

การสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหยน้ำสับประรด



นายดำเนิน เกียรติชูสกุล

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2544

ISBN 974-03-1095-8

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

MODELING AND CONTROL OF A PINEAPPLE JUICE EVAPORATOR

Mr. Damnern Kiatchoosakul

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

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 2001

ISBN 974-03-1095-8

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรด
โดย	นายดำเนิน เกียรติชูสกุล
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา	รองศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติสุขภกร
อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม	นายธิติพงศ์ หิรัญบุรณะ

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัย
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

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

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร. ธวัชชัย ชรินพานิชกุล)

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

..... อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม
(นายธิติพงศ์ หิรัญบุรณะ)

..... กรรมการ
(อาจารย์ ดร.มนตรี วงศ์ศรี)

ดำเนิน เกียรติชูสกุล : การสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรด.
(MODELING AND CONTROL OF A PINEAPPLE JUICE EVAPORATOR)

อ. ที่ปรึกษา : รองศาสตราจารย์ ดร. ไพศาล กิตติศุภกร,

อ. ที่ปรึกษาร่วม : นายธิติพงษ์ หิรัญบุญระ : 80 หน้า. ISBN 974-03-1095-8.

การควบคุมเครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหยเป็นที่รู้จักกันดีว่ามีความยุ่งยากเนื่องจากมีการกระทำระหว่างกันของสเตทหลายตัว ในปัจจุบันการควบคุมเครื่องทำระเหยใช้การควบคุมแบบแมนนวล ส่งผลให้ความเข้มข้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ที่ต้องการมีความผันแปรสูง และใช้ปริมาณไอน้ำสิ้นเปลือง ดังนั้นจึงเป็นเรื่องจำเป็นที่ต้องทำการศึกษาค้นคว้าหาตัวควบคุมที่สามารถประยุกต์ใช้ในการควบคุมเครื่องทำระเหยที่ได้สมรรถนะการควบคุมที่ดีกว่า การควบคุมแบบแมนนวล

ในงานวิจัยนี้ได้นำเสนอ สมรรถนะการควบคุมของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท แบบเจเนริกโมเดล และแบบพีไอ ในการควบคุมเครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหย ผลปรากฏว่าตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท แบบเจเนริกโมเดล และแบบพีไอ สามารถให้สมรรถนะในการควบคุมที่ใกล้เคียงกัน ในกรณีศึกษาที่ให้ตัวแปรรอบวน คือ ความเข้มข้นในสายป้อน เท่ากับ 8 เปอร์เซ็นต์ อย่างไรก็ตาม เมื่อพิจารณาถึงตัวแปรรอบวน คือ ความเข้มข้นในสายป้อน ที่ค่าอื่นๆ แล้ว ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดลให้ผลการตอบสนองการควบคุม ดีที่สุด คือ มีค่าไอเออี น้อยที่สุด แสดงว่า ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล สามารถประยุกต์ใช้ในการควบคุมเครื่องทำระเหยได้

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา 2544

ลายมือชื่อนิสิต.....
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม.....

4171428921 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEY WORD : EVAPORATOR / CONTROL / SFC / GMC

DAMNERN KIATCHOOSAKUL : MODELING AND CONTROL OF A PINEAPPLE JUICE EVAPORATOR.

THESIS ADVISOR : ASSOCIATE PROFESSOR PAISAN KITTISUPAKORN, PhD.,

THESIS COADVISOR : THITIPONG HIRANBURANA, [PAGES] pp.

ISBN 974-03-1059-8.

It has been well known that the control of a double-effect evaporator is difficult due to high interacting of states. Presently, the control of the evaporator is carried out in a manual mode resulting in the high variations of a desired product concentration and the high consumption of steam. Therefore, a controller that is applicable to control the evaporator with better control performance than obtained by the manual mode is needed

This research presents the control performance of State Feedback Controller (SFC), Generic Model Controller (GMC) and PI controller in the control of a double-effect evaporator. It was found that the GMC, SFC and PI controllers can provide equivalent control performances in the nominal case with the feed concentration disturbance of 8 percentage. However, with respect to other disturbances of feed concentration, the GMC controller gives a best control response; the IAE of the GMC controller is the least. This shows that the GMC is applicable to control the evaporator.

Department Chemical Engineering

Field of study Chemical Engineering

Academic year 2001

Student's signature.....

Advisor's signature.....

Co-advisor's signature.....

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลงได้ เนื่องจากได้รับคำปรึกษาและคำแนะนำเป็นอย่างดีจากท่านรองศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติสุขภกร อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ นายธิติพงษ์ หิรัญบุรณะ ที่ปรึกษาร่วม ผู้วิจัยจึงขอกราบขอบพระคุณเป็นอย่างสูงมา ณ โอกาสนี้

และขอขอบคุณท่านรองศาสตราจารย์ ดร.ธวัชชัย ชรินพาณิชกุล ประธานกรรมการสอบ ท่านอาจารย์ ดร. มนต์รี วงศ์ศรี กรรมการในการสอบโครงร่างและการสอบวิทยานิพนธ์ ซึ่งให้ข้อคิดที่เป็นประโยชน์ต่อการทำวิทยานิพนธ์เป็นอย่างมาก

ขอบคุณ พี่ๆ น้องๆ ในหน่วยวิจัยการควบคุมกระบวนการ สำหรับความช่วยเหลือในการให้คำแนะนำการใช้โปรแกรม MATLAB ที่ใช้ในงานวิจัย

ท้ายสุดนี้ ขอกราบขอบพระคุณ บิดา มารดา คุณพี่สมศรี เกียรติชูสกุล พี่ๆ น้องๆ และเพื่อนๆ ที่ให้การสนับสนุนและเป็นกำลังใจให้ตลอดมาจนสำเร็จการศึกษา

ดำเนิน เกียรติชูสกุล

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญภาพ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ญ

บทที่

1. บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย	2
1.3 ขอบเขตของการวิจัย	3
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	3
1.5 วิธีดำเนินการวิจัย	3
1.6 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลงานวิจัย	4
2. เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	6
2.1 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	6
2.2 แนวคิดและทฤษฎี.....	8
2.2.1 การควบคุมแบบป้อนกลับสเตท	8
2.2.2 การควบคุมแบบเจเนริกโมเดล	11
3. วิธีดำเนินการวิจัย.....	16
3.1 การศึกษาผลงานการวิจัยที่ผ่านมา	16
3.1.1 แบบจำลองของเครื่องทำระเหยแบบสองห้อง.....	17
3.1.2 แบบจำลองของตัวควบคุม.....	22
3.1.3 การทดสอบสมรรถนะของตัวควบคุม	28
3.2 การศึกษาการสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรดของโรงงาน.....	32
3.2.1 แบบจำลองของเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรด.....	33

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3.2.2 แบบจำลองของตัวควบคุม.....	35
3.2.3 การทดสอบความทนทานและสมรรถนะของตัวควบคุม.....	41
4. ผลการวิเคราะห์ข้อมูล.....	44
4.1 ผลการควบคุมแบบจำลองของงานวิจัยที่ผ่านมา.....	45
4.1.1 ผลการตอบสนองของลูปเปิดเมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเปลี่ยนไป.....	39
4.1.2 ผลการตอบสนองเมื่อตัวแปรบกพร่องมีการเปลี่ยนแปลงและมีตัวควบคุม.....	49
4.2 ผลการควบคุมแบบจำลองที่สร้างขึ้นจากเครื่องทำระเหยของโรงงานสับปะรด.....	60
4.2.1 ผลการตอบสนองของลูปเปิด.....	61
4.2.2 ผลการควบคุมเมื่อประยุกต์ใช้ตัวควบคุม หลังตัวแปรบกพร่องมีการเปลี่ยนแปลง.....	76
4.2.3 ผลการตอบสนองเมื่อแบบจำลองของตัวควบคุมมีความผิดพลาด.....	89
5. สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ.....	97
5.1 ผลการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา.....	97
5.2 ผลการควบคุมแบบจำลองที่สร้างขึ้นจากเครื่องทำระเหยของโรงงานสับปะรด.....	97
5.3 ข้อเสนอแนะ.....	99
รายการอ้างอิง.....	100
ประวัติผู้เขียน.....	103

สารบัญภาพ

ภาพประกอบ	หน้า
รูปที่ 2.1	แสดงแผนภาพของการควบคุมกระบวนการด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท 10
รูปที่ 2.2	แสดงแผนภาพของการควบคุมกระบวนการด้วยตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล 14
รูปที่ 2.3	แสดงลักษณะผลตอบสนองของตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดลที่ค่า ξ ต่างๆ 15
รูปที่ 3.1	เครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหยโดยมีสายป้อนจากทางด้านหลัง ที่ใช้ในงานวิจัยของ Runyon และคณะ 17
รูปที่ 3.2	ลักษณะรูปแบบการควบคุมเครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหย ที่ใช้ในการศึกษาขั้นต้น 20
รูปที่ 3.3	เครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหยของโรงงานลับปะรดแห่งหนึ่ง โดยมีสายป้อนเข้าจากทางด้านหน้า 32
รูปที่ 3.4	ลักษณะรูปแบบการควบคุมเครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหย ของโรงงานลับปะรด ที่นำเสนอสำหรับแบบจำลองที่สร้างขึ้น 35
รูปที่ 4.1	ผลการตอบสนองของลูบเปิด (b) เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเปลี่ยนไป ที่เวลา 1 ชั่วโมง จากผลงานวิจัยที่ใช้ศึกษา 45
รูปที่ 4.2	ผลการตอบสนองของลูบเปิดของตัวแปรควบคุมต่างๆ เมื่อความเข้มข้น ในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% เวลา 1 ชั่วโมง 46
รูปที่ 4.3	ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อน เพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง 49
รูปที่ 4.4	ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท เมื่อความเข้มข้น ในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง 52
รูปที่ 4.5	ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล เมื่อความเข้มข้น ในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง 55
รูปที่ 4.6	ผลการตอบสนองของลูบเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที 61
รูปที่ 4.7	ผลการตอบสนองของลูบเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที 64
รูปที่ 4.8	ผลการตอบสนองของลูบเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที 67

ภาพประกอบ	หน้า
รูปที่ 4.9 ผลการตอบสนองของลูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที	70
รูปที่ 4.10 ผลการตอบสนองของลูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 60 นาที	73
รูปที่ 4.11 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที	77
รูปที่ 4.12 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที	79
รูปที่ 4.13 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที	81
รูปที่ 4.14 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที	83
รูปที่ 4.15 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 60 นาที	85
รูปที่ 4.16 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที	90
รูปที่ 4.17 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที	91

รูปที่ 4.18 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีที่ความเข้มข้น ในสายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที	92
รูปที่ 4.19 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีที่ความเข้มข้น ในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที	93
รูปที่ 4.20 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และ แบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีที่ความเข้มข้น ในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 60 นาที	94

สารบัญตาราง

ตาราง		หน้า
ตารางที่ 3.1	ค่าสภาวะคงที่ของระบบ (Steady State Conditions).....	29
ตารางที่ 3.2	ค่าพารามิเตอร์ทางกายภาพของเครื่องทำระเหย	30
ตารางที่ 3.3	ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนเมื่อใช้การควบคุมแบบพีไอ.....	30
ตารางที่ 3.4	ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนสำหรับตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล	31
ตารางที่ 3.5	ค่าสภาวะคงที่ของแบบจำลองจากโรงงาน (Steady State Conditions).....	42
ตารางที่ 3.6	ค่าพารามิเตอร์ทางกายภาพของเครื่องทำระเหย	42
ตารางที่ 3.7	ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนสำหรับตัวควบคุมแบบพีไอ.....	43
ตารางที่ 3.8	ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนสำหรับตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล	43
ตารางที่ 4.1	ค่าไอเอชอีที่วัดได้จากการทดลอง เมื่อตัวแปรกระบวนการมีการเปลี่ยนแปลง ของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล.....	59
ตารางที่ 4.2	ค่าไอเอชอีที่วัดได้จากการทดลอง สำหรับความเข้มข้นสุดท้าย เมื่อตัวแปรกระบวนการมีการเปลี่ยนแปลงในระดับต่างๆ กันของการควบคุม แบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล	88
ตารางที่ 4.3	ค่าไอเอชอีที่วัดได้จากการทดลอง เปรียบเทียบเมื่อตัวแปรกระบวนการมีการ เปลี่ยนแปลงของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล เมื่อแบบจำลองของตัวควบคุมมีความผิดพลาด.....	96

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

กระบวนการระเหย คือ หน่วยปฏิบัติการในการเพิ่มความเข้มข้นของสารละลาย โดยการระเหยไอของตัวทำละลาย (ส่วนใหญ่เป็นน้ำ) ออกจากสารละลายของแข็งหรือของเหลวที่ไม่ระเหย (non-volatile solute) ในของเหลวที่ระเหยง่าย (volatile liquid) ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพ ในระดับความเข้มข้นที่ต้องการ

กระบวนการระเหยเป็นหน่วยปฏิบัติการที่ใช้กันอย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรม การผลิตอาหาร สารเคมี ยา น้ำผลไม้ นม กระดาษและเยื่อ และอื่นๆ อีกมากมาย โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อความสะดวกในการเก็บรักษาและการขนส่ง หรือเพื่อใช้ในการเตรียมวัตถุดิบสำหรับหน่วยปฏิบัติการต่อไป เช่น การทำแห้งด้วยการพ่นฝอย

ในอุตสาหกรรมอาหารและเครื่องดื่ม ส่วนใหญ่ผลิตภัณฑ์จะมีความทนทานต่อความร้อนต่ำ ดังนั้นกระบวนการระเหยจึงมักกระทำภายใต้ระบบสุญญากาศ เพื่อลดจุดเดือดในการระเหยและทำให้ผลิตภัณฑ์ไม่เสียหายจากการถูกทำลายด้วยความร้อน

ในอุตสาหกรรมนม มีการใช้กระบวนการระเหยเพื่อการผลิตนมข้นหวาน หรือการทำให้เนื้อมีความเข้มข้นพอเหมาะก่อนทำให้แห้งด้วยการพ่นฝอย เพื่อผลิตนมผง

ในอุตสาหกรรมน้ำตาล มีการใช้กระบวนการระเหยอย่างกว้างขวางเพื่อทำให้น้ำตาลเข้มข้นและเกิดการตกผลึก

ในอุตสาหกรรมน้ำผลไม้ในประเทศไทย จะมีการใช้กระบวนการระเหยในอุตสาหกรรมการผลิตสับปะรดเป็นส่วนใหญ่ เนื่องจากมีปริมาณน้ำสับปะรดมากพอ อันเป็นผลพลอยได้มาจากการคั้นน้ำสับปะรดที่ได้จากเนื้อและแกนสับปะรดที่ไม่สามารถถูกบรรจุลงกระป๋องได้ น้ำสับปะรดที่ได้เรียกว่า Single Strength Juice ซึ่งจะมีความหวานหรือปริมาณน้ำตาลประมาณ 8-14 บริกซ์ และจะถูกนำมาทำให้เข้มข้นมากขึ้นด้วยกระบวนการระเหยเพื่อความสะดวกในการเก็บรักษาและการขนส่ง โดยระดับความเข้มข้นที่เป็นที่ต้องการในตลาด คือ 60 บริกซ์ 65 บริกซ์ และ 72 บริกซ์

ในการควบคุมความเข้มข้นที่ได้จากกระบวนการระเหยมีหลายปัจจัยที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์และสภาวะในกระบวนการระเหย เช่น ความเข้มข้นและอัตราการไหลของสายป้อน ความดันของไอน้ำที่ใช้ เป็นต้น ดังนั้นการควบคุมจะต้องพิจารณาถึงความเปลี่ยนแปลงของสายป้อนและความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ที่ได้ รวมทั้งต้องปรับเปลี่ยนสภาวะในการระเหยให้เหมาะสมเพื่อให้กระบวนการระเหยดำเนินไปอย่างต่อเนื่อง

สำหรับเครื่องทำระเหยในโรงงานสับปะรดแห่งนี้ ที่จะทำการศึกษากonstruktionแบบจำลองและควบคุมนั้น ปัจจุบัน ไม่มีระบบควบคุมอัตโนมัติ ทำให้การปรับค่าตัวแปรปรับต่างๆ ต้องอาศัยความชำนาญงานของพนักงานแต่ละคน ซึ่งมักทำให้เกิดปัญหา ต่างๆ พอสรุปได้ดังนี้

1. เมื่อความเข้มข้นของสายป้อนเปลี่ยนไป ทำให้ความเข้มข้นที่ได้สุดท้ายผิดไปจากเป้าหมาย ส่งผลให้ต้องมีการนำมาผลิตใหม่ หรือ ปรับความเข้มข้นในการผลิตครั้งต่อไป เพื่อนำมาผสม ซึ่งทำให้เสียเวลาและค่าใช้จ่าย

2. พนักงานขาดการตรวจสอบ ระดับของของเหลวคงค้าง หรืออุณหภูมิในห้องระเหย ส่งผลให้เกิดการแห้งและ/หรือไหม้ของผลิตภัณฑ์ ในเครื่องทำระเหย ทำให้ประสิทธิภาพการทำระเหย ลดลง หรือสูญเสียสภาพการทำงาน ทำให้ต้องหยุดการผลิต เพื่อล้างเครื่องทำความสะอาด ทำให้สูญเสียผลิตภัณฑ์ และค่าใช้จ่ายแรงงาน รวมทั้งโอกาสในการผลิต

3. เมื่อเกิดความผิดพลาดในการควบคุมอุณหภูมิทำให้คุณสมบัติของน้ำสับปะรดเข้มข้น ที่ได้เปลี่ยนไป เช่น สีเข้ม/อ่อนเกินไป เป็นต้น

เพื่อแก้ปัญหาดังกล่าว งานวิจัยนี้ ได้ทำการศึกษากonstruktionแบบจำลองและเสนอแนวทางการควบคุมอัตโนมัติสำหรับเครื่องทำระเหยดังกล่าว โดยเปรียบเทียบการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. สร้างแบบจำลองของเครื่องทำระเหยตามผลงานวิจัยที่ผ่านมาและของโรงงานสับปะรดแห่งหนึ่ง
2. ประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ (PI) แบบป้อนกลับสเตท (SFC) และแบบเจเนริกโมเดล (GMC) ในการควบคุมแบบจำลองของเครื่องทำระเหย

3. ทดสอบการควบคุมของตัวควบคุมข้างต้น ในกรณีที่มีค่าพารามิเตอร์และ/หรือแบบจำลอง มีความคลาดเคลื่อน

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1. ใช้สมมติฐานว่าจุดเดือดที่เกิดขึ้นในเครื่องทำระเหย คือ จุดเดือดของน้ำ
2. ใช้เครื่องทำระเหยของงานผลงานวิจัยที่ผ่านมาและของโรงงานสับปะรดแห่งหนึ่งในการศึกษาการสร้างแบบจำลองและควบคุม
3. การควบคุมบนแบบจำลองใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ (PI) แบบป้อนกลับสเตป (SFC) และแบบเจนริกโมเดล (GMC) เพื่อเปรียบเทียบผลการควบคุม
4. ทำการทดสอบตัวควบคุมในการควบคุมแบบจำลองของเครื่องทำระเหย ในกรณีที่มีค่าพารามิเตอร์และ/หรือแบบจำลอง มีความคลาดเคลื่อน

1.4 ประโยชน์ที่ได้รับ

1. สามารถจำลองกระบวนการระเหยของเครื่องทำระเหยที่ใช้ในระดับอุตสาหกรรมได้
2. สามารถประยุกต์ใช้ตัวควบคุมที่เหมาะสมเพื่อควบคุมกระบวนการระเหยสำหรับการผลิตน้ำสับปะรดเข้มข้น ให้เกิดประสิทธิภาพมากขึ้น
3. เป็นแนวทางในการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเพื่อควบคุมกระบวนการระเหยในระดับอุตสาหกรรม

1.5 วิธีดำเนินการวิจัย

1. ทำการศึกษาและรวบรวมข้อมูลของงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหย และศึกษาการใช้งานของโปรแกรมสำเร็จรูป MATLAB
2. ทำการสร้างแบบจำลองของเครื่องทำระเหยตามผลงานวิจัยที่ผ่านมา
3. ทำการออกแบบตัวควบคุมและเขียนโปรแกรมระบบการควบคุมในการควบคุมแบบจำลองของเครื่องทำระเหย เปรียบเทียบผลการควบคุมที่ได้จากตัวควบคุมแต่ละชนิด

4. ทำการสร้างแบบจำลองของเครื่องทำระเหยสำหรับน้ำสับปะรดในโรงงานสับปะรดแห่งหนึ่ง
5. ทำการออกแบบตัวควบคุมและเขียนโปรแกรมระบบการควบคุมในการควบคุมแบบจำลองของเครื่องทำระเหยสำหรับน้ำสับปะรดในโรงงานสับปะรดดังกล่าว
6. ทำการทดสอบตัวควบคุมในการควบคุมแบบจำลองข้างต้น ในกรณีที่มีค่าพารามิเตอร์และ/หรือแบบจำลอง มีความคลาดเคลื่อน
7. วิเคราะห์และสรุปผลงานวิจัย
8. จัดทำวิทยานิพนธ์เป็นรูปเล่มฉบับสมบูรณ์

1.6 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

ในงานวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ได้ทำการศึกษาผลการควบคุมแบบจำลองเครื่องทำระเหยจากผลงานที่ได้เคยศึกษามา ด้วยตัวควบคุมแบบแบบพีไอ (PI) แบบป้อนกลับสเตท (SFC) และแบบเจเนริกโมเดล (GMC) และได้ทำการสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรดของโรงงานแห่งหนึ่ง โดยเปรียบเทียบการใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ (PI) แบบป้อนกลับ สเตท (SFC) และแบบเจเนริกโมเดล (GMC) โดยแบ่งขั้นตอนการนำเสนอผลงานวิจัยเป็น 5 บท กล่าวคือ

1.6.1 บทนำ

อธิบายถึงความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา, วัตถุประสงค์ของการวิจัย, ขอบเขตของการวิจัย, ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ และวิธีดำเนินการวิจัย

1.6.2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

อธิบายถึงทฤษฎีและผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง กับตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทเจเนริกโมเดล รวมทั้งการควบคุมที่ใช้ในเครื่องทำระเหย

1.6.3 วิธีดำเนินการวิจัย

อธิบายถึงแบบจำลองที่นำมาใช้ในการทำวิจัย ข้อเสนอสมมติฐานในการสร้างแบบจำลอง และแบบจำลองที่สร้างขึ้นมาได้ รวมทั้งค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่ใช้ในการศึกษา

1.6.4 ผลการวิเคราะห์ข้อมูล

อธิบายผลการควบคุมแบบจำลองเครื่องทำระเหยที่เคยมีการศึกษามา เปรียบเทียบกันระหว่างการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล และผลการศึกษาการสร้างแบบจำลองจากเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรด รวมทั้งผลจากการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล และผลจากการที่ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทและแบบเจเนริกโมเดล มีแบบจำลองคลาดเคลื่อน

1.6.5 สรุปผลการวิจัย อภิปรายผล และข้อเสนอแนะ

อธิบายถึงสรุปผลการวิจัยที่เกิดขึ้นจากการสร้างแบบจำลอง และการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล บนแบบจำลองที่ใช้ในการศึกษาทั้งสองแบบจำลอง



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 2

เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Newell และ Lee (1989) กับ Harris และ McLellan (1990) ได้เสนอแนวทางในการควบคุมกระบวนการระเหย โดยอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาโดย Newell และ Lee ซึ่งตั้งสมมติฐานใหญ่ 2 ข้อ ในการพัฒนาแบบจำลอง นั่นคือ 1) ปริมาณของเหลวที่ค้างในเครื่องทำระเหยมีค่าคงที่ และ 2) อัตราการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิผลิตภัณฑ์ขาออก เปลี่ยนแปลงน้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับ การเปลี่ยนแปลงความดันในเครื่องทำระเหย ต่อมา Wang และ Cameron (1994) ได้ศึกษาต่อโดยปรับปรุงและดัดแปลงแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของ Newell และคณะ เพื่อกำจัดข้อสมมติฐานและทำให้แบบจำลองมีความสามารถใช้ได้ทั่วไปและมีความยืดหยุ่น และประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบ GMC สำหรับระบบที่มี relative degree มากกว่า 1

Tade, Kraetzi และ Le Page (1995) ได้ศึกษาการควบคุมแบบไม่เชิงเส้นโดยอาศัยดิฟเฟอเรนเชียลจีโอเมทรี (differential geometry based nonlinear control) สามแบบ ได้แก่ การประมาณตัวแปรเข้าและออกให้เป็นเชิงเส้น (input-output linearization) การควบคุมแบบเจเนริกโมเดล และการแปลงรูปด้วยวิธีซูฮันเมเยอร์ (Su-Hunt-Meyer transformation) ในการควบคุมแบบจำลองกระบวนการระเหยในการผลิตอลูมินา พบว่าให้ผลในการควบคุมที่ดีกว่าทฤษฎีการควบคุมแบบเชิงเส้น และต่อมา Tade และ Le Page (1998) ได้ประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบไม่เชิงเส้นนี้ในกระบวนการระเหยของอุตสาหกรรมการผลิตอลูมินา ซึ่งให้ผลในการควบคุมที่ดีกว่าตัวควบคุมแบบเชิงเส้น (feedforward ratio linear controller)

Russell และ Bakker (1997) ได้พัฒนาแบบจำลองนิวรอลเน็ตเวิร์ก (neural network model) ในเครื่องทำระเหยสำหรับห้องปฏิบัติการแบบฟิล์มไหลลงที่มี 3 ห้องระเหย (pilot-scale, three-effect falling-film evaporator) เพื่อประยุกต์ใช้ในกระบวนการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (model predictive control system) พบว่าแบบจำลองให้ผลเป็นที่น่าพอใจในการทำนายค่าในช่วงกว้าง และมีความเป็นไปได้ที่จะนำไปใช้ประยุกต์ใช้ในโครงสร้างของระบบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

Petti, Willatzen และ Ploug-Sorensen (1998) ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องทำระเหย โดยอาศัยสมการอนุพันธ์บางส่วนในมิติเดียว (one-dimensional partial differential equations) เพื่อแสดงการอนุรักษ์มวลและพลังงานที่ผนังท่อ และเชื่อมต่อกับฐานข้อมูลเพื่อจำลองกระบวนการ ผลปรากฏว่าแบบจำลองสามารถควบคุมได้โดยตัวควบคุมแบบง่ายๆ ภายใต้การเปลี่ยนแปลงสภาวะในการปฏิบัติการ

Khan, Gupta และ Abbasi (1998) ได้พัฒนาแบบจำลองคณิตศาสตร์แบบไดนามิก สำหรับระบบการระเหยแบบหลายห้องระเหย (multiple effect evaporator system) ซึ่งทำให้ในผลความแม่นยำในการจำลองกระบวนการถึง 98%

Cadet, Toure, Gilles และ Chabriat (1999) ได้นำเสนอแบบจำลองสำหรับเครื่องทำระเหยแบบห้าห้องระเหยเพื่อใช้ในแบบจำลองการควบคุมของเครื่องทำระเหยดังกล่าวในโรงงานผลิตน้ำตาล โดยใช้ผลการศึกษาความไวต่อค่าพารามิเตอร์ (parameter sensitivities) และข้อมูลจากโรงงาน ประกอบเข้าไปในแบบจำลอง โดยการควบคุมแบบพรีดิกทีฟไม่เชิงเส้น ผลการควบคุมพบว่าให้ผลเป็นที่น่าพอใจและดีกว่าการควบคุมแบบพรีดิกทีฟเชิงเส้น แต่แบบจำลองควรมีการพัฒนาโดยการใช้แบบจำลองลัมพ์พารามิเตอร์ ที่จะช่วยการผันแปรของค่าตัวแปร กลายเป็นค่าคงที่

Elhaq, Giri และ Unbehauen (1999) ศึกษาปัญหาในการควบคุมเครื่องทำระเหยแบบหลายห้องระเหยในอุตสาหกรรมผลิตน้ำตาล เพื่อผลิตน้ำตาลซูโครสที่มีความเข้มข้น 72% โดยที่เครื่องทำระเหยจะต้องระเหยไอน้ำ (vapour) ออกในปริมาณที่ต้องการ และต้องใช้ไอน้ำ (steam) ในปริมาณน้อย พบว่าปัญหาในการควบคุมกระบวนการเกิดจาก การมีตัวรบกวน การมีความล่าช้าในการควบคุม (time delay) สูงและมีข้อจำกัด (constraints) หลากอย่าง ซึ่งสามารถแก้ปัญหเหล่านี้ได้โดยการพัฒนาแบบจำลองทางกายภาพแทน

สำหรับการควบคุมกระบวนการระเหยจะเห็นได้ว่ามีความไม่เป็นเชิงเส้นอยู่ในตัว และมีตัวแปรหลายตัวที่เกี่ยวข้องและมีผลต่อการควบคุมกระบวนการ

2.2 แนวคิดและทฤษฎี

2.2.1 การควบคุมแบบป้อนกลับสเตท (State Feedback Control)

การควบคุมแบบป้อนกลับสเตท เป็นตัวควบคุมแบบ MIMO โดยอาศัยแบบจำลองที่เป็นเชิงเส้นในการคำนวณค่าการควบคุม ซึ่งถ้าแบบจำลองที่ใช้ไม่เป็นเชิงเส้นจะต้องทำการประมาณให้เป็นเชิงเส้นเสียก่อน จึงจะประยุกต์ใช้การควบคุมแบบป้อนกลับสเตทได้ โดยผลการตอบสนองที่ต้องการของระบบสามารถเลือกได้โดยง่ายจากการกำหนดค่า closed-loop pole ที่ต้องการ เพื่อส่งผลให้ระบบมีเสถียรภาพยิ่งขึ้น แต่การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทจะมีข้อจำกัดสำหรับระบบที่สามารถแสดงอยู่ในรูปแบบจำลองเชิงเส้นที่เชื่อถือได้เท่านั้น และหากแบบจำลองไม่เป็นเชิงเส้นจะทำให้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทสามารถประยุกต์ใช้งานได้เหมาะสมเฉพาะในช่วงรอบจุดที่ทำการประมาณให้เป็นเชิงเส้น

2.2.1.1 อัลกอริทึมของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

ระบบไม่เชิงเส้นโดยทั่วไป สามารถทำให้อยู่ในรูปเชิงเส้นได้ดังนี้

$$\delta \dot{x}^*(t) = A^{ss} \delta x(t) + B^{ss} \delta u(t) \quad (2-1)$$

โดยที่ u เป็นตัวแปรปรับกระบวนการ, x เป็นตัวแปรควบคุมที่อยู่ในรูปอนุพันธ์ (state variables), A และ B เป็นเมตริกซ์สัมประสิทธิ์

สมการตัวแปรปรับกระบวนการ ซึ่งอยู่ในรูป

$$\delta u(t) = -K_p \delta x(t) \text{ หรือ } u(k) - u^{ss} = -K_p [x(k) - x^{ss}] \quad (2-2)$$

ดังนั้นระบบ closed-loop ที่ได้ คือ

$$\delta \dot{x}^*(t) = [A^{ss} - B^{ss} K_p] \delta x(t) \quad (2-3)$$

เมื่อ K_p เป็นเมตริกซ์ feedback gain ซึ่งค่าของ K_p สามารถหาได้จาก eigen value ของ $(A - BK_p)$ ซึ่งจะได้ค่าเฉพาะหนึ่งๆ

อย่างไรก็ตามอัลกอริทึมของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตตตามสมการข้างต้นนี้ไม่สามารถที่จะนำไปประยุกต์ใช้ได้ เนื่องจากไม่ทราบค่าที่สภาวะคงตัวของกระบวนการที่ต้องการ ดังนั้นเพื่อแก้ปัญหานี้ควรจัดรูปสมการใหม่ให้อยู่ในรูปของ velocity form ดังต่อไปนี้

2.2.1.2 อัลกอริทึมของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตตในรูป velocity form

พิจารณาค่าการควบคุมของขั้นตอนที่ k^{th} และ $(k-1)^{th}$ ดังนี้

$$u(k) - u^{ss} = -K_p [x(k) - x^{ss}] \quad (2-4)$$

$$u(k-1) - u^{ss} = -K_p [x(k-1) - x^{ss}] \quad (2-5)$$

ดังนั้นจะได้สมการตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตตในรูป proportional ดังนี้

$$u(k) = u(k-1) - K_p [x(k) - x(k-1)] \quad (2-6)$$

อย่างไรก็ตาม เป็นที่ทราบกันดีว่าในการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตตในรูป proportional โดยส่วนใหญ่จะไม่สามารถควบคุมกระบวนการที่สนใจให้อยู่ที่ค่า set point ที่ต้องการโดยปราศจากออฟเซต (off set) ได้ จึงต้องมีการรวมเทอมอินทิกรัล (integral) เข้าไปด้วย เพื่อลดออฟเซต ให้น้อยลงหรือไม่เกิดออฟเซตเลย

ทำนองเดียวกันค่าการควบคุมของขั้นตอนที่ k^{th} และ $(k-1)^{th}$ คือ

$$u(k) - u^{ss} = -K_p [x(k) - x^{ss}] - K_i \sum_{k=0}^k [x(k) - x^{ss}] \Delta t \quad (2-7)$$

$$u(k-1) - u^{ss} = -K_p [x(k-1) - x^{ss}] - K_i \sum_{k=0}^{k-1} [x(k) - x^{ss}] \Delta t \quad (2-8)$$

ดังนั้นสมการตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตตในรูป proportional integral สามารถเขียนได้ดังนี้

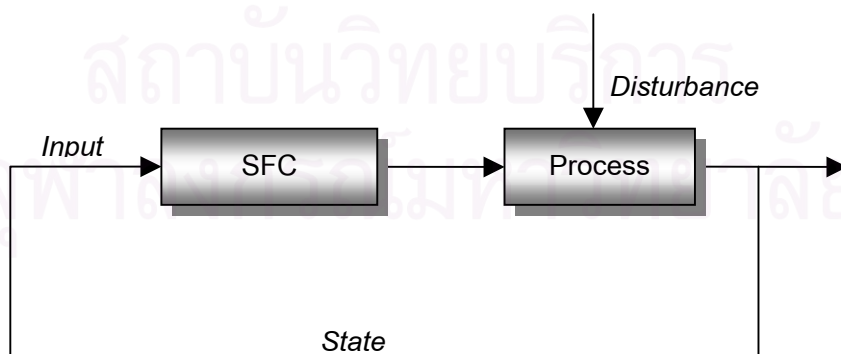
$$u(k) = u(k-1) - K_p [x(k) - x(k-1)] - K_i \Delta t [x(k) - x^{ss}] \quad (2-9)$$

โดยปกติการประยุกต์ใช้งานของเทคนิคการควบคุมแบบป้อนกลับสเตทจะสามารถใช้ได้ในช่วงแคบๆ รอบจุดสภาวะคงตัว (จุดที่ทำการประมาณระบบไม่เป็นเชิงเส้นให้เป็นระบบเชิงเส้น) ดังนั้นเพื่อให้เทคนิคการควบคุมแบบนี้สามารถประยุกต์ใช้ในช่วงกว้างขึ้น การทำการประมาณระบบที่ไม่เป็นเชิงเส้นให้เป็นระบบเชิงเส้นจะมีการปรับปรุง โดยเปลี่ยนจากการประมาณรอบจุดสภาวะคงตัว ให้เป็นการประมาณรอบจุดใดๆ ณ เวลานั้นๆ (locally linearization) ซึ่งการทำการประมาณแบบนี้จะส่งผลให้เมตริกซ์ A และ B ซึ่งเป็นค่าคงที่ที่เวลานั้น แต่เปลี่ยนแปลงค่าไปเมื่อได้รับข้อมูลใหม่และจุดทำการประมาณค่าเปลี่ยนไป ส่งผลให้ค่า K_p ของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตทเปลี่ยนแปลงตามเวลาด้วย เพื่อให้ closed-loop poles ได้ตามที่ต้องการตลอดเวลา ทำให้การควบคุมแบบป้อนกลับสเตทนี้สามารถทำการควบคุมระบบที่ไม่เป็นเชิงเส้นได้ดีกว่าการควบคุมแบบป้อนกลับสเตทแบบดั้งเดิม

ข้อดีและข้อจำกัดของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

การควบคุมแบบป้อนกลับสเตทมีข้อดี คือ เป็นการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองที่ง่ายที่สุด โดยการเลือกผลการตอบสนองที่ต้องการผ่านการกำหนดค่าโพลในลูปปิด (closed-loop poles) อย่างไรก็ตามการควบคุมแบบป้อนกลับสเตทก็มีข้อจำกัด คือ ประยุกต์ใช้ได้กับระบบที่สามารถแสดงอยู่ในรูปของแบบจำลองเชิงเส้นที่เชื่อถือได้เท่านั้น และหากระบบมีแบบจำลองที่ไม่เป็นเชิงเส้นจะต้องทำการประมาณให้เป็นเชิงเส้นก่อน ซึ่งจะทำให้การประยุกต์ใช้งานของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท เหมาะสมเฉพาะในช่วงรอบจุดที่ทำการประมาณให้เป็นเชิงเส้น

2.2.1.3 แผนภาพของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท



รูปที่ 2.1 แสดงแผนภาพของการควบคุมกระบวนการด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

2.2.2 ระบบการควบคุมแบบเจนเนริกโมเดล (Generic Model Control)

ระบบการควบคุมแบบเจนเนริกโมเดล เป็นตัวควบคุมแบบ SISO ที่อาศัยแบบจำลองของกระบวนการในการควบคุม โดยแบบจำลองดังกล่าวจะเป็นแบบจำลองเชิงเส้นหรือไม่เชิงเส้นก็ได้ ผลตอบสนองของระบบที่ต้องการจากการควบคุมแบบนี้สามารถปรับจูนได้ด้วยค่าพารามิเตอร์ 2 ค่า การควบคุมแบบเจนเนริกโมเดลมีข้อดี คือ สามารถใช้แบบจำลองแบบไม่เชิงเส้นในตัวควบคุมได้โดยตรงเพื่อที่จะกำหนดผลตอบสนองที่ต้องการ ดังนั้นแบบจำลองที่ใช้จึงไม่ต้องทำให้เป็นเชิงเส้นก่อน

2.2.2.1 ข้อจำกัดของตัวควบคุมแบบเจนเนริกโมเดล

จากแบบจำลองของระบบ

$$\frac{dx}{dt} = f(x, u, t) \quad (2-10)$$

$$y = h(x) \quad (2-11)$$

โดยที่ x คือ ตัวแปรสแตต
 u คือ ตัวแปรปรับ
 y คือ ตัวแปรควบคุม

กำหนดอัตราการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรควบคุมที่ต้องการผ่านสมการต่อไปนี้

$$\left(\frac{dy}{dt}\right)^d = K_1(y^{sp} - y) + K_2 \int (y^{sp} - y) dt \quad (2-12)$$

โดย $\left(\frac{dy}{dt}\right)^d$ คือ อัตราการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรควบคุมที่ต้องการ
 และ K_1 และ K_2 คือ ค่าคงที่ของตัวควบคุมแบบเจนเนริกโมเดล
 y^{sp} คือ ค่าเป้าหมายของตัวแปรควบคุม

ค่าตัวแปรปรับสามารถคำนวณหาได้ตามขั้นตอนดังนี้
อนุพันธ์สมการ (2-11) จะได้

$$\frac{dy}{dt} = \frac{\partial h}{\partial x} \frac{\partial x}{\partial t} \quad (2-13)$$

และจากสมการ (2-10) จะได้ว่า

$$\frac{dy}{dt} = \frac{\partial h(x)}{\partial x} f(x, u, t) \quad (2-14)$$

สำหรับตัวแปรควบคุมที่ได้จากการวัดตัวแปรสเตท โดยตรง นั่นคือ

$$h(x) = x$$

ทำให้

$$\frac{\partial h(x)}{\partial x} = 1$$

ดังนั้นสามารถลดรูปสมการ (2-14) เป็นสมการต่อไปนี้

$$\frac{dy}{dt} = f(x) + g(x)u \quad (2-15)$$

เมื่อต้องการให้อัตราการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรควบคุมเป็นไปตามที่ต้องการ นั่นคือ

$$\frac{dy}{dt} = \left(\frac{dy}{dt} \right)^d \quad (2-16)$$

จะได้

$$K_1(y^{sp} - y) + K_2 \int (y^{sp} - y) dt = f(x) + g(x)u \quad (2-17)$$

จากสมการ (2-17) ในที่สุดจะได้สมการตัวแปรปรับสำหรับการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล คือ

$$u = \frac{[K_1(y^{sp} - y) + K_2 \int (y^{sp} - y) dt - f(x)]}{g(x)} \quad (2-18)$$

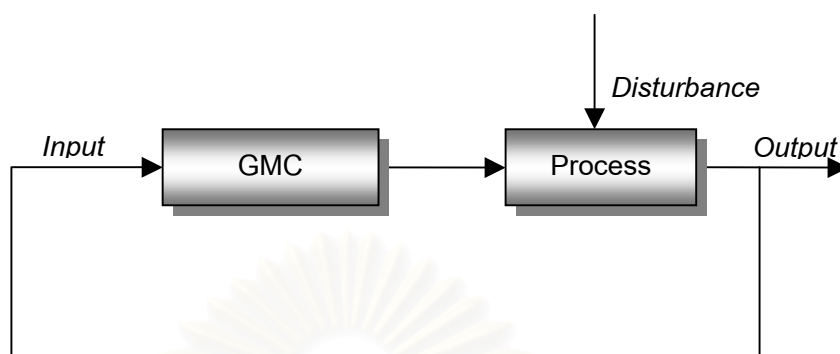
ข้อดีและข้อจำกัดของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

จากสมการข้างต้น จะเห็นได้ว่าการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล มีข้อดี คือ สามารถใช้กับแบบจำลองที่ไม่เป็นเชิงเส้นได้โดยตรง เพื่อที่จะกำหนดผลตอบสนองตามที่ต้องการ อย่างไรก็ตามการประยุกต์ใช้งานของตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ก็มีข้อเสีย คือ จะจำกัดแต่เพียงระบบซึ่งมีความเชิงเส้นในตัวแปรปรับ (Linear in control) หรือ ระดับกำลังหนึ่ง (Relative degree one)

ในการประยุกต์ใช้ควบคุมแบบเจเนริกโมเดล มีข้อควรระวัง ที่ต้องตรวจสอบ อยู่ ดังนี้

- ตรวจสอบความเป็นเชิงเส้นในตัวแปรปรับ หรือระดับ ของกระบวนการที่จะทำการควบคุม หากไม่เป็น จะไม่สามารถประยุกต์ใช้การควบคุมแบบเจเนริกโมเดลได้
- ตรวจสอบซีโรส์ไดนามิกส์ (Zeros Dynamics) ซึ่งหมายถึง อินเทอร์นัลไดนามิกส์ (Internal Dynamics) ในสถานะที่ตัวแปรควบคุม ถูกควบคุมให้อยู่ในค่าเป้าหมายที่ต้องการ นั่นคือ ตัวแปรควบคุมมีค่าเป็นศูนย์ในรูปค่าเบี่ยงเบน ซึ่งจะเป็นการบอกได้ว่ากระบวนการที่ถูกควบคุมนั้นมีเสถียรภาพ หรือไม่ เมื่อตัวแปรควบคุมถูกควบคุมให้อยู่ในค่าเป้าหมายที่ต้องการ

2.2.2.2 แผนภาพของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล



รูปที่ 2.2 แสดงแผนภาพของการควบคุมกระบวนการด้วยตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

2.2.2.3 การคำนวณค่าคงที่การจูนสำหรับการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

การควบคุมแบบเจเนริกโมเดล มีค่าพารามิเตอร์สำหรับการปรับจูน อยู่ 2 ค่า คือ K_1 และ K_2 เพื่อกำหนดลักษณะผลตอบสนองของตัวแปรควบคุมตามต้องการ จากสมการ (2-12) ซึ่งเป็นสมการกำหนดอัตราการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรควบคุมที่ต้องการ ดังนี้

$$\left(\frac{dy}{dt}\right)^d = K_1(y^{sp} - y) + K_2 \int (y^{sp} - y) dt \quad (2-12)$$

ทรานส์ฟอร์มสมการ (2-12) ให้อยู่ในรูปลาปลาซโดเมน จะได้

$$sy(s) = K_1[y^{sp}(s) - y(s)] + K_2 \frac{1}{s}[y^{sp}(s) - y(s)] \quad (2-19)$$

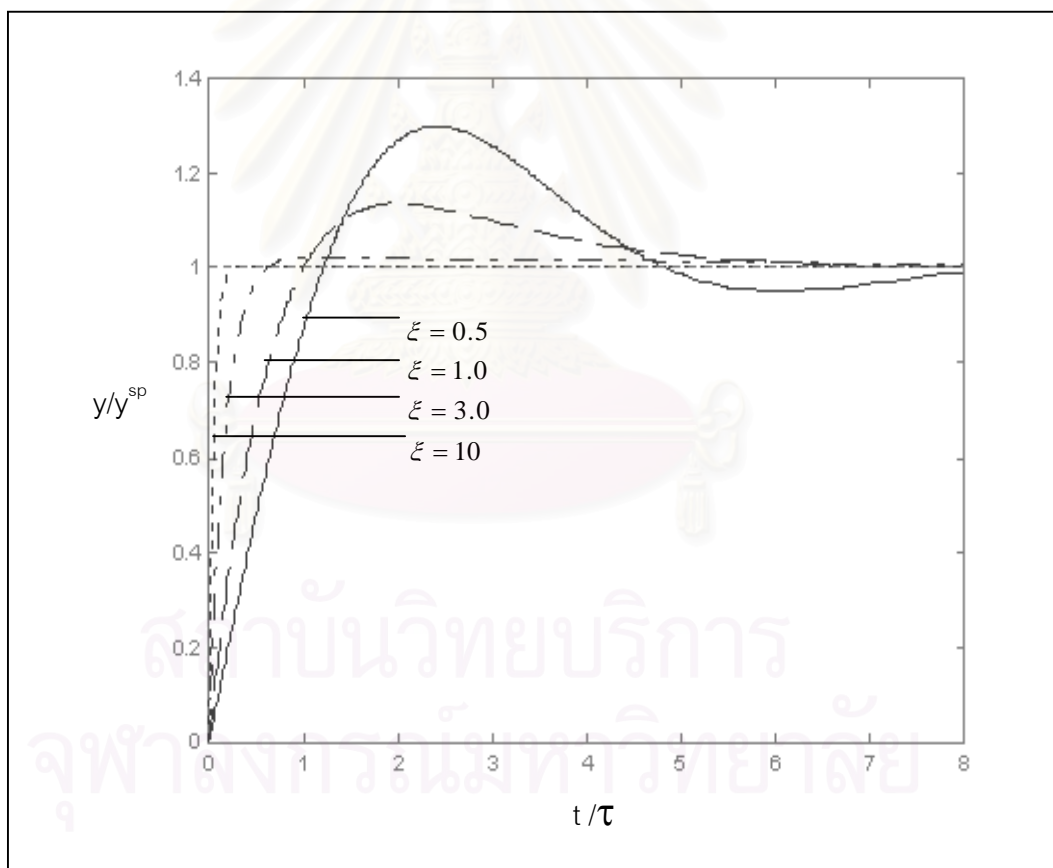
$$(s + K_1 + K_2 \frac{1}{s})y(s) = (K_1 + K_2 \frac{1}{s})y^{sp}(s) \quad (2-20)$$

$$\frac{y(s)}{y^{sp}(s)} = \frac{K_1 s + K_2}{s^2 + K_1 s + K_2} \quad (2-21)$$

กำหนดให้ $K_1 = \frac{2\xi}{\tau}$ และ $K_2 = \frac{1}{\tau^2}$ แทนค่าลงในสมการ (2-21) จะได้

$$\frac{y(s)}{y^{sp}(s)} = \frac{2\xi\tau s + 1}{\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1} \quad (2-22)$$

สมการ (2-22) มีลักษณะคล้ายกับระบบอันดับที่ 2 โดย τ แสดงถึงช่วงเวลากการแกว่งตามธรรมชาติของระบบ (Natural period of oscillation of the system) และ ξ แสดงถึงสัมประสิทธิ์แดมปีง (Damping factor) ซึ่ง Lee และ Sullivan (1988) ได้ให้ลักษณะของผลตอบสนองของระบบซึ่งเป็นความสัมพันธ์ระหว่าง $\frac{y}{y^{sp}}$ และ $\frac{t}{\tau}$ ตามสมการ (2-22) ดังแสดงในรูป 2.3



รูปที่ 2.3 แสดงลักษณะผลตอบสนองของตัวควบคุมแบบเนริกโมเดลที่ค่า ξ ต่างๆ กัน

บทที่ 3

วิธีดำเนินการวิจัย

ในงานวิจัยนี้ ได้แบ่งการศึกษาเป็น 2 กรณี คือ

- 3.1 การศึกษาผลการควบคุมเครื่องทำระเหยในงานวิจัยที่ผ่านมา
- 3.2 การศึกษาการสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหย ของโรงงานสับปะรดแห้งหนึ่ง

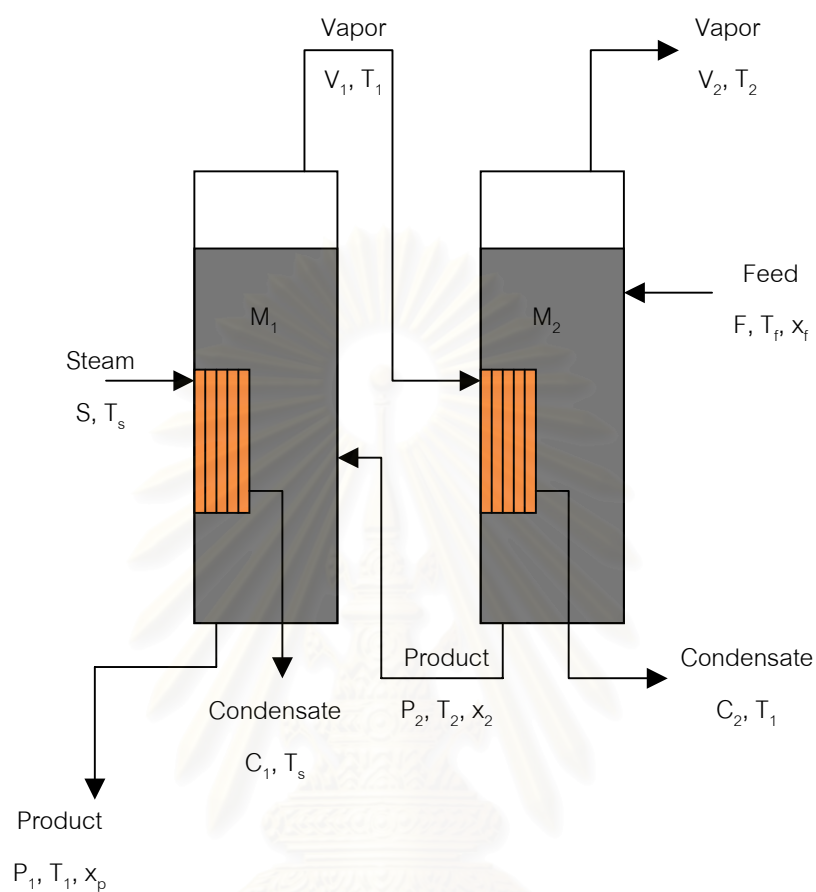
3.1 การศึกษาผลงานการวิจัยที่ผ่านมา

แบบจำลองที่นำมาศึกษาในขั้นตอนนี้ นำมาจากการวิจัยของ Runyon, Rumsey และ McCarthy (1991) ซึ่งเป็นเครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหย (Double-Effect Evaporator) เช่นเดียวกับเครื่องทำระเหยของโรงงานที่จะทำการศึกษาในขั้นต่อไป เพียงแต่มีลักษณะการป้อนของสายป้อนเป็นแบบป้อนจากทางด้านหลัง (Backward Feed) ดังแสดงในรูปที่ 3.1

วัตถุประสงค์อันเป็นแนวทางในการควบคุม (Runyon และคณะ) คือ

1. รักษาความเข้มข้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ หรือ ความหนืดของผลิตภัณฑ์
2. รักษาสมดุลมวลของของเหลวคงค้างในห้องระเหยทั้งสอง เพื่อป้องกันการไหลล้นหรือ ถูกระเหยจนแห้ง
3. รักษาอุณหภูมิให้ต่ำหรือเท่ากับค่าเป้าหมาย(set point) เพื่อป้องกันการสูญเสียผลิตภัณฑ์หรือผลิตภัณฑ์ถูกทำลายด้วยความร้อน

3.1.1 แบบจำลองของเครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหยของงานวิจัยที่ผ่านมา



รูปที่ 3.1 เครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหย โดยมีสายป้อนจากทางด้านหลังที่ใช้ในงานวิจัยของ Runyon และคณะ

สมการอนุรักษ์มวลสาร (Material Balance)

สมการอนุรักษ์มวลรวมของด้านผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 1 คือ

$$\frac{dM_1}{dt} = P_2 - P_1 - V_1 \quad (3-1)$$

สมการอนุรักษ์มวลรวมของด้านผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 2 คือ

$$\frac{dM_2}{dt} = F - P_2 - V_2 \quad (3-2)$$

สมการอนุรักษ์มวลย่อยด้านผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 1 คือ

$$\frac{dx_p}{dt} = \frac{P_2(x_2 - x_p) + x_p V_1}{M_1} \quad (3-3)$$

สมการอนุรักษ์มวลย่อยด้านผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 2 คือ

$$\frac{dx_2}{dt} = \frac{F(x_f - x_2) + x_2 V_2}{M_2} \quad (3-4)$$

อัตราการไหลของไอน้ำในห้องระเหยห้องแรก คำนวณจากสมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy Balance) รอบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในห้องระเหยห้องแรก ได้ว่า

$$S = \frac{U_1 A_1 (T_s - T_1)}{\lambda(T_s)} \quad (3-5)$$

อัตราการไหลของไอรระเหยไปยังห้องระเหยห้องที่ 2 คำนวณจากสมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy Balance) รอบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในห้องระเหยห้องที่ 2 ได้ว่า

$$V_1 = \frac{U_2 A_2 (T_1 - T_2)}{\lambda(T_1)} \quad (3-6)$$

สมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy Balance)

สมการอนุรักษ์เอนทัลปีรอบห้องระเหยที่ 1

$$\frac{dh(T_1, x_p)}{dt} = \frac{P_2[h(T_2, x_2) - h(T_1, x_p)] + U_1 A_1 (T_s - T_1) + V_1[h(T_1, x_p) - H(T_1)]}{M_1} \quad (3-7)$$

สมการอนุรักษ์เอนทัลปีรอบห้องระเหยที่ 2

$$\frac{dh(T_2, x_2)}{dt} = \frac{F[h(T_f, x_f) - h(T_2, x_2)] + U_2 A_2 (T_1 - T_2) + V_2[h(T_2, x_2) - H(T_2)]}{M_2} \quad (3-8)$$

ค่าพารามิเตอร์สำหรับเครื่องทำระเหย

ค่าพารามิเตอร์สำหรับผลิตภัณฑ์ ใช้สมการความสัมพันธ์ของ Heldman และ Singh (1981)

$$h(T, x) = (4.177 - 2.506x)T \quad (3-9)$$

ค่าเอนทัลปีของไอน้ำบริสุทธิ์ เป็นไปตามสมการโพลีโนเมียล รีเกรสชัน จากค่าในตารางไอน้ำ ดังนี้

$$H(T) = 2495.0 + 1.958T - 0.002128T^2 \quad (3-10)$$

สำหรับสายน้ำคอนเดนเซท ค่าเอนทัลปีของของเหลว ได้จากค่าในตารางไอน้ำ ดังนี้

$$h(T) = 4.177T \quad (3-11)$$

เพราะฉะนั้นค่าความร้อนแฝงสำหรับการระเหย (Enthalpy of Vaporization) มีค่า คือ

$$\lambda(T) = 2495.0 - 2.219T - 0.002128T^2 \quad (3-12)$$

เพราะฉะนั้นสามารถจัดรูปสมการ 3-7 และ 3-8 ได้ดังนี้

$$\frac{dT_1}{dt} = \frac{P_2(4.177 - 2.506x_2)(T_2 - T_1) - U_2A_2(T_1 - T_2) + U_1A_1(T_s - T_1)}{M_1(4.177 - 2.506x_p)} \quad (3-13)$$

$$\frac{dT_2}{dt} = \frac{F(4.177 - 2.506x_f)(T_f - T_2) + U_2A_2(T_1 - T_2) + V_2[(4.177T_2) - H(T_2)]}{M_2(4.177 - 2.506x_2)} \quad (3-14)$$

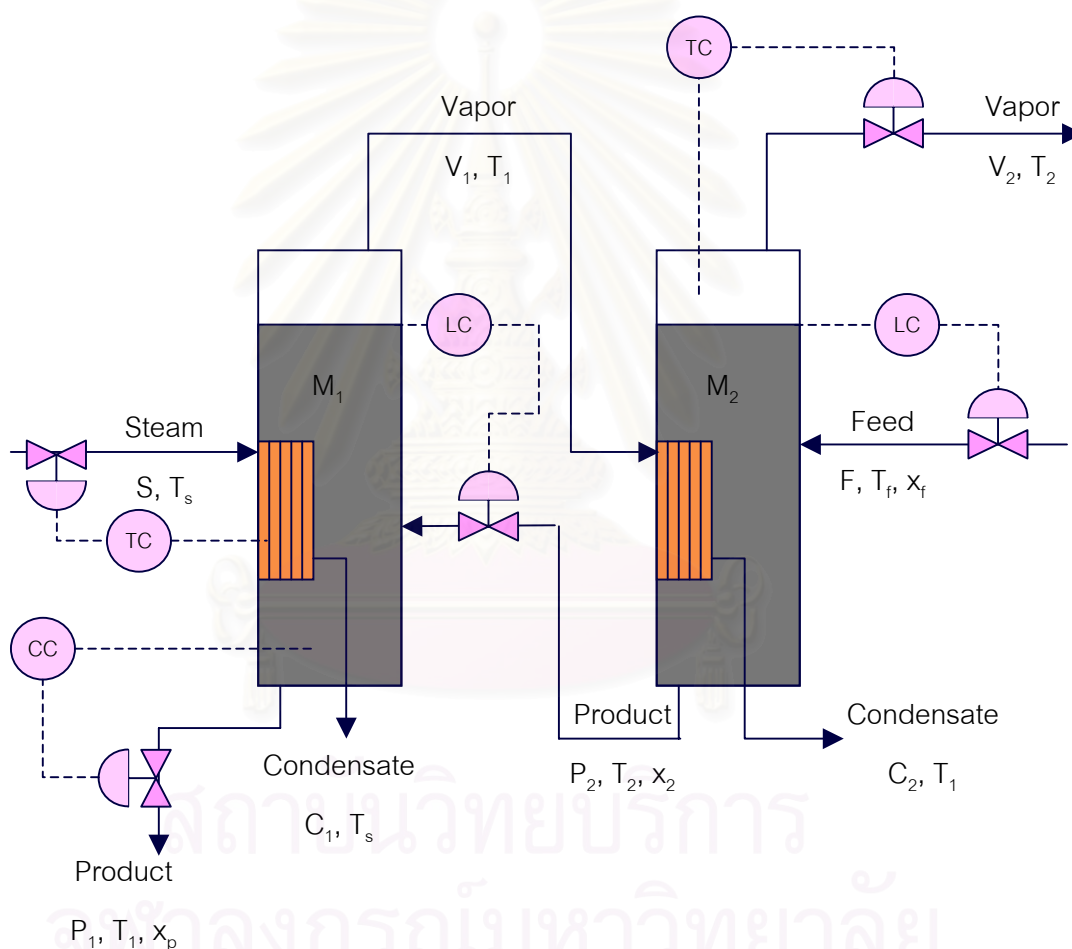
ตัวแปรของกระบวนการ

จากจุดประสงค์ในการควบคุม และจากสมการที่ 3-1 ถึง 3-6 และสมการที่ 3-13 ถึง 3-14 สามารถแบ่งตัวแปรออกเป็นดังนี้

ตัวแปรควบคุม (Controlled variables) คือ x_p , T_1 , T_2 , M_1 และ M_2

ตัวแปรปรับ (Manipulated variables) คือ P_2 , S , V_2 , P_1 , และ F

ตัวแปรรบกวน (Disturbance variables) คือ x_f



รูปที่ 3.2 ลักษณะรูปแบบการควบคุมเครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหย ที่ใช้ในการศึกษาขั้นต้น

เนื่องจากตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมมีหลายตัว ดังนั้นในการควบคุมสามารถเลือกรูปแบบการควบคุมได้หลายแบบ จากผลการศึกษาของ Runyon และคณะ (1991) รูปแบบการควบคุมที่ให้ผลดีที่สุด ดังแสดงในรูปที่ 3.2 โดยในการควบคุมจะใช้ตัวแปรปรับ P_2 เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม M_1 , ตัวแปรปรับ F เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม M_2 , ตัวแปรปรับ P_1 เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม x_p , ตัวแปรปรับ S เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม T_1 และแปรปรับ V_2 เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม T_2

เขียนสมการให้อยู่ในรูปสเปซสเตซ (State Space Form) ได้ คือ

$$\delta \begin{bmatrix} M_1 \cdot \\ M_2 \cdot \\ x_p \cdot \\ x_2 \cdot \\ T_1 \cdot \\ T_2 \cdot \end{bmatrix}_{6 \times 1} = [A]_{6 \times 6}^{ss} \delta \begin{bmatrix} M_1 \\ M_2 \\ x_p \\ x_2 \\ T_1 \\ T_2 \end{bmatrix}_{6 \times 1} + [B]_{6 \times 5}^{ss} \delta \begin{bmatrix} P_2 \\ F \\ P_1 \\ S \\ V_2 \end{bmatrix}_{5 \times 1} \quad (3-15)$$

$$A^{ss} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} & a_{14} & a_{15} & a_{16} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} & a_{24} & a_{25} & a_{26} \\ a_{31} & a_{32} & a_{33} & a_{34} & a_{35} & a_{36} \\ a_{41} & a_{42} & a_{43} & a_{44} & a_{45} & a_{46} \\ a_{51} & a_{52} & a_{53} & a_{54} & a_{55} & a_{56} \\ a_{61} & a_{62} & a_{63} & a_{64} & a_{65} & a_{66} \end{bmatrix}^{ss} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial M_1} & \frac{\partial f_1}{\partial M_2} & \frac{\partial f_1}{\partial x_p} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \frac{\partial f_1}{\partial T_1} & \frac{\partial f_1}{\partial T_2} \\ \frac{\partial f_2}{\partial M_1} & \frac{\partial f_2}{\partial M_2} & \frac{\partial f_2}{\partial x_p} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \frac{\partial f_2}{\partial T_1} & \frac{\partial f_2}{\partial T_2} \\ \frac{\partial f_3}{\partial M_1} & \frac{\partial f_3}{\partial M_2} & \frac{\partial f_3}{\partial x_p} & \frac{\partial f_3}{\partial x_2} & \frac{\partial f_3}{\partial T_1} & \frac{\partial f_3}{\partial T_2} \\ \frac{\partial f_4}{\partial M_1} & \frac{\partial f_4}{\partial M_2} & \frac{\partial f_4}{\partial x_p} & \frac{\partial f_4}{\partial x_2} & \frac{\partial f_4}{\partial T_1} & \frac{\partial f_4}{\partial T_2} \\ \frac{\partial f_5}{\partial M_1} & \frac{\partial f_5}{\partial M_2} & \frac{\partial f_5}{\partial x_p} & \frac{\partial f_5}{\partial x_2} & \frac{\partial f_5}{\partial T_1} & \frac{\partial f_5}{\partial T_2} \\ \frac{\partial f_6}{\partial M_1} & \frac{\partial f_6}{\partial M_2} & \frac{\partial f_6}{\partial x_p} & \frac{\partial f_6}{\partial x_2} & \frac{\partial f_6}{\partial T_1} & \frac{\partial f_6}{\partial T_2} \end{bmatrix}^{ss}$$

(3-16)

$$B^{ss} = \begin{bmatrix} b_{11} & b_{12} & b_{13} & b_{14} & b_{15} \\ b_{21} & b_{22} & b_{23} & b_{24} & b_{25} \\ b_{31} & b_{32} & b_{33} & b_{34} & b_{35} \\ b_{41} & b_{42} & b_{43} & b_{44} & b_{45} \\ b_{51} & b_{52} & b_{53} & b_{54} & b_{55} \\ b_{61} & b_{62} & b_{63} & b_{64} & b_{65} \end{bmatrix}^{ss} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial P_2} & \frac{\partial f_1}{\partial F} & \frac{\partial f_1}{\partial P_1} & \frac{\partial f_1}{\partial S} & \frac{\partial f_1}{\partial V_2} \\ \frac{\partial f_2}{\partial P_2} & \frac{\partial f_2}{\partial F} & \frac{\partial f_2}{\partial P_1} & \frac{\partial f_2}{\partial S} & \frac{\partial f_2}{\partial V_2} \\ \frac{\partial f_3}{\partial P_2} & \frac{\partial f_3}{\partial F} & \frac{\partial f_3}{\partial P_1} & \frac{\partial f_3}{\partial S} & \frac{\partial f_3}{\partial V_2} \\ \frac{\partial f_4}{\partial P_2} & \frac{\partial f_4}{\partial F} & \frac{\partial f_4}{\partial P_1} & \frac{\partial f_4}{\partial S} & \frac{\partial f_4}{\partial V_2} \\ \frac{\partial f_5}{\partial P_2} & \frac{\partial f_5}{\partial F} & \frac{\partial f_5}{\partial P_1} & \frac{\partial f_5}{\partial S} & \frac{\partial f_5}{\partial V_2} \\ \frac{\partial f_6}{\partial P_2} & \frac{\partial f_6}{\partial F} & \frac{\partial f_6}{\partial P_1} & \frac{\partial f_6}{\partial S} & \frac{\partial f_6}{\partial V_2} \end{bmatrix}^{ss} \quad (3-17)$$

เมื่อให้ $f_1 = M_1^*$, $f_2 = M_2^*$, $f_3 = x_p^*$, $f_4 = x_1^*$, $f_5 = T_1^*$, $f_6 = T_2^*$

ตรวจสอบความสามารถในการควบคุมได้ (Controllability Matrix)

$$= [B \ AB \ A^2B \ A^3B \ A^4B \ A^5B] \quad (3-18)$$

โดยการใช้คำสั่ง $rank([B \ AB \ A^2B \ A^3B \ A^4B \ A^5B])$ ในโปรแกรมแมทแล็บ พบว่าได้ค่าเท่ากับ 6 นั่นคือ จำนวนตัวแปรควบคุมมีค่าเท่ากับจำนวนสมการที่ใช้ในการหาค่า จึงสามารถควบคุมได้

3.1.2 แบบจำลองของตัวควบคุม (Model of Controllers)

3.1.2.1 เมื่อใช้การควบคุมแบบพีไอ

Bolmstedt (1977) แนะนำให้ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ สำหรับการควบคุมตัวแปรควบคุมแต่ละตัว เนื่องจากตัวควบคุมแบบพีไอ เป็นตัวควบคุมแบบ SISO ซึ่งในระบบนี้มีตัวแปรควบคุม 5 ตัว ดังนั้นจึงจำเป็นต้องใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ 5 ตัว ในการควบคุมความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ ปริมาณมวลสารคงค้างในแต่ละห้องระเหยและอุณหภูมิในแต่ละห้องระเหย

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับค่าตัวแปรควบคุมต่างๆ ในรูป velocity form เป็นดังนี้

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับมวลคงค้างในห้องระเหยที่ 2 (M_2)

$$F(i+1) = F(i) + K_1 * (\varepsilon_1(i+1) - \varepsilon_1(i)) + \frac{\varepsilon_1(i+1)}{\tau_1} * dt \quad (3-19)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_1 = M_2^{sp} - M_2$$

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 (T_2)

$$V_2(i+1) = V_2(i) + K_2 * (\varepsilon_2(i+1) - \varepsilon_2(i)) + \frac{\varepsilon_2(i+1)}{\tau_2} * dt \quad (3-20)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_2 = T_2^{sp} - T_2$$

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 (T_1)

$$S(i+1) = S(i) + K_3 * (\varepsilon_3(i+1) - \varepsilon_3(i)) + \frac{\varepsilon_3(i+1)}{\tau_3} * dt \quad (3-21)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_3 = T_1^{sp} - T_1$$

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับความเข้มข้นผลิตภัณฑ์สุดท้าย (x_p)

$$P_1(i+1) = P_1(i) + K_4 * (\varepsilon_4(i+1) - \varepsilon_4(i)) + \frac{\varepsilon_4(i+1)}{\tau_4} * dt \quad (3-22)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_4 = x_p^{sp} - x_p$$

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับมวลคงค้างในห้องระเหยที่ 1 (M_1)

$$P_2(i+1) = P_2(i) + K_5 * (\varepsilon_5(i+1) - \varepsilon_5(i)) + \frac{\varepsilon_5(i+1)}{\tau_5} * dt \quad (3-23)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_5 = M_1^{sp} - M_1$$

หลังจากที่เราได้สมการของตัวแปรปรับได้แล้ว ทำการปรับค่าของตัวแปรควบคุม โดยนำสมการของตัวแปรปรับไปแทนในแบบจำลองของระบบแล้วทำการปรับค่าของตัวควบคุม โดยทำการจูนค่าพารามิเตอร์ คือ $K_1, K_2, K_3, K_4, K_5, \tau_1, \tau_2, \tau_3, \tau_4, \tau_5$

3.1.2.2 เมื่อใช้การควบคุมแบบป้อนกลับสเตท (SFC)

การควบคุมแบบป้อนกลับสเตทเป็นการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองแบบเชิงเส้น ซึ่งผลการตอบสนอง ที่เราต้องการสามารถเลือกได้จากการกำหนดค่า Closed-loop poles เนื่องจากตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทเป็นตัวควบคุมแบบ MIMO เพราะฉะนั้นจะใช้ตัวควบคุมเพียงตัวเดียว ในการควบคุมตัวแปรควบคุมทั้ง 5 ตัว

ทำการหาตัวแปรปรับจากสมการ $U = -K_p X$ ซึ่งค่า K_p หาได้โดยการกำหนด Closed-loop poles ซึ่งเราต้องเลือกให้มีค่าติดลบมากกว่า Open-loop poles

จากการลองเลือก

$$\text{pol} = \begin{bmatrix} -677.2325 \\ -11.6764 \\ -9.1188 \\ -21.6000 \\ -19.6900 \\ -12.0000 \end{bmatrix} \quad (3-24)$$

ทำการหา K_p จากคำสั่ง $K_p = \text{place}(A, B, \text{pol})$ ใน Toolbox ของโปรแกรม แมทแล็บ จะได้

$$K_p = 1.0 \times 10^5 \times \begin{bmatrix} -0.0403 & 0.0002 & -3.0519 & 1.1615 & -0.2873 & 0.9097 \\ -0.0427 & 0.0003 & -3.2354 & 1.2315 & -0.3012 & 0.9448 \\ -0.0405 & 0.0002 & -3.0519 & 1.1615 & -0.2873 & 0.9097 \\ -0.0016 & 0.0000 & -0.1246 & 0.0513 & -0.0139 & 0.0350 \\ -0.0024 & 0.0000 & -0.1836 & 0.0700 & -0.0140 & 0.0351 \end{bmatrix} \quad (3-25)$$

ดังนั้น

$$U = -1.0 \times 10^5 \times \begin{bmatrix} -0.0403 & 0.0002 & -3.0519 & 1.1615 & -0.2873 & 0.9097 \\ -0.0427 & 0.0003 & -3.2354 & 1.2315 & -0.3012 & 0.9448 \\ -0.0405 & 0.0002 & -3.0519 & 1.1615 & -0.2873 & 0.9097 \\ -0.0016 & 0.0000 & -0.1246 & 0.0513 & -0.0139 & 0.0350 \\ -0.0024 & 0.0000 & -0.1836 & 0.0700 & -0.0140 & 0.0351 \end{bmatrix} \times X \quad (3-26)$$

เพราะฉะนั้น สมการตัวแปรปรับในรูป proportional integral เป็นดังนี้

$$U(k) = U(k-1) - K_p[X(k) - X(k-1)] - K_i \Delta t [X(k) - X^{ss}] \quad (3-27)$$

หลังจากที่ได้สมการตัวแปรปรับแล้ว จะนำไปแทนในสมการ ของระบบ

3.1.2.3 เมื่อใช้การควบคุมแบบเจเนริกโมเดล (GMC)

ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล สามารถใช้กับแบบจำลองที่ไม่เป็นเชิงเส้นได้ โดยไม่ต้องทำให้เป็นเชิงเส้นก่อน (Linearization) แต่ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล เป็นตัวควบคุมแบบ SISO ดังนั้นจึงต้องใช้ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล 5 ตัว ในการควบคุมตัวแปรควบคุมทั้งหมด

จากสมการอนุกรมมวลสารและพลังงาน 3-1 ถึง 3-6 และสมการ 3-13 ถึง 3-14 มาประยุกต์ใช้ในสมการอัลกอริทึมของตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ตามสมการ 2-17 ได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{สมการ (3-1)} \quad \frac{dM_1}{dt} &= P_2 - P_1 - V_1 \\ Y^* &= \frac{\partial M_1}{\partial M_1} \times \frac{\partial M_1}{\partial t} = \frac{\partial M_1}{\partial t} \\ \text{ดังนั้น} \quad K_{11}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{21}\varepsilon(t)dt &= P_2 - P_1 - V_1 \end{aligned} \quad (3-28)$$

$$P_2 = -(K_{11}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{21}\varepsilon(t)dt) + P_1 + V_1 \quad (3-29)$$

$$\text{สมการ (3-2)} \quad \frac{dM_2}{dt} = F - P_2 - V_2$$

$$Y^* = \frac{\partial M_2}{\partial M_2} \times \frac{\partial M_2}{\partial t} = \frac{\partial M_2}{\partial t}$$

ดังนั้น $K_{12}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{22}\varepsilon(t)dt = F - P_2 - V_2$ (3-30)

ย้ายข้างจะได้

$$F = K_{12}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{22}\varepsilon(t)dt + P_2 + V_2$$
 (3-31)

สมการ (3-3) $\frac{dx_p}{dt} = \frac{P_2(x_2 - x_p) + x_p V_1}{M_1}$

เนื่องจาก x_p สัมพันธ์กับ P_1 ระดับดีกรี 2 (Relative degree 2)

$$M_{1sp} = M_1 + K_{13}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{23}dt$$
 (3-32)

$$P_1 = P_2 - V_1 - K_{131}(M_{1sp} - M_1)$$
 (3-33)

สมการ 3-13 และ 3-5

$$\frac{dT_1}{dt} = \frac{P_2(4.177 - 2.506x_2)(T_2 - T_1) - U_2 A_2 (T_1 - T_2) + U_1 A_1 (T_s - T_1)}{M_1(4.177 - 2.506x_p)}$$

$$S = \frac{U_1 A_1 (T_s - T_1)}{\lambda(T_s)}$$

$$Y^* = \frac{\partial T_1}{\partial T_1} \times \frac{\partial T_1}{\partial t} = \frac{\partial T_1}{\partial t}$$

ดังนั้น $K_{14}\varepsilon(t) + K_{24} \int_0^{t_f} \varepsilon(t)dt = \frac{P_2(4.177 - 2.506x_2)(T_2 - T_1) - U_2 A_2 (T_1 - T_2) + S\lambda(T_s)}{M_1(4.177 - 2.506x_p)}$

(3-34)

ย้ายข้างจะได้

$$S = \frac{\left[M_1(4.177 - 2.506x_p)(K_{14}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{24}\varepsilon(t)dt) - P_2(4.177 - 2.506x_2)(T_2 - T_1) + U_2A_2(T_1 - T_2) \right]}{\lambda(T_s)} \quad (3-35)$$

สมการ (3-14)

$$\frac{dT_2}{dt} = \frac{F(4.177 - 2.506x_f)(T_f - T_2) + U_2A_2(T_1 - T_2) + V_2[(4.177T_2) - H(T_2)]}{M_2(4.177 - 2.506x_2)}$$

$$Y^* = \frac{\partial T_2}{\partial T_2} \times \frac{\partial T_2}{\partial t} = \frac{\partial T_2}{\partial t}$$

$$K_{15}\varepsilon(t) + K_{25} \int_0^{t_f} \varepsilon(t)dt = \frac{F(4.177 - 2.506x_f)(T_f - T_2) + U_2A_2(T_1 - T_2) + V_2[4.177T_2 - H(T_2)]}{M_2(4.177 - 2.506x_2)} \quad (3-36)$$

ย้ายข้างจะได้

$$V_2 = \frac{\left[M_2(4.177 - 2.506x_2)(K_{15}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{25}\varepsilon(t)dt) - F(4.177 - 2.506x_f)(T_f - T_2) - U_2A_2(T_1 - T_2) \right]}{4.177T_2 - H(T_2)} \quad (3-37)$$

โดย K_{1i} และ K_{2i} เมื่อ $i = 1$ ถึง 5 หาค่าได้ตามสมการ (3-38)

$$K_{1i} = \frac{2\xi}{\tau} \quad (3-38)$$

$$K_{2i} = \frac{1}{\tau^2} \quad (3-39)$$

โดยการเลือกค่า ξ ที่เหมาะสมจากรูปที่ 2.3

หลังจากที่เราหาสมการของตัวแปรปรับได้แล้ว ทำการปรับค่าของตัวแปรควบคุมโดยนำสมการของตัวแปรปรับไปแทนในแบบจำลองของระบบ แล้วทำการปรับค่าของตัวควบคุมโดยทำการจูนค่าพารามิเตอร์ คือ K_{11} , K_{12} , K_{13} , K_{14} , K_{15} , K_{21} , K_{22} , K_{23} , K_{24} , K_{25}

3.1.3 การทดสอบสมรรถนะของตัวควบคุม

ทำการทดสอบสมรรถนะการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท เจเนริกโมเดล เปรียบเทียบกับการควบคุมแบบพีไอ เมื่อมีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบ ซึ่งกำหนดให้ความเข้มข้นในสายป้อนเปลี่ยนแปลงจากสภาวะคงที่ที่ 0.05 kg/kg เพิ่มเป็น 0.06 kg/kg ที่เวลา 1 ชั่วโมง



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 3.1 ค่าสภาวะคงที่ของระบบ (Steady State Conditions)

อธิบาย	สัญลักษณ์	หน่วย	ค่าตัวแปร
อัตราการไหลของสายป้อน	F	kg/h	26082
อัตราการไหลของไอน้ำ	S	kg/h	11045
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์จากห้องระเหยที่ 1	P_1	kg/h	4945
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์จากห้องระเหยที่ 2	P_2	kg/h	14887
อัตราการไหลของไอร่ะเหยจากห้องระเหยที่ 1	V_1	kg/h	9950
อัตราการไหลของไอร่ะเหยจากห้องระเหยที่ 2	V_2	kg/h	11195
สัดส่วนโดยมวลของผลิตภัณฑ์ในสายป้อน	x_f	kg solids/kg	0.05
สัดส่วนโดยมวลของผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 2	x_2	kg solids/kg	0.0876
สัดส่วนโดยมวลของผลิตภัณฑ์	x_p	kg solids/kg	0.264
อุณหภูมิไอน้ำ	T_s	$^{\circ}\text{C}$	115.6
อุณหภูมิของสายป้อน	T_f	$^{\circ}\text{C}$	85
อุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1	T_1	$^{\circ}\text{C}$	74.7
อุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2	T_2	$^{\circ}\text{C}$	51.7
มวลคงค้างในห้องระเหยที่ 1	M_1	kg	2268
มวลคงค้างในห้องระเหยที่ 2	M_2	kg	2268

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 3.2 ค่าพารามิเตอร์ทางกายภาพของเครื่องทำระเหย

อธิบาย	สัญลักษณ์	หน่วย	ค่าพารามิเตอร์
พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของห้องระเหยที่ 1	A_1	m^2	102
พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของห้องระเหยที่ 2	A_2	m^2	412
ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนในห้องระเหยที่ 1	U_1	$kJ/h m^2 ^\circ C$	5826
ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนในห้องระเหยที่ 2	U_2	$kJ/h m^2 ^\circ C$	2453

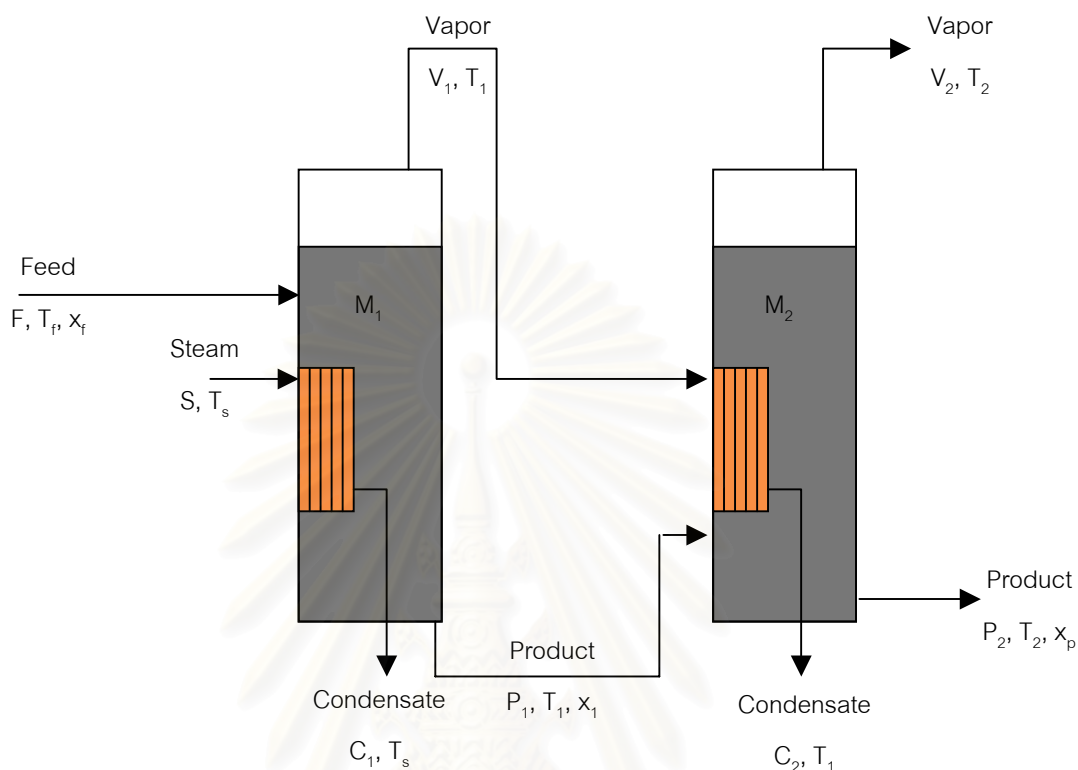
ตารางที่ 3.3 ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนเมื่อใช้การควบคุมแบบพีไอ

ตัวแปร	ความหมาย	หน่วย	ค่าตัวแปร
K_1	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ F	h^{-1}	500
K_2	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ V_2	h^{-1}	100
K_3	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ S	h^{-1}	120
K_4	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ P_1	h^{-1}	-100000
K_5	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ P_2	h^{-1}	960
τ_1	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ F	h	2×10^{-4}
τ_2	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ V_2	h	-0.02
τ_3	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ S	h	0.01
τ_4	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ P_1	h	-1×10^{-5}
τ_5	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ P_2	h	5×10^{-5}

ตารางที่ 3.4 ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนสำหรับตัวควบคุมแบบเจเนติกโมเดล

ตัวแปร	ความหมาย	หน่วย	ค่าตัวแปร
K_{11}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_2	ไม่มีหน่วย	5
K_{21}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_2	ไม่มีหน่วย	0
K_{12}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ F	ไม่มีหน่วย	5
K_{22}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ F	ไม่มีหน่วย	0
K_{13}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_1	ไม่มีหน่วย	300
K_{23}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_1	ไม่มีหน่วย	10
K_{131}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_1	h^{-1}	500
K_{14}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ S	ไม่มีหน่วย	1
K_{24}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ S	ไม่มีหน่วย	0
K_{15}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ V_2	ไม่มีหน่วย	1
K_{25}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ V_2	ไม่มีหน่วย	0

3.2 การศึกษาการสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหยน้ำสับประรดของโรงงาน



รูปที่ 3.3 เครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหยของโรงงานสับประรดแห่งหนึ่ง โดยมีสายป้อนเข้าจากทางด้านหน้า

แบบจำลองที่สร้างขึ้นเพื่อนำมาศึกษาในขั้นตอนนี้ แสดงในรูปที่ 3.2 ซึ่งมีวัตถุประสงค์ในการสร้างแบบจำลองและควบคุม คือ

1. รักษาความเข้มข้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ให้ได้ตามค่าเป้าหมาย
2. รักษาสมดุลมวลของของเหลวคงค้างในห้องระเหยทั้งสอง เพื่อป้องกันการไหลล้นหรือ ญุกระเหยจนแห้ง
3. รักษาอุณหภูมิให้ต่ำหรือเท่ากับค่าเป้าหมาย (set point) เพื่อป้องกันการสูญเสียผลิตภัณฑ์หรือผลิตภัณฑ์ถูกทำลายด้วยความร้อน

3.2.1 แบบจำลองของเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรด

Cadet, Toure, Gilles และ Chabriat (1999) ศึกษาความไวของพารามิเตอร์ (parameter sensitivity) ต่อแบบจำลอง พบว่าความผันแปรของค่าความร้อนจำเพาะมีความไวต่อแบบจำลองน้อยมาก ดังนั้นในการสร้างแบบจำลองของเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรด ของโรงงานแห่งนี้ จึงกำหนดให้ค่าความร้อนจำเพาะของน้ำสับปะรดมีค่าคงที่ แบบจำลองที่ได้เป็นไปดังต่อไปนี้

สมการอนุรักษ์มวลสาร (Material Balance)

สมการอนุรักษ์มวลรวมของด้านผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 1 คือ

$$\frac{dM_1}{dt} = F - P_1 - V_1 \quad (3-40)$$

สมการอนุรักษ์มวลรวมของด้านผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 2 คือ

$$\frac{dM_2}{dt} = P_1 - P_2 - V_2 \quad (3-41)$$

สมการอนุรักษ์มวลย่อยด้านผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 1 คือ

$$\frac{dx_1}{dt} = \frac{F(x_f - x_1) + x_1 V_1}{M_1} \quad (3-42)$$

สมการอนุรักษ์มวลย่อยด้านผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 2 คือ

$$\frac{dx_p}{dt} = \frac{P_1(x_1 - x_p) + x_p V_2}{M_2} \quad (3-43)$$

อัตราการไหลของไอน้ำในห้องระเหยห้องแรก คำนวณจากสมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy Balance) รอบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในห้องระเหยห้องแรก ได้ว่า

$$S = \frac{U_1 A_1 (T_s - T_1)}{\lambda(T_s)} \quad (3-44)$$

อัตราการไหลของไอระเหยไปยังห้องระเหยห้องที่ 2 คำนวณจากสมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy Balance) รอบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในห้องระเหยห้องที่ 2 ได้ว่า

$$V_1 = \frac{U_2 A_2 (T_1 - T_2)}{\lambda(T_1)} \quad (3-45)$$

สมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy Balance)

$$\frac{dT_1}{dt} = \frac{FC_p(T_f - T_1) + U_1 A_1 (T_s - T_1) - V_1 [H(T_1) - C_p T_1]}{M_1 C_p} \quad (3-46)$$

$$\frac{dT_2}{dt} = \frac{P_1 C_p (T_1 - T_2) + U_2 A_2 (T_1 - T_2) - V_2 [H(T_2) - C_p T_2]}{M_2 C_p} \quad (3-47)$$

ตัวแปรของกระบวนการ

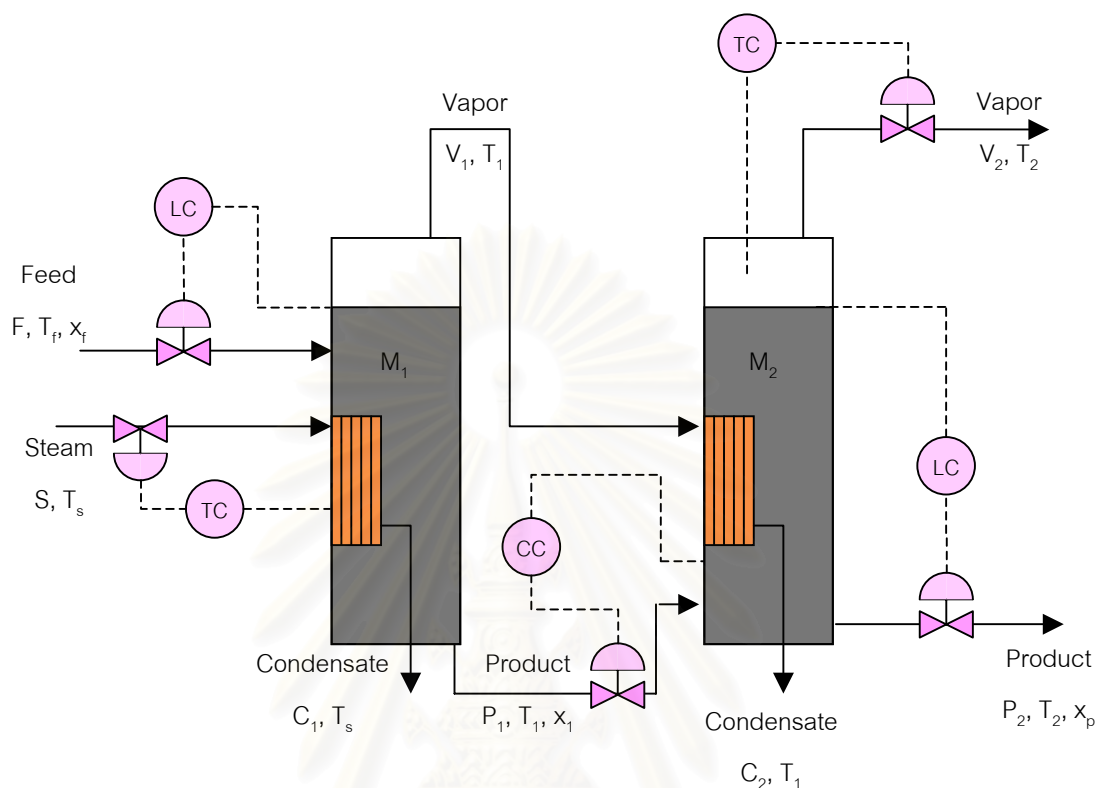
ดังนั้นสมการที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองและควบคุม คือ สมการที่ 3-40 ถึง 3-47 โดยพิจารณาตัวแปรของระบบแยกเป็นดังนี้

ตัวแปรควบคุม (Controlled variables) คือ x_p , T_1 , T_2 , M_1 และ M_2

ตัวแปรปรับ (Manipulated variables) คือ P_2 , S , V_2 , P_1 , และ F

ตัวแปรรบกวน (Disturbance variables) คือ x_f

ในการทำงานเดียวกันกับผลงานศึกษาที่ผ่านมา รูปแบบการควบคุมที่นำเสนอเป็นดังแสดงในรูปที่ 3.3 ซึ่งมีลักษณะการควบคุมในการทำงานเดียวกัน โดยในการควบคุมจะใช้ตัวแปรปรับ F เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม M_1 , ตัวแปรปรับ P_2 เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม M_2 , ตัวแปรปรับ P_1 เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม x_p , ตัวแปรปรับ S เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม T_1 และแปรปรับ V_2 เป็นตัวปรับตัวแปรควบคุม T_1



รูปที่ 3.4 ลักษณะรูปแบบการควบคุมเครื่องทำระเหยแบบสองห้องระเหย ของโรงงานสับปะรด ที่นำเสนอสำหรับแบบจำลองที่สร้างขึ้น

3.2.2 แบบจำลองของตัวควบคุม (Model of Controllers)

3.2.2.1 เมื่อใช้การควบคุมแบบพีไอ

ในการทำงานเกี่ยวกับการศึกษาจากงานวิจัยที่ผ่านมา เราประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ สำหรับการควบคุมตัวแปรควบคุมแต่ละตัว โดยใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ 5 ตัว ในการควบคุมความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ ปริมาณมวลสารคงค้างในแต่ละห้องระเหยและอุณหภูมิในแต่ละห้องระเหย

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับค่าตัวแปรควบคุมต่างๆ ในรูป velocity form เป็นดังนี้

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับมวลคงค้างในห้องระเหยที่ 1 (M_1)

$$F(i+1) = F(i) + K_1 * (\varepsilon_1(i+1) - \varepsilon_1(i)) + \frac{\varepsilon_1(i+1)}{\tau_1} * dt \quad (3-48)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_1 = M_1^{sp} - M_1$$

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับมวลคงค้างในห้องระเหยที่ 2 (M_2)

$$P_2(i+1) = P_2(i) + K_2 * (\varepsilon_2(i+1) - \varepsilon_2(i)) + \frac{\varepsilon_2(i+1)}{\tau_2} * dt \quad (3-49)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_2 = M_2^{sp} - M_2$$

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 (T_1)

$$S(i+1) = S(i) + K_3 * (\varepsilon_3(i+1) - \varepsilon_3(i)) + \frac{\varepsilon_3(i+1)}{\tau_3} * dt \quad (3-50)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_3 = T_1^{sp} - T_1$$

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 (T_2)

$$V_2(i+1) = V_2(i) + K_4 * (\varepsilon_4(i+1) - \varepsilon_4(i)) + \frac{\varepsilon_4(i+1)}{\tau_4} * dt \quad (3-51)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_4 = T_2^{sp} - T_2$$

สมการตัวแปรปรับที่สามารถปรับความเข้มข้นผลิตภัณฑ์สุดท้าย (x_p)

$$P_1(i+1) = P_1(i) + K_5 * (\varepsilon_5(i+1) - \varepsilon_5(i)) + \frac{\varepsilon_5(i+1)}{\tau_5} * dt \quad (3-52)$$

$$\text{เมื่อ } \varepsilon_5 = x_p^{sp} - x_p$$

หลังจากที่เราได้สมการของตัวแปรปรับได้แล้ว ทำการปรับค่าของตัวแปรควบคุม โดยนำสมการของตัวแปรปรับไปแทนในแบบจำลองของระบบแล้วทำการปรับค่าของตัวควบคุม โดยทำการจูนค่าพารามิเตอร์ $K_1, K_2, K_3, K_4, K_5, \tau_1, \tau_2, \tau_3, \tau_4, \tau_5$

3.2.2.2 เมื่อใช้การควบคุมแบบป้อนกลับสเตท (SFC)

การควบคุมแบบป้อนกลับสเตทเป็นการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองแบบเชิงเส้น ซึ่งผลการตอบสนอง ที่เราต้องการสามารถเลือกได้จากการกำหนดค่า Closed-loop poles เนื่องจากตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทเป็นตัวควบคุมแบบ MIMO เพราะฉะนั้นจะใช้ตัวควบคุมเพียงตัวเดียว ในการควบคุมตัวแปรควบคุมทั้ง 5 ตัว

ทำการหาตัวแปรปรับจากสมการ $U = -K_p X$ ซึ่งค่า K_p หาได้โดยการกำหนด Closed-loop poles ซึ่งเราต้องเลือกให้มีค่าติดลบมากกว่า Open-loop poles

จากการลองเลือก

$$\text{pol} = \begin{bmatrix} -0.3138 \\ -0.2585 \\ -0.1995 \\ -0.1609 \\ -0.1897 \\ -0.1488 \end{bmatrix} \quad (3-53)$$

ทำการหา K_p จากคำสั่ง $K_p = \text{place}(A, B, \text{pol})$ ใน Toolbox ของโปรแกรมแมทแล็บ จะได้

$$K_p = \begin{bmatrix} -1.8705 & 1.6101 & 0.0663 & -0.1392 & -4.1583 & -102.2882 \\ -1.9601 & 1.3811 & -0.1037 & -0.0754 & -3.9279 & -97.1766 \\ 0.0223 & -0.0192 & 0.0735 & 0.0036 & 0.0502 & 1.2186 \\ -0.1033 & 0.0806 & 0.1700 & -0.0637 & -0.2070 & -5.1216 \\ -2.0634 & 1.6106 & 0.0663 & -0.1392 & -4.1338 & -102.2986 \end{bmatrix} \quad (3-54)$$

ดังนั้น

$$U = \begin{bmatrix} -1.8705 & 1.6101 & 0.0663 & -0.1392 & -4.1583 & -102.2882 \\ -1.9601 & 1.3811 & -0.1037 & -0.0754 & -3.9279 & -97.1766 \\ 0.0223 & -0.0192 & 0.0735 & 0.0036 & 0.0502 & 1.2186 \\ -0.1033 & 0.0806 & 0.1700 & -0.0637 & -0.2070 & -5.1216 \\ -2.0634 & 1.6106 & 0.0663 & -0.1392 & -4.1338 & -102.2986 \end{bmatrix} \times X \quad (3-55)$$

เพราะฉะนั้น สมการตัวแปรปรับในรูป proportional integral เป็นดังนี้

$$U(k) = U(k-1) - K_p[X(k) - X(k-1)] - K_i \Delta t [X(k) - X^{ss}] \quad (3-56)$$

หลังจากที่ได้สมการตัวแปรปรับแล้ว จะนำไปแทนในสมการ ของระบบ

3.2.2.3 เมื่อใช้การควบคุมแบบเจเนริกโมเดล (GMC)

ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล สามารถใช้กับแบบจำลองที่ไม่เป็นเชิงเส้นได้ โดยไม่ต้องทำให้เป็นเชิงเส้นก่อน (Linearization) แต่ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล เป็นตัวควบคุมแบบ SISO ดังนั้นจึงต้องใช้ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล 5 ตัว ในการควบคุมตัวแปรควบคุมทั้งหมด

จากสมการอนุกรมมวลสารและพลังงาน 3-39 ถึง 3-44 และสมการ 3-45 ถึง 3-46 มาประยุกต์ใช้ในสมการอัลกอริทึมของตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ตามสมการ 2-17 ได้ดังนี้

$$\text{สมการ (3-39)} \quad \frac{dM_1}{dt} = F - P_1 - V_1$$

$$Y^* = \frac{\partial M_1}{\partial M_1} \times \frac{\partial M_1}{\partial t} = \frac{\partial M_1}{\partial t}$$

$$\text{ดังนั้น} \quad K_{11}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{21}\varepsilon(t)dt = F - P_1 - V_1 \quad (3-57)$$

$$F = (K_{11}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{21}\varepsilon(t)dt) + P_1 + V_1 \quad (3-58)$$

$$\text{สมการ (3-40)} \quad \frac{dM_2}{dt} = P_1 - P_2 - V_2$$

$$Y^* = \frac{\partial M_2}{\partial M_2} \times \frac{\partial M_2}{\partial t} = \frac{\partial M_2}{\partial t}$$

$$\text{ดังนั้น} \quad K_{12}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{22}\varepsilon(t)dt = P_1 - P_2 - V_2 \quad (3-59)$$

ย้ายข้างจะได้

$$P_2 = -[K_{12}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{22}\varepsilon(t)dt] + P_1 - V_2 \quad (3-60)$$

สมการ (3-43) และ (3-45)

$$\frac{dT_1}{dt} = \frac{FC_p(T_f - T_1) + U_1A_1(T_s - T_1) - V_1[H(T_1) - C_pT_1]}{M_1C_p}$$

$$S = \frac{U_1A_1(T_s - T_1)}{\lambda(T_s)}$$

$$Y^* = \frac{\partial T_1}{\partial T_1} \times \frac{\partial T_1}{\partial t} = \frac{\partial T_1}{\partial t}$$

$$\text{ดังนั้น} \quad K_{13}\varepsilon(t) + K_{23} \int_0^{t_f} \varepsilon(t)dt = \frac{FC_p(T_f - T_1) + S\lambda(T_s) - V_1[H(T_1) - C_pT_1]}{M_1C_p} \quad (3-61)$$

ย้ายข้างจะได้

$$S = \frac{\left[\begin{array}{l} M_1C_p(K_{14}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{24}\varepsilon(t)dt) \\ -FC_p(T_f - T_1) + V_1[H(T_1) - C_pT_1] \end{array} \right]}{\lambda(T_s)} \quad (3-62)$$

สมการ (3-46)

$$\frac{dT_2}{dt} = \frac{P_1C_p(T_1 - T_2) + U_2A_2(T_1 - T_2) - V_2[H(T_2) - C_pT_2]}{M_2C_p}$$

$$Y^* = \frac{\partial T_2}{\partial T_2} \times \frac{\partial T_2}{\partial t} = \frac{\partial T_2}{\partial t}$$

$$K_{14}\varepsilon(t) + K_{24} \int_0^{t_f} \varepsilon(t) dt = \frac{P_1 C_p (T_1 - T_2) + U_2 A_2 (T_1 - T_2) - V_2 [H(T_2) - C_p T_2]}{M_2 C_p} \quad (3-63)$$

ย้ายข้างจะได้

$$V_2 = \frac{\left[-M_2 C_p (K_{15}\varepsilon(t) + \int_0^{t_f} K_{25}\varepsilon(t) dt) \right]}{H(T_2) - C_p T_2} + \frac{P_1 C_p (T_1 - T_2) + U_2 A_2 (T_1 - T_2)}{H(T_2) - C_p T_2} \quad (3-64)$$

สมการ (3-42) $\frac{dx_p}{dt} = \frac{P_1(x_1 - x_p) + x_p V_2}{M_2}$

$$Y^* = \frac{\partial x_p}{\partial x_p} \times \frac{\partial x_p}{\partial t} = \frac{\partial x_p}{\partial t}$$

$$K_{15}\varepsilon(t) + K_{25} \int_0^{t_f} \varepsilon(t) dt = \frac{P_1(x_1 - x_p) + x_p V_2}{M_2} \quad (3-65)$$

ย้ายข้างจะได้

$$P_1 = \frac{M_2 (K_{15}\varepsilon(t) + K_{25} \int_0^{t_f} \varepsilon(t) dt) - x_p V_2}{(x_1 - x_p)} \quad (3-66)$$

โดย K_{1i} และ K_{2i} เมื่อ $i = 1$ ถึง 5 หาค่าได้ตามสมการ (3-38) และ สมการ (3-39) โดยเลือกค่าที่เหมาะสมจากรูปที่ 2.3

หลังจากที่เราหาสมการของตัวแปรปรับได้แล้ว ทำการปรับค่าของตัวแปรควบคุมโดยนำสมการของตัวแปรปรับไปแทนในแบบจำลองของระบบ แล้วทำการปรับค่าของตัวควบคุมโดยทำการจูนค่าพารามิเตอร์ คือ $K_{11}, K_{12}, K_{13}, K_{14}, K_{15}, K_{21}, K_{22}, K_{23}, K_{24}, K_{25}$

3.2.3 การทดสอบความทนทานและสมรรถนะของตัวควบคุม

การทดสอบผลการควบคุมแบบจำลองของเครื่องทำระเหยที่สร้างขึ้น เพื่อเปรียบเทียบผลของสมรรถนะและความทนทานในการควบคุมระหว่างตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทแบบเจเนริกโมเดล และแบบพีไอ ดังนี้

1. ทดสอบสมรรถนะการควบคุมของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท แบบเจเนริกโมเดล และแบบพีไอ เมื่อตัวแปรบกวน คือ ความเข้มข้นในสายป้อนมีความผันแปรในระดับต่างๆ กัน

2. ทดสอบความทนทานของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด เมื่อเพิ่มเทอมความร้อนสูญเสีย เข้าไปในแบบจำลองของตัวควบคุม คือ

$$S = \frac{U_1 A_1 (T_s - T_1)}{\lambda(T_s)} + Loss \quad (3-67)$$

$$V_1 = \frac{U_2 A_2 (T_1 - T_2)}{\lambda(T_1)} + Loss \quad (3-68)$$

นำสมการที่ (3-67) และ (3-68) ไปใช้ในการสร้างแบบจำลองตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทและแบบเจเนริกโมเดล เพื่อคำนวณค่าตัวแปรปรับ ในขณะที่แบบจำลองของกระบวนการยังคงเดิม

ตารางที่ 3.5 ค่าสภาวะคงที่ของแบบจำลองจากโรงงาน (Steady State Conditions)

อธิบาย	สัญลักษณ์	หน่วย	ค่าตัวแปร
อัตราการไหลของสายป้อน	F	kg/min	133.3
อัตราการไหลของไอน้ำ	S	kg/min	54.6
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์จากห้องระเหยที่ 1	P_1	kg/min	79.6
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์จากห้องระเหยที่ 2	P_2	kg/min	24.6
อัตราการไหลของไอร่ะเหยจากห้องระเหยที่ 1	V_1	kg/min	53.8
อัตราการไหลของไอร่ะเหยจากห้องระเหยที่ 2	V_2	kg/min	54.9
สัดส่วนโดยมวลของผลิตภัณฑ์ในสายป้อน	x_f	kg solids/kg	0.12
สัดส่วนโดยมวลของผลิตภัณฑ์ในห้องระเหยที่ 1	x_1	kg solids/kg	0.20
สัดส่วนโดยมวลของผลิตภัณฑ์	x_p	kg solids/kg	0.65
อุณหภูมิไอน้ำ	T_s	$^{\circ}\text{C}$	95
อุณหภูมิของสายป้อน	T_f	$^{\circ}\text{C}$	90
อุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1	T_1	$^{\circ}\text{C}$	82
อุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2	T_2	$^{\circ}\text{C}$	46
มวลคงค้างในห้องระเหยที่ 1	M_1	kg	600
มวลคงค้างในห้องระเหยที่ 2	M_2	kg	300

ตารางที่ 3.6 ค่าพารามิเตอร์ทางกายภาพของเครื่องทำระเหย

อธิบาย	สัญลักษณ์	หน่วย	ค่าพารามิเตอร์
พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของห้องระเหยที่ 1	A_1	m^2	97.545
พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของห้องระเหยที่ 2	A_2	m^2	50.166
ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนในห้องระเหยที่ 1	U_1	$\text{kJ/min m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$	92.83
ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนในห้องระเหยที่ 2	U_2	$\text{kJ/min m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$	68.33

ตารางที่ 3.7 ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนสำหรับตัวควบคุมแบบพีไอ

ตัวแปร	ความหมาย	หน่วย	ค่าตัวแปร
K_1	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ F	min^{-1}	7.95
K_2	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ P_2	min^{-1}	-9.00
K_3	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ S	min^{-1}	2.00
K_4	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ P_1	min^{-1}	-2.00
K_5	ค่าคงที่เกนของตัวแปรปรับ V_2	min^{-1}	-79.00
τ_1	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ F	min	0.12
τ_2	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ P_2	min	-0.12
τ_3	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ S	min	0.50
τ_4	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ P_1	min	-1.00
τ_5	ค่าคงที่อินทิกรัลของตัวแปรปรับ V_2	min	-0.08

ตารางที่ 3.8 ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนสำหรับตัวควบคุมแบบเจเนติกโมเดล

ตัวแปร	ความหมาย	หน่วย	ค่าตัวแปร
K_{11}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ F	ไม่มีหน่วย	0.95
K_{21}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ F	ไม่มีหน่วย	2.78×10^{-4}
K_{12}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_2	ไม่มีหน่วย	0.79
K_{22}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_2	ไม่มีหน่วย	2.78×10^{-3}
K_{13}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ S	ไม่มีหน่วย	3.00
K_{23}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ S	ไม่มีหน่วย	2.78×10^{-3}
K_{14}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ V_2	ไม่มีหน่วย	1.80
K_{24}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ V_2	ไม่มีหน่วย	2.78×10^{-3}
K_{15}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_1	ไม่มีหน่วย	-0.21
K_{25}	ค่าคงที่ในการปรับของตัวแปรปรับ P_1	ไม่มีหน่วย	1.23×10^{-4}

บทที่ 4

ผลการวิเคราะห์ข้อมูล

ในงานวิจัยนี้ ได้ทำการศึกษาการควบคุมการทำงานของเครื่องทำระเหย โดยใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล เปรียบเทียบผลการควบคุมกับแบบพีไอ โดยการสังเกตผลการควบคุมความเข้มข้นสุดท้าย และสถานะ ในการทำงานของเครื่องทำระเหย และวัดค่าอินทิกรัลของค่าสมบูรณ์ของค่าความผิดพลาด หรือ ค่าไอเออี (Integral of the Absolute Value of the Error, IAE) ดังแสดงในสมการที่ 4-1

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (4-1)$$

โดยค่าไอเออี แสดงถึงประสิทธิภาพและสมรรถนะ ของตัวควบคุมทั้งใน กรณีที่ดำเนินการปกติ และในกรณีที่มีความผิดพลาดต่างๆ เกิดขึ้น อาทิเช่น สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน เป็นต้น

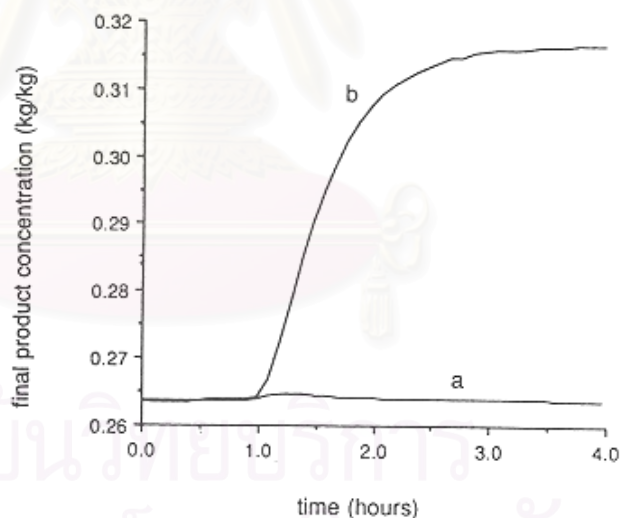
จากงานวิจัยได้ทำการจำลองแบบจำลองของกระบวนการเครื่องทำระเหยในคอมพิวเตอร์โดยโปรแกรมแมทแลป (MATLAB) โดยค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่ใช้ในกระบวนการแสดงไว้แล้วในบทที่ 3

4.1 ผลการควบคุมแบบจำลองของงานวิจัยที่ผ่านมา

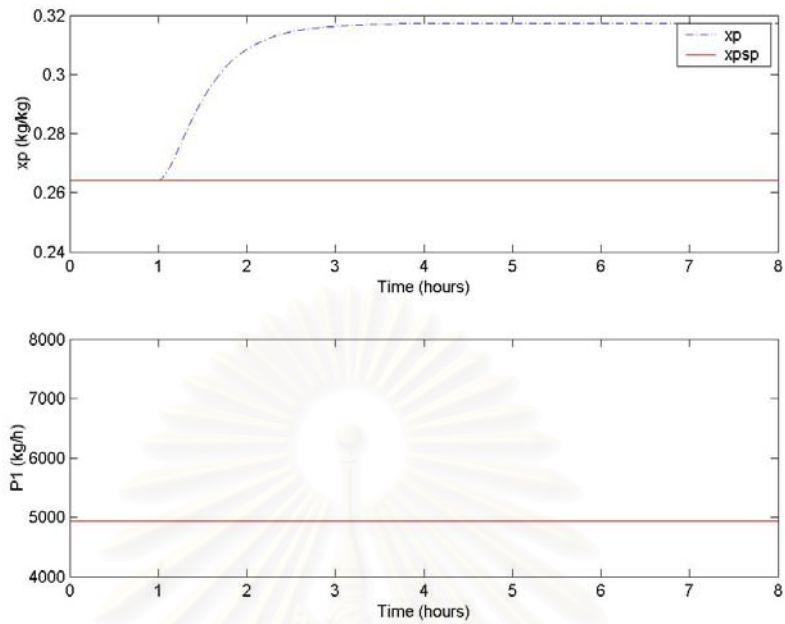
4.1.1 ผลการตอบสนองของลูปเปิดเมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเปลี่ยนไป

ในการทำการควบคุมกระบวนการ เราให้กระบวนการเริ่มต้นที่จุดสภาวะคงที่ (Steady State) และเป็นค่าเป้าหมายของกระบวนการตามค่าที่สภาวะคงที่ดังแสดงในตารางที่ 3.1

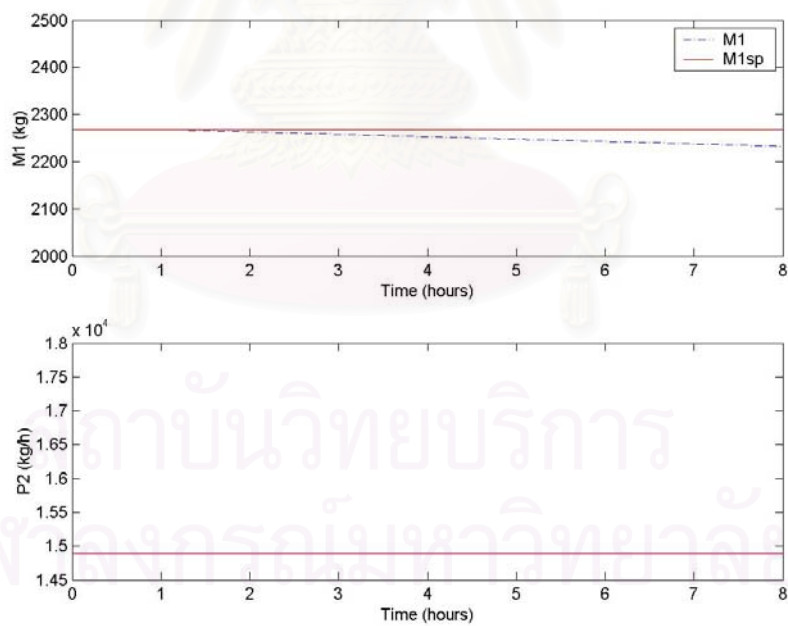
ผลการตอบสนองของลูปเปิด เมื่อตัวแปรกระบวนการมีการเปลี่ยนแปลง โดยไม่มีการควบคุมตัวแปรปรับ (ให้ตัวแปรปรับมีค่าคงที่) ที่เวลา 1 ชั่วโมง โดยให้ความเข้มข้นของสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% จาก 0.05 kg/kg เป็น 0.06 kg/kg ผลการเปลี่ยนแปลงต่อกระบวนการ ที่ได้จากการสร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรมแมทแลบ แสดงในรูปที่ 4.2 ให้ผลการตอบสนองของลูปเปิดในลักษณะเดียวกับงานวิจัยที่ผ่านมาในรูปที่ 4.1 แสดงว่าการสร้างแบบจำลองในโปรแกรม มีความถูกต้อง



รูปที่ 4.1 ผลการตอบสนองของลูปเปิด (b) เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง จากผลงานวิจัยที่ใช้ศึกษา

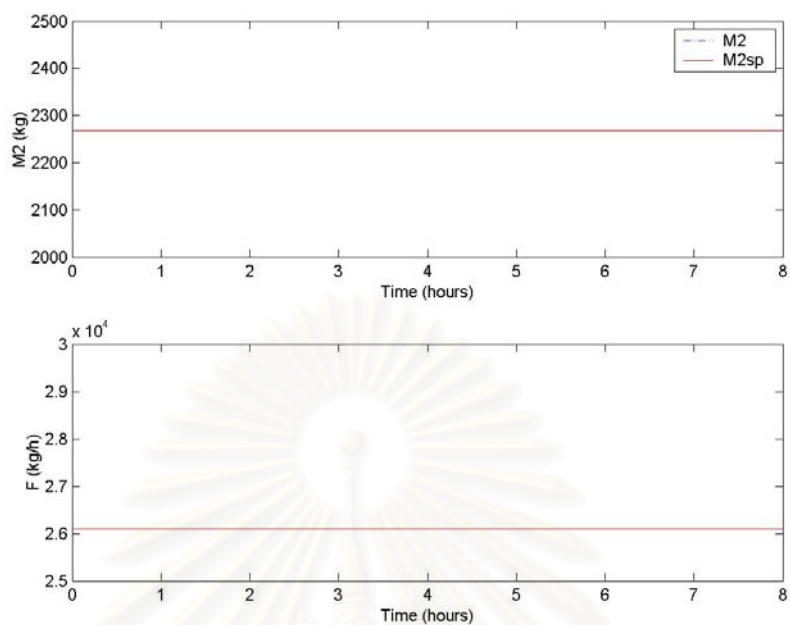


รูปที่ 4.2.1 ผลการเปลี่ยนแปลงของความเข้มข้นสุดท้ายในรูปเปิด

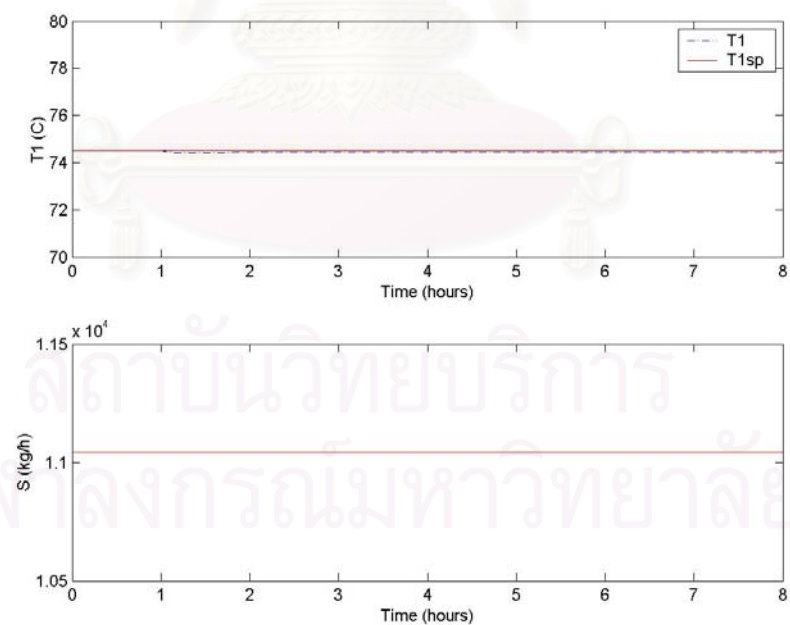


รูปที่ 4.2.2 ผลการเปลี่ยนแปลงของปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด

รูปที่ 4.2 ผลการตอบสนองของรูปเปิดของตัวแปรควบคุมต่างๆ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

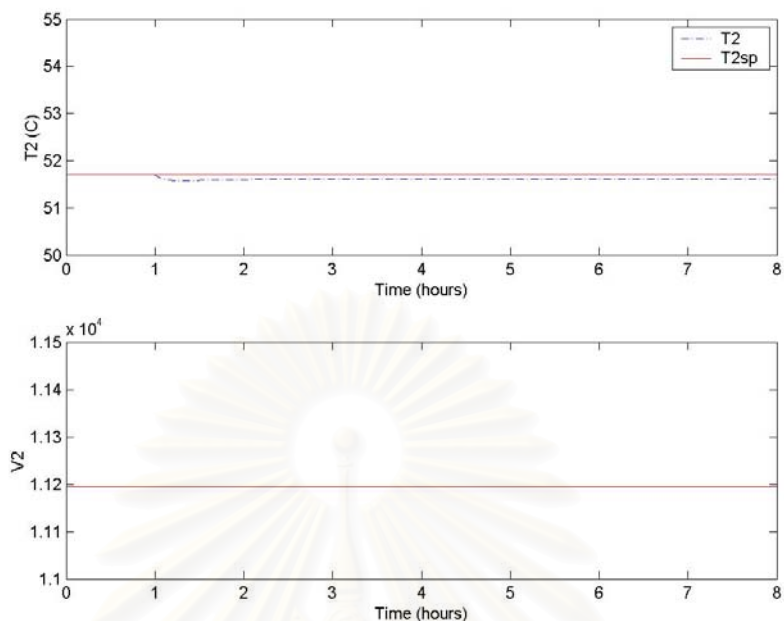


รูปที่ 4.2.3 ผลการเปลี่ยนแปลงของปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 2 ในลูปเปิด



รูปที่ 4.2.4 ผลการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 ในลูปเปิด

รูปที่ 4.2 (ต่อ) ผลการตอบสนองของลูปเปิดของตัวแปรควบคุมต่างๆ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง



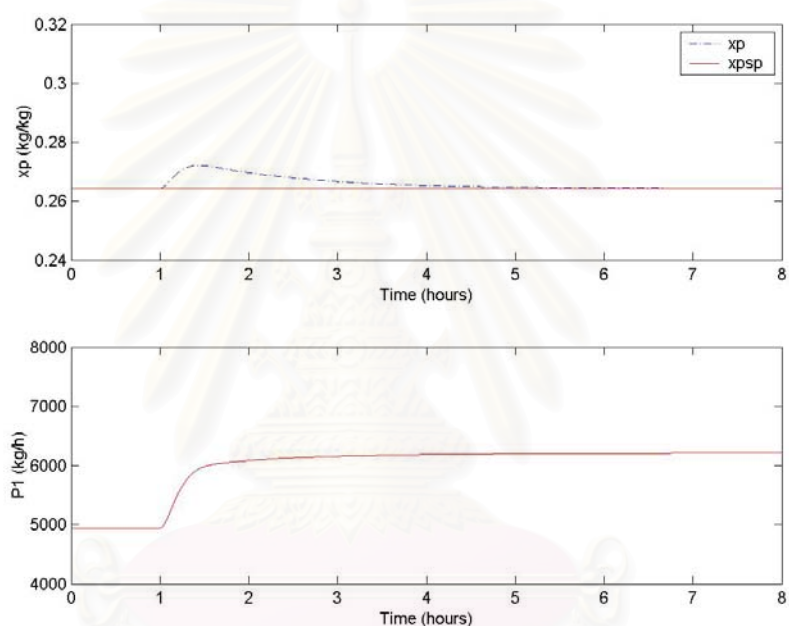
รูปที่ 4.2.5 ผลการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด

รูปที่ 4.2 (ต่อ) ผลการตอบสนองของรูปเปิดของตัวแปรควบคุมต่างๆ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

จากการที่ให้ตัวแปรบกวน คือ ความเข้มข้นสายป้อนมีการเปลี่ยนแปลงอย่างทันที (step change) ที่เวลา 1 ชั่วโมง โดยมีค่าเพิ่มขึ้น 20% จากเดิม 0.05 kg/kg เป็น 0.06 kg/kg เมื่อไม่มีตัวควบคุม หรือนั่นคือ ให้ตัวแปรปรับมีค่าคงที่ ในรูปเปิดนั้น พบว่า ความเข้มข้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ (x_p) ซึ่งเป็นจุดที่สำคัญที่สุดของระบบได้รับผลกระทบมากที่สุด โดยมีค่าเพิ่มขึ้นจากค่าเป้าหมายเมื่อเริ่มต้นจาก 0.264 kg/kg ไปเป็น 0.32 kg/kg ที่เวลาประมาณ 3 ชั่วโมง ทั้งนี้เนื่องจากในรูปเปิด เมื่อกำหนดให้ตัวแปรปรับมีค่าคงที่ ทำให้กระบวนการมีอัตรากระเหยคงที่ โดยยังคงสามารถรักษาสภาวะในการปฏิบัติการอยู่ได้ นั่นคือ ปริมาณของเหลวคงค้าง และ อุณหภูมิในแต่ละห้องระเหย มีค่าเปลี่ยนแปลงไม่มากนัก เพราะตัวแปรปรับที่มีผลต่อสภาวะทั้งสองยังไม่มีการเปลี่ยนแปลง ดังแสดงในรูปที่ 4.2.2 ถึง 4.2.5 ในขณะที่ความเข้มข้นของสายป้อนที่มีการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้น จะมีผลกระทบโดยตรงกับความเข้มข้นสุดท้ายที่ได้ ส่งผลให้ความเข้มข้นสุดท้ายมีค่าเพิ่มมากขึ้น เกินกว่าค่าเป้าหมายที่ต้องการ

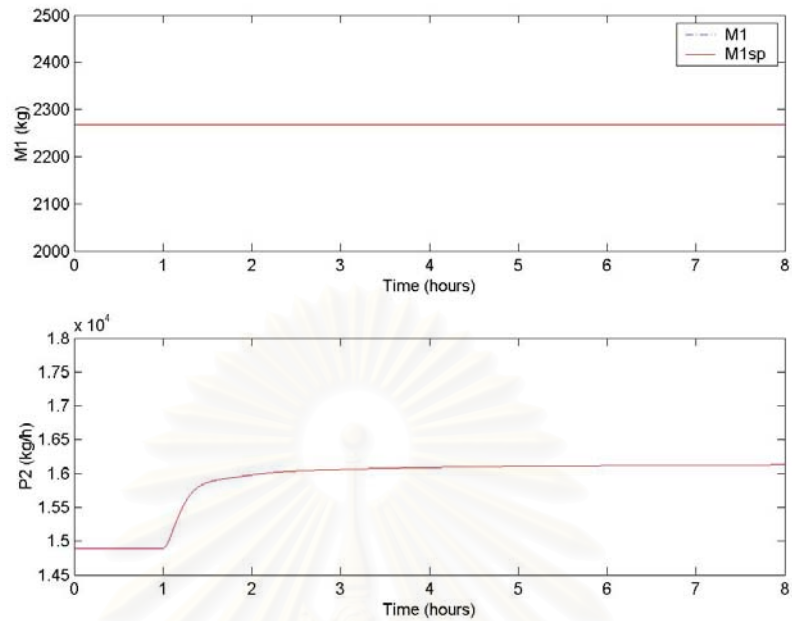
4.1.2 ผลการตอบสนองเมื่อตัวแปรควบคุมมีการเปลี่ยนแปลง และมีตัวควบคุม

จากผลการตอบสนองของตัวแปรควบคุมต่างๆ ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นของสายป้อนหรือตัวแปรรบกวน มีการเปลี่ยนแปลงค่าเพิ่มขึ้น จาก 0.05 kg/kg เป็น 0.06 kg/kg ที่เวลา 1 ชั่วโมงนั้น เมื่อประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ ได้ผลการตอบสนองดังแสดงในรูปที่ 4.3 ผลการตอบสนองเมื่อประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท ดังแสดงในรูปที่ 4.4 และผลการตอบสนองเมื่อประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบเจเนติกโมเดล ดังแสดงในรูปที่ 4.5

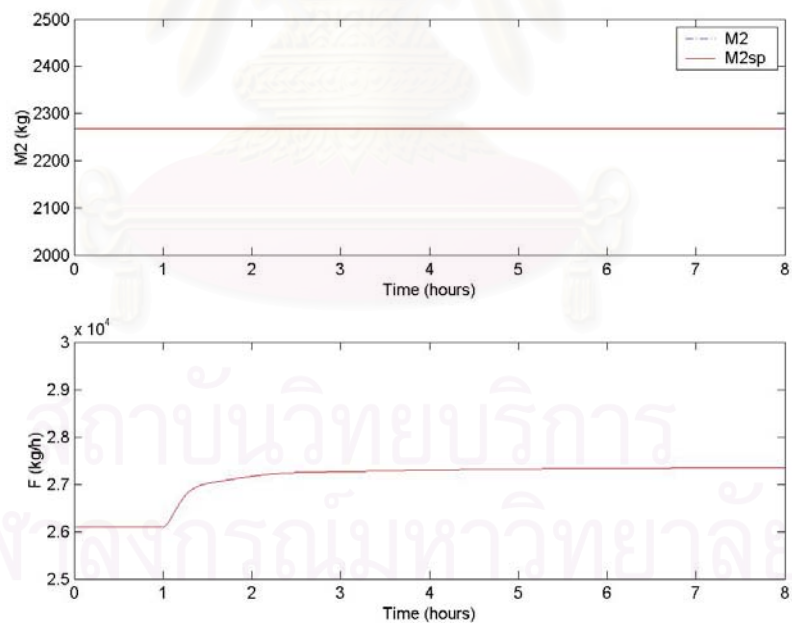


รูปที่ 4.3.1 ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นสุดท้าย เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบพีไอ

รูปที่ 4.3 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

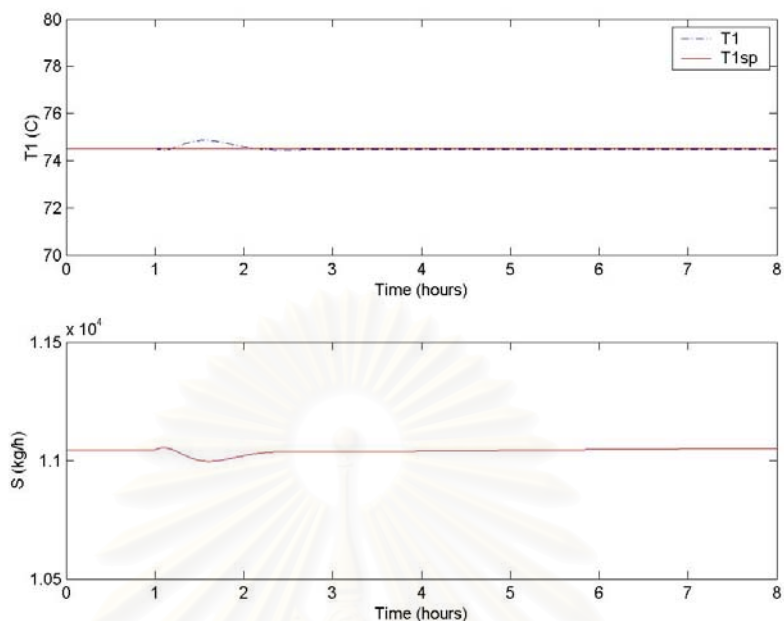


รูปที่ 4.3.2 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 1 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบพีไอ

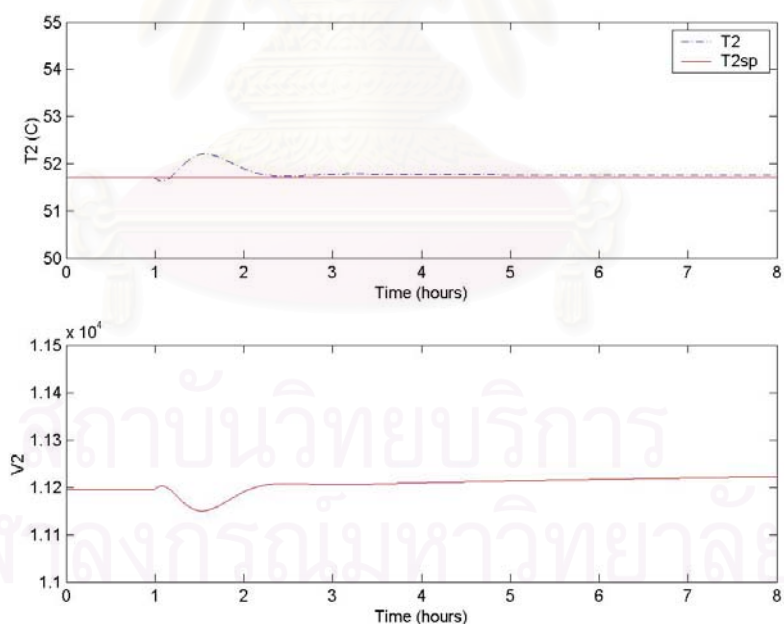


รูปที่ 4.3.3 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 2 เมื่อควบคุมด้วยตัวแบบพีไอ

รูปที่ 4.3 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

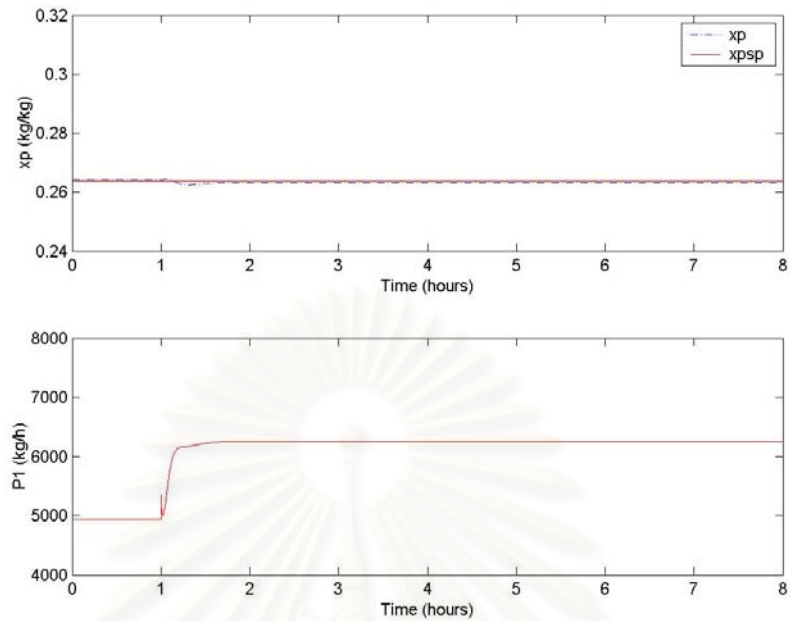


รูปที่ 4.3.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบพีไอ

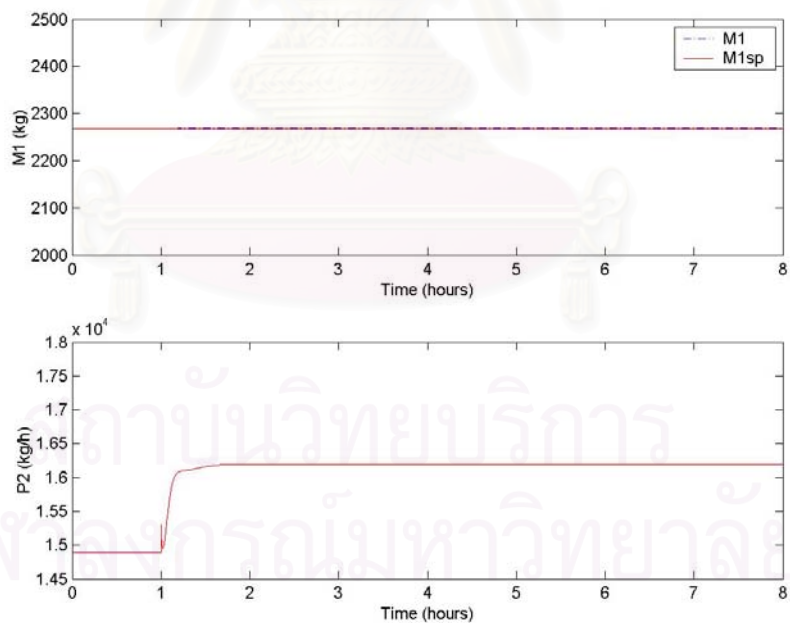


รูปที่ 4.3.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบพีไอ

รูปที่ 4.3 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

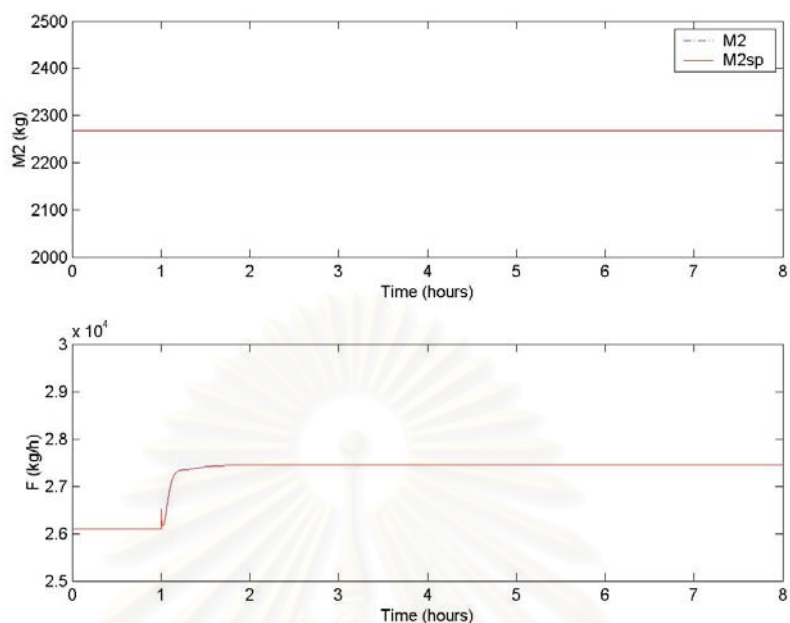


รูปที่ 4.4.1 ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นสุดท้าย เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

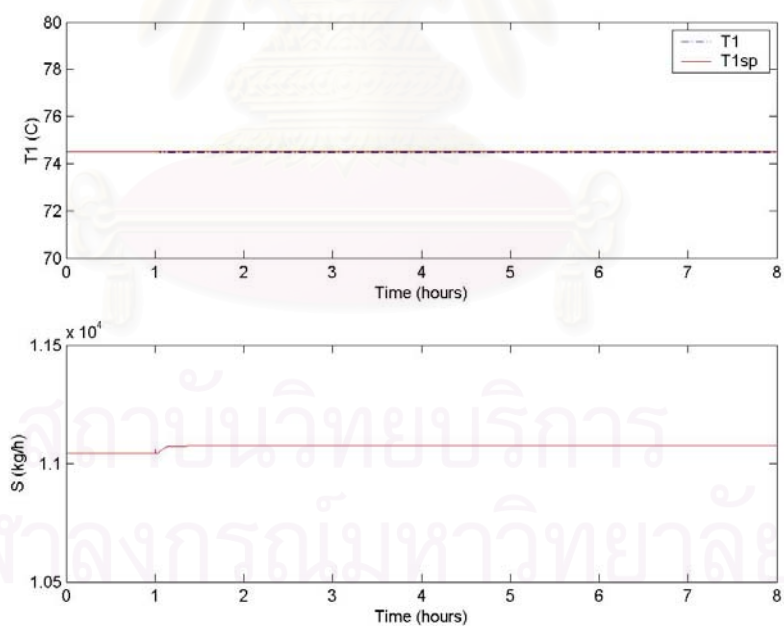


รูปที่ 4.4.2 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวค้างในห้องระเหยที่ 1 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

รูปที่ 4.4 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

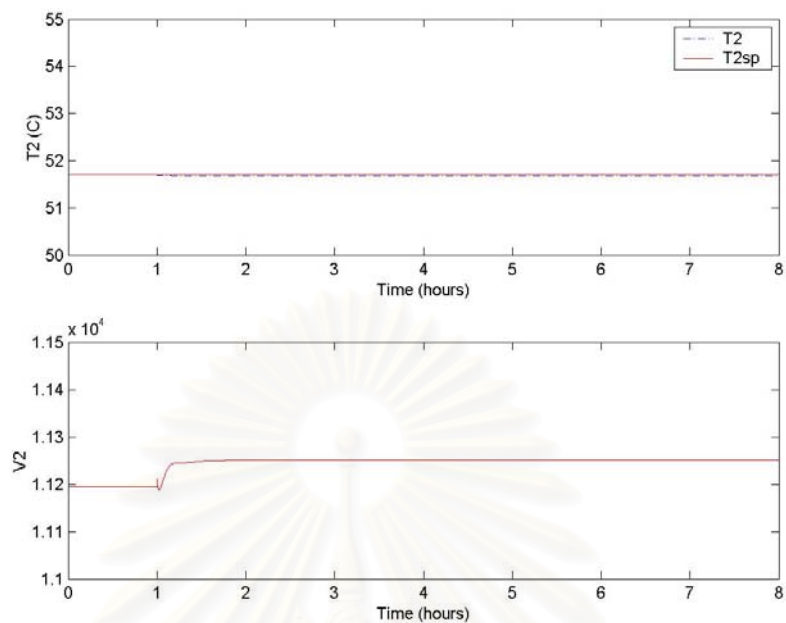


รูปที่ 4.4.3 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวค้างในห้องระเหยที่ 2 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท



รูปที่ 4.4.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

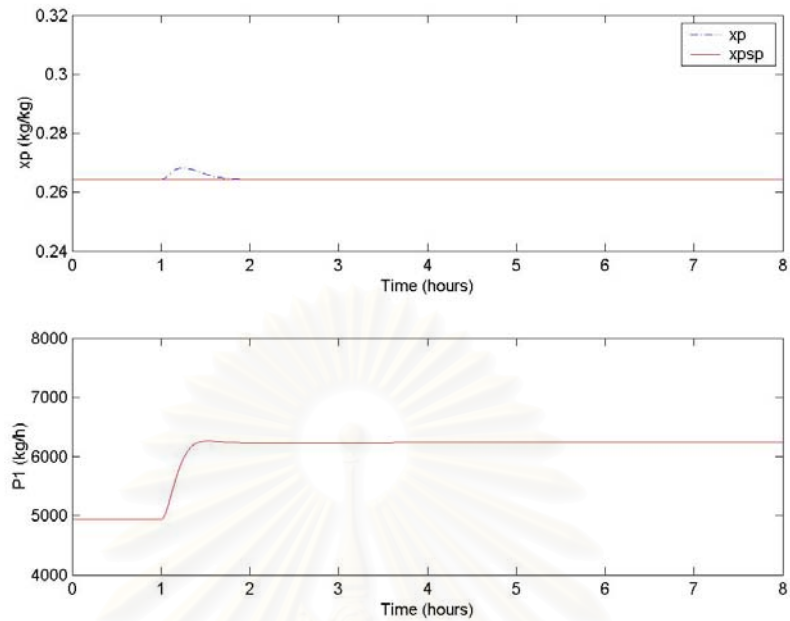
รูปที่ 4.4 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง



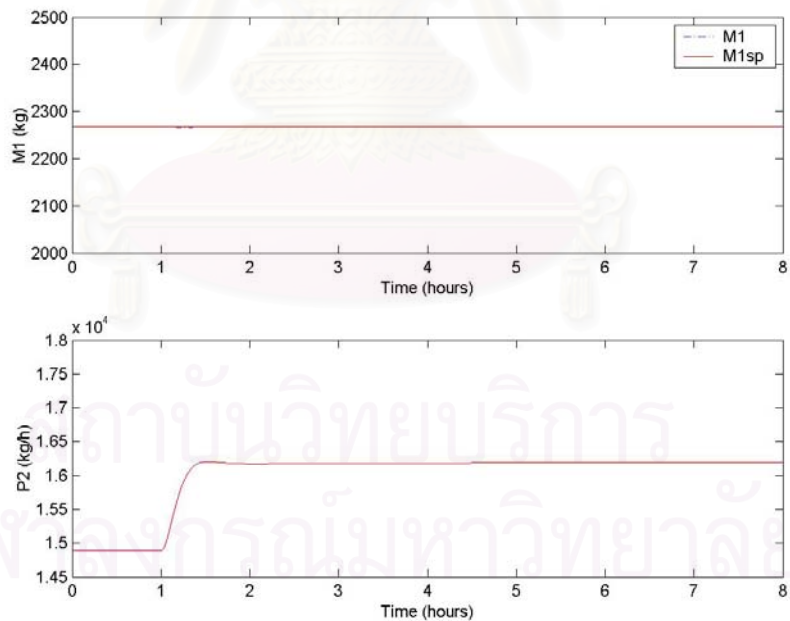
รูปที่ 4.4.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

รูปที่ 4.4 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

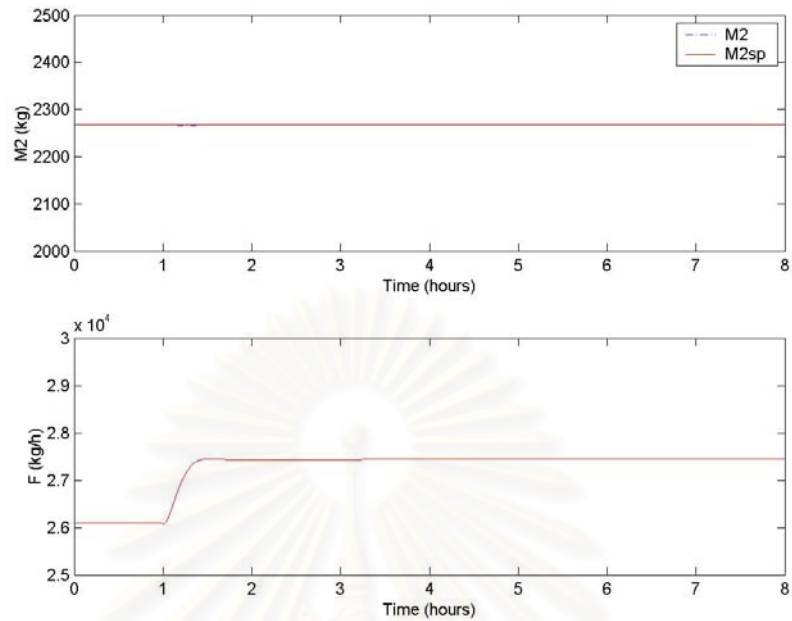


รูปที่ 4.5.1 ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นสุดท้าย เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบเจเนติกโมเดล

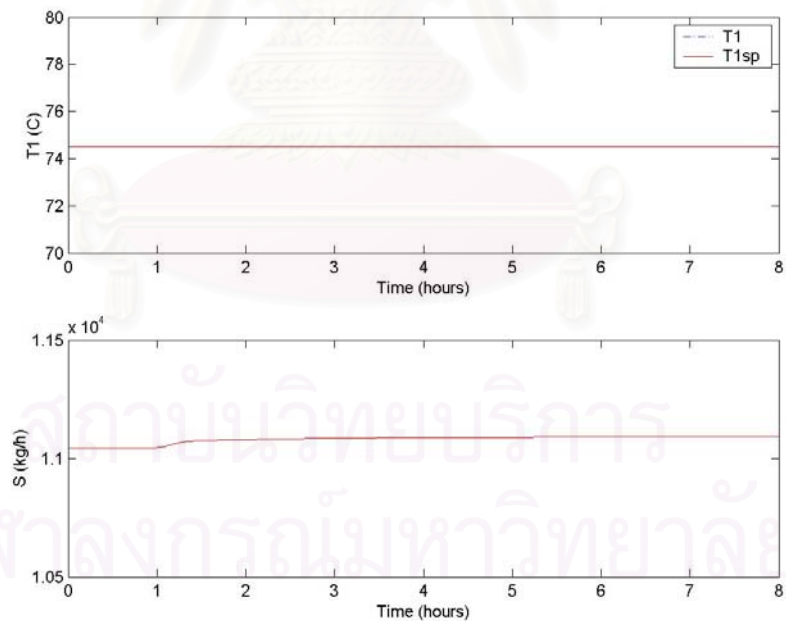


รูปที่ 4.5.2 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวค้างในห้องระเหยที่ 1 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบเจเนติกโมเดล

รูปที่ 4.5 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนติกโมเดล เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

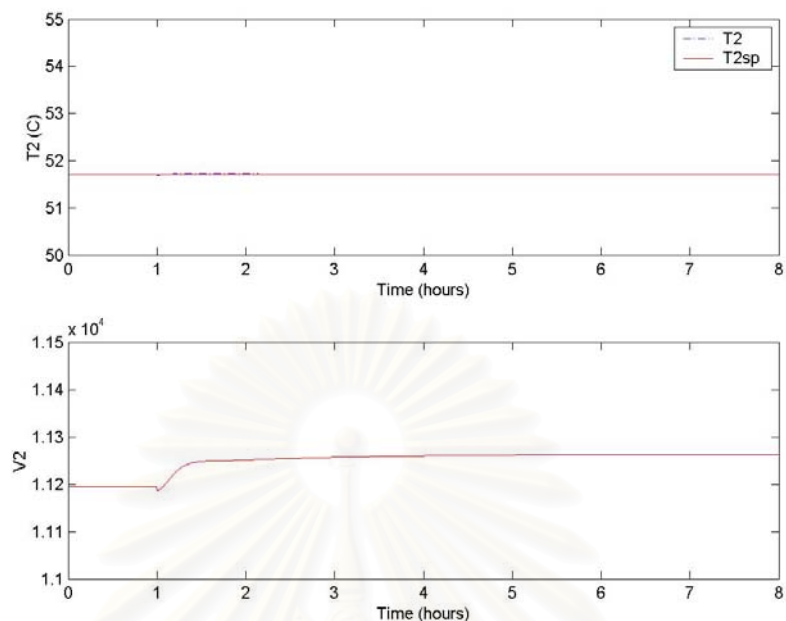


รูปที่ 4.5.3 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคั่งในห้องระเหยที่ 2 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล



รูปที่ 4.5.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

รูปที่ 4.5 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง



รูปที่ 4.5.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 เมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

รูปที่ 4.5 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 1 ชั่วโมง

จากการควบคุมโดยใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล ควบคุมกระบวนการระเหยเมื่อตัวแปรบกวน ซึ่งคือ ความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ในสายป้อน (x_p) มีการเปลี่ยนแปลงจากจากสภาวะคงที่ หรือค่าเป้าหมาย โดยเพิ่มขึ้น 20% จาก 0.05 kg/kg เป็น 0.06 kg/kg โดยในการปรับจูนค่าพารามิเตอร์ในการควบคุม ได้ค่าดังแสดงไว้ในหัวข้อ 3.1.2.2 สำหรับการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และตารางที่ 3.3 และ 3.4 สำหรับการควบคุมแบบพีไอ และแบบเจเนริกโมเดล ตามลำดับ

ในการควบคุมเมื่อพิจารณาผลการตอบสนองของกระบวนการโดยเฉพาะ x_p ซึ่งมีความสำคัญมากที่สุด ในการควบคุมเครื่องทำระเหย ดังแสดงในรูปที่ 4.3.1, 4.4.1, และ 4.5.1 เมื่อใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตทและแบบเจเนริกโมเดล ตามลำดับ ลักษณะการควบคุมด้วยตัวควบคุมทั้งสาม มีลักษณะที่คล้ายกัน กล่าวคือ ในการควบคุม จะควบคุมอัตราการระเหยให้คงที่ ดังนั้นเมื่อตัวแปรบกวน หรือ ความเข้มข้นสายป้อน มีการเพิ่มขึ้น หากไม่มีการปรับตัวแปรปรับ ดังเช่นในรูปเปิด สิ่งที่ได้คือ ความเข้มข้นสุดท้ายที่ต้องการจะสูงขึ้นกว่าค่าเป้าหมาย

ดังนั้นในลักษณะการควบคุมอัตราการระเหยที่เท่าเดิม การเพิ่มอัตราการไหลให้มากขึ้น จึงเป็นการรักษาระดับความเข้มข้นสุดท้ายให้อยู่ในค่าเป้าหมายที่ต้องการ แต่เนื่องจากมีการกระทำระหว่างกันของสเตท (interacting) ดังนั้นเมื่อปรับตัวแปรปรับอัตราการไหลออกจากห้องระเหยที่ 1 (P_1) สำหรับการปรับตัวแปรควบคุม x_p จึงต้องมีการปรับตัวแปรปรับอัตราการไหลออกจากห้องระเหยที่ 2 (P_2) และอัตราการไหลของสายป้อน (F) เพื่อรักษาสภาวะของกระบวนการ คือ ของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 1 (M_1) และ 2 (M_2) ไว้ให้ได้ด้วย

การควบคุมแบบพีไอ มีโอเวอร์ชูตเล็กน้อยในตอนเริ่มต้น สามารถควบคุมค่าเข้าสู่เป้าหมายได้ โดยใช้เวลาประมาณ 2 ชั่วโมง โดยมีค่าไอเออี เท่ากับ 0.0127 โดยตัวแปรปรับ P_1 มีค่าเข้าสู่ค่าคงที่ค่าหนึ่ง ส่วนการควบคุม ปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหย สามารถควบคุมให้อยู่ในค่าเป้าหมายได้ ส่วนการควบคุมอุณหภูมิในแต่ละห้องระเหย พบว่ามีการแกว่งตัวเล็กน้อย ก่อนเข้าค่าเป้าหมาย เช่นเดียวกับตัวแปรปรับ

สำหรับการควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท สามารถควบคุมค่าเข้าสู่เป้าหมายได้ สำหรับการควบคุมค่าความเข้มข้นสุดท้าย สามารถควบคุมค่าให้เข้าสู่เป้าหมายได้ ภายในเวลาประมาณ 20 นาที โดยให้ค่าไอเออีเท่ากับ 0.0041 โดยตัวแปรปรับ P_1 มีค่าเข้าสู่ค่าคงที่ค่าหนึ่งเช่นเดียวกัน ส่วนการควบคุมปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหย พบว่าสำหรับห้องระเหยที่ 2 สามารถควบคุมเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ แต่สำหรับห้องระเหยที่ 1 มีออฟเซ็ทอยู่เล็กน้อย ซึ่งค่าไอเออี ที่ได้จะค่อนข้างสูง ส่วนการควบคุมอุณหภูมิ สามารถควบคุมค่าเข้าสู่เป้าหมายได้และไม่มีการแกว่งตัว หากพิจารณาที่การควบคุมความเข้มข้นแล้ว ตัวควบคุมแบบป้อนกลับ สเตท ทำการควบคุมได้ดีกว่าแบบพีไอ แต่ไม่ดีเท่ากับการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

สำหรับการควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล สามารถควบคุมค่าเข้าสู่เป้าหมายได้ โดยสำหรับค่าความเข้มข้นสุดท้าย ใช้เวลาประมาณ 40 นาที ในนำค่าเข้าสู่เป้าหมาย โดยให้ค่าไอเออี เท่ากับ 0.0019 โดยตัวแปรปรับ P_1 มีปรับค่าสูงขึ้นเข้าสู่ค่าคงที่ค่าหนึ่งเช่นเดียวกัน ส่วนการควบคุมปริมาณของเหลวคงค้างและอุณหภูมิในแต่ละห้องระเหย สามารถรักษาค่าให้อยู่ที่เป้าหมายได้ทั้งหมด หากพิจารณาที่การควบคุมความเข้มข้นแล้ว ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ทำการควบคุมได้ดีกว่าแบบพีไอ

สำหรับค่าไอเออีที่ได้จากผลการควบคุมแสดงไว้ในตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 ค่าไอเออีที่วัดได้จากการทดลอง เมื่อตัวแปรควบคุมมีการเปลี่ยนแปลง ของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล

ตัวแปรควบคุม	PID Controller	SFC Controller	GMC Controller
x_p	0.0127	0.0041	0.0019
M_1	0.0619	4.8807	0.5193
M_2	0.2532	0.0003	0.5467
T_1	0.3934	0.1283	0.0258
T_2	0.6626	0.2111	0.0363

4.2 ผลการควบคุมแบบจำลองที่สร้างขึ้นจากเครื่องทำระเหยของโรงงานสับปะรด

ในการศึกษาผลการควบคุมแบบจำลองที่สร้างขึ้นจากเครื่องทำระเหยของโรงงานสับปะรดแห่งหนึ่ง นั้น กำหนดให้ตัวแปรบวกรวน เป็นความเข้มข้นของน้ำสับปะรดในสายป้อน เนื่องจากน้ำสับปะรด เป็นผลิตภัณฑ์ทางการเกษตร ดังนั้นปริมาณความหวานในน้ำสับปะรด จะแปรเปลี่ยนไปตามสภาพพื้นที่การเพาะปลูก และสภาพภูมิอากาศ ในแต่ละฤดูกาล ซึ่งโดยปกติ ปัญหาที่พบ คือ ความหวานของน้ำสับปะรดมัก มีการผันแปรในลักษณะน้อยลงกว่าเดิม

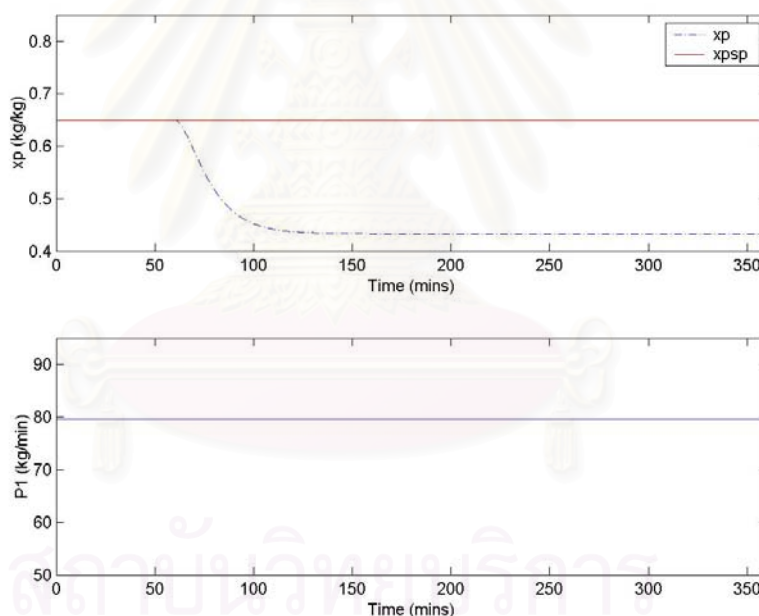
ในการศึกษาการควบคุม ดังเช่นกรณีตัวอย่างในงานวิจัยที่ผ่านมา การควบคุมความเข้มข้นสุดท้าย ถือว่ามีความสำคัญที่สุด ทั้งนี้เพราะความเข้มข้นสุดท้าย จะผลในเชิงการค้าขาย ซึ่งจำเป็นอย่างยิ่งที่จะต้องควบคุมให้อยู่ในค่าเป้าหมายที่ต้องการ ส่วนการควบคุมตัวแปรควบคุมอื่นๆ นั้น เป็นการควบคุมเพื่อให้สภาวะในการปฏิบัติการเป็นไปอย่างต่อเนื่องไม่หยุดชะงัก ดังนั้นในงานวิจัยนี้จะให้ความสำคัญต่อค่าไอเออี ของความเข้มข้นสุดท้ายเป็นเกณฑ์ ในการเปรียบเทียบเป็นหลัก ขณะเดียวกันการควบคุมตัวแปรควบคุมอื่นๆ ยังคงต้องสามารถอยู่ในค่าเป้าหมายที่ยอมรับได้

ในการทดสอบสมรรถนะการควบคุมของตัวควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตทและแบบเจเนริกโมเดล เพื่อเปรียบเทียบผลการควบคุมนั้น ทำเป็นลำดับขั้นตอนดังนี้

- ทำการปรับจูนค่าพารามิเตอร์ในการควบคุมของแต่ละแบบ ในสภาวะที่ความเข้มข้นในสายป้อนมีค่าลดน้อยลง 30% จากสภาวะคงที่ คือ จาก 0.12 kg/kg เป็น 0.08 kg/kg ซึ่งกำหนดให้เป็นกรณีปกติ (nominal case) โดยทำการปรับค่าไอเออีของตัวแปรควบคุมความเข้มข้นสุดท้าย (x_p) ให้ได้ค่าใกล้เคียงกัน
- ทำการศึกษาผลการควบคุม เปรียบเทียบกัน เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนมีค่าลดน้อยลง ที่ระดับ 10% และ 20% และมีค่าเพิ่มขึ้น 10% และ 20% ตามลำดับ

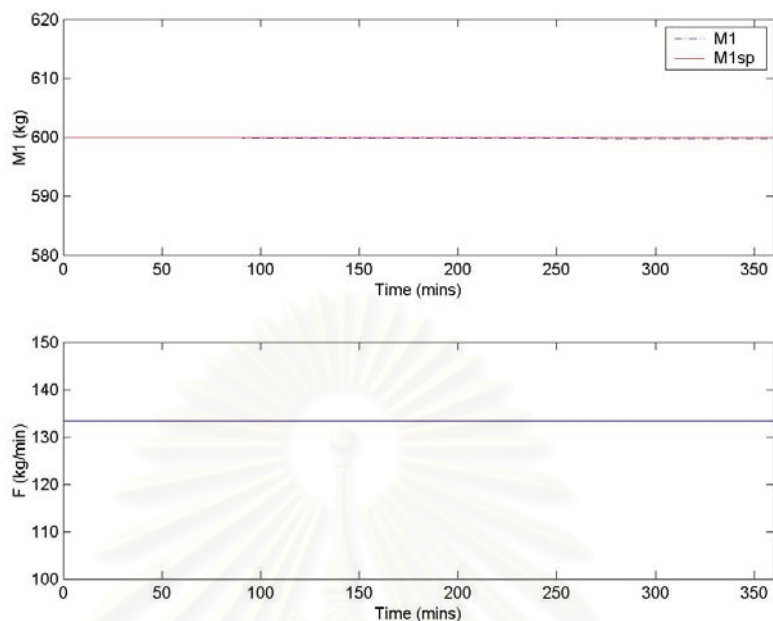
4.2.1 ผลการตอบสนองของลูบเปิด

เมื่อกำหนดให้ความเข้มข้นในสายป้อนมีค่าลดลง 30% จากค่าที่สภาวะคงที่ ณ เวลา 60 นาที ผลการตอบสนองของตัวแปรควบคุมต่างๆ ในลูบเปิด แสดงในรูปที่ 4.6 เช่นเดียวกันที่ได้อธิบายในการศึกษาก่อนหน้า เมื่ออัตราการระเหยคงที่ และขณะเดียวกันตัวแปรปรับมีค่าคงที่ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเปลี่ยนแปลงไป พบว่าความเข้มข้นสุดท้าย ได้รับผลกระทบโดยตรง โดยมีค่าลดลงแปรผันตามการลดลงของความเข้มข้นสายป้อน และเพิ่มขึ้นแปรผันตามการเพิ่มขึ้นของความเข้มข้นในสายป้อน ในขณะที่ตัวแปรควบคุมอื่นๆ ได้รับผลกระทบค่อนข้างน้อย ผลการตอบสนองเมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30%, 20% และ 10% แสดงในรูปที่ 4.6, 4.7 และ 4.8 ตามลำดับ ส่วนผลการตอบสนองเมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% และ 10% แสดงในรูปที่ 4.9 และ 4.10 ตามลำดับ

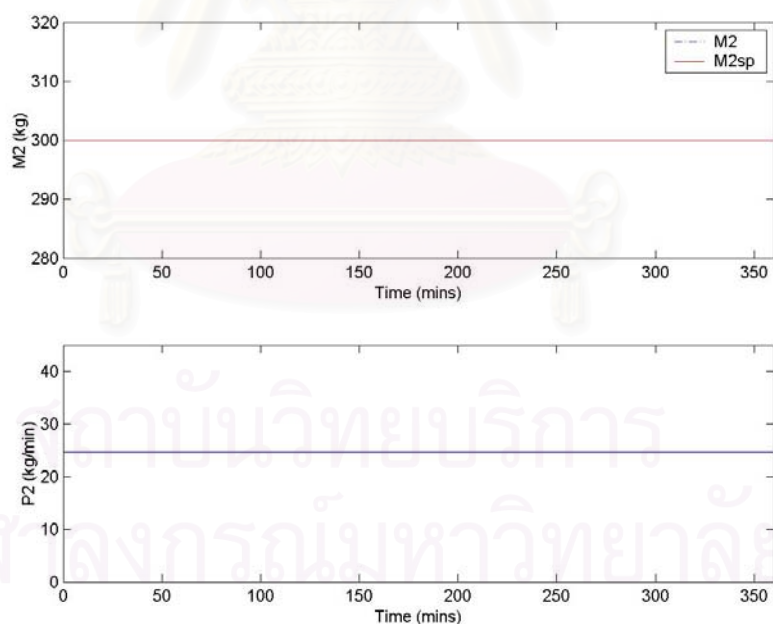


รูปที่ 4.6.1 ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นสุดท้าย ในลูบเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30%

รูปที่ 4.6 ผลการตอบสนองในลูบเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที

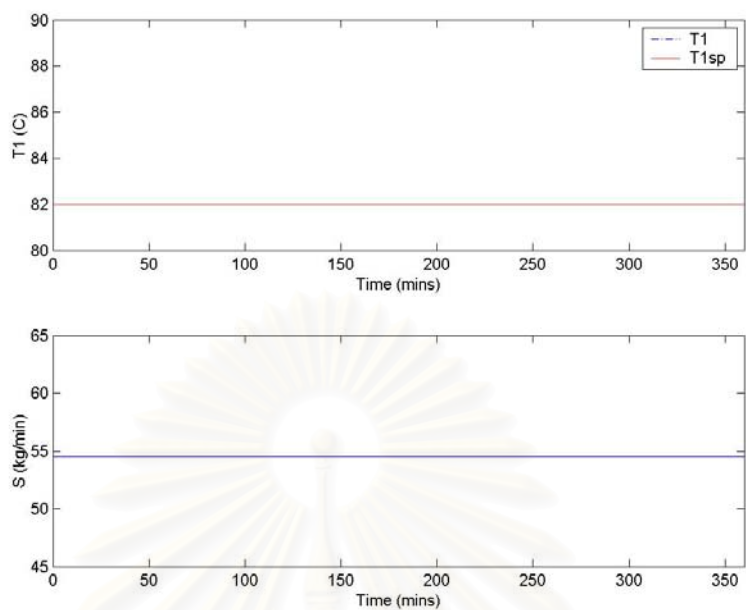


รูปที่ 4.6.2 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวค้างในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30%

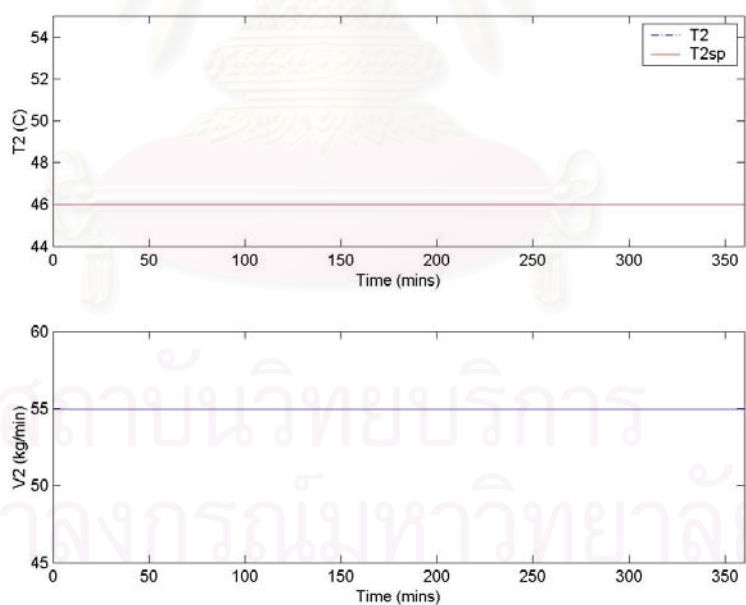


รูปที่ 4.6.3 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวค้างในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30%

รูปที่ 4.6 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที

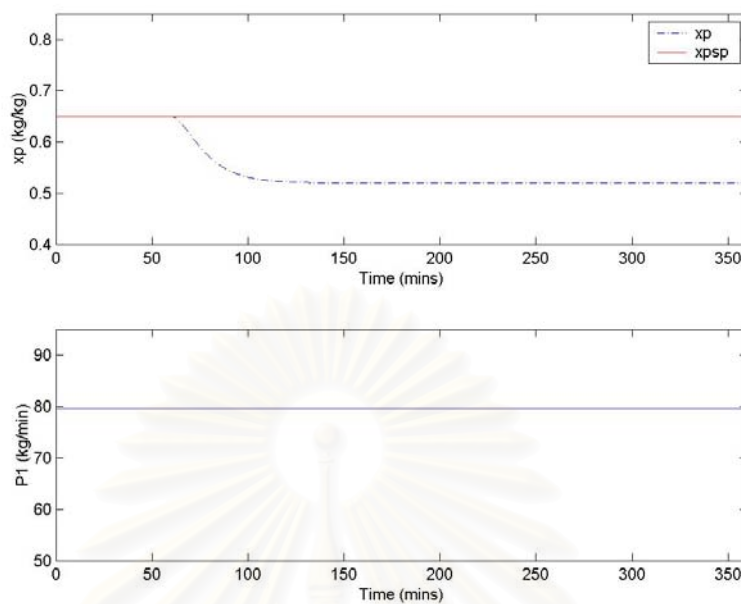


รูปที่ 4.6.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30%

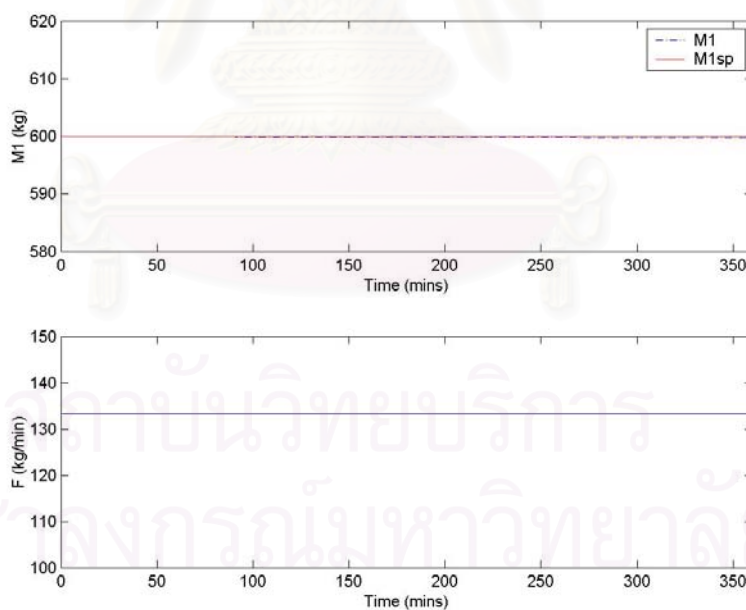


รูปที่ 4.6.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30%

รูปที่ 4.6 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที

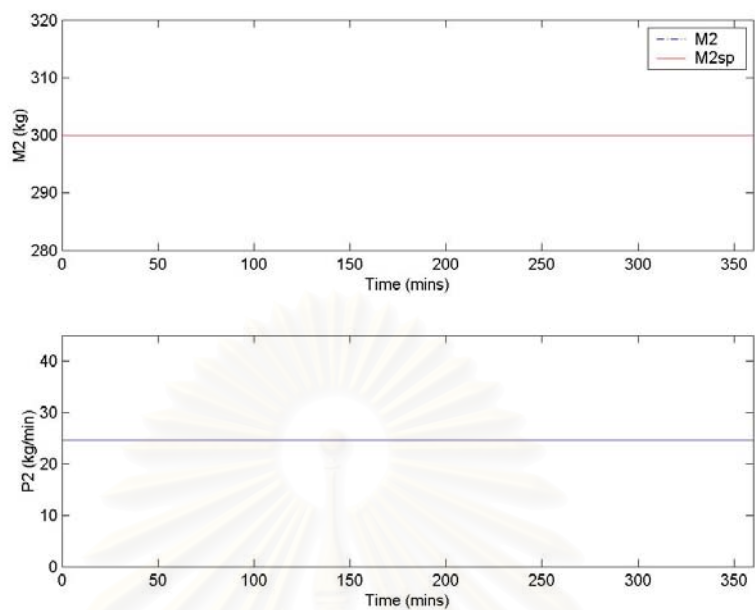


รูปที่ 4.7.1 ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นสุดท้าย ในลูบเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20%

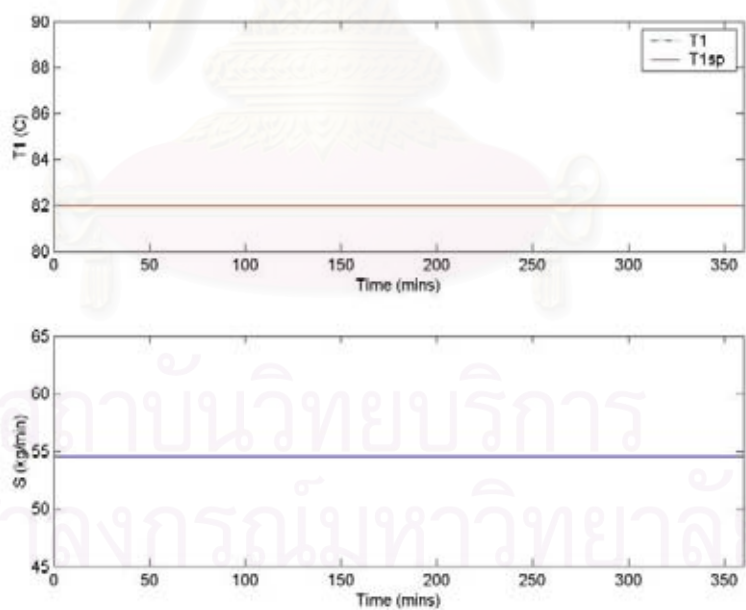


รูปที่ 4.7.2 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 1 ในลูบเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20%

รูปที่ 4.7 ผลการตอบสนองในลูบเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที

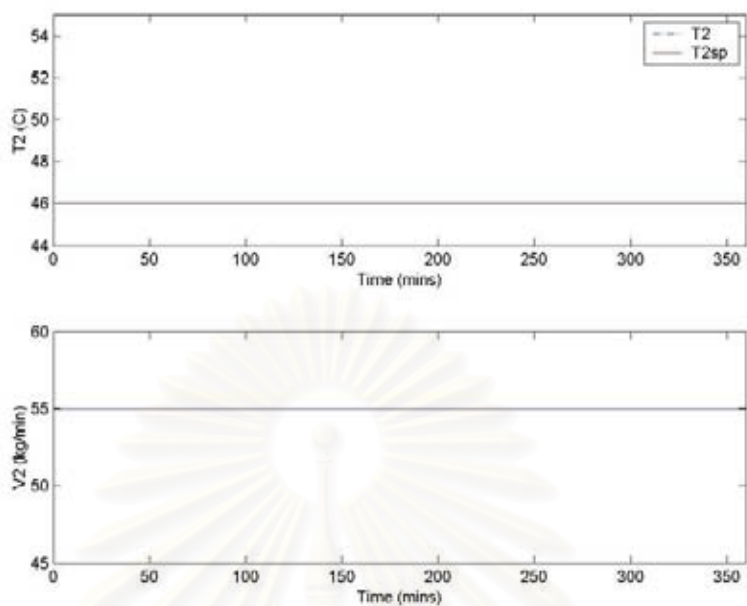


รูปที่ 4.7.3 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวค้างในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20%



รูปที่ 4.7.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20%

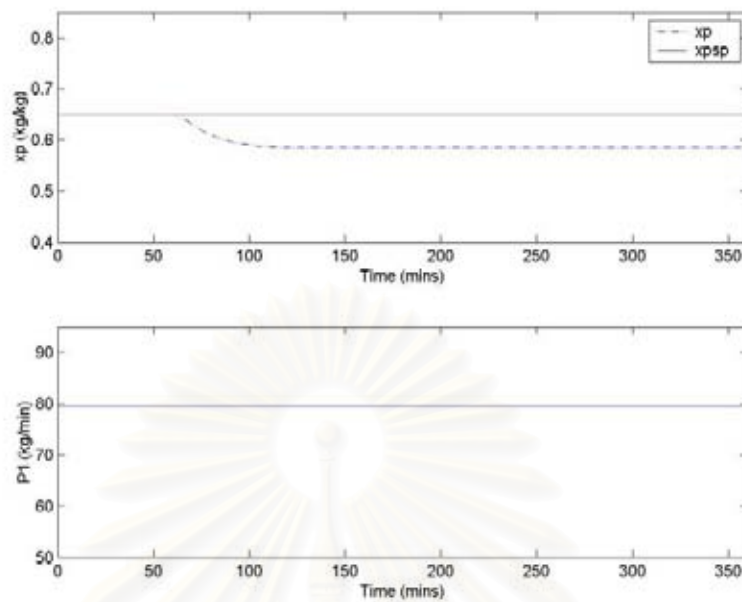
รูปที่ 4.7 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที



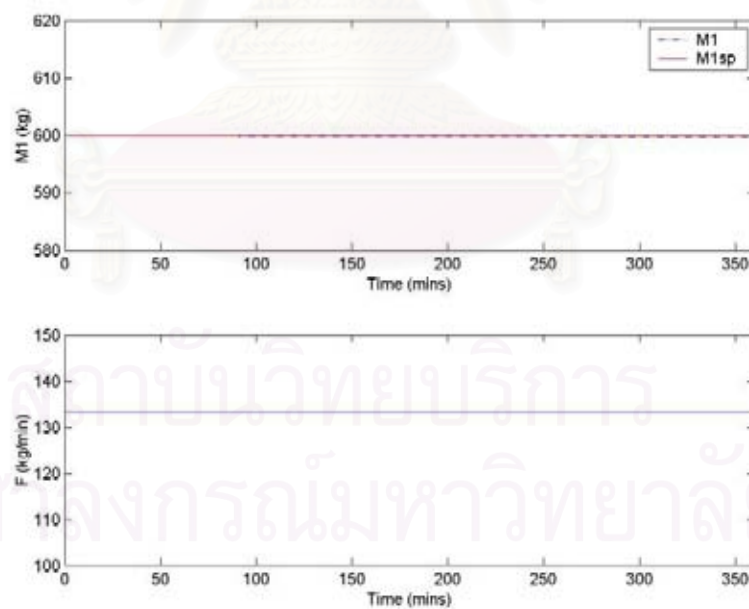
รูปที่ 4.7.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20%

รูปที่ 4.7 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

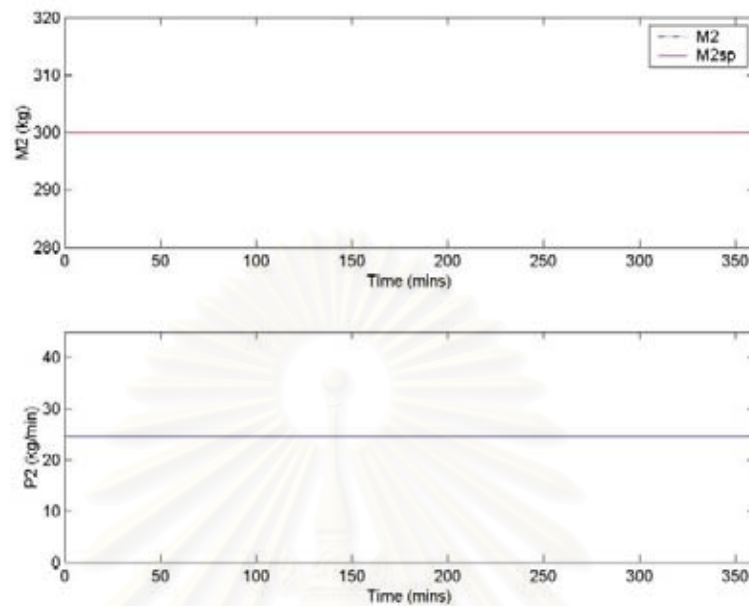


รูปที่ 4.8.1 ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นสุดท้าย ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10%

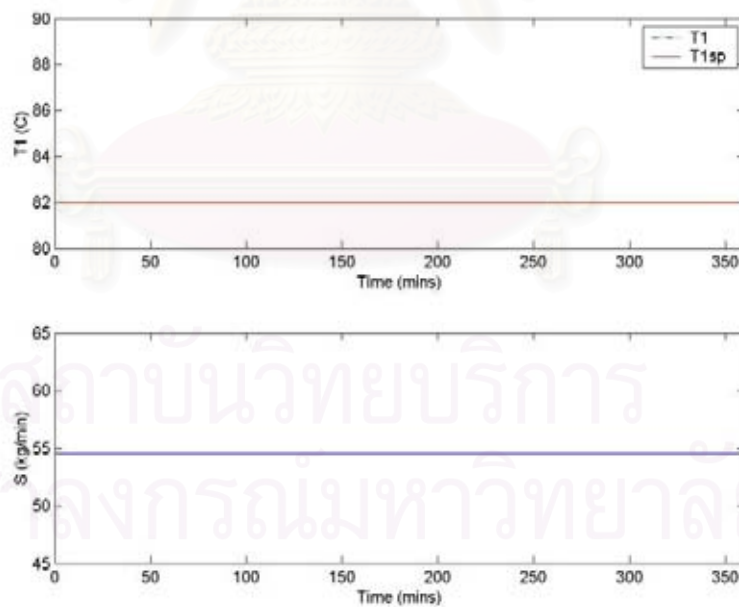


รูปที่ 4.8.2 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10%

รูปที่ 4.8 ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที

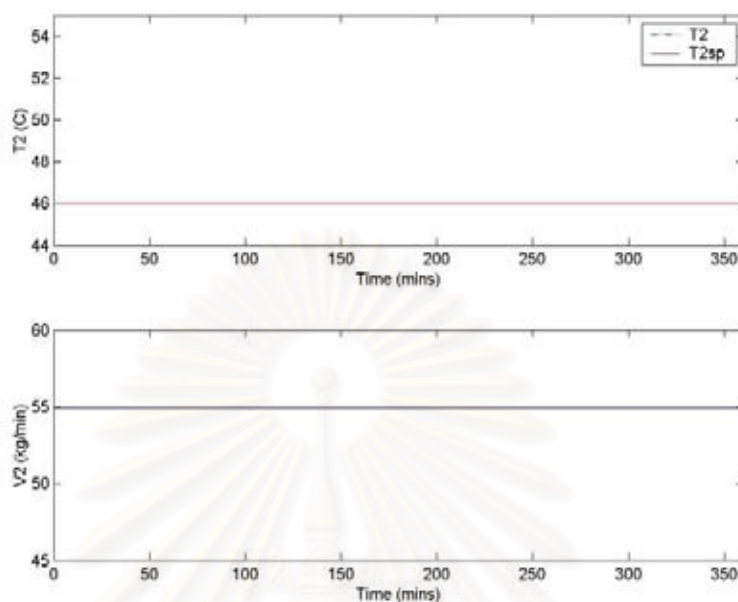


รูปที่ 4.8.3 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10%



รูปที่ 4.8.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10%

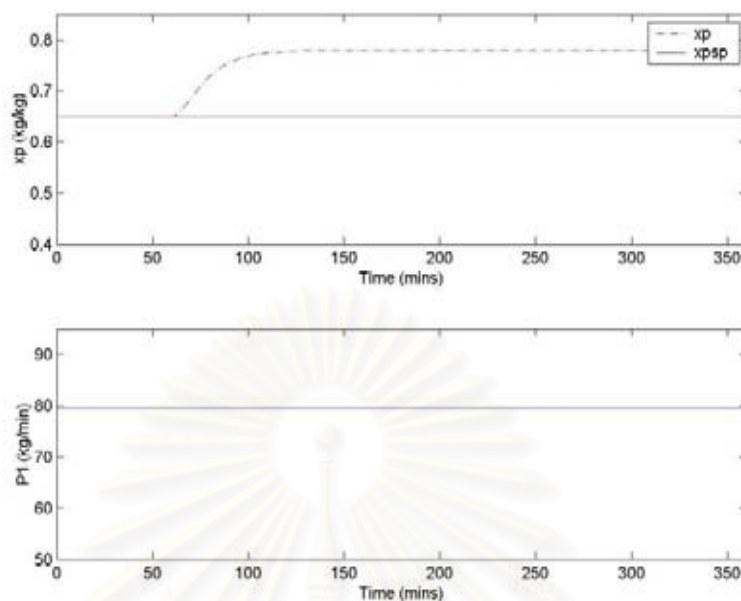
รูปที่ 4.8 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที



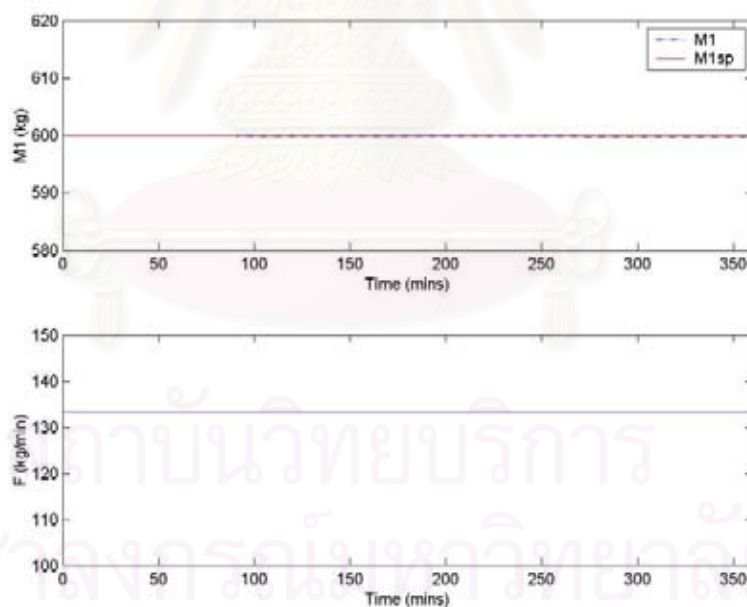
รูปที่ 4.8.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10%

รูปที่ 4.8 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

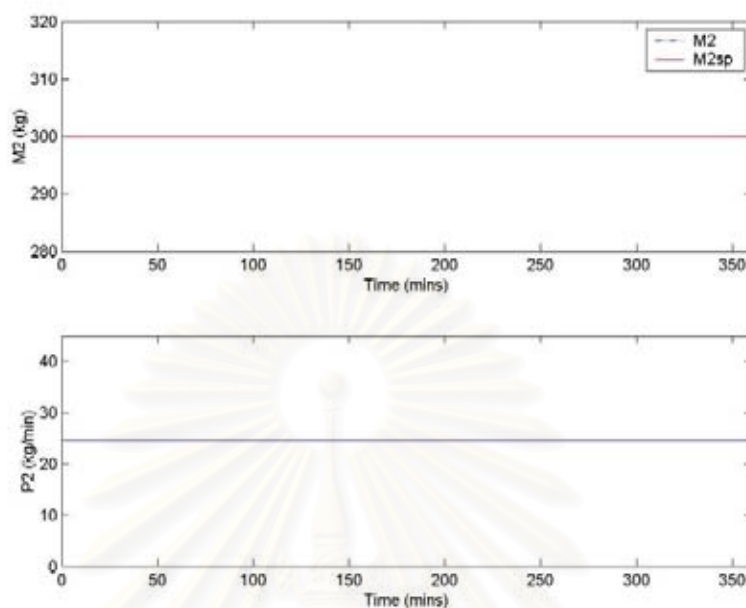


รูปที่ 4.9.1 ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นสุดท้าย ในลูเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10%

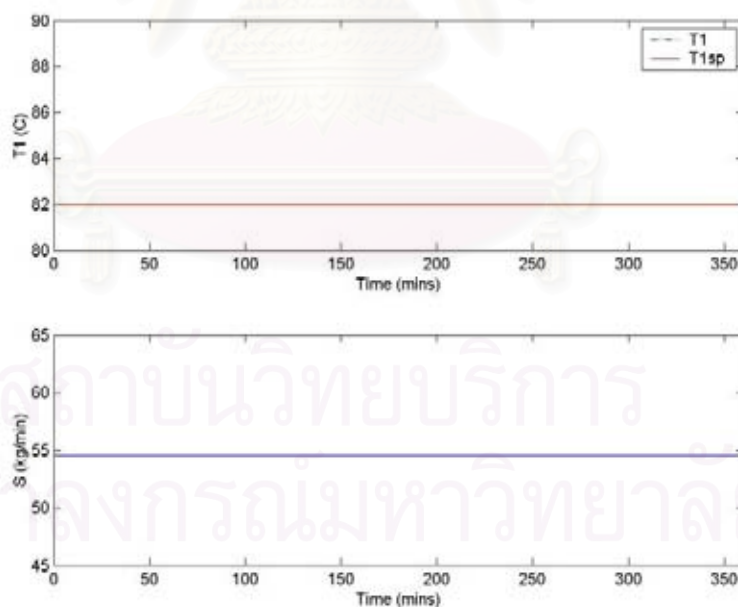


รูปที่ 4.9.2 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคั่งในถังระเหยที่ 1 ในลูเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10%

รูปที่ 4.9 ผลการตอบสนองในลูเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที

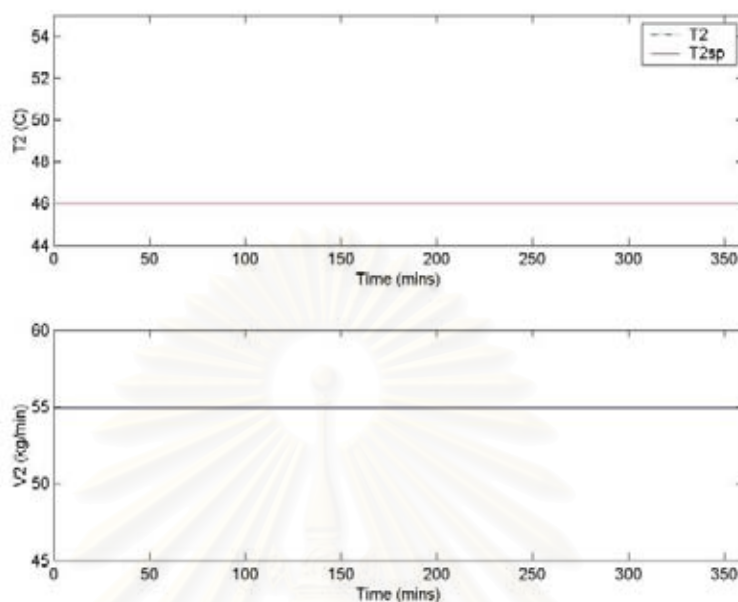


รูปที่ 4.9.3 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10%



รูปที่ 4.9.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10%

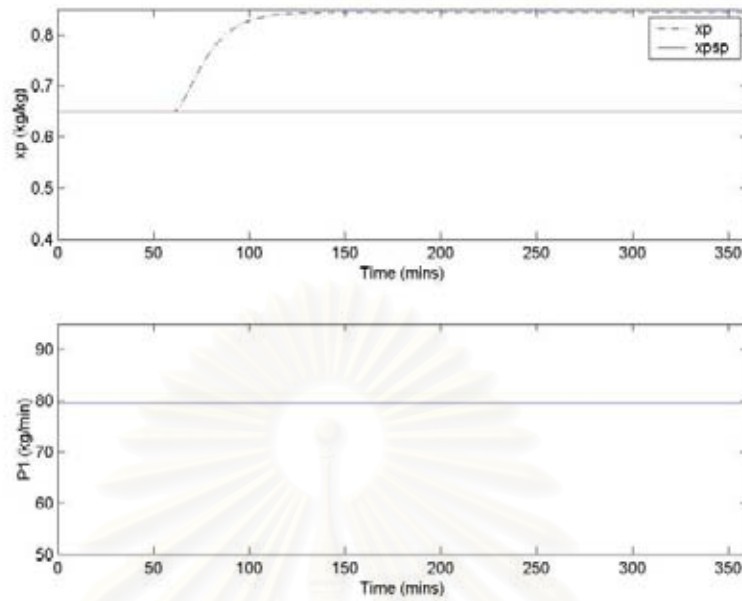
รูปที่ 4.9 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที



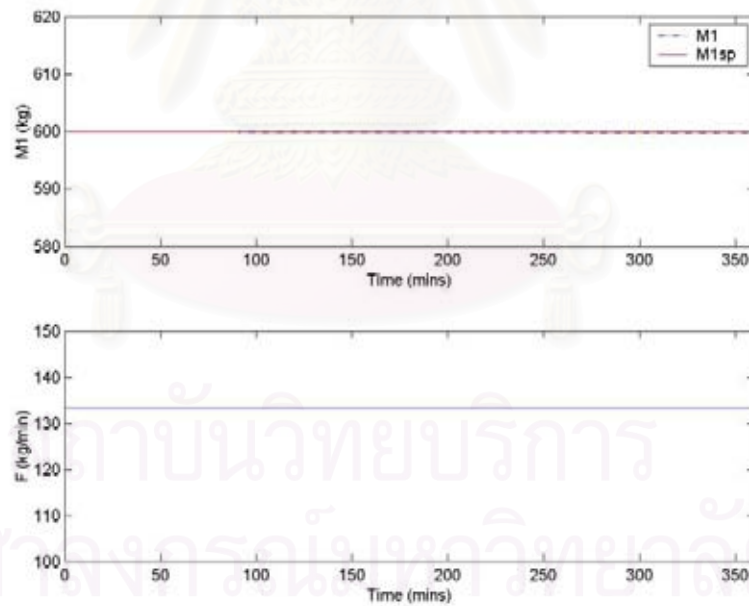
รูปที่ 4.9.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10%

รูปที่ 4.9 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

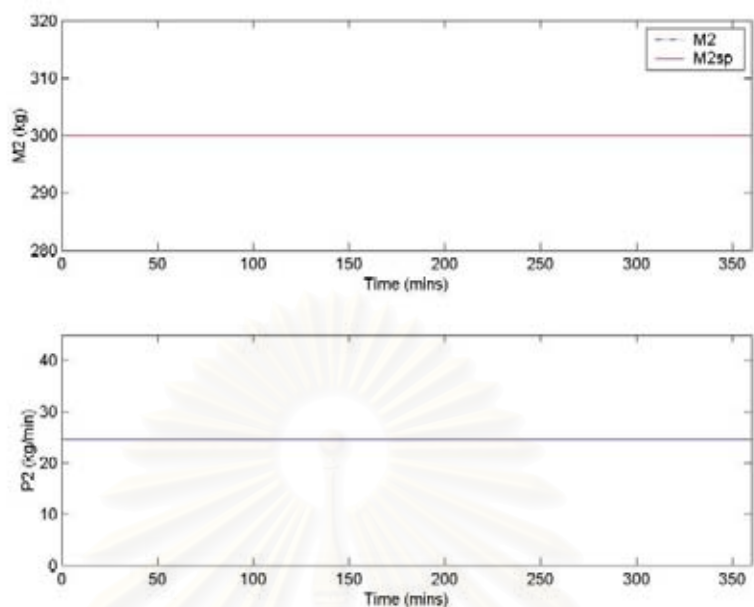


รูปที่ 4.10.1 ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นสุดท้าย ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20%

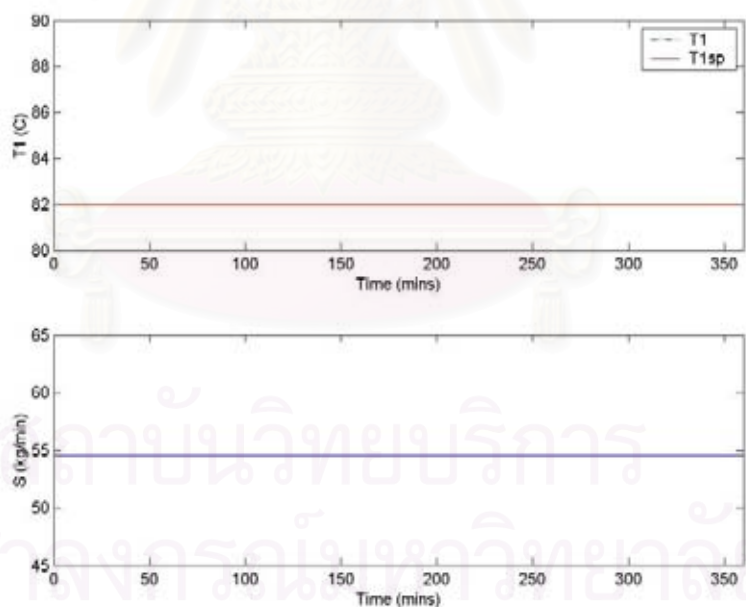


รูปที่ 4.10.2 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวคงค้างในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20%

รูปที่ 4.10 ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 60 นาที

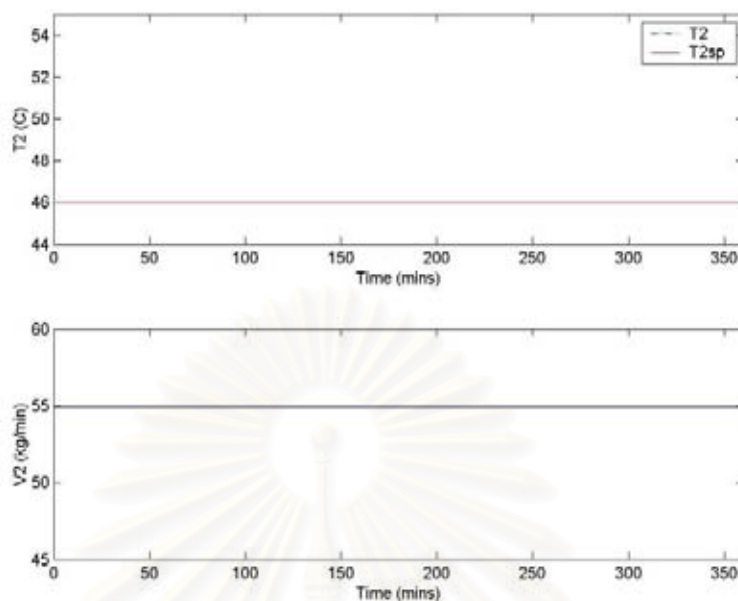


รูปที่ 4.10.3 ผลการเปลี่ยนแปลงปริมาณของเหลวค้างในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความชื้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20%



รูปที่ 4.10.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 1 ในรูปเปิด เมื่อความชื้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20%

รูปที่ 4.10 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความชื้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 60 นาที



รูปที่ 4.10.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในห้องระเหยที่ 2 ในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20%

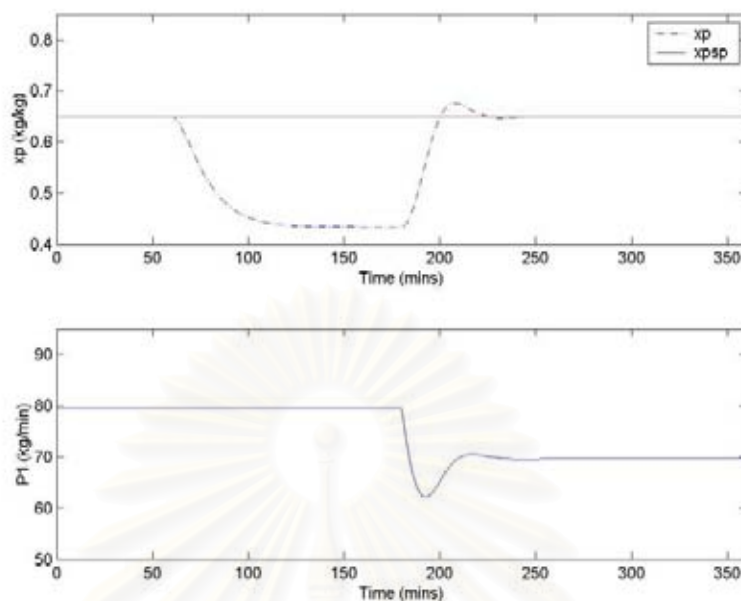
รูปที่ 4.10 (ต่อ) ผลการตอบสนองในรูปเปิด เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 60 นาที

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

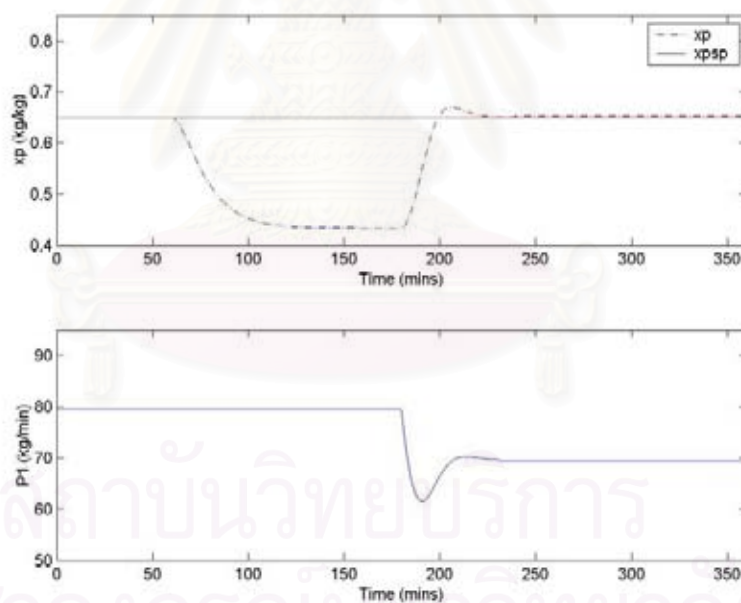
4.2.2 ผลการควบคุมเมื่อประยุกต์ใช้ตัวควบคุม หลังตัวแปรรบกวนมีการเปลี่ยนแปลง

ในการเปรียบเทียบผลการควบคุมในการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ แบบ ป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล บนแบบจำลองที่สร้างขึ้นมานั้น เนื่องจากตัวแปรควบคุม ความเข้มข้นสุดท้าย มีความสำคัญในการควบคุมเป็นอย่างมาก และได้รับอิทธิพลโดยตรงจากตัวแปรรบกวน นั่นคือ ความเข้มข้นในสายป้อน ดังนั้นในการเปรียบเทียบสมรรถนะการควบคุม จะพิจารณาค่าไอเออี ที่ได้จากการควบคุมความเข้มข้นสุดท้ายเป็นเกณฑ์ ส่วนตัวแปรควบคุมอื่นๆ ยังคงควบคุมให้อยู่ในค่าเป้าหมายเช่นเดิม

โดยในขั้นต้นได้ทำการปรับจูนค่าพารามิเตอร์ในการจูนของตัวควบคุมแต่ละแบบ ที่กรณีปกติ คือ ที่ความเข้มข้นสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที ซึ่งได้ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนดังแสดงในหัวข้อ 3.2.2.2 สำหรับการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท ในตารางที่ 3.7 สำหรับการควบคุมแบบพีไอ และตารางที่ 3.8 สำหรับการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล จากนั้นปล่อยให้ระบบเข้าสู่ที่สภาวะคงที่ใหม่ จากข้อมูลในรูปเปิด ที่ 180 นาที ระบบได้เข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่แล้ว ดังนั้นจึงกำหนดให้ตัวควบคุมแต่ละแบบเริ่มกระทำการปรับตัวแปรปรับ ที่เวลานี้ เพื่อควบคุมตัวแปรควบคุมเข้าสู่ค่าเป้าหมาย หรือ ค่าที่สภาวะคงที่เดิม ดังแสดงในตารางที่ 3.5 โดยวัดค่าไอเออี หลังจากที่เราเริ่มให้ตัวควบคุมเริ่มทำงานที่เวลา 180 นาที ผลการตอบสนองของตัวควบคุมแต่ละแบบ สำหรับความเข้มข้นสุดท้าย ที่ความเข้มข้นในสายป้อนมีการเปลี่ยนแปลง ลดลง 30%, 20%, 10% และ เพิ่มขึ้น 10%, 20% แสดงไว้ในรูปที่ 4.11, 4.12, 4.13, 4.14 และ 4.15 ตามลำดับ

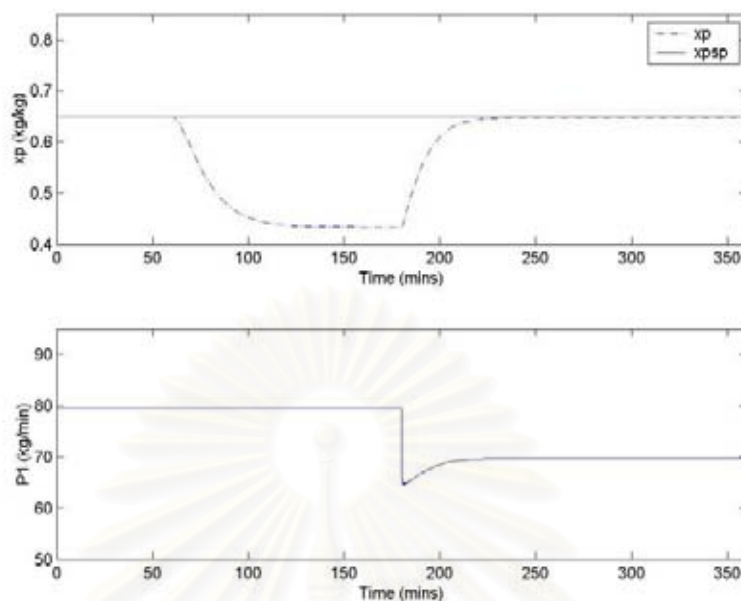


รูปที่ 4.11.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ



รูปที่ 4.11.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

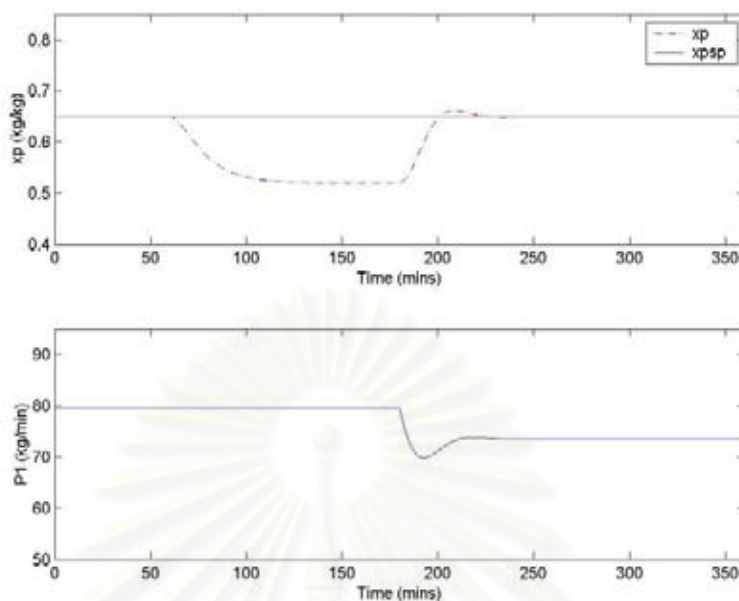
รูปที่ 4.11 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที



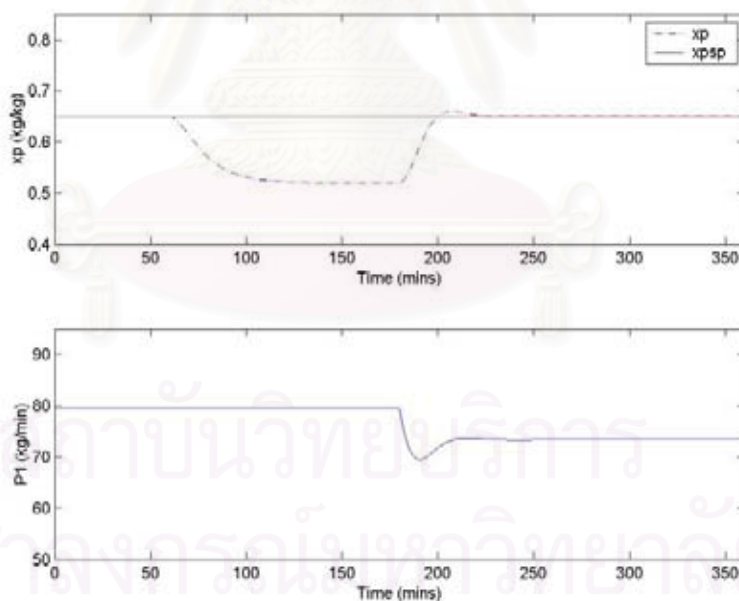
รูปที่ 4.11.3 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

รูปที่ 4.11 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

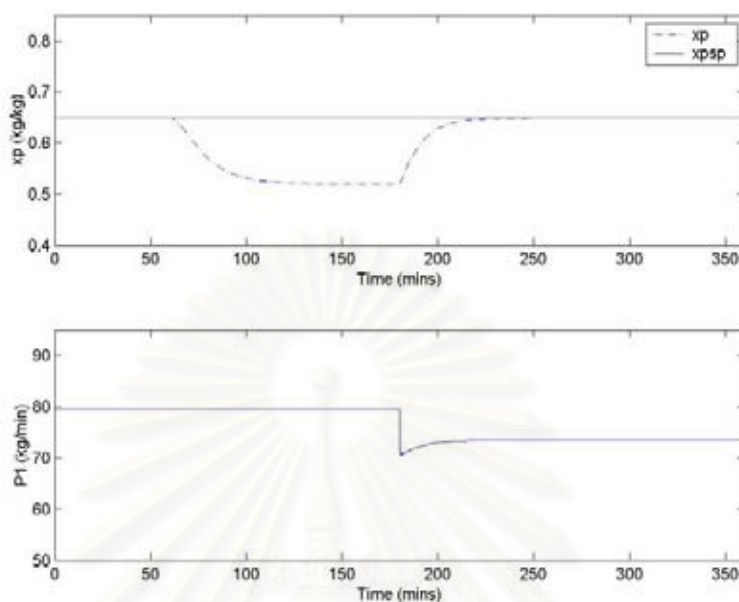


รูปที่ 4.12.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ



รูปที่ 4.12.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

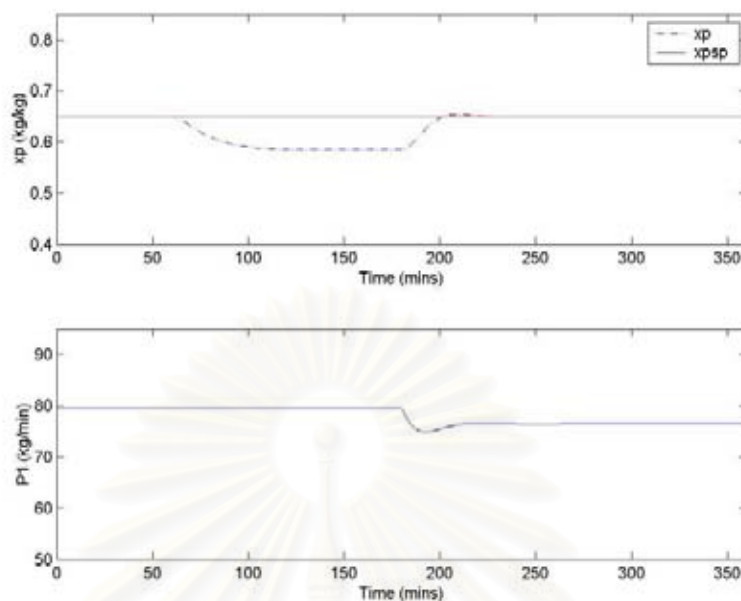
รูปที่ 4.12 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที



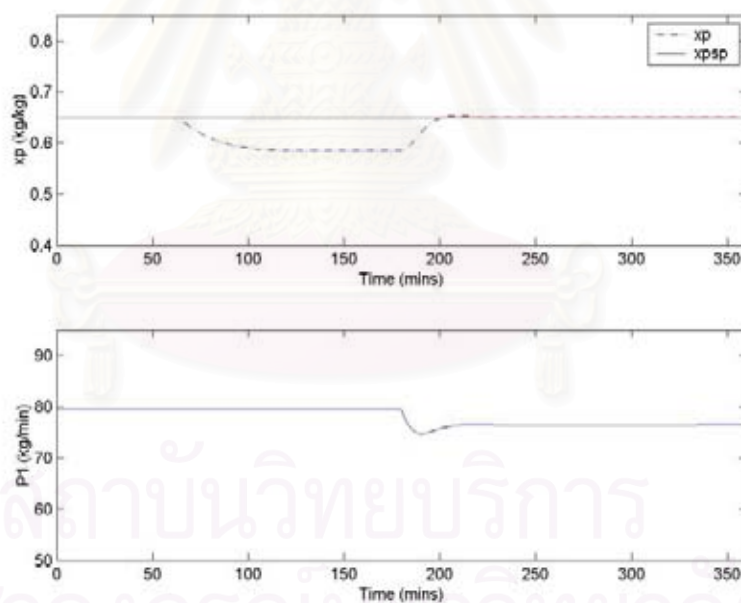
รูปที่ 4.12.3 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

รูปที่ 4.12 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับ สเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

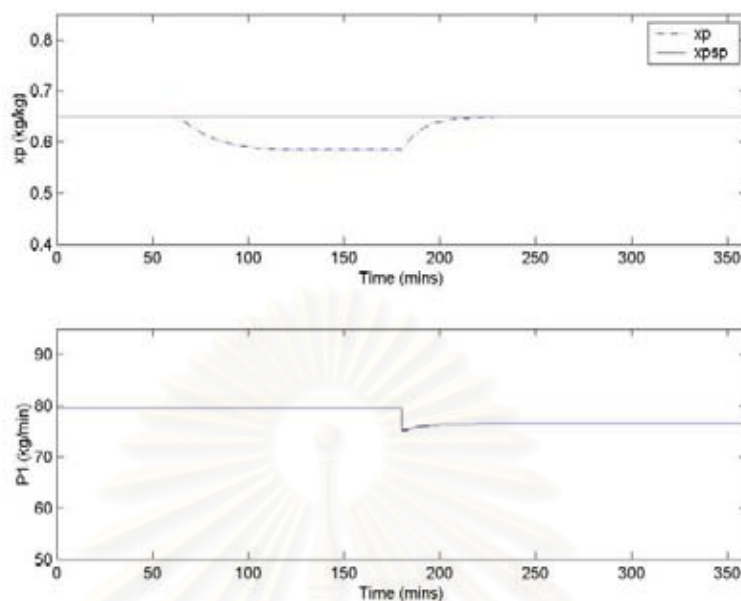


รูปที่ 4.13.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ



รูปที่ 4.13.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

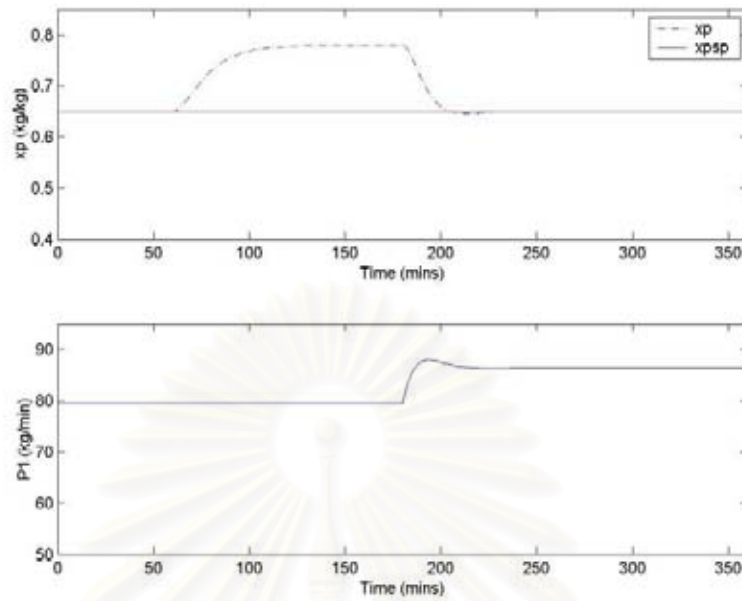
รูปที่ 4.13 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที



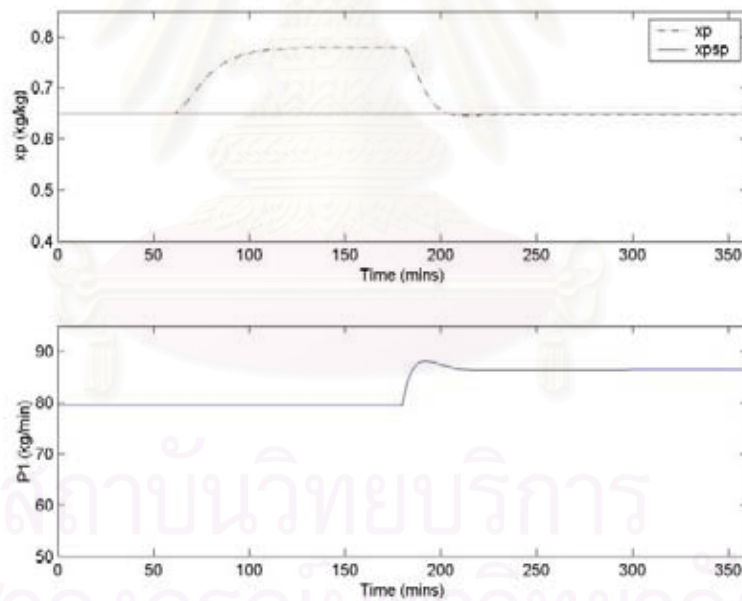
รูปที่ 4.13.3 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

รูปที่ 4.13 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับ
 สเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่
 สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นใน
 สายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที

สถาบันวิทยบริการ
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

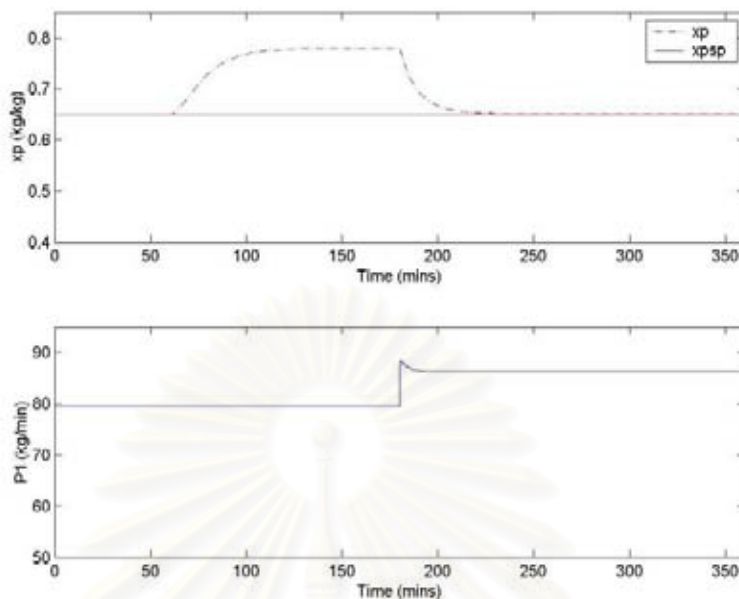


รูปที่ 4.14.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ



รูปที่ 4.14.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

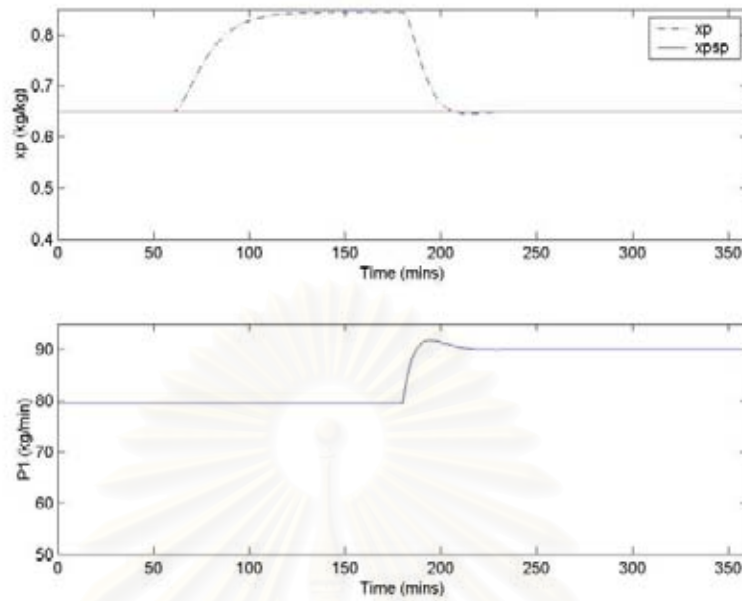
รูปที่ 4.14 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที



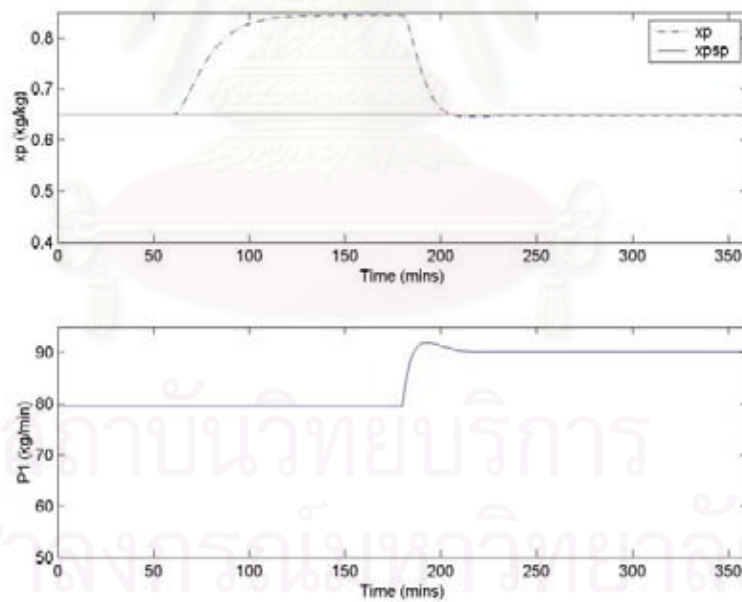
รูปที่ 4.14.3 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

รูปที่ 4.14 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับ
 สเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่
 สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นใน
 สายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที

สถาบันวิทยบริการ
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

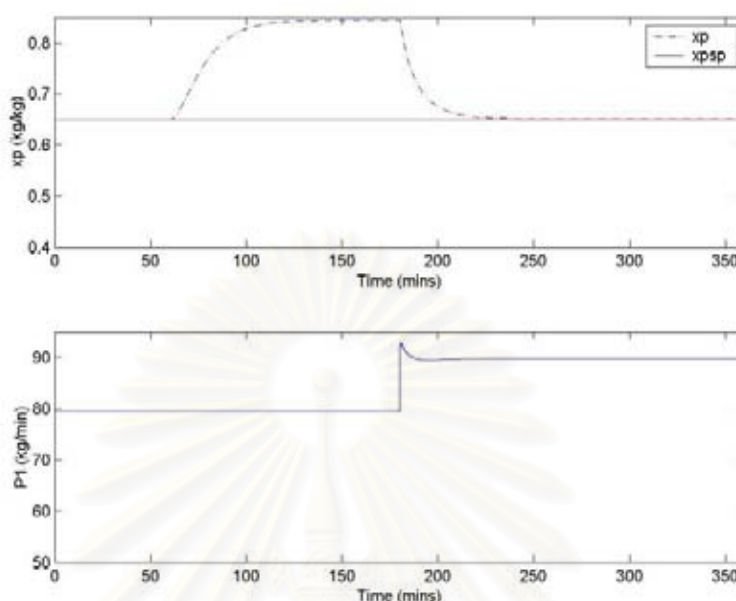


รูปที่ 4.15.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ



รูปที่ 4.15.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

รูปที่ 4.15 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 60 นาที



รูปที่ 4.15.3 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

รูปที่ 4.15 (ต่อ) ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับ สเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที ในกรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที

จากผลการตอบสนองในกรณีต่างๆ ที่แสดงในรูปที่ 4.11 ถึง 4.15 มีลักษณะในทิศทางเดียวกันสามารถอธิบายปรากฏการณ์ ได้ดังนี้ ในการควบคุมกระบวนการของแบบจำลองที่นำเสนอนี้ เป็นลักษณะการควบคุมเครื่องทำระเหยที่มีอัตราการระเหยคงที่ กล่าวคือ มีการนำปริมาณน้ำออกจากตัวสินค้าในอัตราคงที่ ดังนั้น เมื่อความเข้มข้นสายป้อนมีความเข้มข้นลดลงกว่าที่สภาวะคงที่ เพื่อรักษาความเข้มข้นสุดท้ายให้ได้ตามค่าเป้าหมาย นั่นคือ ต้องปรับตัวแปรปรับ ซึ่ง คือ อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์เข้าห้องระเหยที่ 2 ลดลง ซึ่งส่งผลให้ได้อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์น้อยลง เช่นกัน ในการกลับกัน เมื่อความเข้มข้นของสายป้อนมีปริมาณเพิ่มขึ้น จึงต้องปรับอัตราการไหลเข้าของผลิตภัณฑ์ให้มากขึ้น เพื่อชดเชยสัดส่วนน้ำที่น้อยลง ในสายป้อน ส่งผลให้ได้อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์มากขึ้น

ผลการตอบสนองแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล สำหรับกรณีปกติ คือที่ความเข้มข้นในสายป้อน ลดลง 30% นั้น ได้ผลการควบคุมดังแสดงในรูปที่ 4.11

โดยในการปรับจูนค่าพารามิเตอร์ จะทำการปรับจูนตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทก่อน เนื่องจากการเลือกโพล ที่ใช้ในการคำนวณในอัลกอริทึม มีความยากที่สุด ซึ่งผลการปรับหาค่าโพลที่ได้ ให้ค่าไอเออี เท่ากับ 2.86 โดยในการปรับตัวแปรควบคุมความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่ค่าเป้าหมายนั้นมา การโอเวอร์ชูต เล็กน้อย ดังแสดงในรูปที่ 4.11.2 ทั้งนี้อาจเป็นเพราะการที่กำหนดให้ความคลาดเคลื่อนเกิดขึ้นไปถึงสภาวะคงที่ใหม่ ซึ่งมีผลต่างจากค่าเป้าหมายมาก ทำให้ค่าเกนที่ใช้ค่อนข้างรุนแรงกว่าการที่ถ้าเริ่มควบคุมเมื่อมีความคลาดเคลื่อนเกิดขึ้นเลย ผลที่เกิดขึ้นจึงมีการแกว่งตัวเล็กน้อย อย่างไรก็ตาม ตัวควบคุมสามารถควบคุมค่าเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ ในเวลาประมาณ 25 นาที เมื่อปรับจูนค่าพารามิเตอร์สำหรับการควบคุมแบบป้อนกลับสเตทได้แล้ว ทำการปรับจูนค่าพารามิเตอร์สำหรับตัวควบคุมแบบพีไอ และแบบเจเนริกโมเดล เพื่อให้ได้ค่าไอเออีเท่ากัน ตามลำดับ

สำหรับการควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบพีไอ ในกรณีปกตินี้ พบว่าให้ผลการตอบสนองคล้ายกับการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท แต่มีการแกว่งตัวของตัวแปรควบคุมก่อนเข้าสู่ค่าเป้าหมายมากกว่าเล็กน้อย ซึ่งสาเหตุเช่นเดียวกับการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท ผลการตอบสนองแสดงในรูปที่ 4.11.1 โดยใช้เวลาในการเข้าสู่ค่าเป้าหมายประมาณ 40 นาที

สำหรับการควบคุมด้วยตัวแปรควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ในกรณีปกตินี้ ได้ผลการตอบสนองดังแสดงในรูปที่ 4.11.3 ซึ่งให้ผลการควบคุมที่ดีกว่าทั้งแบบพีไอ และแบบป้อนกลับสเตท แม้ว่าจะให้ค่าไอเออีที่เท่ากัน แต่ลักษณะการตอบสนองไม่มีการแกว่งตัวก่อนเข้าสู่ค่าเป้าหมาย ในเวลา 25 นาที ทั้งนี้เนื่องมาจากตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดลอาศัยแบบจำลองโดยตรงจากกระบวนการโดยไม่ต้องทำให้เป็นเชิงเส้นก่อน ดังนั้นการตอบสนองจึงสอดคล้องกับการเปลี่ยนแปลงกระบวนการมากกว่า

เมื่อทดลองปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรรบกวน โดยให้ความเข้มข้นในสายป้อน ลดลงเพียง 20% และ 10% ตามลำดับ และ เพิ่มขึ้น 10% และ 20% จากค่าที่สภาวะคงที่ในตารางที่ 3.5 ตามลำดับ พบว่าลักษณะการตอบสนองของตัวควบคุมแบบพีไอ และแบบป้อนกลับสเตท มีลักษณะคล้ายกันแต่โอเวอร์ชูต ลดลงเมื่อความคลาดเคลื่อนลดลง ทั้งนี้ เพราะเมื่อความคลาดเคลื่อนน้อยผลของค่าเกนต่อการปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายจะน้อยไปด้วย ทำให้การแกว่งตัวมีไม่มากนัก ส่วนผลการตอบสนองเมื่อควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดลในกรณีเดียวกัน พบว่าเมื่อเปรียบเทียบกับตัวควบคุมทั้งสองแบบแล้วให้ผลการควบคุมที่ดีกว่า โดยมีค่าไอเออีน้อยที่สุด ในทุกกรณี นอกจากนี้ ลักษณะการตอบสนองไม่มีการแกว่งตัวก่อนเข้าสู่ค่าเป้าหมาย ทั้งนี้เป็นเพราะการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล อาศัยแบบจำลองที่ไม่เชิงเส้น ดังนั้นจึงสามารถปรับตัว

แปรปรับให้สอดคล้องกับกระบวนการได้เป็นอย่างดี ในขณะที่ควบคุมแบบพีไอ ไม่อาศัยแบบจำลอง และแบบป้อนกลับสเตท อาศัยแบบจำลองที่ต้องทำให้เป็นให้เชิงเส้นก่อน ดังนั้นค่าที่ได้จากการปรับจูน จึงเหมาะสมในช่วงการใช้งานช่วงหนึ่งเท่านั้น สำหรับค่าไอเออี ที่ได้จากการทดลอง เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนมีค่าต่างๆ แสดงในตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 ค่าไอเออีที่วัดได้จากการทดลอง สำหรับความเข้มข้นสุดท้าย เมื่อให้ตัวแปรรอบกวนมีการเปลี่ยนแปลงในระดับต่างๆ กันของการควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล

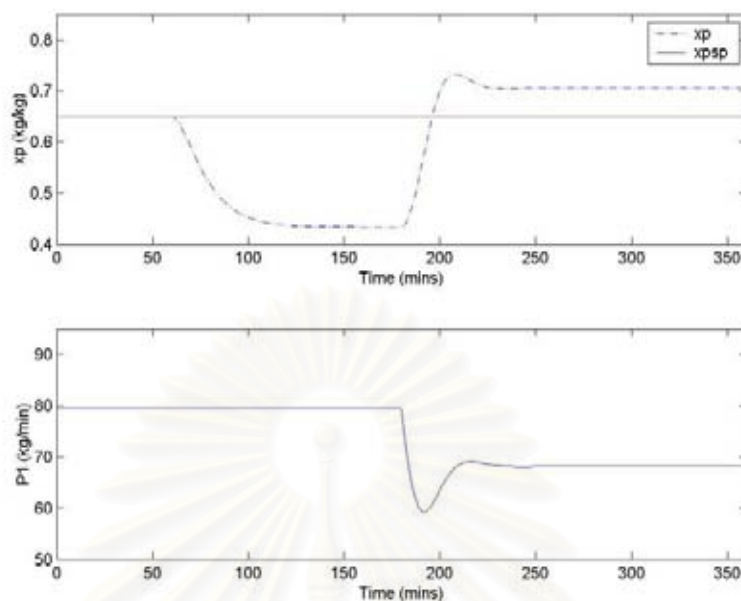
การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นในสายป้อน	ตัวควบคุมแบบพีไอ	ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท	ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล
ลดลง 30%	2.86	2.86	2.86
ลดลง 20%	1.62	1.65	1.60
ลดลง 30%	0.78	0.80	0.75
เพิ่มขึ้น 10%	1.44	1.52	1.40
เพิ่มขึ้น 20%	2.13	2.25	2.07

4.2.3 ผลการตอบสนองเมื่อแบบจำลองของตัวควบคุมมีความผิดพลาด

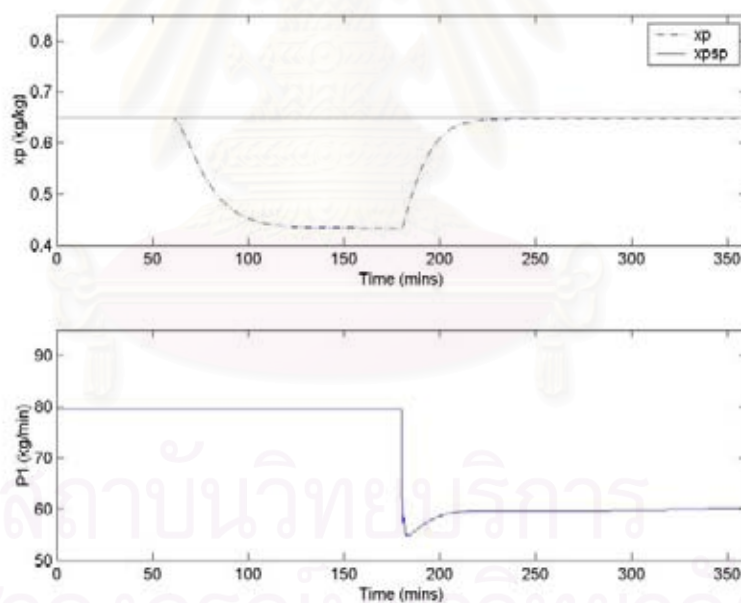
สำหรับการศึกษาผลการตอบสนองเมื่อแบบจำลองตัวควบคุมผิดพลาด โดยมีขอบเขตที่ศึกษา เพื่อทดสอบว่าหากแบบจำลองที่สร้างขึ้น มีความถูกต้อง แต่แบบจำลองที่ใช้การสร้างตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล มีความคลาดเคลื่อนหรือผิดพลาดไปจาก แบบจำลองของกระบวนการ การควบคุมกระบวนการยังคงทำได้เหมือนเดิมหรือไม่ โดยได้เพิ่มเทอมความร้อนสูญเสีย เข้าไปเป็นค่าคงที่ค่าหนึ่ง ซึ่งจะสัมพันธ์กับเทอมความร้อนในการแลกเปลี่ยน ความร้อนดังแสดงในสมการ (3-67) และ (3-68) เข้าไปในแบบจำลองของตัวควบคุมทั้งสอง โดยยังคงใช้ค่าพารามิเตอร์ ในการปรับจูน เช่นเดียวกับกับในหัวข้อ 4.2.2 ผลการตอบสนองในกรณีปกติ เมื่อความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% และกรณีความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20%, 10% และเพิ่มขึ้น 10% และ 20% แสดงในรูปที่ 4.16 ถึง 4.20



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

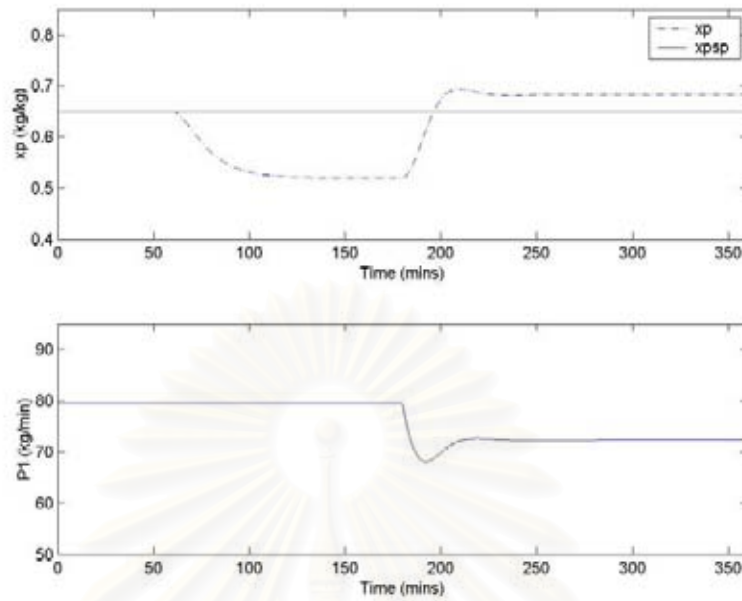


รูปที่ 4.16.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

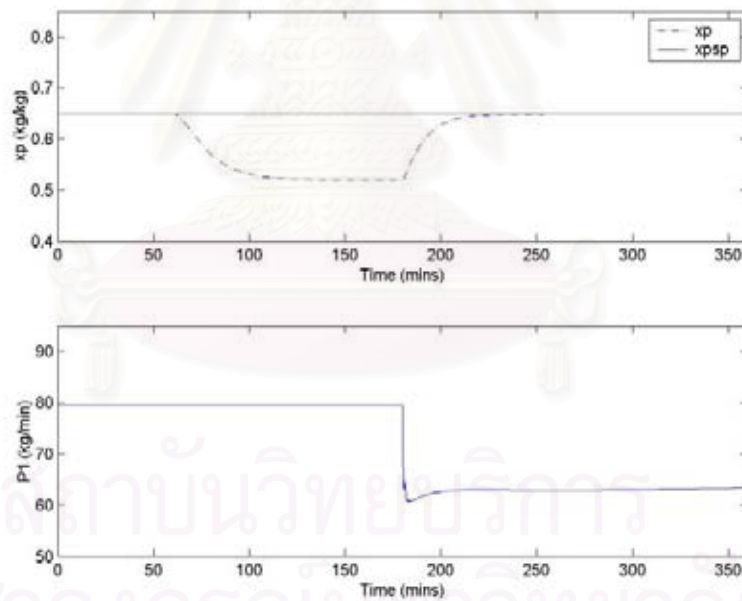


รูปที่ 4.16.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนติกโมเดล

รูปที่ 4.16 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนติกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีปกติ ที่ความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 30% ที่เวลา 60 นาที

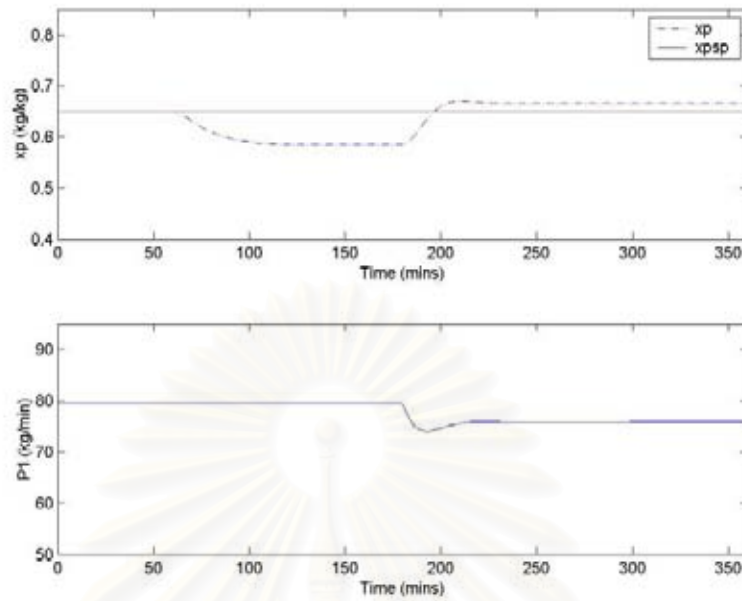


รูปที่ 4.17.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

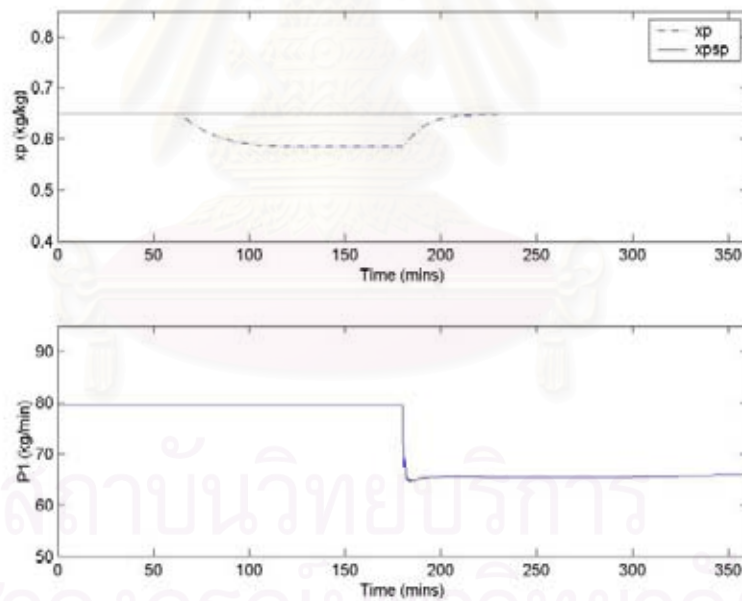


รูปที่ 4.17.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนติกโมเดล

รูปที่ 4.17 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนติกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 20% ที่เวลา 60 นาที

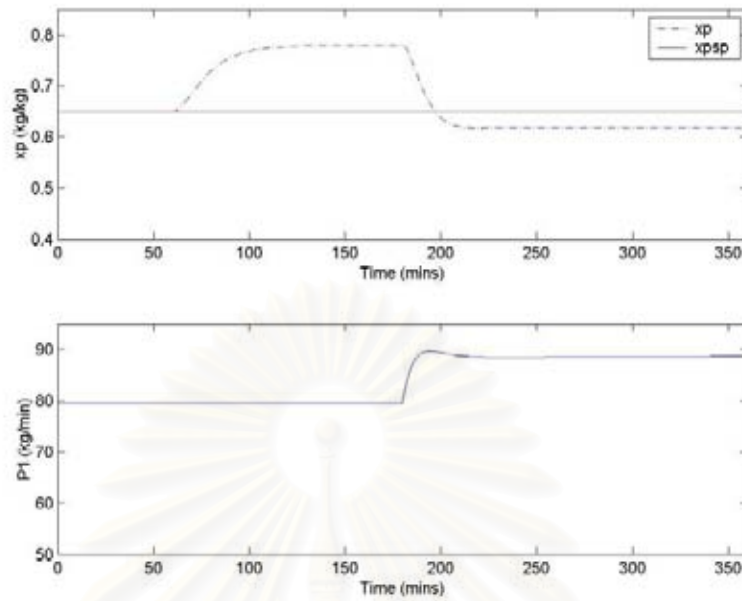


รูปที่ 4.18.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

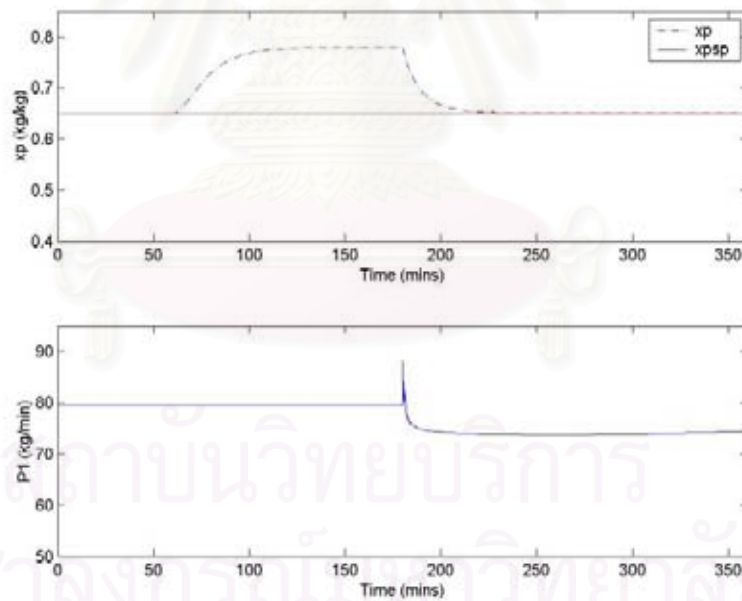


รูปที่ 4.18.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนติกโมเดล

รูปที่ 4.18 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนติกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีความเข้มข้นในสายป้อนลดลง 10% ที่เวลา 60 นาที

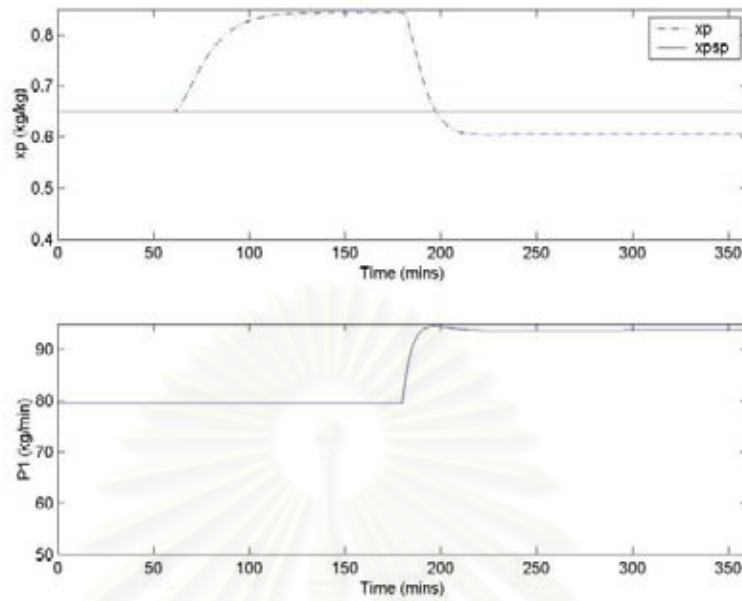


รูปที่ 4.19.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท

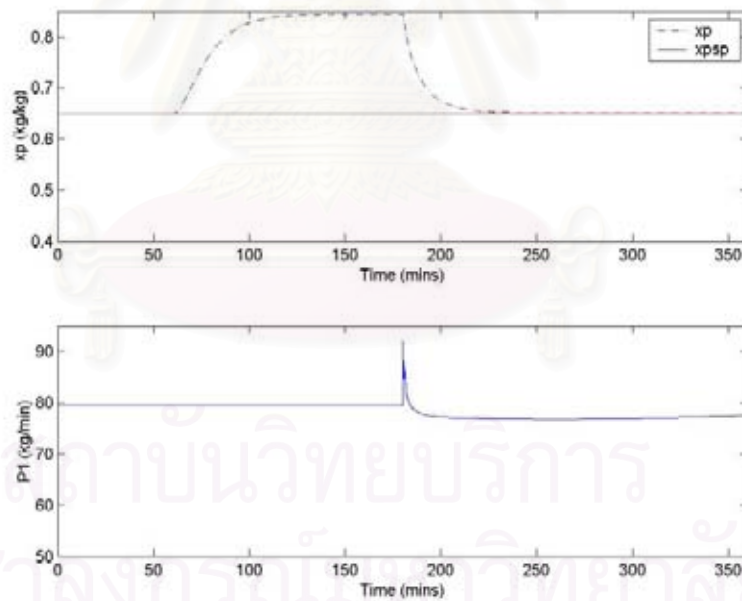


รูปที่ 4.19.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนติกโมเดล

รูปที่ 4.19 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนติกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 10% ที่เวลา 60 นาที



รูปที่ 4.20.1 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท



รูปที่ 4.20.2 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบเจเนริกโมเดล

รูปที่ 4.20 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล หลังจากความเข้มข้นสุดท้ายเข้าสู่สภาวะคงที่ใหม่ที่เวลา 180 นาที เมื่อแบบจำลองตัวควบคุมมีความผิดพลาด กรณีความเข้มข้นในสายป้อนเพิ่มขึ้น 20% ที่เวลา 60 นาที

จากผลการตอบสนองที่ได้ พบว่า

สำหรับการควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทที่มีเทอมความร้อนสูญเสียเพิ่มเข้าไปในแบบจำลอง เพื่อทดสอบกรณีแบบจำลองมีความผิดพลาดนั้น พบว่า ผลการควบคุมค่าความเข้มข้นสุดท้าย ไม่สามารถควบคุมค่าเข้าสู่ค่าเป้าหมายที่ต้องการได้ แต่เข้าสู่ค่าคงที่ค่าหนึ่งซึ่งไม่ใช่ค่าเป้าหมาย เกิดเป็น (offset) ส่งผลให้ค่าไอเอชอีที่วัดได้ มีค่าสูง โดยเฉพาะเมื่อตัวแปรกระบวนการมีค่าเปลี่ยนแปลงไปมาก ดังแสดงในตารางที่ 4.3 ทั้งนี้เป็นเพราะเมื่อแบบจำลองของตัวควบคุมถูกทำให้ผิดพลาด ในขณะที่ค่าโพลที่กำหนดยังคงเหมือนเดิม ดังนั้นในการคำนวณค่า K_p ซึ่งต้องใช้สัมประสิทธิ์ A, B และค่าโพล ในการคำนวณหามีค่าผิดไป ส่งผลให้การคำนวณค่าตัวแปรปรับ ไม่สามารถนำค่าตัวแปรควบคุมกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ ซึ่งสอดคล้องกับทฤษฎีที่ว่าตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท จะสามารถใช้ได้ในช่วงที่ทำให้แบบจำลองเป็นเชิงเส้นและเชื่อถือได้เท่านั้น

สำหรับการควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ที่มีแบบจำลองผิดพลาดไปจากแบบจำลองกระบวนการ โดยการเพิ่มเทอมความร้อนสูญเสียเข้าไปในแบบจำลองนั้น พบว่ายังสามารถควบคุมค่าความเข้มข้นสุดท้าย ให้เข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ โดยมีค่าไอเอชอี เพิ่มขึ้น 0.04 ในแต่ละกรณี เปรียบเทียบกับกรณีที่แบบจำลองไม่ผิดพลาดไปจากแบบจำลองของกระบวนการ ดังแสดงในตารางที่ 4.3 ทั้งนี้เป็นเพราะแม้ว่าตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดลจะอาศัยแบบจำลองกระบวนการในการสร้างสมการตัวแปรปรับในการปรับกระบวนการ แต่ลักษณะของตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดลเป็นแบบ SISO ดังนั้นหากเทอมที่ผิดพลาดไป ไม่มีอิทธิพลต่อสมการแบบจำลองของตัวแปรปรับที่สนใจ แล้วผลกระทบดังกล่าวจะมีไม่มาก ซึ่งจากการศึกษาการทดสอบการผิดพลาดของแบบจำลองในแบบจำลองของตัวควบคุม ครั้งนี้ เทอมความร้อนสูญเสีย ไม่ได้มีผลกระทบโดยตรงต่อสมการการควบคุมความเข้มข้นสุดท้าย ส่งผลให้ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดลยังคงควบคุมตัวแปรควบคุมตัวนี้ได้อยู่

ค่าไอเอชอีที่วัดได้จากการทดลองในการปรับความเข้มข้นสุดท้าย (x_p) เปรียบเทียบตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล ที่มีแบบจำลองผิดพลาดในตัวควบคุมผิดพลาด แสดงไว้ในตารางที่ 4.3

ตารางที่ 4.3 ค่าไอเอชอีที่วัดได้จากการทดลอง เปรียบเทียบเมื่อตัวแปรรอบวงมีการเปลี่ยนแปลงของการควบคุมแบบป้อนกลับสเตท และแบบเจเนริกโมเดล เมื่อแบบจำลองของตัวควบคุมมีความผิดพลาด

การเปลี่ยนแปลง ความเข้มข้นในสายป้อน	ตัวควบคุม แบบป้อนกลับสเตท ที่มีแบบจำลองผิดพลาด	ตัวควบคุม แบบเจเนริกโมเดล ที่มีแบบจำลองผิดพลาด
ลดลง 30%	11.61	2.90
ลดลง 20%	6.65	1.65
ลดลง 10%	3.19	0.81
เพิ่มขึ้น 10%	5.95	1.37
เพิ่มขึ้น 20%	8.63	2.03

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ

5.1 ผลการศึกษาบนแบบจำลองของงานวิจัยที่ผ่านมา

จากการศึกษาแบบจำลองของผลงานวิจัยที่ผ่านมา โดยสร้างแบบจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแมทแล็บ แล้วทำการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตป และแบบเจเนริกโมเดล บนแบบจำลองในงานวิจัยที่ผ่านมา โดยกำหนดให้ตัวแปรรบกวน คือ ความเข้มข้นของสายป้อน มีการเปลี่ยนแปลงจากสถานะคงที่ ณ เวลา 1 ชั่วโมง โดยเพิ่มขึ้นทันที (Step change) นั้น พบว่าตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ให้ผลการควบคุมตัวแปรดีที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับตัวควบคุมแบบพีไอ และแบบป้อนกลับสเตป เนื่องจากตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ใช้แบบจำลองที่ไม่เป็นเชิงเส้นได้ จึงทำให้ความผิดพลาดที่เกิดจากการประมาณแบบจำลองน้อยกว่า การใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตป ที่จำเป็นต้องใช้แบบจำลองของกระบวนการเป็นแบบเชิงเส้น

5.2 ผลการสร้างแบบจำลองและควบคุมเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรด

จากผลการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา ได้ใช้เป็นแนวทางในการนำมาประยุกต์ใช้ในการสร้างแบบจำลองเครื่องทำระเหยน้ำสับปะรดแบบสองห้องระเหยของโรงงานสับปะรดแห่งหนึ่ง ด้วยโปรแกรมแมทแล็บ และประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ แบบป้อนกลับสเตปและแบบเจเนริกโมเดล บนแบบจำลองที่สร้างขึ้นมา พบว่า

- ผลการตอบสนองเมื่อตัวแปรรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงในระดับต่างๆ กัน

ในการเปรียบเทียบผลการควบคุมความเข้มข้นสุดท้าย โดยกำหนดให้ตัวแปรรบกวน คือ ความเข้มข้นของสายป้อน มีการเปลี่ยนแปลงจากสถานะคงที่ ณ เวลา 1 ชั่วโมง โดยให้การลดลง 30% ของความเข้มข้นในสายป้อนจากสถานะคงที่ คือที่ 0.12 kg/kg เป็น 0.08 kg/kg เป็นจุดเปรียบเทียบอ้างอิง ด้วยการปรับจูนค่าพารามิเตอร์ของแต่ละตัวควบคุม ให้ได้ค่าไอเออีเท่ากัน ก่อนทำการปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรรบกวนไปที่ค่าต่างๆ คือ ลดลง 20% และ 10% เพิ่มขึ้น 10% และ 20% พบว่าตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ให้ผลการควบคุมตัวแปรดีที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับตัวควบคุมแบบพีไอ และแบบป้อนกลับสเตป และยังให้ลักษณะผลการตอบสนองที่ดีกว่า ไม่มีการแกว่งตัว

- ผลการตอบสนองเมื่อแบบจำลองของตัวควบคุมมีความผิดพลาด

ผลการทดสอบความทนทานเมื่อให้แบบจำลองของตัวควบคุมมีความผิดพลาดไปจากแบบจำลองที่ใช้ในกระบวนการ พบว่าในการควบคุมความเข้มข้นสุดท้าย ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ยังคงให้ผลการควบคุมที่ดี ในขณะที่ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตทไม่สามารถปรับค่าเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ อย่างไรก็ตามตัวควบคุมทั้งสองก็มีค่าไอเออีเพิ่มขึ้น เนื่องจากตัวควบคุมทั้งสอง ใช้แบบจำลองของกระบวนการในการคำนวณหาค่าตัวแปรปรับ เพราะฉะนั้นหากแบบจำลองที่ใช้ผิดไป ทำให้การคำนวณค่าการควบคุมผิดพลาดไปด้วย

เมื่อเปรียบเทียบผลการตอบสนอง ที่เกิดขึ้นทั้งหมดในการควบคุมความเข้มข้นสุดท้าย ทั้งสามตัวควบคุมสามารถปรับความเข้มข้นสุดท้าย ได้ดีพอๆกันในกรณีเปรียบเทียบ คือที่การเปลี่ยนแปลงของความเข้มข้นในสายป้อน เท่ากับ 30% แต่ที่ระดับการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นในสายป้อนที่ค่าอื่นๆ พบว่า ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล ให้การตอบสนองในการควบคุมดีที่สุด คือ มีค่าไอเออี ต่ำที่สุด

สรุป

- สำหรับการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมในการควบคุมแบบจำลองเครื่องทำระเหย โดยเฉพาะในการควบคุมความเข้มข้นสุดท้ายของน้ำสับปะรดที่มีความสำคัญในการผลิตเป็นอย่างมาก ของโรงงานสับปะรดที่นำเสนอนี้ ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล เป็นตัวเลือกที่น่านำไปประยุกต์ใช้ เนื่องจากมีสมรรถนะในการควบคุมต่อการตัวแปรรบกวนในช่วงที่กว้างกว่าตัวควบคุมแบบพีไอ และแบบป้อนกลับสเตท และยังให้ลักษณะการตอบสนองที่ดีกว่า
- การควบคุมด้วยตัวควบคุมเจเนริกโมเดล มีความทนทานที่ดีกว่าตัวควบคุมแบบป้อนกลับสเตท ในการควบคุมความเข้มข้นสุดท้าย ในกรณีที่แบบจำลองของตัวควบคุมมีความผิดพลาด

5.3 ข้อเสนอแนะ

1. ในกระบวนการจริง ยังไม่มีเครื่องมือวัดความเข้มข้นสุดท้าย (Brix Meter), เครื่องวัดระดับของคางค่าง ดังนั้น ในการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบเจเนติกโมเดล หรือ ป้อนกลับสเตท จะต้องมีการเพิ่มการวัดความเข้มข้นสุดท้าย และการวัดระดับของคางค่าง เพิ่มเติม

2. เนื่องจากค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน ที่ใช้ในการศึกษาเป็นค่าจากการออกแบบที่สภาวะคงที่ ซึ่งในความเป็นจริงอาจมีค่าลดลงตามระยะเวลาในการใช้งานเครื่องทำระเหย ซึ่งเมื่อนำแบบจำลองประยุกต์ใช้ ควรทำการศึกษาการประมาณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเพิ่มเติม เพื่อให้แบบจำลองที่นำไปใช้ ใช้งานได้ดีขึ้น



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รายการอ้างอิง

- ไพศาล กิตติศุภกร. เอกสารคำสอน 2105-619 Advanced Automatic Process Control (การควบคุมกระบวนการอัตโนมัติขั้นสูง). ปรับปรุงครั้งที่ 4. กรุงเทพมหานคร : จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2544.
- สุณี นิธิกาญจนธาร. การควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์การเกิดโพลีเมอร์แบบคีมัลชัน โดยใช้เจเนริกโมเดลคอนโทรลเลอร์. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต. สาขาวิศวกรรมเคมี ภาค วิชาวิศวกรรมเคมี บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2543.
- APV Baker Limited. Fruit Juice Processing Tropical Fruits. Process Information Publication. Crawley, West Sussex.
- Bendotti, P. and M'Saad, M. Multivariable adaptive control for the design of STT missile autopilots. Control Engineering Practice. Vol. 1 No.2 (1993) : 365-374.
- Brotherton, F. Evaporation in plate type heat exchangers. Heat Recovery Systems & CHP. 14 No.5 (1994) : 555-561.
- Cadet, C., Toure, Y., Gilles, G., and Chabriat, J.P. Knowledge modeling and nonlinear predictive control of evaporators in cane sugar production plants. Journal of Food Engineering. 40 (1999): 59-70.
- Ching-An, Lin and Gundes, A.N. Multi-input Multi-output PI Controller Design. Proceedings of the 39th IEEE Conference on Decision and Control. Sydney. Australia. (December 2000) : 3702-3707
- Elhaq, S.L., Giri, F. and Unbehauen, H. Modelling, identification and control of sugar evaporation theoretical design and experimental evaluation. Control Engineering Practice. 7(1999) : 931-942.
- Fischer, M., Nelles, O., and Isermann, R. Adaptive predictive control of a heat exchanger based on a fuzzy model. Control Engineering Practice. 6(1998) : 259-269.
- Flathouse, S.E. and Riggs, J.B. Tuning GMC Controllers using the ATV Procedure. Computers Chemical Engineering. 20 No. 8 (1996) : 979-988.
- Khan, F.I., Gupta, S.C. and Abbasi, S.A. Dynamic modelling and simulation of multiple effect evaporator system. Hungarian Journal of Industrial Chemistry. 26 No.3 (1998) : 173-179.

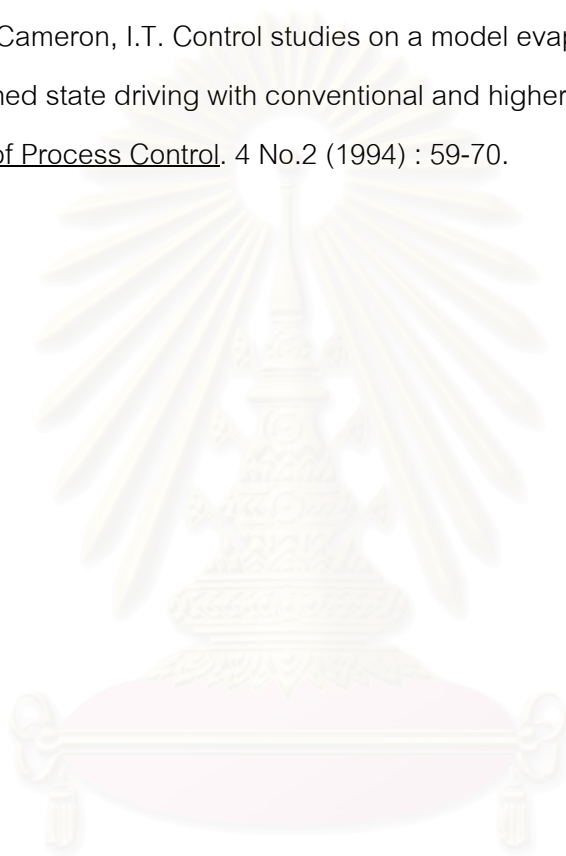
รายการอ้างอิง (ต่อ)

- Lambert, R.N. and Joye, D.D. and Koko, F.W. Design calculation for Multiple-Effect Evaporators. 1. Linear Method. Industrial Engineering Chemical Resource. 26(1987) : 100-104.
- Lambert, R.N. and Joye, D.D., and Koko, F.W. Design calculation for Multiple-Effect Evaporators. 2. Comparison of Linear and Nonlinear Method. Industrial Engineering Chemical Resource. 26(1987) : 104-107
- Nielsen, K.M., Pedersen, T.S. and Nielsen, J.F.D. Simulation and Control of a Multiple Effect Evaporator. IEEE Conference Publication. 427 No.2 (1996) : 1166-1171.
- Petti, NBOL, Willatzen, M. and Ploug-Sorensen, L. A general dynamic simulation model for evaporators and condensers in refrigeration. Part II: simulation and control of an evaporator. International Journal of Refrigeration-*Revue Internationale Du Froid*. 21 No. 5 (1998) : 404.
- Qaak, P. van Wijck, M.P.C.M. and van Haren, J.J. Comparison of process identification and physical modeling for falling – film evaporators. Food Control. 5 No. 2 (1994) : 73-82.
- Runyon, C.H., Rumsey, T.R., and McCarthy, K.L. Dynamic Simulation of a Nonlinear Model of a Double Effect Evaporator. Journal of Food Engineering. 14 (1991) : 185-201.
- Russell, NT and Bakker, HHC. Modular modeling of an evaporator for long-range prediction. *Artificial Intelligence in Engineering*. 11 No. 4 (1997) : 347-355.
- THE A.P.V. COMPANY LIMITED. FALLING FILM PLATE EVAPORATOR F.F.P.E. SERIES 2 USER HANDBOOK. Publication No. 12-UH21. Clawley, Sussex, August 1981.
- To, L.C., Tade, M.O. and Le Page, G.P. Nonlinear control of a simulated industrial evaporation process. Journal of Process Control. 5 No. 3 (1995) : 173-182.
- To, L.C., Tade, M.O. and Le Page, G.P. Implementation of a differential geometric nonlinear controller on an industrial evaporator system. Control Engineering Practice. 6(1998) : 1309-1319.

รายการอ้างอิง (ต่อ)

Tonelli, S.M., Romagnoli, J.A. and Porras, J.A. Computer Package for Transient Analysis of Industrial Multiple-Effect Evaporators. Journal of Food Engineering. 12(1990) : 267-281.

Wang ,F.Y. and Cameron, I.T. Control studies on a model evaporation process-constrained state driving with conventional and higher relative degree systems. Journal of Process Control. 4 No.2 (1994) : 59-70.



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายดำเนิน เกียรติชูสกุล เกิดเมื่อวันที่ 5 ตุลาคม 2517 สำเร็จการศึกษาในระดับปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาเทคโนโลยีชีวภาพ คณะอุตสาหกรรมเกษตร จากมหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตบางเขน กรุงเทพมหานคร เมื่อปี 2538 และทำงานในตำแหน่งหัวหน้างานฝ่ายผลิต ที่บริษัท เนสท์เล่ (ประเทศไทย) จำกัด ในช่วงปี 2538 – 2540 และในตำแหน่งวิศวกรฝ่ายขาย ที่ บริษัท เอฟวี (ประเทศไทย) จำกัด ในช่วงปี 2540 – 2543 และในตำแหน่งแอฟฟลิเคชัน เอ็กซ์เซ็กคูทีฟ ที่ บริษัท ไฮโดรแก๊ส (ประเทศไทย) จำกัด ตั้งแต่ปี 2543 ถึงปัจจุบัน โดยได้เข้าทำการศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปี 2541



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย