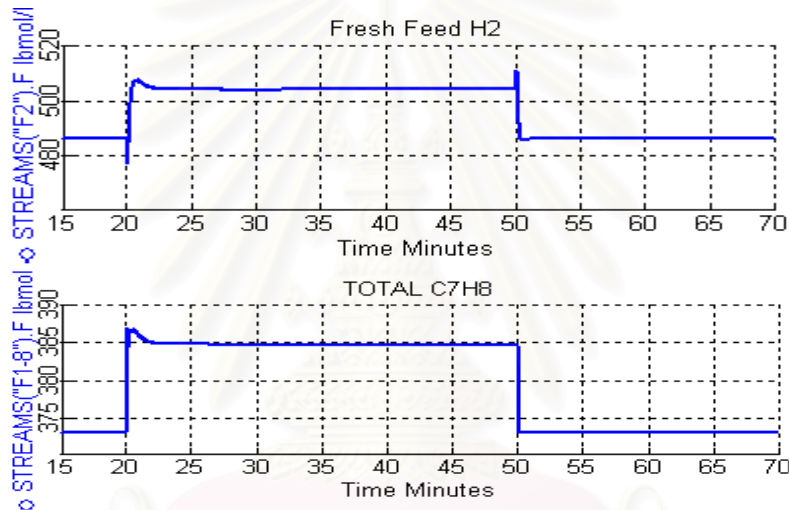


รูปที่ 4.18ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮด์

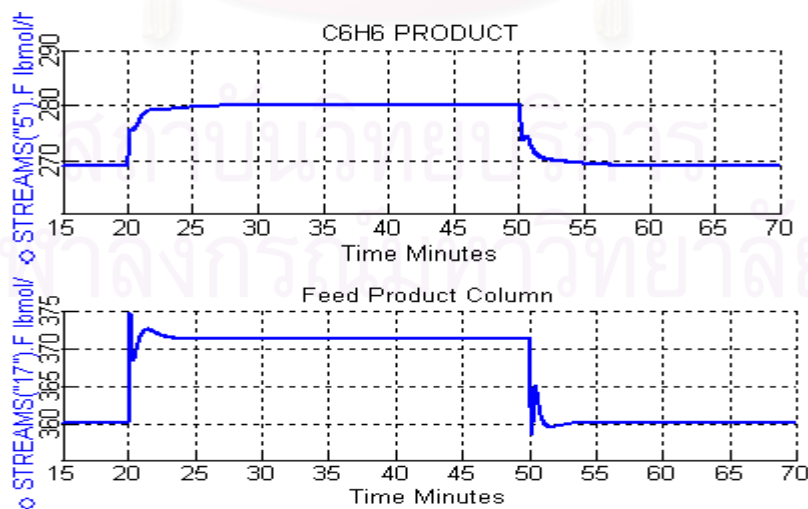
#### 4.5.3 กรณีการเพิ่มกำลังการผลิต 4.5 เปอร์เซ็นต์

การเปลี่ยนกำลังการผลิตเพิ่มขึ้น 4.5 เปอร์เซ็นต์ต้องรบกวนเปลี่ยนอัตราการผลิตของไหลทอลูอินเพิ่มขึ้น 3.2 เปอร์เซ็นต์ ดังแสดงในกราฟรูปที่ 4.19 การเพิ่มกำลังการผลิตสำหรับกระบวนการต้องพิจารณาถึงภาวะการดำเนินการของกระบวนการของถังปฏิกรณ์เช่น ความดัน อุณหภูมิภายในถังปฏิกรณ์ ดังนั้นการเพิ่มกำลังการผลิตกระบวนการต้องพิจารณาถึงข้อจำกัดดังกล่าวด้วย การรบกวนระบบเริ่มที่เวลา 20 นาที และตั้งค่าการรบกวนออกที่เวลา 50 นาทีใช้เวลาในการทดลอง 70 นาที

การรบกวนระบบด้วยการเพิ่มสารทอลูอินทำให้ปริมาณสารไฮโดรเจนลดลง เนื่องจากเกิดปฏิกิริยากับทอลูอินที่เพิ่มขึ้นได้ผลิตภัณฑ์เบนซีนมากขึ้น ดังนั้นการรักษาภาวะการดำเนินการของระบบต้องเพิ่มไฮโดรเจนเข้าระบบดังรูปที่ 4.19ก



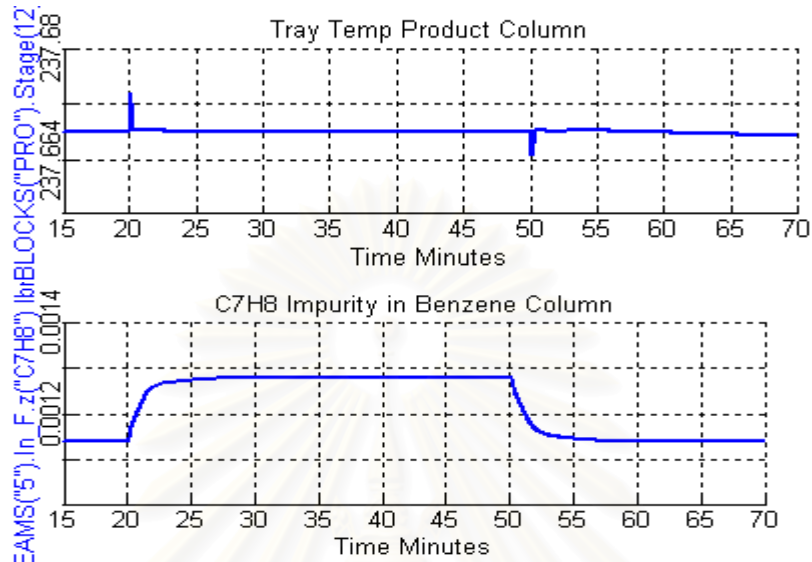
รูปที่ 4.19ก การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเพิ่มทอลูอิน 3.2 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ 4.19ข การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเพิ่มทอลูอิน 3.2 เปอร์เซ็นต์

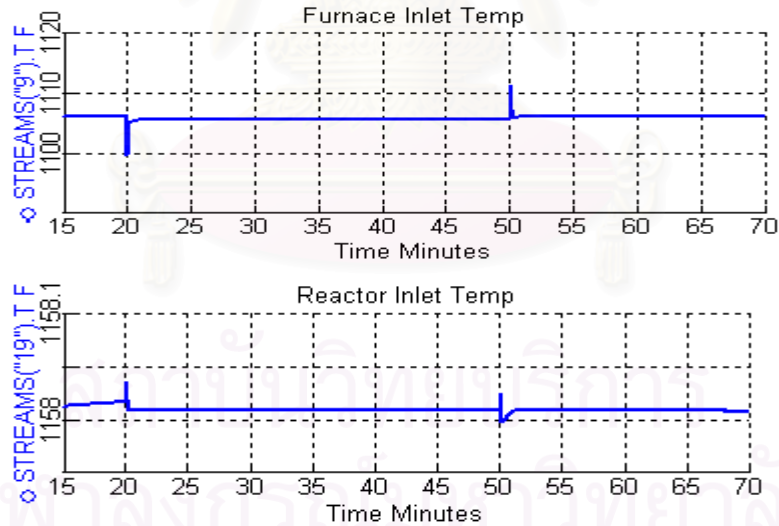


รูปที่ 4.19 ข ผลผลิตภัณฑ์เบนซินที่เพิ่มขึ้น 4.5 เปอร์เซ็นต์ และระบบใช้เวลาในการปรับกระบวนการประมาณ 5 นาที และระบบยังมีเสถียรภาพในการดำเนินกระบวนการ ส่วนสารป้อนหอผลิตภัณฑ์เข้าสู่ภาวะคงที่ค่าใหม่โดยการเพิ่มปริมาณสารป้อน 3.6 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ 4.19 ค การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเพิ่มทอลูอิน 3.2 เปอร์เซ็นต์

รูปที่ 4.19 ค พบว่าระบบควบคุมยังสามารถควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์ให้คงที่โดยปริมาณสารป้อนป้อนทอลูอินที่กระแสผลิตภัณฑ์มากขึ้น เนื่องจากหอกลับนี้ใช้ลูปควบคุมอัตราฟีฟลักซ์ภายในหอคงที่



รูปที่ 4.19 ง การตอบสนองเชิงพลวัตของโครงสร้างที่ 3 เมื่อเพิ่มทอลูอิน 3.2 เปอร์เซ็นต์

#### 4.6 สรุปกรณีทดลอง

งานวิจัยนี้ทำการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันใหม่ 3 โครงสร้างการควบคุม เพื่อศึกษาผลของโครงสร้างการควบคุมที่มีต่อการดำเนินกระบวนการกรณีระบบถูกรบกวนด้วยตัวแปรที่ทำให้กำลังการผลิตเปลี่ยนแปลง และทำการจำลองสถานการณ์โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงที่เสนอโดยลูเบนในปี 1999 เพื่อเปรียบเทียบความสามารถในการควบคุมของโครงสร้างทั้ง 4 ลักษณะสำคัญของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 4 มีดังนี้

- โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง เลือกควบคุมปริมาณทอลูอินหลักด้วยการวัดระดับของเหลวอดหอป้อนกลับและปรับอัตราการเติมสารทอลูอินใหม่ รูปที่ 3.3

- โครงสร้างการควบคุมที่ 1 เลือกควบคุมปริมาณทอลูอินด้วยการวัดอัตราการไหลรวมสารทอลูอินในระบบและปรับอัตราการเติมสารทอลูอินใหม่ รูปที่ 3.4

- โครงสร้างการควบคุมที่ 2 พัฒมาจากโครงสร้างการควบคุมที่ 1 คือการใช้หน่วยหล่อเย็นอิสระเพื่อควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์แทนการใช้กระแสภายในกระบวนการ รูปที่ 3.5

- โครงสร้างการควบคุมที่ 3 พัฒมาจากโครงสร้างการควบคุมที่ 2 โดยการเปลี่ยนควบคุมอัตราการป้อนสารไฮโดรเจนใหม่ที่ควบคุมความดันกระแสแก๊สป้อนกลับ เป็นลูฟการควบคุมแบบสัดส่วนสารไฮโดรเจนต่อทอลูอิน รูปที่ 3.6

งานวิจัยนี้ทำการทดสอบพฤติกรรมเชิงพลวัตสำหรับโครงสร้างการควบคุมทั้ง 4 ด้วยกรณีศึกษา 3 กรณีดังนี้

1. การลดกำลังการผลิตเบนซิน 18 เปอร์เซ็นต์
2. การลดกำลังการผลิตเบนซิน 26 เปอร์เซ็นต์
3. การเพิ่มกำลังการผลิตเบนซิน 4.5 เปอร์เซ็นต์เฉพาะโครงสร้างการควบคุมที่ 3

รายละเอียดของการศึกษามีดังนี้

1. การลดกำลังการผลิตเบนซิน 18 เปอร์เซ็นต์

การลดกำลังการผลิตเบนซินสำหรับกระบวนการไฮโดรดิอัลคิเลชันทำได้ 2 วิธีคือ

- ลดปริมาณทอลูอินรวมในระบบ 15 เปอร์เซ็นต์

- โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง รูปที่ 4.3

- โครงสร้างการควบคุมที่ 1 รูปที่ 4.7

- โครงสร้างการควบคุมที่ 2 รูปที่ 4.11

- โครงสร้างการควบคุมที่ 3 รูปที่ 4.15

- ลดอุณหภูมิขาเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์

- โครงการควบคุมอ้างอิง รูปที่ 4.4
- โครงการควบคุมที่ 1 รูปที่ 4.8
- โครงการควบคุมที่ 2 รูปที่ 4.12
- โครงการควบคุมที่ 3 รูปที่ 4.16

## 2 การลดกำลังการผลิตเบนซิน 26 เปอร์เซนต์

การลดกำลังการผลิตเบนซินสำหรับกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันทำได้ 2 วิธีคือ

- ลดปริมาณทอลูอีนรวมในระบบ 22 เปอร์เซนต์
  - โครงการควบคุมอ้างอิง รูปที่ 4.5
  - โครงการควบคุมที่ 1 รูปที่ 4.9
  - โครงการควบคุมที่ 2 รูปที่ 4.13
  - โครงการควบคุมที่ 3 รูปที่ 4.17
- ลดอุณหภูมิเข้าถึงปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์
  - โครงการควบคุมอ้างอิง รูปที่ 4.6
  - โครงการควบคุมที่ 1 รูปที่ 4.10
  - โครงการควบคุมที่ 2 รูปที่ 4.14
  - โครงการควบคุมที่ 3 รูปที่ 4.18

## 3 การเพิ่มกำลังการผลิตเบนซิน 4.5 เปอร์เซนต์

การเพิ่มกำลังการผลิตเบนซินด้วยการเพิ่มปริมาณทอลูอีน 3.2 เปอร์เซนต์แสดงผลใน รูปที่ 4.19 การทดสอบทำเฉพาะโครงการควบคุมที่ 3 เนื่องจากโครงการควบคุมอ้างอิง โครงการควบคุมที่ 1 และ 2 ไม่มีคุณภาพควบคุมสัดส่วนสารไฮโดรเจนต่อสารทอลูอีน ทำให้สัดส่วนดังกล่าวมีค่าลดลง ซึ่งขัดต่อข้อกำหนดในการดำเนินกระบวนการดังนั้นจึงไม่ทำการทดสอบกรณีนี้

การเปรียบเทียบประสิทธิภาพของโครงการควบคุมพิจารณาได้จากผลการตอบสนองของกระบวนการหลังระบบถูกรบกวน ดังแสดงในกราฟรูปที่ 4.3 ถึง 4.18 ส่วนตารางที่ 4.1 ถึง 4.4 ทำการเปรียบเทียบความเร็วในการปรับกระบวนการให้ระบบเข้าสู่ภาวะคงที่ค่าใหม่ โครงการควบคุมที่ทำให้ระบบใช้เวลาในการปรับกำลังการผลิตหลังถูกรบกวนน้อยที่สุด แสดงถึงประสิทธิภาพของโครงการควบคุม ค่าเวลาที่แสดงในตารางคือเวลาที่ระบบใช้ในการเปลี่ยนกำลังการผลิตเข้าสู่กำลังการผลิตค่าใหม่ที่สภาวะคงที่หลังระบบถูกรบกวน ในงานวิจัยนี้ทำการรบกวนระบบเป็นเวลา 20 นาที ในทุกกรณี ขนาดโอเวอร์ชูทของการกำลังการผลิตแสดงถึงความรุนแรงของการ

ปรับกระบวนการ โครงสร้างการควบคุมที่ทำให้ระบบมีขนาดโอเวอร์ชูมมากจะทำให้กระบวนการปรับค่าเข้าสู่ภาวะคงที่ค่าใหม่ได้ช้า ดังนั้นโครงสร้างการควบคุมที่ดีต้องทำให้กระบวนการมีขนาดโอเวอร์ชูมไม่มาก ส่วนค่าอุณหภูมิก่อนเข้าเตาเผามีผลต่อการเปลี่ยนแปลงปริมาณพลังงานที่เตาเผาต้องใช้ในการควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์ ค่าที่สูงจะทำให้เตาเผาใช้พลังงานน้อยแต่เป็นการรบกวนคุณภาพการควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าเตาเผาให้ระบบต้องทำงานมากกว่ากรณีที่อุณหภูมิก่อนเข้าเตาเผามีค่าเปลี่ยนแปลงจากค่าคงตัวเดิม

**ตารางที่ 4.1** ผลการวิเคราะห์กราฟที่น่าสนใจกรณีลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่ 1	โครงสร้างที่ 2	โครงสร้างที่ 3
เวลาที่ใช้ในการปรับกำลังการผลิต (นาที)	5	3	3	3
ขนาดพีการตอบสนองการรบกวนของกราฟกำลังการผลิต(ปอนด์/มิล/ชม.)	280	274	271	-
อุณหภูมิก่อนเข้าเตาเผาหลังระบบถูกรบกวน(°F)	1106.274	1106.261	1108.994	1108.995

**ตารางที่ 4.2** ผลการวิเคราะห์กราฟที่น่าสนใจกรณีลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 14 องศาฟาเรน-ไฮต์

	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่ 1	โครงสร้างที่ 2	โครงสร้างที่ 3
เวลาที่ใช้ในการปรับกำลังการผลิต (นาที)	8	8	7	7
ขนาดพีการตอบสนองการรบกวนของกราฟกำลังการผลิต(ปอนด์/มิล/ชม.)	285	282	265	280
อุณหภูมิก่อนเข้าเตาเผาหลังระบบถูกรบกวน(°F)	1099.135	1099.127	1109.436	1109.452

**ตารางที่ 4.3** ผลการวิเคราะห์กราฟที่น่าสนใจกรณีลดปริมาณทอลูอิน 22 เปอร์เซ็นต์

	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่ 1	โครงสร้างที่ 2	โครงสร้างที่ 3
เวลาที่ใช้ในการปรับกำลังการผลิต (นาที)	8	5	5	5
ขนาดพีการตอบสนองการรบกวนของกราฟกำลังการผลิต(ปอนด์/มิล/ชม.)	290	278	262	-
อุณหภูมิก่อนเข้าเตาเผาหลังระบบถูกรบกวน(°F)	1106.36	1096.17	1105.436	1110.4

ตารางที่ 4.4 ผลการวิเคราะห์กราฟที่นำสนใจกรณีเปลี่ยน อุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮด์

	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่ 1	โครงสร้างที่ 2	โครงสร้างที่ 3
เวลาที่ใช้ในการปรับกำลังการผลิต (นาที)	8	7	7	7
ขนาดพื้นที่การตอบสนองการรบกวน ของกราฟกำลังการผลิต(ปอนด์โมล/ชม.)	290	285	264	280
อุณหภูมิก่อนเข้าเตาเผาหลังระบบถูกรบกวน(°F)	1096.17	1106.4	1111.436	1111.52

ตารางที่ 4.5 ค่าไอเอชซีของระบบเมื่อลดอัตราการผลิตเบนซิน 17 เปอร์เซ็นต์ ด้วยการรบกวนลดอัตราการผลิตอื่นรวม 15 เปอร์เซ็นต์

รบกวนลดปริมาณทอลูอิน15%	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่1	โครงสร้างที่2	โครงสร้างที่3
สูญเสียควบคุมสัดส่วนไฮโดรเจนต่อทอลูอิน	-	-	-	1.922
สูญเสียควบคุมความดันแก๊ส	0.8969	0.8949	0.1289*	-
สูญเสียควบคุมปริมาณทอลูอินรวม	0.0011*	0.0020	0.0016	0.0033
สูญเสียควบคุมปริมาณมีเทน	0.0124	0.0123	0.0092*	0.0102
สูญเสียควบคุมอุณหภูมิขาเข้าถึงปฏิกรณ์	0.0171*	0.0171*	0.0360	0.0308
สูญเสียควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถึงปฏิกรณ์	0.1139	0.1115	0.0034*	0.0034*
สูญเสียควบคุมอุณหภูมิก่อนแยกแฟลช	0.0024*	0.0024*	0.0047	0.0040
สูญเสียควบคุมอุณหภูมิหอเสถียร	0.0471	0.0383	0.0337	0.0313*
สูญเสียควบคุมอุณหภูมิหอป้อนกลับ	1.0310	1.0304	0.9271	0.8984*
สูญเสียควบคุมอุณหภูมิหอผลิตภัณฑ์	0.0099*	0.0138	0.0123	0.0127
ความบริสุทธิ์ของเบนซินที่กระแสผลิตภัณฑ์	0.0176	0.0178	0.0156*	0.0161
รวมค่าไอเอชซีสูญเสียควบคุมที่สำคัญ	2.1493	2.1405	1.1724*	2.932

หมายเหตุ \* หมายถึงค่าไอเอชซีที่ต่ำที่สุด เมื่อเปรียบเทียบสูญเสียควบคุมเดียวกันที่โครงสร้างการควบคุมต่างกัน

**ตารางที่ 4.6** ค่าไอเอชซีของระบบเมื่อลดอัตราการผลิตเบนซิน 17 เปอร์เซ็นต์ด้วยการรบกวนลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์

เปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17°F	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่1	โครงสร้างที่2	โครงสร้างที่3
สูญเสียความร้อนส่วนไฮโดรเจนต่อทอลูอิน	-	-	-	0.751
สูญเสียความร้อนความดันแก๊ส	0.7818	0.7815	0.0841*	-
สูญเสียความร้อนปริมาณทอลูอินรวม	0.0006*	0.0014	0.0010	0.511
สูญเสียความร้อนปริมาณมีเทน	0.0126	0.0126	0.0114*	0.5076
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์	0.3763	0.3789	0.3559*	0.3691
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์	0.1613	0.1597	0.0070	0.0068*
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิก่อนแยกแฟลช	0.0017	0.0017	0.0013*	0.0015
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิหอเสถียร	0.0159	0.0159	0.0150*	0.0176
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิหอป้อนกลับ	2.4905	2.4610	2.2425*	2.2515
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิหอผลิตภัณฑ์	0.0380	0.0199*	0.0375	0.0377
ความบริสุทธิ์ของเบนซินที่กระแสผลิตภัณฑ์	0.0182	0.0185	0.0162*	0.0163
รวมค่าไอเอชซีสูญเสียที่สำคัญ	3.8969	3.8511	2.7717*	4.4701

**ตารางที่ 4.7** ค่าไอเอชซีของระบบเมื่อลดอัตราการผลิตเบนซิน 25 เปอร์เซ็นต์ด้วยการรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอินรวม 22 เปอร์เซ็นต์

รบกวนเปลี่ยนทอลูอิน 22%	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่1	โครงสร้างที่2	โครงสร้างที่3
สูญเสียความร้อนส่วนไฮโดรเจนต่อทอลูอิน				2.111
สูญเสียความร้อนความดันแก๊ส	1.3702	1.3663	0.1969*	
สูญเสียความร้อนปริมาณทอลูอินรวม	0.0160*	0.0029	0.0021	1.5320
สูญเสียความร้อนปริมาณมีเทน	0.0195	0.0192	0.0146*	0.0162
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์	0.0265*	0.0265*	0.0540	0.0544
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์	0.1549	0.1532	0.0051	0.0050*
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิก่อนแยกแฟลช	0.0035*	0.0036	0.1928	0.2547
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิหอเสถียร	0.0706	0.0563	0.0513	0.0498*
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิหอป้อนกลับ	1.5076*	1.5409	2.0262	1.8956
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิหอผลิตภัณฑ์	0.0058*	0.0218	0.0197	0.0195
ความบริสุทธิ์ของเบนซินที่กระแสผลิตภัณฑ์	0.0306	0.0310	0.0272	0.0271*
รวมค่าไอเอชซีสูญเสียที่สำคัญ	3.2051	3.2216	2.5899*	5.9653

ตารางที่ 4.8 ค่าไอเอชไอของระบบเมื่อลดอัตราการผลิตเบนซิน 25 เปอร์เซ็นต์ด้วยการรบกวนลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23 องศาฟาเรนไฮต์

เปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 23°F	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่1	โครงสร้างที่2	โครงสร้างที่3
สูญเสียความร้อนส่วนไฮโดรเจนต่อทอลูอิน	-	-	-	0.975
สูญเสียความร้อนความดันแก๊ส	1.0993	1.0984	0.1159*	-
สูญเสียความร้อนปริมาณทอลูอินรวม	0.0009*	0.0018	0.0012	0.832
สูญเสียความร้อนปริมาณมีเทน	0.0153	0.0153	0.0133	0.0127*
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์	0.6884	0.6892	0.6368	0.6267*
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์	0.2112	0.2087	0.0095*	0.0095*
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิก่อนแยกแฟลช	0.0023	0.0023	0.0018*	0.0020
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิมหุสเสถียร	0.0248	0.0225	0.0224*	0.0230
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิมหุสย้อนกลับ	3.6769	3.0181*	3.4920	3.3585
สูญเสียความร้อนอุณหภูมิมหุสผลิตภัณฑ์	0.0540	0.0288*	0.0536	0.0531
ความบริสุทธิ์ของเบนซินที่กระแสผลิตภัณฑ์	0.0305	0.0310	0.0272*	0.0272*
รวมค่าไอเอชไอสูญเสียที่สำคัญ	5.8086	5.1163	4.3738*	5.9197

ตารางที่ 4.9 พลังงานที่ใช้ในกระบวนการ

พลังงานความร้อนที่ใช้ (บีทียู/ชม.)	โครงสร้างอ้างอิง	โครงสร้างที่1	โครงสร้างที่2	โครงสร้างที่3
พลังงานที่หน่วยเตาเผา	3690140	3689382	3673977	3674904
พลังงานที่หน่วยหุสเสถียร	6867983	6868317	6872488	6871725
พลังงานที่หน่วยหุสผลิตภัณฑ์	6561476	6560735	6560631	6562129
พลังงานที่หน่วยหุสย้อนกลับ	4207160	4207711	4195071	4194111
รวมพลังงานที่ใช้ในระบบ (บีทียู/ชม.)	21,326,759	21,326,145	21,302,167	21,302,869

## บทที่ 5

### สรุปผลงานวิจัย

#### 5.1 บทนำ

การจำลองสถานการณ์กระบวนการไฮโดรดิอัลคิลเลชัน เพื่อศึกษาพฤติกรรมทางพลวัตของกระบวนการ สามารถสรุปเป็นประเด็นที่น่าสนใจได้ 2 ข้อ คือ

1. ชนิดของตัวแปรกระบวนการที่มีผลต่อการเปลี่ยนกำลังการผลิต
2. เปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมกรณีเปลี่ยนกำลังการผลิต

การเปรียบเทียบพฤติกรรมทางพลวัตของกระบวนการ กรณีเปลี่ยนกำลังการผลิต พิจารณาได้จากกราฟผลการตอบสนองของกระบวนการ ดังรูปที่ 4.3 ถึง 4.18 และค่าไอเออีของลูฟการควบคุมที่สำคัญทั้งระบบ โครงสร้างการควบคุมที่ดีต้องสามารถปรับกระบวนการให้เข้าสู่ภาวะคงตัวใหม่ได้อย่างรวดเร็วและมีค่าไอเออีรวมของการควบคุมต่ำ สำหรับการเปรียบเทียบค่าไอเออีของลูฟการควบคุมในกระบวนการ สิ่งที่ต้องให้ความสำคัญในการเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมด้วยค่าไอเออีคือ ค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมในแต่ละโครงสร้างกรณีที่โครงสร้างการควบคุมมีการจับคู่ตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับภายในกระบวนการคล้ายกัน ลูฟควบคุมที่ใช้ค่าพารามิเตอร์เกินควบคุมสูงและใช้ค่าเทอมอินทิกรัลต่ำมักจะให้ค่าไอเออีต่ำกว่าลูฟการควบคุมที่ใช้ค่าพารามิเตอร์เกินต่ำและค่าเทอมอินทิกรัลสูง ดังนั้นการเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมด้วยค่าไอเออีควรใช้ค่าพารามิเตอร์ตัวควบคุมในแต่ละโครงสร้างมีค่าใกล้เคียงกัน เพื่อให้ระบบมีกำลังในการตอบสนองของตัวแปรปรับมีกำลังใกล้เคียงกัน หรือควรพิจารณาค่าไอเออีรวมของทั้งระบบไม่ควรพิจารณาค่าไอเออีของลูฟการควบคุมเดียว เพื่อใช้ในการตัดสินใจว่าโครงสร้างการควบคุมนั้นเป็นโครงสร้างการควบคุมที่ดีที่สุด

#### 5.2 ชนิดของตัวแปรกระบวนการที่มีผลต่อการเปลี่ยนกำลังการผลิต

กำลังการผลิตเบนซินของกระบวนการ ขึ้นอยู่กับปริมาณสารทอลูอิน และอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์เป็นตัวแปรหลัก การรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินลดลง 15 เปอร์เซ็นต์ หรือการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ 17 องศาฟาเรนไฮต์ มีผลทำให้กำลังการผลิตเบนซินลดลง 17 เปอร์เซ็นต์เท่ากัน แต่ตัวแปรกระบวนการทั้งสองส่งผลต่อภาวะการดำเนินงานภายในกระบวนการ



ต่างกัน การลดกำลังการผลิตด้วยการลดปริมาณสารทอลูอินในระบบส่งผลดีกว่าการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์เนื่องจากกราฟการตอบสนองการลดปริมาณทอลูอินเข้าสู่ภาวะคงตัวได้เร็วกว่าการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ ส่วนด้านการรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์และปริมาณพลังงานการลดกำลังการผลิตด้วยการลดปริมาณทอลูอินให้ค่าไอเอชไอของลูปควบคุมความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ และลูปควบคุมที่เกี่ยวข้องกับพลังงานต่ำกว่าการรบกวนลดอัตราการผลิตด้วยอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ ทั้งโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงและโครงสร้างการควบคุมที่ 1, 2 และ 3 ให้ผลการวิเคราะห์ที่มีแนวโน้มเดียวกัน

### 5.3 การเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุม

งานวิจัยนี้เสนอโครงสร้างการควบคุมใหม่ 3 โครงสร้างเพื่อเปรียบเทียบกับโครงสร้างอ้างอิงที่เสนอโดยลูเบนในปี 1999 โดยแยกทดสอบ 2 กรณีคือ การลดปริมาณทอลูอินและการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ ทำให้กำลังการผลิตลดลง 18 เปอร์เซ็นต์และ 22 เปอร์เซ็นต์ โครงสร้างการควบคุมที่ 2 เป็นโครงสร้างการควบคุมที่ตอบสนองต่อการเปลี่ยนกำลังการผลิตได้รวดเร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง และสามารถรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ภาวะการดำเนินกระบวนการได้ดีที่สุด เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ให้ค่าไอเอชไอต่ำกว่าโครงสร้างการควบคุมแบบอื่น ทั้งการรบกวนระบบด้วยการลดปริมาณทอลูอินและการลดอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ ที่เป็นเช่นนี้เพราะโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ใช้ลูปควบคุมอัตราการป้อนสารทอลูอินใหม่เข้าสู่ระบบด้วยการวัดอัตราการไหลรวมของทอลูอิน ทำให้กระบวนการตอบสนองต่อการรบกวนระบบได้อย่างรวดเร็ว และโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ใช้หน่วยหล่อเย็นเพื่อควบคุมอุณหภูมิออกจากถังปฏิกรณ์ทำให้ระบบเกิดผลกระทบระหว่างส่วนของการเกิดปฏิกิริยากับส่วนของการแยกสารน้อยลง

### 5.4 ข้อเสนอแนะสำหรับงานวิจัย

1. ควรตรวจสอบปริมาณการใช้พลังงานของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 4 พร้อมทั้งวิเคราะห์ผลทางเศรษฐศาสตร์เพื่อหาโครงสร้างการควบคุมที่เหมาะสม
2. พัฒนาโครงสร้างการควบคุมที่สามารถกำหนดกำลังการผลิตที่ปลายทาง จากผลงานวิจัยนี้พบว่าการกำหนดกำลังการผลิตกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันนี้สามารถทำได้ 2 ทางคือการเปลี่ยนปริมาณทอลูอินและการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์
3. ควรสร้างโครงสร้างการควบคุมสำหรับกระบวนการที่มีการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการเพื่อประหยัดพลังงาน โดยใช้หลักการส่งผ่านความแปรปรวนของปริมาณสารในส่วนของการเกิดปฏิกิริยารบกวน ส่วนของการแยกสารให้น้อยที่สุด

## รายการอ้างอิง

### ภาษาไทย

มนตรี วงศ์ศรี. อาจารย์ภาควิศวกรรมเคมีจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. สัมภาษณ์, 22 ตุลาคม 2545.

### ภาษาอังกฤษ

Aspen Technology. AspenPlus users manual, Aspen Tech Ltd., Cambridge, MA., (2000).

Buckley, P. S. Techniques of process control. New York: Wiley, (1964).

Douglas, J. M. A hierarchical decision procedure for process synthesis. AIChE J. 31 (1985): 353-362.

Douglas, J. M. Conceptual desing of chemical process. NewYork: McGraw-Hill, (1998).

Downs, J. J.; and Vogel, E. F. A plant-wide industrial process control problem. Comput. Chem. Eng. 17 (1993): 245-255.

Ioannis, K .K.; and Perkins. J. D. Heuristic-Based Mathematical programming framework for control structure selection. Ind.Eng.Chem.Res. 40 (2001); 2079-2088.

Luyben, W. L., et al. Practical distillation control. New York: Van Nostrand Reinhold; (1992).

Luyben, W.; Tyreus, B. D.; and Luyben, M. L. Analysis of control structures for reaction/separation/recycle processes with second-order reaction. Ind. Eng. Chem. Res. 35 (1996); 758-771.

Luyben, M. L. Tyreus, B. D.; and Luyben, W. L. Plantwide control design procedure. AIChE J. 43 (1997): 3161-3174.

Luyben, W.; Tyreus, B. D.; and Luyben, M. L. Plantwide process control. NewYork: McGraw-Hill, (1999).

Shinsky, F. G. Process control systems, 3th ed. New York: McGraw-Hill, (1988).

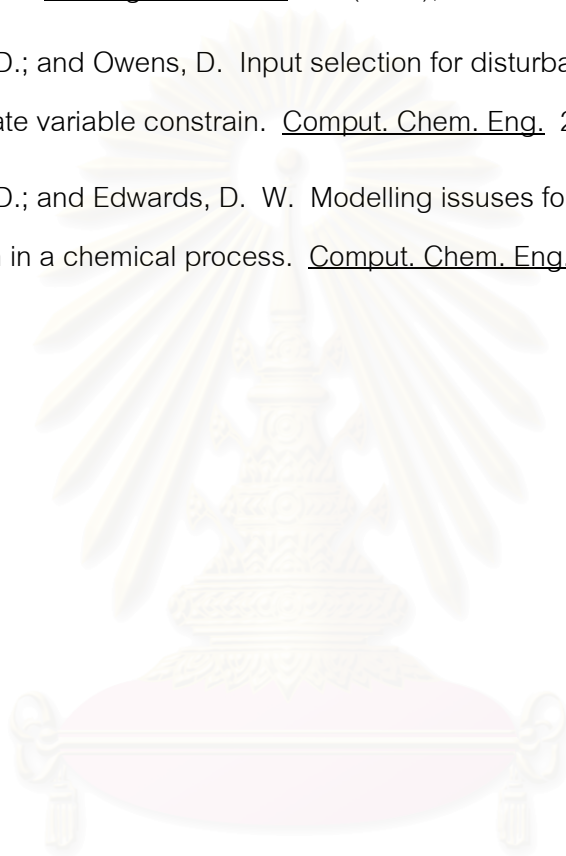
Smith, C. A.; and Corripio, A. B. Principles and practice of automatic process control, 2 nd ed., Canada: John Wiley&Sons, Inc, (1985)

Stephanopoulos, G. Synthesis of control systems for chemical plants-a challenge for creativity. Comput. Chem. Eng. 7 (1983): 331-365.

Tyreus, B. D.; and Luyben, W. L. Tuning of PI controllers for Integrator/Deadtime Processes. Ind.Eng.Chem.Res. 31 (1992); 2625-2628.

Yi, C.; Rossiter, D.; and Owens, D. Input selection for disturbance rejection under manipulate variable constrain. Comput. Chem. Eng. 2 (1997): s403-s408.

Yi, C.; Rossiter, D.; and Edwards, D. W. Modelling issues for control structure selection in a chemical process. Comput. Chem. Eng. 2 (1998): s411-s418



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

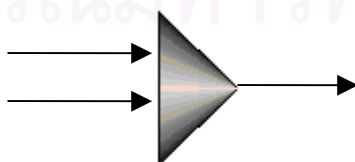
## ภาคผนวก ก โปรแกรมแอสเพ็น

แอสเพ็นเป็นโปรแกรมที่พัฒนาโดยสถาบันเทคโนโลยีแมสซาชูเซต (Massachusetts Institute of Tecnology) ใช้จำลองสถานการณ์กระบวนการทั้งภาวะคงตัวและพลวัต เพื่อศึกษาพฤติกรรมเชิงพลวัตและใช้ในการวิเคราะห์และทดสอบการดำเนินงานที่ภาวะต่างๆ ของโรงงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ

แอสเพ็นเป็นโปรแกรมการคำนวณผ่านโฟลชีท (Flow sheet) ภายในโปรแกรมมีอุปกรณ์ให้เลือกใช้มากมายซึ่งแต่ละอุปกรณ์จะมีสมการแบบจำลองแฝงอยู่ ลักษณะการคำนวณจะเรียงลำดับ (Sequential Approach) ไปที่ละอุปกรณ์โดยผลการคำนวณที่ทางออกของอุปกรณ์ตัวหนึ่งได้มาจากการคำนวณค่าตัวแปรของสายเข้าและพารามิเตอร์ของอุปกรณ์นั้น ๆ แล้วจึงส่งผลการคำนวณไปยังทางออกของอุปกรณ์ซึ่งเป็นค่าสายเข้าของอุปกรณ์ถัดไป ส่วนกรณีที่มีสายป้อนกลับ โปรแกรมจะตัดหรือฉีกสาย (Tear Stream) นั้นออกเป็น 2 สาย แล้วทำการคำนวณซ้ำจนกว่าค่าของทั้งสองสายจะเท่ากัน (Converge) โดยอาศัย เทคนิคต่าง ๆ เช่น ไดราก (Direct), บรอยเดน (Broyden) และนิวตัน (Newton) เป็นต้น การเลือกฉีกสายป้อนกลับโดยปกติแล้วโปรแกรมจะทำอัตโนมัติ แต่ถ้าผู้ใช้ต้องการกำหนดเองก็สามารถทำได้ จุดเด่นของโปรแกรมแอสเพ็นคือ เปิดโอกาสให้ผู้ใช้สามารถเพิ่มเติมสมการหรือการคำนวณที่ซับซ้อนและนำไปประยุกต์ใช้ร่วมกับแบบจำลองที่มีอยู่ในโปรแกรมเพื่อได้ผลการคำนวณที่ถูกต้องและเหมาะสมตามความต้องการของผู้ใช้มากยิ่งขึ้น และยังสามารถใช้ข้อมูลร่วมกับโปรแกรมสำเร็จรูปอื่น ๆ เช่น ฟลูเอนส์ (Fluent) เป็นต้น ทำให้โปรแกรมนี้เหมาะสมต่อการใช้งานเป็นอย่างยิ่ง

### ก.2 แบบจำลองหน่วยกระบวนการที่ใช้ในงานวิจัย

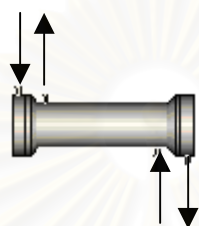
#### ก.2.1 แบบจำลองตัวรวมสาย (Mixer)



รูปที่ ก.1 แบบจำลองตัวรวมสาย

แบบจำลองตัวรวมสายใช้รวมสายกระบวนการขาเข้าที่มีมากกว่าหนึ่งสาย ให้มีสายออกเดียว ซึ่งแบบจำลองชนิดนี้ใช้ได้ทั้งการรวมสาร ความร้อน หรืองานแล้วแต่ผู้ใช้จะกำหนด ในกรณีที่ไม่มีความดันลดในการรวมสายแบบจำลองตัวรวมสายจะให้ความดันต่ำสุดของสายกระบวนการขาเข้าเป็นความดันของสายกระบวนการขาออก ในงานวิจัยนี้ไม่พิจารณาภาวะพลวัตของตัวรวมสาย ลักษณะของแบบจำลองแสดงดังรูปที่ ก.1

ก.2.2 แบบจำลองเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 2 สาย (Heatx)



รูปที่ ก.2 แบบจำลองเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

แบบจำลองนี้สามารถเลียนแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดเปลือกและท่อได้หลายประเภททั้งที่เป็นการไหลสวนทางและไหลตามกัน ในกรณีนี้ผู้ใช้ไม่ทราบรูปทรงเรขาคณิตของอุปกรณ์และรายละเอียดของโครงสร้างเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน หรือไม่มีความจำเป็นต้องวิเคราะห์พฤติกรรมอย่างละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ผู้ใช้สามารถเลือกใช้การจำลองการคำนวณอย่างง่าย ซึ่งใช้ข้อมูลในแบบจำลองไม่มากนัก ข้อมูลที่ต้องการในแบบจำลองนี้คือความดันลดแต่ละด้านของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และกำหนดภาวะกระแสด้านออกตามสมดุลมวลและพลังงานซึ่งโปรแกรมจะคำนวณค่าสัมประสิทธิ์ การแลกเปลี่ยนความร้อนและหาค่าพื้นที่ผิวที่ใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อน ลักษณะแบบจำลองแสดงดังรูปที่ ก.2

ก.2.3 แบบจำลองเครื่องทำความร้อน เตาเผาหรือเครื่องทำความเย็น (Heater)



รูปที่ ก.3 แบบจำลองเครื่องทำความร้อน

แบบจำลองนี้ใช้ในการจำลองเครื่องทำความร้อน เตาเผาหรือเครื่องทำความเย็น โดยจำนวนสายความร้อนเข้าและออกจากกระบวนการต้องเท่ากัน แบบจำลองนี้ต้องการพารามิเตอร์ที่กำหนดในอุปกรณ์ 2 ข้อมูลจาก

- อุณหภูมิที่ออกจากเครื่องทำความร้อน
- อุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลงไป
- อุณหภูมิเย็นยิ่งยวด
- อุณหภูมิร้อนยิ่งยวด
- สัดส่วนโมลที่ออกจากอุปกรณ์
- ความสามารถในการแลกเปลี่ยนความร้อน
- ความดันที่ออกจากอุปกรณ์หรือความดันลดในอุปกรณ์

กรณี que เลือกกำหนดอุณหภูมิที่ออกจากเครื่องทำความร้อนพารามิเตอร์อีกตัวหนึ่งที่ต้องการเลือกได้จาก

- สัดส่วนโมลที่ออกจากอุปกรณ์
- ความสามารถในการแลกเปลี่ยนความร้อน
- ความดันที่ออกจากอุปกรณ์หรือความดันลดในอุปกรณ์

นอกจากนี้แบบจำลองกระบวนการ ยังสามารถเลียนแบบวาล์วและการดำเนินงานอื่น ๆ ที่มีการเปลี่ยนแปลงความดัน เช่น คอมเพรสเซอร์ หรือปั๊มและใช้จำลองตัวรวมสายกระบวนการแบบนอนอะเดียบาติก (Nonadiabatic) ได้ด้วย ลักษณะแบบจำลองแสดงดังรูปที่ ก.3

#### ก.2.4 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Rplug)



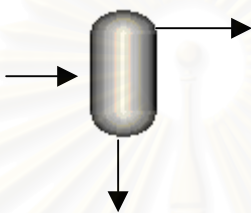
รูปที่ ก.4 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ท่อไหล

แบบจำลองนี้ผู้ใช้ต้องทราบข้อมูลทางจลนศาสตร์ หรือสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาสำหรับทางเลือกพิเศษของอุปกรณ์นี้คือสามารถใช้น้ำหล่อเย็นรอบเครื่องปฏิกรณ์โดยเลือกให้ไหลแบบสวนทางหรือตามสายเข้ากระบวนการก็ได้ หรือเลือกการดำเนินกระบวนการภาวะอเดียบาติก ซึ่งพารามิเตอร์ที่ต้องการคือสมการปฏิกิริยา ความดันลด และขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ ลักษณะแบบจำลองแสดงดังรูปที่ ก.4

### ก.2.5 แบบจำลองถังแฟลชที่มีทางออกสองทาง (Flash2)

แบบจำลองกระบวนการนี้ใช้จำลองถังแฟลช หม้อต้มระเหย น็อคเข้าที่ดรัม หรือเป็นตัวแยกชั้นเดียว ต้องการข้อมูล 2 ข้อเลือกจากข้อมูลข้างล่างนี้คือ

- อุณหภูมิที่ออกจากถัง
- สัดส่วนโมลที่ออกจากถัง
- ความสามารถในการแลกเปลี่ยนความร้อน
- ความดันที่ออกจากถังหรือความดันลดในถัง



รูปที่ ก.5 แบบจำลองหน่วยแยกแฟลช

กรณีเลือกพารามิเตอร์อุณหภูมิที่ออกจากถังโปรแกรม จะคำนวณเงื่อนไขความชื้นและความร้อนและเฟสของผสมของสายเข้ารวมกับพารามิเตอร์ที่กำหนดขึ้นต้น ในส่วนของการจำลองพลวัตต้องกำหนดขนาด ลักษณะการตั้งถัง และปริมาตรของเหลวเริ่มต้นภายในถัง ลักษณะแบบจำลองแสดงในรูปที่ ก.5

### ก.2.6 แบบจำลองเครื่องคอมเพรสเซอร์ (Compr)

แบบจำลองนี้ประยุกต์ใช้ได้กับคอมเพรสเซอร์ได้หลายชนิดคือ

- คอมเพรสเซอร์เซนตริฟูกัลโพลีโทรปิก
- คอมเพรสเซอร์และลูกสูบชัก และแบบหมุน
- คอมเพรสเซอร์แบบไอเซนโทรปิก



รูปที่ ก.6 แบบจำลองเครื่องคอมเพรสเซอร์



การคำนวณแบบจำลองนี้ผู้ใช้ต้องระบุพารามิเตอร์อย่างหนึ่งเพื่อให้ได้ผลที่ต้องการอย่างหนึ่งเช่น ถ้าต้องการคำนวณความดันที่ทางออกผู้ใช้ต้องกำหนดกำลังของคอมเพรสเซอร์ในทางกลับกันถ้ากำหนดความดันที่ทางออก เครื่องจะคำนวณกำลังของคอมเพรสเซอร์โดยผู้ใช้ต้องเลือกชนิดของคอมเพรสเซอร์ก่อน ซึ่งในงานวิจัยนี้เลือกคอมเพรสเซอร์แบบไอเซนโทรปิกและกำหนดความดันที่ทางออก ลักษณะแสดงดังรูป ก.6

#### ก.2.7 แบบจำลองปั๊ม (Pump)



รูปที่ ก.7 แบบจำลองปั๊ม

แบบจำลองชนิดนี้ใช้เป็นอุปกรณ์เพิ่มความดันสำหรับของเหลวพารามิเตอร์ที่ต้องการ คล้ายแบบจำลองคอมเพรสเซอร์คือ สามารถเลือกระบุความดันที่ทางออกหรือระบุกำลังปั๊ม ซึ่งในงานวิจัยนี้เลือกระบุความดันที่ทางออกของปั๊ม ลักษณะแสดงดังรูป ก.7

#### ก.2.8 แบบจำลองวาล์ว (Valve)



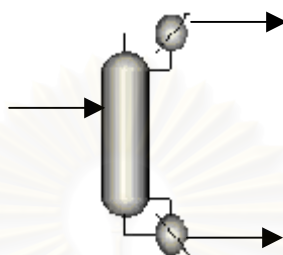
รูปที่ ก.8 แบบจำลองวาล์ว

แบบจำลองวาล์วใช้จำลองวาล์วควบคุมหรืออุปกรณ์ที่มีการเปลี่ยนแปลงความดันซึ่งเป็นการระบุทิศทางการไหลของกระแสในกระบวนการ งานวิจัยนี้ตั้งสมมติฐานให้ไหลแบบอเดียบาติก สายออกจากวาล์วสามารถกำหนดให้คำนวณสมดุลงแบบเฟสเดียว สองเฟส หรือสามเฟส ได้ตามความต้องการของผู้ใช้ แบบจำลองวาล์วแบ่งการคำนวณพฤติกรรมของวาล์วตามลักษณะการเลือกพารามิเตอร์ซึ่งมีให้เลือกสองแบบด้วยกันคือ

- กำหนดความดันข้อมูลที่ต้องใช้ในการเลือกแบบคำนวณความดันวิธีนี้คือการระบุความดันที่ทางออกหรือระบุความดันลดที่เกิดขึ้นในวาล์ว
- กำหนดความดันจากการคำนวณ ข้อมูลที่ต้องใช้ในการเลือกวิธีคำนวณข้อนี้ ต้องการข้อมูลเกี่ยวกับบริษัทผู้ผลิตวาล์ว ข้อมูลเกี่ยวกับเปอร์เซ็นต์การเปิดวาล์ว สัมประสิทธิ์วาล์ว แพกเตอร์ความดันลดและ แพกเตอร์ความดันกู่กลับ ซึ่งในงานวิจัยนี้ไม่ได้เลือกการกำหนดความดันวิธีนี้ เนื่องจากข้อมูลที่ใช้สำหรับงานวิจัยมีไม่เพียงพอและในงานวิจัยนี้ไม่ต้องการความซับซ้อนในการคำนวณพฤติกรรมของวาล์วมากนัก

ลักษณะการตอบสนองของวาล์วพิจารณาจากความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของของไหลผ่านวาล์วกับตำแหน่งของการเปิดวาล์ว ซึ่งค่าสัมประสิทธิ์ของการไหลของวาล์วเป็นตัวกำหนดความจุของการไหล ซึ่งขึ้นอยู่กับชนิดของวาล์วที่เลือกใช้โดยมีความสัมพันธ์กับเปอร์เซ็นต์การเปิดวาล์วแสดงสมการต่าง ๆ แสดงดังรูป ก.8

#### ก.2.9 แบบจำลองหอกลับ (Rad Frac)



รูปที่ ก.9 แบบจำลองหอกลับ

แบบจำลองหอกลับสามารถจำลองการกลั่นแยกสารที่มีจุดเดือดกว้างและแคบ ระบบที่มีสารสามเฟสระบบที่เฟสของเหลวมีพฤติกรรมไม่อุดมคติ หอกลับที่เกิดปฏิกิริยาภายในหอ เช่นปฏิกิริยาสมดุล ปฏิกิริยาอิเล็กโทรไลต์และปฏิกิริยาเคมีทั่วไป ข้อมูลที่หอกลับต้องการคือจำนวนชั้นทั้งหมด (โดยแบบจำลองนี้จะนับเครื่องควบแน่นเป็นชั้นเทรย์ที่ แรกและนับหม้อต้มซ้ำเป็นชั้นเทรย์สุดท้าย) เฟสของผลิตภัณฑ์ยอดหอ ชนิดของหม้อต้มซ้ำ ภาวะเฟสของการแยก วิธีการคำนวณ ตำแหน่งชั้นกระแสน้ำป้อนเข้าซึ่งมีให้เลือก สองลักษณะดังนี้

1. แบบเหนือชั้น
2. แบบบนชั้น

การเลือกตำแหน่งของกระแสน้ำป้อนเข้าขึ้นอยู่กับความเข้าใจ ภาวะการดำเนินการการกลั่นของผู้ใช้ ข้อมูลที่หอกลับต้องการต่อไปคือความดันที่ชั้นบนและความดันลดภายในหอ หรือความดันที่ชั้นล่างหอและพารามิเตอร์ที่ผู้ใช้ต้องเลือกป้อนข้อมูลสองข้อมูลจากข้อมูลต่อไปนี้

- สัดส่วนการป้อนกลับ
- อัตราการไหลออกกระแสนบน
- อัตราการไหลออกกระแสนล่าง
- สัดส่วนการเดือด

ส่วนข้อมูลภาวะพลวัตที่แบบจำลองต้องการเพิ่มคือ ขนาดหม้อต้มซ้ำ ขนาดถังรองรับของเหลวยอดหอ ปริมาตรของเหลวเริ่มต้นลักษณะการติดตั้งของหม้อต้มซ้ำและถังรองรับของเหลวยอดหอ ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางหอ ความสูงของเวียร์ ระยะระหว่างชั้น ความยาวของเวียร์ ประเภทการคำนวณทางไฮดรอลิก วิธีการคำนวณการแลกเปลี่ยนความร้อนของหม้อต้มซ้ำและเครื่องควบแน่น ลักษณะของหอกลับแสดงดังรูปที่ ก.9

ภาคผนวก ข

ข้อมูลที่ใช้ในการจำลองกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน

	Fresh Toluene	Fresh Hydrogen	Purge Gas	Stabilizer Gas	Benzene Product	Diphenyl Product
Flow, lbmol/h	290.86	490.38	480.88	21.05	272.5	6.759
Temperature, °F	86	86	115	113	211	559
Pressure, psia	575	575	480	480	30	31
H <sub>2</sub> , mole fraction	0	0.97	0.3992	0	0	0
CH <sub>4</sub>	0	0.03	0.5937	0.9349	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0	0	0.0065	0.0651	0.9997	0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1	0	0.0006	0	0.0003	0.00026
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub>	0	0	0	0	0	0.99974
	Gas Recycle	Toluene Recycle	Furnace Inlet	Reactor Inlet	Reactor Effluent	Quench
Flow, lbmol/h	3519.2	82.14	4382.5	4382.5	4382.5	156.02
Temperature, °F	115	272	1106	1150	1263.2	113
Pressure, psia	513	30	513	503	486	486
H <sub>2</sub> , mole fraction	0.3992	0	0.4291	0.4291	0.3644	0
CH <sub>4</sub>	0.5937	0	0.48	0.48	0.5463	0.0515
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0.0065	0.00061	0.0053	0.0053	0.0685	0.7159
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0.0006	0.99937	0.0856	0.0856	0.0193	0.2149
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub>	0	0.0002	0	0	0.0015	0.0177

	FEHE hot in	FEHE hot out	Separator gas out	Stabilizer Feed	Stabilizer bottoms	Product Bottoms
Flow, lbmol/h	4538.5	4538.5	4156	382.5	361.4	88.91
Temperature, °F	1158	337	113	113	200	283
Pressure, psia	486	480	486	480	480	33
H <sub>2</sub> , mole fraction	0.3518	0.3518	0.3992	0	0	0
CH <sub>4</sub>	0.5294	0.5294	0.5937	0.0515	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0.0907	0.0907	0.0065	0.7159	0.7538	0.0006
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0.026	0.026	0.0006	0.2149	0.2275	0.9234
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub>	0.0021	0.0021	0	0.0177	0.0187	0.076

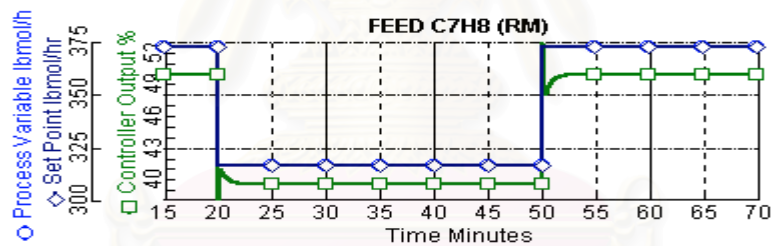
	Product column reflux	Recycle Column reflux
Flow, lbmol/h	300	12
Temperature, °F	211	272
Pressure, psia	30	30
H <sub>2</sub> , mole fraction	0	0
CH <sub>4</sub>	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0.9997	0.00061
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0.0003	0.99937
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub>	0	0.00002

## ภาคผนวก ค

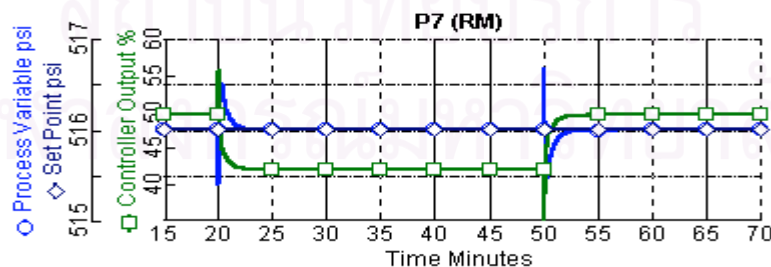
### กราฟผลการตอบสนองตัวควบคุมกรณีระบบถูกรบกวน

การตอบสนองของตัวแปรปรับกระบวนการมีความสัมพันธ์กับภาวะการดำเนินกระบวนการ โครงสร้างการควบคุมที่ตัวแปรปรับกระบวนการมีลักษณะการตอบสนองต่อการรบกวนอย่างรุนแรงอาจก่อให้เกิดปัญหาเกี่ยวกับอุปกรณ์ควบคุมเกิดความเสียหาย ซึ่งเป็นสิ่งที่วิศวกรควบคุมควรให้ความสนใจในพฤติกรรมของตัวแปรปรับระบบว่าเป็นภาวะการปรับกระบวนการที่สามารถทำงานได้จริงหรือไม่ และมีผลกระทบต่อกระบวนการอย่างไร

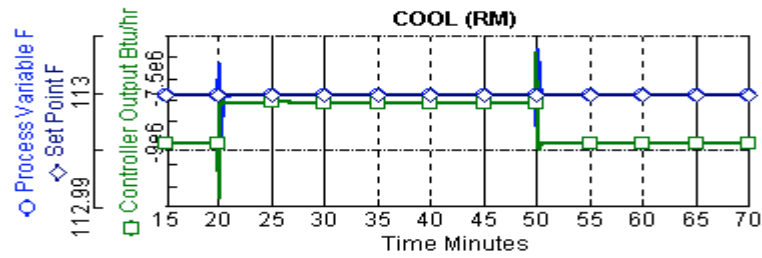
การตอบสนองของตัวแปรปรับกระบวนการของลู่วควบคุมที่สำคัญในกระบวนการไฮโดร-ดีอัลคิเลชันกรณีระบบถูกรบกวนทำให้กำลังการผลิตลดลงแสดงพฤติกรรมของตัวแปรปรับตอบสนองต่อการรบกวนไม่รุนแรงมาก และค่าของตัวแปรปรับของแต่ละโครงสร้างมีลักษณะการเปลี่ยนแปลงคล้ายกัน ดังนั้นในงานวิจัยนี้จะยกตัวอย่างการตอบสนองการควบคุมกรณีลดอัตราการไหลทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์เป็นกราฟตัวอย่างดังรูป



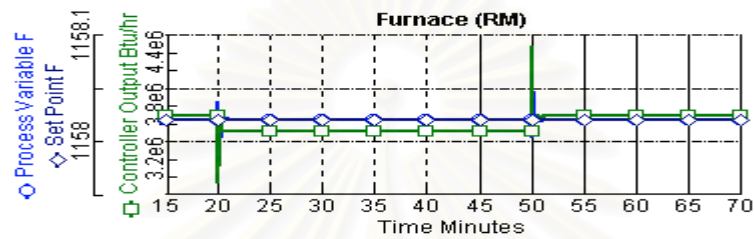
รูปที่ ค.1 ลู่วควบคุมอัตราการไหลทอลูอื่นโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีลดปริมาณทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



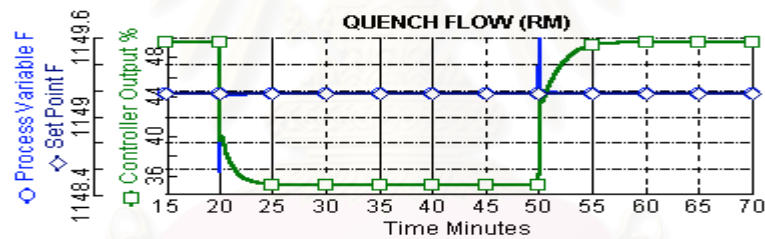
รูปที่ ค.2 ลู่วควบคุมความดันกระแสแก๊สป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีลดปริมาณทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



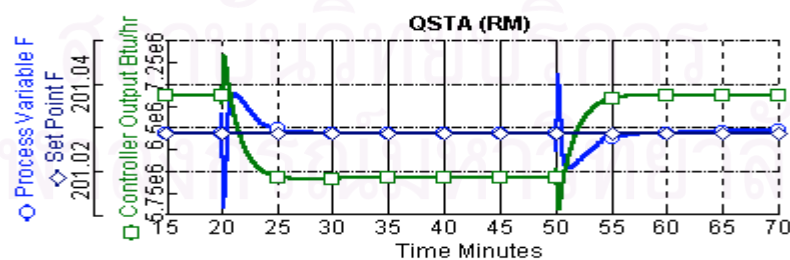
รูปที่ ค.3 ลู่วควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังแยกเฟลซโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



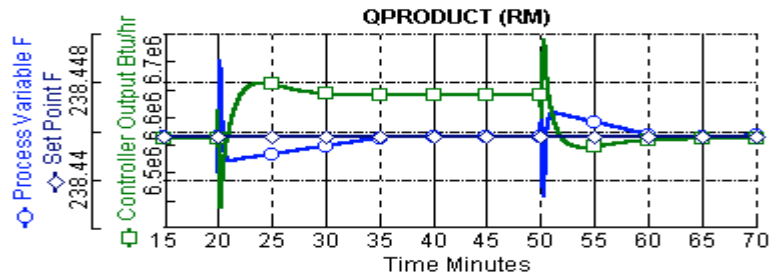
รูปที่ ค.4 ลู่วควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



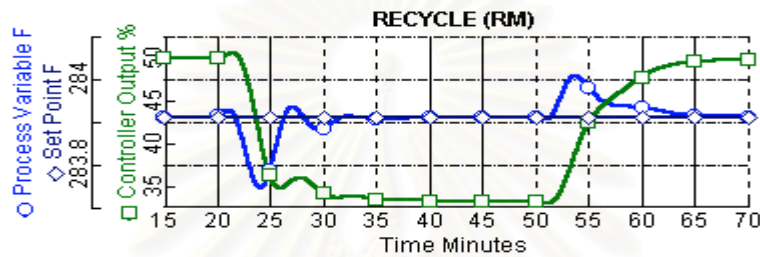
รูปที่ ค.5 ลู่วควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



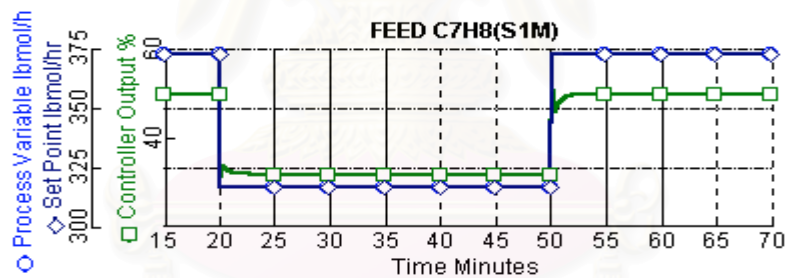
รูปที่ ค.6 ลู่วควบคุมอุณหภูมิภายในหอเสถียรโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีอัตราการไหลทอลูอินลดลง 15 เปอร์เซ็นต์



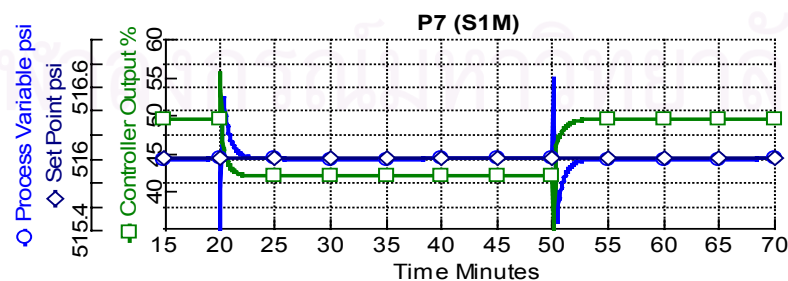
รูปที่ ๑๐.๗ ลูฟควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์โครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



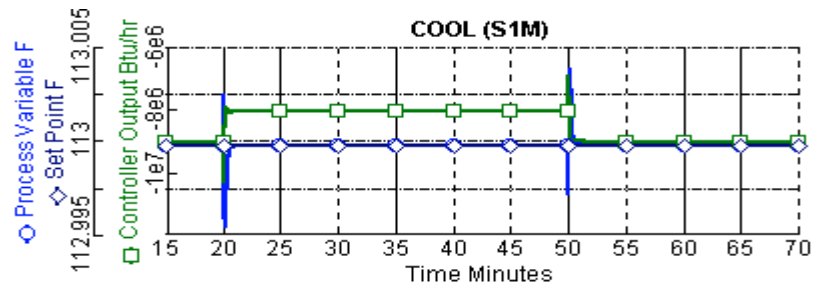
รูปที่ ๑๐.๘ ลูฟควบคุมอุณหภูมิภายในหอป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิง กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



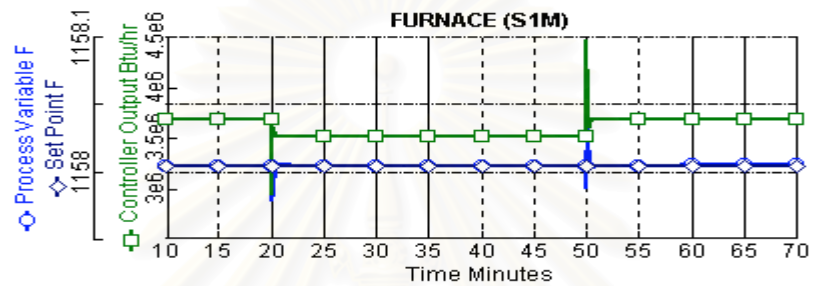
รูปที่ ๑๐.๙ ลูฟควบคุมอัตราการไหลทอลูอินโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



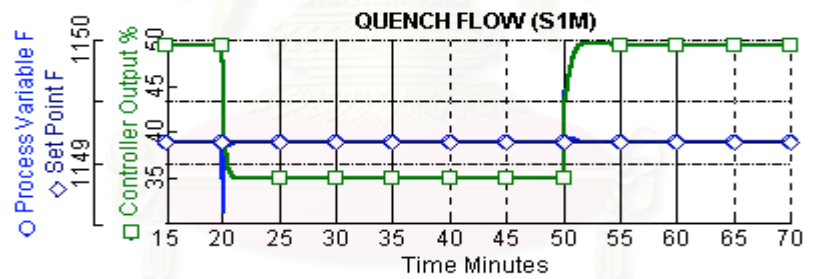
รูปที่ ๑๐.๑๐ ลูฟควบคุมความดันกระแสแก๊สป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีลดปริมาณทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



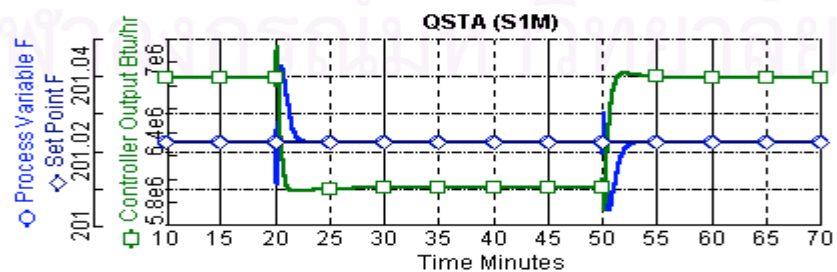
รูปที่ ค.11 ลูปลควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังแยกเฟสโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ ค.12 ลูปลควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

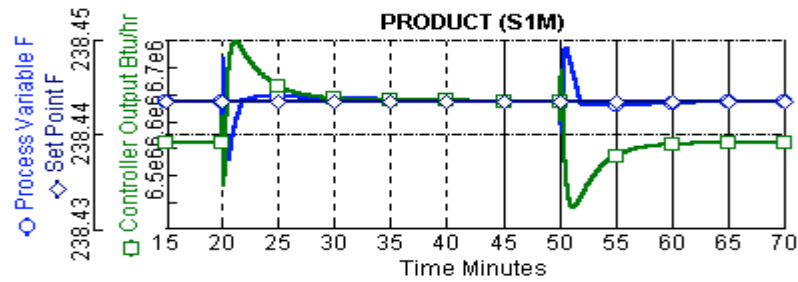


รูปที่ ค.13 ลูปลควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

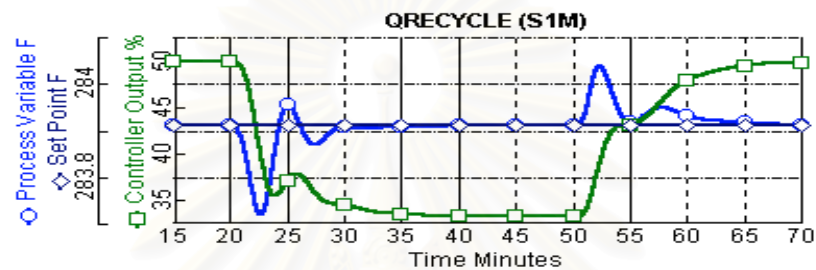


รูปที่ ค.14 ลูปลควบคุมอุณหภูมิภายในหอเสถียรโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีอัตราการไหลทอลูอินลดลง 15 เปอร์เซ็นต์

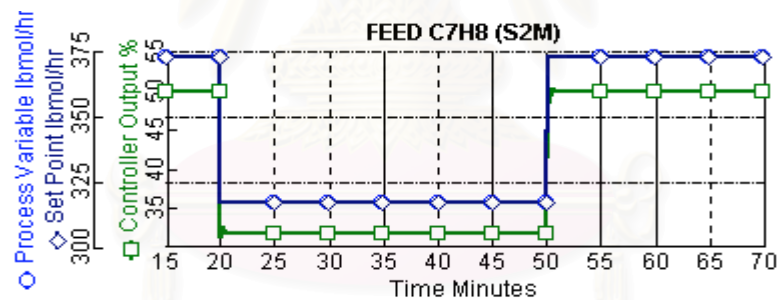




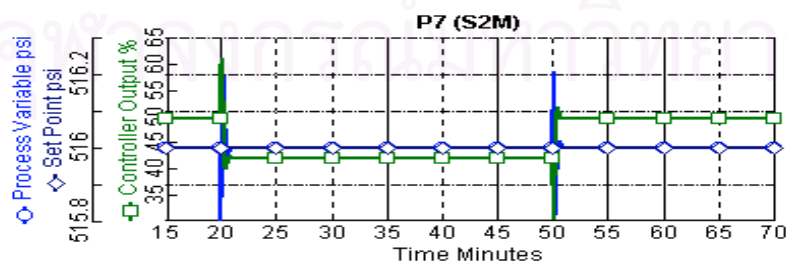
รูปที่ ค.15 ลูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์โครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลด อัตราการไหลทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



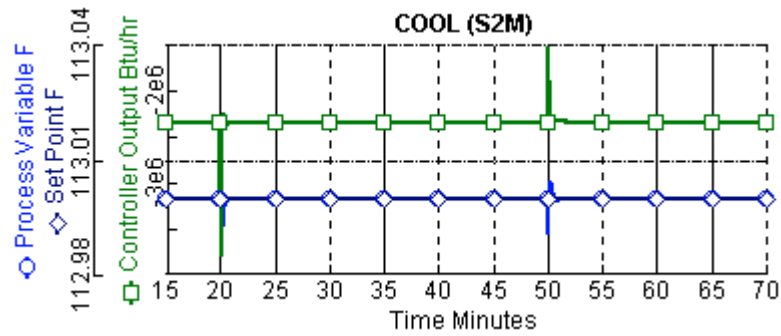
รูปที่ ค.16 ลูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีรบกวนลด อัตราการไหลทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



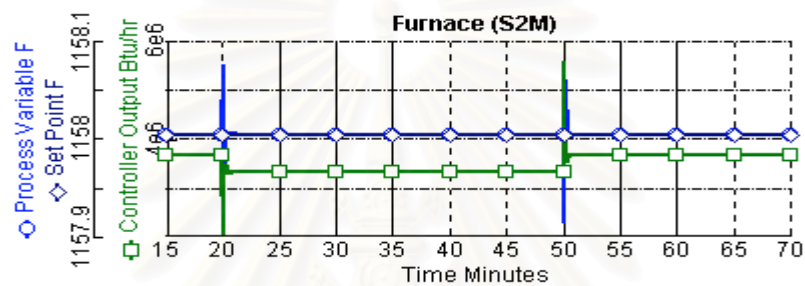
รูปที่ ค.17 ลูพควบคุมอัตราการไหลทอลูอื่นโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีลดปริมาณทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



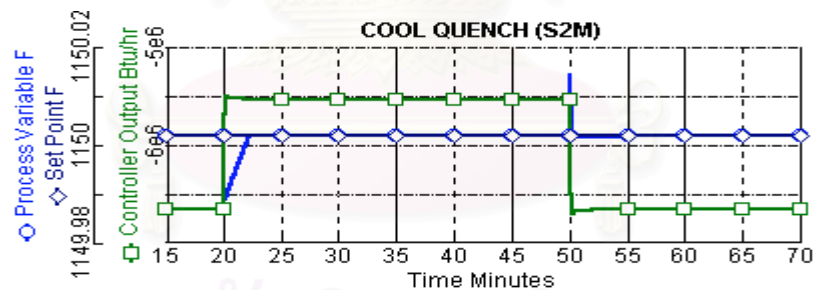
รูปที่ ค.18 ลูพควบคุมความดันกระแสแก๊สป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีลดปริมาณ ทอลูอื่น 15เปอร์เซ็นต์



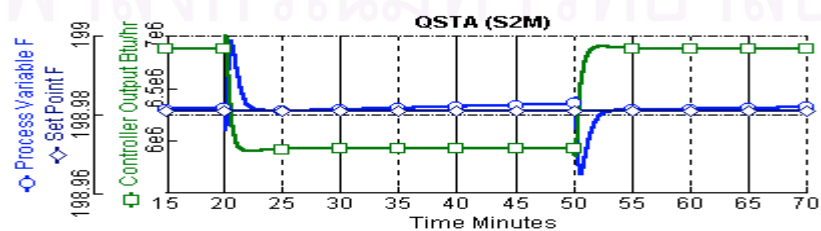
รูปที่ ค.19 ลูพควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังแยกเฟลซโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



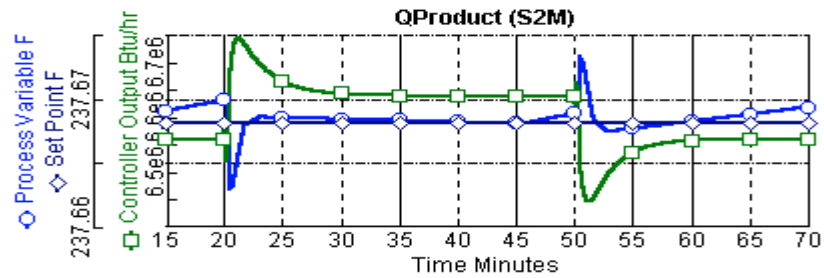
รูปที่ ค.20 ลูพควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



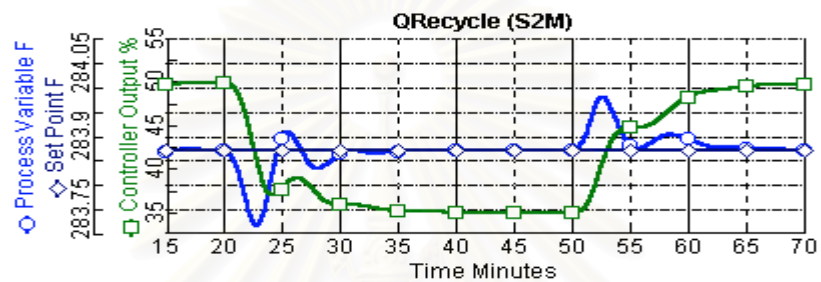
รูปที่ ค.21 ลูพควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



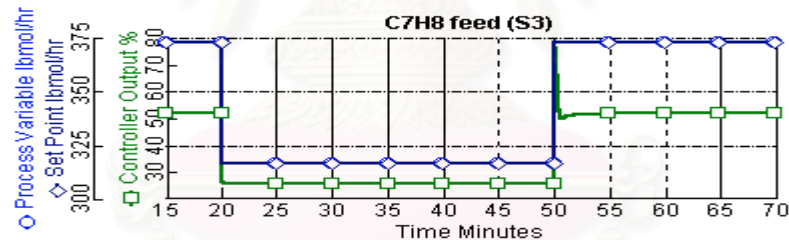
รูปที่ ค.22 ลูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอเสถียรโครงสร้างการควบคุมที่ 1 กรณีอัตราการไหลทอลูอินลดลง 15 เปอร์เซ็นต์



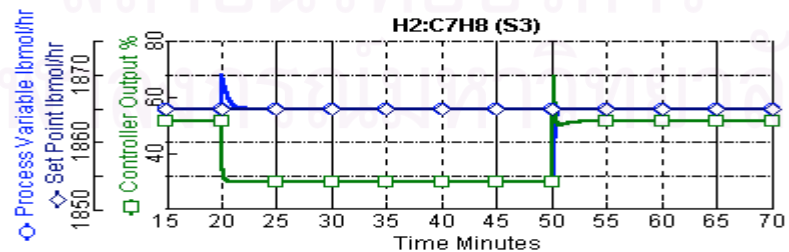
รูปที่ ค.23 ลูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์โครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



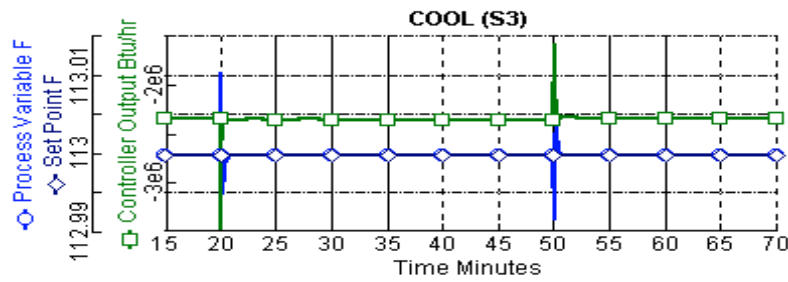
รูปที่ ค.24 ลูพควบคุมอุณหภูมิภายในหอป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 2 กรณีรบกวนลดอัตราการไหลทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



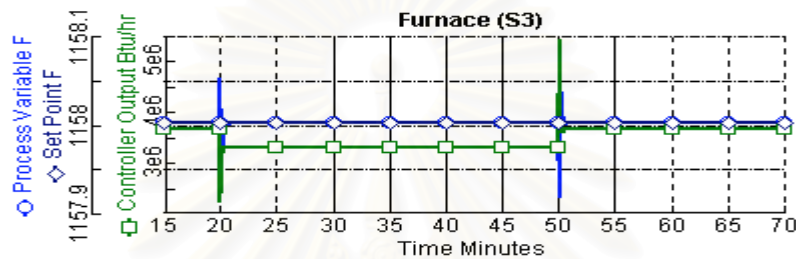
รูปที่ ค.25 ลูพควบคุมอัตราการไหลทอลูอื่นโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีลดปริมาณทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



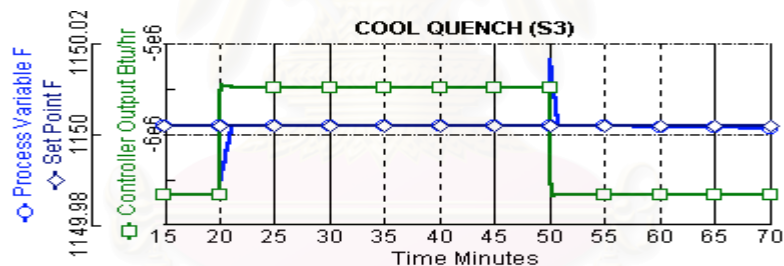
รูปที่ ค.26 ลูพควบคุมสัดส่วนสารไฮโดรเจนต่อทอลูอื่นโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีลดปริมาณทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



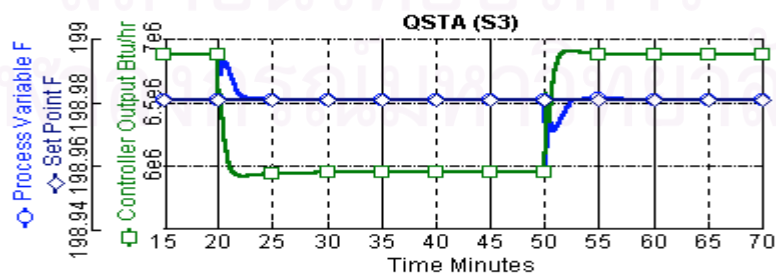
รูปที่ ค.27 ลู่วควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังแยกเฟสโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



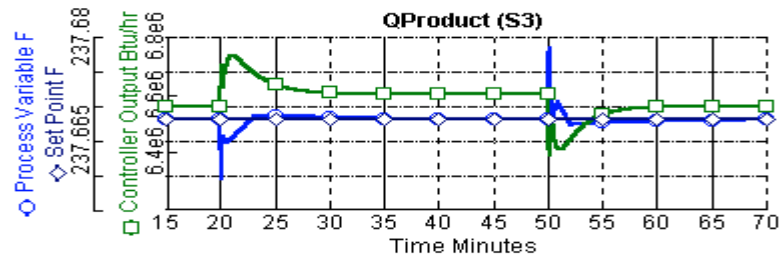
รูปที่ ค.28 ลู่วควบคุมอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



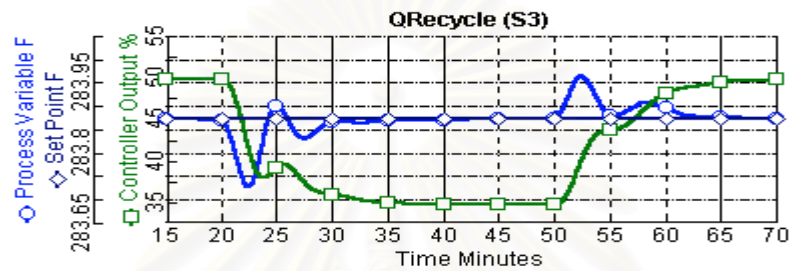
รูปที่ ค.29 ลู่วควบคุมอุณหภูมิขาออกจากถังปฏิกรณ์โครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีลดอัตราการไหลทอลูอื่น 15 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ ค.30 ลู่วควบคุมอุณหภูมิภายในหอเสถียรโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีอัตราการไหลทอลูอื่นลดลง 15 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ ค.31 ภาพควบคุมอุณหภูมิภายในหอผลิตภัณฑ์โครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลด อัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ ค.32 ภาพควบคุมอุณหภูมิภายในหอป้อนกลับโครงสร้างการควบคุมที่ 3 กรณีรบกวนลด อัตราการไหลทอลูอิน 15 เปอร์เซ็นต์

## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาวสายฝน เกียรติวารินทร์ เกิดที่จังหวัดกรุงเทพฯ สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาตรีวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร เมื่อปี พ.ศ. 2542 และศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2543



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย