


การออกแบบระบบควบคุมแบบแพลนท์ไวด์สำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน



นางสาวปิยพร ภูธนะกุล

สถาบันวิทยบริการ

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

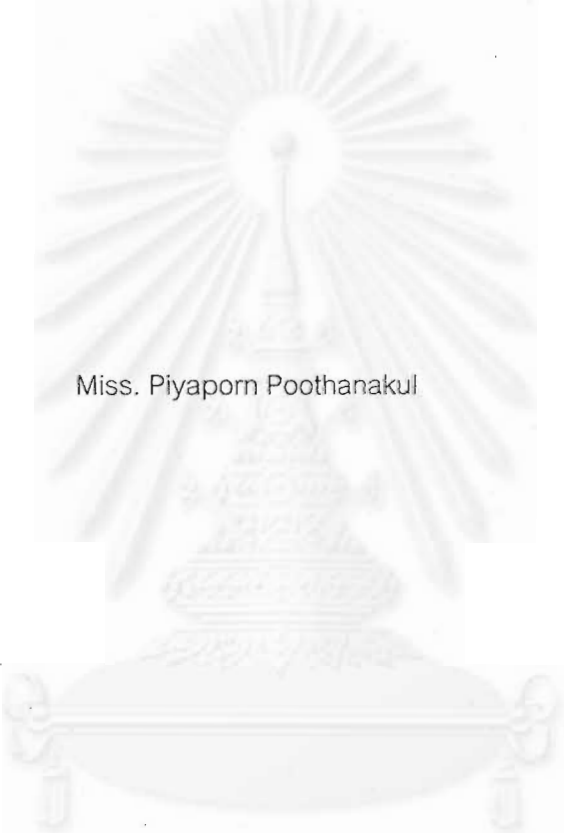
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2545

ISBN 974-17-2388-1

PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR A BUTANE ISOMERIZATION PROCESS



Miss. Piyaporn Poothanakul

สถาบันวิทยบริการ

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 974-17-2388-1

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การออกแบบระบบควบคุมแบบแพลนท์ไวด์สำหรับกระบวนการ
ไอโซเมอไรเซชันบิวเทน
โดย นางสาวปิยพร ภูธนะกุล
สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา อาจารย์ ดร.มนตรี วงศ์ศรี
อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญณ์

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วน
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

.....
(ศาสตราจารย์ ดร.สมศักดิ์ ปัญญาแก้ว) คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

.....
(ศาสตราจารย์ ดร.ปิยะसार ประเสริฐธรรม)

.....
(อาจารย์ ดร.มนตรี วงศ์ศรี)

.....
(รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญณ์)

.....
(รองศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติสุขภกร)

ปิยพร ภูษณะกุล: การออกแบบระบบควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ของกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน.(PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR A BUTANE ISOMERIZATION PROCESS) อ.ที่ปรึกษา : ดร.มนตรี วงศ์ศรี :อ.ที่ปรึกษาร่วม : รศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์, 126 หน้า. ISBN 974-17-2388-1.

ในกระบวนการทางเคมี สิ่งที่สำคัญที่สุด คือการควบคุมกระบวนการเพื่อให้ระบบดำเนินงานไปตามเป้าหมายที่ต้องการ โดยให้เกิดการสูญเสียพลังงานและของเสียน้อยที่สุด ซึ่งในกระบวนการทางอุตสาหกรรมเคมีส่วนใหญ่จะแบ่งหน่วยการผลิตออกเป็นสองส่วนใหญ่ๆ ด้วยกัน คือ ส่วนของการเกิดปฏิกิริยา และส่วนของการแยก ทั้งสองส่วนต้องการระบบควบคุมที่ทำให้กระบวนการดำเนินการได้อย่างเหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์ และมีความปลอดภัยในการดำเนินการ กระบวนการ ดังนั้นจึงมีการนำหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์เข้าช่วยในการพิจารณาการควบคุมกระบวนการที่ซับซ้อน เน้นการมองภาพรวมของทั้งกระบวนการ เพื่อให้ได้ระบบการควบคุมที่ดีขึ้น

ในงานวิจัยนี้ได้นำหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์มาใช้ในการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน เพื่อควบคุมผลิตภัณฑ์ให้มีนอร์มัลบิวเทนเจือปนอยู่ไม่เกิน 2 โมลเปอร์เซ็นต์ และมีอัตราการผลิตตามวัตถุประสงค์ที่ต้องการ โดยออกแบบโครงสร้างการควบคุมทั้งหมด 3 แบบ เปรียบเทียบสมรรถนะระหว่างกันและสมรรถนะกับโครงสร้างอ้างอิงที่ลูเบนเสนอไว้ พบว่าโครงสร้างที่ออกแบบมีสมรรถนะที่ดีกว่าโครงสร้างอ้างอิง

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา 2545.

ลายมือชื่อนิสิต.....ปิยพร ภูษณะกุล
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม.....

4270420721 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEY WORD: BUTANE ISOMERIZATION / CONTROL STRUCTURE / DYNAMIC SIMULATION / PLANTWIDE PROCESS CONTROL

PIYAPORN POOTHANAKUL : PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR A BUTANE ISOMERIZATION PROCESS. THESIS ADVISOR : MONTREE WONGSRI, D.Sc., THESIS COADVISOR: ASSOC.PROF.PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D., 126 pp. ISBN 974-17-2388-1

The most important task in a chemical process is controlling the process to achieve the setpoint in such a way of minimizing energy loss and waste generation. In general, a chemical plant is composed of two sections: reaction section and separation section. Both sections need a control system so that the plant can operate economically and safely. Plantwide control strategies was adapted for developing control loops in the plant since its approach is holistic which could provide a better control system.

This thesis paper applied plantwide control strategies for designing control structures of a butane isomerization process to achieve impurity of normal butane in product not more than two mole percent and also achieve the desired production rate. Three control structures were proposed, tested and compared with the control structure based on plantwide process control book, Luyben 1998.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Department Chemical Engineering

Student's signature.....

Piyaporn Poothanakul

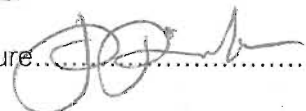
Field of study Chemical Engineering

Advisor's signature.....



Academic Year 2002.

Co-advisor's signature.....



กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบพระคุณ อาจารย์ ดร. มนต์รี วงศ์ศรี อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ และ รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่ให้คำแนะนำทำ วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จด้วยความช่วยเหลือจากท่าน ตลอดจนข้อเสนอแนะแนวความคิดต่างๆ ของงานวิจัยด้วยดีตลอดมาจนเสร็จสมบูรณ์ รวมทั้งศาสตราจารย์ ดร. ปิยะสาร ประเสริฐธรรม ประธานกรรมการ และรองศาสตราจารย์ ดร. ไพศาล กิตติศุภกร ที่กรุณามาร่วมเป็นกรรมการสอบ วิทยานิพนธ์ ซึ่งได้ให้ความสนใจและได้ให้ข้อคิดที่เป็นประโยชน์ต่องานวิจัยฉบับนี้ ขอขอบคุณจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัยที่เป็นแหล่งความรู้ให้ข้าพเจ้าได้ศึกษาค้นคว้าตลอดการทำงานวิจัย และขอขอบคุณคณะวิศวกรรมศาสตร์และบัณฑิตวิทยาลัยจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ช่วยเหลือในด้านการศึกษาและการทำงานวิจัยครั้งนี้จนสำเร็จการศึกษา ขอขอบคุณเพื่อนๆ รุ่นพี่ และน้องๆ ที่ให้ คำแนะนำและให้ความช่วยเหลือ ตลอดจนให้กำลังใจด้วยดีตลอดมา

ท้ายสุดนี้ผู้ทำการวิจัยใคร่ขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา และผู้มีอุปการคุณที่ ให้การสนับสนุนและเป็นกำลังใจให้ตลอดจนสำเร็จการศึกษา



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญรูปภาพ	ฌ
สารบัญตาราง	ซ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 คำนำ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	2
1.3 ขอบเขตงานวิจัย	2
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	2
1.5 ขั้นตอนการทำวิจัย	3
1.6 เนื้อหาวิทยานิพนธ์	3
บทที่ 2 ผลงานวิจัยที่ผ่านมา.....	4
บทที่ 3 การควบคุมแบบแพลนท์ไวต์	9
3.1 บทนำ.....	9
3.2 หลักการเบื้องต้นของการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์	12
3.3 ขั้นตอนของการควบคุมโดยใช้หลักการแบบแพลนท์ไวต์.....	14
3.4 ความจำเป็นที่ต้องใช้การควบคุมแบบแพลนท์ไวต์	19
3.5 โครงสร้างของหน่วยย่อยกระบวนการที่มีการต่อกันแบบอนุกรม.....	20
3.6 ผลของการรีไซเคิล.....	22
3.7 อันตรกิริยาระหว่างเครื่องปฏิกรณ์กับหน่วยแยก	22
3.8 ตัวอย่างของระบบ 2 สาร	24

3.9 ตัวอย่างของระบบ 3 สาร	24
บทที่ 4 กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนกับหลักการควบคุมแบบเพลนที่ไวด์.....	30
4.1 กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน.....	30
4.2 การประยุกต์ใช้หลักการเพลนที่ไวด์สำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน...	35
4.3 ผลการควบคุมโครงสร้างอ้างอิงหนังสือแบบที่ 1	41
4.4 ผลการควบคุมโครงสร้างอ้างอิงหนังสือแบบที่ 2	51
บทที่ 5 การออกแบบโครงสร้างการควบคุม.....	59
5.1 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1.....	61
5.1.1 ผลการควบคุมโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1.....	63
5.2 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2.....	71
5.2.1 ผลการควบคุมโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2.....	73
5.3 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3.....	82
5.3.1 ผลการควบคุมโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3.....	84
บทที่ 6 สรุปและวิจารณ์ผลการวิจัย.....	92
6.1 การเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุม	93
6.2 ข้อเสนอแนะสำหรับงานวิจัย	96
รายการอ้างอิง.....	97
ภาคผนวก.....	100
ภาคผนวก ก.....	101
ภาคผนวก ข.....	105
ภาคผนวก ค.....	123
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	126

สารบัญภาพ

ภาพ	หน้า
รูปที่ 3.1	การควบคุมระดับที่มีทิศทางเดียวกับอัตราการไหลของสารในระบบ.....21
รูปที่ 3.2	การควบคุมระดับที่มีทิศทางตรงข้ามกับอัตราการไหลของสารในระบบ21
รูปที่ 3.3	โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 สำหรับระบบสามสารกรณีทีสารตั้งต้น.....26 ตัวใดตัวหนึ่งเกิดปฏิกิริยาหมด
รูปที่ 3.4	โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 สำหรับระบบสามสารกรณีที่สารตั้งต้น.....27 ตัวใดตัวหนึ่งเกิดปฏิกิริยาหมด
รูปที่ 3.5	หอกลับแบบการนำเอาตัวเบาสุดออกก่อนและหอกลับแบบ.....29 การนำตัวหนักสุดออกก่อน
รูปที่ 4.1	กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน.....31
รูปที่ 4.2	โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1 ของกระบวนการ34 ไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน
รูปที่ 4.3	ผลการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก41
รูปที่ 4.4	ผลการตอบสนองของความร้อนป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก.....42
รูปที่ 4.5	ผลการควบคุมอุณหภูมิกระแสออกจากฟลัดคอนเดนเซอร์42
รูปที่ 4.6	ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากฟลัดคอนเดนเซอร์.....42
รูปที่ 4.7	ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยมวลของนอร์มัลบิวเทน.....43
รูปที่ 4.8	ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์43
รูปที่ 4.9	ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่43
รูปที่ 4.10	ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยมวลของนอร์มัลบิวเทน.....44
รูปที่ 4.11	ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลับดีไอบี.....45
รูปที่ 4.12	ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์.....45
รูปที่ 4.13	ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่45
รูปที่ 4.14	ผลการตอบสนองของความร้อนป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก.....46
รูปที่ 4.15	ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าเตาเผา.....47
รูปที่ 4.16	ผลการควบคุมอุณหภูมิกระแสออกจากฟลัดคอนเดนเซอร์47
รูปที่ 4.17	ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากฟลัดคอนเดนเซอร์.....47
รูปที่ 4.18	ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน48
รูปที่ 4.19	ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลับดีไอบี.....48

ภาพ	หน้า
รูปที่ 4.20 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์	48
รูปที่ 4.21 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่	49
รูปที่ 4.22 โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2	50
รูปที่ 4.23 ผลการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก	51
รูปที่ 4.24 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าเตาเผา	51
รูปที่ 4.25 ผลการควบคุมอุณหภูมิกระแสออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	51
รูปที่ 4.26 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	52
รูปที่ 4.27 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน	52
รูปที่ 4.28 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี	52
รูปที่ 4.29 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์	53
รูปที่ 4.30 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่	53
รูปที่ 4.31 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน	53
รูปที่ 4.32 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี	54
รูปที่ 4.33 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์	54
รูปที่ 4.34 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่	54
รูปที่ 4.35 ผลการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก	55
รูปที่ 4.36 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าเตาเผา	55
รูปที่ 4.37 ผลการควบคุมอุณหภูมิกระแสออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	56
รูปที่ 4.38 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	56
รูปที่ 4.39 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน	56
รูปที่ 4.40 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี	57
รูปที่ 4.41 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์	57
รูปที่ 4.42 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่	57
รูปที่ 5.1 โครงสร้างการควบคุมกระบวนการไอโซเมอไรเซชันบิวเทนแบบที่ 1	61
รูปที่ 5.2 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นดีไอบี	62
รูปที่ 5.3 โครงสร้างการควบคุมในหอกลั่นเพิร์จ	62
รูปที่ 5.4 ผลการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก	63
รูปที่ 5.5 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่เตาเผา	63

ภาพ

หน้า

รูปที่ 5.6 ผลการควบคุมอุณหภูมิกระแสออกจากปลัดคอนเดนเซอร์.....	64
รูปที่ 5.7 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ปล่อยจากปลัดคอนเดนเซอร์.....	64
รูปที่ 5.8 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยมวลของนอร์มัลบิวเทน.....	65
รูปที่ 5.9 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์.....	65
รูปที่ 5.10 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนเข้า.....	66
รูปที่ 5.11 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน.....	66
รูปที่ 5.12 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์.....	67
รูปที่ 5.13 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่.....	67
รูปที่ 5.14 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก.....	68
รูปที่ 5.15 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าเตาเผา.....	68
รูปที่ 5.16 ผลการควบคุมอุณหภูมิที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์.....	69
รูปที่ 5.17 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์.....	69
รูปที่ 5.18 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน.....	69
รูปที่ 5.19 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์.....	70
รูปที่ 5.20 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่.....	70
รูปที่ 5.21 โครงสร้างการควบคุมกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนแบบที่ 2.....	71
รูปที่ 5.22 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นดีไอบีสำหรับโครงสร้างแบบที่ 2.....	72
รูปที่ 5.23 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นเพิร์จสำหรับโครงสร้างแบบที่ 2.....	72
รูปที่ 5.24 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์.....	73
รูปที่ 5.25 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์.....	73
รูปที่ 5.26 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์.....	74
รูปที่ 5.27 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน.....	74
รูปที่ 5.28 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบี.....	74
รูปที่ 5.29 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์.....	75
รูปที่ 5.30 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่.....	75
รูปที่ 5.31 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน.....	76
รูปที่ 5.32 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบี.....	76
รูปที่ 5.33 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์.....	77

รูปที่ 5.34 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่	77
รูปที่ 5.35 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก	78
รูปที่ 5.36 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่เตาเผา	78
รูปที่ 5.37 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิที่ออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	79
รูปที่ 5.38 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	79
รูปที่ 5.39 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน	79
รูปที่ 5.40 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบี	80
รูปที่ 5.41 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์	80
รูปที่ 5.42 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่	80
รูปที่ 5.43 โครงสร้างการควบคุมกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนแบบที่ 3	82
รูปที่ 5.44 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นดีไอบีสำหรับโครงสร้างที่ 3	83
รูปที่ 5.45 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นเพิร์จสำหรับโครงสร้างที่ 3	83
รูปที่ 5.46 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิที่ออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	84
รูปที่ 5.47 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	84
รูปที่ 5.48 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน	85
รูปที่ 5.49 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์	85
รูปที่ 5.50 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่	85
รูปที่ 5.51 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน	86
รูปที่ 5.52 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี	86
รูปที่ 5.53 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์	87
รูปที่ 5.54 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่	87
รูปที่ 5.55 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก	88
รูปที่ 5.56 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่เตาเผา	88
รูปที่ 5.57 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิที่ออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	89
รูปที่ 5.58 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์	89
รูปที่ 5.59 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน	89
รูปที่ 5.60 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี	90
รูปที่ 5.61 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์	90

ภาพ

หน้า

รูปที่ 5.62 ผลการตอบสนองของอัตราการใช้ของกระแสน้ำใหม่.....91



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญตาราง

ตาราง

หน้า

ตารางที่ 4.1 แสดงสมคุณมูลสารของกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน.....	40
แบบปฏิกิริยาผันกลับไม่ได้	
ตารางที่ 6.1 สรุปผลโครงสร้างไอเอชของโครงสร้างการควบคุม.....	94
ตารางที่ ก.1.1 ค่าพารามิเตอร์ของอุปกรณ์.....	101
ตารางที่ ก.1.2 ค่าพารามิเตอร์ของกระแสในกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนสภาวะคงตัว	102
ตารางที่ ค.1 สรุปพารามิเตอร์เครื่องควบคุมของโครงสร้างการควบคุมทั้งหมด.....	125



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 1

บทนำ

1.1 คำนำ

ในสภาวะปัจจุบัน เป็นยุคที่มีการขยายตัวทางเศรษฐกิจอย่างรวดเร็ว ทำให้มีการแข่งขันทางอุตสาหกรรมอย่างแพร่หลาย สังเกตได้จากมีการนำเทคโนโลยีใหม่ๆ มาใช้ในกระบวนการ ในส่วนของระบบการควบคุมมีการพัฒนาการปรับปรุงความสามารถในการผลิต เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพตามวัตถุประสงค์ที่ต้องการ เพิ่มอัตราการหมุนเวียนของสารที่ผ่านกระบวนการให้สูงขึ้น ลดค่าใช้จ่ายทางด้านวัตถุดิบ และคำนึงถึงผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม

งานหนึ่งที่มีความสำคัญอย่างมาก และท้าทายความสามารถในงานด้านการควบคุมสำหรับวิศวกรเคมี คือ ออกแบบให้วงควบคุมและระบบดำเนินงานตามเป้าหมายที่ต้องการ โดยทั่วไปกระบวนการอุตสาหกรรมจะเป็นกระบวนการที่มีหลายหน่วยย่อยเชื่อมต่อกัน มีกระแสไหลเวียนหลายกระแส และอาจเกิดการสะสมพลังงานก่อให้เกิดการป้อนกลับของสารและพลังงานระหว่างหน่วย ทำให้เกิดเส้นทางการกระจายการรบกวน การมีกระแสหมุนเวียนทำให้เกิดผลกระทบต่อ การเปลี่ยนแปลงพฤติกรรมทางพลวัตอย่างมากในกระบวนการ เป็นเหตุให้กระบวนการซับซ้อนและยากต่อการควบคุม ทำให้การควบคุมกระบวนการแบบเดิมที่สร้างวงควบคุมสำหรับหน่วยย่อยหรือสำหรับอุปกรณ์แต่ละชิ้นนั้น ไม่สามารถควบคุมกระบวนการให้อยู่ในสภาวะที่ต้องการได้เนื่องจากผลกระทบซึ่งกันและกันของแต่ละหน่วยย่อย ด้วยเหตุนี้จึงมีการนำหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ เข้ามาช่วยในการพัฒนาวงควบคุมต่างๆ โดยหลักการนี้เป็นกรออกแบบที่มองภาพรวมทั้งโรงงาน โดยพิจารณากระแสหมุนเวียนของสารและการสะสมของพลังงานในระบบ ซึ่งส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงพฤติกรรมเชิงพลวัตของทั้งกระบวนการนั้น ทำให้วงควบคุมที่ออกแบบด้วยวิธีดังกล่าวสามารถควบคุมกระบวนการได้อย่างมีประสิทธิภาพตรงตามวัตถุประสงค์ที่ต้องการ

กระบวนการไลโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน เป็นอีกกระบวนการหนึ่งที่ค่อนข้างซับซ้อน มีการเชื่อมโยงแต่ละยูนิตเป็นจำนวนมาก เนื่องจากมีการหมุนเวียนของสารและพลังงานภายในกระบวนการ ทำให้มีพฤติกรรมเชิงพลวัตที่ซับซ้อน เป็นผลให้เกิดการเปลี่ยนแปลงคุณสมบัติและคุณภาพของผลิตภัณฑ์ งานวิจัยนี้จึงนำกระบวนการดังกล่าวมาใช้ในการศึกษาออกแบบระบบ

ควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ ในการพิจารณาออกแบบระบบควบคุมกระบวนการ โดยมีโปรแกรมไฮซิส ชนิดโมเดลแพลนท์เป็นเครื่องมือในการศึกษากระบวนการไอโซเมอร์โรเซชันของบิวเทน ทั้งสภาวะคงตัวและสภาวะพลวัต

1.2 วัตถุประสงค์

1. ออกแบบโครงสร้างการควบคุม (Control Structure) สำหรับกระบวนการไอโซเมอร์โรเซชันของบิวเทนโดยใช้วิธีการพิจารณาการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์
2. ประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมที่ได้ออกแบบไว้โดยเปรียบเทียบค่าไอเออี (IAE) ของแต่ละโครงสร้าง

1.3 ขอบเขตงานวิจัย

1. ทำการศึกษาเฉพาะอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่มีเพียงสารตั้งต้นเพียงอย่างเดียว คือ สารละลายป้อนใหม่เพียงกระแสเดียว ที่ประกอบไปด้วย โพรเพน นอร์มัลบิวเทน ไอโซบิวเทน ไอโซเพนเทน และกระแสผลิตภัณฑ์เพียงอย่างเดียว คือสโนใจที่ผลิตภัณฑ์ (ไอโซบิวเทน) ที่ได้จากกระบวนการ ให้มีนอร์มัลบิวเทนอยู่ในเกณฑ์ที่กำหนด
2. ใช้โปรแกรมไฮซิสโมเดลแพลนท์ ในการเลียนแบบกระบวนการ (Simulation)
3. กระบวนการไอโซเมอร์โรเซชันบิวเทนเป็นกระบวนการในหนังสือการควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวด์ (Plantwide Process Control) ของลูเบน และไทเรียส (William L.Luyben Bjorn D. Tyreus และ Michael L.Luyben) ในปี ค.ศ 1998
4. ควบคุมอัตราการผลิตและควบคุมให้ผลิตภัณฑ์ไอโซบิวเทนมีนอร์มัลบิวเทนปนอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ประมาณ 2 โมลเปอร์เซ็นต์

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. ได้ระบบควบคุมโดยใช้หลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ ของกระบวนการไอโซเมอร์โรเซชันบิวเทน
2. สามารถประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมที่ออกแบบขึ้นได้
3. คาดหมายว่างานวิจัยนี้จะเป็นแนวทางในการพัฒนาระบบควบคุมของกระบวนการสำหรับอุตสาหกรรมปิโตรเคมีในอนาคต

1.5 ขั้นตอนการทำงานวิจัย

1. ศึกษาหลักการของการควบคุมแบบทั้งโรงงานและรวบรวมข้อมูลวิจัยที่เกี่ยวข้อง
2. ศึกษาการดำเนินงานของกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันของบิวเทนในสภาวะคงตัว
3. ศึกษาการดำเนินงานของกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันของบิวเทนในสภาวะพลวัต
4. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน
5. ประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมที่ได้ออกแบบไว้
6. วิเคราะห์และสรุปผลงานวิจัย
7. จัดทำวิทยานิพนธ์เป็นรูปเล่มฉบับสมบูรณ์
8. แก้ไขและปรับปรุงวิทยานิพนธ์

1.6 เนื้อหาวิทยานิพนธ์

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้ได้จัดแบ่งเป็น 6 บท โดยมีรายละเอียดดังต่อไปนี้

บทที่ 1 บทนำ กล่าวถึง คำนำ วัตถุประสงค์ของการวิจัย ขอบเขตการวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ วิธีดำเนินการวิจัย และเนื้อหาวิทยานิพนธ์

บทที่ 2 เป็นผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

บทที่ 3 กล่าวถึงทฤษฎีเบื้องต้นของการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์

บทที่ 4 กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน กับหลักการการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ และผลการเลียนแบบเชิงพลวัตของโครงสร้างอ้างอิง 2 แบบ

บทที่ 5 เป็นการออกแบบโครงสร้างการควบคุม และผลการเลียนแบบเชิงพลวัตของกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนหลังจากที่ติดตั้งตัวควบคุมสำหรับแต่ละโครงสร้าง

บทที่ 6 เป็นการวิเคราะห์และสรุปผลการวิจัย

บทที่ 2

ผลงานวิจัยที่ผ่านมา

นับตั้งแต่ช่วงทศวรรษที่ 19 เป็นต้นมา อุตสาหกรรมขนาดใหญ่ต่างหันมาใช้ระบบควบคุมโดยอัตโนมัติ แบบมีคอมพิวเตอร์เข้ามาช่วย กล่าวคือ

ในปี 1959 บริษัทเคมีภัณฑ์ได้พัฒนาหน่วยปฏิบัติการภายใต้การควบคุมอัตโนมัติ โดยใช้คอมพิวเตอร์และบริษัทน้ำมันก็ใช้ดิจิทัลคอมพิวเตอร์ในโรงกลั่นน้ำมันเพื่อใช้ควบคุมหน่วยคานาติคกักรักกิ่ง

ในปี 1960 บริษัทผลิตเคมีภัณฑ์สองบริษัทใช้คอมพิวเตอร์ เข้ามาช่วยควบคุมผลิตภัณฑ์ โดยบริษัทหนึ่งสังเคราะห์แอมโมเนีย ส่วนอีกบริษัททำการผลิตไวนิลคลอไรด์ เพื่อใช้ผลิตผลิตภัณฑ์พลาสติก

ในปี 1961 คอมพิวเตอร์เข้ามามีบทบาทด้านการควบคุมอย่างมากในหน่วยปฏิบัติการปิโตรเลียม

ในปี 1962 โรงงานผลิตกระแสไฟฟ้า ใช้ควบคุมระบบทั้งหมดในโรงงานและเป็นที่ยอมรับว่าในอนาคตอุตสาหกรรมทางเคมีทั้งหมดไม่ว่าจะเป็นด้านกระบวนการ ด้านสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์เกือบทั้งหมดจะใช้คอมพิวเตอร์เป็นตัวควบคุมกระบวนการ เพื่อให้ได้การปฏิบัติการที่มีคุณภาพสูงสุดและเหมาะสมกับหลักการทางเศรษฐศาสตร์มากที่สุด

ในปี 1992 P.H.M. Vleeschhouwer J.M.H. Fortuin และ R.D Garton ได้ทำการศึกษาวิเคราะห์ปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์ ทั้ง 4 ประเภท ได้แก่ การสร้างโมเดล ปฏิกิริยา OXO เครื่องปฏิกรณ์ OXO ในอุตสาหกรรม และการจำกัดกระแสการรีไซเคิลในโรงงานอุตสาหกรรมสองโรงงาน ที่ใช้เครื่องปฏิกรณ์ OXO

ในปี 1993 J.J Downs และ E.F Vogel มีการทำการศึกษาวิจัยกระบวนการทางอุตสาหกรรมเคมีโดยพิจารณาที่เครื่องปฏิกรณ์/หน่วยการแยก/การรีไซเคิล ที่เป็นสถานะแก๊ส-ของเหลว ทั้งกระบวนการมีวาล์วที่เป็นตัวแปรปรับทั้งหมด 12 วาล์ว และตัวแปรที่สามารถวัดค่าได้ทั้งหมด 41 ตัว กระบวนการนี้มีสารตั้งต้นทั้งหมด 4 สาร และมีผลิตภัณฑ์ทั้งหมด 2 ชนิด ปฏิกิริยาเป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับไม่ได้และคายความร้อน ทำการพิจารณากระบวนการเป็นแบบแพลนท์โวด์

โดยใช้หลักการของการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ 9 ขั้นตอน เป็นตัวช่วยในการพิจารณาแล้วทำการแสดงผลโดยใช้การเขียนโปรแกรม FORTAN

ในปี 1994 Randel M.Price, Philip R. Lyman และ Christos Georgakis เสนอแนวทางในการออกแบบโครงสร้างการควบคุมที่มีประสิทธิภาพ คือ อัตราการผลิตผลิตภัณฑ์และการควบคุมปริมาณสาร (Inventory) ไม่มีผลกระทบต่อกัน โดยใช้อัตราการผลิตภายในกระบวนการเป็นตัวแปรปรับเพื่อควบคุมอัตราการผลิตที่ขาออก ซึ่งศึกษากับระบบของเครื่องปฏิกรณ์ถึงกวนแบบต่อเนื่อง/หอกลับและกระบวนการอุตสาหกรรมเคมีของอีลแมน จากการศึกษาพบว่า สำหรับระบบของเครื่องปฏิกรณ์ถึงกวนแบบต่อเนื่อง/หอกลับ การใช้อัตราการผลิตออกจากเครื่องปฏิกรณ์เป็นตัวแปรปรับเพื่อควบคุมผลิตภัณฑ์ที่ขาออก ทำให้ได้การควบคุมที่มีประสิทธิภาพไม่เกิดการเพิ่มขึ้นของตัวแปรรบกวนในกระแสรีไซเคิลส่วนในกระบวนการของอีลแมน พบว่าการใช้กำลังของตัวควบคุมในเครื่องปฏิกรณ์เป็นตัวแปรปรับและปรับอัตราการผลิตแยกผลิตภัณฑ์ออกจากกระแสรีไซเคิล จะทำให้การควบคุมผลิตภัณฑ์ที่ดี

ในปี 1995 Chang K. Yi และ William L.Luyben เสนอวิธีการเลือกโครงสร้างการควบคุม ที่อาศัยเพียงแค่ข้อมูลที่สภาวะคงตัวเท่านั้น วิธีนี้เรียกว่า " Steady state Disturbance Analysis" โดยพิจารณาตัวแปรสเตต และตัวแปรปรับทุกตัวรวมถึงตัวแปรรบกวนระบบที่มีผลต่อระบบ ในการศึกษาใช้กระบวนการที่มีเครื่องปฏิกรณ์ 1 เครื่อง, หอกลับ 2 หอ และกระแสรีไซเคิล 2 กระแส พบว่า สำหรับโครงสร้างการควบคุมที่มีการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับมาก ๆ ทำให้เกิดการอิมิตัวของวาล์ว ซึ่งให้ผลการควบคุมที่ไม่ดี นอกจากนี้การเลือกจากการเลียนแบบโครงสร้างควบคุมที่สภาวะพลวัต จะมีบางโครงสร้างการควบคุมที่ทำให้เกิดสภาวะคงตัวหลายครั้ง ทำให้ได้วงปิดที่ไม่เสถียร ดังนั้นจึงทำให้สามารถเลือกโครงสร้างการควบคุมที่ดีโดยวิธีนี้ได้

ในปี 1995 P.R Lyman และ C. Georgakist กระบวนการของเทนเนสซี (Tennessee) นั้นค่อนข้างยากที่จะทำการควบคุมเพราะมีกระแสรีไซเคิล และอันตรกิริยาระหว่างอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ ความดันของเครื่องปฏิกรณ์ ปฏิกริยา และอัตราการผลิต จึงได้นำหลักการของการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ เข้ามาช่วยในการพัฒนาระบบควบคุม โดยเลือกให้ตัวแปรปรับ เป็นอัตราการผลิต และสร้างวงของการควบคุมขึ้นมาทั้งหมด 4 แบบ ได้แก่ การควบคุมแบบตัวแปรปรับเพียงตัวเดียวและตัวแปรควบคุมเพียงตัวเดียว การควบคุมแบบตัวแปรปรับเพียงตัวเดียวและตัวแปรควบคุมเพียงตัวเดียว การควบคุมแบบระบบปิด และการควบคุมระบบเปิด พร้อมกับนำหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ มาช่วยเป็นแนวทางการควบคุม

ในปี 1996 William L. Luyben มีการศึกษาวิเคราะห์ถึงโครงสร้างการควบคุม สำหรับปฏิกิริยา/การแยก/การรีไซเคิล สำหรับปฏิกิริยาระดับสอง โดยกระบวนการนี้มีสารตั้งต้นสองสารที่อยู่ในกระแสการรีไซเคิล ซึ่งเป็นกระบวนการที่ค่อนข้างซับซ้อน แนวทางในการแก้ปัญหา คือการตรวจสอบสมมูลมวลขององค์ประกอบสำหรับองค์ประกอบทั้งหมดให้มั่นใจว่าถูกต้องและครบถ้วนสำหรับกระบวนการที่มีการอินทิเกรตภายใน

ในปี 1997 Michael L. Luyben และ Bjorn D. Tyreus ได้เสนอวิธีการควบคุม กระบวนการทางอุตสาหกรรมเคมี โดยใช้หลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ซึ่งมี 9 ขั้นตอน โดยที่ได้ศึกษาตัวอย่างกระบวนการทางอุตสาหกรรม 3 กระบวนการ ได้แก่ กระบวนการผลิตไวนิล อะซิเตต, กระบวนการของอีส์แมน และกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน พบว่ามี 5 ขั้นตอนที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์โดยตรง ไม่มีการคำนึงถึงแต่หน่วยปฏิบัติการ ได้แก่ การกำหนด การจัดการพลังงาน การกำหนดอัตราการผลิต การตรวจสอบสมมูลส่วนประกอบ การควบคุมความดันและระดับของเหลวให้การไหลของสารในทุกกลุ่ม มีการหมุนเวียนคงที่ และ สุดท้ายคือ การควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ และจัดการกับข้อจำกัดทางด้านความปลอดภัยสิ่งแวดล้อม และการปฏิบัติงาน

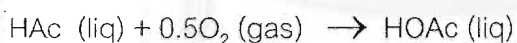
ในปี 1999 Alex Zheng, Rama V. Mahajanam และ J.M. Douglas เสนอแนวคิดสำหรับการสร้างระบบควบคุมแพลนท์ไวด์ ในงานวิจัยได้ทำการศึกษาระบบที่ประกอบด้วยเครื่องปฏิกรณ์, เครื่องแยกสารและกระแสการรีไซเคิล ในการพิจารณาโครงสร้างการควบคุม แบ่งเป็น 5 ขั้นตอน โดยใช้หลักการออปติไมซ์ เพื่อให้ได้ผลกำไรสูงสุด จากการเลียนแบบกระบวนการที่สถานะพลวัตสามารถสร้างโครงสร้างการควบคุมได้ 4 แบบ แต่พบว่ามีอยู่ 1 โครงสร้าง ที่ให้ประสิทธิภาพในการควบคุมดีที่สุด คือ ใช้ อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ควบคุมระดับของผลิตภัณฑ์ในถังเก็บ ตัวสร้างโอควบคุม ปริมาณของผลิตภัณฑ์ (Compositon) อัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่ ควบคุมอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น อัตราการไหลออกของสารควบคุมระดับของสารในเครื่องปฏิกรณ์ และอัตราการไหลของรีฟลักซ์ควบคุมอัตราส่วนของการรีฟลักซ์

ในปี 2000 Alexander J. Groenendijk, Alexandre C. Dimian, และ Piet D. Ledema ศึกษาการควบคุมสิ่งปนเปื้อนในกระบวนการไวนิล คลอไรด์ มอนอเมอร์ โดยใช้หลักการควบคุมแบบ system approach ซึ่งใช้การพิจารณาจากพฤติกรรมของระบบปิดและการวิเคราะห์ลักษณะการควบคุมได้ของกระบวนการ พบว่าในกระบวนการของไวนิลคลอไรด์มอนอเมอร์ มีการใช้กระแสการรีไซเคิลเพื่อช่วยกำจัดสิ่งปนเปื้อน การหาโครงสร้างการควบคุมโดยพิจารณาจากสถานะคงตัวและสถานะพลวัต จะให้ผลการควบคุมดีกว่าการพิจารณาแค่สถานะคงตัว

ในปี 2000 John Bagterp Jorgensen และ Sten Bay Jorgensen เสนอการใช้โปรแกรมทางคณิตศาสตร์ร่วมกับหลักการควบคุมแบบ ไอเอ็มซี (Internal model control) และการหาคาร์เลทีพเพน เพื่อหาโครงสร้างการควบคุมทั้งกระบวนการแบบกระจายโดยทำการศึกษากับตัวอย่างกระบวนการทางเคมี คือกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน

ในปี 2000 William L. Luyben มีการศึกษาวิจัยถึงเรื่องของพลังงานกระตุ้น ของปฏิกิริยาที่มีผลกระทบต่อการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ ในกรณีระบบที่มีเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกทิวบูลา โดยพิจารณากระบวนการทางเคมีที่เป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับไม่ได้ คายความร้อน และมีกระแสการรีไซเคิล 1 กระแส $A + B \rightarrow C$ โดยจากผลการวิจัยที่ได้พบว่าเมื่อปฏิกิริยาทางเคมีมีพลังงานกระตุ้นพอประมาณ ควรปรับความเข้มข้นของสารตั้งต้นให้ค่อนข้างสูงเพื่อผลประโยชน์ทางเศรษฐศาสตร์ และเมื่อพลังงานกระตุ้นของปฏิกิริยาเคมีมีค่าสูง ควรปรับความเข้มข้นของสารตั้งต้นให้มีความน้อยลง

ในปี 2000 William L. Luyben เป็นงานวิจัยที่ทำการศึกษาถึงการควบคุมหอกลับ โดยที่ประเด็นในแง่ของการทำสมดุลองค์ประกอบที่จำเป็นต้องกล่าวหาถึงถึงการออกแบบโดยใช้หลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ โดยงานวิจัยนี้จะแสดงการเปรียบเทียบให้เห็นระหว่างการควบคุมคอลัมน์แบบปกติกับแบบที่ใช้หลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ โดยทำการศึกษาเป็นตัวอย่างของการตรวจสอบสมดุลองค์ประกอบเครื่องปฏิกรณ์หอกลับและกระบวนการไอโซเมอไรเซชันโดยสมมติปฏิกิริยาเป็น $A \rightarrow B$ และศึกษากระบวนการอะเซทัลดีไฮด์ออกซิเดชัน (Acetaldehyde Oxidation)



ซึ่งทำการสร้างวงควบคุม 2 วง แล้วทำการเปรียบเทียบกัน โดยพิจารณาตัวรบกวนที่แตกต่างกัน สรุปได้ว่าการพัฒนาระบบควบคุมนั้นส่วนมากแล้วขึ้นอยู่กับวัตถุประสงค์การควบคุมกระบวนการทั้งหมด สำหรับกรณีหอกลับจำเป็นต้องออกแบบโดยอาศัยความเข้าใจว่าการควบคุมหอกลับจะมีผลโดยรวมอย่างไรต่อระบบควบคุม โดยมองเป็นภาพรวมให้ออก

ในปี 2001 Ping Wang และ Thomas McAvoy เสนอการออกแบบควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวด์เพื่อควบคุมผลิตภัณฑ์ โดยใช้หลักการที่อาศัยการอพทิโมเซชันร่วมกับหลักการออกแบบที่สภาวะคงตัวโดยที่สมมติว่าแบบจำลองที่สภาวะพลวัตนั้นสามารถหาได้ ในการศึกษาจะแบ่งเป็น 3 ขั้นตอน คือ ขั้นตอนการควบคุมความปลอดภัยของตัวแปรควบคุม 2 ขั้นตอน และการควบคุมผลิตภัณฑ์ ในแต่ละขั้นตอนมีการใช้โปรแกรมเชิงเส้นช่วยหาโครงสร้างการ

ควบคุม หลังจากนั้นทำการปรับจูนค่าตัวควบคุมโดยใช้หลักออปติไมเซชัน แล้วรวมเอาตัวควบคุม
เข้าในแบบจำลองพลวัตเพื่อทำการวิเคราะห์การควบคุมผลิตรถยนต์



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การควบคุมแบบแพลนท์ไวด์

3.1 บทนำ

โรงงานอุตสาหกรรมประกอบด้วย เครื่องจักรและอุปกรณ์ต่างๆ ปฏิบัติงานร่วมกัน เพื่อเปลี่ยนวัตถุดิบให้เป็นผลผลิต โดยพยายามใช้ปัจจัยการผลิตต่างๆ ที่มีอยู่อย่างมีประสิทธิภาพ โรงงาน หมายถึง เครื่องจักรหรือกลุ่มเครื่องจักรและอุปกรณ์ต่างๆ ที่ปฏิบัติงานร่วมกัน เพื่อให้บรรลุวัตถุประสงค์ในการผลิตอย่างใดอย่างหนึ่ง และ กระบวนการหมายถึง ขั้นตอนการปฏิบัติงานของ เครื่องจักรและอุปกรณ์ต่างๆ ในโรงงานอุตสาหกรรมเพื่อเปลี่ยนวัตถุดิบให้เป็นผลผลิตที่ต้องการ ตัวอย่างโรงงานอุตสาหกรรมเช่น โรงจักรไฟฟ้า ประกอบด้วย เตาเผาเชื้อเพลิง หม้อกำเนิดไอน้ำ และเครื่องกำเนิดไฟฟ้า กระบวนการผลิตภายในโรงจักรไฟฟ้า ประกอบด้วย การเผาเชื้อเพลิงในเตาเผาเพื่อเปลี่ยนเชื้อเพลิงซึ่งเป็นวัตถุดิบให้เป็นความร้อน การนำความร้อนจากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิง ต้มน้ำให้เดือดเป็นไอ และนำแรงดันไอน้ำไปหมุนกังหันของเครื่องกำเนิดไฟฟ้าเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าโดยมีน้ำและเชื้อเพลิงเป็นวัตถุดิบ

กระบวนการอุตสาหกรรมมักจะเปลี่ยนแปลงตามสภาพทางเศรษฐกิจ สังคม และระดับความก้าวหน้าทางวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี แต่วัตถุประสงค์หลักของกระบวนการอุตสาหกรรมจะไม่เปลี่ยนแปลงคือ

1. ความปลอดภัย

การปฏิบัติงานโดยไม่เกิดอันตรายเป็นวัตถุประสงค์ข้อแรกและสำคัญที่สุดของกระบวนการอุตสาหกรรมทุกกระบวนการ สภาพการปฏิบัติงานต่างๆ ของกระบวนการ เช่น อุณหภูมิและความดันภายในหม้อกำเนิดไอน้ำหรือเครื่องปฏิกรณ์ จะต้องอยู่ในระดับที่ปลอดภัย และเหมาะสมกับการปฏิบัติงานของอุปกรณ์อื่นๆ ภายในกระบวนการ ถ้าอุณหภูมิหรือความดันภายในหม้อกำเนิดไอน้ำหรือถังปฏิกรณ์สูงมากเกินไปอาจทำให้เกิดการระเบิดและมีอันตราย

2. กำลังการผลิตและมาตรฐานของผลิตภัณฑ์

วัตถุประสงค์ของการจัดตั้งโรงงานอุตสาหกรรมคือ ต้องการเปลี่ยนแปลงวัตถุดิบที่มีอยู่ให้เป็นผลผลิตที่ต้องการ และผลผลิตที่ได้จะต้องมีคุณภาพได้ตามมาตรฐานของผลิตภัณฑ์ที่กำหนดไว้ และมีกำลังการผลิตตามกำหนดไว้ด้วย เช่น โรงกลั่นน้ำมันจะต้องสามารถกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมให้เป็นน้ำมันเชื้อเพลิงชนิดต่างๆ ที่มีความบริสุทธิ์ได้ตามมาตรฐานที่กำหนดไว้ และมีปริมาณการผลิตในแต่ละวันได้ตามต้องการที่กำหนดไว้ด้วย

3. การรักษาสภาพแวดล้อม

กฎหมายเกี่ยวกับการอนุรักษ์สภาพแวดล้อมของแต่ละประเทศ และความรับผิดชอบของโรงงานอุตสาหกรรมที่มีต่อสังคม ทำให้โรงงานอุตสาหกรรมทุกแห่งต้องควบคุมมลพิษต่างๆ ที่เกิดจากโรงงานอุตสาหกรรมของตนให้อยู่ในระดับที่ปลอดภัย ไม่เป็นอันตรายต่อสภาพแวดล้อมและทำลายความสมดุลของธรรมชาติ มลพิษจากโรงงานอุตสาหกรรม เช่น น้ำเสีย เสียง อากาศที่เกิดจากการทำงานของเครื่องจักร ความร้อน ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ก๊าซอื่น และฝุ่นละอองที่เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิง

4. การรักษาขอบเขตการปฏิบัติงานของกระบวนการ

ย่านการปฏิบัติงานของอุปกรณ์ต่างๆ ในโรงงานอุตสาหกรรมมักจะมีขอบเขตจำกัด เช่น ระดับน้ำหรือวัตถุดิบภายในหม้อกำเนิดไอน้ำ หรือหอกลิ้น ต้องไม่สูงมากจนของเหลวล้นหอกลิ้น หรือต่ำมากจนหอกลิ้นแห้ง การออกแบบกระบวนการอุตสาหกรรมต้องป้องกันไม่ให้อุปกรณ์ต่างๆ ปฏิบัติงานเกินความสามารถของอุปกรณ์นั้นจนเกิดอันตรายหรือกระบวนการไม่สามารถปฏิบัติงานต่างๆ ได้ตามเป้าหมายที่กำหนดไว้

5. เป้าหมายทางเศรษฐกิจ

การสร้างโรงงานอุตสาหกรรมต้องสอดคล้องกับสภาพเศรษฐกิจ แนวโน้มตลาด และแหล่งวัตถุดิบ เช่น การสร้างโรงจักรไฟฟ้า ต้องใช้เชื้อเพลิงที่หาง่ายและมีราคาถูก สถานที่ตั้งต้องใกล้แหล่งน้ำ และแหล่งเชื้อเพลิง เพื่อลดค่าใช้จ่ายในการขนส่ง และลดต้นทุนในการผลิตกระแสไฟฟ้าให้ต่ำที่สุด เนื่องจากในปัจจุบันปัจจัยการผลิตต่างๆ เช่น วัตถุดิบและเชื้อเพลิง เริ่มขาดแคลนและมีราคาสูงขึ้น กระบวนการผลิตต่างๆ ในโรงงานอุตสาหกรรมจึงต้องมีความซับซ้อนเพิ่มมากขึ้นเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการผลิต โดยพยายามประหยัดการใช้พลังงานและวัตถุดิบ เช่น กระจายความร้อนที่เหลือจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงอุ่นน้ำและอากาศให้มีอุณหภูมิสูงขึ้นก่อนส่งเข้า

เตาเผาเชื้อเพลิงและหม้อกำเนิดไอน้ำ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการใช้พลังงานความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงให้สูงขึ้น แทนการปล่อยให้ความร้อนออกสู่บรรยากาศโดยสูญเปล่าและทำให้อุณหภูมิของโลกสูงขึ้นอีกด้วย

เป้าหมาย สำหรับระบบควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวด์ที่ใช้ได้ผลนั้นจะมีดังนี้

- 1) การดำเนินกระบวนการอย่างปลอดภัยและสม่ำเสมอ การไม่ติดขัดของกระบวนการ
- 2) การควบคุมให้อยู่ที่ค่าเป้าหมาย (Tight Control) ของคุณภาพของผลิตภัณฑ์ในการเผชิญกับตัวรบกวน ต่าง ๆ
- 3) การหลีกเลี่ยงเงื่อนไขที่จะทำให้กระบวนการอาจเกิดอันตรายได้
- 4) ระบบควบคุมจะทำงานอย่างอัตโนมัติ และต้องการความใส่ใจทางด้านการปฏิบัติงานน้อยลง
- 5) การเปลี่ยนแปลงอัตราการผลิตที่เร็วและได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพ
- 6) ไม่มีผลกระทบที่ไม่ดีต่อสิ่งแวดล้อม

ดังนั้นจะเน้นถึงขั้นตอนเบื้องต้นของวิธีการพิจารณาการออกแบบการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ 9 ขั้นตอน ซึ่งจะใช้ได้กับหลักการเบื้องต้นทางด้านวิศวกรรมเคมี นั่นคือการอนุรักษ์พลังงานและมวลสารทั้งหมด ขั้นตอนของวิธีการพิจารณาการออกแบบการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ มีดังนี้

1. กำหนดวัตถุประสงค์การควบคุม
2. ทหารดับความเป็นอิสระของการควบคุม
3. กำหนดระบบการจัดการพลังงาน
4. กำหนดอัตราการผลิต
5. ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์และจัดการกับข้อจำกัดทางด้านความปลอดภัย, สิ่งแวดล้อม และการปฏิบัติงาน
6. ให้การไหลของสารในทุกสถานการณ์และควบคุมการมีอยู่ของสาร (ระดับของความดันและของเหลว)
7. ตรวจสอบสมดุลส่วนประกอบ
8. ควบคุมหน่วยปฏิบัติการแต่ละหน่วย
9. ทำออปติไมซ์ทางด้านเศรษฐศาสตร์และปรับปรุงความสามารถในการ ควบคุมเชิงพลวัต

3.2 หลักการเบื้องต้นของการควบคุมแบบแพลนที่ไวต์

3.2.1 หลักการของบัคเลย์ (Buckley Basic)

เน้นการควบคุมปริมาณสารที่อยู่กับหน่วยต่างๆ สำหรับหกด้าน คือ 1. ของเหลว ก๊าซ 2. ของเหลวในยอดหอ และ 3. ความดันในหอ (ปริมาณก๊าซในหอ) โดยบัคเลย์กล่าวว่า สามารถควบคุม ปริมาณสารกับคุณภาพ แยกกันได้ เพราะ ค่าคงที่ของการควบคุมปริมาณต่ำกว่า 10 เท่า จึงเปรียบเสมือนสภาวะคงตัว จูนแยกได้โดยสามารถควบคุมผลิตภัณฑ์ให้ได้ตามที่ ต้องการ

3.2.2 หลักการของด็อกลาส (Douglas Basic)

ได้เสนอแนวความคิดที่ว่าโรงงานทางเคมีทั่วไป ต้นทุนของวัตถุดิบและมูลค่าของ ผลิตภัณฑ์จะมีค่ามากกว่า ต้นทุนของการสร้างโรงงานและพลังงาน โดยมีความคิด 2 ข้อ คือ

1. ลดการสูญเสีย สารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์ โดยถือว่ามีมูลค่ามาก
2. กำหนดค่าอัตราการใช้ของสายรีไซเคิลก๊าซให้มากที่สุด คิดว่าต้นทุนด้าน พลังงานที่ใช้มีค่าน้อย

การควบคุมให้ปริมาณสารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์มีการสูญเสียน้อยที่สุด หมายถึง การควบคุมสารองค์ประกอบที่สำคัญแบบตรงเป้าหมาย กรณีที่สารผลิตภัณฑ์มีราคาแพงกว่าพลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการทำรีไซเคิลแก๊สสามารถช่วยในการปรับปรุงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ได้ โดยดำเนินการให้คอมพิวเตอร์ทำงานเต็มกำลัง ข้อดีของภาวะการดำเนินการแบบนี้คือ เป็นการลดองศาความอิสระของกระบวนการ เพื่อให้ระบบดำเนินการได้ง่ายขึ้น

3.2.3 หลักการของดาวนีย์ (Downs Basic)

อธิบายถึงความเข้าใจกระบวนการอย่างท่องแท้ รู้ที่มาที่ไปแต่ละองค์ประกอบ อย่างชัดเจน ซึ่งเกิดจากการทำดุลมวลสารของหน่วยย่อยก่อนการพิจารณาทั้งกระบวนการ รู้ว่ามี การสะสมที่ใด ควรจะใช้สารทุกตัวให้หมดไปจากระบบเท่าที่เป็นไปได้ เมื่อเชื่อมเข้าด้วยกันระหว่าง หน่วยย่อยมักเกิดปัญหาดุลมวลสารระหว่างหน่วยย่อย ดังนั้นควรพิจารณากำบวนการอย่าง ละเอียดเพื่อให้สารทุกโมเลกุลถูกใช้ในกระบวนการตรงตามสมการเกิดปฏิกิริยา

3.2.4 หลักการของลูเบน (Luyben Basic)

เสนอ กฎ 3 ข้อ ซึ่งได้จากการศึกษาโครงสร้างการควบคุม ซึ่งเป็นกฎที่เกิดจากการศึกษากระบวนการหลายๆกระบวนการ

(1.) กระแสที่มีรีไซเคิลควรจะต้องตั้งตัวควบคุมการไหลเพื่อป้องกันการเกิดสโนวบอลเอฟเฟ็กต์(Snowball Effect)

(2.) สามารถติดเครื่องควบคุมการไหลในสายป้อนสารตั้งต้นได้ 2 กรณี คือ

2.1 เมื่อสารตั้งต้นตัวหนึ่งในระบบถูกใช้หมดไป

2.2 เมื่อระบบเกิดตัวกลางที่ทำให้เกิดผลิตภัณฑ์อีกตัว เราควรควบคุมสัดส่วนของสารตั้งต้นเพื่อสามารถเปลี่ยนไปในสภาวะที่เหมาะสมได้ เช่น



ถ้าผลิตภัณฑ์เป็น D และ C เราจะต้องคำนวณสัดส่วนที่ทำให้เกิด D และ C โดยปรับอัตราส่วน A และ B ให้เหมาะสม เพราะ ถ้า A มากไป จะมี D น้อยไป

(3.) ในระบบหอกลับ ถ้าผลิตภัณฑ์ออกที่ก้นห่อ ควรป้อนสารเป็นไอ ในทางกลับกัน ควรป้อนสารเป็นของเหลว เพราะว่า เมื่อเกิดการเปลี่ยนแปลงของอัตราของสารที่เข้าหอกลับ จะส่งผลกระทบต่อคุณภาพผลิตภัณฑ์ ซึ่งจะขัดแย้งกลับทางการออกแบบที่สภาวะคงตัวที่มักกำหนดให้สารที่ป้อนเป็นของเหลวเพื่อลดต้นทุน

3.2.5 หลักการของริชาร์ดสัน (Richardson Basic)

ควรเลือกจัดการสายของเหลวที่มีขนาดใหญ่ที่สุด เพื่อควบคุมระดับของเหลวในภาชนะซึ่งเน้นไปถึงสารที่น่าจะส่งผลกระทบต่อระบบมากที่สุด

3.2.6 หลักการของชินสกี (Shinsky Basic)

ได้เสนอการควบคุมในระดับสูงของระบบต่างๆซึ่งใช้ในการพัฒนาคุณภาพของสภาวะไดนามิก ซึ่งจะต้องเป็นระบบควบคุมที่มีประสิทธิภาพ และง่ายต่อการควบคุมด้วย โดยใช้ควบคุมอัตราส่วน การควบคุมแบบลำดับขั้น การควบคุมแบบโอเวอร์ไรด์ (Override Control) การควบคุมดังกล่าวเป็นการควบคุมที่ใช้สำหรับการควบคุมกระบวนการพื้นฐานทั้งหมด

3.2.7 หลักการของไทรอัส (Tyreus)

กล่าวถึงการควบคุมที่สำคัญขั้นตอนหนึ่ง สำหรับระบบการควบคุมระบบการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ คือการกำหนดชนิดของตัวควบคุมและการปรับแต่งตัวควบคุม ในการควบคุมระบบควบคุมแบบพีไอ ซึ่งเป็นการควบคุมที่ไม่ต้องการความถูกต้องของตัวแปรควบคุมมากนัก ดังนั้นการกำหนดค่าเกณฑ์การควบคุมควรมีค่าประมาณ 1.67 ที่ค่านี้วาล์วจะเปิดให้ระดับอยู่ที่ 80 เปอร์เซ็นต์ และวาล์วจะปิดเมื่ออยู่ที่ 20 เปอร์เซ็นต์ สำหรับการควบคุมหน่วยย่อยอื่นนิยมใช้ตัวควบคุมแบบ พีไอซึ่งให้ผลที่เร็วและง่าย และเลือกค่าการปรับแต่งลูฟควบคุมด้วยการทดสอบบริเลย์-ฟีดแบ็ค (Rela-Feedback) ซึ่งเป็นการทดสอบอย่างง่ายและรวดเร็วเพื่อให้ได้ค่า เกนสูงสุด (Ultimate gain, K_u) และคาบค่าสุดท้าย (Ultimate Period, P_u) ใช้ในการคำนวณค่าพารามิเตอร์ สำหรับระบบควบคุมด้วยวิธีแบบซิกเลอร์-นิโคล (Ziegler-Nichols) ได้นำเสนอค่าเกณฑ์ และค่าคงที่ของเวลาในการจูนค่าพารามิเตอร์ดังนี้

$$K_{TL} = K_u / 3.2 \quad \tau_{TL} = 2.2 P_u$$

โดยตัวจูนทั้งสองนี้เหมาะสำหรับระบบป้อนกลับที่มีค่าแดมปีง (damping coefficient) เท่ากับ 0.4 ในขณะที่ถ้าเราต้องการควบคุมอย่างละเอียดสุด ซึ่งจะใช้เมื่อค่าแดมปีงประมาณ 0.1

$$K_{ZN} = K_u / 2.2 \quad \tau_{ZN} = P_u / 1.2$$

K_u คือ ค่าเกนสุดท้ายในระบบ P_u คือ ช่วงเวลาที่ใช้ให้ถึงค่า K_u

3.3 ขั้นตอนของการควบคุมโดยใช้หลักการแบบแพลนท์ไวด์

ขั้นตอนที่ 1 กำหนดวัตถุประสงค์การควบคุม

เป็นการกำหนดวัตถุประสงค์การควบคุมการออกแบบที่สภาวะคงตัวและพลวัต สำหรับกระบวนการ ซึ่งเป็นลักษณะที่สำคัญมากของปัญหาเนื่องจากวัตถุประสงค์การควบคุมที่แตกต่างกัน นำไปสู่โครงสร้างการควบคุมที่แตกต่างกันด้วย โครงสร้างการควบคุมที่ดีที่สุดสำหรับโรงงานขึ้นอยู่กับ การออกแบบและหลักการควบคุมที่กำหนดขึ้น

วัตถุประสงค์เหล่านี้จะรวมถึงผลผลิตที่ได้จากการเกิดปฏิกิริยาและการแยกสาร การระบุ ถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เกรดของผลิตภัณฑ์และการตรวจสอบความต้องการทางการตลาด ความเข้มงวดทางด้านสิ่งแวดล้อม และช่วงของสภาวะการปฏิบัติงานที่ปลอดภัย

ขั้นตอนที่ 2 หาระดับความเป็นอิสระ (Degree of Freedom) ของการควบคุม

นับจำนวนของวาล์วควบคุม ที่สามารถทำได้ ซึ่งก็คือจำนวนขององศาอิสระ สำหรับการควบคุม เช่น จำนวนตัวแปรที่ถูกควบคุมให้อยู่ที่ค่าเป้าหมาย จำนวนของวาล์วจะต้องเหมาะสมด้วย การวางวาล์วควบคุมเหล่านี้บางครั้งจะทำได้เพื่อปรับปรุงสมรรถนะทางพลวัต แต่บ่อยครั้งที่ไม่มีความเลือกสำหรับตำแหน่งของวาล์วเหล่านั้น

ส่วนใหญ่วาล์วเหล่านี้จะใช้เพื่อให้ได้การควบคุมตามกฎเกณฑ์ (Regulatory Control) ของกระบวนการ นั่นคือ

- 1) กำหนดอัตราการผลิต
- 2) รักษาการมีอยู่ของก๊าซและของเหลวให้เปลี่ยนแปลงน้อยที่สุด
- 3) ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์
- 4) หลีกเลี่ยงข้อจำกัดทางด้านความปลอดภัยและสิ่งแวดล้อม

วาล์วที่เหลืออยู่หลังจากการทำหน้าที่เหล่านี้ให้สำเร็จแล้วจะสามารถนำมาใช้ในการเพิ่มวัตถุดิบ ประสงค์ทางด้านเศรษฐศาสตร์ที่สภาวะคงตัวหรือความสามารถในการควบคุมทางพลวัต (เช่น ลดการใช้พลังงานให้น้อยลง เพิ่มผลผลิตที่ได้ให้มากขึ้น หรือกำจัดการรบกวนออกไป)

ขั้นตอนที่ 3 กำหนดระบบการจัดการพลังงาน

ทำให้แน่ใจว่าการรบกวนทางพลังงาน จะไม่กระจายไปทั่วทั้งกระบวนการโดยการส่งความเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นบ่อย ๆ ไปยังระบบยูทิลิตี้ของโรงงาน โดยใช้เทอมของการจัดการพลังงานเพื่ออธิบายถึงหน้าที่ 2 อย่างคือ

(1.) ต้องมีระบบควบคุมที่นำเอาความร้อนที่คายออกมา (Exothermic Heat) ของปฏิกิริยาออกจากกระบวนการ ถ้าความร้อนไม่ถูกนำออกไปยังยูทิลิตี้โดยตรงที่เครื่องปฏิกรณ์แล้ว อาจจะถูกนำไปใช้ที่ใดในกระบวนการก็ได้โดยหน่วยปฏิบัติการอื่น ๆ ในกระบวนการเอง อย่างไรก็ตามความร้อนนี้จะถูกทำให้กระจายออกไปยังยูทิลิตี้ในที่สุด

(2.) ถ้าการสะสมของความร้อนเกิดขึ้นระหว่างกระแสกระบวนการ แล้วหน้าที่อันดับสองของการจัดการพลังงานก็คือเพื่อให้มีระบบควบคุมที่ป้องกันการกระจายของการรบกวนทางความร้อน และให้แน่ใจว่าความร้อนจากเครื่องปฏิกรณ์แบบคายความร้อนจะถูกกระจายออก

ไปและหน่วยปฏิบัติการที่มีความร้อนโดยรวม จะต้องถูกวิเคราะห์เพื่อหาว่ามีองศาอิสระที่เพียงพอสำหรับการควบคุม

การนำความร้อนออกในเครื่องปฏิกรณ์แบบคายความร้อนมีความสำคัญมาก เนื่องจากมีความเป็นไปได้ที่จะเกิดการควบคุมความร้อนไว้ไม่ได้ ในปฏิกิริยาแบบดูดความร้อน (Endothermic Reaction) ความล้มเหลวต่อการเพิ่มความร้อนให้เพียงพอจะมีผลทำให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นช้าลง ถ้าเครื่องปฏิกรณ์แบบคายความร้อนทำงานแบบอะเดียแบติกแล้วระบบควบคุมจะต้องป้องกันไม่ให้อุณหภูมิเพิ่มขึ้นมากเกินไปตลอดเครื่องปฏิกรณ์ (เช่น โดยการกำหนดอัตราส่วนของอัตราการไหลของสารตั้งต้นที่เข้าใหม่ที่จำกัดต่ออัตราการไหลของกระแสหมุนเวียนที่ทำตัวเป็นตัวเก็บความร้อน)

ขั้นตอนที่ 4 กำหนดอัตราการผลิต

กำหนดตัวแปรที่มีอิทธิพลต่อความสามารถในการผลิต ของเครื่องปฏิกรณ์และหาตัวปรับกระบวนการส่วนใหญ่ที่เหมาะสมเพื่อควบคุมอัตราการผลิต เป็นการหาว่าวาล์วที่จะใช้ในการกำหนดปริมาณการผลิต บ่อยครั้งที่ข้อจำกัดทางการออกแบบนั้นต้องการการผลิตที่ถูกกำหนดขึ้นที่จุดที่แน่นอน กระบวนการทางอพลตรี่มจะกำหนดอัตราการไหลที่ส่งไปยังโรงงาน ส่วนกระบวนการทางดาร์โมลตรี่มจะต้องการการผลิตตามความต้องการ ซึ่งจะให้อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์จากโรงงานคงที่

การเปลี่ยนแปลงปริมาณการผลิตสามารถทำได้โดยการเปลี่ยนแปลงสภาวะในเครื่องปฏิกรณ์ทั้งหอกการเพิ่มความดันภายในเครื่องปฏิกรณ์ (ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเฟสก๊าซ)

ทางเลือกของการควบคุมอัตราการผลิตไม่สามารถทำได้ตามความพอใจเนื่องจากจะมีส่วนเกี่ยวข้องกับสมดุลส่วนประกอบที่มีการตรวจสอบในขั้นตอนที่ 7

ขั้นตอนที่ 5 ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์และจัดการกับข้อจำกัดทางด้านความปลอดภัย, สิ่งแวดล้อม และการปฏิบัติงาน

เลือกค่าที่ดีที่สุดเพื่อที่จะควบคุมแต่ละตัวแปรด้านคุณภาพผลิตภัณฑ์ ความปลอดภัย และสิ่งแวดล้อม ซึ่งต้องการการควบคุมให้อยู่ที่ค่าเป้าหมายของปริมาณที่สำคัญสำหรับเหตุผลทางด้านเศรษฐศาสตร์และการปฏิบัติงาน

ขนาดอัตราการไหลที่เปลี่ยนไปจะเข้ามาพิจารณาด้วย เช่น อุณหภูมิ (หรือความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ทางด้านล่าง) ในหอกลับที่ถูกควบคุมโดยการปรับการไหลของไอน้ำที่ไปที่รีบอยเลอร์ และระดับฐาน (Base level) ที่ถูกควบคุมโดยความร้อนที่เข้ามา อัตราส่วนการรีฟลักซ์ที่สูงที่ยอดหอจะต้องการการวิเคราะห์ที่คล้ายกันในการเลือกสารรีฟลักซ์หรือสารที่กลั่นได้ เพื่อควบคุมความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ทางด้านบน

ขั้นตอนที่ 6 ให้การไหลของสารในทุกอุปกรณ์หมุนเวียนคงที่และควบคุมการมีอยู่ของสาร (ระดับของความดันและของเหลว)

เป็นการให้การไหลในทุกอุปกรณ์หมุนเวียนคงที่แล้วเลือกตัวแปรปรับกระบวนการที่ดีที่สุดเพื่อควบคุมการมีอยู่ของส่วนประกอบ จะหาว่าแล้วเพื่อควบคุมแต่ละตัวแปรที่มีอยู่ ตัวแปรเหล่านี้จะรวมถึงทุกระดับของเหลว (ยกเว้นปริมาตรของเซอจ ในกระแสการหมุนเวียนของของเหลวที่แน่นอน) และความดันก๊าซ ตัวแปรที่มีอยู่จะถูกควบคุมด้วยตัวแปรปรับกระบวนการที่มีผลกระทบมากที่สุดต่อตัวแปรที่มีอยู่ภายในหน่วยนั้น ๆ การมีอยู่ของสารอาจจะถูกควบคุมด้วยกระแสสารตั้งต้นที่เติมเข้าใหม่ ส่วนกระแสสารป้อนเข้าใหม่ที่เป็นของเหลวอาจมีการเพิ่มระดับของสารเข้าไปซึ่งส่งผลถึงปริมาณของส่วนประกอบนั้นในกระบวนการ ส่วนกระแสสารป้อนเข้าใหม่ที่เป็นก๊าซอาจมีการเพิ่มความดันเข้าไปซึ่งส่งผลต่อปริมาณของสารในกระบวนการ

ในกระบวนการส่วนใหญ่เครื่องควบคุมการไหล (Flow Controller) จะมีการใช้อยู่ในอุปกรณ์หมุนเวียนของเหลวทั้งหมด จะเป็นวิธีที่ง่ายและใช้ได้ผลที่จะป้องกันการเปลี่ยนแปลงไปอย่างมากของการไหลของสารหมุนเวียนที่อาจเกิดขึ้นได้ซึ่งจะเกิดเมื่อทุกๆ การไหลในอุปกรณ์หมุนเวียนถูกควบคุมโดยระดับ มีข้อดี 2 ข้อที่เป็นผลจากวิธีการควบคุมการไหลนี้ อย่างแรกคือส่วนที่เกิดการแยกสารของโรงงานจะไม่ขึ้นกับการรบกวนไหลดที่มาก อย่างที่สองคือการพิจารณาจะต้องคำนึงถึงการเลือกวิธีการควบคุมการเติมสารตั้งต้นที่เข้าใหม่มากกว่าการควบคุมการไหล ในความรู้ทางพลวัต ระดับจะควบคุมการไหลทั้งหมดในอุปกรณ์หมุนเวียนที่เป็นกรณีของการรบกวนการหมุนเวียนและควรที่จะหลีกเลี่ยง

ขั้นตอนที่ 7 ตรวจสอบสมดุลส่วนประกอบ

เพื่อระบุว่าส่วนประกอบทางเคมีที่เข้ามา ที่ออกไป และที่เกิดขึ้นใหม่หรือที่ใช้ไปในกระบวนการนั้นเป็นอย่างไร ทำให้แน่ใจได้ว่าสมดุลส่วนประกอบทั้งหมดสำหรับแต่ละสปีชีส์ทางเคมีนั้นสอดคล้องกับทางปฏิกิริยาหรือกระแสที่ทางออกโดยการหาองค์ประกอบของส่วนประกอบหรือการมีอยู่ของสารที่บางจุดในกระบวนการ ส่วนประกอบสารเฉื่อยที่เบา สารเฉื่อยระหว่าง

ปฏิกิริยา (Intermediate) และสารเจือยที่หนักต้องมีเส้นทางที่ออกจากระบบ สารตั้งต้นต้องถูกใช้หมดในส่วนที่เกิดปฏิกิริยาหรือออกไปเป็นสารเจือปนอยู่ในกระแสผลิตภัณฑ์ กระแสสารตั้งต้นที่ป้อนเติมเข้าไปใหม่จะถูกปรับเพื่อควบคุมองค์ประกอบสารป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์หรือองค์ประกอบของกระแสหมุนเวียน (หรือเพื่อคงความดันหรือระดับไว้) กระแสสารปล่อยทิ้งจะสามารถใช้เพื่อควบคุมปริมาณของสารปนเปื้อนที่จุดเดือดสูงหรือต่ำในกระแสหมุนเวียนได้

สมดุลส่วนประกอบบ่อยครั้งยากที่จะทำได้ ขึ้นอยู่กับลักษณะทางจลนพลศาสตร์และปฏิกิริยาในระบบ บ่อยครั้งที่มีผลต่อตัวแปรที่สามารถใช้กำหนดอัตราการผลิตหรืออัตราในเครื่องปฏิกรณ์

ขั้นตอนที่ 8 ควบคุมหน่วยปฏิบัติการแต่ละหน่วย

เป็นการกำหนดลูปการควบคุมที่จำเป็นต่อการทำงานในแต่ละหน่วยปฏิบัติการแต่ละหน่วย แผนการควบคุมที่ใช้ได้ผลมากมายถูกกำหนดขึ้นมาแล้วหลายปีสำหรับโรงงานทางเคมี ตัวอย่างเช่น เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อ (Tubular Reactor) ที่ปกติแล้วต้องการการควบคุมอุณหภูมิขาเข้า ปฏิกิริยาดูดความร้อนที่มีอุณหภูมิสูงจะมีระบบควบคุมเพื่อปรับอัตราการไหลของเชื้อเพลิงที่ไปเตาเผา ที่ให้พลังงานแก่เครื่องปฏิกรณ์ เครื่องตกผลึก ต้องการการปรับโหลดการทำ ความเย็น (Refrigeration Load) เพื่อควบคุมอุณหภูมิ ความเข้มข้นของก๊าซออกซิเจนในก๊าซจากปล่อง ที่ได้จากเตาเผาจะถูกควบคุมเพื่อป้องกันการใช้เชื้อเพลิงมากเกินไป การไหลของสารป้อนที่เป็นตัวทำละลายเหลวไปยังเครื่องดูดซึม (Absorber) จะถูกควบคุมเป็นบางอัตราส่วนที่มีต่อก๊าซป้อน

ขั้นตอนที่ 9 ทำออปติไมซ์ทางด้านเศรษฐศาสตร์และปรับปรุงความสามารถในการควบคุมเชิงพลวัต

เป็นการกำหนดวิธีที่ดีที่สุดในการใช้ของสารควบคุมที่มีอยู่ หลังจากทีลอร์ดคล้องกับทุกความต้องการที่เป็นข้อกำหนดพื้นฐานแล้ว โดยทั่วไปจะมีองศาอิสระที่เพิ่มขึ้นมาที่เกี่ยวข้องกับวาล์วควบคุมที่ไม่ได้ใช้และค่าเป้าหมายในเครื่องควบคุมบางเครื่องที่สามารถจะปรับได้ สิ่งเหล่านี้สามารถใช้เพื่อออปติไมซ์สมรรถนะกระบวนการทางเศรษฐศาสตร์ที่สภาวะคงตัว (เช่น ลดพลังงานให้น้อยลง เพิ่มความสามารถเลือกให้เพิ่มขึ้น) หรือเพื่อปรับปรุงการตอบสนองทางพลวัต

ตัวอย่างเช่น เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบคายความร้อนสามารถทำให้เย็นได้ด้วยน้ำหล่อเย็น ในแจ็คเก็ต และน้ำเกลือ ที่ไปยังเครื่องควบแน่นสารรีฟลักซ์ วิธีการควบคุมตำแหน่งวาล์ว (Valve Position) ควรจะให้การควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ได้ผลและเร็วขณะที่ลดการใช้น้ำเกลือลงด้วย

3.4 ความจำเป็นที่ต้องใช้การควบคุมแบบแพลนท์ไวต์

ลักษณะเฉพาะของกระบวนการทางเคมีโดยรวม 3 ลักษณะที่เป็นพื้นฐานที่ทำให้ต้องมีการพิจารณาระบบควบคุมโรงงานทั้งหมด คือ

- 1) ผลของการหมุนเวียนสารภายในกระบวนการ
- 2) ผลของการสะสมของพลังงาน
- 3) ผลของการมีอยู่ของส่วนประกอบทางเคมี

3.4.1 การหมุนเวียนสารภายในกระบวนการ (Material recycle)

สารภายในกระบวนการจะถูกหมุนเวียนด้วยเหตุผลที่เป็นพื้นฐานที่สำคัญ 6 ข้อ

ดังนี้

- 1) การเปลี่ยน (Conversion) ที่เพิ่มขึ้น
- 2) การปรับปรุงทางด้านเศรษฐศาสตร์
- 3) การปรับปรุงผลผลิตที่ได้ (Yield)
- 4) ให้มีตัวเก็บความร้อน (Thermal Sink)
- 5) ป้องกันการเกิดปฏิกิริยาข้างเคียง
- 6) สมบัติการควบคุม

3.4.2 การสะสมของพลังงาน

เหตุผลเบื้องต้นที่ใช้การสะสมของพลังงานคือเพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพทางเทอร์โมไดนามิกส์ของกระบวนการ ซึ่งจะส่งผลให้ค่าใช้จ่ายด้านยูทิลิตี้ลดลง สำหรับกระบวนการที่มีการใช้พลังงานอย่างคุ้มค่าที่สุด จะส่งผลให้โรงงานนั้นมีค่าใช้จ่ายที่น้อยลง

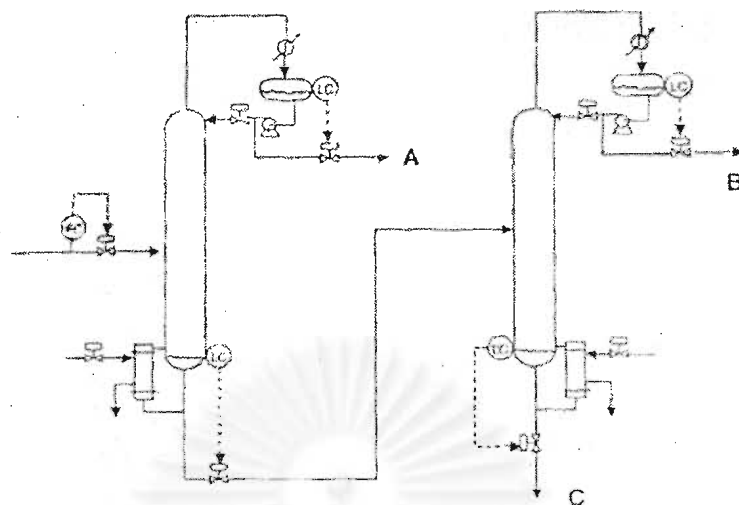
3.4.3 การสะสมของสารในกระบวนการผลิต

สามารถจำแนกลักษณะทางเคมีได้เป็น 3 ชนิดคือสารตั้งต้น ผลิตภัณฑ์ และสารเฉื่อย สมดุลมวลสาร (Material Balance) สำหรับแต่ละส่วนประกอบนั้นจะต้องเหมาะสมโดยทั่วไปแล้วจะไม่มีปัญหาสำหรับผลิตภัณฑ์และสารเฉื่อย อย่างไรก็ตามปัญหาที่แท้จริงจะเกิดขึ้นเมื่อมีการพิจารณาถึงสารตั้งต้น (เนื่องจากมีการหมุนเวียนของสาร) และตรวจสอบการมีอยู่ของสาร ภายในกระบวนการทั้งหมด ทุก ๆ โมเลกุลของสารตั้งต้นที่ป้อนเข้าในโรงงานจะต้องถูกใช้ไปโดยการเกิดปฏิกิริยาหรือออกจากกระบวนการเป็นสารปนเปื้อน หรือสารปล่อยทิ้ง เนื่องด้วยค่าต่างๆนี้ ต้องการที่จะลดการสูญเสียสารตั้งต้นที่ออกจากกระบวนการให้น้อยที่สุด เนื่องจากสิ่งนี้จะแสดงถึงผลผลิตที่ลดลงด้วย ดังนั้นจะป้องกันสารตั้งต้นไม่ให้ออกจากกระบวนการ นั้นหมายถึงต้องแน่ใจว่าทุกโมลของสารตั้งต้นที่ป้อนเข้ากระบวนการจะถูกใช้ไปโดยการเกิดปฏิกิริยา

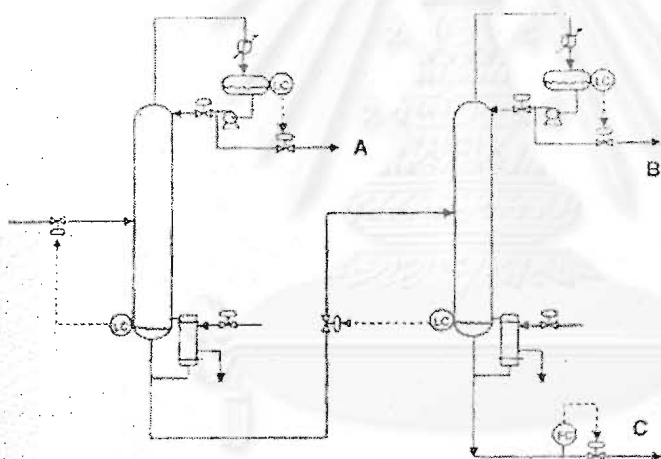
3.5 โครงสร้างของหน่วยกระบวนการที่มีการต่อกันแบบอนุกรม

สำหรับกระบวนการที่มีการเชื่อมโยงต่อกันแบบอนุกรม โดยที่ผลิตภัณฑ์ของแต่ละหน่วยอยู่ที่ดาวน์สตรีมและไม่มีสายการรีไซเคิลของวัตถุดิบหรือพลังงาน จะสามารถวิเคราะห์ได้ดังนี้

ถ้าอัตราการผลิตถูกกำหนดที่ด้านล่างของกระบวนการแต่ละหน่วยจะเห็นตัวรบกวนจากด้านอัพสตรีม ถ้าเราต้องการให้อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ได้ตรงตามที่ต้องการเราต้องทำการควบคุมโดยใส่ตัวควบคุมอัตราการไหลที่สายเข้าเครื่องปฏิกรณ์เพราะว่าจะสังเกตตัวรบกวนได้ดีกว่าและสามารถควบคุมได้ ดังรูปที่ 3.1 ถ้าเราใส่ตัวควบคุมอัตราการไหลที่ดาวน์สตรีมจะพบว่าสายเกินไปที่จะทำการควบคุมค่าอัตราการไหลเนื่องจากตัวรบกวนอยู่ที่อัพสตรีม ดังรูปที่ 3.2



รูปที่ 3.1 การควบคุมระดับที่มีทิศทางเดียวกับอัตราการไหลของสารในระบบ Luyben(1998)



รูปที่ 3.2 การควบคุมระดับที่มีทิศทางตรงข้ามกับอัตราการไหล ของสารในระบบ Luyben (1998)

โครงสร้างการควบคุมทั้งสองแบบนี้มีหลักในการที่ต่างกันคือ โครงสร้างแรกเมื่อมีการรบกวนระบบ การแพร่กระจายของการรบกวนจะมีทิศทางเดียวกับอัตราการไหลของสารภายในกระบวนการ แต่สำหรับโครงสร้างที่ 2 ผลการรบกวนมีทิศทางตรงข้ามกับกระแสของสารที่ไหลในกระบวนการ แต่เนื่องจากทั้ง 2 ระบบเป็นกระบวนการแบบไม่มีการป้อนกลับของพลังงานและสารภายในกระบวนการ ทำให้ไม่ส่งผลกระทบของสารจากหน่วยต้นทางไปยังหน่วย

ผลิตปลายทาง ดังนั้นพลศาสตร์ของกระบวนการมีอิสระจากกันในแต่ละหน่วย และเส้นทางการควบคุมกระบวนการจะเป็นแบบเชิงเส้นตลอดทั้งกระบวนการ ซึ่งการเลือกโครงสร้างระบบการควบคุมแบบไดนามิกขึ้นอยู่กับฟังก์ชันวัตถุประสงค์ของกระบวนการ

3.6 ผลของการรีไซเคิล

กระบวนการจริงๆ โดยส่วนใหญ่แล้วจะมีส่วนของกระแสการรีไซเคิล ในกรณีนี้ปัญหาการควบคุมตลอดทั้งโรงงานจะมีความยุ่งยากซับซ้อนเพิ่มมากขึ้น และการแก้ไขปัญหาก็ไม่เหมือนครั้งก่อน สายการรีไซเคิล จะใช้กับโรงงานที่มีลักษณะเป็นไดนามิกส์ เพื่อเพิ่มความเข้าใจถึงผลกระทบของสายการรีไซเคิล เราพิจารณากระแสการรีไซเคิลอย่างง่ายกัน เราเริ่มศึกษาจากที่เป็นอุดมคติ จากนั้นค่อยแผ่ขยายไปยังกระบวนการที่ยุ่งยากซับซ้อนได้สำหรับกระบวนการทางเคมี ซึ่งกล่าวได้ว่ากระแสการรีไซเคิลมีผลกระทบ 2 อย่าง

1. รีไซเคิล มีผลกระทบต่อลักษณะทางจลนพลศาสตร์ของกระบวนการ โดยจะส่งผลกระทบต่อค่าคงที่ของเวลาในระบบรีไซเคิล (Time constants in recycle systems) โดยจะส่งผลในรูปของกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างเอาต์พุตกับเวลา

2. รีไซเคิล นำไปสู่ สโนว์บอล เอฟเฟ็ค (Snowball effect) คือสภาวะที่ตัวรวมวนน้อยแต่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการอย่างมาก

3.7 อันตรกิริยา (Interaction) ระหว่างเครื่องปฏิกรณ์กับหน่วยแยก

เป็นภาวะที่มีบางสิ่งส่งผลต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์ซึ่งเปลี่ยนแปลงไป เช่น ความดันในเฟสของไอ อุณหภูมิ ความเข้มข้นของสารตั้งต้น เกิดการเปลี่ยนแปลงเป็นต้น ซึ่งตัวแปรเหล่านี้มีผลต่อเงื่อนไขในถังปฏิกรณ์มากกว่าตัวแปรอย่างอื่น ซึ่งจะยังผลให้อัตราการผลิตของผลิตภัณฑ์เปลี่ยนแปลงไป ย่อมส่งผลกระทบต่อหน่วยแยกอื่นๆ ต่อไปด้วย

สำหรับกระบวนการที่พิจารณามาก่อนหน้านี้ ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดคือ $A \rightarrow B$ อัตราการเกิดปฏิกิริยารวมขึ้นกับปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ อุณหภูมิ และส่วนประกอบของสารตั้งต้น หรือ $R = V_k z$ สำหรับโครงสร้างการควบคุมที่ได้กล่าวมาแล้ว แบบแรกนั้นหน่วยแยกสารจะเป็นตัวรับการเปลี่ยนแปลงส่วนใหญ่ของระบบ กล่าวคือ เมื่อต้องการเพิ่มอัตราการผลิต 20 % ก็จะต้อง

เพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยารวม 20 % เช่นกัน (เนื่องจาก $R = V_r k_z$) แต่ปริมาตร (V_r) และ อุณหภูมิ (หรือกล่าวอีกนัยหนึ่งคือค่า k) คงที่ ดังนั้นจะต้องเพิ่ม z 20% ซึ่งจะส่งผลต่อไปยังส่วนประกอบของกระแสป้อนเข้าสู่หน่วยแยก ดังนั้นภาวะของหน่วยแยกจึงเปลี่ยนแปลงไป ซึ่งจะส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงการรีไซเคิล เป็นอย่างมาก

สำหรับ โครงสร้างการควบคุม แบบที่ 2 ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ (V_r) และสาร z เปลี่ยนแปลง ซึ่งผลของตัวรบกวนที่เข้ามาจะกระจายไปสู่ทั้งถังปฏิกรณ์ (คือปริมาตรในเครื่องปฏิกรณ์เปลี่ยน) และหน่วยแยก (คือ ส่วนประกอบของสายป้อนเข้าหน่วยแยกเปลี่ยน) ดังนั้นหน่วยแยกจึงรับภาระน้อยลง ซึ่งจะส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลง รีไซเคิลที่น้อยลงเช่นกัน

อย่างไรก็ตาม สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบแรกนั้น ถ้าใช้ตัวควบคุม แบบพีแทนพีไอ จะทำให้ระดับของเหลวในถังปฏิกรณ์เปลี่ยนแปลงได้เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอัตราการผลิต ดังนั้นจะช่วยลดผลกระทบต่อนหน่วยแยกซึ่งอยู่ถัดไปได้ดังที่ได้กล่าวมาแล้ว ดังนั้นการเลือกโครงสร้างการควบคุม และ รูปแบบตัวควบคุมสำหรับควบคุมระดับของเหลวของเครื่องปฏิกรณ์ ล้วนส่งผลต่อความรุนแรงของ สโนว์บอล

ที่กล่าวมาแล้วนั้นอยู่ในกรณีของการเกิดปฏิกิริยาในเฟสของเหลว ซึ่งปริมาตรในเครื่องปฏิกรณ์สามารถเปลี่ยนแปลงได้ แต่ในกรณีของการเกิดปฏิกิริยาในเฟสไอ ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์คงที่ ซึ่งสามารถเปลี่ยนแปลงอัตราการเกิดปฏิกิริยาได้โดยปรับความดันในเครื่องปฏิกรณ์

โดยสรุปแล้วนั้นการเปลี่ยนแปลงอัตราการผลิตสามารถทำได้โดยสามารถทำได้โดยเปลี่ยนสถานะในเครื่องปฏิกรณ์ กล่าวคือ เปลี่ยนปริมาตรในเครื่องปฏิกรณ์กรณีเฟสของเหลว เปลี่ยนความดันในถังปฏิกรณ์กรณีเฟสไอ และปรับความเข้มข้นของสารตั้งต้น โดยที่การปรับที่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงสถานะในเครื่องปฏิกรณ์มากที่สุดจะเรียกว่าตัวแปรหลัก การควบคุมตัวแปรหลักนี้เรียกว่า การควบคุมบางส่วน (partial control) ซึ่งทำให้มีตัวแปรปรับที่ต้องควบคุมน้อยกว่าที่มีอยู่จริงทั้งหมด

ดังนั้นเป้าหมายของการควบคุมในที่นี้คือ ควบคุมการเปลี่ยนแปลงของอัตราการผลิตและ อัตราการป้อนใหม่ของสารตั้งต้น ในขณะที่จะต้องลดการเปลี่ยนแปลงของสายป้อนเข้าสู่หน่วยแยกควบคุมกันไปด้วย ซึ่งจะทำให้หน่วยแยกทำงานได้ดีขึ้นในการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ซึ่งทำให้บรรลุวัตถุประสงค์ในการดำเนินการในโรงงาน

อย่างไรก็ตาม โครงสร้างการควบคุม ที่ดีที่สุดสำหรับเครื่องปฏิกรณ์หรือหอกลั่น หน่วยใดหน่วยหนึ่ง ที่แยกออกมาพิจารณา อาจจะไม่ใช่ โครงสร้างการควบคุม ที่ดีที่สุดสำหรับ หน่วยนั้นๆ เมื่อพิจารณาทั้งโรงงาน

อย่างไรก็ตาม สำหรับการควบคุมเครื่องปฏิกรณ์นั้นจะมีหลักสำคัญๆอยู่ 2 ประการ คือ 1. จัดการเกี่ยวกับพลังงาน(หรือการควบคุมอุณหภูมิ) 2. รักษาส่วนประกอบและอัตราการไหล ของสายที่ป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ให้คงที่เท่าที่จะเป็นไปได้ ดังนั้นจากหลักข้อที่ 2 จะได้ว่าควรมี การควบคุมส่วนประกอบในกระแสการรีไซเคิล ถึงแม้จะเป็นการไหลในระบบก็ตาม

3.8 ตัวอย่างของระบบ 2 สาร (Binary system)

ในที่นี้จะยกตัวอย่างผลของปริมาตรที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงของระบบโดยเปรียบเทียบระหว่างระบบที่มีเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวน 3 เครื่อง กับระบบซีเอสทีอาร์(CSTR) กับ สตรีปเปอร์ (stripper) ซึ่งได้ข้อสรุปว่าในกรณี เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวน 3 เครื่อง นั้น จะมี ปริมาตรมากกว่าในกรณีหลังทำให้มีเวลาที่จะอยู่ในถังมากกว่า จึงทำให้สามารถดูดซับ ตัวรบกวน ได้มากกว่า ในขณะที่จะส่งผลเสียทำให้ระบบมีผลตอบสนองที่ช้าลง (slow process response)

3.9 ตัวอย่างของระบบ 3 สาร (Ternary system)

ในที่นี้จะพิจารณาเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งเกี่ยวข้องกับสารตั้งต้นสองตัว คือ A กับ B และผลิตภัณฑ์ C โดยมีปฏิกิริยา $A + B \rightarrow C$ จึงเรียกว่า ระบบสามสาร (ternary system) เนื่องจากเกี่ยวข้องกับสาร 3 ชนิด โดยที่พิจารณาแบ่งเป็น 2 กรณี คือ

1. อัตราการเกิด ปฏิกิริยามีค่ามากจนทำให้สารตั้งต้น B ซึ่งเป็นสารจำกัดที่จะเกิดปฏิกิริยาจนหมดในเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งกรณีนี้จะเหลือแค่เพียงสาร 2 ชนิดคือ สารตั้งต้น A ที่เกินมาและผลิตภัณฑ์ C ที่เกิดขึ้น การแยกจึงเกี่ยวข้องกับแค่เพียง 2 สาร โดยระบบที่มีการควบคุมแบบนี้ จะเป็นระบบที่มีสารตั้งต้นเป็นสารอันตราย(เช่นในกรณีนี้คือสาร B) ซึ่งต้องการเกิดปฏิกิริยาหมดไปในเครื่องปฏิกรณ์

2. อัตราเกิดปฏิกิริยามีค่าไม่มากนัก ดังนั้นถ้าต้องการให้สารจำกัดเกิดปฏิกิริยาหมดก็จำเป็นต้องใช้เครื่องปฏิกรณ์ขนาดใหญ่มาก โดยระบบแบบนี้จะมีหน่วยแยกที่เกี่ยวข้องกับสาร 3 ชนิด

3.9.1 กรณีที่สารตั้งต้นตัวใดตัวหนึ่งเกิดปฏิกิริยาหมด (complete one-pass reactant conversion)

สำหรับในกรณีนี้สาร B ซึ่งเป็นสารจำกัดถูกใช้หมด เมื่อพิจารณาหน่วยแยกซึ่งประกอบด้วยหอกลั่นเพียงหอเดียว จะเห็นได้ว่าในกรณีที่สาร A ระเหยง่ายกว่าสาร C ผลิตภัณฑ์ยอดหอจะถูกรีไซเคิล กลับมายังถังปฏิกรณ์หรือในทางกลับกัน กระแสการรีไซเคิลจะเป็นสายผลิตภัณฑ์ที่ได้หอ

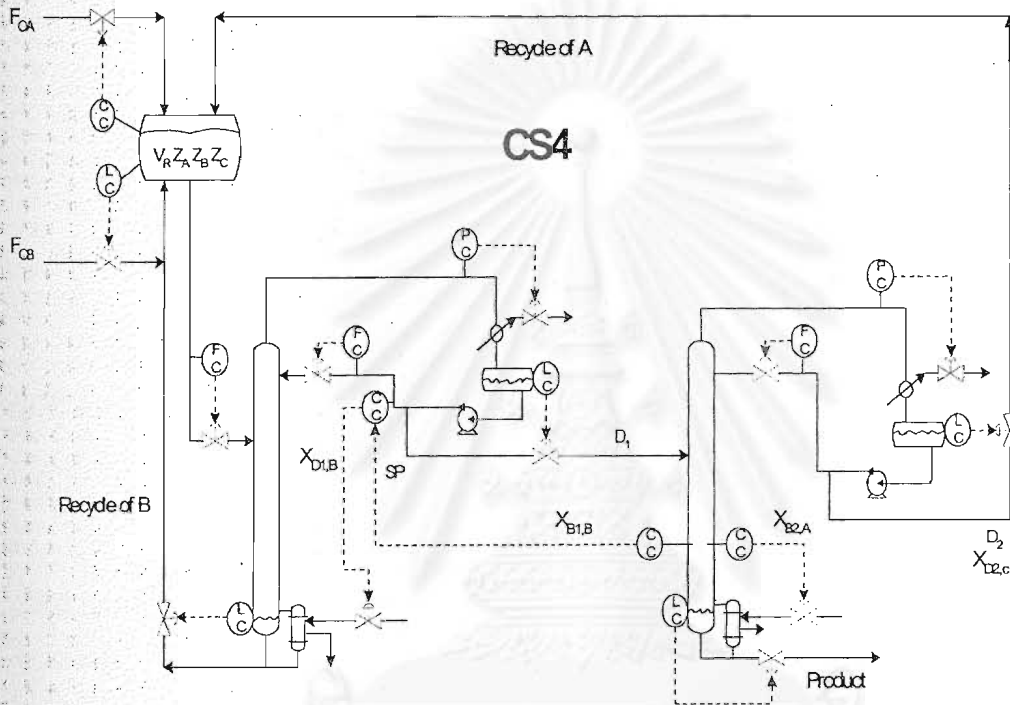
พิจารณา โครงสร้างการควบคุม ในรูปที่ 3.3 และ 3.4 ส่วนประกอบของสาร A ในสายผลิตภัณฑ์ ได้หอถูกควบคุมโดยความร้อนที่ให้กับเครื่องต้มซ้ำ ซึ่งทำให้ความร้อนมาก สาร A ก็จะไปยอดหอมาก ซึ่งช่วยป้องกันการสูญเสีย A ไปจากระบบรวมทั้งยังช่วยในการผลิตภัณฑ์ มีความบริสุทธิ์สูงขึ้นอีกด้วย

สำหรับ โครงสร้างการควบคุมในรูปที่ 3.3 สารตั้งต้นที่ถูกป้อนเข้ามาใหม่จะถูกควบคุมโดย ตัวควบคุมอัตราการไหล ซึ่งป้อนด้วยอัตราส่วนของสารตั้งต้นที่สองตามเลขหน้าสมการเคมี (stoichiometric ratio) แต่การควบคุมแบบนี้ให้ผลที่ไม่ดีนัก เนื่องจากเครื่องมือในการไหลมีความถูกต้องอยู่เพียงระดับหนึ่งเท่านั้น นอกจากนี้ถ้ามีการเปลี่ยนแปลงของส่วนประกอบของสายป้อนเพียงเล็กน้อยก็อาจจะส่งผลให้เกิดปัญหาความไม่สมดุลของส่วนประกอบในระบบได้

สำหรับโครงสร้างการควบคุมรูปที่ 3.4 ให้ผลการควบคุมที่ดี โดยรูปแบบการควบคุมคือควบคุมอัตราการไหลของสาร B ซึ่งเป็นสารจำกัด ส่วนกระแสป้อนเข้ามาใหม่ของสาร A จะใช้เป็นสารควบคุมระดับในรีฟลักซ์ดรัมของหอกลั่น โดยที่ถ้า สาร A ถูกใช้ไปในเครื่องปฏิกรณ์มากขึ้น ปริมาณสาร A ภายในระบบจะลดลงซึ่งจะส่งผลให้ระดับของเหลวใน รีฟลักซ์ดรัม ลดลงเช่นกัน ซึ่งการควบคุมแบบนี้จะสามารถควบคุมปริมาณสาร A ได้เหมาะสมกับสาร B จริงๆ กล่าวคือถ้าสาร B มากขึ้นสาร A ถูกใช้มากขึ้น ระดับจะลดลง ส่งผลให้มีการปรับกระแสป้อนใหม่ของสาย A ให้เข้าสู่ระบบมากขึ้น

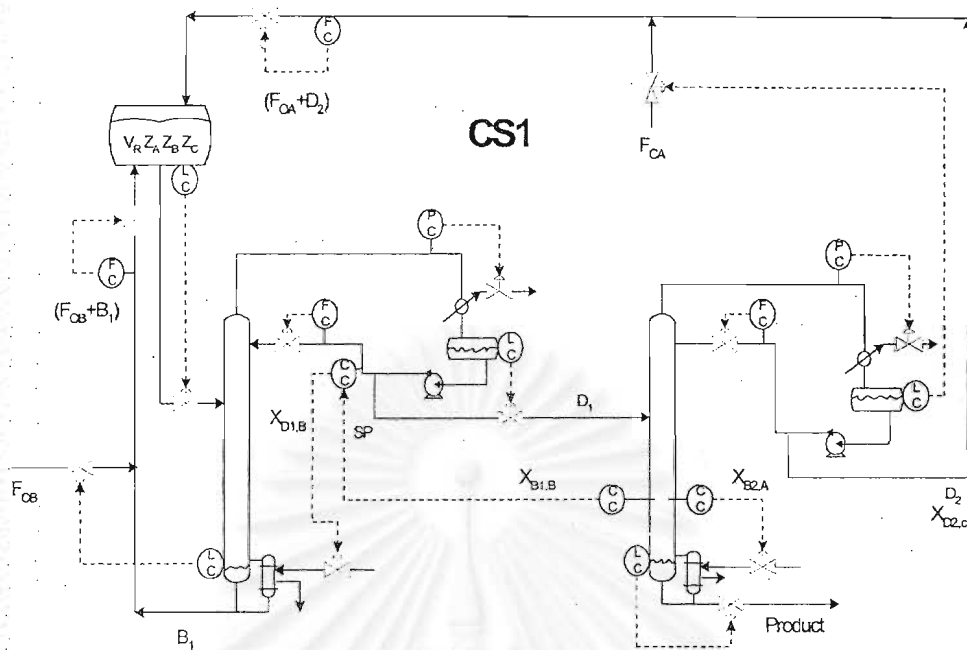
สังเกตได้ว่าจะมีการติดตั้งตัวควบคุมอัตราการไหลในลูบริไซเคิล ทั้งนี้เพื่อป้องกันการปรากฏการณ์สโนว์บอลเอฟเฟ็ค ดังที่ได้กล่าวไปแล้ว ส่วนกลไกในการควบคุมระดับในรีฟลักซ์ดรัม

คือ มีการควบคุมอัตราการไหลในสายรวมของรีไซเคิล และกระแสป้อนใหม่ของสาร A จะส่งผลให้ กระแสการรีไซเคิลมีอัตราการไหลลดลงหรือกล่าวได้ว่า สายที่ออกมาจากรีฟลักซ์ดรัม มีอัตราการไหลลดลง ซึ่งจะส่งผลให้ระดับในรีฟลักซ์ดรัมมีอัตราการไหลลดลงซึ่งจะส่งผลให้ระดับในรีฟลักซ์ดรัมเพิ่มขึ้น



รูปที่ 3.3 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 สำหรับระบบตามสารภณที่สารตั้งต้นตัวใดตัวหนึ่งเกิด ปฏิกริยาหมด (Luyben 1998)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.4 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 สำหรับระบบสามสารกรณีที่สารตั้งต้นตัวใดตัวหนึ่งเกิดปฏิกิริยาหมด (Luyben, 1998)

3.9.2 กรณีที่สารตั้งต้นทั้งคู่เกิดปฏิกิริยาไม่หมด (Incomplete conversion of both reactants)

ในกรณีนี้อัตราการเกิดปฏิกิริยาจึงขึ้นกับอุณหภูมิ ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์และส่วนประกอบของสารตั้งต้นทั้งคู่ กล่าวคือ

$$R = kV_R Z_A Z_B$$

แต่เนื่องจากปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์คงที่รวมทั้งดำเนินการที่สภาวะอุณหภูมิคงที่ดังนั้นถ้าต้องการให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาคงที่ จะต้องให้ผลคูณของส่วนประกอบของสารตั้งต้นทั้งคู่คงที่ โดยที่สารตั้งต้นแต่ละตัวไม่จำเป็นต้องคงที่ ซึ่งสามารถมีค่าได้มากมาย ทำให้สามารถส่งผลกระทบในหน่วยแยก ซึ่งเป็นหน่วยถัดไปได้ กล่าวคือถ้า Z_A มีค่ามากแต่ Z_B มีค่าน้อย ก็จะต้องรีไซเคิลสาร A มาก ในขณะที่รีไซเคิลสาร B น้อย

สำหรับหน่วยแยกที่เกี่ยวข้องกับสาร 3 ตัวนี้ (สารตั้งต้นที่เหลือ 2 ตัวและผลิตภัณฑ์ 1 ตัว) จะมีรูปแบบการแยกอยู่ 2 รูปแบบคือ

1. ในกรณีที่ค่าการระเหยเป็นไอน้อยกว่าสารตั้งต้นทั้ง 2 ตัว จะใช้หอกลิ้นเพียง 1 หอ

2. ในกรณีที่ค่า volatility ของผลิตภัณฑ์ C อยู่แทรกระหว่าง volatility ของสารตั้งต้นทั้ง 2 ตัว จะต้องใช้หอกลิ้น 2 หอ ในการแยก

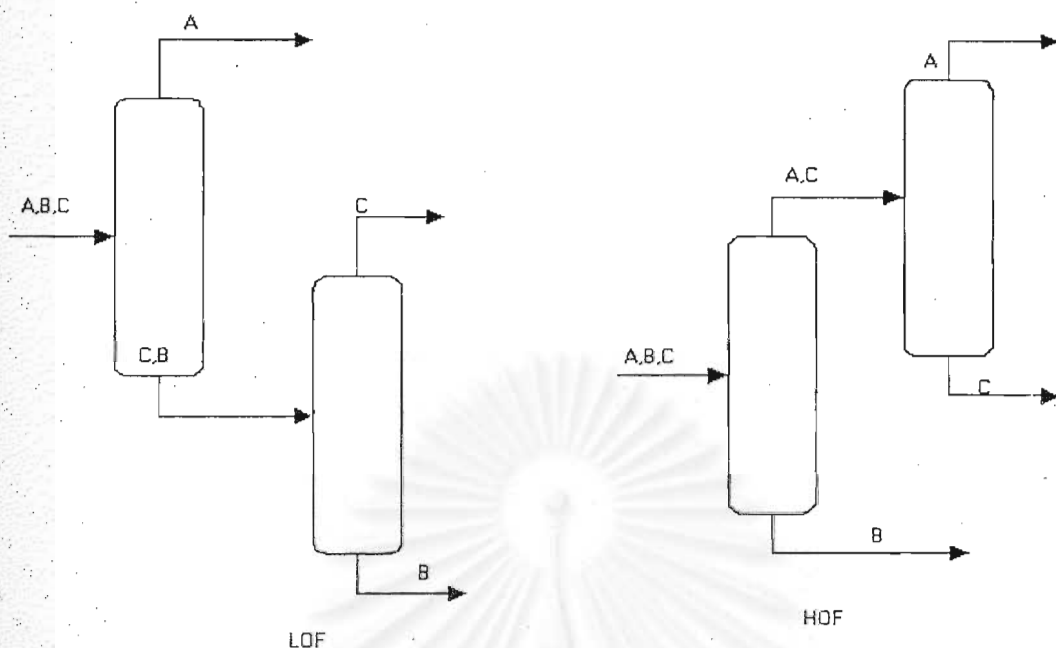
สำหรับกรณีแรกจะยกตัวอย่างในกรณีที่ $\alpha_A > \alpha_B > \alpha_C$ ดังนั้นผลิตภัณฑ์ C จะออกมาทางใต้หอ ในขณะที่มีการรีไซเคิลสาร A และ B ทางยอดหอ โดยในกระแสการรีไซเคิล นี้จะมี A ทั้งหมด B ส่วนใหญ่ และ C ปนอยู่ด้วยเล็กน้อย เนื่องจากการแยกได้อย่างเด็ดขาดขององค์ประกอบ นั้นเป็นไปได้ยาก

สำหรับ โครงสร้างการควบคุม ดังที่แสดงไว้ในรูปที่ 2.12 นั้น มีการควบคุมอัตราการไหลในสายที่ออกจากถังปฏิกรณ์ ซึ่งอยู่ในลูบริไซเคิลทั้งนี้เพื่อป้องกันการเกิดปรากฏการณ์ snowball effect นั้นเอง นอกจากนี้ยังมีการควบคุมแบบบางส่วน (Partial control) ในเครื่องปฏิกรณ์กล่าวคือ ส่วนประกอบของสารในเครื่องปฏิกรณ์และระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์เป็นตัวแปรหลัก(dominant variable) ซึ่งควบคุมโดยอัตราการป้อนใหม่ของสาร A และสาร B ตามลำดับ

ส่วนในกรณีของการควบคุมปริมาณสารที่มีอยู่ในระบบนั้นจะสามารถดูได้จากระดับในรีฟลักซ์ดรัม ดังที่เคยกล่าวมา เนื่องจากใน รีฟลักซ์ดรัม มีทั้งสาร A B และ C เล็กน้อยปนอยู่ ดังนั้นจึงไม่สามารถบอกปริมาณสารตัวใดตัวหนึ่งได้อย่างแน่นอน จึงจำเป็นต้องมีการวัดตัวประกอบของสารตั้งต้นอย่างน้อยหนึ่งตัว ไม่ว่าจะเป็นในเครื่องปฏิกรณ์หรือในกระแสรีไซเคิล

สำหรับกรณีที่ 2 หรือกรณีที่ผลิตภัณฑ์ C มีค่าการระเหยเป็นไอ อยู่ระหว่างสารตั้งต้นทั้ง 2 ตัวนั้นจะมีการใช้หอกลิ้น 2 หอ ในการแยกโดยอาจแบ่งได้เป็น 2 รูปแบบคือ เอาของเบาสุดออกก่อน (light-out-first, LOF) ของหนักสุดออกก่อน (heavy-out-first, HOF)

สำหรับกรณีของการเอาของเบาสุดออกก่อน หรือ แอลโอเอฟ (LOF) นั้นจะเป็นที่นิยมกันมากกว่าการนำของหนักสุดออกก่อน (HOF) เนื่องจากประหยัดพลังงานที่ใช้ในการแยกมากกว่า กล่าวคือถ้า $\alpha_A > \alpha_B > \alpha_C$ จะต้องมีทำให้ความร้อนเพื่อให้สาร A ระเหย 1 ครั้ง ในหอแรก และให้ความร้อนให้สาร C ระเหย 1 ครั้งในหอที่ 2 ในขณะที่แบบ เอชโอเอฟ จะต้องมีการให้ความร้อนให้ A ระเหย 2 ครั้ง ในทั้ง 2 หอ และให้ความร้อนให้ C ระเหย 1 ครั้งในหอแรก ดังรูป



รูปที่ 3.5 หกกลับแบบการนำเอาตัวเบาสุดออกก่อน (LOF) และหกกลับแบบการนำตัวหนักสุดออกก่อน (HOF)

อย่างไรก็ตามจะนิยมใช้รูปและการแยกแบบการนำตัวหนักสุดออกก่อน (HOF) ในกรณีที่สารที่ออกทาง ได้ห่อมีเสถียรภาพทางความร้อนต่ำ ในที่นี้จะกล่าวถึงสาร B กล่าวคือ การนำตัวหนักสุดออกก่อน สาร B จะทนอยู่ที่อุณหภูมิได้ห่อซึ่งมีค่าสูงอยู่เพียงครั้งเดียวคือในห่อแรก ในขณะที่ถ้าเป็นกรณีการนำเอาตัวเบาสุดออกก่อนสาร B จะทนอยู่ที่อุณหภูมิได้ห่อ 2 ครั้ง จึงมีโอกาสทำให้สาร B เสื่อมสภาพไปได้มากกว่า

สำหรับ โครงสร้างการควบคุม นั้น ยกตัวอย่าง โครงสร้างการควบคุม ของระบบนำตัวหนักสุดออกก่อน (HOF) ดังรูปที่ 3.5 สารที่หนักที่สุดคือ สาร B จะถูกรีไซเคิล ก่อนจากได้ห่อแยกตัวแรก ในขณะที่สารที่เบาที่สุด คือ สาร A จะถูกรีไซเคิลจากยอดห่อของห่อที่ 2

บทที่ 4

กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนกับหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์

4.1 กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน

สำหรับกระบวนการทางอุตสาหกรรมปิโตรเคมี กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันของบิวเทนนับว่ามีความสำคัญ เพราะถึงแม้ว่าการเพิ่มค่าออกเทนของน้ำมันเบนซินจะทำได้อย่างมีประสิทธิภาพสูงมากโดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา แต่ถ้าส่วนน้ำมันเบนซินเบาเกินไป คือจุดเดือดต่ำกว่า 100 องศาเซลเซียส กระบวนการรีฟอร์มมิ่งจะไม่ได้ผล เพราะไม่ค่อยมีแนฟทีนให้เกิดปฏิกิริยา สารป้อนที่เข้าไปในกระบวนการรีฟอร์มมิ่งจึงต้องเป็นแนฟทาที่มีคาบจุดเดือดที่พอเหมาะ สำหรับส่วนเบนซินเบา คือ ทอป จะเพิ่มค่าออกเทนได้ต้องใช้กระบวนการเปลี่ยนรูปไอโซเมอร์ ให้เกิดไอโซพาราฟินส์ขึ้น กระบวนการเปลี่ยนรูปไอโซเมอร์มีใช้ในกระบวนการอาลคิลเซชัน สำหรับผลิตภัณฑ์น้ำมันเบนซินในอากาศยาน กระบวนการนี้ได้นำมาใช้กับเพนเทนและเฮกเซนในระยะหลัง เมื่อมีความต้องการลดสารตะกั่วในน้ำมันเบนซินให้น้อยลง จึงต้องหาทางเพิ่มค่าออกเทนของส่วนน้ำมันเบนซินในทุก ๆ ส่วน ปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปไอโซเมอร์ที่สนใจ คือ

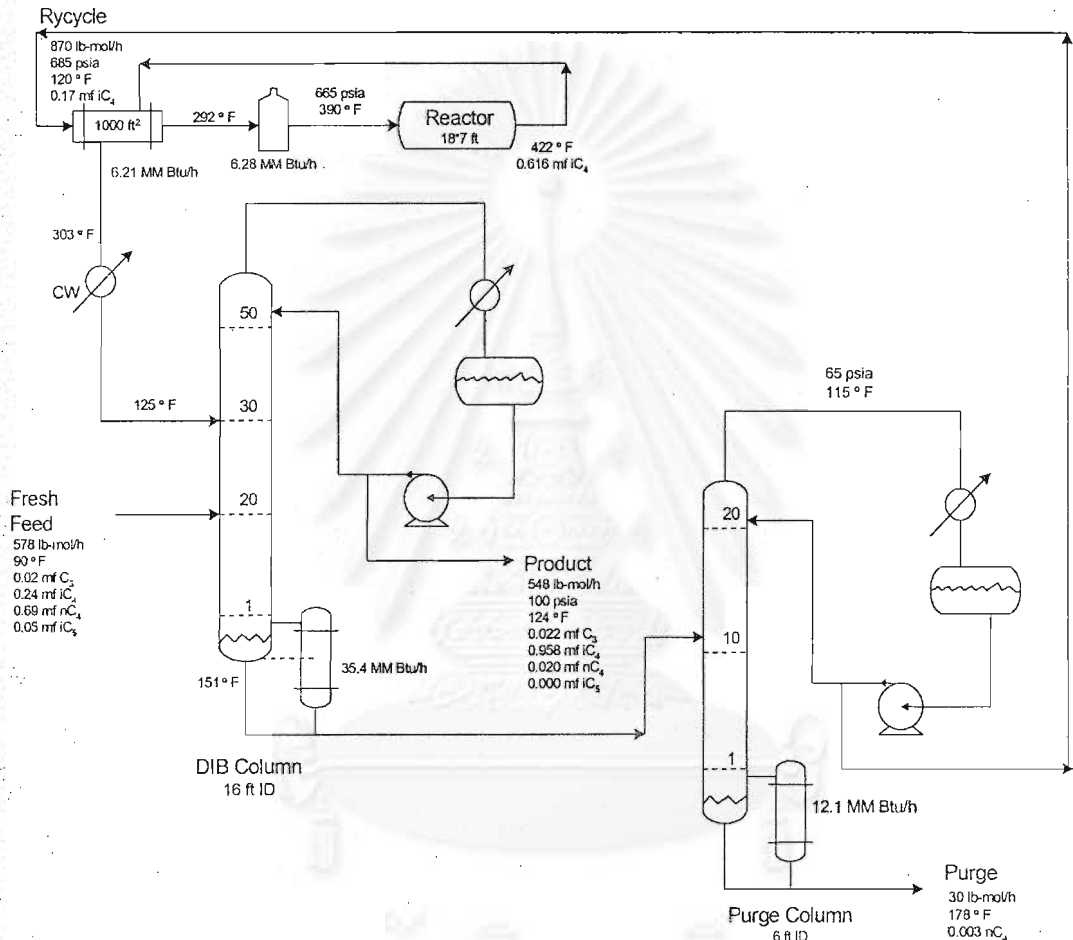
- นอร์มัลบิวเทน → ไอโซบิวเทน
- นอร์มัลเพนเทน → 2-เมทิลบิวเทน
- นอร์มัลเฮกเซน → 2,2 ไดเมทิลบิวเทน

ในงานวิจัยนี้จะเลือกพิจารณาคู่ของ นอร์มัลบิวเทน → ไอโซบิวเทน ซึ่งเป็นกระบวนการทางเคมีที่มีความยุ่งยากซับซ้อน เนื่องจากในกระบวนการนี้มีหน่วยย่อยหลายหน่วยที่เชื่อมเข้าด้วยกันพร้อมกับระบบที่มีการรีไซเคิล ดังนั้นจึงมีการนำหลักการของการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ เข้ามาช่วยในการควบคุมโครงสร้างในกระบวนการ

กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันของบิวเทน ประกอบด้วย 2 ส่วนใหญ่ๆ ได้แก่ ส่วนของการแยกสาร และส่วนของการเกิดปฏิกิริยา สำหรับส่วนของการแยกสารจะให้หอกลั่น 2 หอ ได้แก่ หอกลั่นดีไอโซบิวเทนในเซอร์ (หอกลั่นดีไอบี) และหอกลั่นเพิร์จ ส่วนของการเกิดปฏิกิริยาจะเกิดที่เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก นอกจากนี้ยังมีเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Feed-effluent

heat exchanger ,FEHE) เตาเผา (Furnace) ฟลัดคอนเดนเซอร์ ซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่มีส่วนช่วยในการดำเนินงานของกระบวนการ และกระแสไอซี₄ ของเหลว อีก 1 กระแส

จากรูปที่ 4.1 เป็นรูปแสดงกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันเพื่อเปลี่ยนนอร์มัลบิวเทน (nC_4) เป็นไอโซบิวเทน (iC_4)



รูปที่ 4.1 กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน (Plantwide Process Control, 1998)

ปฏิกิริยาการเปลี่ยนนอร์มัลบิวเทนเป็นไอโซบิวเทน เกิดขึ้นในเฟสของไอ ที่อุณหภูมิเริ่มต้นประมาณ 390 องศาฟาเรนไฮด์ และความดัน 600 บรรยากาศ ปฏิกิริยาเป็นแบบคายความร้อน ความร้อนของปฏิกิริยามีค่าเท่ากับ 3600 บีทียู/ปอนด์.โมล อุณหภูมิเพิ่มขึ้นตลอดกระบวนการผ่านไปถึงเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก มีการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระแสที่เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ และการแลกเปลี่ยนความร้อนในฟลัดคอนเดนเซอร์เพื่อลดอุณหภูมิก่อนย้อนกลับเข้าสู่ หอกกลั่นดีบิวเทนไนเซอร์ ที่ถาด ที่ 30 อีกครั้ง

การแยกไอโซ/นอร์มัล ทำได้ยาก เพราะสารทั้งสองสารนี้มีค่าความสามารถในการระเหยต่ออุณหภูมิของเชื้อเพลิงไฮโดรคาร์บอนที่ใกล้เคียงกันมาก จึงจำเป็นต้องใช้ถาดในหอกลันดีไอโซบิวทะไนเซอร์ เป็นจำนวนมากถึง 50 ถาด และค่ารีฟลักซ์เรทโอ (Reflux Ratio) ที่สูงถึง 7 สำหรับกรณีศึกษาที่ใช้หอกลันดีไอโซบิวทะไนเซอร์ เส้นผ่าศูนย์กลาง 16 ฟุต

สายของกระแสป้อนเข้าที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการที่หอกลันดีบิวทะไนเซอร์ เป็นของผสมที่มีไอโซบิวเทน เศษส่วนโมลเท่ากับ 0.24 นอร์มัลบิวเทน เศษส่วนโมลเท่ากับ 0.69 โพรเพน เศษส่วนโมลเท่ากับ 0.02 และมีไอโซเพนเทน เศษส่วนโมลเท่ากับ 0.05 ป้อนเข้าที่บริเวณหอกลันดีที่ถาดที่ 20 โดยกระแสป้อนใหม่จะเริ่มต้นด้วยการเข้าสู่หอกลันดีไอโซบิวทะไนเซอร์ที่ถาดที่อยู่ต่ำกว่ากระแสที่ย้อนกลับมาจากกระบวนการ ทั้งนี้เป็นเพราะความเข้มข้นของไอโซบิวเทนในกระแสป้อนใหม่มีค่าต่ำกว่าซึ่งทำให้สามารถย้ายบางส่วนของไอโซบิวเทนและโพรเพนทั้งหมดในส่วนของกระแสป้อนใหม่ ออกก่อนที่จะส่งนอร์มัลบิวเทนไปยังเครื่องปฏิกรณ์เคมีจากกระแสการรีไซเคิลสัดส่วนของการไหลรีไซเคิลกับกระแสป้อนใหม่อยู่ที่อัตราส่วน 1 : 2

หอกลันดีไอโซบิวทะไนเซอร์ ทำงานอยู่ที่ความดัน 100 บรรยากาศ ดังนั้นจึงต้องมีการใช้น้ำหล่อเย็นในคอนเดนเซอร์ รีฟลักซ์ดรัมอุณหภูมิมีค่า 124 องศาฟาเรนไฮด์ อุณหภูมิของหอกลันดีไอโซบิวทะไนเซอร์ โดยปกติจะอยู่ที่ 150 องศาฟาเรนไฮด์

ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการกลั่นจากหอกลันดีไอโซบิวทะไนเซอร์ นี้ได้แก่ ไอโซบิวเทนที่มีนอร์มัลบิวเทนอยู่ 2 โมลเปอร์เซ็นต์ และมีโพรเพนบางส่วนปะปนอยู่ด้วยซึ่งไม่สามารถจัดการกำจัดได้

ด้านล่างของหอกลันดีไอโซบิวทะไนเซอร์ จะมีนอร์มัลบิวเทนปนอยู่กับไอโซบิวเทน พร้อมด้วยไอโซเพนเทนส่วนหนักที่ไม่บริสุทธิ์ ต้องนำองค์ประกอบหนักนี้ออกจากกระบวนการ จึงนำหอกลันดีอีกหนึ่งหอกเข้ามาช่วย ได้แก่ หอกลันดีเพิร์จ เพื่อกำจัดไอโซเพนเทนส่วนหนักนี้ออกไปจากกระบวนการ ในหอกลันดีเพิร์จมีการสูญเสีย นอร์มัลบิวเทนบางส่วนไปในกระแสเพิร์จ

หอกลันดีเพิร์จ ประกอบด้วยไปด้วยถาดจำนวน 20 ถาด และมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางกลางของคอลัมน์ 6 ฟุต ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากหอกลันดีนี้เป็นกระแสการรีไซเคิล เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เคมี ซึ่งส่วนนี้ต้องการปั๊มเพื่อให้ได้ความดันที่สูงขึ้นตามที่ต้องการแล้วส่งสารนอร์มัลบิวเทนที่มีเศษส่วนโมลเท่ากับ 0.81 พร้อมกับไอโซบิวเทนที่มีเศษส่วนโมลเท่ากับ 0.17 ไปยังเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และเตาเผา ก่อนที่จะเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เคมี ในเฟสของไอ เพื่อทำการรีไซเคิลกลับมาอยู่ที่หอกลันดีบิวทะไนเซอร์อีกครั้ง

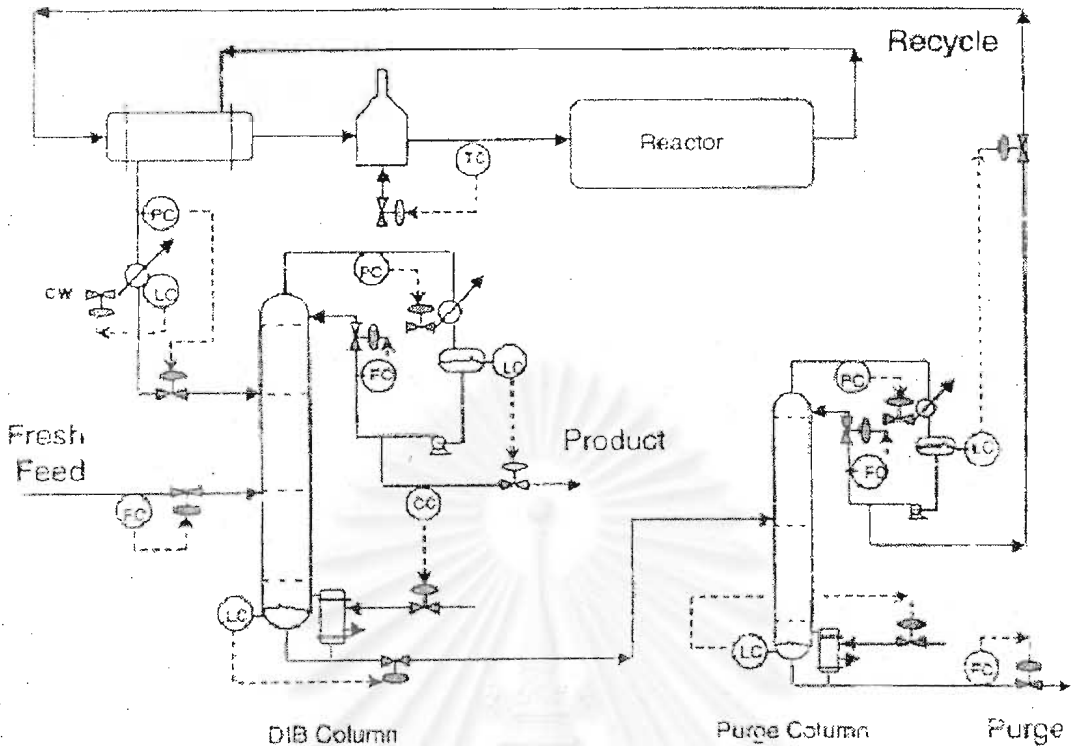
ผลิตภัณฑ์ที่จะได้จากกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนได้แก่ ไอโซบิวเทน เศษส่วนโมลเท่ากับ 0.958 นอร์มัลบิวเทน เศษส่วนโมลเท่ากับ 0.020 โพรเพน เศษส่วนโมลเท่ากับ 0.022 และไม่มีไอโซเพนเทนเหลืออยู่

สำหรับงานวิจัยนี้จะทำการพิจารณากระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนกรณี ปฏิริยาผันกลับไม่ได้ ซึ่งใช้พลังงานกระตุ้น 30,000 บีทียู/ปอนด์.โมล สมการทางจลนพลศาสตร์ สำหรับปฏิริยาไอโซเมอร์ไรเซชันเป็นรูปแบบความสัมพันธ์อย่างง่าย โดยอัตราการเกิดปฏิริยา ขึ้นอยู่กับค่าคงที่ของการดำเนินปฏิริยาไปข้างหน้า (K_f), ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียติก (V_R) และความเข้มข้นของนอร์มัลบิวเทน (C_{nC4})

กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนมีจำนวนองศาความเป็นอิสระเท่ากับ 14 คือนับจากจำนวนวาล์วในโครงสร้างของกระบวนการได้ดังรูปที่ 4.2



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.2 โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1 ของกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน

(Plantwide Process Control, 1998)

สำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนที่ทำการศึกษาวิจัยนี้จะพิจารณา
 เพียงแค่สารตั้งต้นเพียงสารเดียว และผลิตภัณฑ์เพียงอย่างเดียว มีส่วนที่เป็นองค์ประกอบเฉื่อย
 (Inert Component) อยู่สองส่วน ส่วนหนึ่งเป็นส่วนเบาและอีกส่วนเป็นส่วนหนัก โดยองค์ประกอบ
 ที่เฉื่อยนี้จะสามารถกำจัดออกจากระบบได้ การนำหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไว้ดมาใช้ในการ
 พิจารณานี้มีจุดมุ่งหมายอยู่ที่จะทำอย่างไรจึงจะปรับกระแสป้อนใหม่ของสารตั้งต้น ให้สมดุลกับ
 อัตราการใช้ไปของปฏิกิริยา โดยทำให้กระบวนการที่ซับซ้อนกลายเป็นกระบวนการที่ง่ายต่อการ
 ควบคุม

4.2 การประยุกต์ใช้หลักการแพลนที่ไวต์สำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันของบิวเทน

หลักการแพลนที่ไวต์สำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันโครงสร้างอ้างอิงหนังสือการควบคุมกระบวนการแบบแพลนที่ไวต์ (Plantwide Process Control)

ขั้นตอนที่ 1 กำหนดวัตถุประสงค์การควบคุม (Establish control objectives)

ในกระบวนการนี้ เราต้องการได้อัตราการผลิตที่ต้องการ และควบคุมความไม่บริสุทธิ์ (Impurity) ของนอร์มัลบิวเทนในผลิตภัณฑ์ไอโซบิวเทน ให้อยู่ที่ 2 โมลเปอร์เซ็นต์ โดยความดันของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก มีข้อจำกัดทางด้านโครงสร้างในการดำเนินงานไม่เกิน 700 พีเอสไอเอ ชั้นตอนนี้ให้อิสระที่จะเลือกอัตราการผลิต ซึ่งไม่เหมือนกับกระแสป้อนเข้า และอัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์ (Product flowrate) นั้น จะถูกกำหนดโดยส่วนอื่นๆ และในหอกลับเพนเทนเพิร์จนั้น ไม่ต้องการที่จะต้องสูญเสียนอร์มัลบิวเทน มากเกินไป

ขั้นตอนที่ 2 หาระดับความเป็นอิสระ (Determine control degrees freedom)

ในกระบวนการนี้มีค่าระดับความเป็นอิสระเท่ากับ 14 ซึ่งประกอบด้วย วาล์วกระแสป้อนใหม่ วาล์วสตีมหอกกลับดีไอโซบิวทะโนเซอร์, น้ำหล่อเย็น, รีฟลักซ์, กระแสผลิตภัณฑ์ และ วาล์วสายที่ออกด้านล่างหอกกลับดีไอโซบิวทะโนเซอร์; วาล์วสตีมหอกกลับเพิร์จ, น้ำหล่อเย็น, รีฟลักซ์, กระแสการรีไซเคิล และวาล์วกระแสที่ออกด้านล่างหอกกลับเพิร์จ วาล์วควบคุมพลังงานเข้าสู่เตาเผา และวาล์วควบคุมพลังงานในฟลัดคอนเดนเซอร์ และวาล์วกระแสที่ป้อนกลับเข้าหอกกลับดีไอบี

ขั้นตอนที่ 3 ระบบการจัดการพลังงาน (Establish energy management)

สำหรับประเด็นหลักของขั้นตอนนี้มี 2 อย่างคือ ต้องมีการจัดการความร้อนของปฏิกิริยาคายความร้อน โดยการควบคุมความร้อนขาออกในฟลัดคอนเดนเซอร์ และกระแสเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ต้องมีการให้ความร้อนให้เพียงพอที่จะเกิดปฏิกิริยาขึ้นต้นได้ โดยการควบคุมอุณหภูมิกระแสเข้าเครื่องปฏิกรณ์ด้วยการปรับอัตราการไหลของพลังงานป้อนเข้า

อุณหภูมิกระแสออกของเครื่องปฏิกรณ์เคมีมีค่ามากกว่ากระแสป้อนเข้า 32 องศาฟาเรนไฮต์ ค่าคงที่ของการถ่ายเทความร้อน (Heat transfer coefficient) ในระบบก๊าซ ไปยังก๊าซ

(Gas to Gas) นั้น จะค่อนข้างต่ำ สำหรับผลต่างของอุณหภูมิเพียงเล็กน้อย จะต้องการเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนขนาดใหญ่หากไม่มีเตาเผาในกระบวนการ ดังนั้นเตาเผาจึงเป็นที่ต้องการสำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนเพื่อที่จะทำให้อุณหภูมิกระแสป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์สูงขึ้นจนถึงระดับที่ต้องการ

ประโยชน์ของ Exchanger (FEHE) คือ เพื่อลดผลรวมของเชื้อเพลิงสำหรับการเผาไหม้ในเตาเผา ถ้าพิจารณาในหลักการทางเศรษฐศาสตร์ ระหว่างเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีขนาดใหญ่และเตาเผาขนาดเล็ก ถูกนำมาใช้ในกระบวนการ จะพบว่า ความร้อนที่เข้าสู่เตาเผาจะน้อย ซึ่งหมายถึงการรองรับตัวรบกวนได้น้อย และสำหรับปัญหาทางด้านไฮดรอลิก คือ การเป็นไอจะเกิดที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งก่อให้เกิดความซับซ้อนของการออกแบบทางไฮดรอลิกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ดังนั้นเพื่อให้หลีกเลี่ยงการเกิดปัญหาสำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนขนาดเล็ก 1000 ลูกบาศก์ฟุต เปรียบเทียบกับ Standard Research Report พื้นที่ 3100 ลูกบาศก์ฟุต

ระบบการจัดการทางด้านพลังงานเกิดจาก การควบคุมอุณหภูมิเข้าสู่อุปกรณ์ โดยพลังงานที่เข้าสู่เตาเผา และการควบคุมอัตราการถ่ายเทความร้อนในฟลัดคอนเดนเซอร์ โดยอัตราการไหลของน้ำหล่อเย็น (Cooling water flowrate) ความร้อนของปฏิกิริยา และความร้อนที่เพิ่มเข้าไปในเตาเผา ถูกถ่ายไปยังฟลัดคอนเดนเซอร์ เพราะการออกแบบนี้เราไม่ต้องการทำบายพาส รอบๆ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ขั้นตอนที่ 4 กำหนดอัตราการผลิต (Set production rate)

ต้องตรวจสอบว่าตัวแปรใดมีผลกระทบต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาของเครื่องปฏิกรณ์ โดยพิจารณาสมการทางจลนพลศาสตร์ สำหรับปฏิกิริยาไอโซเมอร์ไรเซชัน เป็นความสัมพันธ์กันอย่างง่าย สำหรับกรณีผกผันไม่ได้ อัตราการเกิดปฏิกิริยาขึ้นอยู่กับค่าคงที่ของการที่ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้า ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ และความเข้มข้นของนอร์มัลบิวเทน

$$R = K_F V_R C_{nC4}$$

จากสมการนี้ พิจารณาได้ว่า มี 3 ตัวแปร ที่เป็นตัวแปรหลัก ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน และเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทนในเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก

ความดันมีผลต่ออัตราการผลิต ตลอดทั้งความเข้มข้นของสารตั้งต้นใน กระแสขาเข้า การดำเนินงานของเครื่องปฏิกรณ์ โดยปกติแล้ว ความดันของเครื่องปฏิกรณ์จะเข้าใกล้ขอบเขตของที่

ได้ออกแบบไว้ เราจำเป็นต้องรู้ว่าเราจะสามารถปรับความดัน เพื่อให้ได้อัตราการผลิตที่เปลี่ยนแปลงไปตามต้องการ เศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน ในกระแสเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก อยู่ที่ประมาณ 0.81 ด้วยเหตุนี้ การเปลี่ยนแปลงจำนวนมากในทางเข้าเครื่องปฏิกรณ์ เศษส่วนโมลจะทำให้เกิดความสับสนในการเปลี่ยนแปลงในตลอดทั้งสาย

จากสมการความสับสน $\frac{dr/r}{dT} = \frac{E_a}{RT^2}$ แสดงความสับสนถึงการเปลี่ยนแปลงในอัตรา

การเกิดปฏิกิริยา ที่ขึ้นกับอุณหภูมิตลอดทั้งพลังงานการกระตุ้น (Activation Energy) ในกรณีนี้ศึกษาว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น 20 % ต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 10 องศา ฟาเรนไฮด์ จึงค่อนข้างชัดเจนแล้วว่า อุณหภูมิเป็นตัวแปรหลักของอัตราการเกิดปฏิกิริยา ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ ความเข้มข้นของนอร์มัลบิวเทน และความเข้มข้นของไอโซบิวเทน

$$R = K_F V_R C_{n4} - K_R V_R C_{iC4}$$

ค่าพลังงานกระตุ้น ของปฏิกิริยาที่ผันกลับได้ ที่มีค่าสูงกว่า ปฏิกิริยาที่ดำเนินไปข้างหน้าเพียงอย่างเดียว กรณีเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน อุณหภูมิยังคงเป็นตัวแปรหลักสำหรับคุณภาพผลิตภัณฑ์ในเครื่องปฏิกรณ์ แต่ในทางตรงข้ามเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีของปฏิกิริยาผันกลับไม่ได้ ค่าคอนเวอร์ชันจะเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิต่ำ อย่างไรก็ตามเมื่ออุณหภูมิลดต่ำมาก ๆ อัตราการเกิดปฏิกิริยาทั้งคู่จะลดลง จนกระทั่งเราไม่สามารถบรรลุถึงอัตราการผลิตที่เป็นที่ต้องการได้

ด้วยเหตุนี้ ปฏิกิริยาที่ผันกลับได้ จะมีการเพิ่มที่รวดเร็วของอุณหภูมิมากกว่าปฏิกิริยาที่ดำเนินไปข้างหน้าเพียงอย่างเดียว ซึ่งเป็นเพียงตัวแปรเดียว แทนที่ความเข้มข้นของนอร์มัลบิวเทนและไอโซบิวเทน ก็เป็นตัวแปรหลัก อัตราการเกิดปฏิกิริยาเป็นความสับสนที่ถูกกำหนดโดยค่าคงที่สมดุล (Equilibrium constant)

$$K_{eq} = C_{iC4} / C_{n4}$$

ด้วยเหตุนี้ เราเลือกอุณหภูมิต่ำเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ ให้เป็นอัตราการผลิตผลิตภัณฑ์สำหรับกรณีที่ผันกลับไม่ได้ อย่างไรก็ตาม สำหรับกรณีที่ผันกลับได้ เราต้องดูว่าตัวแปรใดมีผลต่อสัดส่วนของนอร์มัลบิวเทนต่อไอโซบิวเทน ในกระแสการรีไซเคิล

สำหรับกรณีนี้เราไม่มีหน่วยการควบคุมสำหรับเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งความเข้มข้นขึ้นกับการดำเนินงานในส่วนอื่นๆ ของกระบวนการ สังเกตการตั้งค่าอัตราการผลิต พร้อมกับตัวแปรต่างๆ ที่เครื่องปฏิกรณ์ หรือภายในกระบวนการที่การไหลของกระแสป้อนใหม่ ต้องใช้ที่สภาวะคงตัว ทางเลือกสำหรับระบบควบคุม จะทำในขั้นที่ 6 7 และ 8 ซึ่งจะทำให้ทราบความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการผลิต และอัตราการไหลของการป้อนสารตั้งต้นในกระแสป้อนใหม่

ขั้นตอนที่ 5 ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์และจัดการกับข้อจำกัดทางด้านความปลอดภัย สิ่งแวดล้อม และการปฏิบัติงาน (Control product quality and handle safety, operational and environmental constraints)

ผลิตภัณฑ์สุดท้ายของไอโซบิวเทน คือส่วนที่กลั่นออกมาจากหอกลั่นดีไอบี และต้องการรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์โดยยอมให้มีนอร์มัลบิวเทนอยู่ได้ 2 โมลเปอร์เซ็นต์ ไม่สามารถทำอะไรได้สำหรับสิ่งเจือปนโพรเพน อย่างไรก็ตาม โพรเพนก็ยังอยู่ในกระแสป้อนใหม่ ซึ่งจำเป็นต้องเอาออกจากกระแสผลิตภัณฑ์ เพราะการแยกนั้น เป็นการรวมถึงสองไอโซเมอร์สำหรับโพรไฟด์ของอุณหภูมิ จะแบนราบในหอกลั่นดีไอโซบิวเทนในเซอร์

ทางเลือกของตัวแปรปรับนั้น เพื่อควบคุมนอร์มัลบิวเทนในกระแสผลิตภัณฑ์ที่หอกลั่นดีไอโซบิวเทนในเซอร์ สามารถเป็นได้ทั้งอัตราการไหลของรีฟลักซ์ อัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์และภาระความร้อนของเครื่องต้มซ้ำ แต่รีฟลักซ์เรทโอมีค่าสูง ในหอกลั่นดีไอโซบิวเทนในเซอร์ การควบคุมระดับของเหลวในรีฟลักซ์ดรัมโดยการใส่กระแสที่ออกด้านบนหอกลั่น อาจจะไม่ได้อผล โดยเฉพาะ ถ้ากระแสนั้นต้องนำไปใช้ยังกระบวนการอื่นๆ อีกต่อไป

ถ้าเลือกใช้อัตราการไหลกระแสรีฟลักซ์ เพื่อควบคุมระดับของเหลวในรีฟลักซ์ดรัม ต้องควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ของกระแสออกด้านบนหอกลั่นด้วยการปรับอัตราการไหลของกระแสนั้น เหตุผลคือ อัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์นั้นจะมีผลกับอัตราการผลิต ซึ่งเป็นอิสระจากในเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งการเลือกใช้ในกรณีนี้เราสมมติว่ากระแสของผลิตภัณฑ์ จะส่งไปที่หน่วยเก็บ ซึ่งหมายความว่า ถ้ามีการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์จำนวนมาก ก็ไม่ได้เป็นสิ่งสำคัญ เป็นเหตุให้กระแสออกด้านบนหอกลั่นดีไอโซบิวเทนในเซอร์สามารถใช้ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ได้

สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบอ้างอิงนี้ พิจารณา ผลตอบสนองต่อการเปลี่ยนแปลงในอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์ด้วยภาระความร้อนของเครื่องต้มซ้ำ ใส่เข้าไปเพื่อควบคุมนอร์มัลบิวเทน ที่เป็นสิ่งเจือปนในกระแสผลิตภัณฑ์ ซึ่งคล้ายเป็นทางเลือกที่ไม่ดี เพราะ ต้องการควบคุมสิ่งที่อยู่ด้านบนสุดของหอกลั่น ด้วยการปรับเปลี่ยนตัวแปรที่อยู่ใกล้กับกันห่อ แต่การเปลี่ยนแปลงของไอนั้นมีผลกระทบตลอดทั้งภาคในหอกลั่นอย่างรวดเร็ว

สำหรับการจัดการทางด้านสิ่งแวดล้อม เพื่อหลีกเลี่ยงความดันสูง จึงควบคุมความดันของเครื่องปฏิกรณ์ โดยการควบคุมความดันของฟลัดคอนเดนเซอร์

ขั้นที่ตอนที่ 6 กำหนดให้การไหลของสารในทุกลูประไซเคิลมีค่าคงที่ ควบคุมระดับและความดัน (Fix a flow in every recycle loop and control inventories (pressures and levels))

มีทางเลือกเพียงสองอย่าง คือ วาล์วที่กั้นหอกลั่นดีไอโซบิวทะไนเซอร์ หรือ วาล์วกระแสด้านบนของหอกลั่นเพิร์จ สำหรับการกำหนดการไหลในลูประไซเคิล แต่ละอย่างก็ดำเนินการได้ดี หลีกเลี้ยงตัวรบกวนที่หน่วยล่างของกระบวนการ ซึ่งการพิคค่าของอัตราการไหลของหอกลั่นเพิร์จ ไม่ได้เป็นเป็นจุดสำคัญของคุณภาพผลิตภัณฑ์ เราเลือกแล้วที่จะพิคค่า อัตราการไหลของกระแสด้านบนที่เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งคือกระแสที่ออกจากหอกลั่นเพิร์จด้านบน (Purge column distillate flow) เพื่อทำให้มีตัวรบกวนค่าน้อยที่สุด ในอุณหภูมิและความดันของเครื่องปฏิกรณ์

เราต้องควบคุมความดันของหอกลั่นทั้งสอง ซึ่งจะทำได้อย่างดีที่สุดโดยการปรับ อัตราการไหลของน้ำหล่อเย็นในรีฟลักซ์ดรัม มีระดับของเหลวที่จะต้องทำการควบคุมทั้งหมด 4 อย่าง คือ หอกลั่นดีไอโซบิวทะไนเซอร์ ควบคุมระดับของเหลวในรีฟลักซ์ดรัม โดยการปรับอัตราการไหลของกระแสที่ออกจากหอกลั่นทางด้านบน เราจำเป็นต้องควบคุมระดับในหอกลั่นดีไอบี และในหอกลั่นเพิร์จ รีฟลักซ์ดรัม และ เครื่องต้มซ้ำ

ทางเลือกที่พิคค่าอัตราการไหลกระแสที่ออกด้านบนของหอกลั่นเพิร์จหรือกระแสการรีไซเคิลนั้นทำให้ต้องเผชิญกับปัญหาที่ว่า จะทำอย่างไรเพื่อที่จะควบคุมระดับของเหลวในรีฟลักซ์ดรัมของหอกลั่นเพิร์จ ซึ่งทางเลือกขั้นต้น ได้แก่ อัตราการไหลของรีฟลักซ์ หรือ ภาวะความร้อนของเครื่องต้มซ้ำ ในโครงสร้างอ้างอิงเลือกภาวะความร้อนของเครื่องต้มซ้ำ เพราะอัตราการไหลของรีฟลักซ์ นั้นมีความสัมพันธ์เพียงเล็กน้อยกับไอ ซึ่งมาจากด้านบนของคอลัมน์ จากกฎของริชาร์ดสัน (Richardson Rule) ซึ่งได้กล่าวไว้ว่าเราเลือกกระแสที่มีขนาดใหญ่ที่สุด

อัตราการไหลของกระแสที่ออกจากด้านล่างของหอกลั่นเพิร์จ มีค่าค่อนข้างน้อย ดังนั้นจึงไม่ใช่การดีนักที่จะนำมาใช้ควบคุมระดับของเหลวในหม้อต้มซ้ำ ซึ่งเป็นเหตุผลเช่นเดียวกับที่ได้กล่าวไว้ข้างต้น จึงพิจารณาควบคุมระดับของเหลวในหม้อต้มซ้ำของหอกลั่นเพิร์จด้วยกระแสที่ออกจากกันหอกลั่นดีไอโซบิวทะไนเซอร์ เพราะมีขนาดของกระแสที่มากกว่าเมื่อเทียบกับกระแสที่ออกจากกันหอกลั่นเพิร์จ

สิ่งที่ยังเหลืออยู่คือระดับของเหลวในหอกลั่นดีไอโซบิวทะไนเซอร์ ซึ่งมีวาล์วเพียงแค่นั้น ตัวที่ยังเหลืออยู่ นั่นคือ วาล์วของกระแสป้อนใหม่ที่เข้าสู่หอกลั่น กระแสป้อนใหม่เป็นของเหลวและมีจำนวนภาคเพียงแค่ 20 ภาค ระหว่างกระแสป้อนใหม่กับตำแหน่งของเครื่องต้มซ้ำ ดังนั้นการควบคุมระดับของเหลวในเครื่องต้มซ้ำของหอกลั่นดีไอบี โดยการปรับวาล์วกระแสป้อนใหม่จึงเป็นไปได้ ระดับของเหลวในเครื่องต้มซ้ำเป็นเครื่องแสดงปริมาณของนอร์มัลบิวเทนในกระบวนการ

ขั้นตอนที่ 7 ตรวจสอบสมดุลส่วนประกอบ (Check component balances)

เพื่อระบุว่าส่วนประกอบทางเคมีที่เข้ามา ออกไป เกิดขึ้นใหม่หรือที่ใช้ไปในกระบวนการนั้น เป็นอย่างไร ทำให้แน่ใจได้ว่าสมดุลส่วนประกอบทั้งหมดสำหรับกระบวนการนั้นสอดคล้องกับทาง ปฏิกริยาหรือกระแสที่ทางออกโดยการหาองค์ประกอบของส่วนประกอบหรือการมีอยู่ของสารที่ บางจุดในกระบวนการ ส่วนประกอบสารเฉื่อยที่เบา สารเฉื่อยระหว่างปฏิกริยา (Intermediate) และสารเฉื่อยที่หนักต้องมีเส้นทางที่ออกจากระบบ สารตั้งต้นต้องถูกใช้หมดในสวนที่เกิดปฏิกริยา หรือออกไปเป็นสารเจือปนอยู่ในกระแสผลิตภัณฑ์ กระแสสารตั้งต้นที่ป้อนเดิมเข้าไปใหม่จะถูก ปรับเพื่อควบคุมองค์ประกอบสารป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์หรือองค์ประกอบของกระแสหมุนเวียน (หรือเพื่อคงความดันหรือระดับไว้) กระแสสารปล่อยทิ้งจะสามารถใช้เพื่อควบคุมปริมาณของสาร ปนเปื้อนที่จุดเดือดสูงหรือต่ำในกระแสหมุนเวียนได้

สมดุลส่วนประกอบบ่อยครั้งยากที่จะทำได้ ขึ้นอยู่กับลักษณะทางจลนพลศาสตร์และ ปฏิกริยาในระบบ บ่อยครั้งที่มีผลต่อตัวแปรที่สามารถใช้กำหนดอัตราการผลิตหรืออัตราในเครื่อง ปฏิกรณ์

ตารางที่ 4.1 แสดงสมดุลมวลสารของกระบวนการไอโซเมอ์ไรเซชันบิวเทนแบบปฏิกริยา ผันกลับไม่ได้

องค์ประกอบ	ขาเข้า	การเกิดขึ้น	ขาออก	การใช้ไป	การสะสมควบคุมโดย
โพรเพน (C3)	กระแสป้อน เข้า	0	กระแสผลิต ภัณฑ์	0	จัดการด้วยตัวควบคุม คุณภาพผลิตภัณฑ์
ไอโซบิวเทน (iC4)	กระแสป้อน เข้า	$K_F V_R C_{nC4}$	กระแสผลิต ภัณฑ์	0	ควบคุมด้วยตัวควบคุม คุณภาพผลิตภัณฑ์
นอร์มัลบิวเทน (nC4)	กระแสป้อน เข้า	0	0	$K_F V_R C_{nC4}$	การวัดระดับของเหลวใน เครื่องต้มซ้ำของหอกลั่น ดีโอบี
ไอโซเพนเทน (iC5)	กระแสป้อน เข้า	0	กระแสเพิร์จ	0	จัดการตัวเองด้วยองค์ ประกอบที่เปลี่ยนแปลง ในสายเพิร์จ

ขั้นตอนที่ 8 ควบคุมหน่วยปฏิบัติการแต่ละหน่วย (Control individual unit operations)

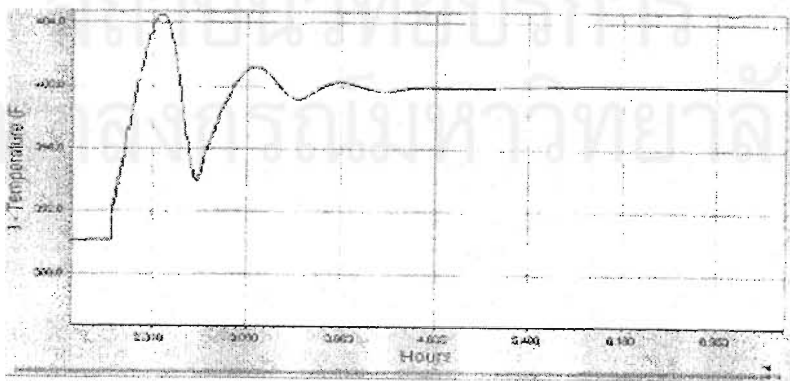
เป็นการกำหนดดูผลการควบคุมที่จำเป็นต่อการทำงานในแต่ละหน่วยปฏิบัติการ โดยการควบคุมวาล์วที่เหลือ คือ อัตราการไหลของกระแสฟลักซ์ ในแต่ละหอกถัน

ขั้นตอนที่ 9 ทำออปติไมซ์ทางด้านเศรษฐศาสตร์และปรับปรุงความสามารถในการควบคุมเชิงพลวัต (Optimize economics or improve dynamic controllability)

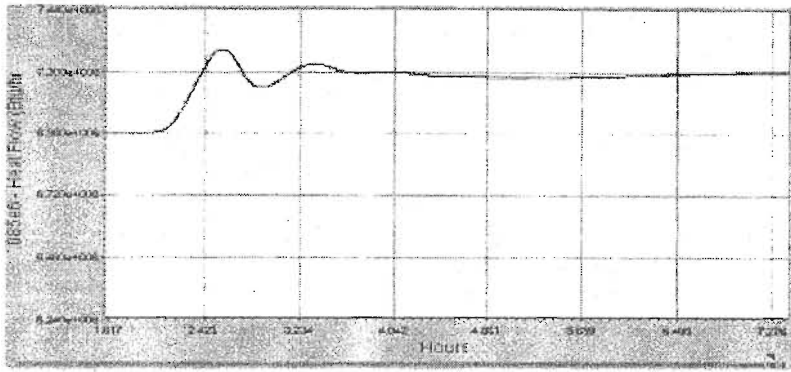
เป็นการกำหนดวิธีที่ดีที่สุดในการใช้ของสารเคมีที่มีอยู่ หลังจากทีสอดคล้องกับทุกความต้องการที่เป็นข้อกำหนดพื้นฐานแล้ว โดยทั่วไปจะมองสารเคมีที่เพิ่มขึ้นมาที่เกี่ยวข้องกับวาล์วควบคุมที่ไม่ได้ใช้และค่าเป้าหมายในเครื่องควบคุมบางเครื่องที่สามารถจะปรับได้ สิ่งเหล่านี้สามารถใช้เพื่อออปติไมซ์สมรรถนะกระบวนการทางเศรษฐศาสตร์ที่สภาวะคงตัว (เช่น ลดพลังงานให้น้อยลง เพิ่มความสามารถเลือกให้เพิ่มขึ้น) หรือเพื่อปรับปรุงการตอบสนองทางพลวัต

ผลการควบคุมโครงสร้างอ้างอิงหนังสือแบบที่ 1

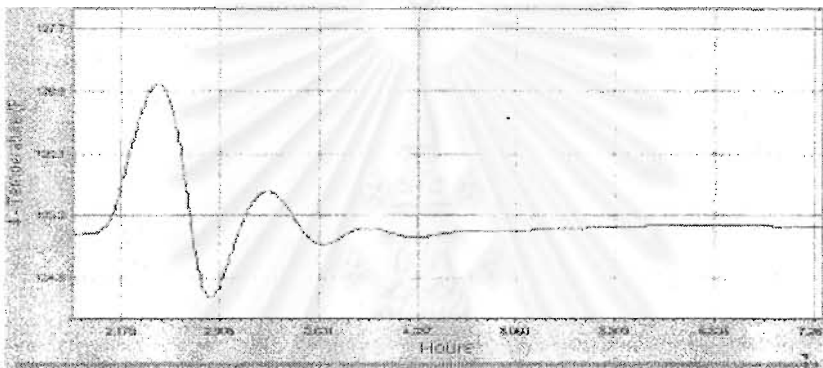
กรณีศึกษาที่ 1 เมื่ออุณหภูมิเข้าสู่อุปกรณ์แบบอะเดียบาติกเพิ่มขึ้น 400 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลา 2 ชั่วโมง



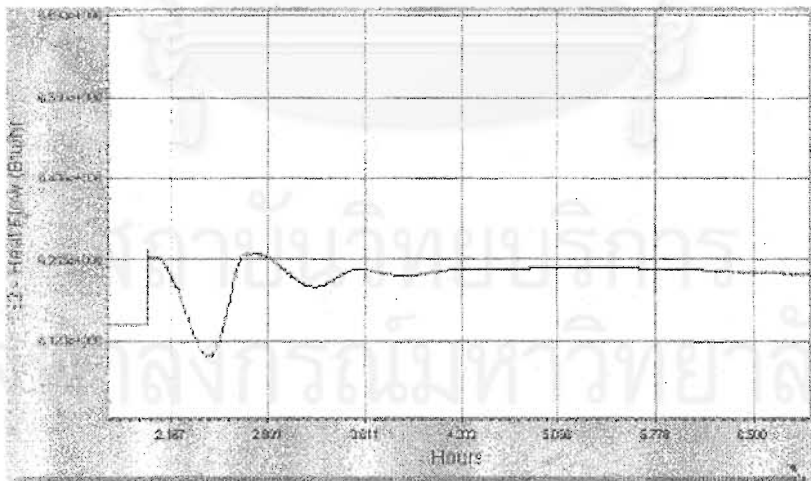
รูปที่ 4.3 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าสู่อุปกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก



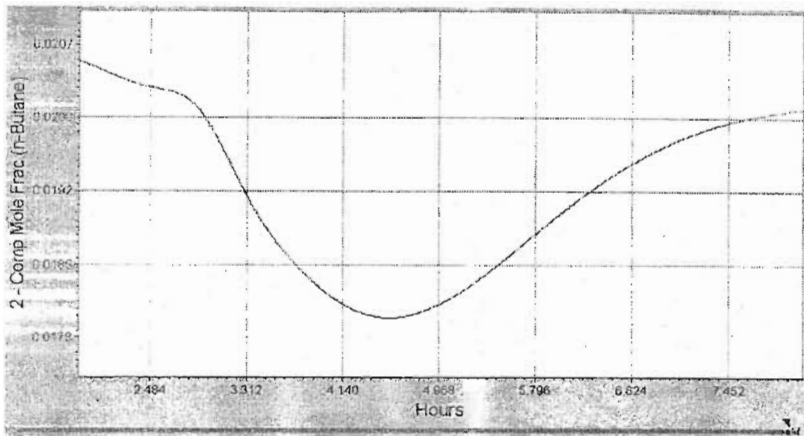
รูปที่ 4.4 ผลการตอบสนองของความร้อนป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก



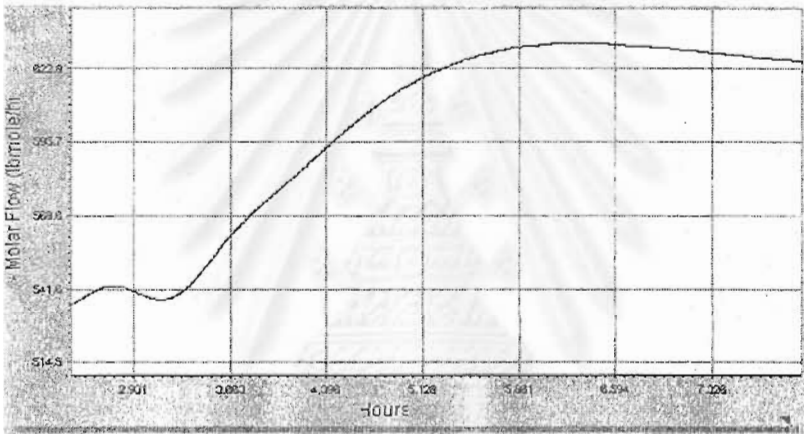
รูปที่ 4.5 ผลการควบคุมอุณหภูมิกระแสนอกจากปลัดคอนเดนเซอร์



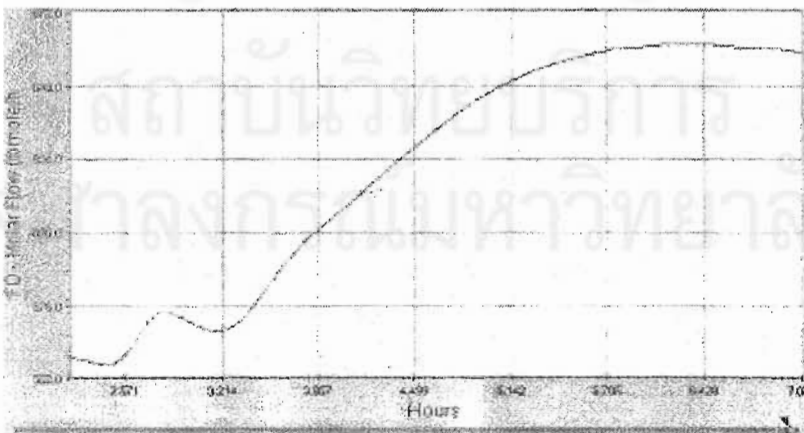
รูปที่ 4.6 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



รูปที่ 4.7 ผลการตอบสนองเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน



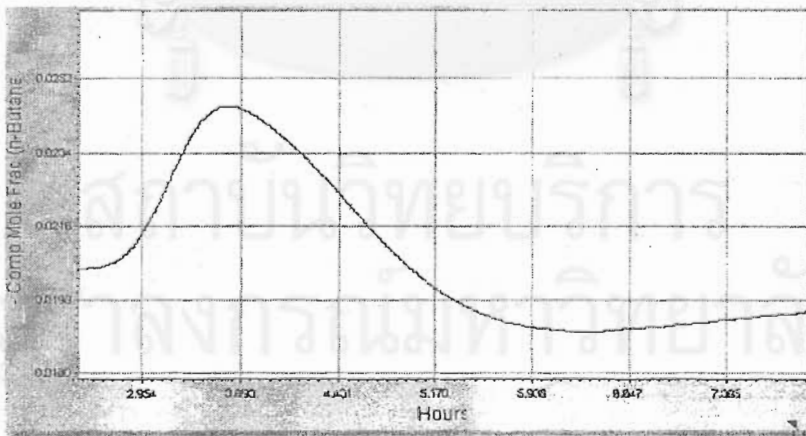
รูปที่ 4.8 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์



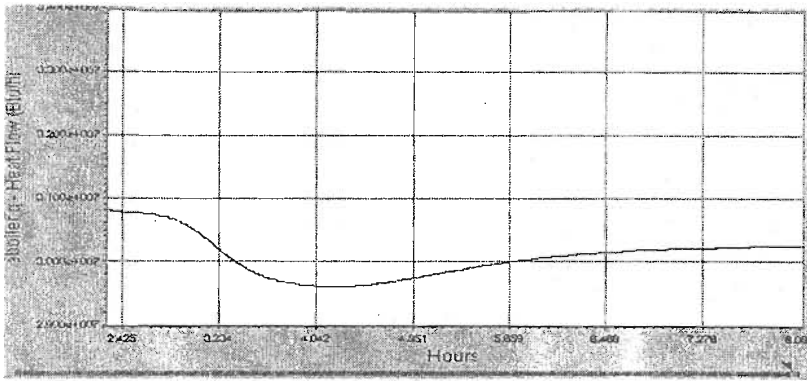
รูปที่ 4.9 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

จากผลการทดสอบด้วยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลา 2 ชั่วโมง พบว่าผลการตอบสนองของกราฟความร้อนที่ป้อนเข้าสู่เตาเผามีแนวโน้มของกราฟเช่นเดียวกับกราฟอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก และไม่ว่าอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกจะเพิ่มขึ้นเท่าไร หน่วยของฟลักคอนเดนเซอร์จะต้องควบคุมอุณหภูมิขาออกจากหน่วยนี้ให้อยู่ที่ 125 องศาฟาเรนไฮด์ โดยในช่วงแรกเมื่อเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์ หน่วยของฟลักคอนเดนเซอร์จะมีอุณหภูมิสูงขึ้นถึงประมาณ 126.5 องศาฟาเรนไฮด์ จึงเป็นผลให้เกิดการจัดการพลังงานที่มากขึ้นดังรูปที่ 4.6 เมื่อพิจารณารูปที่ 4.7 ซึ่งเป็นกราฟแสดงผลการตอบสนองของเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทนพบว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นในช่วงแรกพบว่าค่าเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทนจะมีค่าที่ต่ำลง เพราะวาระบวนการมีการเปลี่ยนเป็นไอโซบิวเทนมากขึ้น ทำให้เศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทนในกระแสของผลิตภัณฑ์มีค่าน้อย และเนื่องด้วยเหตุนี้ทำให้ค่าพลังงานความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบีมีค่าสูงมากขึ้น ซึ่งส่งผลในแนวโน้มที่สอดคล้องกับอัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์ คือ อัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์ มีค่าเพิ่มขึ้นจาก 550 ปอนด์/โมล/ชั่วโมง เป็น 630 ปอนด์/โมล/ชั่วโมง และจากการที่มีค่าพลังงานป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบีมากๆ ย่อมส่งผลต่อระดับของของเหลวในหม้อต้มซ้ำในทางที่ลดระดับลง จึงต้องมีการดึงกระแสป้อนใหม่เข้ามาเพื่อไม่ให้ระดับของเหลวในหอกลั่นแห้ง

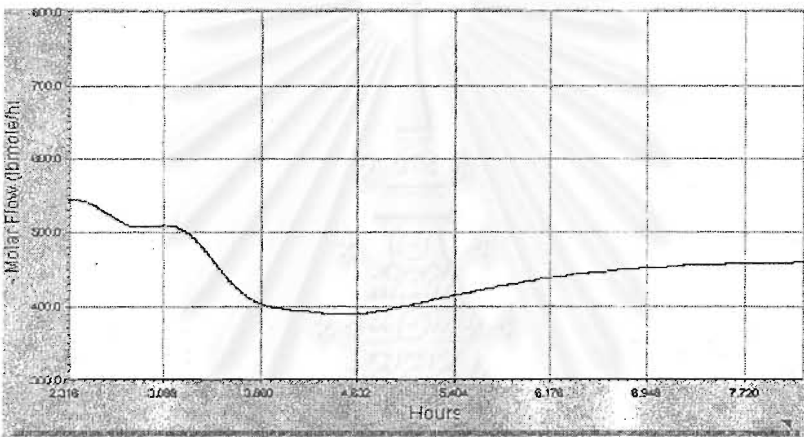
กรณีศึกษาที่ 2 เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของสายรีไซเคิลจาก 870 ปอนด์/โมล/ชั่วโมง เป็น 1000 ปอนด์/โมล/ชั่วโมง



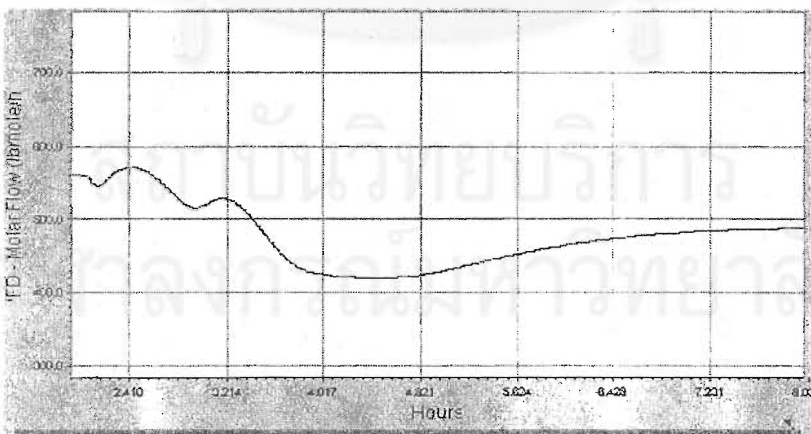
รูปที่ 4.10 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน



รูปที่ 4.11 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หม้อต้มน้ำไอน้ำ



รูปที่ 4.12 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์

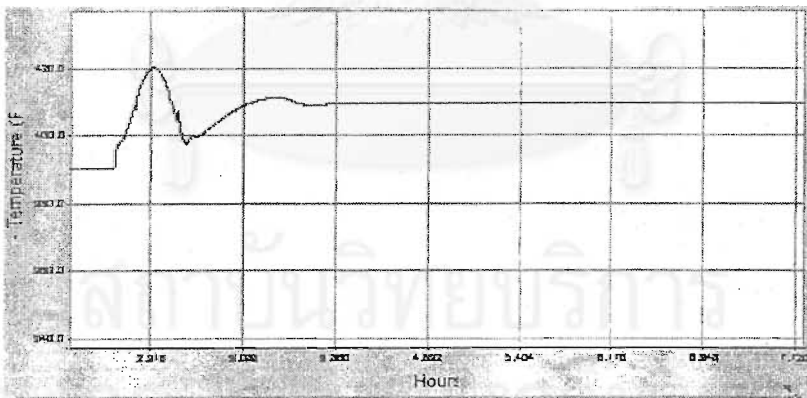


รูปที่ 4.13 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

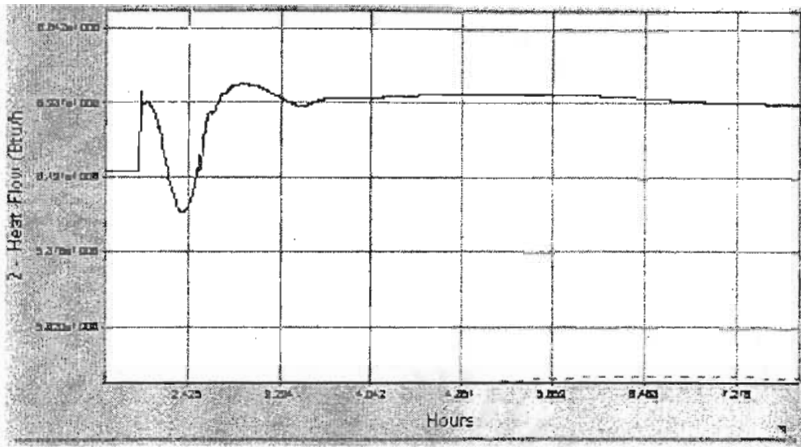
จากผลการทดสอบเมื่อเพิ่มปริมาณกระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*ไมล/ ชั่วโมง ที่เวลา 2 ชั่วโมง ซึ่งการเพิ่มกระแสการรีไซเคิล ก็เหมือนการเพิ่มอัตราการไหลเข้าสู่กระบวนการ ส่งผลให้หอกลั่นดีไอบี รับภาระมากขึ้น ซึ่งเราต้องการรักษาความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่อยู่บนยอดหอดีไอบี ดังนั้นจึงมีไอโซบิวเทนออกมาที่ด้านล่างมาก เป็นผลให้มินอร์มีล บิวเทน กลับเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกน้อย ส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยามีค่าน้อยตามไปด้วย

สำหรับผลการตอบสนองของพลังงานความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบีนั้นจะมีค่าต่ำลงเพราะการเปลี่ยนเป็นไอโซบิวเทนน้อย และค่าของอัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์มีค่าต่ำลงเพราะเศษส่วนโมลของนอร์มีล บิวเทนเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกมีค่าน้อย และเมื่อพลังงานความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบีมีค่าน้อยย่อมส่งผลให้การดึงกระแสป้อนใหม่น้อยลงด้วยเนื่องจากพลังงานที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบีน้อย ย่อมมีผลต่อระดับของเหลวที่ก้นหอก กล่าวคือระดับของเหลวที่ก้นหอกจะมีปริมาณที่สูง ดังนั้นกระบวนการจึงต้องตอบสนองในทางที่ลดอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

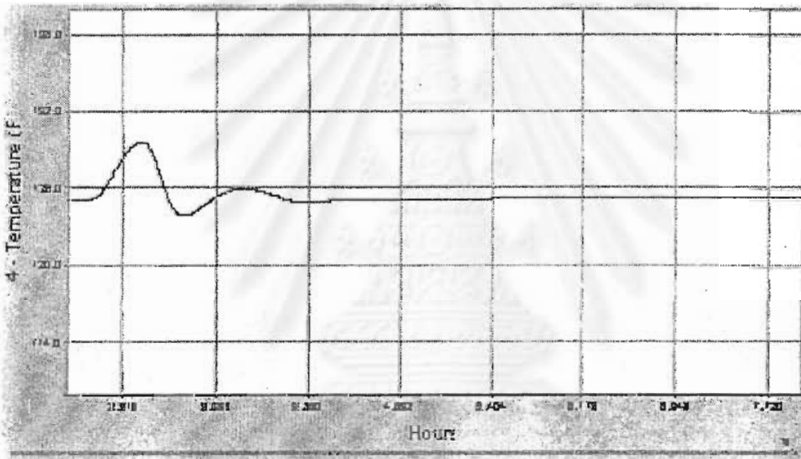
กรณีศึกษาที่ 3 เพิ่มรบกวนกระบวนการโดยการเพิ่ม อุณหภูมิขาเข้าเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็น 409.5 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลา 2 ชั่วโมง



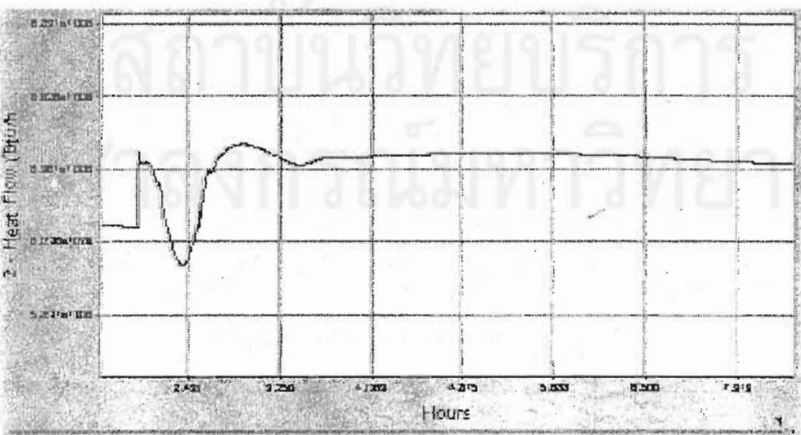
รูปที่ 4.14 ผลการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก



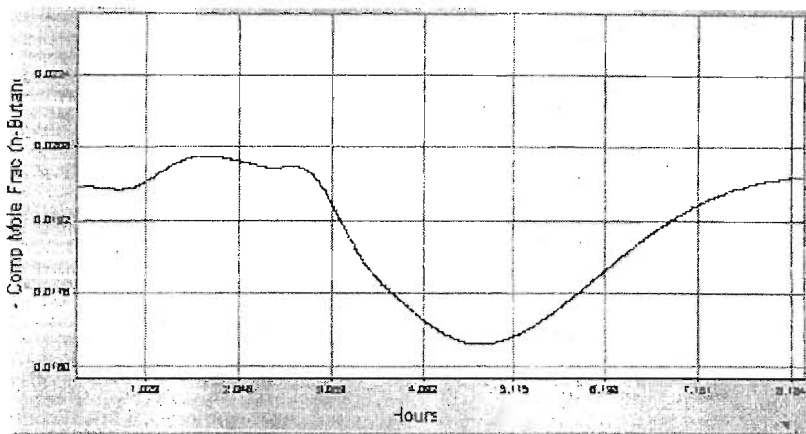
รูปที่ 4.15 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าเตาเผา



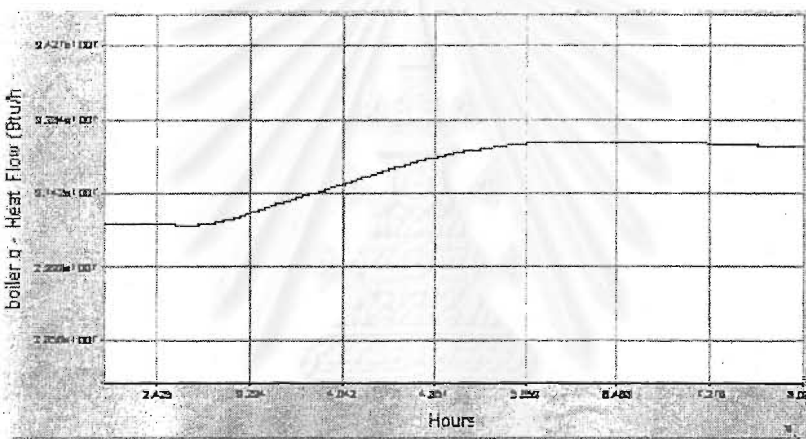
รูปที่ 4.16 ผลการควบคุมอุณหภูมิกระแสออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



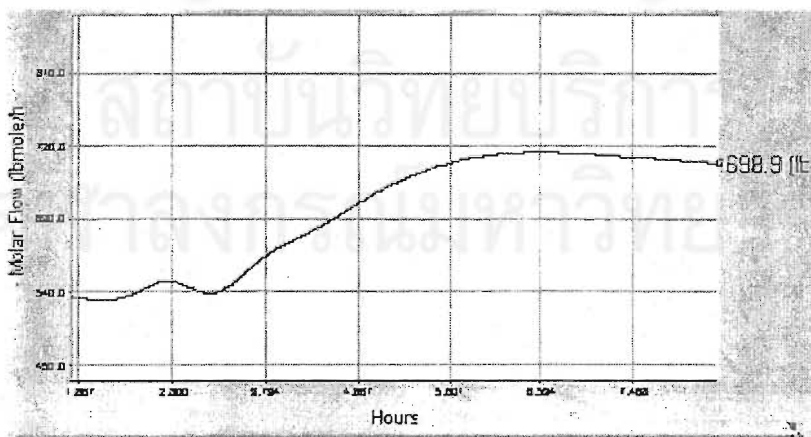
รูปที่ 4.17 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



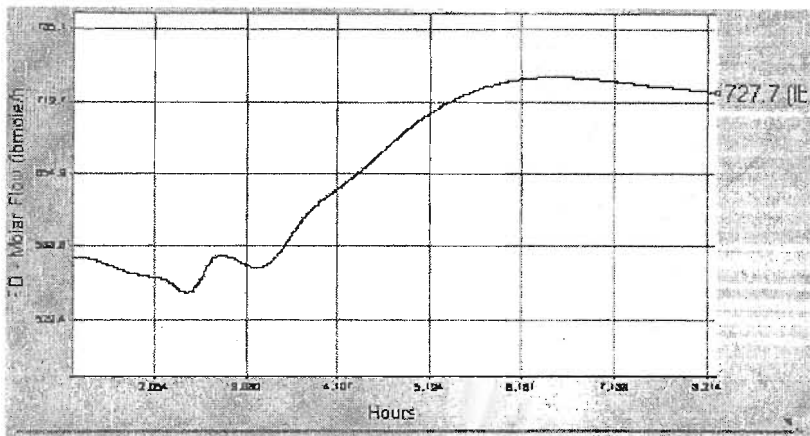
รูปที่ 4.18 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน



รูปที่ 4.19 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบี



รูปที่ 4.20 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์



รูปที่ 4.21 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

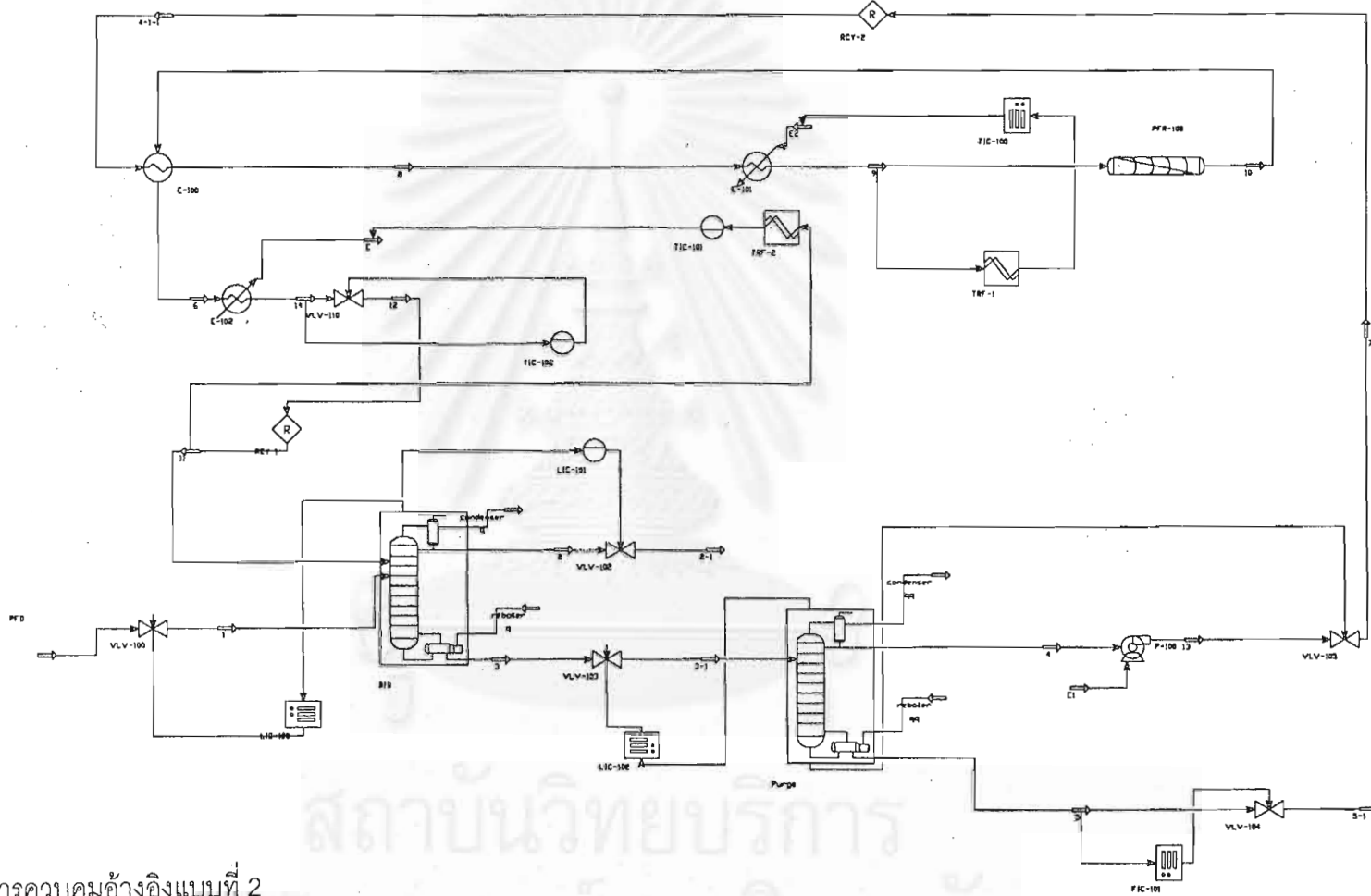
จากผลการทดสอบด้วยการรบกวนกระบวนการทางพลังงานโดยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์เป็น 409.5 องศาฟาเรนไฮด์ พบว่าให้ผลการตอบสนองของทุกกราฟมีแนวโน้มในทิศทางเดียวกับ การเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์เป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ มีเพียงค่าอัตราการผลิตของกระแสของผลิตภัณฑ์ที่มีค่าสูงขึ้นเป็น 698.9 ปอนด์*โมล / ชั่วโมง

ในทางกลับกันเมื่อทดสอบกระบวนการด้วยการรบกวนกระบวนการด้วยการเพิ่มปริมาณกระแสรีไซเคิลซึ่งเป็นการรบกวนทางด้านมวลสารนั้น พบว่าเมื่อเพิ่มปริมาณกระแสรีไซเคิลในกระบวนการจะส่งผลให้กระบวนการมีอัตราการผลิตกระแสผลิตภัณฑ์ที่ต่ำลง

สำหรับแนวทางในการเพิ่มอัตราการผลิต สามารถทำได้โดยการแก้ไขโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1 นั่นคือการเพิ่มตัวควบคุมแบบสัดส่วนระหว่างรีฟลักซ์ของหอกลั่นดีไอบีกับอัตราการไหลของกระแสป้อนกลับ ดังแสดงในรายละเอียดต่อไปนี้

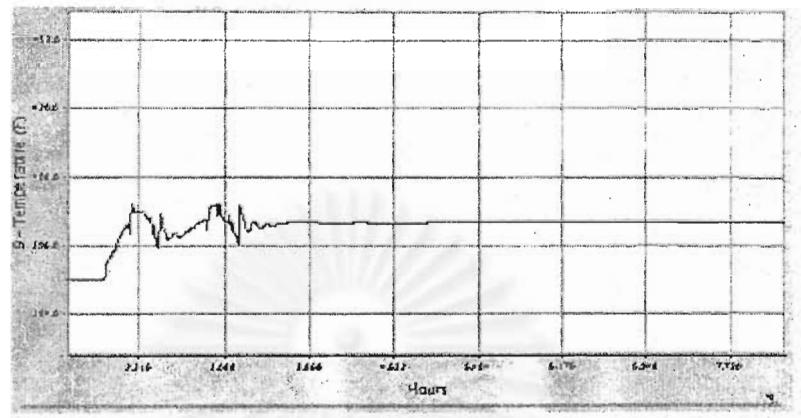
สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2

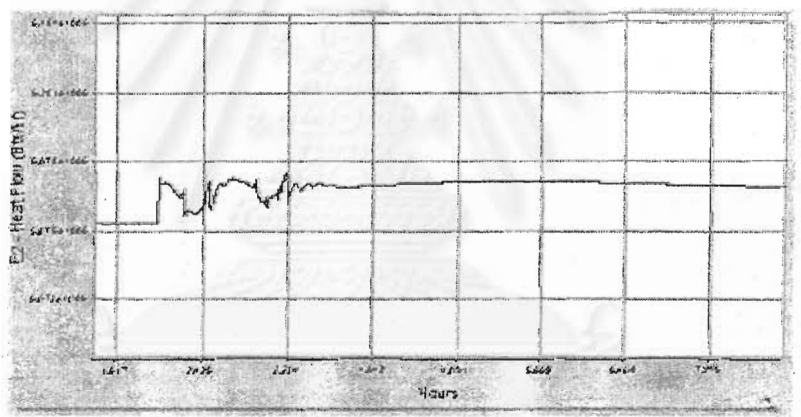


รูปที่ 4.22 โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2

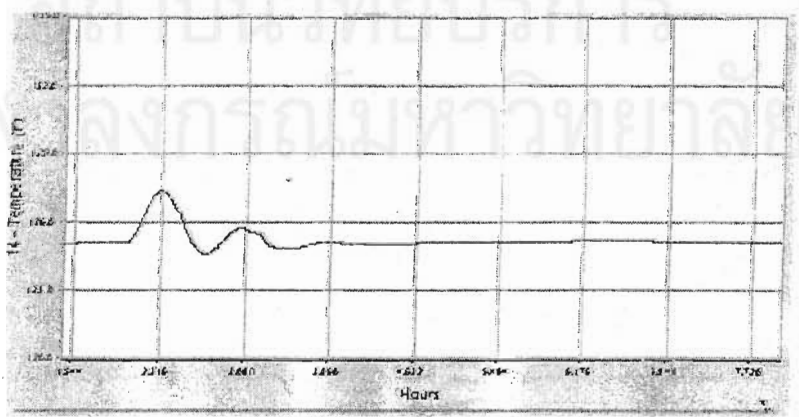
กรณีศึกษาที่ 1 เมื่อระบบควบคุมกระบวนการด้วยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์



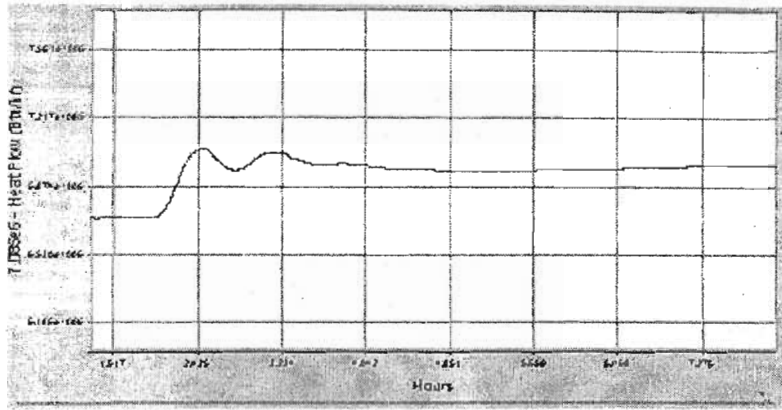
รูปที่ 4.23 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก



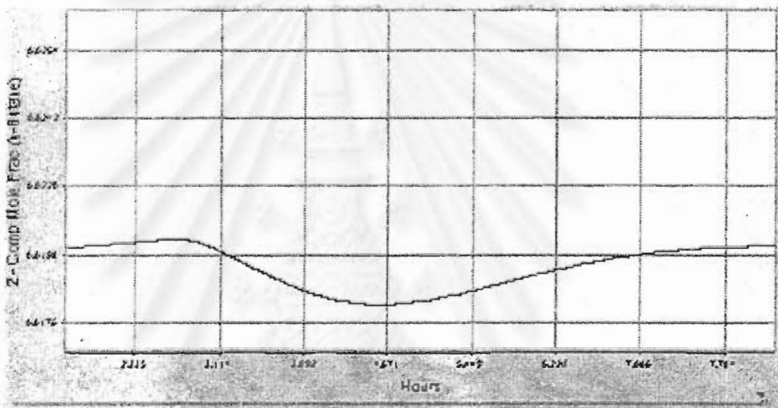
รูปที่ 4.24 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าเตาเผา



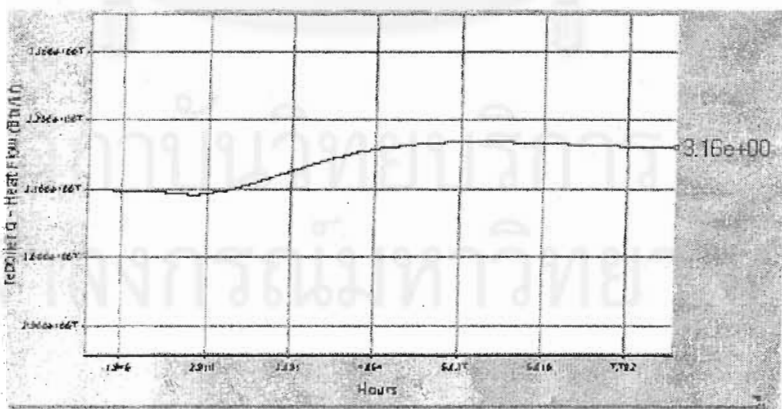
รูปที่ 4.25 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิออกจากปลัต์คอนเดนเซอร์



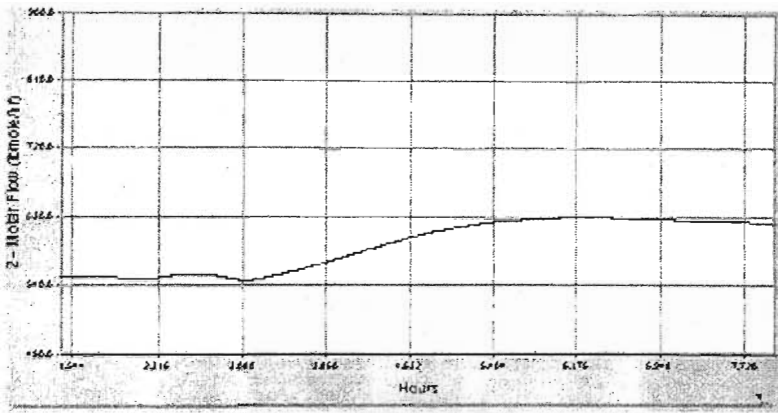
รูปที่ 4.26 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากฟลัดคอนเดนเซอร์



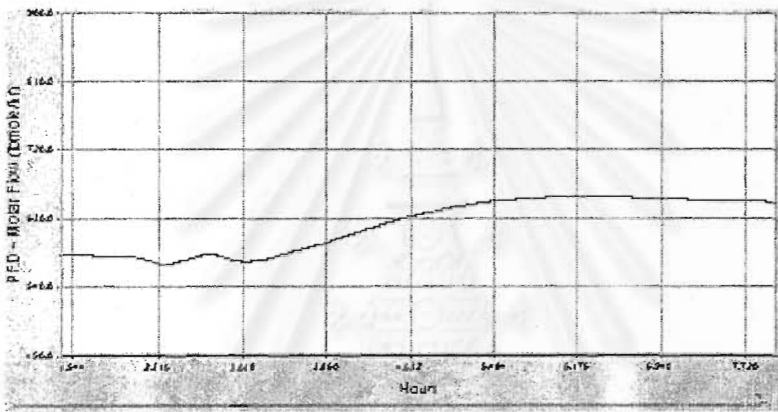
รูปที่ 4.27 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน



รูปที่ 4.28 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี

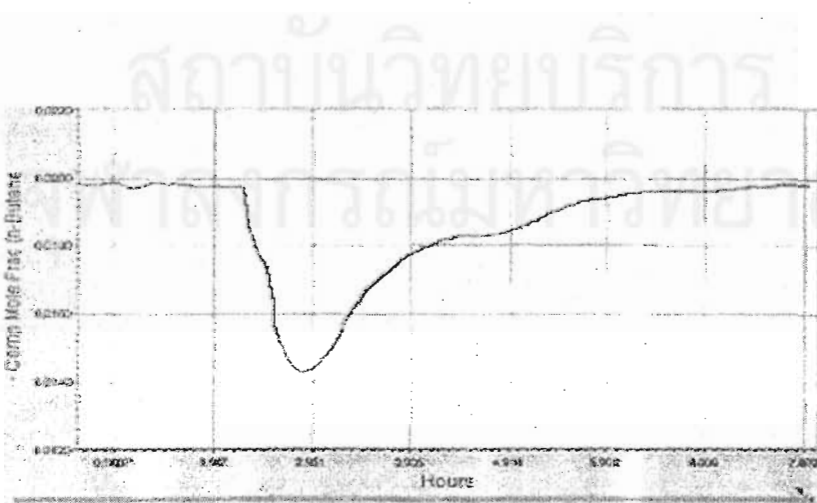


รูปที่ 4.29 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์

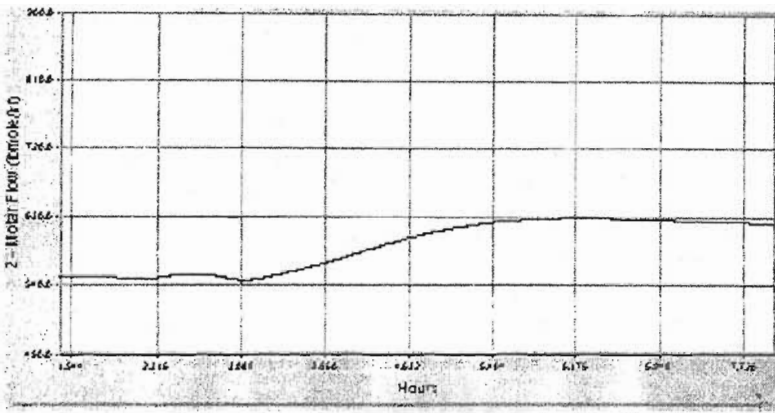


รูปที่ 4.30 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

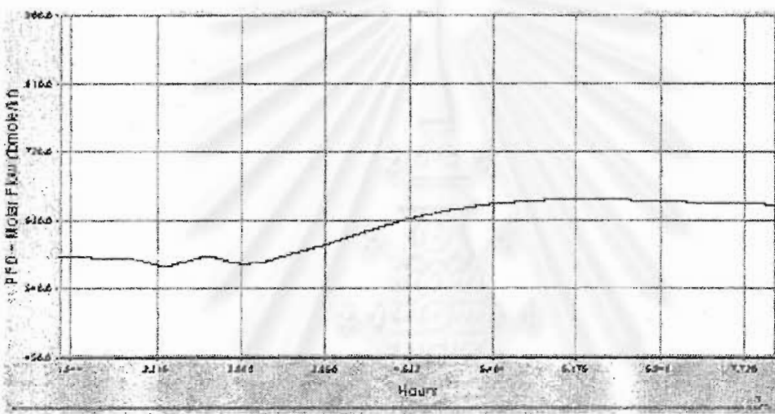
กรณีศึกษาที่ 2 รบกวนกระบวนการด้วยการเพิ่มอัตราการไหลกระแสรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*ไมล/ชั่วโมง



รูปที่ 4.31 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลวิวเทน

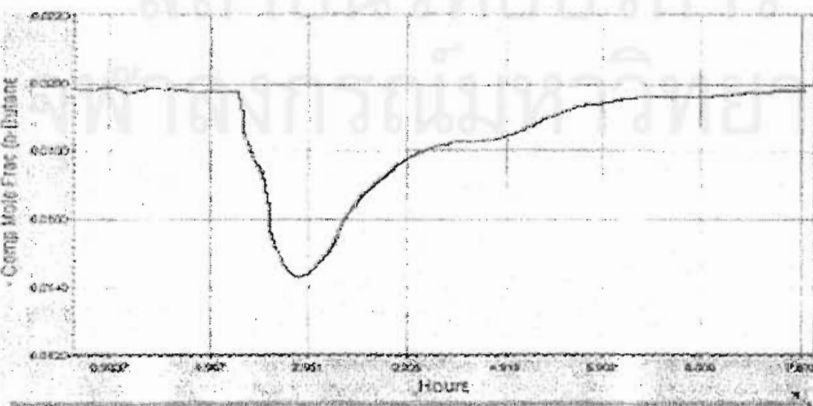


รูปที่ 4.29 ผลการตอบสนองของอัตราการใช้กระแสผลิตภัณฑ์

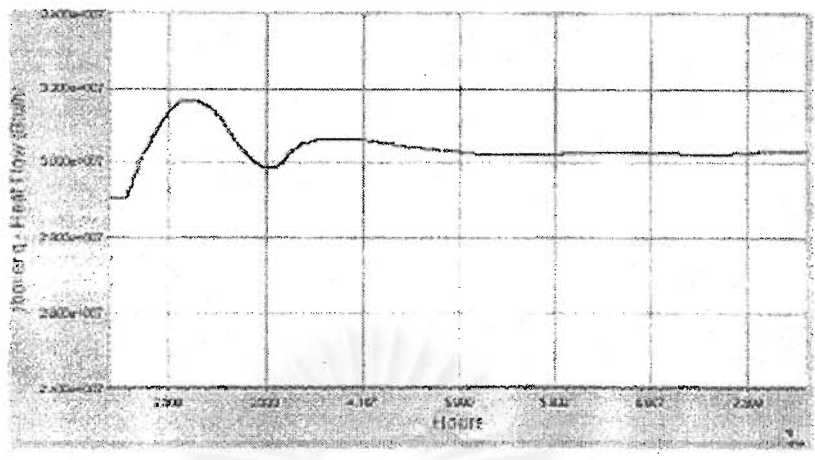


รูปที่ 4.30 ผลการตอบสนองของอัตราการใช้กระแสเปลี่ยนใหม่

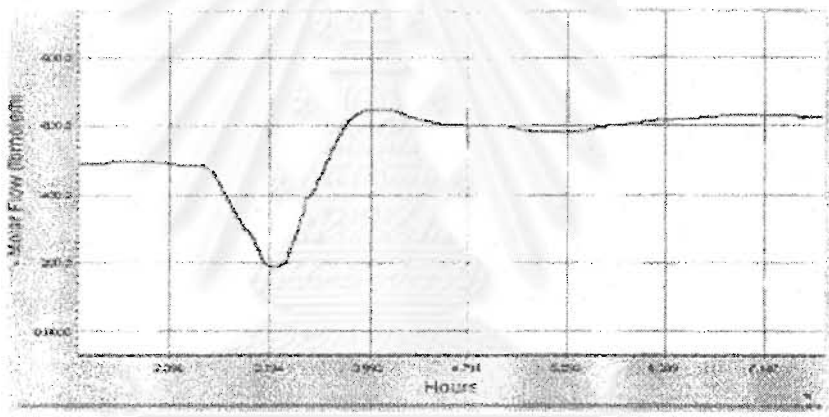
กรณีศึกษาที่ 2 ควบคุมกระบวนการด้วยการเพิ่มอัตราการใช้กระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*ไมล์/ชั่วโมง



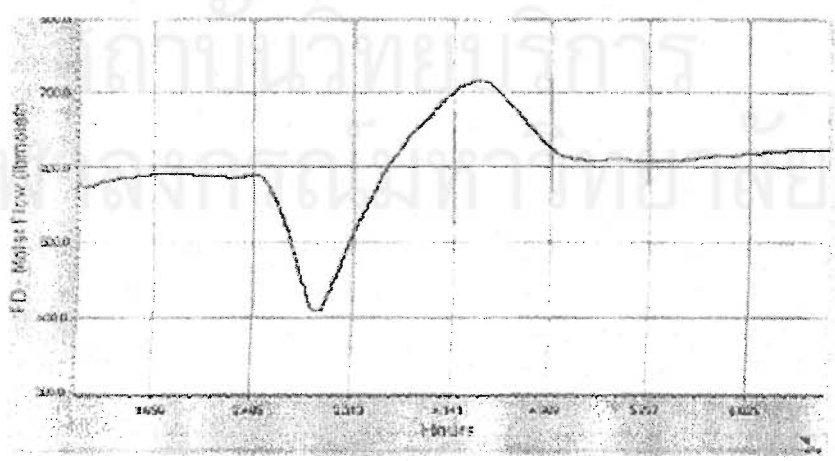
รูปที่ 4.31 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน



รูปที่ 4.32 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี

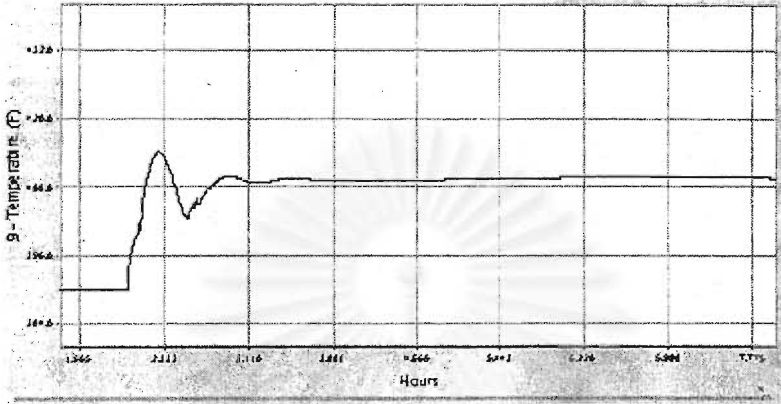


รูปที่ 4.33 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์

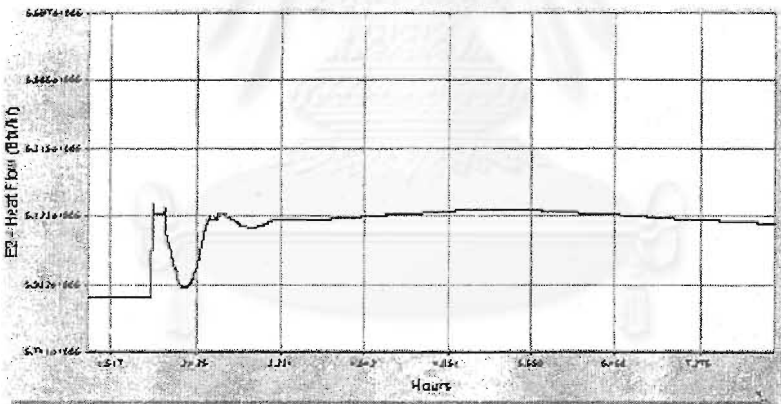


รูปที่ 4.34 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสป้อนใหม่

กรณีศึกษาที่ 3 ระบบกระบวนการด้วยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก เป็น 409.5 องศาฟาเรนไฮด์

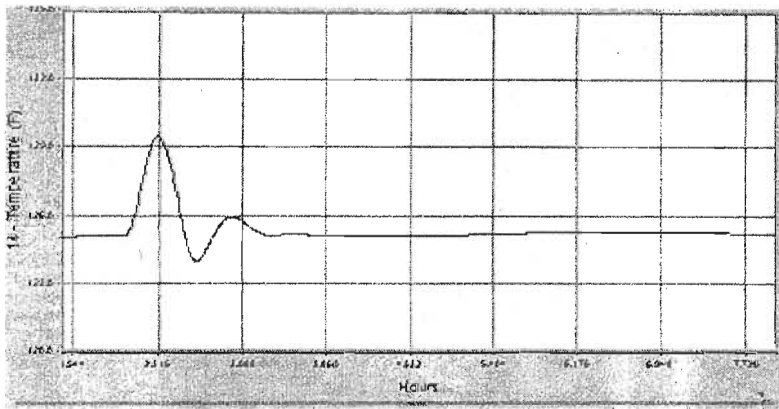


รูปที่ 4.35 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก

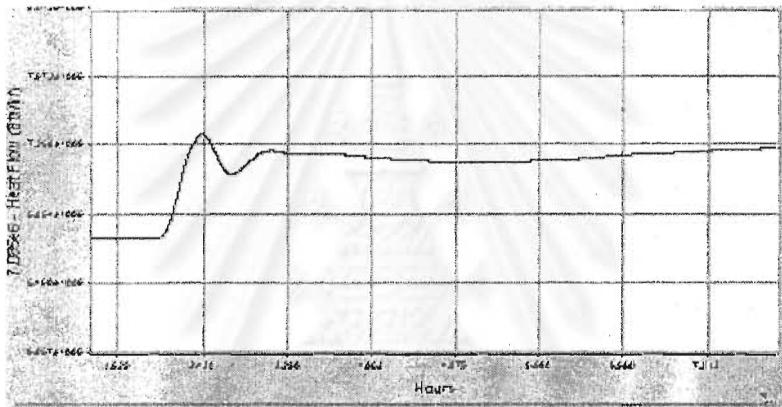


รูปที่ 4.36 ผลการตอบสนองของความร้อนเข้าเตาเผา

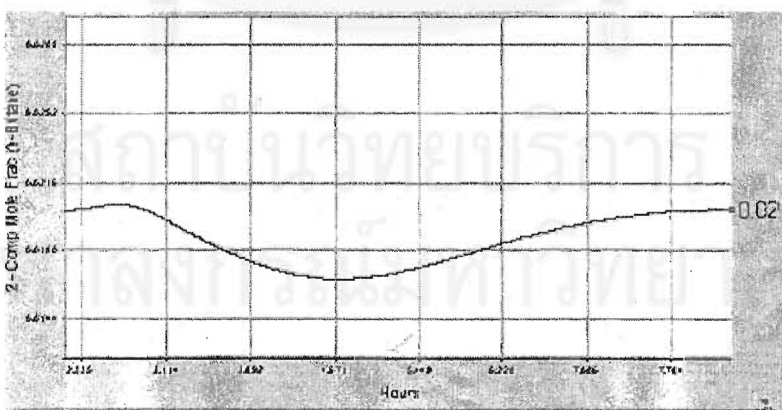
สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



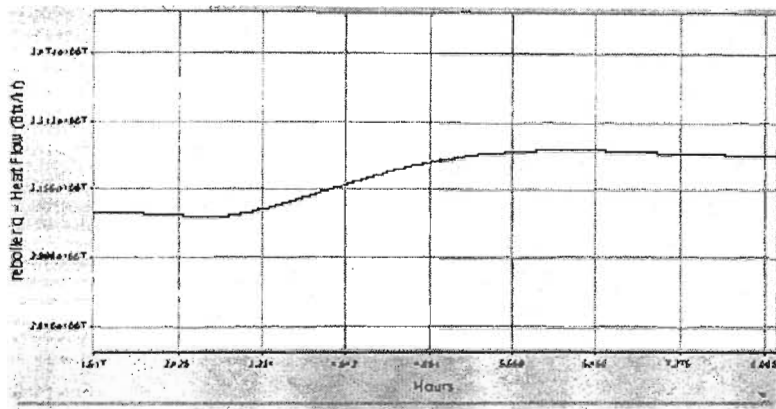
รูปที่ 4.37 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



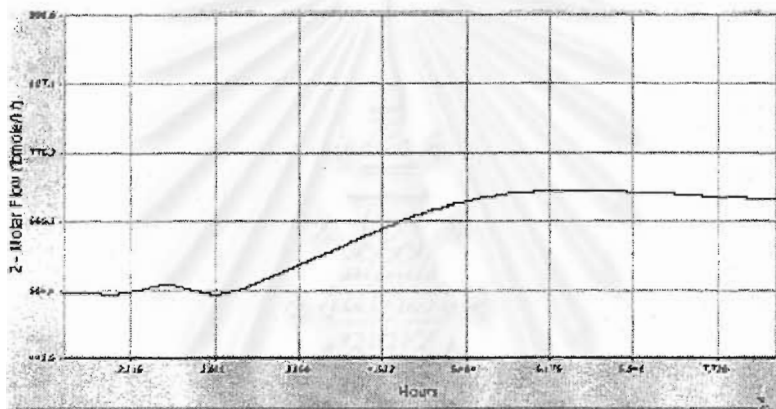
รูปที่ 4.38 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



รูปที่ 4.39 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน



รูปที่ 4.40 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี



รูปที่ 4.41 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์



รูปที่ 4.42 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสป้อนใหม่

จากผลการทดสอบการรบกวนกระบวนกรด้วยการเพิ่มอุณหภูมิขาเครื่องปฏิกรณ์เคมี เป็น 409.5 องศาฟาเรนไฮด์ ให้ผลคล้ายกับการทดสอบการรบกวนกระบวนกรด้วยการเพิ่ม อุณหภูมิขาเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์

และเมื่อรบกวนกระบวนกรทางด้านมวลสารด้วยการเพิ่มปริมาณอัตราการใช้ของ กระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*โมล/ชั่วโมง พบว่าตัวควบคุมแบบสัดส่วนนี้เพิ่มค่าของอัตรา การไหลในกระแสฟลักซ์ในหอกลั่นดีไอบี ในอัตราส่วนเดียวกับการเพิ่มปริมาณอัตราการใช้ของ กระแสการรีไซเคิล ซึ่งเป็นการทำให้สัดส่วนของการเพิ่มปริมาณกระแสในหอกลั่น และภาวะที่เข้าสู่ หอกลั่นเป็นสัดส่วนที่เท่ากัน ดังนั้นที่กันหอกลั่นดีไอบี จึงไม่มีปริมาณสารนอร์มัลบิวเทนในปริมาณ ที่น้อย จึงทำให้อัตราการผลิตกระแสผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 5

การออกแบบโครงสร้างการควบคุม

5.1 บทนำ

โครงสร้างการควบคุมที่เหมาะสมจะมีความสำคัญต่อประสิทธิภาพในการควบคุม สำหรับขั้นตอนการออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมนั้น ในปัจจุบันยังไม่มีกฎเกณฑ์การออกแบบที่แน่นอน แต่มีการเสนอวิธีการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการไว้หลายวิธี เช่น การเลือกโครงสร้างการควบคุมตามแนวทางของการควบคุมหน่วยผลิตเดียว เลือกจากค่าที่คำนวณจากภาวะคงตัวของกระบวนการเลือกจากการแบ่งระดับความสำคัญของการดำเนินกระบวนการ

งานวิจัยนี้เป็นการออกแบบโครงสร้างการควบคุมสำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนโดยใช้หลักการของแพลนท์ไวด์ ซึ่งเป็นการออกแบบที่พิจารณากระบวนการทุกหน่วยย่อยแล้วจึงทำการเลือกจับคู่ตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุม หลักการของแพลนท์ไวด์นั้นให้ความสำคัญกับการควบคุมทางพลังงานก่อนการควบคุมปริมาณสาร แตกต่างจากการควบคุมยุคเก่าที่มักเลือกวงควบคุมที่เกี่ยวข้องกับปริมาณสารในกระบวนการก่อนการพิจารณาการควบคุมพลังงานที่ใช้ในกระบวนการ

สำหรับงานวิจัยนี้ มีการออกแบบโครงสร้างการควบคุม 3 แบบ โดยเปรียบเทียบกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงหนังสือควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวด์ของลูเบน (Plantwide Process Control) ในปี ค.ศ. 1998

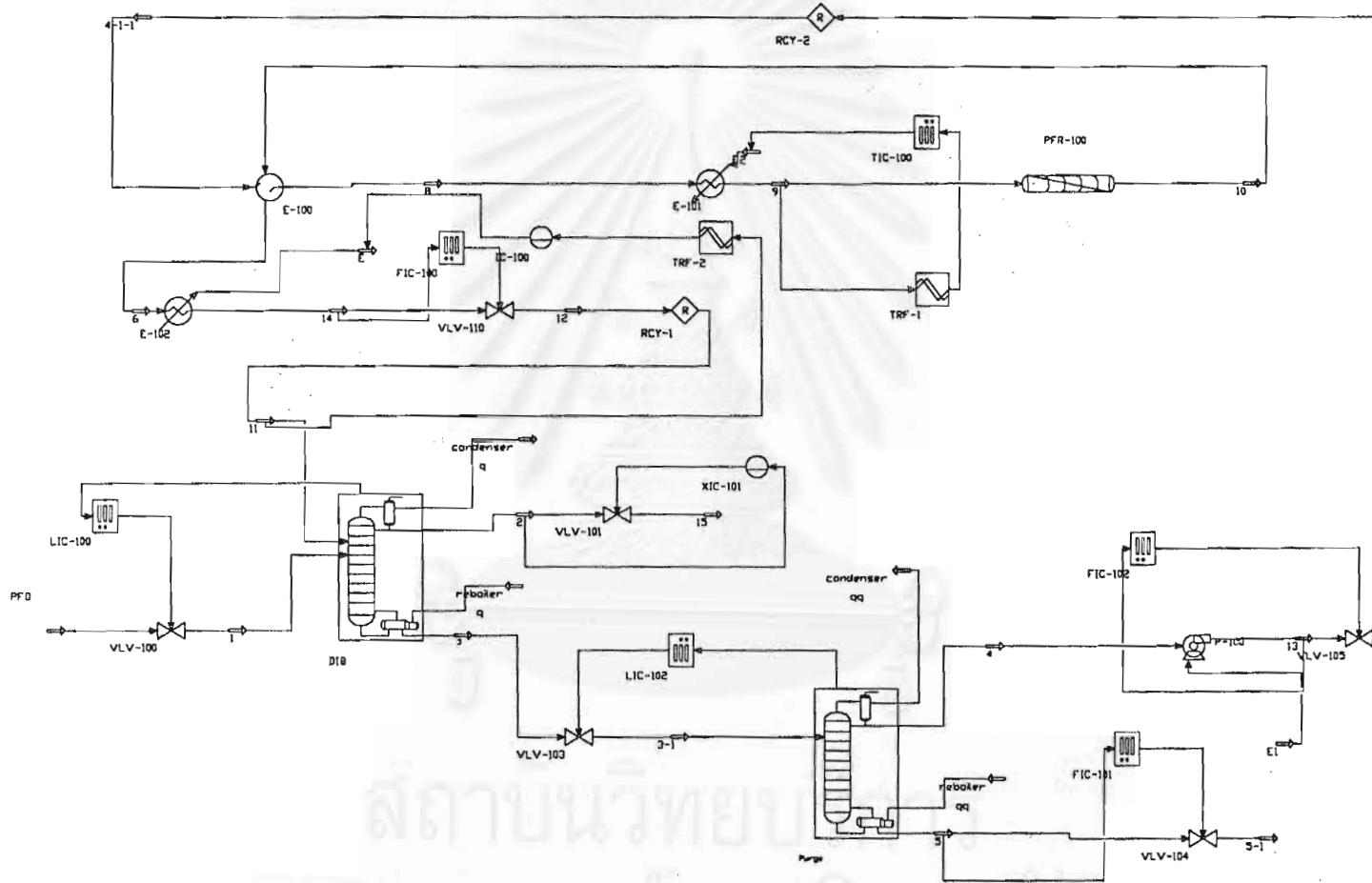
โครงสร้างระบบควบคุมที่ 1 เป็นโครงสร้างการควบคุมที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วยอัตราการไหลของสารผลิตภัณฑ์ ซึ่งข้อดีของกระบวนการนี้คือ ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ค่อนข้างสูง แต่อัตราการผลิตไม่ใช่ค่าที่ตรงตามเป้าหมาย แต่โครงสร้างนี้สามารถยอมรับได้เนื่องจากกำหนดให้กระแสของผลิตภัณฑ์มิได้ถูกส่งไปเป็นกระแสป้อนสำหรับกระบวนการอื่น แต่มีสิ่งรองรับ ได้แก่ ถึงขนาดใหญ่ โดยสำหรับโครงสร้างนี้เป็นการปรับปรุงโครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1

โครงสร้างระบบควบคุมที่ 2 เป็นโครงสร้างการควบคุมที่เน้นเกี่ยวข้องกับการจัดการทางด้านการลดผลกระทบของสายรีไซเคิลเมื่อเกิดความป่วนแปรมวลสาร โดยการปรับปรุงโครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 2 โดยเป็นการควบคุมอุณหภูมิภายในถาดของหอกลั่นเพิร์จที่มีผลกระทบต่ออัตราการผลิตในหอกลั่นนั้น โดยการปรับกระแสที่ออกด้านบนหอกลั่น

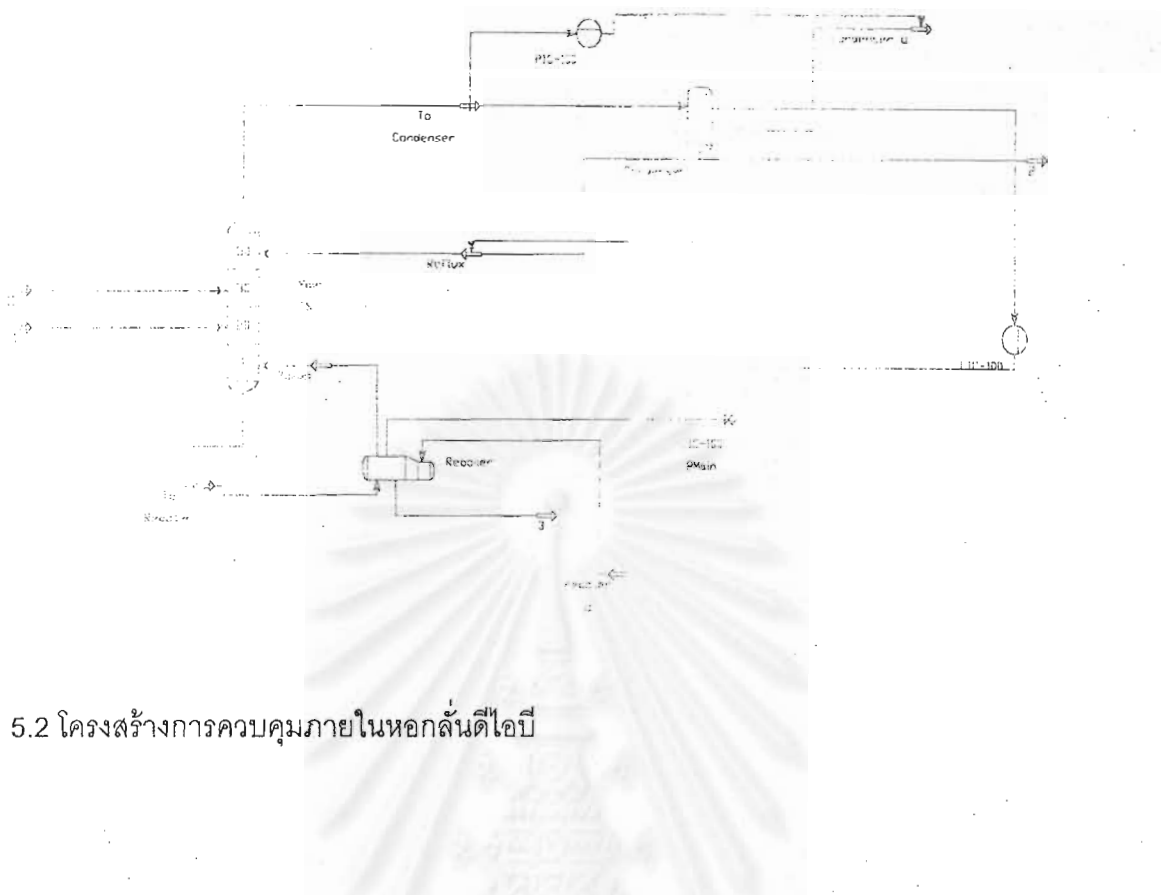
ส่วนโครงสร้างระบบควบคุมที่ 3 เกี่ยวข้องกับการจัดการด้านการลดผลกระทบของกระแส
รีไซเคิลโดยทางอ้อม เป็นการควบคุมอุณหภูมิภายในถาดหอกลิ้นเพิร์จที่มีผลกระทบต่ออัตราการผลิต
ในหอกลิ้นนั้นกับกระแสที่ออกจากถาดหอกลิ้นเพิร์จ



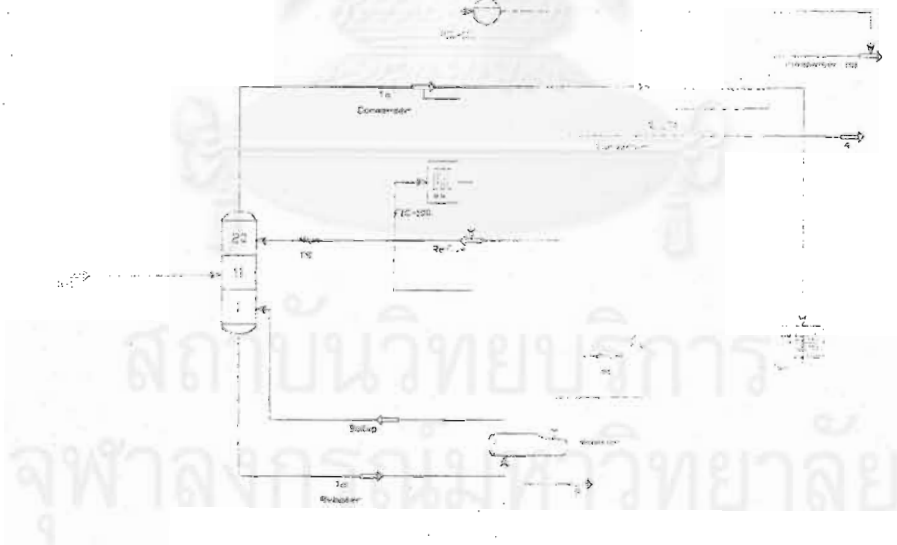
5.2 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1



รูปที่ 5.1 โครงสร้างการควบคุมกระบวนการไอโซเมอไรเซชันนิวเทนแบบที่ 1

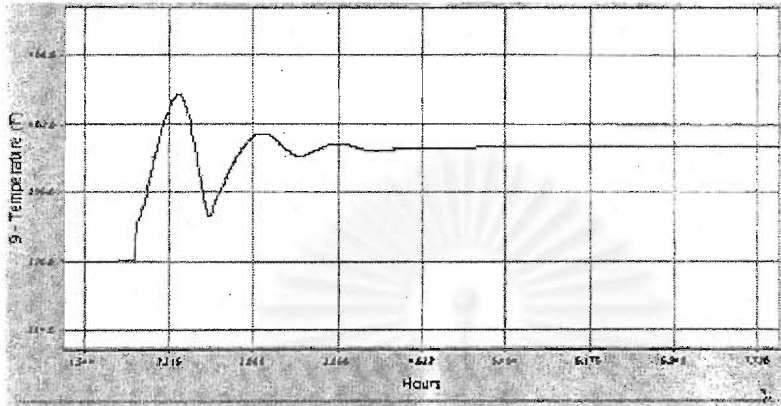


รูปที่ 5.2 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นดีไอบี



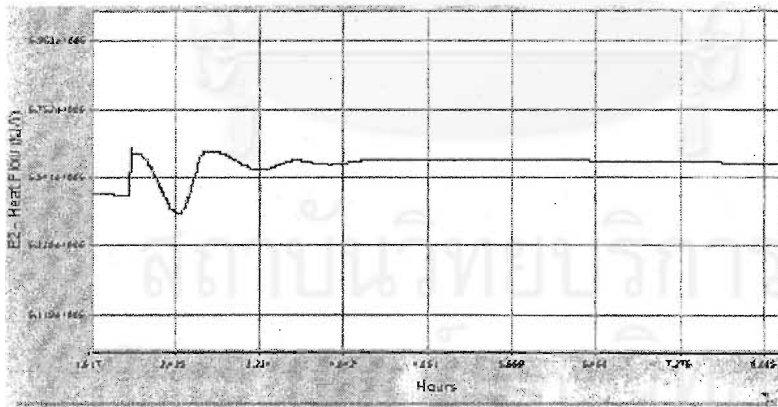
รูปที่ 5.3 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นเพิร์จ

กรณีศึกษาที่ 1 เมื่อระบบควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติกเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลา 2 ชั่วโมง



รูปที่ 5.4 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก

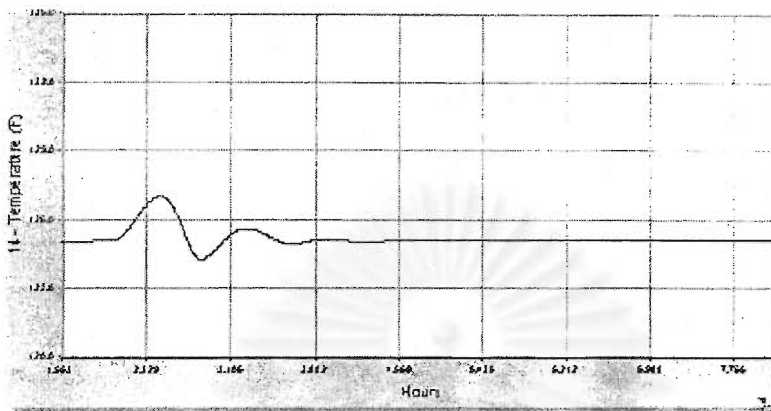
พิจารณาจากรูปที่ 5.4 ได้ตัวรบกวนกระบวนการโดยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลา 2 ชั่วโมง พบว่าพีคของกราฟขึ้นสูง 404 องศาฟาเรนไฮด์ก่อนที่จะค่อยๆ ลดลงจนเข้าสู่ค่าเป้าหมายที่ 400 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลาประมาณ 3.7 ชั่วโมง



รูปที่ 5.5 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่เตาเผา

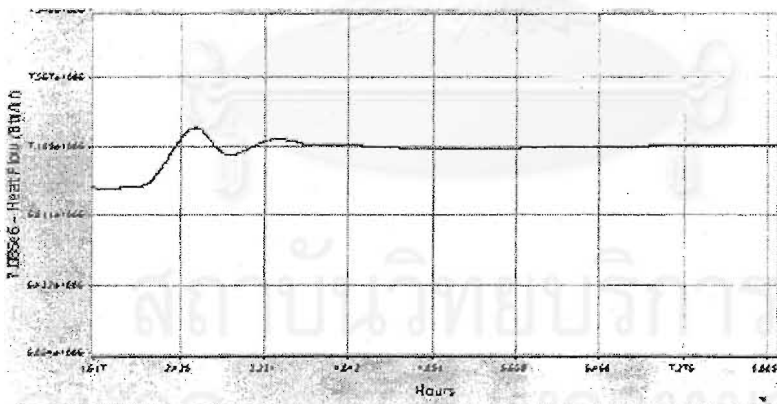
พิจารณารูปที่ 5.5 เป็นกราฟแสดงผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่เตาเผา สังเกตได้ว่าเมื่อได้ตัวรบกวนระบบคือเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกนั้น

ลงค่าของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่เตาเผาต้องมีค่าลดลงด้วย โดยค่าพิกสูงสุดจะอยู่ที่ประมาณ 6.27 MM Btu/h) และเข้าสู่ค่าเป้าหมายที่เวลาประมาณ 4 ชั่วโมง



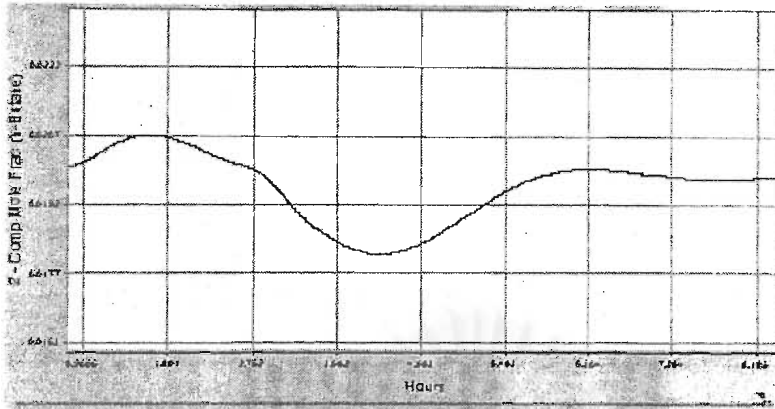
รูปที่ 5.6 ผลการควบคุมอุณหภูมิกระแสออกจากปลัดคอนเดนเซอร์

พิจารณารูปที่ 5.6 ค่าอุณหภูมิขาออกจากหน่วยหล่อเย็นจะมีค่าสูงขึ้นในช่วงแรกเนื่องจากในช่วงแรกนั้นมีค่าความร้อนเข้าสู่กระบวนการมาก จากนั้นกระบวนการจะปรับค่าลงมาลงสู่ค่าเป้าหมายเดิม ที่เวลาประมาณ 3 ชั่วโมง



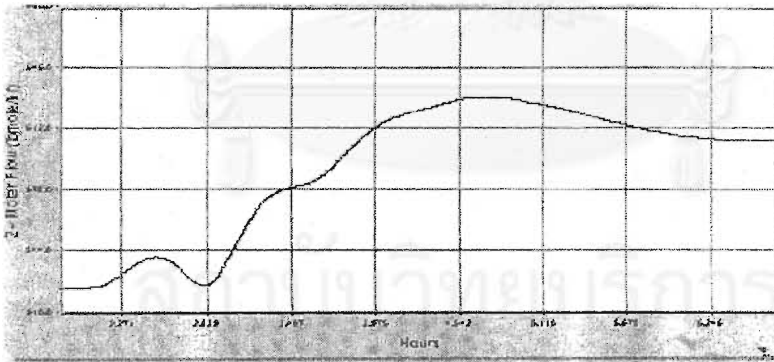
รูปที่ 5.7 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ปล่อยจากปลัดคอนเดนเซอร์

พิจารณารูปที่ 5.7 พบว่าได้ผลการตอบสนองแนวโน้มเดียวกับรูปที่ 5.6 เนื่องจากเป็นความร้อนที่ปล่อยออกเพื่อรักษาระดับอุณหภูมิของปลัดคอนเดนเซอร์



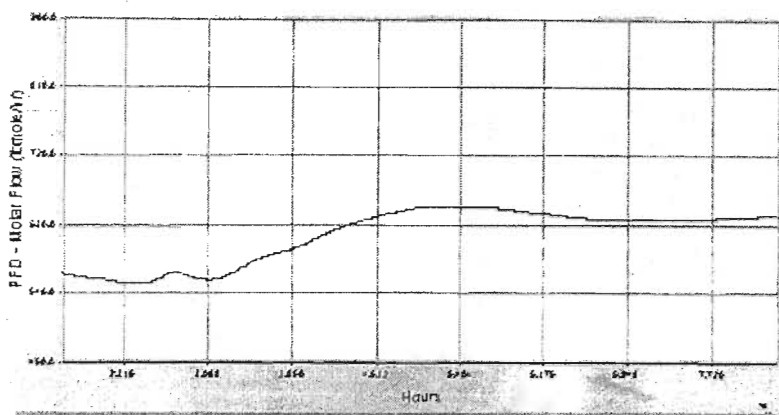
รูปที่ 5.8 ผลการตอบสนองของค่าโมดเฟรคชั่นของนอร์มัลบิวเทน

พิจารณาจากรูปที่ 5.8 จะเห็นได้ว่ากราฟหลังจากที่ใส่ตัวรบกวนแล้วจะมีค่าต่ำลงเนื่องจากเกิดปฏิกิริยาไปเป็นไอโซบิวเทนเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น และ เมื่อผ่านไป กราฟจะมีลักษณะสูงขึ้นเนื่องจากเมื่อรบกวนระบบด้วยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก ความร้อนที่ป้อนเข้าหอกลั่นดีไอบี จะสูงขึ้น ทำให้เกิดการกลายเป็นไอได้มาก ส่งผลให้มีค่าเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทนขึ้นไปที่ยอดหมามากขึ้น



รูปที่ 5.9 ผลการตอบสนองของค่าอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์

พิจารณาจากรูปที่ 5.9 จะพบว่าลักษณะของกราฟจะมีแนวโน้มเหมือนกับผลการตอบสนอง เช่นเดียวกับค่าความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบี

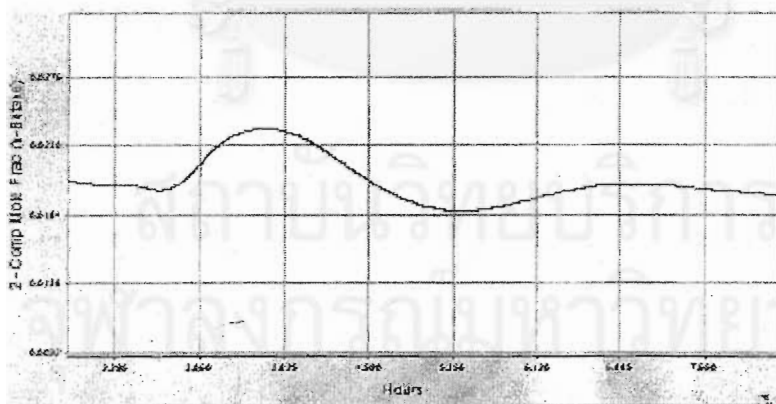


รูปที่ 5.10 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนเข้า

พิจารณารูปที่ 5.10 เมื่อมีการรบกวนระบบที่เวลา 2 ชั่วโมง พบว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น กระแสความร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบี จะมีค่าสูงขึ้น ส่งผลให้ระดับน้ำของหอกลั่นดีไอบี มีค่าลดลง จึงทำให้กระบวนการมีอัตราการไหลของกระแสป้อนเข้าที่เพิ่มขึ้น

สำหรับกรณีศึกษาที่ 1 สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 นั้น จะให้ผลการตอบสนองที่คล้ายกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1 เมื่อมีการรบกวนกระบวนการ

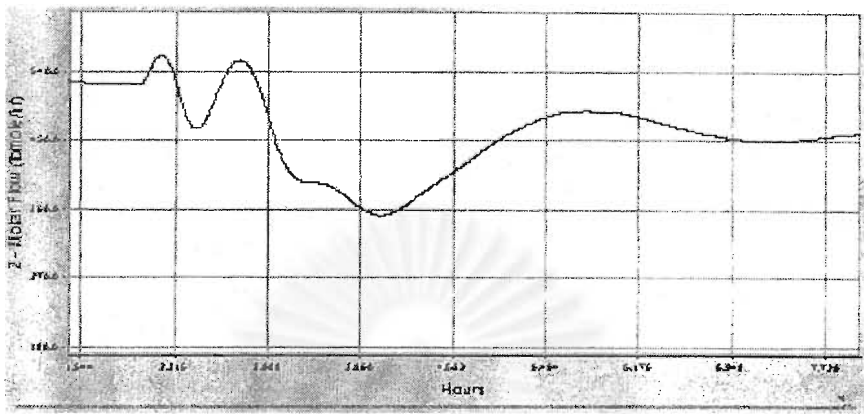
กรณีศึกษาที่ 2 เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของสายรีไซเคิลจาก 870 ปอนด์/ไมล์/ชั่วโมง เป็น 1000 ปอนด์/ไมล์/ชั่วโมง



รูปที่ 5.11 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน

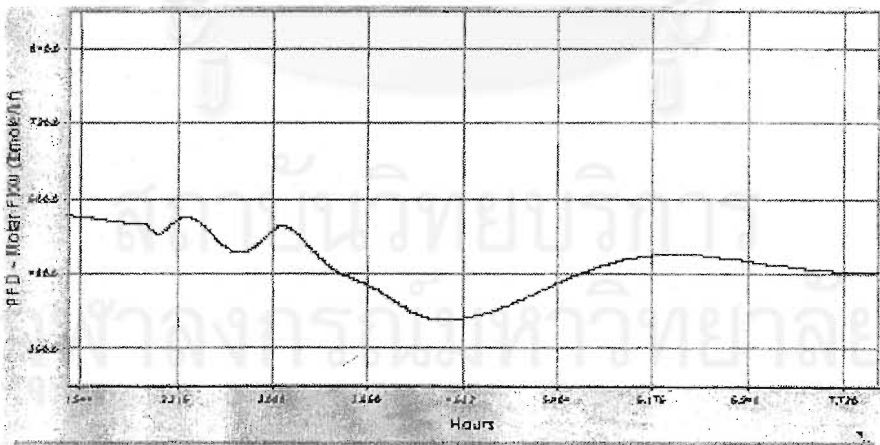
พิจารณาจากรูปที่ 5.22 พบว่าเมื่อรบกวนโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 ด้วยการเพิ่มอัตราการไหลกระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์/ไมล์/ชั่วโมง ที่เวลา 2 ชั่วโมง พบว่ามีลักษณะ

เหมือนกับการเพิ่มอัตราการไหลของกระแสป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีไอบี ส่งผลให้หอกลั่นดีไอบี รับตัว
รบกวนมากขึ้น แต่ยังคงควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ได้ แต่จะส่งผลกระทบต่อกระแสอื่น



รูปที่ 5.12 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์

พิจารณารูปที่ 5.12 รบกวนกระบวนการโดยการเพิ่มอัตราการไหลของกระแสการรีไซเคิล
เป็นเหตุให้หอกลั่นดีไอบีถูกรบกวน ในขณะที่หอกลั่นดีไอบีต้องการควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ที่
กำหนด ดังนั้นจึงส่งผลให้มีไอโซบิวเทนปนอยู่ที่ก้นหอกลั่นดีไอบีมาก เป็นผลให้นอร์มัลบิวเทนเข้าสู่
เครื่องปฏิกรณ์น้อย ส่งผลต่ออัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ที่ต่ำลง

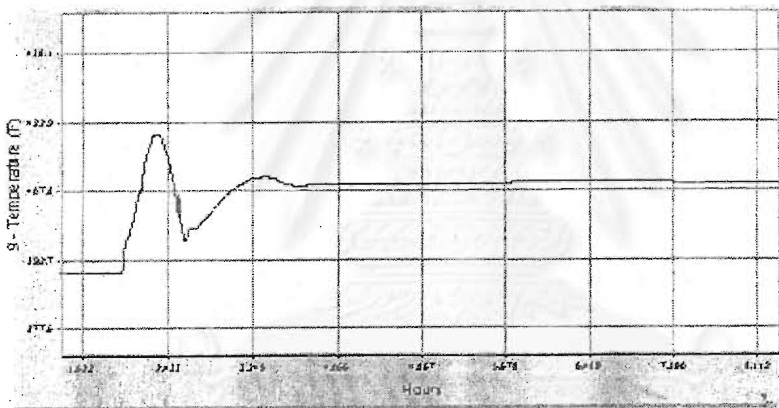


รูปที่ 5.13 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสป้อนใหม่

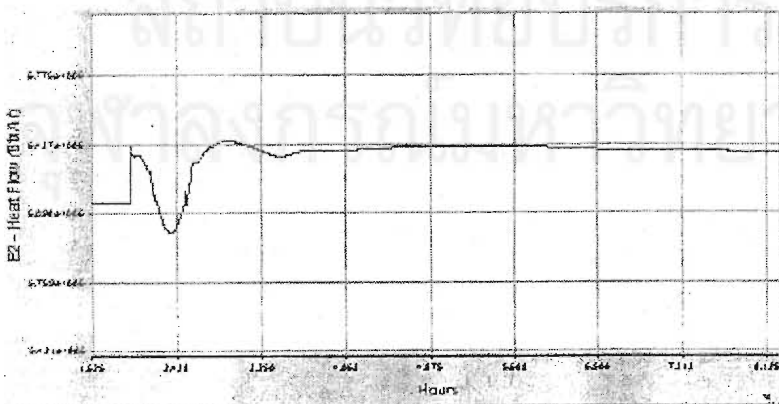
พิจารณารูปที่ 5.13 พบว่าหลังจากมีการรบกวนระบบ ผลการตอบสนองของอัตราการไหล กระแสป้อนใหม่ จะมีค่าลดลงเพราะกระบวนการมีปริมาณของนอร์มัลบิวเทนป้อนอยู่เป็นจำนวนมากอยู่แล้ว

สำหรับกรณีศึกษาที่ 2 ของโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 นั้น จะให้ผลการตอบสนองที่คล้ายกับเมื่อรบกวนกระบวนการทางด้านมวลสารของโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1 เพราะโครงสร้างการควบคุมนี้ยังมีได้ปรับปรุงให้กระบวนการสามารถรองรับตัวรบกวนทางด้านมวลสาร สำหรับกรณีที่มีการเพิ่มของมวลสารภายในกระบวนการ ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสการไหลของผลิตภัณฑ์ มีค่าลดลง ดังเหตุผลที่กล่าวไว้ข้างต้น ในโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1

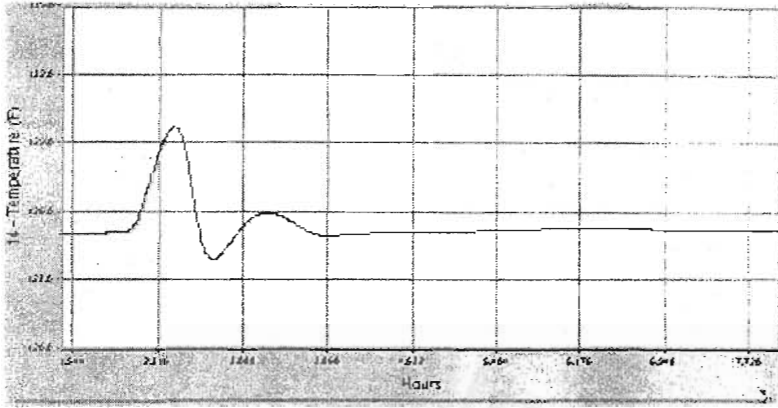
กรณีศึกษาที่ 3 เมื่อรบกวนกระบวนการโดยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก เป็น 409.5 องศาฟาเรนไฮด์



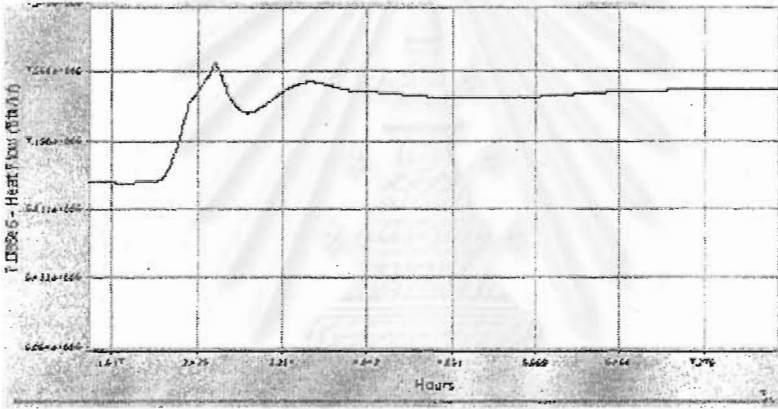
รูปที่ 5.14 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก



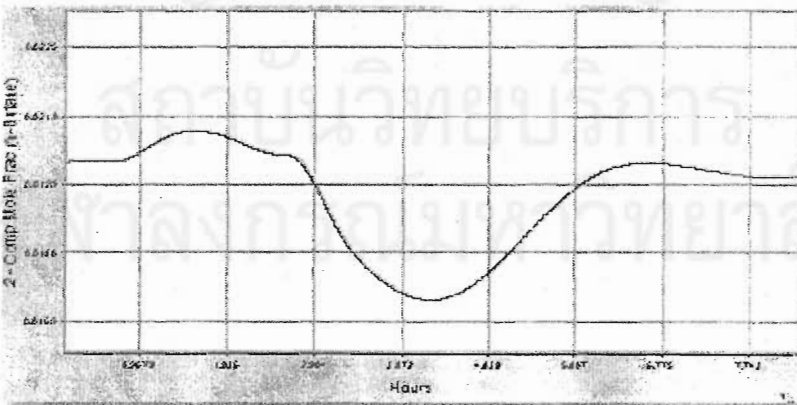
รูปที่ 5.15 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่เตาเผา



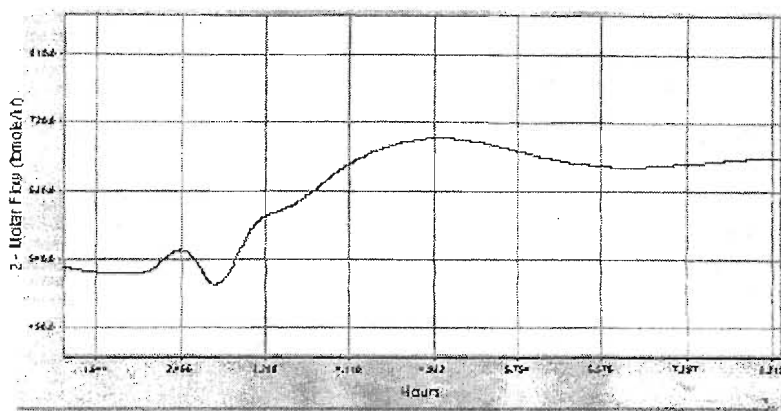
รูปที่ 5.16 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



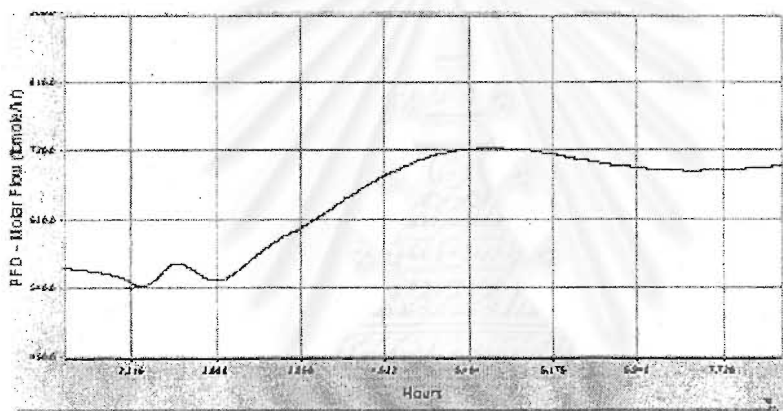
รูปที่ 5.17 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



รูปที่ 5.18 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน



รูปที่ 5.19 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์

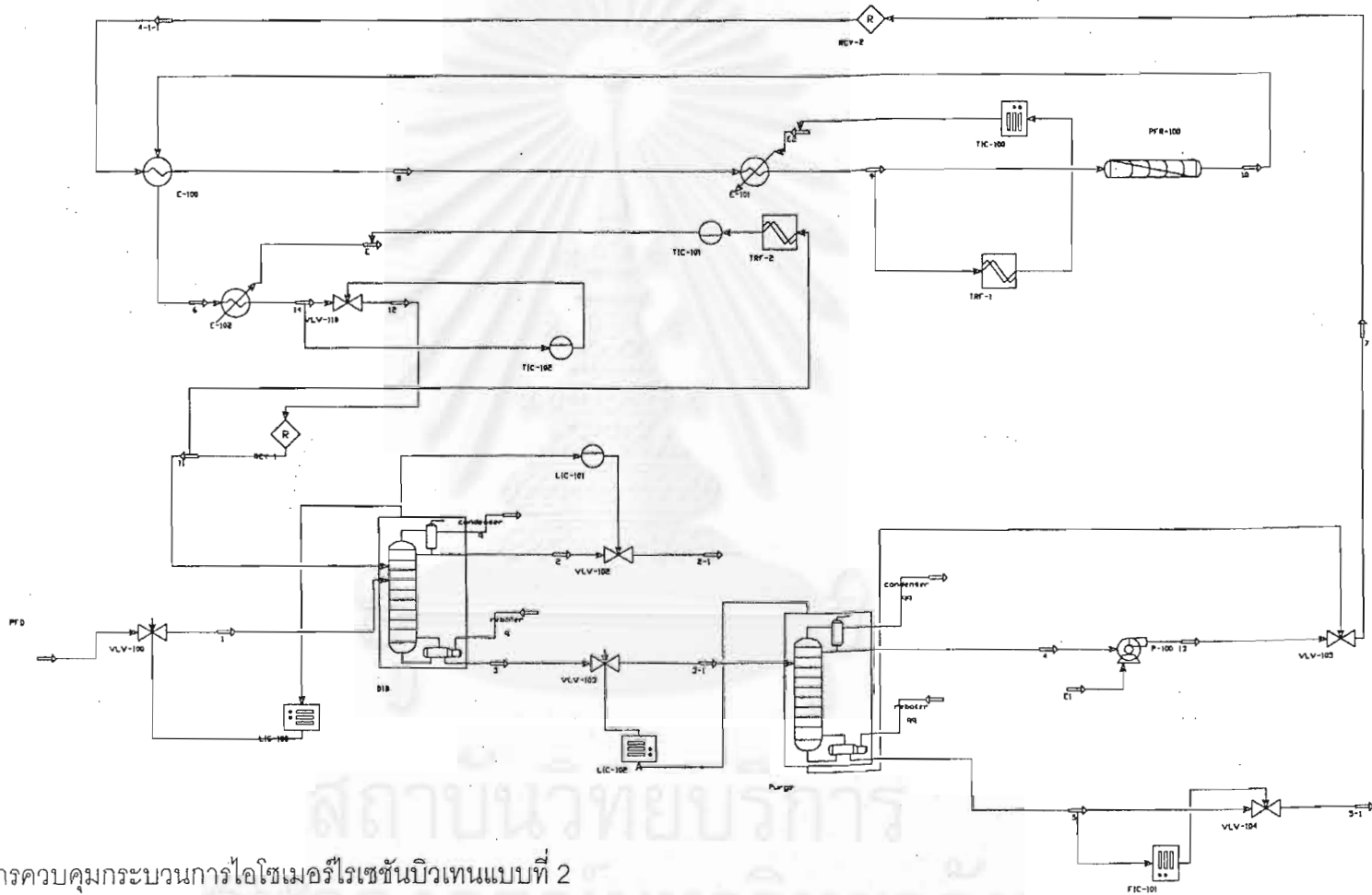


รูปที่ 5.20 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

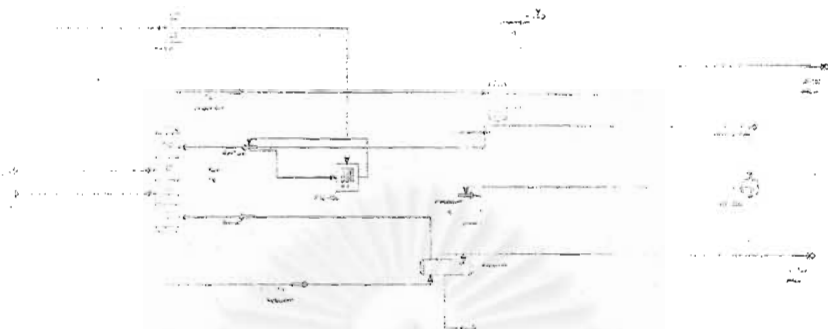
พิจารณากรณีศึกษาที่ 3 สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 นั้น จะให้ผลการตอบสนองที่เหมือนกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1 และกรณีศึกษาที่ 1 สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 ซึ่งเป็นการรบกวนกระบวนการทางด้านพลังงาน แต่จะให้ผลการตอบสนองที่เร็วกว่า และดีกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1

สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 เป็นการปรับปรุงโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1 จากเดิม เป็นการควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ โดยการปรับกระแสความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี เป็นกระแสผลิตภัณฑ์ แต่มีข้อเสีย คือ อัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์นั้นจะเปลี่ยนแปลง แต่สำหรับกระบวนการนี้ไม่ได้นำกระแสผลิตภัณฑ์ไปใช้โดยตรง จึงไม่คำนึงถึงข้อเสียนี้นี้ ซึ่งพิจารณาได้จากผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์ทั้ง 3 กรณี โดยจะพิจารณาได้เมื่อรบกวนโครงสร้างแบบที่ 1 ที่เวลา 2 ชั่วโมง สำหรับกรณีศึกษาทั้ง 3 กรณี นั้น จะให้ผลการตอบสนองที่คล้ายคลึงกับโครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 2 แต่จะเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่า

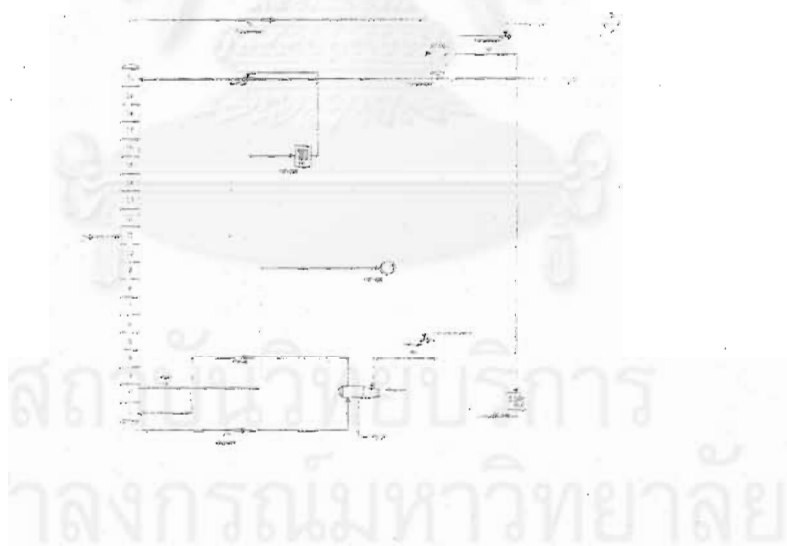
5.2 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2



รูปที่ 5.21 โครงสร้างการควบคุมกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันนิวเทนแบบที่ 2

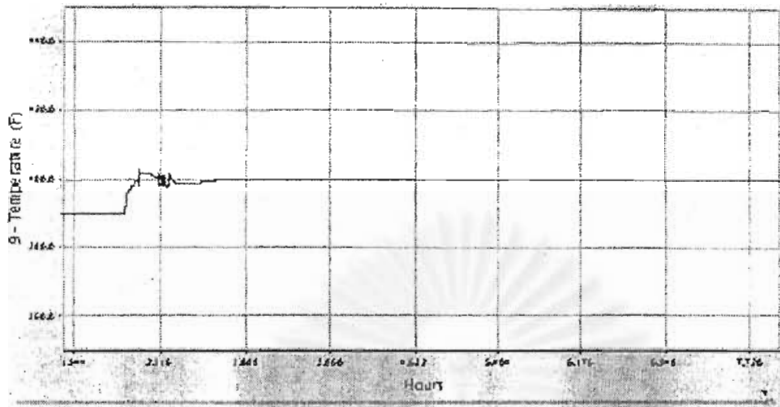


รูปที่ 5.22 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลับดีไอบีสำหรับโครงสร้างแบบที่ 2

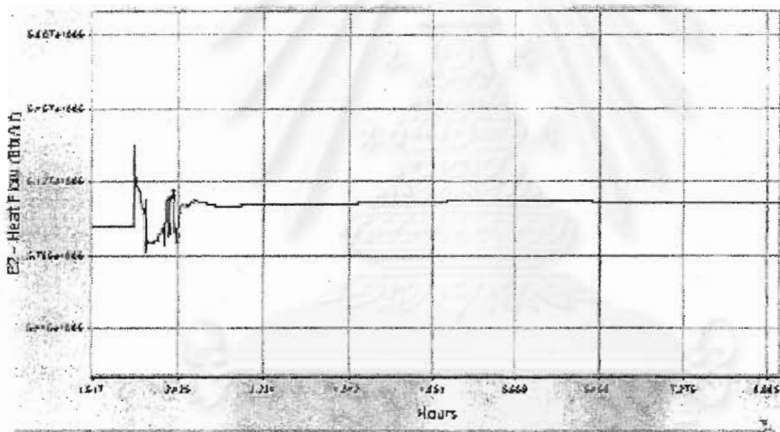


รูปที่ 5.23 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลับเฟิร์จสำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2

กรณีศึกษาที่ 1 เมื่อระบบควบคุมโดยการเพิ่มอุณหภูมิที่เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอะเดียบาติก เป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลา 2 ชั่วโมง

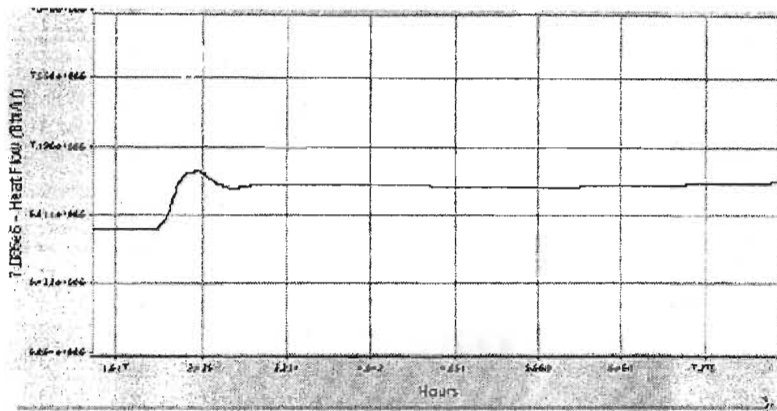


รูปที่ 5.24 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิขาเข้าเครื่องปฏิกรณ์

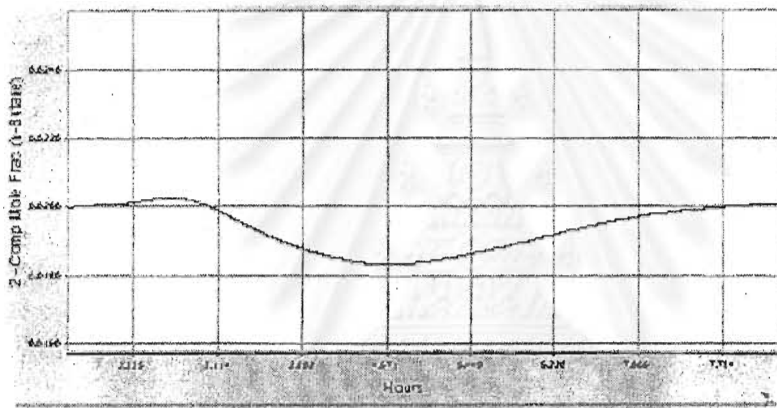


รูปที่ 5.25 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิขาออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์

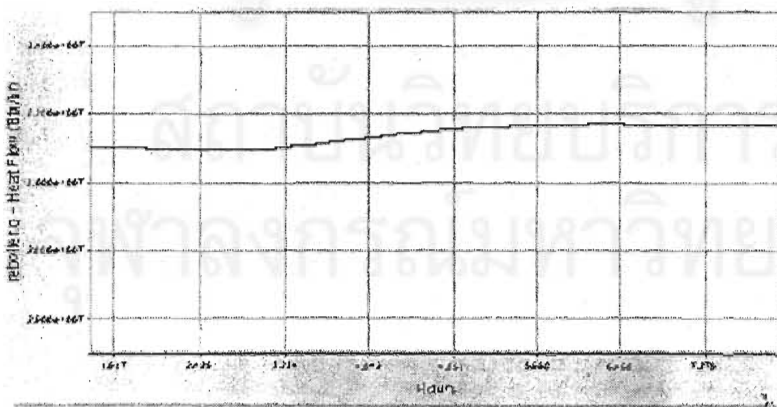
สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



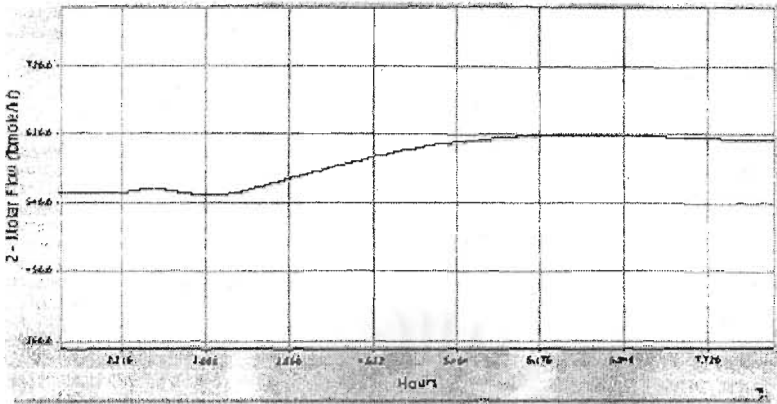
รูปที่ 5.26 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



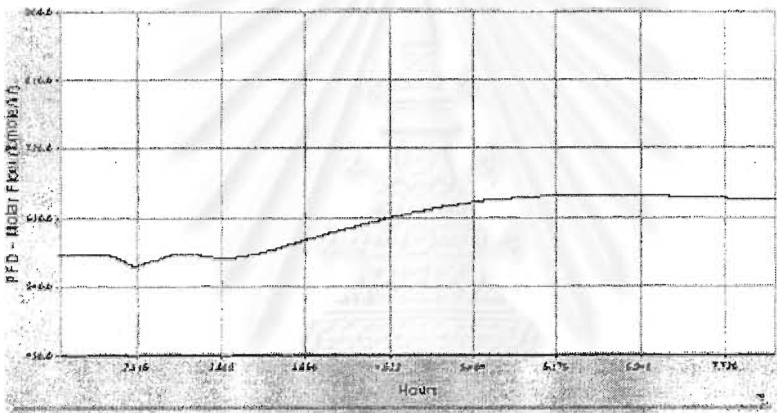
รูปที่ 5.27 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน



รูปที่ 5.28 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าหอก้านดีไอบี



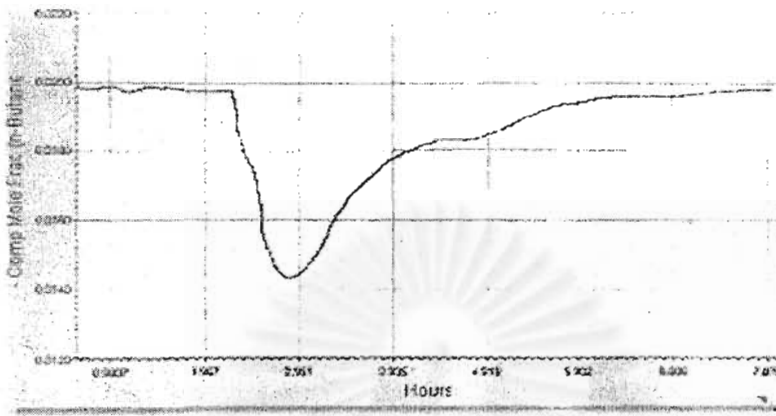
รูปที่ 5.29 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์



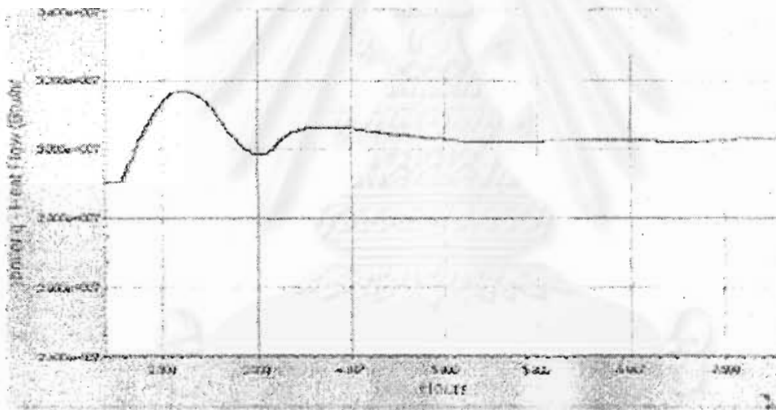
รูปที่ 5.30 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

สำหรับผลการตอบสนองของกรณีศึกษาที่ 1 สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 นั้น จะให้ผลการตอบสนองที่คล้ายคลึงกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 คือ เมื่อระบบวนกระบวนการโดยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์ดังรูปที่ 5.24 จะส่งผลกระทบต่อหน่วยฟลัดคอนเดนเซอร์ที่ต้องปรับอุณหภูมิสูงขึ้นตามแนวโน้มการเพิ่มของอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์ที่มากขึ้น ดังรูปที่ 5.25 และเมื่ออุณหภูมิที่หน่วยฟลัดคอนเดนเซอร์สูงขึ้น ทำให้กระแสความร้อนที่ออกจากฟลัดคอนเดนเซอร์มากขึ้น ดังรูปที่ 5.26 และการรบกวนระบบโดยการเพิ่มอุณหภูมินั้น จะส่งผลกระทบต่อค่ากระแสความร้อนเข้าหอกลั่นดีโอบีมีค่าสูงขึ้น ดังรูปที่ 5.28 เมื่อกระแสความร้อนเข้าหอกลั่นดีโอบีมีจำนวนมากขึ้นจะทำให้ระดับของของเหลวที่ก้นหอดีโอบีมีระดับต่ำลง ดังนั้นจึงต้องมีการนำกระแสป้อนใหม่ มากขึ้น ดังรูปที่ 5.30 กระแสผลิตภัณฑ์มีค่าสูงขึ้นด้วย ดังรูปที่ 5.29

กรณีศึกษาที่ 2 เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของสายรีไซเคิลจาก 870 ปอนด์*โมล/ชั่วโมง เป็น 1000 ปอนด์*โมล/ชั่วโมง ที่เวลา 2 ชั่วโมง

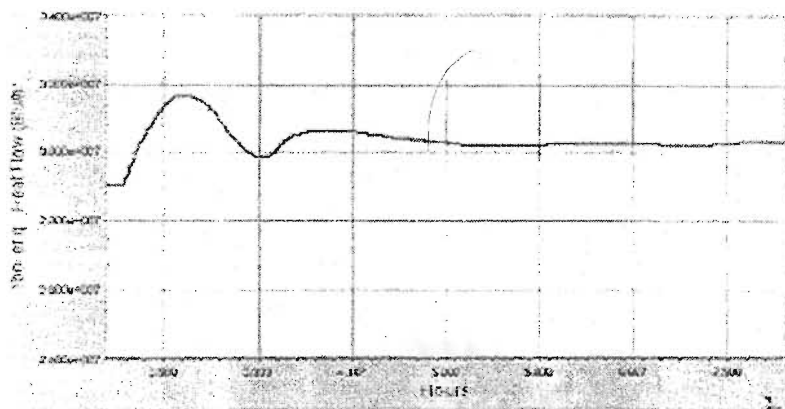


รูปที่ 5.31 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยมวลนอร์มัลบิวเทน



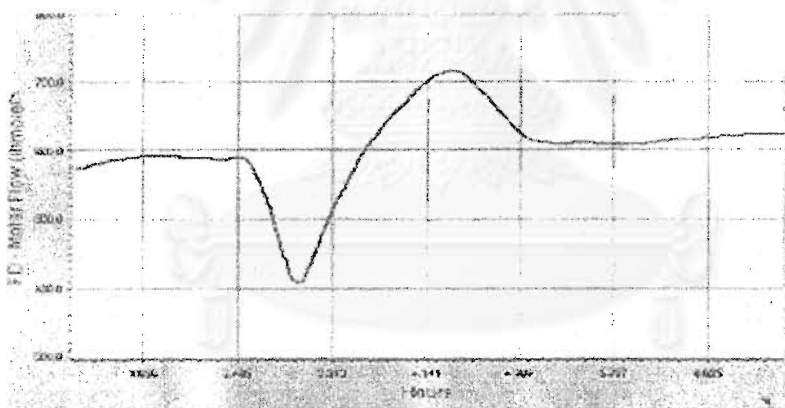
รูปที่ 5.32 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี

พิจารณารูปที่ 3.32 พบว่าผลการตอบสนองหลังจากรบกวนระบบที่เวลา 2 ชั่วโมง ค่าความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี มากขึ้น เนื่องจากหอกลั่นดีไอบี รับตัวรบกวนมากขึ้น ทำให้มีปริมาณไอโซบิวเทนที่กั้นหอกลั่นดีไอบี มาก ดังนั้นระแแสความร้อนที่ป้อนเข้าหอกลั่นจึงสูงขึ้น



รูปที่ 5.33 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์

พิจารณารูปที่ 5.33 พบว่าหลังจากรบกวนระบบที่เวลา 2 ชั่วโมง อัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น เนื่องจากโครงสร้างนี้ได้ปรับปรุงให้มีการใช้การควบคุมแบบสัดส่วน ดังนั้นเมื่ออัตราการไหลกระแสรีไซเคิลมาก จะส่งผลให้กระแสรีฟลักซ์มาก ทำให้กระแสผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น



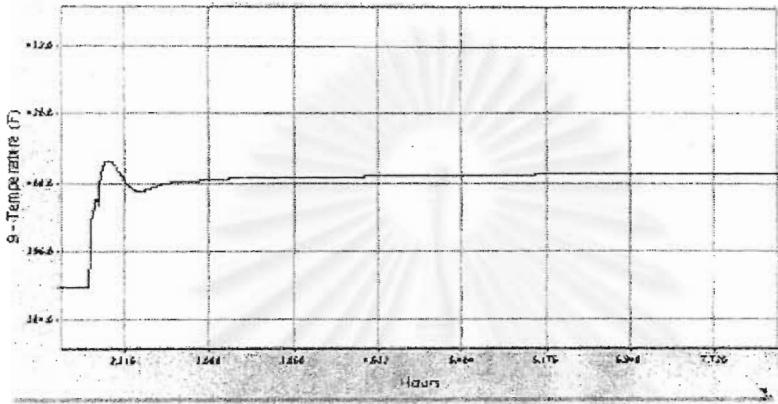
รูปที่ 5.34 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสแป้นใหม่

พิจารณาจากรูปที่ 5.34 พบว่าเมื่อรบกวนระบบ จะทำให้กระแสแป้นใหม่มีค่าสูงขึ้น เนื่องจากเมื่อมีการเพิ่มอัตราการไหลเข้าสู่หอกลั่นดีไอบี กระแสความร้อนที่แป้นเข้าหอกลั่นดีไอบี จะมีค่าสูงขึ้น ทำให้ระดับน้ำที่หอกลั่นดีไอบีต่ำลง ส่งผลทำให้ต้องมีการเพิ่มของอัตราการไหลกระแสแป้นใหม่

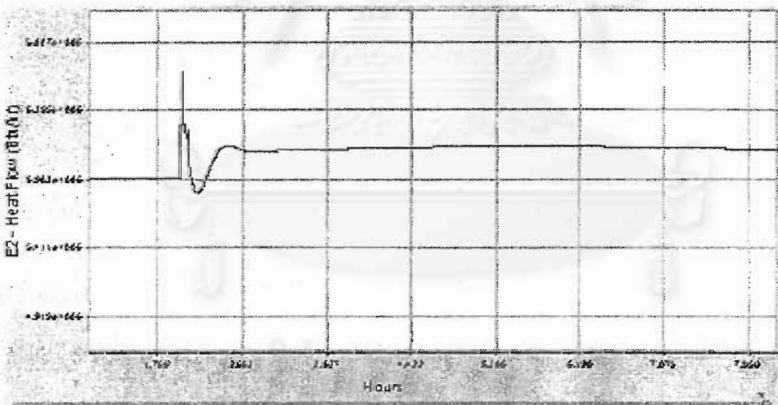
สำหรับกรณีศึกษาที่ 2 ผลการตอบสนองที่ได้ของกราฟทั้งหมด จะคล้ายคลึงกับผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 เพราะภายในหอกลั่นดีไอบี ได้ใช้การควบคุม

แบบลัดส่วน เหมือนกับโครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 2 ทุกประการ จึงสามารถทนต่อตัวรบกวนได้ในลักษณะเดียวกัน

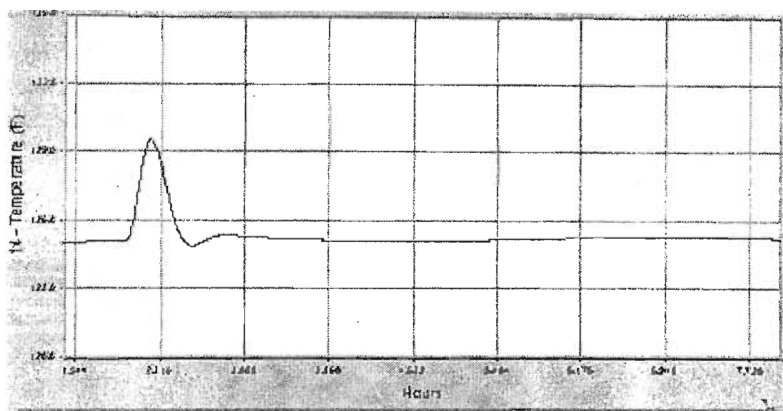
กรณีศึกษาที่ 3 รบกวนกระบวนการโดยการเพิ่มอุณหภูมิขาเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก เป็น 409.5 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลา 2 ชั่วโมง



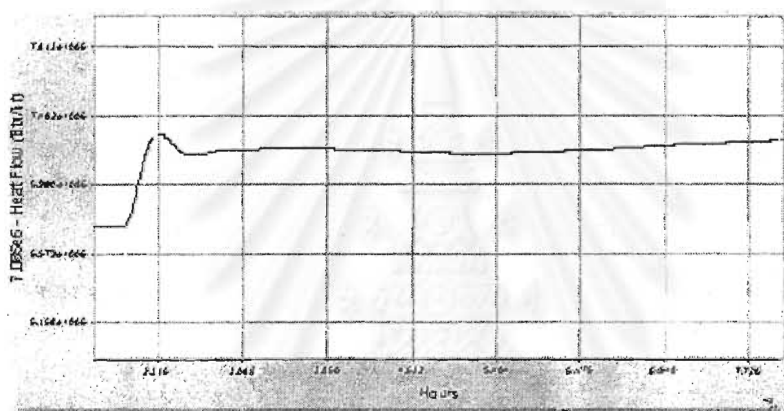
รูปที่ 5.35 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิขาเครื่องปฏิกรณ์



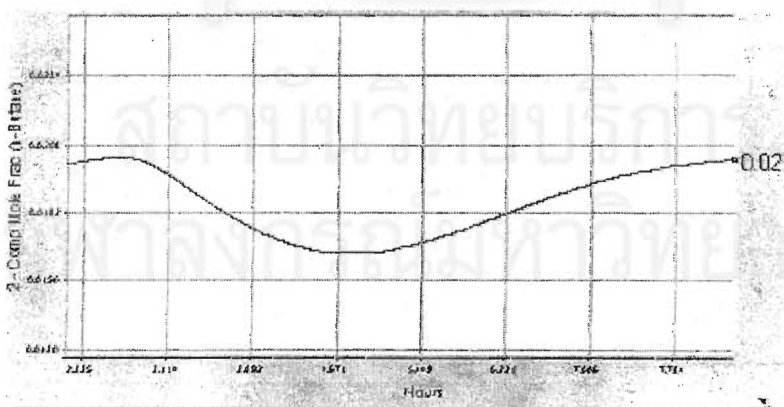
รูปที่ 5.36 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ป้อนเข้าสู่เตาเผา



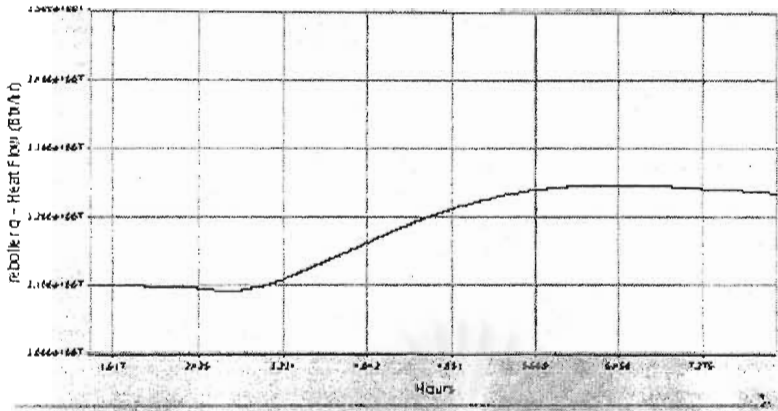
รูปที่ 5.37 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



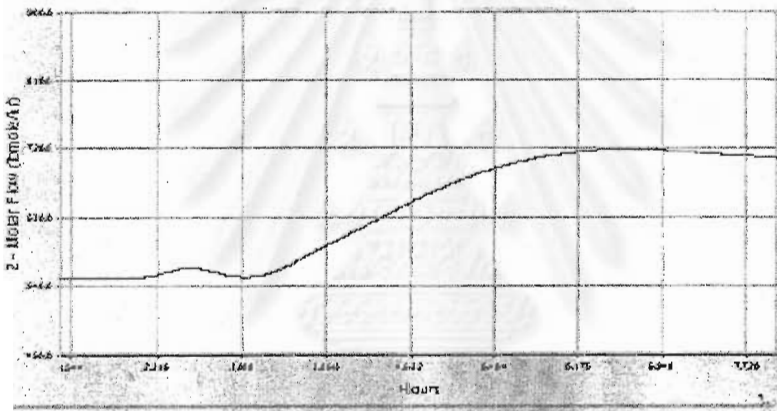
รูปที่ 5.38 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



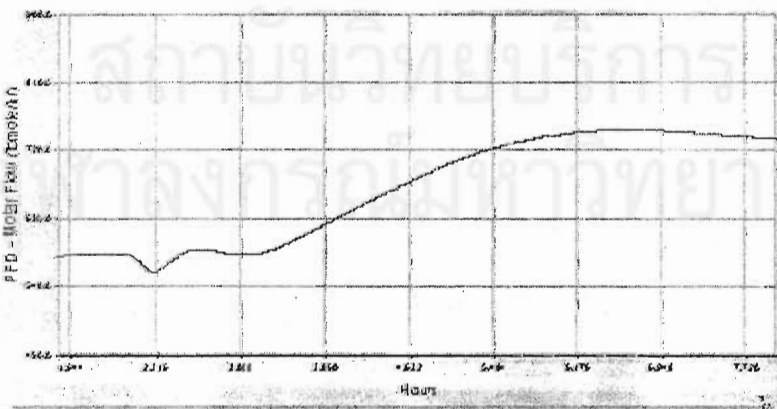
รูปที่ 5.39 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน



รูปที่ 5.40 ผลการตอบสนองของค่าความความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี



รูปที่ 5.41 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์



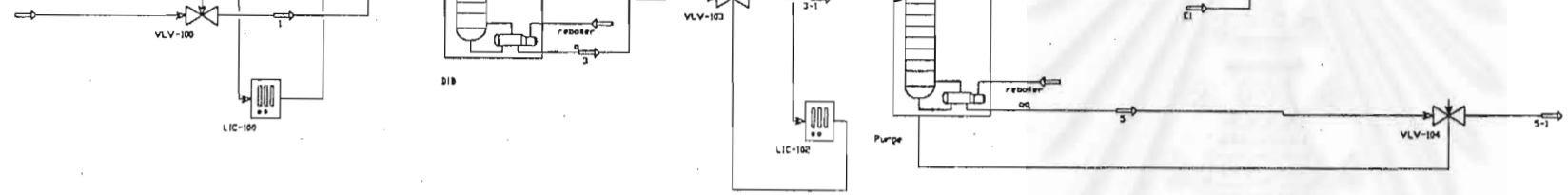
รูปที่ 5.42 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสป้อนใหม่

พิจารณากรณีศึกษาที่ 3 นั้น จะให้ผลการตอบสนองที่สอดคล้องกับกรณีศึกษาที่ 1 เนื่องจากเป็นการรบกวนระบบทางด้านพลังงานเหมือนกัน

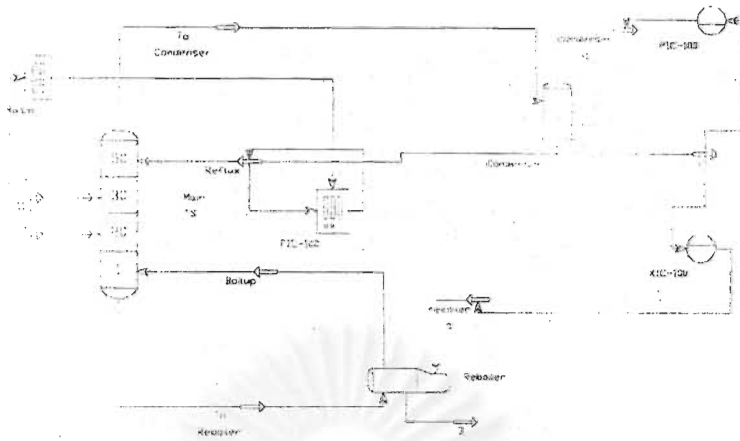
สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 นั้น เป็นการปรับปรุงจากโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 โดยใช้การควบคุมอนุกรมวิธานที่ 2 ของหอกลับเฟิร์จ โดยการปรับอัตราการใช้ของกระแสการรีไซเคิล เมื่อรบกวนระบบสำหรับโครงสร้างนี้ จะพบว่า จากกรณีศึกษาทั้ง 3 กรณี ที่แสดงผลดังกราฟข้างต้น จะให้ผลการตอบสนองที่คล้ายกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 แต่สำหรับโครงสร้างนี้ กระบวนการจะเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่า



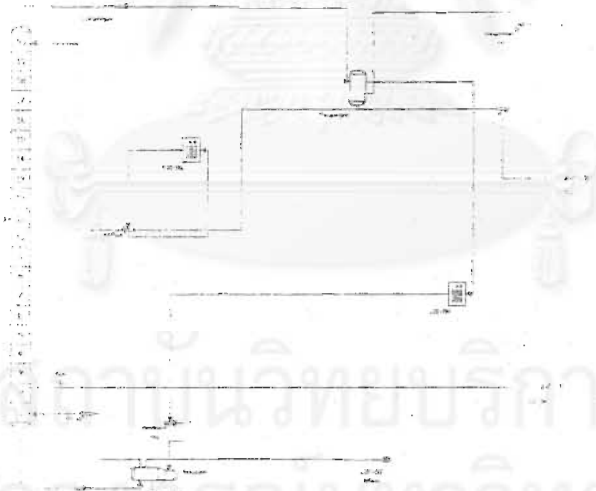
สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ปที่ 5.43 โครงสร้างการควบคุมกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนแบบที่ 3

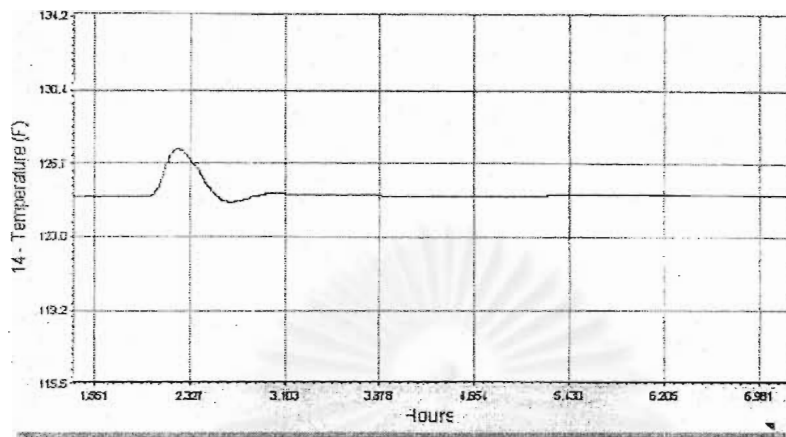


รูปที่ 5.44 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นดีไอบีสำหรับโครงสร้างที่ 3

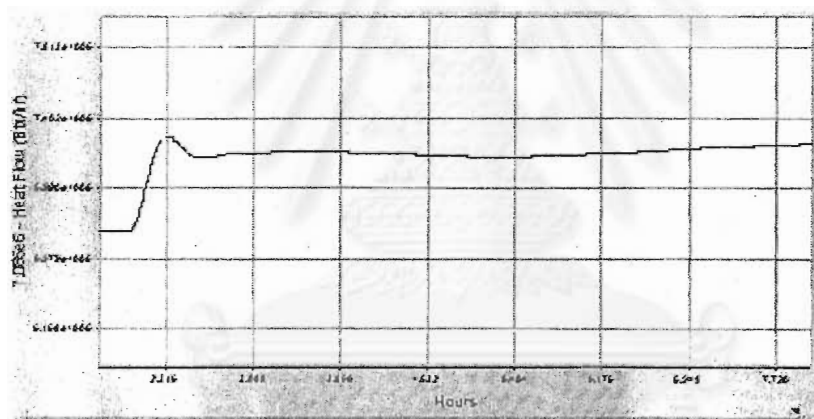


รูปที่ 5.45 โครงสร้างการควบคุมภายในหอกลั่นเพิจน์ ของโครงสร้างที่ 3

กรณีศึกษาที่ 1 เมื่อระบบวงจรควบคุมการโดยการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ ที่เวลา 2 ชั่วโมง

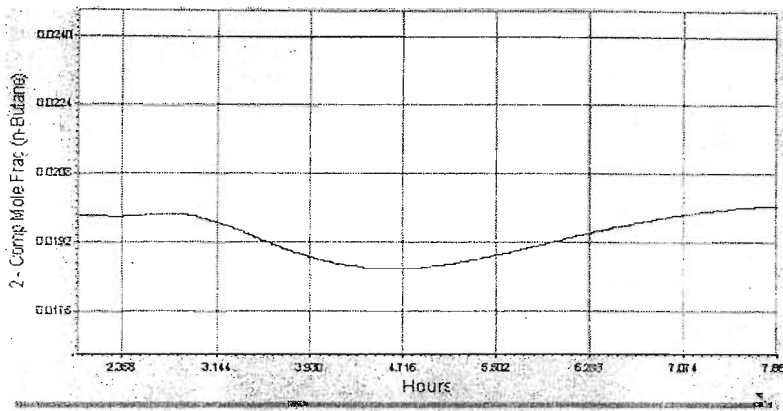


รูปที่ 5.46 ผลการควบคุมอุณหภูมิขาออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์

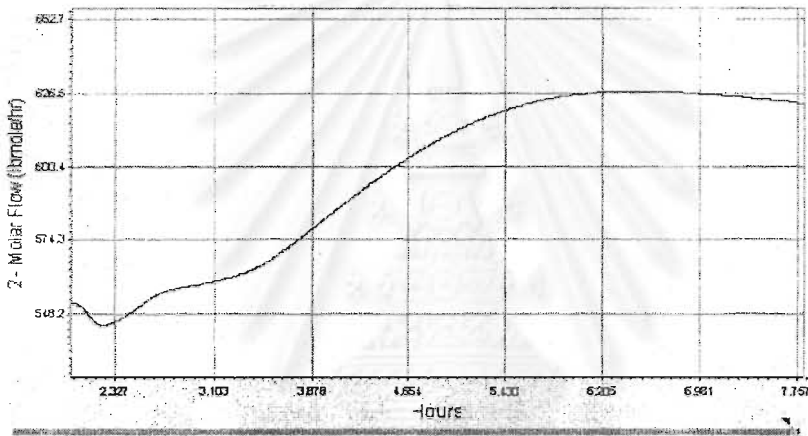


รูปที่ 5.47 ผลการตอบสนองค่าความร้อนออกจากปลั๊กคอนเดนเซอร์

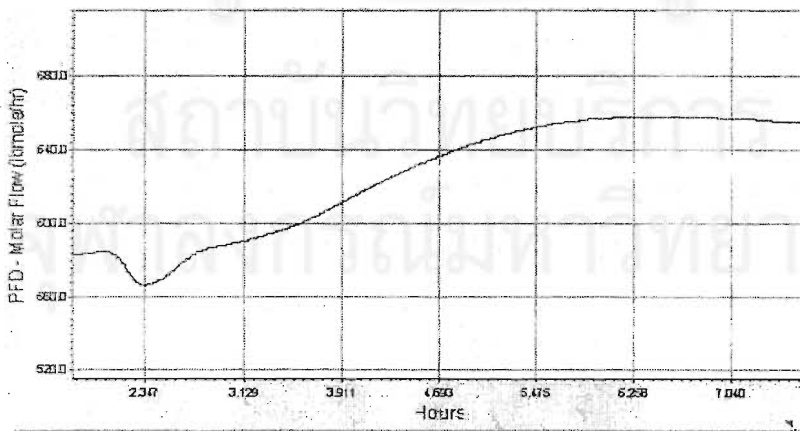
สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 5.48 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโมลของนอร์มัลบิวเทน



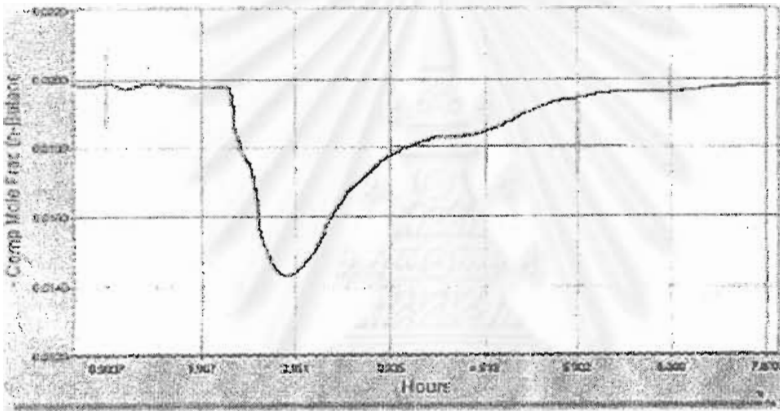
รูปที่ 5.49 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์



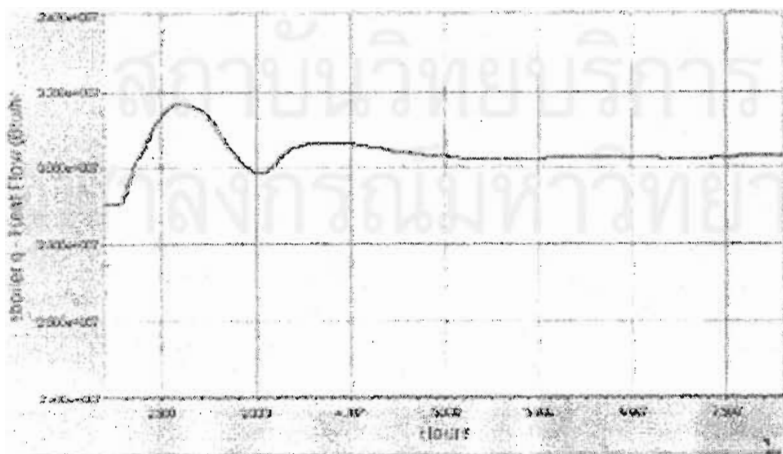
รูปที่ 5.50 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนเข้า

ผลการตอบสนองของกรณีศึกษาที่ 1 สำหรับระบบควบคุมแบบที่ 3 พบว่าให้ผลการตอบสนองที่สอดคล้องกับเมื่อระบบควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 คือ เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นที่เครื่องปฏิกรณ์ จะส่งผลให้กระแสผลิตภัณฑ์ที่มีค่าสูงขึ้น กระแสความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี สูงขึ้น ทำให้ระดับของเหลวที่ก้นหอกลั่นดีไอบี ต่ำลง เป็นเหตุให้กระแสน้ำมันใหม่ มีค่ามากขึ้นเพื่อป้องกันไม่ให้หอกลั่นแห้ง และเมื่ออุณหภูมิมากขึ้น หน่วยของฟลักคอนเดนเซอร์ จะมีอุณหภูมิสูงขึ้น และจะถ่ายเทความร้อนออกมากขึ้น ตามลำดับ

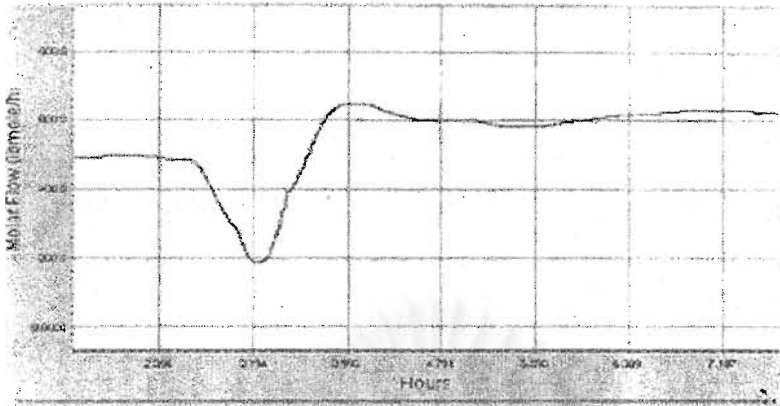
กรณีศึกษาที่ 2 เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของสายรีไซเคิลจาก 870 ปอนด์/ไมล์/ชั่วโมง เป็น 1000 ปอนด์/ไมล์/ชั่วโมง ที่เวลา 2 ชั่วโมง



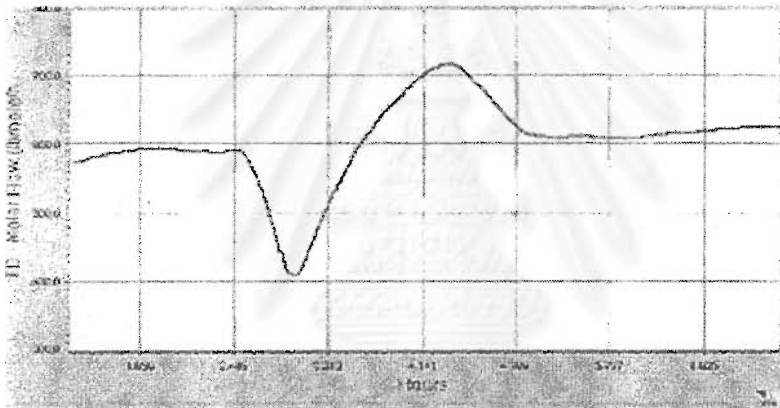
รูปที่ 5.51 ผลการตอบสนองของเศษส่วนโดยมวลของรีไซเคิล



รูปที่ 5.52 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีไอบี



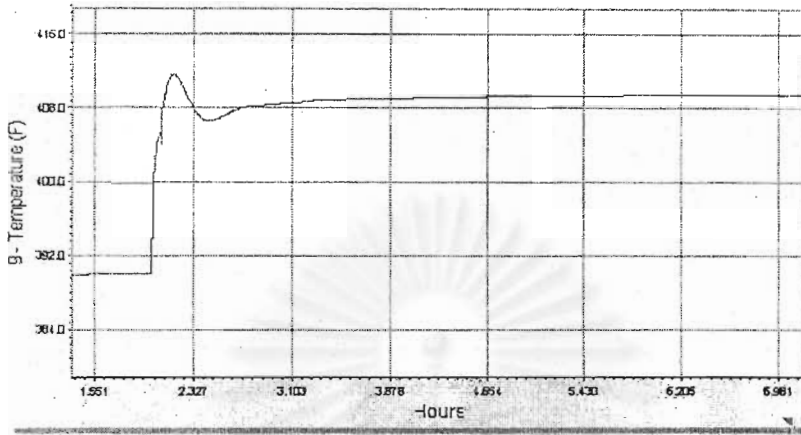
รูปที่ 5.53 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์



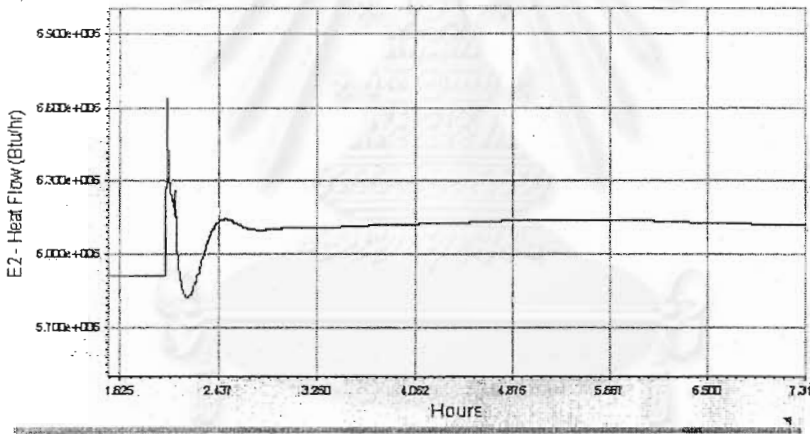
รูปที่ 5.54 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

สำหรับกรณีศึกษาที่ 2 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 นั้น เมื่อระบบทางมวลสารจะให้ผลการตอบสนองที่คล้ายกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 ด้วยเหตุผลเช่นเดียวกัน แต่มีข้อแตกต่างอยู่หนึ่งอย่าง คือ ภายหลังจากการควบคุมกระบวนการแล้ว โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 นี้จะสามารถปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2

กรณีศึกษาที่ 3 เมื่อระบบกระบวนการโดยการเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็น 409.5 องศาฟาเรนไฮด์

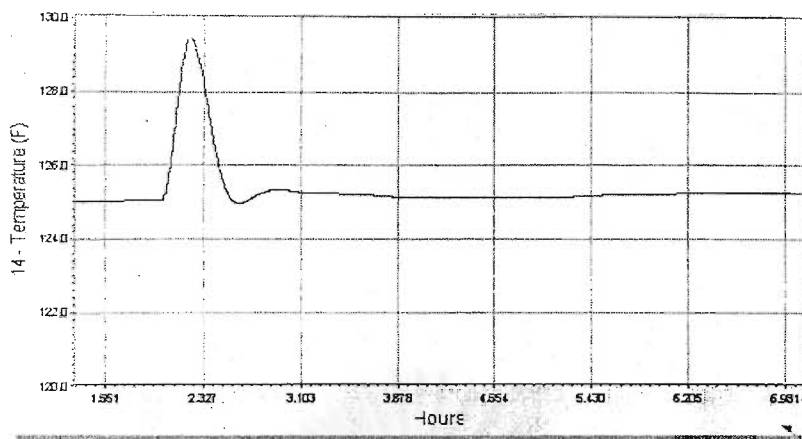


รูปที่ 5.55 ผลการควบคุมอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์อะเดียบาติก

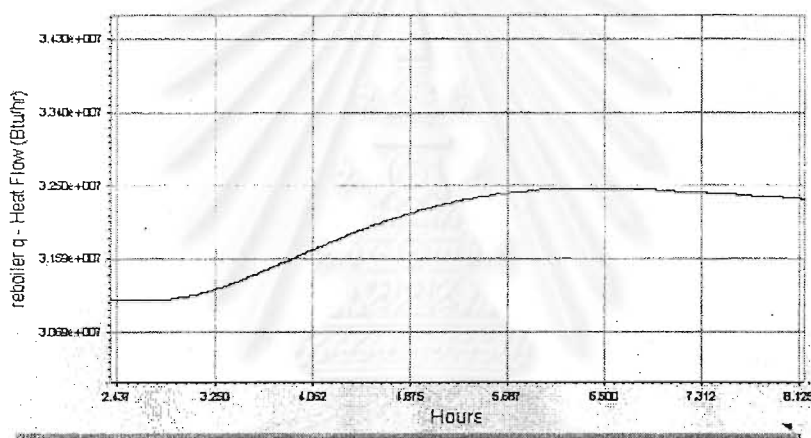


รูปที่ 5.56 ผลการการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่เตาเผา

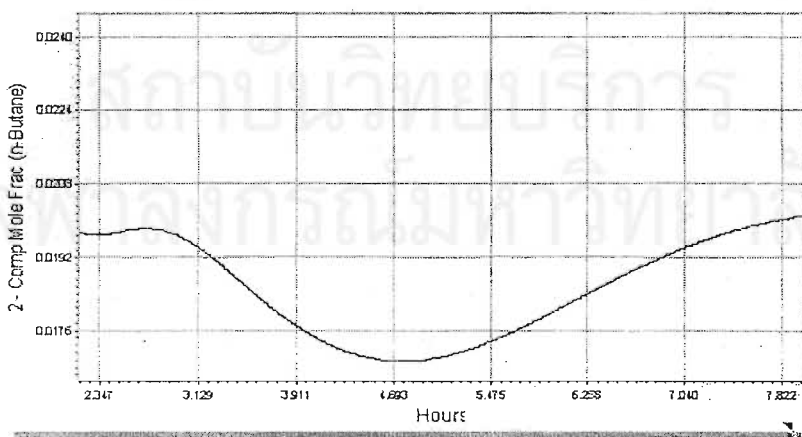
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



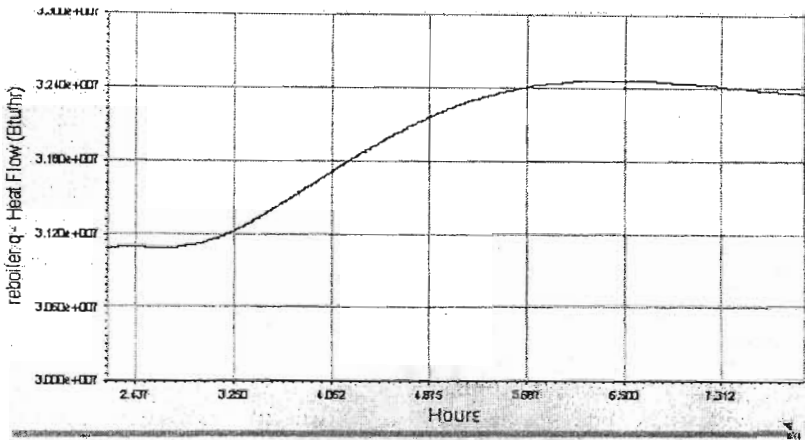
รูปที่ 5.57 ผลการตอบสนองของอุณหภูมิที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



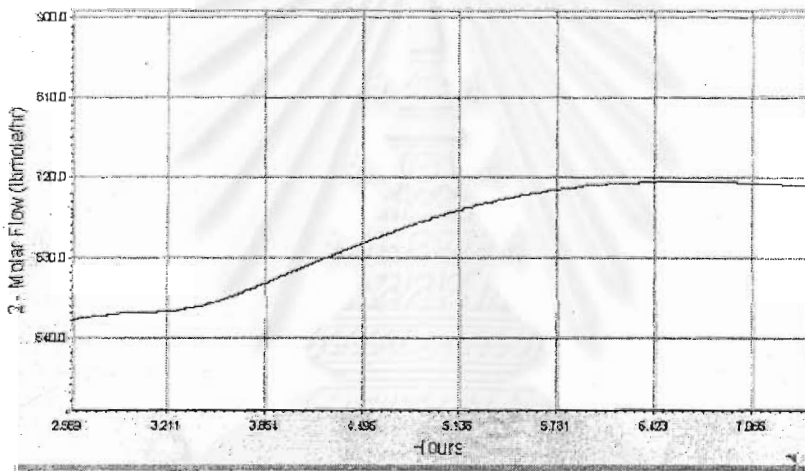
รูปที่ 5.58 ผลการตอบสนองของความร้อนที่ออกจากปลัดคอนเดนเซอร์



รูปที่ 5.59 ผลการตอบสนองของค่าเศษส่วนโดยโมลของนอร์มัลบิวเทน

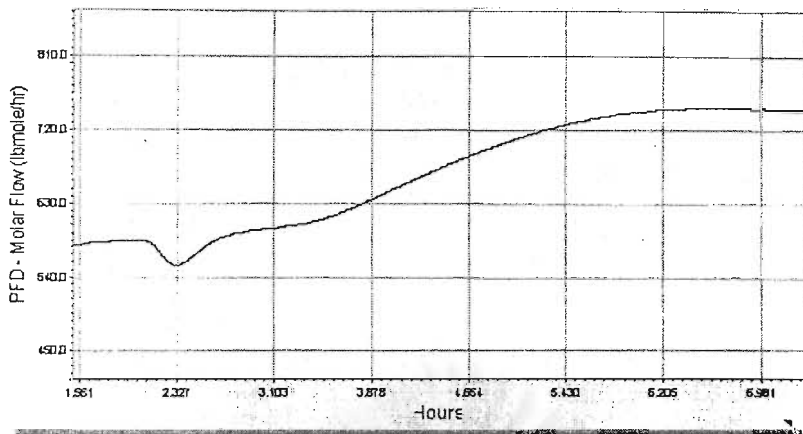


รูปที่ 5.60 ผลการตอบสนองของความร้อนที่เข้าสู่หอกลั่นดีโอบี



รูปที่ 5.61 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสผลิตภัณฑ์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 5.62 ผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนใหม่

พิจารณากรณีศึกษาที่ 3 สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 พบว่าได้ผลการตอบสนองที่คล้ายกับกรณีที่ 1 เพราะเป็นการรบกวนกระบวนการทางด้านพลังงานเหมือนกัน แต่เมื่อเปรียบ

สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 เป็นการปรับปรุงโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 โดยการควบคุมอุณหภูมิของถาดที่ 2 ของหอกลั่นเพิร์จ โดยการปรับอัตราการไหลของกระแสเพิร์จที่กั้นหอกลั่นเพิร์จ ซึ่งผลการตอบสนองเมื่อรบกวนระบบที่เวลา 2 ชั่วโมง

สำหรับกรณีศึกษาที่ 1 และกรณีศึกษาที่ 3 เป็นการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติก เป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ และ 409.5 องศาฟาเรนไฮด์ ตามลำดับ พบว่าได้ผลการตอบสนองที่คล้ายกับโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 แต่จะมีข้อแตกต่างตรงนี้ สำหรับโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 นั้น ภายหลังจากรบกวนกระบวนการแล้ว ระบบจะปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 แต่จะช้ากว่าโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 เล็กน้อย

สำหรับกรณีศึกษาที่ 2 คือการเพิ่มอัตราการไหลของกระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*โมล/ ชั่วโมง นั้นจะให้ผลการตอบสนองเป็นแนวโน้มที่เหมือนกับโครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 2 แต่มีข้อแตกต่างที่ โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 นั้น จะเข้าสู่ค่าเป้าหมายภายหลังจากรบกวนระบบได้เร็วกว่า โดยที่จะเริ่มเข้าสู่ค่าเป้าหมายที่เวลา 2.8 ชั่วโมง

บทที่ 6

สรุปและวิจารณ์ผลการวิจัย

งานวิจัยนี้ได้พัฒนาการออกแบบระบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน โดยพิจารณาจากหลักการของแพลนท์ไวต์ ซึ่งหลักการนี้จะพิจารณาจากโครงสร้างของกระบวนการเป็นแบบโดยรวมทั้งกระบวนการ

การจำลองสถานการณ์กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน เพื่อศึกษาพฤติกรรมทางพลวัตของกระบวนการ สามารถสรุปเป็นประเด็นที่น่าสนใจได้ 3 ประเด็น คือ

1. การศึกษาชนิดของตัวแปรกระบวนการทางพลังงานที่มีผลต่ออัตราการผลิตของกระบวนการ
2. การศึกษาชนิดของตัวแปรกระบวนการทางด้านมวลสารที่มีผลต่ออัตราการผลิตของกระบวนการ
3. เปรียบเทียบค่าไอเอชซีของโครงสร้างที่ได้จากการออกแบบโครงสร้างการควบคุม

อัตราการผลิตสารไอโซบิวเทนของกระบวนการ ขึ้นอยู่กับค่าปริมาณสารนอร์มัลบิวเทน และอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็นตัวแปรหลัก ในงานวิจัยนี้จะเป็นการควบคุมกระบวนการ โดยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ 419.5 องศาฟาเรนไฮด์ และควบคุมกระบวนการด้วยการเปลี่ยนมวลสารในกระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*ไมล/ชั่วโมง ซึ่งมีผลต่อกระบวนการผลิตสำหรับโครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1 ในทิศทางที่ตรงข้ามกัน กล่าวคือเมื่อเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ จะทำให้อัตราการผลิตเพิ่มขึ้นเป็น 630 ปอนด์*ไมล/ชั่วโมง แต่เมื่อเพิ่มมวลสารในกระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*ไมล/ชั่วโมง จะทำให้อัตราการผลิตลดลงเป็น 500 ปอนด์*ไมล/ชั่วโมง สำหรับโครงสร้างอ้างอิงที่ 2 ได้ถูกออกแบบขึ้นเพื่อแก้ไขข้อบกพร่องสำหรับการควบคุมมวลสารของกระบวนการในกระแสการรีไซเคิล ได้ข้อสรุปคือ

เมื่อเพิ่มอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์ จะทำให้อัตราการผลิตเพิ่มขึ้นเป็น 620 ปอนด์*โมล/ชั่วโมง และเมื่อเพิ่มมวลสารในกระแสดการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*โมล/ชั่วโมง จะทำให้อัตราการผลิตเพิ่มขึ้นเป็น 592 ปอนด์*โมล/ชั่วโมง

6.1 การเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุม

งานวิจัยนี้เสนอโครงสร้างการควบคุม 3 โครงสร้างเพื่อเปรียบเทียบกับโครงสร้างอ้างอิงที่เสนอโดยลูเบนในปี 1998 โดยแยกทดสอบกรณีทดสอบเป็น 3 กรณีคือ

6.1.1 กรณีเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์

โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1 และโครงสร้างที่ 1 มีรูปควบคุมแตกต่างกันที่ โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1 และแบบที่ 2 ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วยพลังงานที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นดีโอบี ส่วนโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วยการปรับปริมาณกระแสผลิตภัณฑ์ ทำให้ได้ค่าไอเอชไอของรูปโครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1 มีค่า 0.3298 และโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 มีค่า 0.234643 ค่าไอเอชไอ เป็นตัวบ่งชี้ถึงปริมาณนอร์มัลบิวเทนในหอกลั่นดีโอบี ซึ่งจากการเปรียบเทียบผลการรบกวนด้วยการเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกและการรบกวนกระบวนการด้วยการเพิ่มอัตราการไหลของกระแสการรีไซเคิล ที่ค่ากำลังการผลิตเดียวกัน ของโครงสร้างการอ้างอิงแบบที่ 1 พบว่า โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 มีค่าไอเอชไอของควมบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์เป็น 0.234643 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 มีค่า 0.270618 และ โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 มีค่า 0.271211 และค่าไอเอชไอรวมของโครงสร้างการควบคุมก็มีแนวโน้มเดียวกันด้วย

6.1.2 กรณีเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 419.5 องศาฟาเรนไฮด์

เมื่อรบกวนอุณหภูมิเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 419.5 องศาฟาเรนไฮด์ พบว่า ในรูปควบคุมควมบริสุทธิ์ของกระแสผลิตภัณฑ์ ค่าไอเอชไอของโครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1 มีค่าเป็น 0.2811 โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 2 มีค่า 0.2560 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 มีค่า 0.2155 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 มีค่า 0.2441 และโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 มีค่าเป็น 0.2451 ซึ่งพบว่าผลที่ได้มีค่าสอดคล้องกับกรณีแรก และค่าไอเอชไอรวมของโครงสร้างการควบคุมก็มีแนวโน้มเดียวกันด้วย

6.1.3 กรณีเปลี่ยนค่าอัตราการไหลกระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*ไมล ต่อชั่วโมง

เมื่อเพิ่มอัตราการไหลกระแสการรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*ไมล/ชั่วโมง พบว่าโครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1 มีค่าไอเออี ในรูปของการควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ 0.5239 โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 2 มีค่า 0.0503 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 1 มีค่า 0.4053 โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 มีค่า 0.0490 และโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 มีค่า 0.0499 และค่าไอเออีรวมของโครงสร้างการควบคุมก็มีแนวโน้มเดียวกันด้วย

จากข้อมูลที่แสดงในตารางที่ 6.1 เป็นข้อมูลที่บอกถึงโครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 เป็นโครงสร้างการควบคุมที่ดีที่สุดสำหรับกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน

ตารางที่ 6.1 สรุปผลค่าไอเออีของโครงสร้างการควบคุม

ก. เมื่อเพิ่มอุณหภูมิเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 400 องศาฟาเรนไฮด์

	เศษส่วนโดย โมลของ นอร์มัลบิวเทน	ลูบความดัน หอกลันดีไอปี	ลูบความดัน หอกลันเพิร์จ	ลูบอุณหภูมิ	ค่าไอเออี รวม
โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1	0.3298	0.1507	0.0044	0.5634	1.0483
โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 2	0.2744	0.1306	0.0038	0.5686	0.9774
โครงสร้าง 1	0.2346	0.0614	0.0044	0.5553	0.8557
โครงสร้าง 2	0.2706	0.1292	0.0037	0.4095	0.8130
โครงสร้าง 3	0.2712	0.1293	0.0039	0.4330	0.8374

ข. เพิ่มอุณหภูมิเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบอะเดียบาติกเป็น 409.5 องศาฟาเรนไฮด์

	เศษส่วนโดยโมล ของนอร์มัลบิวเทน	ลูปความดัน หอกัลันดีไอบี	ลูปความดัน หอกัลันเพิร์จ	ลูป อุณหภูมิ	ค่าไอเอเอนี รวม
โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1	0.5929	0.2977	0.0088	1.0575	1.9574
โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 2	0.5611	0.2809	0.0051	1.0501	1.8971
โครงสร้าง 1	0.4089	0.1119	0.0088	1.0474	1.5768
โครงสร้าง 2	0.5591	0.2230	0.0049	0.9549	1.7419
โครงสร้าง 3	0.5599	0.2736	0.0058	0.9785	1.8180

ค. เพิ่มอัตราการไหลกระแสรีไซเคิลเป็น 1000 ปอนด์*โมล/ชั่วโมง

	เศษส่วนโดยโมล ของนอร์มัลบิวเทน	ลูปความดัน หอกัลันดีไอบี	ลูปความดัน หอกัลันเพิร์จ	ลูป อุณหภูมิ	ค่าไอเอเอนี รวม
โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 1	0.5239	0.2790	0.0169	1.9393	2.7591
โครงสร้างอ้างอิงแบบที่ 2	0.0503	0.0776	0.0178	1.7397	1.8854
โครงสร้าง 1	0.4053	0.1813	0.0164	1.8450	2.4485
โครงสร้าง 2	0.0490	0.0770	0.0179	1.6589	1.8028
โครงสร้าง 3	0.0499	0.0789	0.0181	1.6691	1.8161

6.2 ข้อเสนอแนะสำหรับงานวิจัย

1. โครงสร้างการควบคุมที่สามารถควบคุมปริมาณสารตั้งต้นที่กระแสป้อนเข้ากระบวนการโดยการตรวจจับปริมาณนอร์มัลบิวเทนก่อนเข้าสู่การรีไซเคิลเพื่อให้เกิดการสมดุลในกระบวนการ



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รายการอ้างอิง

- A.C. Dimain, A.J. Groenendijk and P. Iedema, Systems analysis in handling impurities in complex plants, Computers chem. Eng., vol 20, 1996, pp. s805-s810.
- Alexander J. Groenendijk, Alexandre C. Dimian and Piet D. Iedema, System approach for evaluating dynamics and plantwide control of complex plants, AIChE J., vol. 46, 2000, pp. 133-145.
- Arkun Y. and Downs J., General method to calculate input-output gains the relative gain array for integrating process, Computer Chem. Eng., vol. 14, 1990, pp.1101-1110.
- Arnon Arbel, Irven H. Rinard, and Reuel Shinnar, Dynamic and control of fluidized catalytic crackers. 4. the impact of design on partial control, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 36, 1997, pp. 747-759.
- Bilous, O. and Amundson, N. R., Chemical reactor stability and sensitivity," AIChE J., vol. 1, 1955, pp.513-521.
- Buckley, P.S., Techniques of Process Control, New York: Wiley, 1964.
- Cantrell, J. G., Elliott, T. R., and Luyben, W. L., Effect of feed characteristics on the controllability of binary distillation columns," Ind. Eng. Chem Res., vol. 34, 1995, pp. 3027-3036.
- Chang Jin-Wen and Yu Cheng-Ching, Relative gain for non-square multivariable systems, Chem. Eng. Sci., vol. 45, 1990, pp. 1309-1323.
- Dimian, A.C., Groenendijk, A.J., Kersten, S.R.A., and Iedema, P. D., Effect of recycle interaction on dynamics and control of complex plants, Computers chem. Eng., vol. 21, 1997, pp. s291-s296.
- Erik A. Wolff and Sigurd Skogestad, Temperature cascade control of distillation columns, Ind. Eng. Chem. Res., vol.35, 1996, pp.475-484.
- Haggblom Kurt E., Analytical approach to evaluation of distillation control structures by frequency-dependent relative gains, Computers Chem. Eng., vol. 21, 1997, pp.1441-1449.

- Karismose Jens, Koggersboi Arne, Jensen Niels and Jogensen Sten Bay, Two-stage procedure for control structure analysis and design, Computer Chem. Eng., vol. 18, 1993, pp. s465-s470.
- Kurt E. Haggblom, Analytical approach to evaluation of distillation control structure by frequency-dependent relative gains, Computer Chem. Eng., vol. 21, 1997, pp. 1441-1449.
- Luyben, M. L., Tyreus, B. D., Luyben, W. L., Plantwide control design procedure, AIChE J., vol. 43, 1997, pp. 3161-3174.
- Luyben, M., Luyben, W., Design and control of a complex process involving two reaction steps, three distillation columns, and two recycle streams, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 34, 1995, pp. 3885-3898.
- Luyben, M.L., tyreus, B.D., Luyben, W.L., Analysis of control structures for reaction/separation/recycle processes with second-order reactions, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 35, 1996, pp. 758-771.
- Luyben, W.L., Dynamics and control of recycle systems: 2. comparison of alternative process designs, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 32, 1993, pp. 476-486.
- Micheal L. Luyben and William L. Luyben, Design and control of a complex process involving two reaction steps, three distillation columns, and two recycle streams, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 34, 1995, pp. 3885-3898.
- Ping Wang and Thomas McAvoy, Synthesis of plantwide control systems using a dynamic model and optimization, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 40, 2001, pp. 5732-5742.
- S. Skogestad and K. Hayre, The use of RGA and condition number as robustness measures, Computer Chem. Eng., vol. 20, 1996, pp. s1005-s1010.
- S. Zeghal and A.N. Palazoglu, Interaction measures and decentralized control of chemical plants, European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 1996, pp. s335-s341.
- Shyh-Hong Hwang, Geometric interpretation and measures of dynamic interactions in multivariable control systems, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 34, 1995, pp. 225-236.

- Stephanopoulos, G., Synthesis of control systems for chemical plants-A challenge for creativity, Computer Chem. Eng., vol.7,1983, pp. 331-365.
- Stephanopoulos, G., Christine, N., Perspectives on the synthesis of plantwide control structures, Journal of Process Control, vol. 10, 2000, pp. 97-111.
- Tyreus, B.D., and Luyben, W.L. " Dynamic and Control of Recycle Systems: 4. Ternary systems with one or two recycle streams, Ind. Eng. Chem.Res., vol. 32, 1993, pp. 1154-1162.
- William L. Luyben, Impact of reaction activation energy on plantwide control structures in adiabatic tubular reactor systems, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 39, 2000, pp. 2345-2354.
- Wu, K. L., Yu C., Operability for processes with recycles: interaction between design and operation with application to the Tennessee Eastman challenge process", Ind. Eng. Chem. Res., vol. 36, 1997, pp.2239-2251.
- Yu, C.C.,and Luyben,W.L., Use of multiple temperatures for the control of multicomponent distillation columns, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., vol. 23, 1984, pp. 590-597.
- Zhu Zhong-Xiang, Variable pairing selection based on individual and overall interaction measures, Ind. Eng. Chem. Res., vol.35, 1996,pp.4091-4099.



ภาคผนวก

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ข้อมูลการเลียนแบบกระบวนการสภาวะคงตัว

ก.1 กระบวนการไอโซเมอไรเซชันนิวเทนแบบปฏิกิริยาผันกลับไม่ได้

ตาราง ก.1.1 ค่าพารามิเตอร์ของอุปกรณ์

ตั้งปฏิกิริยา	เส้นผ่าศูนย์กลาง , ฟุต	7
	ความยาว , ฟุต	18
	ขนาด, ลูกบาศก์ฟุต	693
	พื้นที่ ตารางฟุต	1000
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	ขนาดเซลล์ , ลูกบาศก์ฟุต	21
	ขนาดทิวป์ , ลูกบาศก์ฟุต	21
หอกลับดีไอบี	เส้นผ่าศูนย์กลาง, ฟุต	16
	จำนวนเทรย์	50
	เทรย์ที่ป้อนเข้า	20/30
	รีฟลักซ์เรทิโอ	7.3
	ขนาดรีฟลักซ์ดรัม , ลูกบาศก์ฟุต	1700
	ขนาดเบส ,ลูกบาศก์ฟุต	2000
หอกลับเพิร์จ	เส้นผ่าศูนย์กลาง , ฟุต	6
	จำนวนเทรย์	20
	เทรย์ที่ป้อนเข้า	11
	รีฟลักซ์เรทิโอ	0.8
	ขนาดรีฟลักซ์ดรัม , ลูกบาศก์ฟุต	370
	ขนาดเบส ,ลูกบาศก์ฟุต	400
พลัดคอนเดนเซอร์	ขนาด, ลูกบาศก์ฟุต	340
ค่าทางจลนพลศาสตร์ $Keq = e^{(A-B)T}$	AF, 1/h	4E+4
	EF, Btu/lb.mol	3E+4

ตารางก.1.2 ค่าพารามิเตอร์ของสตรีมในกระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทนสภาวะ
คงตัวมวลสาร

	11	2	3	2-1	3-1	4
เศษส่วนการกลายเป็นไอ	0	0	0	0.1523	0.1448	0
อุณหภูมิ (ฟาเรนไฮด์)	124.9	121.2	143.9	86.54	111.2	108.9
ความดัน (พีเอสไอเอ)	101.6	100	104	60	65.47	65
อัตราการไหล (ปอนด์*โมล/ชม.)	870.1	550.1	900	550.1	900	870.1
ความร้อน (บีทียู/ชม)	-5.562E+7	-3.548E+7	-5.612E+7	-3.548E+7	-5.612E+7	-5.503E+7
	5	5-1	4-1-1	9	10	6
เศษส่วนการกลายเป็นไอ	0	0.1158	0	1	1	0
อุณหภูมิ (ฟาเรนไฮด์)	173.8	148.3	120	390.1	424.4	298.6
ความดัน (พีเอสไอเอ)	66	46	865	684	681.3	677.3
อัตราการไหล (ปอนด์*โมล/ชม.)	29.89	29.89	870.1	870.1	870.1	870.1
ความร้อน (บีทียู/ชม)	-2.177E+6	-2.177E+6	-5.465E+7	-4.228E+7	-4.228E+7	-4.854E+7
	7	PFD	1	13	14	12
เศษส่วนการกลายเป็นไอ	0	0	0	0	0	0
อุณหภูมิ (ฟาเรนไฮด์)	120	90	90.44	120	125	124.9
ความดัน (พีเอสไอเอ)	865	300	102.4	866	662.3	109.1
อัตราการไหล (ปอนด์*โมล/ชม.)	870.1	580	580	870.1	870.1	870.1
ความร้อน (บีทียู/ชม)	-5.465E+7	-3.725E+7	-3.725E+7	-5.465E+7	-5.56E+7	-5.563E+7
	8					
เศษส่วนการกลายเป็นไอ	0					
อุณหภูมิ (ฟาเรนไฮด์)	292					
ความดัน (พีเอสไอเอ)	861.2					
อัตราการไหล (ปอนด์*โมล/ชม.)	870.1					
ความร้อน (บีทียู/ชม)	-4.839E+7					

เศษส่วนโมด

	1	2	3	2-1	3-1	4
โพรเพน	0	0.0211	0	0.0211	0	0
ไอโซบิวเทน	0.7098	0.9589	0.2548	0.9589	0.2548	0.2636
นอร์มัลบิวเทน	0.2872	0.02	0.7101	0.02	0.7101	0.7334
ไอโซเพนเทน	0.003	0	0.0351	0	0.0351	0.003
	5	5-1	4-4-1	9	10	6
โพรเพน	0	0	0	0	0	0
ไอโซบิวเทน	0.0004	0.0004	0.2629	0.2629	0.7098	0.7098
นอร์มัลบิวเทน	0.0295	0.0295	0.7341	0.7341	0.2872	0.2872
ไอโซเพนเทน	0.9702	0.9702	0.003	0.003	0.003	0.003
	7	PFD	1	13	14	12
โพรเพน	0	0.02	0.02	0	0	0
ไอโซบิวเทน	0.2636	0.24	0.24	0.2636	0.7098	0.7098
นอร์มัลบิวเทน	0.7334	0.69	0.69	0.7334	0.2872	0.2872
ไอโซเพนเทน	0.003	0.05	0.05	0.003	0.003	0.003
	8					
โพรเพน	0					
ไอโซบิวเทน	0.2629					
นอร์มัลบิวเทน	0.7341					
ไอโซเพนเทน	0.003					

ค่าพลังงาน

	Condenser q	Reboiler q	Condenser qq	Reboiler qq
ความร้อน (บีทียู/ชม.)	2.968E+07	3.095E+07	1.328E+07	1.215E+07
	E1	E2	E3	
ความร้อน (บีทียู/ชม.)	2.344E+05	6.109E+06	7.085E+06	

สถาบันวิทยบริการ
วลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข

Tray Sizing 1

TRAY PRESSURE DROPS: Section_1

Tray	Delta P [psi]	Delta P (ht of liq) [in]	Dry Delta P (ht of liq) [in]
50__Main TS	7.983E-02	4.277	2.385
49__Main TS	7.998E-02	4.286	2.393
48__Main TS	8.002E-02	4.289	2.395
47__Main TS	7.999E-02	4.287	2.394
46__Main TS	7.994E-02	4.284	2.391
45__Main TS	7.988E-02	4.281	2.388
44__Main TS	7.981E-02	4.277	2.384
43__Main TS	7.974E-02	4.273	2.381
42__Main TS	7.967E-02	4.268	2.377
41__Main TS	7.959E-02	4.264	2.373
40__Main TS	7.951E-02	4.259	2.369
39__Main TS	7.943E-02	4.255	2.365
38__Main TS	7.935E-02	4.250	2.361
37__Main TS	7.927E-02	4.245	2.357
36__Main TS	7.919E-02	4.240	2.352
35__Main TS	7.911E-02	4.235	2.348
34__Main TS	7.902E-02	4.230	2.344
33__Main TS	7.894E-02	4.225	2.340
32__Main TS	7.886E-02	4.220	2.335
31__Main TS	7.878E-02	4.215	2.331
30__Main TS	8.214E-02	4.395	2.327
29__Main TS	8.243E-02	4.410	2.343

28__Main TS	8.235E-02	4.405	2.338
27__Main TS	8.226E-02	4.400	2.334
26__Main TS	8.216E-02	4.393	2.329
25__Main TS	8.205E-02	4.386	2.323
24__Main TS	8.191E-02	4.377	2.316
23__Main TS	8.176E-02	4.368	2.308
22__Main TS	8.159E-02	4.356	2.299
21__Main TS	8.139E-02	4.343	2.288
20__Main TS	8.419E-02	4.488	2.275
19__Main TS	8.765E-02	4.673	2.459
18__Main TS	8.767E-02	4.675	2.461
17__Main TS	8.767E-02	4.675	2.461
16__Main TS	8.766E-02	4.675	2.460
15__Main TS	8.764E-02	4.674	2.459
14__Main TS	8.761E-02	4.673	2.458
13__Main TS	8.757E-02	4.671	2.456
12__Main TS	8.753E-02	4.669	2.454
11__Main TS	8.748E-02	4.666	2.452
10__Main TS	8.743E-02	4.663	2.449
9__Main TS	8.736E-02	4.659	2.446
8__Main TS	8.729E-02	4.655	2.442
7__Main TS	8.721E-02	4.650	2.438
6__Main TS	8.711E-02	4.644	2.433
5__Main TS	8.700E-02	4.637	2.427
4__Main TS	8.687E-02	4.629	2.421
3__Main TS	8.673E-02	4.619	2.413
2__Main TS	8.656E-02	4.608	2.404
1__Main TS	8.637E-02	4.594	2.393

DOWNCOMER RESULTS: Section_1.

TRAY	DC Backup [%]	DC Backup (liq ht) [in]	DC Head Loss [in]	DC Res. Time (second)
50__Main TS	35.269	8.464	0.849	3.047
49__Main TS	35.322	8.477	0.852	3.048
48__Main TS	35.334	8.480	0.852	3.048
47__Main TS	35.326	8.478	0.852	3.048
46__Main TS	35.309	8.474	0.851	3.048
45__Main TS	35.287	8.469	0.850	3.048
44__Main TS	35.264	8.463	0.849	3.048
43__Main TS	35.238	8.457	0.848	3.048
42__Main TS	35.212	8.451	0.846	3.048
41__Main TS	35.184	8.444	0.845	3.048
40__Main TS	35.156	8.437	0.843	3.048
39__Main TS	35.127	8.430	0.842	3.048
38__Main TS	35.097	8.423	0.840	3.048
37__Main TS	35.067	8.416	0.839	3.049
36__Main TS	35.036	8.409	0.837	3.049
35__Main TS	35.006	8.401	0.836	3.049
34__Main TS	34.975	8.394	0.834	3.049
33__Main TS	34.944	8.387	0.833	3.049
32__Main TS	34.913	8.379	0.831	3.050
31__Main TS	34.881	8.372	0.829	3.050
30__Main TS	38.664	9.279	1.327	2.672
29__Main TS	38.716	9.292	1.325	2.678
28__Main TS	38.683	9.284	1.323	2.678
27__Main TS	38.644	9.274	1.320	2.678
26__Main TS	38.597	9.263	1.317	2.678
25__Main TS	38.543	9.250	1.313	2.679

24__Main TS	38.478	9.235	1.308	2.679
23__Main TS	38.402	9.216	1.302	2.680
22__Main TS	38.312	9.195	1.295	2.681
21__Main TS	38.205	9.169	1.286	2.683
20__Main TS	41.932	10.064	1.836	2.464
19__Main TS	42.721	10.253	1.839	2.509
18__Main TS	42.739	10.257	1.841	2.508
17__Main TS	42.747	10.259	1.842	2.508
16__Main TS	42.749	10.260	1.843	2.508
15__Main TS	42.747	10.259	1.843	2.507
14__Main TS	42.742	10.258	1.843	2.507
13__Main TS	42.734	10.256	1.843	2.507
12__Main TS	42.722	10.253	1.842	2.506
11__Main TS	42.706	10.249	1.841	2.506
10__Main TS	42.686	10.245	1.840	2.506
9__Main TS	42.660	10.239	1.838	2.505
8__Main TS	42.629	10.231	1.836	2.505
7__Main TS	42.591	10.222	1.833	2.505
6__Main TS	42.544	10.210	1.829	2.505
5__Main TS	42.488	10.197	1.824	2.505
4__Main TS	42.421	10.181	1.818	2.505
3__Main TS	42.343	10.162	1.811	2.505
2__Main TS	42.248	10.139	1.802	2.506
1__Main TS	42.131	10.111	1.792	2.506

Tray	DC Velocity [USGPM/ft ²]	DC Velocity [ft/s]	DC Design Vel. [USGPM/ft ²]	DC Design Vel. [ft/s]	DC Load Factor
50__Main TS	103.895	0.231	205.146	0.457	1.504
49__Main TS	104.042	0.232	205.115	0.457	1.503
48__Main TS	104.069	0.232	205.104	0.457	1.502
47__Main TS	104.043	0.232	205.102	0.457	1.503
46__Main TS	103.994	0.232	205.104	0.457	1.503
45__Main TS	103.933	0.232	205.108	0.457	1.504
44__Main TS	103.864	0.231	205.114	0.457	1.504
43__Main TS	103.787	0.231	205.121	0.457	1.505
42__Main TS	103.708	0.231	205.129	0.457	1.506
41__Main TS	103.622	0.231	205.138	0.457	1.506
40__Main TS	103.536	0.231	205.148	0.457	1.507
39__Main TS	103.446	0.230	205.158	0.457	1.508
38__Main TS	103.352	0.230	205.170	0.457	1.509
37__Main TS	103.256	0.230	205.181	0.457	1.510
36__Main TS	103.160	0.230	205.192	0.457	1.511
35__Main TS	103.062	0.230	205.204	0.457	1.512
34__Main TS	102.964	0.229	205.217	0.457	1.513
33__Main TS	102.866	0.229	205.229	0.457	1.513
32__Main TS	102.767	0.229	205.242	0.457	1.514
31__Main TS	102.666	0.229	205.256	0.457	1.515
30__Main TS	129.875	0.289	205.272	0.457	1.316
29__Main TS	129.782	0.289	205.279	0.457	1.317
28__Main TS	129.670	0.289	205.290	0.457	1.317
27__Main TS	129.534	0.289	205.305	0.457	1.318
26__Main TS	129.366	0.288	205.326	0.457	1.319
25__Main TS	129.161	0.288	205.353	0.458	1.321
24__Main TS	128.915	0.287	205.388	0.458	1.322
23__Main TS	128.618	0.287	205.432	0.458	1.324

22__Main TS	128.267	0.286	205.487	0.458	1.327
21__Main TS	127.838	0.285	205.561	0.458	1.330
20__Main TS	152.747	0.340	205.665	0.458	1.195
19__Main TS	152.871	0.341	205.643	0.458	1.195
18__Main TS	152.949	0.341	205.627	0.458	1.194
17__Main TS	152.995	0.341	205.613	0.458	1.194
16__Main TS	153.025	0.341	205.603	0.458	1.194
15__Main TS	153.041	0.341	205.593	0.458	1.194
14__Main TS	153.046	0.341	205.586	0.458	1.194
13__Main TS	153.038	0.341	205.580	0.458	1.194
12__Main TS	153.017	0.341	205.576	0.458	1.194
11__Main TS	152.979	0.341	205.576	0.458	1.194
10__Main TS	152.924	0.341	205.577	0.458	1.194
9__Main TS	152.848	0.341	205.582	0.458	1.195
8__Main TS	152.746	0.340	205.590	0.458	1.195
7__Main TS	152.614	0.340	205.604	0.458	1.196
6__Main TS	152.449	0.340	205.622	0.458	1.197
5__Main TS	152.246	0.339	205.647	0.458	1.198
4__Main TS	152.001	0.339	205.680	0.458	1.199
3__Main TS	151.705	0.338	205.723	0.458	1.201
2__Main TS	151.342	0.337	205.782	0.458	1.202
1__Main TS	150.895	0.336	205.870	0.459	1.205

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

TRAY FLOODING RESULTS: Section_1

Tray	Flooding [%]	Vapour Load [ACFM]	Weir Load [USGPM/ft]	Liq Ht Over Weir [in]	Flood Capacity
50__Main TS	69.570	659.721	54.178	1.338	0.442
49__Main TS	69.694	660.873	54.255	1.339	0.442
48__Main TS	69.726	661.159	54.269	1.339	0.442
47__Main TS	69.712	661.009	54.256	1.339	0.442
46__Main TS	69.678	660.668	54.230	1.339	0.442
45__Main TS	69.635	660.238	54.199	1.338	0.442
44__Main TS	69.587	659.768	54.162	1.338	0.442
43__Main TS	69.536	659.268	54.122	1.337	0.442
42__Main TS	69.482	658.741	54.081	1.336	0.442
41__Main TS	69.426	658.207	54.036	1.335	0.442
40__Main TS	69.368	657.647	53.991	1.335	0.442
39__Main TS	69.310	657.085	53.944	1.334	0.442
38__Main TS	69.250	656.509	53.896	1.333	0.442
37__Main TS	69.189	655.930	53.846	1.332	0.442
36__Main TS	69.128	655.349	53.795	1.331	0.442
35__Main TS	69.066	654.758	53.744	1.331	0.442
34__Main TS	69.004	654.164	53.693	1.330	0.442
33__Main TS	68.942	653.575	53.642	1.329	0.442
32__Main TS	68.879	652.979	53.590	1.328	0.442
31__Main TS	68.816	652.379	53.538	1.327	0.442
30__Main TS	71.543	651.754	67.727	1.557	0.442
29__Main TS	71.733	653.973	67.678	1.557	0.442
28__Main TS	71.670	653.397	67.620	1.556	0.442
27__Main TS	71.600	652.752	67.549	1.555	0.442
26__Main TS	71.518	652.026	67.461	1.553	0.442
25__Main TS	71.422	651.188	67.354	1.552	0.442

24__Main TS	71.309	650.218	67.226	1.550	0.442
23__Main TS	71.178	649.099	67.071	1.547	0.442
22__Main TS	71.024	647.794	66.888	1.544	0.442
21__Main TS	70.841	646.267	66.664	1.541	0.442
20__Main TS	73.219	644.408	79.654	1.740	0.442
19__Main TS	75.529	670.054	79.718	1.741	0.442
18__Main TS	75.557	670.247	79.759	1.742	0.442
17__Main TS	75.568	670.285	79.783	1.742	0.442
16__Main TS	75.567	670.215	79.799	1.742	0.442
15__Main TS	75.559	670.078	79.807	1.743	0.442
14__Main TS	75.545	669.893	79.809	1.743	0.442
13__Main TS	75.526	669.667	79.805	1.742	0.442
12__Main TS	75.502	669.400	79.795	1.742	0.442
11__Main TS	75.471	669.084	79.775	1.742	0.442
10__Main TS	75.435	668.722	79.746	1.742	0.442
9__Main TS	75.389	668.284	79.706	1.741	0.442
8__Main TS	75.335	667.785	79.653	1.740	0.442
7__Main TS	75.270	667.207	79.584	1.739	0.442
6__Main TS	75.192	666.520	79.498	1.738	0.442
5__Main TS	75.101	665.732	79.392	1.736	0.442
4__Main TS	74.993	664.816	79.265	1.734	0.442
3__Main TS	74.866	663.754	79.110	1.732	0.442
2__Main TS	74.715	662.497	78.921	1.729	0.442
1__Main TS	74.528	660.935	78.688	1.726	0.442

LIQUID PROFILE (FROM TRAY)

Tray	Mass Flow [lb/hr]	Liq Flow [USGPM]	Mole Wt.	Temperature [F]	Density [lb/ft ³]	Viscosity [cP]	Surf Ten [dyne/cm]
50__Main TS	1.960E+05	757.261	57.983	122.398	32.271	1.307E-01	7.246
49__Main TS	1.962E+05	758.333	58.046	123.022	32.264	1.305E-01	7.236
48__Main TS	1.963E+05	758.529	58.071	123.394	32.262	1.304E-01	7.233
47__Main TS	1.962E+05	758.344	58.081	123.671	32.262	1.302E-01	7.233
46__Main TS	1.962E+05	757.989	58.085	123.915	32.264	1.301E-01	7.234
45__Main TS	1.960E+05	757.543	58.087	124.153	32.266	1.299E-01	7.237
44__Main TS	1.959E+05	757.037	58.088	124.393	32.268	1.298E-01	7.239
43__Main TS	1.958E+05	756.478	58.088	124.641	32.270	1.296E-01	7.242
42__Main TS	1.957E+05	755.904	58.088	124.897	32.273	1.295E-01	7.245
41__Main TS	1.955E+05	755.277	58.088	125.162	32.276	1.293E-01	7.249
40__Main TS	1.954E+05	754.647	58.088	125.435	32.280	1.291E-01	7.252
39__Main TS	1.952E+05	753.988	58.088	125.717	32.283	1.289E-01	7.256
38__Main TS	1.951E+05	753.308	58.089	126.006	32.287	1.288E-01	7.260
37__Main TS	1.949E+05	752.610	58.089	126.300	32.291	1.286E-01	7.265
36__Main TS	1.948E+05	751.908	58.089	126.599	32.295	1.284E-01	7.269
35__Main TS	1.946E+05	751.194	58.089	126.903	32.299	1.282E-01	7.273
34__Main TS	1.944E+05	750.482	58.090	127.210	32.303	1.280E-01	7.278
33__Main TS	1.943E+05	749.764	58.091	127.519	32.307	1.278E-01	7.282
32__Main TS	1.941E+05	749.043	58.093	127.831	32.311	1.276E-01	7.286
31__Main TS	1.940E+05	748.305	58.097	128.149	32.316	1.275E-01	7.291
30__Main TS	2.454E+05	946.628	58.106	128.484	32.321	1.273E-01	7.295
29__Main TS	2.452E+05	945.949	58.103	128.715	32.324	1.271E-01	7.298
28__Main TS	2.451E+05	945.134	58.101	129.002	32.327	1.270E-01	7.302
27__Main TS	2.448E+05	944.140	58.101	129.352	32.332	1.267E-01	7.307
26__Main TS	2.446E+05	942.918	58.101	129.768	32.338	1.265E-01	7.314

25__Main TS	2.442E+05	941.423	58.102	130.261	32.347	1.262E-01	7.322
24__Main TS	2.439E+05	939.628	58.104	130.843	32.357	1.259E-01	7.333
23__Main TS	2.434E+05	937.464	58.109	131.531	32.370	1.255E-01	7.346
22__Main TS	2.429E+05	934.904	58.123	132.350	32.386	1.251E-01	7.361
21__Main TS	2.422E+05	931.776	58.157	133.350	32.408	1.246E-01	7.379
20__Main TS	2.897E+05	1113.338	58.240	134.633	32.439	1.240E-01	7.399
19__Main TS	2.899E+05	1114.235	58.258	134.871	32.433	1.240E-01	7.393
18__Main TS	2.900E+05	1114.804	58.268	135.049	32.430	1.239E-01	7.388
17__Main TS	2.900E+05	1115.144	58.273	135.197	32.427	1.238E-01	7.384
16__Main TS	2.901E+05	1115.359	58.276	135.335	32.424	1.238E-01	7.381
15__Main TS	2.901E+05	1115.478	58.278	135.475	32.422	1.237E-01	7.378
14__Main TS	2.901E+05	1115.511	58.278	135.625	32.421	1.236E-01	7.376
13__Main TS	2.901E+05	1115.456	58.279	135.792	32.420	1.235E-01	7.375
12__Main TS	2.900E+05	1115.304	58.279	135.982	32.420	1.234E-01	7.374
11__Main TS	2.899E+05	1115.025	58.280	136.200	32.420	1.233E-01	7.373
10__Main TS	2.898E+05	1114.628	58.280	136.452	32.421	1.231E-01	7.374
9__Main TS	2.897E+05	1114.071	58.281	136.752	32.423	1.230E-01	7.375
8__Main TS	2.896E+05	1113.329	58.282	137.102	32.426	1.228E-01	7.378
7__Main TS	2.893E+05	1112.365	58.282	137.515	32.430	1.226E-01	7.381
6__Main TS	2.891E+05	1111.163	58.284	138.005	32.436	1.223E-01	7.386
5__Main TS	2.888E+05	1109.682	58.287	138.582	32.443	1.220E-01	7.393
4__Main TS	2.884E+05	1107.896	58.293	139.265	32.453	1.216E-01	7.401
3__Main TS	2.879E+05	1105.738	58.308	140.082	32.466	1.213E-01	7.411
2__Main TS	2.874E+05	1103.093	58.346	141.089	32.483	1.208E-01	7.422
1__Main TS	2.868E+05	1099.838	58.441	142.411	32.509	1.203E-01	7.434

VAPOUR PROFILE (TO TRAY)

Tray	Mass Flow [lb/hr]	Gas Flow [ACFM]	Mole Wt.	Temperature [F]	Density [lb/ft ³]	Viscosity [cP]	Pressure [psia]
50__Main TS	2.314E+05	3517.307	57.830	122.398	1.097	8.506E-03	100.067
49__Main TS	2.321E+05	3518.730	57.959	123.022	1.099	8.507E-03	100.148
48__Main TS	2.323E+05	3517.828	58.012	123.394	1.101	8.509E-03	100.228
47__Main TS	2.324E+05	3515.569	58.033	123.671	1.102	8.511E-03	100.308
46__Main TS	2.323E+05	3512.722	58.042	123.915	1.102	8.513E-03	100.389
45__Main TS	2.322E+05	3509.607	58.045	124.153	1.103	8.515E-03	100.469
44__Main TS	2.321E+05	3506.391	58.047	124.393	1.103	8.517E-03	100.549
43__Main TS	2.320E+05	3503.096	58.047	124.641	1.104	8.519E-03	100.630
42__Main TS	2.319E+05	3499.721	58.048	124.897	1.104	8.521E-03	100.710
41__Main TS	2.317E+05	3496.361	58.048	125.162	1.105	8.523E-03	100.790
40__Main TS	2.316E+05	3492.911	58.048	125.435	1.105	8.525E-03	100.870
39__Main TS	2.315E+05	3489.492	58.048	125.717	1.106	8.528E-03	100.951
38__Main TS	2.313E+05	3486.043	58.048	126.006	1.106	8.530E-03	101.031
37__Main TS	2.312E+05	3482.603	58.048	126.300	1.106	8.532E-03	101.111
36__Main TS	2.310E+05	3479.164	58.048	126.599	1.107	8.534E-03	101.191
35__Main TS	2.308E+05	3475.697	58.048	126.903	1.107	8.537E-03	101.272
34__Main TS	2.307E+05	3472.228	58.048	127.210	1.107	8.539E-03	101.352
33__Main TS	2.305E+05	3468.792	58.049	127.519	1.108	8.541E-03	101.432
32__Main TS	2.304E+05	3465.329	58.050	127.831	1.108	8.544E-03	101.512
31__Main TS	2.302E+05	3461.854	58.051	128.149	1.108	8.546E-03	101.592
30__Main TS	2.300E+05	3458.282	58.055	128.484	1.109	8.549E-03	101.677
29__Main TS	2.309E+05	3469.589	58.048	128.715	1.109	8.551E-03	101.761
28__Main TS	2.307E+05	3466.182	58.044	129.002	1.109	8.553E-03	101.845
27__Main TS	2.305E+05	3462.630	58.043	129.352	1.110	8.556E-03	101.929
26__Main TS	2.303E+05	3458.936	58.042	129.768	1.110	8.558E-03	102.013
25__Main TS	2.300E+05	3454.999	58.042	130.261	1.110	8.561E-03	102.097

24__Main TS	2.297E+05	3450.773	58.043	130.843	1.109	8.565E-03	102.182
23__Main TS	2.293E+05	3446.219	58.045	131.531	1.109	8.569E-03	102.266
22__Main TS	2.288E+05	3441.203	58.051	132.350	1.108	8.573E-03	102.350
21__Main TS	2.283E+05	3435.643	58.065	133.350	1.108	8.579E-03	102.434
20__Main TS	2.277E+05	3429.115	58.101	134.633	1.106	8.586E-03	102.521
19__Main TS	2.369E+05	3562.715	58.142	134.871	1.108	8.587E-03	102.609
18__Main TS	2.370E+05	3561.472	58.165	135.049	1.109	8.588E-03	102.697
17__Main TS	2.371E+05	3559.749	58.177	135.197	1.110	8.590E-03	102.785
16__Main TS	2.372E+05	3557.669	58.183	135.335	1.111	8.591E-03	102.873
15__Main TS	2.372E+05	3555.379	58.186	135.475	1.112	8.593E-03	102.961
14__Main TS	2.373E+05	3552.962	58.188	135.625	1.113	8.594E-03	103.048
13__Main TS	2.373E+05	3550.447	58.189	135.792	1.114	8.596E-03	103.136
12__Main TS	2.372E+05	3547.842	58.190	135.982	1.114	8.598E-03	103.224
11__Main TS	2.372E+05	3545.148	58.191	136.200	1.115	8.600E-03	103.312
10__Main TS	2.371E+05	3542.358	58.191	136.453	1.116	8.602E-03	103.400
9__Main TS	2.370E+05	3539.374	58.192	136.752	1.116	8.604E-03	103.488
8__Main TS	2.369E+05	3536.321	58.192	137.102	1.116	8.606E-03	103.576
7__Main TS	2.367E+05	3533.142	58.193	137.515	1.117	8.609E-03	103.664
6__Main TS	2.365E+05	3529.721	58.194	138.005	1.117	8.612E-03	103.752
5__Main TS	2.362E+05	3526.149	58.196	138.582	1.117	8.615E-03	103.840
4__Main TS	2.359E+05	3522.335	58.199	139.265	1.116	8.618E-03	103.927
3__Main TS	2.355E+05	3518.233	58.206	140.082	1.116	8.622E-03	104.015
2__Main TS	2.351E+05	3513.653	58.225	141.089	1.115	8.619E-03	104.103
1__Main TS	2.346E+05	3508.118	58.270	142.411	1.114	8.626E-03	104.118

Tray Sizing 2

TRAY PRESSURE DROPS: Section_1

Tray	Delta P [psi]	Delta P (ht of liq) [in]	Dry Delta P (ht of liq) [in]
20__Main TS	6.86E-02	3.480	1.867
19__Main TS	6.85E-02	3.473	1.861
18__Main TS	6.84E-02	3.468	1.857
17__Main TS	6.83E-02	3.465	1.854
16__Main TS	6.83E-02	3.462	1.851
15__Main TS	6.82E-02	3.459	1.848
14__Main TS	6.82E-02	3.456	1.846
13__Main TS	6.82E-02	3.453	1.843
12__Main TS	6.81E-02	3.450	1.840
11__Main TS	7.84E-02	3.970	1.838
10__Main TS	7.33E-02	3.708	1.577
9__Main TS	7.33E-02	3.701	1.573
8__Main TS	7.33E-02	3.693	1.567
7__Main TS	7.35E-02	3.686	1.559
6__Main TS	7.38E-02	3.688	1.552
5__Main TS	7.44E-02	3.707	1.552
4__Main TS	7.50E-02	3.740	1.560
3__Main TS	7.60E-02	3.794	1.591
2__Main TS	7.73E-02	3.863	1.644
1__Main TS	7.82E-02	3.914	1.684

DOWNCOMER RESULTS: Section_1

Tray	DC Backup [%]	DC Backup (liquid) [in]	DC Head Loss [in]	DC Res. Time (Second)
20__Main TS	27.908		0.214	4.455
19__Main TS	27.872	6.689	0.214	4.456
18__Main TS	27.849	6.684	0.213	4.457
17__Main TS	27.832	6.680	0.213	4.457
16__Main TS	27.816	6.676	0.213	4.457
15__Main TS	27.800	6.672	0.213	4.456
14__Main TS	27.786	6.669	0.212	4.456
13__Main TS	27.771	6.665	0.212	4.456
12__Main TS	27.758	6.662	0.212	4.455
11__Main TS	35.820	8.597	0.946	2.722
10__Main TS	34.691	8.326	0.941	2.643
9__Main TS	34.628	8.311	0.936	2.646
8__Main TS	34.568	8.296	0.932	2.646
7__Main TS	34.558	8.294	0.935	2.642
6__Main TS	34.697	8.327	0.954	2.626
5__Main TS	35.052	8.412	0.995	2.597
4__Main TS	35.555	8.533	1.050	2.565
3__Main TS	36.127	8.671	1.103	2.542
2__Main TS	36.678	8.803	1.143	2.536
1__Main TS	37.060	8.894	1.170	2.533

Tray	DC Velocity [USGPM/ft ²]	DC Velocity [ft/s]	DC Design Vel [USGPM/ft ²]	DC Design Vel [ft/s]	DC Load Factor
20__Main TS	56.234	0.125	212.287	0.473	2.219
19__Main TS	56.142	0.125	212.332	0.473	2.221
18__Main TS	56.091	0.125	212.361	0.473	2.223
17__Main TS	56.055	0.125	212.383	0.473	2.224
16__Main TS	56.026	0.125	212.403	0.473	2.225
15__Main TS	55.999	0.125	212.421	0.473	2.225
14__Main TS	55.973	0.125	212.439	0.473	2.226
13__Main TS	55.948	0.125	212.456	0.473	2.227
12__Main TS	55.926	0.125	212.472	0.473	2.227
11__Main TS	118.133	0.263	212.487	0.473	1.422
10__Main TS	117.813	0.262	212.612	0.474	1.425
9__Main TS	117.492	0.262	212.808	0.474	1.428
8__Main TS	117.251	0.261	213.118	0.475	1.431
7__Main TS	117.422	0.262	213.536	0.476	1.432
6__Main TS	118.614	0.264	213.934	0.477	1.425
5__Main TS	121.151	0.270	214.117	0.477	1.407
4__Main TS	124.455	0.277	214.052	0.477	1.385
3__Main TS	127.561	0.284	213.861	0.476	1.363
2__Main TS	129.851	0.289	213.678	0.476	1.348
1__Main TS	131.334	0.293	213.546	0.476	1.339

TRAY FLOODING RESULTS: Section_1

Tray	Flooding [%]	Vapour Load [ACFM]	Weir Load [USGPM/ft]	Liq Ht Over Weir [in]	Flood Capacity
20__Main TS	56.694	316.083	34.735	1.004	0.448
19__Main TS	56.603	315.572	34.678	1.003	0.448
18__Main TS	56.546	315.247	34.647	1.002	0.448
17__Main TS	56.501	314.983	34.625	1.002	0.448
16__Main TS	56.460	314.736	34.607	1.001	0.448
15__Main TS	56.418	314.489	34.590	1.001	0.448
14__Main TS	56.380	314.257	34.574	1.001	0.448
13__Main TS	56.341	314.028	34.558	1.000	0.448
12__Main TS	56.306	313.813	34.545	1.000	0.448
11__Main TS	62.465	313.593	72.970	1.680	0.448
10__Main TS	58.084	286.696	72.772	1.677	0.448
9__Main TS	57.913	285.832	72.574	1.674	0.448
8__Main TS	57.715	284.731	72.425	1.671	0.448
7__Main TS	57.538	283.470	72.530	1.673	0.448
6__Main TS	57.545	282.671	73.267	1.685	0.448
5__Main TS	57.977	283.593	74.834	1.710	0.448
4__Main TS	58.900	287.041	76.875	1.743	0.448
3__Main TS	60.050	292.016	78.793	1.774	0.447
2__Main TS	61.096	296.900	80.207	1.796	0.447
1__Main TS	61.851	300.532	81.124	1.811	0.447

LIQUID PROFILE (FROM TRAY)

Tray	Mass Flow [lb/hr]	Liq Flow [USGPM]	Mole Wt	Temperature [F]	Density [lb/ft3]	Viscosity [cP]	Surf Ten [dyne/cm]
20__Main TS	4.060E+04	148.550	58.245	110.554	34.077	1.398E-01	9.470
19__Main TS	4.055E+04	148.308	58.316	111.323	34.092	1.394E-01	9.475
18__Main TS	4.053E+04	148.173	58.388	111.791	34.101	1.393E-01	9.473
17__Main TS	4.051E+04	148.079	58.460	112.147	34.109	1.393E-01	9.470
16__Main TS	4.050E+04	148.001	58.533	112.462	34.115	1.393E-01	9.466
15__Main TS	4.049E+04	147.930	58.606	112.761	34.122	1.393E-01	9.462
14__Main TS	4.047E+04	147.861	58.678	113.053	34.128	1.393E-01	9.457
13__Main TS	4.046E+04	147.795	58.748	113.339	34.134	1.393E-01	9.453
12__Main TS	4.045E+04	147.736	58.817	113.619	34.140	1.393E-01	9.449
11__Main TS	8.547E+04	312.066	58.883	113.893	34.146	1.393E-01	9.444
10__Main TS	8.533E+04	311.222	59.127	115.682	34.185	1.388E-01	9.450
9__Main TS	8.526E+04	310.374	59.620	118.112	34.247	1.385E-01	9.447
8__Main TS	8.533E+04	309.736	60.554	121.886	34.347	1.385E-01	9.428
7__Main TS	8.579E+04	310.188	62.120	127.904	34.484	1.385E-01	9.375
6__Main TS	8.700E+04	313.336	64.297	136.632	34.619	1.381E-01	9.268
5__Main TS	8.905E+04	320.040	66.681	147.125	34.692	1.366E-01	9.100
4__Main TS	9.148E+04	328.767	68.728	157.129	34.690	1.344E-01	8.909
3__Main TS	9.364E+04	336.972	70.174	164.887	34.646	1.323E-01	8.744
2__Main TS	9.520E+04	343.020	71.066	169.998	34.601	1.308E-01	8.627
1__Main TS	9.619E+04	346.939	71.574	173.044	34.568	1.298E-01	8.554

VAPOUR PROFILE (TO TRAY)

Tray	Mass Flow [lb/hr]	Gas Flow [ACFM]	Mole Wt.	Temperature [F]	Density [lb/ft ³]	Viscosity [cP]	Pressure [psia]
20__Main TS	9.134E+04	2190.703	58.175	110.554	0.695	7.975E-03	65.057
19__Main TS	9.122E+04	2187.499	58.206	111.323	0.695	7.979E-03	65.118
18__Main TS	9.117E+04	2184.777	58.238	111.791	0.696	7.982E-03	65.179
17__Main TS	9.115E+04	2182.168	58.270	112.147	0.696	7.986E-03	65.240
16__Main TS	9.113E+04	2179.573	58.302	112.462	0.697	7.989E-03	65.302
15__Main TS	9.111E+04	2176.931	58.334	112.761	0.698	7.992E-03	65.363
14__Main TS	9.110E+04	2174.372	58.367	113.053	0.698	7.995E-03	65.424
13__Main TS	9.109E+04	2171.823	58.399	113.339	0.699	7.998E-03	65.485
12__Main TS	9.108E+04	2169.363	58.430	113.619	0.700	8.001E-03	65.546
11__Main TS	9.107E+04	2166.866	58.460	113.893	0.700	8.004E-03	65.613
10__Main TS	8.330E+04	1982.312	58.580	115.682	0.700	8.013E-03	65.680
9__Main TS	8.317E+04	1977.232	58.828	118.112	0.701	8.029E-03	65.747
8__Main TS	8.309E+04	1969.614	59.330	121.886	0.703	8.054E-03	65.813
7__Main TS	8.316E+04	1958.163	60.283	127.904	0.708	8.093E-03	65.880
6__Main TS	8.363E+04	1943.495	61.882	136.631	0.717	8.143E-03	65.948
5__Main TS	8.484E+04	1931.480	64.110	147.125	0.732	8.188E-03	65.992
4__Main TS	8.690E+04	1930.818	66.549	157.129	0.750	8.214E-03	66.058
3__Main TS	8.932E+04	1940.700	68.649	164.887	0.767	8.223E-03	66.126
2__Main TS	9.148E+04	1955.294	70.131	169.997	0.780	8.223E-03	66.195
1__Main TS	9.304E+04	1967.466	71.046	173.044	0.788	8.221E-03	66.205

ภาคผนวก ค

ค.1 การปรับแต่งพารามิเตอร์เครื่องควบคุม

เริ่มจากการปรับแต่งพารามิเตอร์เครื่องควบคุมที่ละวงแยกกันโดยใช้สมการคำนวณพารามิเตอร์เครื่องควบคุมของโคเฮน-คูน (Cohen Coon) (Stephanopoulos, 1984) ดังสมการทดสอบเสถียรภาพของวงควบคุมจนได้การตอบสนองที่มีเสถียรภาพ นำพารามิเตอร์เครื่องควบคุมที่ได้มาจำลองสถานการณ์พร้อมกันทั้งกระบวนการ ปรับแต่งพารามิเตอร์เครื่องควบคุมอีกครั้งจนได้การตอบสนองที่มีเสถียรภาพกระบวนการ

สมการเครื่องควบคุมชนิดพีไอ

$$Kc = \frac{1}{K} \frac{\tau}{t_d} \left(0.9 + \frac{t_d}{12\tau}\right) \quad (\text{ค.1})$$

$$\tau_I = t_d \left(\frac{30 + 3t_d/\tau}{9 + 20t_d/\tau}\right) \quad (\text{ค.2})$$

ปรับแต่งพารามิเตอร์กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน (โครงสร้างการควบคุมอ้างอิงแบบที่ 1)

- 1) จำลองสถานการณ์กระบวนการไอโซเมอร์ไรเซชันบิวเทน โดยมี หอกลั่นดีไอบี หอกลั่นเพิร์จ บีม เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เตาเผา เครื่องปฏิกรณ์เคมี
- 2) พล็อตคอนเดนเซอร์ โดยแบ่งลักษณะของกระบวนการออกเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนของการแยกสาร ที่ประกอบด้วยหน่วยย่อย คือ หอกลั่นดีไอบี และหอกลั่นเพิร์จ ส่วนที่ 2 คือส่วนของการเกิดปฏิกิริยา ได้แก่ เครื่องปฏิกรณ์เคมี และพล็อตคอนเดนเซอร์
- 3) พิจารณาที่ส่วนของการแยกสาร โดยพิจารณาหอกลั่นดีไอบี เป็นอันดับแรก กำหนดวงควบคุมหลัก คือ วงควบคุมของความดันในหอกลั่น และคุณภาพผลิตภัณฑ์ยอดหอ ใช้เครื่องควบคุมชนิดพีไอ วงควบคุมรองคือ อัตราการไหลกระแสรีฟลักซ์ ได้ค่าดังแสดงในตารางที่ ง.1
- 4) กำหนดระดับของเหลวที่ก้นหอ และยอดหอกลั่นดีไอบี ให้มีค่าเท่ากับ 2 ตามคำแนะนำของหนังสือกระบวนการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ (Luyben, 1998)
- 5) นำค่าการปรับแต่งพารามิเตอร์ดังกล่าวมาใช้ในโหมดอัตโนมัติ

- 6) พิจารณาน่วยหอกลับเพิร์จ โดยใช้หลักการพิจารณาเช่นเดียวกับการพิจารณาในหอกลับดีไอบี แล้วนำค่าการปรับแต่งพารามิเตอร์ดังกล่าวมาใช้ในโหมดอัตโนมัติ
- 7) พิจารณาส่วนของการเกิดปฏิกิริยา โดยวงควบคุมหลักคือ อุณหภูมิกระแสเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ โดยใช้สมการที่ ง.1 และ ง.2 นำค่าที่ได้ไปใช้ในโหมดอัตโนมัติ
- 8) พิจารณาน่วยฟลัดคอนเดนเซอร์ โดยวงควบคุมหลัก คือ อุณหภูมิกระแสเข้าสู่หอกลับดีไอบี และวงควบคุมรอง คือ อัตราการไหลกระแสเข้าสู่หอกลับดีไอบี โดยการหาค่าพารามิเตอร์ ของวงควบคุมหลัก ก่อนจากนั้นนำค่าที่ได้ไปใช้ในโหมดอัตโนมัติ และหาค่าพารามิเตอร์ ของวงควบคุมรอง ต่อไป
- 9) เมื่อได้ค่าการปรับแต่งพารามิเตอร์สำหรับทั้งส่วนของการแยกสาร และส่วนของการเกิดปฏิกิริยาแล้ว นำค่าทั้งหมดมาใช้ในโหมดอัตโนมัติ โดยการต่อทั้งส่วนเข้าด้วยกัน จะได้ค่าพารามิเตอร์ที่เสถียรสภาพ ดังตารางที่ ค.2.1



ค.2 สรุปค่าพารามิเตอร์เครื่องควบคุมของโครงสร้างการควบคุม

ตารางที่ ค.2.1 สรุปพารามิเตอร์เครื่องควบคุมของโครงสร้างการควบคุมทั้งหมด

	โครงสร้าง อ้างอิง 1		โครงสร้าง อ้างอิง 2		โครงสร้าง แบบที่ 1		โครงสร้าง แบบที่ 2		โครงสร้าง แบบที่ 3	
	K_c	τ_I	K_c	τ_I	K_c	τ_I	K_c	τ_I	K_c	τ_I
ดูบทความต้น หอกลับดีไอบี	2.35	1.68	2.35	1.68	2.35	1.68	2.35	1.68	2.35	1.68
ดูควบคุมคุณ ภาพผลิตภัณฑ์	0.5	60	0.5	60	3	100	0.5	60	0.5	60
ดูควบคุมระดับ ของเหลว	2	-	2	-	2	-	2	-	2	-
ดูบทความต้น หอกลับเพิร์จ	2.47	1.09	2.47	1.09	2.47	1.09	2.47	1.09	2.47	1.09
ดูอุณหภูมิ ขาเข้า เครื่องปฏิกรณ์	0.5	10	0.5	10	0.5	10	0.5	10	0.5	10
ดูอุณหภูมิ ขาออกจากฟลัด คอนเดนเซอร์	1	10	1	10	1	10	1	10	1	10
ดูอัตราการไหล กระแสป้อนกลับ	2	0.3	2	0.3	2	0.3	2	0.3	2	0.3
ดูควบคุม อุณหภูมิในถาด หอกลับเพิร์จ	-	-	-	-	-	-	2	30	2	30

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาวปิยพร ภูระณะกุล เกิดเมื่อวันที่ 23 กันยายน พ.ศ. 2519 สำเร็จการศึกษาระดับมัธยมศึกษาชั้นปีที่ 6 จากโรงเรียนระยองวิทยาคม เมื่อพ.ศ. 2538 สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี จากมหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ ประสานมิตร เมื่อปี พ.ศ. 2542 และเข้ารับการศึกษาคือต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2542



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย