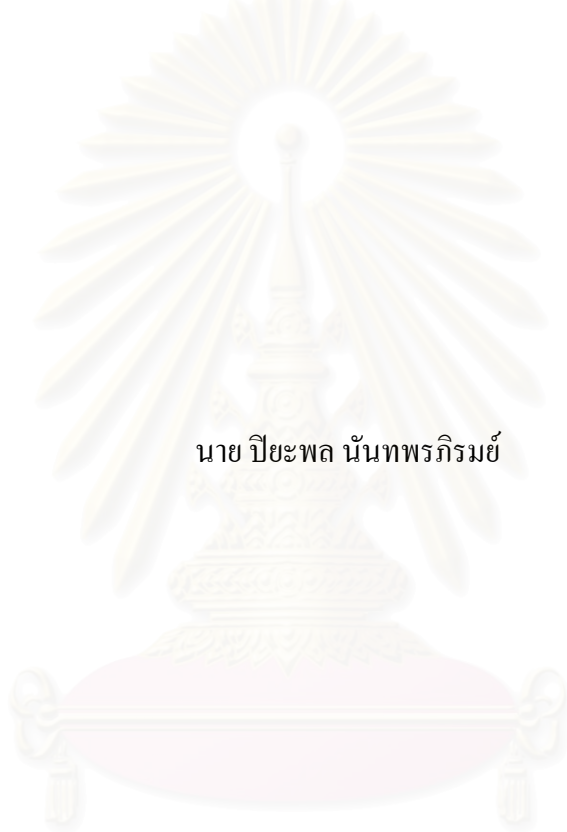


การควบคุมเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรนด้วยการควบคุม
แบบโมเดลพรีดิกทีฟ



นาย ปิยะพล นันทพรภิมย์

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2547

ISBN 974-17-4727-6

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

**CONTROL OF PERVAPORATIVE MEMBRANE REACTOR
BY MODEL PREDICTIVE CONTROL**

Mr. Piyapon Nantapornpirom

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 2004

ISBN 974-17-4727-6

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การควบคุมเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรนด้วยการควบคุมแบบ
โมเดลพรีดิกทีฟ

โดย นายปิยะพล นันทพรภิรมย์

ภาควิชา วิศวกรรมเคมี

อาจารย์ที่ปรึกษา ผู้ช่วยศาสตราจารย์ รศ. ดร. ไพศาล กิตติศุภกร

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้รับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้
เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

.....คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.ดิเรก ลาวัณย์ศิริ)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

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

..... อาจารย์ที่ปรึกษา
(รองศาสตราจารย์ ดร. ไพศาล กิตติศุภกร)

สถาบันวิจัยบวร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

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

..... กรรมการ
(อาจารย์ ดร. สุพจน์ พัฒนะศรี)

ปิยะพล นันทพรภิมย์ : การควบคุมเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน ด้วยการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MODEL PREDICTIVE CONTROL OF PERVAPORATIVE MEMBRANE REACTOR)

อ. ที่ปรึกษา : รศ.ดร. ไพศาล กิตติศุภกร, 126 หน้า. ISBN 974-17-4727-6

กระบวนการไฮบริดซึ่งเป็นการประกอบส่วนระหว่างปฏิกิริยาเคมีและกระบวนการแยกสารแบบเมมเบรนได้รับความสนใจเป็นอย่างมาก ในงานวิจัยนี้จะทำการศึกษาการเกิดปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชันของกรดอะซิติกกับบิวทานอลในเครื่องปฏิกรณ์แบบเพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน การเพอร์เวเพอเรทีฟด้วยเมมเบรน ซึ่งมีการดึงน้ำออกจากสารละลายผสมมีผลทำให้สมดุลของระบบถูกรบกวน และทำให้เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าได้มากขึ้น จึงเกิดผลิตภัณฑ์ที่ต้องการได้มากขึ้น นอกจากนี้อุณหภูมิดำเนินการในเครื่องปฏิกรณ์ดังกล่าวเป็นปัจจัยหลักปัจจัยหนึ่งที่ส่งผลต่อการเกิดปฏิกิริยาและการเพอร์เวเพอเรทีฟ ดังนั้นเพื่อให้ได้ผลผลิตสูงที่สุด จะทำการหาค่าอุณหภูมิออปติมอลและใช้อุณหภูมินี้เป็นอุณหภูมิเป้าหมาย ในงานวิจัยนี้ เพื่อที่จะควบคุมเครื่องปฏิกรณ์ตามอุณหภูมิเป้าหมายที่กล่าวข้างต้นจะศึกษาและทดสอบสมรรถนะการควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟควบคู่กับการประมาณค่าด้วยตัวกรองคาลมาน จากผลการจำลองจะพบว่า การควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟควบคู่กับการประมาณค่าด้วยตัวกรองคาลมานสามารถควบคุมเครื่องปฏิกรณ์ได้อย่างมีประสิทธิภาพในกรณีที่มีและไม่มี ความคลาดเคลื่อนระหว่างแบบจำลองกระบวนการและกระบวนการจริง ในการเปรียบเทียบสมรรถนะกับการควบคุมแบบเจเนอริกโมเดลควบคู่กับการประมาณค่าด้วยตัวกรองคาลมานพบว่า การควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟควบคู่กับตัวกรองคาลมานให้ผลการควบคุมที่ดีเหมือนกับการควบคุมแบบเจเนอริกโมเดลควบคู่กับตัวกรองคาลมาน อย่างไรก็ตาม การเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับของการควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟควบคู่กับตัวกรองคาลมานจะมีการเปลี่ยนแปลงที่รุนแรงน้อยกว่า

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

ลายมือชื่อนิสิต.....
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....

ปีการศึกษา 2547

##4470415821 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEY WORD : CONTROL / MODEL PREDICTIVE CONTROL / MEMBRANE REACTOR / PERVAPORATION
PIYAPON NANTAPORNPIROM: MODEL PREDICTIVE CONTROL OF PERVAPORATIVE MEMBRANE
REACTOR. THESIS ADVISOR: ASSOC. PROF. PAISAN KITTISUPAKORN, Ph.D., 126 pp.
ISBN 974-17-4727-6

The hybrid process integrating chemical reaction with membrane separation has been increasingly received much interest. In this work, a pervaporation-based reactor has been studied for esterification of acetic acid and butanol. The pervaporation with a membrane by removing water from the reaction mixture is included to shift the chemical equilibrium of esterification, and therefore, increases the yield of desired product. In addition, an operating temperature in the reactor is one of key factors which influence both the reaction and pervaporation process. To maximize a desired product, an optimal operating reactor temperature has been considered and used as a desired set point. Here, to tracking the optimal reactor temperature set point, a model predictive control (MPC) coupled with an extended Kalman filter has been applied and investigated control performances in both nominal and plant/model mismatch cases. Simulation study has shown that the MPC with the Kalman filter provides good control performance in a both nominal and plant/model mismatch cases. In comparison with the Generic Model Control (GMC) with the extended Kalman filter, the MPC with the Kalman filter gives almost identical control response. However, the control action of the MPC with the Kalman filter is less drastic.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Department Chemical Engineering

Student's signature

Field of Chemical Engineering

Advisor's signature.....

Academic Year 2004

กิตติกรรมประกาศ

ขอกล่าวคำขอบพระคุณรองศาสตราจารย์ ดร. ไพศาล กิตติสุภกร ในฐานะที่ท่านเป็นอาจารย์ที่ปรึกษาแก่ข้าพเจ้า ที่ได้ให้การดูแล ให้คำปรึกษาในงานวิจัย รวมทั้งให้แรงใจ และกำลังใจต่าง ๆ ที่มีส่วนในการสนับสนุนข้าพเจ้าโดยตลอด และขอบพระคุณศาสตราจารย์ ดร. ปิยะสาร ประเสริฐธรรม ดร.มนตรี วงศ์ศรี และดร.สุพจน์ พัฒนะศรี สำหรับการให้คำแนะนำ และเป็นประธาน และคณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ของข้าพเจ้า

ทั้งนี้ขอขอบคุณเพื่อน ๆ พี่ ๆ น้อง ๆ ทุกคนที่ให้กำลังใจ และให้คำปรึกษาที่ดีต่าง ๆ เกี่ยวกับงานวิจัย และคำปรึกษาต่าง ๆ ในการใช้ชีวิตของข้าพเจ้า ขอขอบคุณพี่กอล์ฟ และพี่อ้อยที่เป็นทั้งพี่ชาย และพี่สาวที่แสนดี ขอขอบคุณน้องหญิง และน้องเจี๊ยบ และทุก ๆ คนที่ไม่ได้กล่าวถึง

สุดท้ายนี้ข้าพเจ้าขอขอบคุณคุณพ่อ คุณแม่ พี่น้องของข้าพเจ้าให้โอกาสในการศึกษา รวมถึงการให้ความรัก ความอบอุ่นแก่ข้าพเจ้าตลอดมา

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	จ
กิตติกรรมประกาศ	ฉ
สารบัญ	ช
สารบัญตาราง	ฅ
สารบัญรูป	ฉ
นามสัญลักษณ์	ค
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ที่มาของงานวิจัย.....	1
1.2 วัตถุประสงค์	2
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย	3
1.4 แผนงานวิจัย	3
บทที่ 2 งานวิจัยที่ผ่านมา	5
2.1 เครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอร์ทีฟเมมเบรน	5
2.2 การควบคุมด้วยโมเดลพรีดิกทีฟ	8
2.3 คาลมานฟิลเตอร์	15
บทที่ 3 ทฤษฎี	19
3.1 กระบวนการเชื่อมต่อ	19
3.2 กระบวนการเพอร์เวเพอร์เรชั่น	20
3.3 คาลมานฟิลเตอร์	22
3.4 การควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ	29
บทที่ 4 เครื่องเพอร์เวเพอร์ทีฟเมมเบรน	46
4.1 แบบจำลองกระบวนการเพอร์เวเพอร์ทีฟเมมเบรน	47
4.2 แบบจำลองที่ใช้ในการออกแบบการประมาณค่าสเตรท	52

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.3 แบบจำลองที่ใช้ในการออกแบบการควบคุมกระบวนการ	57
บทที่ 5 ผลการจำลองการควบคุม	60
5.1 ระบบที่ไม่มี การควบคุมกระบวนการ	60
5.2 ระบบที่มีการควบคุมกระบวนการ	69
บทที่ 6 บทสรุป	100
6.1 บทสรุปงานวิจัย	100
6.2 ข้อเสนอแนะในงานวิจัยเพิ่มเติม	102
รายการอ้างอิง	103
ภาคผนวก	106
ภาคผนวก ก. การพิจารณาค่าสัมประสิทธิ์ของการไหลผ่านเมมเบรน	107
ภาคผนวก ข. เกณฑ์การวัดความผิดพลาด	109
ภาคผนวก ค. หลักการประมาณค่าของตัวกรองคาลมาน	111
ภาคผนวก ง. ระบบการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล	116
ภาคผนวก จ. รายละเอียดการเขียนโปรแกรมจำลองกระบวนการ	117
ประวัติผู้เขียน	126

สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 3.1 สรุปข้อได้เปรียบ และข้อเสียเปรียบในการใช้ตัวประมาณค่า	23
ตารางที่ 4.1 แสดงค่าเริ่มต้นของการประมาณค่าสเดท และการควบคุมกระบวนการ	57
ตารางที่ 5.1 ค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ	61
ตารางที่ 5.2 ค่าสภาวะเริ่มต้นในการจำลองกระบวนการ	61
ตารางที่ 5.3 แสดงผลการหาค่าอนุหุมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่เหมาะสมที่สุด	66
ตารางที่ 5.4 ค่าจากผลการจำลองกระบวนการที่ถูกควบคุมในอนุหุมิที่เหมาะสม	67
ตารางที่ 5.5 ค่าพารามิเตอร์สำหรับตัวกรองคาลมาน	67
ตารางที่ 5.6 พารามิเตอร์ในการควบคุมกระบวนการ	69
ตารางที่ 5.7 ค่า IAE ของอนุหุมิในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 ที่เพิ่มขึ้น	74
ตารางที่ 5.8 ค่า IAE ของอนุหุมิในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 ที่เพิ่มขึ้น	78
ตารางที่ 5.9 ค่า IAE ของอนุหุมิในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2 ที่เพิ่มขึ้น	82
ตารางที่ 5.10 ค่า IAE ของอนุหุมิในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H ที่เพิ่มขึ้น	86
ตารางที่ 5.11 ค่า IAE ของอนุหุมิในกรณีที่มีความผิดพลาดของ U ที่เพิ่มขึ้น	91
ตารางที่ 5.12 ค่า IAS ในกรณีที่มีความผิดพลาดพร้อมของพารามิเตอร์ k_1, k_2, D H and U	95

สารบัญรูป

	หน้า
รูปที่ 3.1 แสดงหลักการของกระบวนการเชื้อแผ่น	20
รูปที่ 3.2 แสดงกลไกการละลาย การแพร่ในกระบวนการเพอร์เวพอร์ชัน	22
รูปที่ 3.3 ขั้นตอนการคำนวณของกาลมานฟิลเตอร์	27
รูปที่ 3.4 โครงสร้างการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ	30
รูปที่ 3.5 การหาค่าตัวแปรปรับล่วงหน้าจำนวน M ค่าในทำนาย P	31
รูปที่ 3.6 แผนภาพของการควบคุมโดยใช้ฟังก์ชันถ่ายโอนเป็นแบบจำลอง	34
รูปที่ 3.7 แผนภาพของการควบคุมโดยใช้ฟังก์ชันถ่ายโอนเป็นแบบจำลองพร้อมด้วยตัว สังเกต.....	34
รูปที่ 4.1 เครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวพอเรทีฟเมมเบรน	46
รูปที่ 4.2 กระบวนการควบคุมกระบวนการ ประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์ค่าลมาด	53
รูปที่ 4.3 แสดงขั้นตอนการประมาณค่าความร้อนที่เกิดขึ้น	54
รูปที่ 4.4 ขั้นตอนการคำนวณหาตัวแปรปรับของการจำลอง	59
รูปที่ 5.1 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์ที่ไม่มีการควบคุม ...	62
รูปที่ 5.2 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์ และภายในถังแจคเก็ตที่ไม่มีการควบคุม	62
รูปที่ 5.3 ความร้อนในการเกิดปฏิกิริยาที่ไม่มีการควบคุมกระบวนการ	63
รูปที่ 5.4 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์ที่ไม่มีการควบคุม กระบวนการของแบบจำลอง	64
รูปที่ 5.5 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ และภายในถังแจคเก็ตที่ไม่มีการ ควบคุมกระบวนการ	65
รูปที่ 5.6 การเปลี่ยนความเข้มข้นของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์ ณ อุณหภูมิที่เหมาะสม	66
รูปที่ 5.7 การประมาณค่าความร้อนของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น ในกรณีที่มีสัญญาณรบกวนเล็ก น้อย	68
รูปที่ 5.8 เปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการในกรณีที่ไม่มีความสัญญาณรบกวน	70
รูปที่ 5.9 เปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการในกรณีที่มีสัญญาณรบกวน $\pm 0.5K$	71
รูปที่ 5.10 เปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการในกรณีที่มีสัญญาณรบกวน $\pm 5K$	72

สารบัญรูป (ต่อ)

	หน้า
รูปที่ 5.11 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 เพิ่มขึ้น ร้อยละ 30	75
รูปที่ 5.12 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 เพิ่มขึ้น ร้อยละ 60	76
รูปที่ 5.13 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 เพิ่มขึ้น ร้อยละ 90	77
รูปที่ 5.14 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 เพิ่มขึ้น ร้อยละ 30	79
รูปที่ 5.15 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 เพิ่มขึ้น ร้อยละ 60	80
รูปที่ 5.16 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 เพิ่มขึ้น ร้อยละ 90	81
รูปที่ 5.17 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 30	83
รูปที่ 5.18 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 60	84
รูปที่ 5.19 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 90	85
รูปที่ 5.20 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H เพิ่มขึ้นร้อยละ 30	87
รูปที่ 5.21 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H เพิ่มขึ้นร้อยละ 60	88
รูปที่ 5.22 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H เพิ่มขึ้นร้อยละ 90	89
รูปที่ 5.23 ความร้อนที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H	90

สารบัญรูป (ต่อ)

	หน้า
รูปที่ 5.24 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความพลาดของ U เพิ่มขึ้น 30 %....	92
รูปที่ 5.25 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความพลาดของ U เพิ่มขึ้น 60 %....	93
รูปที่ 5.26 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความพลาดของ U เพิ่มขึ้น 90 %....	94
รูปที่ 5.27 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1, k_2 D H and U เพิ่มขึ้นร้อยละ 30.....	96
รูปที่ 5.24 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความพลาดของ U เพิ่มขึ้น 30 %....	92
รูปที่ 5.25 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความพลาดของ U เพิ่มขึ้น 60 %....	93
รูปที่ 5.26 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความพลาดของ U เพิ่มขึ้น 90 %....	94
รูปที่ 5.27 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1, k_2 D H and U เพิ่มขึ้นร้อยละ 30.....	96
รูปที่ 5.28 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1, k_2 D H and U เพิ่มขึ้นร้อยละ 60.....	97
รูปที่ 5.29 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1, k_2 D H and U เพิ่มขึ้นร้อยละ 90.....	98

คำอธิบายสัญลักษณ์

A	=	พื้นที่ผิวในการถ่ายเทความร้อน, (m ²)
b	=	ค่าคงที่ในการเกิดปฏิกิริยา
C_{cat}	=	ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา, g/l
C_i	=	ความเข้มข้นของสารประกอบ i , mol/l
$C_{i,0}$	=	ความเข้มข้นเริ่มต้นของสารประกอบ i , mol/l
C_{pi}	=	ค่าความจุความร้อนของสารประกอบ i , J/mol K
C_{pj}	=	ค่าความจุความร้อนของถังแจ็กเก็ต, J/g K
C_{pr}	=	ค่าความจุความร้อนของสารผสม, J/mol K
$e(t)$	=	ค่าความคลาดเคลื่อน
E	=	พลังงานกระตุ้นของการเกิดปฏิกิริยา
E_a	=	พลังงานกระตุ้นของการไหลผ่าน
G	=	เมตริกคงที่ของอินพุต
H	=	เมตริกคงที่ของตัวแปรปรับ
J_i	=	อัตราการไหลผ่านเมมเบรนของสารประกอบ, mol/m ² hr
k_0	=	ค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยา
k_1	=	ค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาแบบไปข้างหน้า
K_1	=	ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล
k_2	=	ค่าคงที่ของปฏิกิริยาแบบผันกลับ
K_2	=	ค่าพารามิเตอร์ในการปรับจูนการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล
K_c	=	proportional เกณฑ์ของการควบคุมแบบพีไอดี
M_i	=	มวลโมเลกุลของสาร i , g/mol
M_r	=	จำนวนโมลของสารผสม, mole
M_w	=	มวลโมเลกุลของน้ำ, g/mol

คำอธิบายสัญลักษณ์ (ต่อ)

P	=	เมตริกความแปรปรวน
$p(t)$	=	เอาต์พุตที่การควบคุม
P_0	=	ค่าคงที่คงที่ของการไหลผ่าน
Q	=	เมตริกความผิดพลาดของค่าเริ่มต้น
Q_r	=	ค่าความร้อนที่คายออกมาจากปฏิกิริยา, J/hr
Q_{re}	=	ค่าความร้อนที่ได้จากการประมาณ, J/hr
R_g	=	ค่าคงที่ของก๊าซ
R	=	เมตริกความผิดพลาดของการวัด
r_i	=	อัตราการเกิดปฏิกิริยา
S	=	พื้นที่หน้าตัดการไหลผ่าน, cm^2
S_{delv} , S_f	=	เมตริกการทำนายการควบคุมของ MPC ในอนาคต
S_u	=	เมตริกการทำนายการควบคุมของ MPC จากค่าตัวแปรปรับในปัจจุบัน
S_x	=	เมตริกการทำนายการควบคุมของ MPC จากค่าสแตทในปัจจุบัน
T	=	อุณหภูมิ, K
t_f	=	เวลาสิ้นสุดการดำเนินการ
T_j	=	อุณหภูมิภายในถังแจคเก็ต, K
T_{jsp}	=	อุณหภูมิเป้าหมายในถังแจคเก็ต, K
T_r	=	อุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์, K
u	=	ตัวแปรปรับ
U	=	ค่าคงที่การถ่ายเทความร้อน, $\text{J/m}^2 \text{ hr K}$
V	=	ปริมาตรของสารผสมในถังปฏิกรณ์, liter
V_j	=	ปริมาตรของถังแจคเก็ต, liter
x	=	ตัวแปรสแตท (x_1, x_2, \dots, x_n)
y	=	ค่าเอาต์พุตของแบบจำลองกระบวนการ

คำอธิบายสัญลักษณ์ (ต่อ)

ตัวอักษรกรีก

- t = ค่าคงที่ของเวลา
- t_D = ค่าคงที่ของเวลา derivative
- t_I = ค่าคงที่ของเวลา integral
- t_j = ค่าคงที่เวลาของแจคเก็ต
- DH = ผลต่างความร้อนของการเกิดปฏิกิริยา, J/mol
- r_i = ความหนาแน่นของสาร i , g/l
- r_j = ความหนาแน่นของของเหลวในแจคเก็ต, g/l
- r_w = ความหนาแน่นของน้ำ, g/l

ตัวย่ออักษร

- A = กระจอะซิติค
- B = บิวทานอล
- E = บิวทิวอะซิติค
- W = น้ำ
- j = ถังแจคเก็ตควบคุมอุณหภูมิ
- 0 = ค่าเริ่มต้น
- r = เครื่องปฏิกรณ์
- sp = ค่าเป้าหมาย

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาของงานวิจัย

ปัจจุบันนี้เทคโนโลยีเยื่อแผ่นเมมเบรน (Membrane) เข้ามามีบทบาทสำคัญกับอุตสาหกรรมเคมีในบ้านเรามาก เนื่องจากสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลายตามความต้องการเชิงการค้าในระดับอุตสาหกรรม โดยคุณสมบัติหลักในการใช้เยื่อแผ่น เมมเบรน คือ การควบคุมอัตราการซึมผ่านของสารที่ต้องการแยก โดยในการใช้งานสามารถแบ่งออกเป็น 4 ส่วนใหญ่ ๆ คือ ใช้ในการแยกโมเลกุล และอนุภาคผสม ใช้ในการควบคุมการป้อนสารบริสุทธิ์ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเยื่อแผ่น และอวัยวะเทียม หรือในการเก็บกักพลังงาน และใช้กับระบบการเปลี่ยนแปลงผลิตภัณฑ์ ในปัจจุบันมีผู้สนใจในการพัฒนาเป็นจำนวนมาก และยังมีทางเลือกเทคนิคในการใช้เยื่อแผ่นเมมเบรนกับกระบวนการที่ซับซ้อนมากยิ่งขึ้น ซึ่งทำให้สามารถทำได้ทั้งการแยกสาร และการทำให้สารประกอบบริสุทธิ์ขณะที่กระบวนการกำลังดำเนินอยู่ ทั้งยังสามารถรวมระบบที่เกิดปฏิกิริยากับการแยกสาร เข้าไว้ในกระบวนการเดียวกันได้ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการเกิดปฏิกิริยาให้ดียิ่งขึ้น และเมื่อไม่กี่ปีมานี้ เทคโนโลยีเยื่อแผ่นเมมเบรนได้ถูกนำมาใช้เป็นส่วนหนึ่งของกระบวนการแยกสาร ซึ่งนับวันยิ่งทวีความสำคัญในกระบวนการการเกิดปฏิกิริยาในเชิงวิศวกรรมเคมีมากขึ้น

กระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน (Esterification) จัดเป็นกระบวนการทางเคมีที่สำคัญสำหรับอุตสาหกรรมการผลิตสารอินทรีย์ และเคมีภัณฑ์ ซึ่งปฏิกิริยาที่ผันกลับได้ การเกิดเป็นผลิตภัณฑ์ ถูกข้อจำกัดทางสมดุลสถานะ ซึ่งการรวมกระบวนการเพอร์เวพอเรชัน (Pervaporation) กับการเกิดปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน (Esterification) จะสามารถทำการแยกน้ำ ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการออกจากของผสมในปฏิกิริยาที่เกิดได้โดยตรง และจะทำให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยทำการควบคุมปฏิกิริยาด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ (Batch Reactor) ซึ่งนิยมใช้กับผลิตภัณฑ์ที่มีการควบคุมได้ยาก และมีราคาสูง จากสาเหตุที่ต้องการจะเพิ่มประสิทธิภาพในการควบคุมให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่สูงขึ้น สำหรับกระบวนการที่มีความไม่เป็นเชิงเส้นสูง จึงได้ทำการศึกษาตัวควบคุมที่มี

ความซับซ้อนมากยิ่งขึ้น โดยใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ที่อาศัยการแบบจำลองทางคณิตศาสตร์มาใช้ในการทำนาย และควบคุมกระบวนการ

กล่าวโดยสรุป คือ ในงานวิจัยฉบับนี้ได้นำกระบวนการที่ทำการรวมเครื่องปฏิกรณ์แบบกะกับกระบวนการเพอร์เวพอเรชัน (Pervaporation) ที่ได้จากการค้นคว้าของ Liu และคณะ(2001) ซึ่งเป็นกระบวนการคายความร้อน และเป็นปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน (Esterification) แบบผันกลับได้ และใช้ถังแจ็กเก็ต (Jacket) ในการควบคุมอุณหภูมิในกระบวนการให้ได้ตามที่ต้องการ และนอกจากนี้ได้นำค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆ และค่าอุณหภูมิของระบบที่เหมาะสมมาใช้เป็นค่าเป้าหมาย และทำการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล (GMC) ที่มีการใส่ตัวประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์ด้วยตัวกรองคาลมาน (Kalman) จากงานวิจัยของอรลัดดา (2002) ในการควบคุมกระบวนการข้างต้น โดยจะทำการพัฒนาการควบคุมกระบวนการดังกล่าวด้วยการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองในการทำนายค่าตัวแปรปรับแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ที่มีการประมาณค่าสเตท ด้วยตัวกรองคาลมาน และทำการเปรียบเทียบผลการควบคุมกระบวนการกับการควบคุมแบบพีไอดี และแบบเจเนอริกโมเดล

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

- 1.2.1 ปรับปรุงแบบจำลองสำหรับเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวพอเรทีฟเมมเบรน
- 1.2.2 ทำการออกแบบการควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ
- 1.2.3 ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพกับตัวควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และการควบคุมแบบดั้งเดิม

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

- 1.3.1 ศึกษาเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ ที่มีการประยุกต์ใช้ร่วมกับกระบวนการแยกสาร แบบ เพอร์เวเพอร์ชันที่ได้มีการค้นคว้าไว้แล้ว โดยเป็นระบบที่คายความร้อน และเป็นปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชันที่สามารถผันกลับได้ และใช้ถังแจคเก็ต (Jacket) ในการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์
- 1.3.2 นำแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอร์ทีฟเมมเบรนที่ได้ ค้นคว้ามานำมาใช้ในการวิจัยต่อ
- 1.3.3 นำค่าอุณหภูมิที่ออฟไลน์แบบระบบปิด (off-line) ของงานวิจัยอรลัดดา (2002) มาใช้เป็นค่าเป้าหมายในการควบคุม
- 1.3.4 ใช้ตัวกรองคาลมาน เพื่อทำการประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์มาใช้ในการหา พลังงานความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา เพื่อใช้ในการใช้ควบคุมกระบวนการ
- 1.3.5 ใช้ตัวควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ร่วมกับตัวประมาณค่าคาลมาน
- 1.3.6 ทำการจำลองกระบวนการ และควบคุมปฏิกิริยาริยาที่เกิด ด้วยโปรแกรมเมทแลป

1.4 แผนงานวิจัย

- 1.4.1. ศึกษากระบวนการเมมเบรน กระบวนการเพอร์เวเพอร์ชัน และการเกิดปฏิกิริยา เอสเทอร์รีฟิเคชัน
- 1.4.2. ศึกษาการเขียนโปรแกรมเมทแลป และการใช้อุปกรณ์ช่วยต่าง ๆ
- 1.4.3. ศึกษาการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ และการใช้คาลมานฟิลเตอร์
- 1.4.4. ใช้คาลมานฟิลเตอร์ในการประมาณค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ไม่สามารถหาค่าได้
- 1.4.5. การเขียนโปรแกรมกระบวนการ และทำการควบคุมกระบวนการ
- 1.4.6. สรุปผลการจำลอง และทำการเปรียบเทียบผลการทดลอง
- 1.4.7. ทำการรวบรวมข้อมูลการจำลองเหตุการณ์ และจัดทำรายงานวิทยานิพนธ์

งานวิจัยฉบับนี้แบบออกเป็น 5 บท ดังนี้

- บทที่ 1** เป็นการแนะนำเบื้องต้นของงานวิจัยฉบับนี้ ซึ่งประกอบไปด้วยที่มาของมาวิจัย วัตถุประสงค์ ขอบเขตของงานวิจัย งานวิจัยสนับสนุน และแผนการทำงานวิจัย
- บทที่ 2** เป็นการนำเสนองานวิจัยที่ผ่านมา เกี่ยวกับเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน (Pervaporative Membrane) การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ และการคาลมานฟิลเตอร์
- บทที่ 3** จะแสดงทฤษฎีที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัยนี้ ซึ่งประกอบไปด้วย กระบวนการแยกสารด้วยเมมเบรน คาลมานฟิลเตอร์ และการควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟ
- บทที่ 4** จะเป็นการอธิบายผลการจำลองกระบวนการของเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน และแบบจำลองที่ใช้การออกแบบตัวควบคุมกระบวนการ และการประมาณค่าสเตต และพารามิเตอร์ด้วยตัวรอกคาลมาน
- บทที่ 5** แสดงผลการควบคุมกระบวนการด้วยการควบคุมแบบพีไอดี (PID) เจนเนอริกโมเดล (GMC) และ โมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) ในกรณีศึกษาต่าง ๆ และทำการเปรียบเทียบในแต่ละกรณี
- บทที่ 6** จะเป็นการสรุปสาระสำคัญทั้งหมดของงานวิจัยนี้ และนำเสนอแนวทางการวิจัยงานนี้ต่อไป

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 2

งานวิจัยที่ผ่านมา

2.1 เครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน

ปัจจุบันได้มีการนำเครื่องปฏิกรณ์เมมเบรนมาใช้ในงานวิจัยสาขาเทคนิคชีวภาพอย่างกว้างขวาง โดยเมมเบรนที่ใช้เป็นเยื่อที่มีรูขนาดเล็ก ซึ่งงานหลัก ๆ ใช้กับเอนไซม์ที่ไม่มีการเคลื่อนไหวใช้ในการแยกผลิตภัณฑ์ ในกระบวนการนำเอนไซม์กลับมาใช้ใหม่ และนำไปใช้เป็นตัวเร่งชีวภาพอื่น ๆ

แนวคิดในการใช้เพอร์เวเพอเรชันในการกำจัดผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการออกจากสารผสมที่เกิดปฏิกิริยาได้ถูกนำเสนอโดย Jennings และ Binnings (1960) โดยได้นำเสนอว่ากระบวนการเพอร์เวเพอเรชันที่มีการใช้เมมเบรนทำงาน และสามารถกำจัดน้ำออกจากสารละลายอินทรีย์ได้ดีเมื่อมีน้ำผสมอยู่ในสารละลายไม่สูง ดังนั้นปฏิกิริยาแบบผันกลับที่ได้น้ำเป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการ ควรจะมีค่าที่เหมาะสม

กระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาที่มีความสำคัญ ที่สามารถพบได้ทั่วไปในอุตสาหกรรมเคมี การประยุกต์ใช้เครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรชันเมมเบรนกับกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันมีความแตกต่างกับการรวมตัวของกลั่นที่มีการเกิดปฏิกิริยาภายใน กับกระบวนการเพอร์เวเพอเรชัน กล่าวคือ น้ำจะถูกกำจัดออกไปทั้งสายที่ออกบน และล่างหอ ส่วนเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรชันเมมเบรนจะสามารถกำจัดน้ำออกได้ในเวลาเดียวกับที่เกิดปฏิกิริยา ซึ่งได้มีการค้นคว้าปฏิกิริยาต่าง ๆ กับเครื่องปฏิกรณ์ดังกล่าวเป็นจำนวนมาก

Kita และคณะ (1987, 1988) และ Okamoto และคณะ (1993) ได้ใช้ Toluene Sulfonic Acid เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในการผลิตเอทิล โอลิเอต (Ethyl Oleate) จากกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันของ

กรดโอเลอิก และเอทานอล โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอร์เรชันเมมเบรน และพบว่าโพลีเมอร์เมมเบรนสามารถทำการเลือกผ่านสารได้มากที่สุด

กระบวนการเพอร์เวเพอร์เรชันสามารถใช้แยกบิวทานอลออกจากสารละลายน้ำ-บิวทานอล โดยใช้เยื่อที่ทำจากท่ออย่างซิลิโคน โดยงานวิจัยของนายชมพูนุท พิภพลาภอนันต์ (1994) ผลการทดลองแสดงว่าฟลักซ์ของบิวทานอลมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อความเข้มข้นของบิวทานอลในสารป้อน และอุณหภูมิสูงขึ้น และที่ความดันเพอร์มีเอทมีค่าลดลง ในขณะที่ฟลักซ์ของน้ำจะมีค่าค่อนข้างคงที่ในช่วงความเข้มข้นของสารป้อนที่ศึกษา ฟลักซ์ของน้ำมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิ และลดความดันเพอร์มีเอทลง

Zhu และคณะทีมงาน (1996) ได้ทำการศึกษาปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชันระหว่างกรดอะซิติก และเอทานอลในเครื่องเพอร์เวเพอร์เรชันเมมเบรนแบบต่อเนื่อง โดยใช้ Polymeric/Ceramic เมมเบรน ซึ่งช่วงของสภาวะที่ใช้ในการทดลอง ได้ทำการเก็บค่าการเปลี่ยนแปลงเป็นผลิตภัณฑ์ ซึ่งพบว่ามีความมากกว่าค่าสมดุลที่ได้จากการคำนวณ สำหรับการใส่เมมเบรนในการกำจัดน้ำออกจากระบบ

ศึกษาผลของการสกัดสารบาราคอลออกจากใบขี้เหล็ก และทำให้เข้มข้นขึ้นด้วยกระบวนการเพอร์เวเพอร์เรชัน ของนายพิชัย ตั้งศรีสำเร็จ (1997) จากผลการทดลองพบว่า ภาวะที่เหมาะสมในการสกัด และพบว่าเยื่อแผ่นมีสมรรถนะของการแยกเอทานอลได้ดีกว่า น้ำและสารบาราคอล ตามลำดับ ค่าการเลือกผ่านเอทานอลของเยื่อแผ่นมีค่าสูงกว่า ค่าการเลือกผ่านน้ำของเยื่อแผ่น สารละลายบาราคอลสามารถทำให้เข้มข้นขึ้นได้สูงสุด

กลไกการถ่ายโอนมวลของกระบวนการเพอร์เวเพอร์เรชันสำหรับระบบน้ำ-พอลิอะคริลิกแอซิด ของนายรัชพงศ์ ชูศรี (1999) ผลการศึกษาพบว่าเมื่อใช้เยื่อแผ่นที่อิมมัวด้วยสารป้อนในกระบวนการเพอร์เวปเพอร์เรชัน สามารถสมมุติได้ว่าการเปลี่ยนเฟสขึ้นที่ผิวด้านขาออกของเยื่อแผ่น แต่ถ้าใช้เยื่อแผ่นแห้งในการดำเนินกระบวนการเพอร์เวเพอร์เรชันควรพิจารณาว่าการเปลี่ยนเฟสขึ้นภายในเยื่อแผ่น

การศึกษาการใช้เยื่อแผ่นโพลีไวนิลแอลกอฮอล์ ในงานวิจัยของลลิตา อัครนโถ (2000) ซึ่งทำปฏิกิริยาโครมร่างตาข่ายกับกรดคลอโรติก เพื่อแยกน้ำออกจากสารสกัดหยาบจากใบชี่เหล็ก ด้วยกระบวนการเพอร์เวเพอเรชัน พบว่าเยื่อแผ่นมีความสามารถในการดูดซับน้ำและสารสกัดหยาบ ได้ดีกว่าสารละลายเอทานอล และพบว่าเมื่อมีปริมาณบาราคอล และสารบาราคอลเกิดการสลายตัวมากขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น นอกจากนี้ยังพบว่าเพอร์มิเอชันฟลักซ์ของน้ำมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อเพิ่มอุณหภูมิสายป้อน และลดความดันเพอร์มิเอต สารบาราคอลไม่สามารถซึมผ่านเยื่อแผ่นได้

การออฟติไมซ์ และควบคุมเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน ของนางสาวอรลัดดา มูลศาสตรสาทร (2002) จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่าอุณหภูมิเป็นปัจจัยหลักที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพของระบบ และอัตราการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งจากงานวิจัยพบว่า ผลที่ได้จากการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์ให้ผลการควบคุมที่ดี และมีความทนทานในสถานะที่มีความผิดพลาดของแบบจำลองกระบวนการ

ในงานวิจัยเครื่องเพอร์เวเพอเรชันเมมเบรนสำหรับกระบวนการสังเคราะห์ Ethyl tert-Butyl Ether ที่สถานะของเหลวจาก tert-Butyl Ether ที่สถานะของเหลวจาก tert-Butyl Alcohol และ Ethanol ของ W.Kiatkittipong, S.Assabumrungrat, P.Prasertdam และ S.Goto (2002) ในงานวิจัยได้ใช้ *b*-zeolite เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และใช้ PVA เมมเบรนในเครื่องปฏิกรณ์ การศึกษาอัตราการไหลของระบบสารผสมระหว่างน้ำ กับ EtOH แสดงให้เห็นว่าเมมเบรนทำงานอย่างมีประสิทธิภาพสำหรับการดึงน้ำออกจากระบบที่มีความเข้มข้นของน้ำที่ต่ำกว่า 62% และในการศึกษาเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรนได้ทำการทดลอง และทำการจำลองกระบวนการ โดยใช้ค่าพารามิเตอร์จากผลการทดลอง พบว่าสัดส่วนของโมลเริ่มต้นของ EtOH ต่อ TBA, สัดส่วนของพื้นที่หน้าตัดของเมมเบรนต่อโมลเริ่มต้นของ TBA, อุณหภูมิในการดำเนินการ อัตราการเลือกผ่านเมมเบรนมีผลกระทบต่อประสิทธิภาพการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์ การวิเคราะห์ค่าของอุณหภูมิที่เหมาะสมในการดำเนินกระบวนการทำให้ได้ผลผลิตที่มากที่สุด เนื่องจากผลกระทบจากการแข่งขันของอัตราการเกิดปฏิกิริยา และอัตราการใช้สารตั้งต้น

งานวิจัยของ W.Kiatkittipong, S.Assabumrungrat และ P.Prasertdam (2002) ได้ทำการสังเคราะห์ของ Ethyl tert-Butyl Ether จาก tert-Butyl Alcohol และ Ethanol โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ *b*-zeolite และใช้ PVA เมมเบรนในเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรชันเมมเบรน โดยพบว่าค่า

สัมประสิทธิ์การไหลผ่านเยื่อเมมเบรนของน้ำมีค่ามากกว่าสารอื่น นอกจากนี้ยังพบว่าจำนวนของ EtOH และสัดส่วนของพื้นที่ผิวเมมเบรนต่อมวลของการป้อนสารตั้งต้น (A/M) เป็นปัจจัยสำคัญของประสิทธิภาพการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์

การจำลองเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอร์ชันเมมเบรนสำหรับการสังเคราะห์กระบวนการในสถานะของเหลวของ ethyl tert-butyl ether จาก tert-butyl alcohol กับ ether โดยงานวิจัยของ S.Assabumrungrat, J.Phongpattha, P.Praserthdam, T.Tagawa และ S.Goto (2003) ได้ใช้ *b*-zeolite และ PVA เมมเบรน โดยใช้ข้อมูลต่าง ๆ จากผลการทดลองของเครื่องปฏิกรณ์แบบ Semi-batch ซึ่งในงานวิจัยได้เน้นไปที่การเปรียบเทียบประสิทธิภาพของเครื่องเพอร์เวเพอร์ชันเมมเบรน 2 แบบของเครื่องที่ดำเนินการแบบต่อเนื่อง โดยผลการวิจัยพบว่า CSTR มีประสิทธิภาพดีกว่าแบบ PFR เพียงช่วงเดียวของสถานะที่ดำเนินการกระบวนการ โดยได้รับผลิตภัณฑ์ ETBE สูง

การศึกษาทฤษฎีการสังเคราะห์ Methyl Acetate จาก Methol และ Acetic Acid ในเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอร์ชันเมมเบรนของผลกระทบบจากการไหลแบบต่อเนื่อง ของ S.Assabumrungrat, W.Kiatkittipong, P.Praserthdam และ S.Goto (2003) ในงานวิจัยได้ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอร์ชันเมมเบรน 2 แบบ ซึ่งมีเพียงช่วงเดียวของสถานการณ์ดำเนินการที่ CS-PVMR ดีกว่า PF-PVMR

2.2 การควบคุมด้วยโมเดลพรีดิกทีฟ

Richalet (1976) ได้พัฒนาอัลกอริทึม (Algorithm) การควบคุมแบบโมเดลฮิวริสติก (Model Predictive Heuristic Control, MPHIC) หรือโมเดลอัลกอริทึม (Model Algorithm Control, MAC) โดยใช้ซอฟต์แวร์ IDCOM แบบจำลองการตอบสนองเป็นแบบอิมพัลส์ของกระบวนการ เป็นเชิงเส้นในตัวแปรอินพุต และตัวแปรภายใน สามารถกำหนดสมรรถนะผ่านเกณฑ์การทำนายพฤติกรรมของเอาต์พุตของกระบวนการในอนาคตกำหนดโดยเส้นอ้างอิง (Reference Trajectory) สามารถรวมขอบเขตจำกัดต่าง ๆ เข้าไว้ในแบบจำลองสำหรับการควบคุม โดยมีการนำอัลกอริทึมการประยุกต์ใช้กับหน่วยของฟลูอิดคะตะไลติกแครกกิง (Fluid Catalytic Cracking Unit, FCCU) สำหรับการควบคุมอุณหภูมิของเทรย์ที่เป็นกุญแจสำคัญ (key tray) นอกจากนี้ยังมีการประยุกต์ใช้กับการผลิตพอลิไวนิลคลอไรด์ ที่มีขอบเขตจำกัดต่าง ๆ ในการดำเนินงาน

Grosdidier (1987) ได้ใช้อัลกอริทึมของควอดราติกโปรแกรม (Quadratic Program) แทนเทคนิคของการหาคำตอบโดยวิธีอิตอเรชัน (Iteration) ในการแก้ปัญหาการควบคุมที่บริษัทเชลล์

Cutler และ Ramaker (1979) ได้เสนอรายละเอียดของการควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ (Dynamic Matrix Control, DMC) โดย Prett และ Gillette (1979) ได้ประยุกต์ใช้ไดนามิกเมตริกซ์กับเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดคตะไลติกแครกกิ่ง อัลกอริทึมของการควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ใช้แบบจำลองของการตอบสนองแบบสแต็ปแบบเชิงเส้น พฤติกรรมของเอาต์พุตของกระบวนการในอนาคต ถูกกำหนดโดยความพยายามในการติดตามค่าเซ็ทพอยท์ให้ใกล้เคียงที่สุดเท่าที่จะเป็นไปได้ และค่าของอินพุตที่เหมาะสมสามารถคำนวณโดยการหาคำตอบของปัญหาการหาค่าที่น้อยที่สุดกำลังสอง ซึ่งได้นำไปประยุกต์ใช้ในการควบคุมอุณหภูมิของเตาหลอมโลหะ และพบว่ามีสมรรถนะในการควบคุมดีกว่าการควบคุมแบบพีไอดีธรรมดา ต่อใช้การควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์กับหน่วยของฟลูอิดคตะไลติก โดยส่วนของการอบดีไมซ์ขอบเขตจำกัดใช้เทคนิคการโปรแกรมเชิงเส้น (Linear Programming, LP) ต่อมา Prett และ Garcia (1988) ได้นำเสนออัลกอริทึมของการควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ ในรูปของแบบจำลองสเตตสเปซในเวลาดีสครีต เรียกว่าการควบคุมแบบสเตตสเปซไดนามิกเมตริกซ์ (State Space Dynamic Matrix Control, DMCss)

โดยสรุปอาจกล่าวได้ว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟรุ่นแรกมีอยู่ในอัลกอริทึมโมเดลอีเวนต์ดิกและไดนามิกเมตริกซ์ ซึ่งเป็นพื้นฐานในการออกแบบการควบคุมในอุตสาหกรรม ต่อมาวิศวกรของบริษัทเชลล์ได้พัฒนาอัลกอริทึมของการควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ ในรูปแบบควอดราติกโปรแกรม (Quadratic Program, QP) เรียกว่า ควอดราติกไดนามิกเมตริกซ์ (Quadratic Dynamic Matrix Control, QDMC) โดยขอบเขตจำกัดต่าง ๆ จะปรากฏอย่างชัดเจนในอัลกอริทึมสำหรับการควบคุม ซึ่งรูปแบบเหมือนกับการควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ แต่ต่างเพียงการคำนวณค่าอินพุตที่เหมาะสมเป็นผลเฉลยคำตอบของควอดราติกโปรแกรมเท่านั้น ซึ่ง Garcia ได้ประยุกต์ใช้กับเตาเผาไพโรไลซิส (Pyrolysis Furnace) ในการปรับความดันของก๊าซเชื้อเพลิงในเตาเผา

ต่อมาได้มีการพัฒนาเทคนิคการประมาณค่าสเททใช้ร่วมกับการควบคุม (1992) ได้ประยุกต์ใช้ควอดรติกไดนามิกเมตริกซ์ร่วมกับตัวกรองคาลมาน สำหรับการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์พอลิเมอร์เซชัน ซึ่งพบว่าควอดรติกไดนามิกเมตริกซ์แบบเชิงเส้นไม่สามารถใช้สำหรับกระบวนการที่ไม่มีเสถียรภาพของลูปเปิด (Open Loop) ได้

Garcia (1982) ได้เสนออัลกอริทึมการควบคุมแบบอินเทอนัลโมเดล กล่าวกันว่าการควบคุมแบบอินเทอนัลโมเดล ซึ่งเป็นการควบคุมสำหรับกระบวนการแบบเชิงเส้นที่มีตัวแปรเข้าออกตัวแปรเดียว (Single Input Single Output, SISO) หรือมีตัวแปรเข้าออกหลายตัวแปร (Multi Input Multi Output, MIMO) ในเบื้องต้นการควบคุมแบบอินเทอนัลโมเดล ถูกใช้ในการควบคุมระบบต่างๆ ที่มีเวลาหน่วง ต่อมา Clark พัฒนาอัลกอริทึมโมเดลเบสพรีดิกทีฟ (Model Based Predictive Control, MBPC) อัลกอริทึมที่ได้รับการยอมรับอย่างมาก คือ เจเนอไรซ์พรีดิกทีฟ (Generalize Predictive) ซึ่งสามารถระบบควบคุมได้ดีมีความทนทาน ลดการคำนวณผลตอบสนองของการควบคุม และสามารถแก้ไขปัญหาการควบคุมกระบวนการต่าง ๆ ที่ไม่มีเฟสต่ำสุด (non-minimum phase) และการควบคุมกระบวนการที่ไม่มีเสถียรภาพในลูปเปิดได้ประยุกต์ใช้กับกระบวนการแบบไม่เชิง 2 กระบวนการ คือ การควบคุมมอเตอร์ที่ใช้ขับเคลื่อนไม่และการควบคุมพีเอช โดยใช้แบบจำลอง

วิทยานิพนธ์ของสุรินทร์ทิพย์ ถาวรทวิวงษ์ (1995) ศึกษาการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ หรือ การควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ ซึ่งมีพื้นฐานของโมเดลแบบคอนโวลูชันดิสครีต อิมพลีเม้นท์บนเครื่องพีซีด้วยภาษาซี โดยนำมาประยุกต์ใช้กับระบบการผสมของเหลว ประกอบด้วย 2 อินพุต คือ น้ำร้อนและน้ำเย็น และ 2 เอาท์พุต คือ ระดับและอุณหภูมิของของเหลวในถัง ประเมินสมรรถนะของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ เปรียบเทียบกับตัวควบคุมแบบพีไอดีสำหรับระบบลูปเดี่ยว (ระดับหรืออุณหภูมิ) และระบบลูปหมู่ (ระดับและอุณหภูมิ) พบว่า มี 9 กรณีที่ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ให้ผลการควบคุมที่ดีกว่าตัวควบคุมแบบพีไอดี ในขณะที่อีก 3 กรณีให้ผลการควบคุมใกล้เคียงกัน นอกจากนี้ ยังได้ทำการตรวจสอบความรอบัสด์ของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟรุ่นต่อมา Qin (1997) ได้พัฒนามาใช้แบบจำลองแบบไม่เชิงเส้น (nonlinear model) เรียกว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟแบบไม่เชิงเส้น (Nonlinear Model Predictive Control, NMPC) โดยสามารถควบคุมโดยใช้ออฟเจ็คทีฟฟังก์ชัน (Objective Function) ได้มากกว่าหนึ่งฟังก์ชัน ซึ่งคำตอบหาได้ยากขึ้น การคำนวณแอกชันของการควบคุมทำได้ โดยการแก้ปัญหาออปติไมเซชันออนไลน์ โดยใช้แบบจำลองแบบไม่เชิงเส้นในการทำนายเอาต์พุตในอนาคต

การแก้ปัญหาโมเดลพรีดิกทีฟแบบไม่เชิงเส้นประสบความสำเร็จในการทดสอบ และประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมจำนวนมาก โดยบริษัทอีสแมนโกดัก (Eastman Kodak) ได้นำไปประยุกต์ใช้กับเครื่องปฏิกรณ์เคมีผสมโลหะด้วยวิธีทางไฟฟ้าแบบเบคซ์ Arkun และ Zafiriou (1989) ได้ประยุกต์ใช้อัลกอริทึมของ Bequette (1991) ร่วมกับตัวประมาณค่าตัวกรองคาลมานแบบยืดขยาย (Extended Kalman filter) โดยใช้ซอฟต์แวร์ เพื่อปรับปรุงสมรรถนะของระบบการควบคุมกระบวนการที่มีไดนามิกส์ช้า และไม่มีเสถียรภาพในรูปเปิด

งานวิจัยของนายวิบูลย์ ธรรมทินโน (1996) การศึกษาผลของสัญญาณรบกวนที่เกิดขึ้นกับระบบ และความคลาดเคลื่อนเนื่องจากการวัดทั้งแบบที่เป็นชนิดขาวแบบเกาส์ และชนิดสีแบบเกาส์ ระหว่างตัวควบคุมพีชชีชนิดที่มีการปรับตัวและตัวชดเชยที่ใช้ตัวกรองคาลมาน โดยทดสอบกับเพนดูลัมผกผัน ผลการทดสอบด้วยแบบจำลองโดยใช้คอมพิวเตอร์ พบว่าตัวควบคุมพีชชีชนิดที่มีการปรับตัวสามารถลดผลของสัญญาณรบกวนที่เกิดขึ้นกับระบบ และความคลาดเคลื่อนเนื่องจากการวัดทั้งแบบที่เป็นชนิดขาวแบบเกาส์ และชนิดสีแบบเกาส์ได้ดีกว่าตัวชดเชยที่มีตัวกรองคาลมาน แม้ว่าสัญญาณรบกวนที่เข้าสู่ระบบ จะมีค่าความแปรปรวนเปลี่ยนไปจากที่กำหนดไว้ในการออกแบบตัวกรองคาลมาน หรือใช้ในการเรียนรู้ตัวควบคุมพีชชีชนิดที่มีการปรับตัว นอกจากนี้ตัวควบคุมพีชชีชนิดที่มีการปรับตัวยังสามารถลดผลของสัญญาณรบกวนได้ดี เมื่อแบบจำลองระบบมีความไม่เชิงเส้น ในขณะที่ความสามารถในการลดผลของสัญญาณรบกวนของตัวกรองคาลมานลดลง

ศราวุธ (1998) ทำการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟ สำหรับการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบเบคซ์ที่มีปฏิกิริยาคายความร้อน โดยเปรียบเทียบกับเจนเนอริกโมเดล ผลการวิจัยพบว่าการควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์ สำหรับ

ประมาณค่าความร้อนของปฏิกิริยา ให้ผลการควบคุมควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ได้ดีกว่า เจนเนอริกโมเดล รวมทั้งในกรณีมีความผิดพลาดของค่าคงที่พารามิเตอร์ และของกระบวนการ ได้ แก่ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน มวลรวมในเครื่องปฏิกรณ์ อัตราการเกิดปฏิกิริยา และความร้อนของปฏิกิริยา โดยโมเดลพรีดิกทีฟสามารถปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้อย่างรวดเร็วกว่า

งานวิจัยของนางสาวนารัตน์ ดวงวัง (1999) โดยวิจัยการควบคุมค่าพีเอชในโรงงานอุตสาหกรรมเคมีหลายประเภทที่มีการใช้กรดแก่ด้วยการควบคุมแบบจำลองกระบวนการ ได้นำมาใช้ ในการควบคุมค่าพีเอชของน้ำเสีย งานวิจัยนี้ได้เสนอการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสแตต ซึ่งเป็นหนึ่งในตัวควบคุมแบบจำลองในการควบคุมค่าพีเอชของน้ำเสียของโรงงานเหล็กกรีตเย็น นอกจากนี้ตัวกรองคาลมานถูกนำมาใช้ร่วมกับสมการของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสแตต เพื่อ ประมาณค่าพารามิเตอร์ที่ไม่ทราบค่าหรือไม่แน่นอนบนโปรแกรมเม็ทแเล็บ ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่า การควบคุมแบบป้อนกลับสแตตนั้นสามารถนำไปควบคุมตัวแปรขาออกหลายตัว และให้ สมรรถนะดีกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับตัวควบคุมแบบพีไอดี ในกรณีที่มีตัวรบกวนเป็นอัตราไหล และความเข้มข้นของน้ำเสีย และกรด นอกจากนี้การใช้ตัวกรองคาลมานในสมการของการควบคุมแบบป้อนกลับสแตต สามารถเพิ่มสมรรถนะของตัวควบคุมแบบป้อนกลับสแตตในกรณีของตัวแปรวัดมีความสัญญาณรบกวน

Loeblein และ Perkins (1999) ประยุกต์ใช้การควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟ สำหรับการปรับปรุง การควบคุมและการอปติไมซ์หน่วยฟลูอิดคตะไลติกของโรงงานแยกแก๊ส ซึ่งมีตัวแปรรบกวน และความไม่แน่นอนของพารามิเตอร์มีผลต่อการการอปติไมซ์กระบวนการ ที่จุดปฏิบัติการ เช่น ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน คุณภาพอะคะตะลิสต์ (Catalyst) คุณภาพของอัตราไหลสายป้อน และความต้องการของตลาดเป็นต้น โดยเมื่อตัวแปรรบกวนเข้ามารบกวนในกระบวนการกระบวนการก่อนที่จะมีการอปติไมซ์ โมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับคาลมานจะทำการอปติไมซ์และทำการ ปรับปรุงการควบคุมเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงตัวแปรรบกวน แบบจำลองของกระบวนการที่ใช้อยู่ใน รูปสเตตสเปซ การแก้สมการหาผลเฉลยในรูปแบบโปรแกรมควอดราติก

ปริญญพร (1999) ประยุกต์ใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์ ในการควบคุมอุณหภูมิ และความเข้มข้นสำหรับเครื่องปฏิกรณ์เคมีถึงกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิกิริยา

คายความร้อนอันดับหนึ่ง ซึ่งแสดงพฤติกรรมที่มีความไม่เป็นเชิงเส้นสูง พบว่าตัวควบคุมมีสมรรถนะในการควบคุมดี และสามารถมีเสถียรภาพของระบบสูงภายใต้ขอบเขตจำกัดต่าง ๆ ของการดำเนินการเช่น เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงตัวแปรกระบวนการ การติดตามเซตพอยซ์ และในการควบคุมเมื่อมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ และของกระบวนการ ทั้งในกรณีที่มีความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ และกรณีที่มีหลายสภาวะคงตัว

งานวิจัยของ สุพัตรา ทองมีสี (2000) เรื่องการใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์ สำหรับการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบแบตช์ของกระบวนการ polymerization จากผลการจำลองพบว่าระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับตัวกรองคาลมานสามารถควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์เคมีพอลิเมอร์แบบแบตช์ได้อย่างดี และมีประสิทธิภาพเหนือกว่าการควบคุมเงินเนอริกโมเดลร่วมกับตัวกรองคาลมาน ทั้งในกรณีปกติ และกรณีที่มีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลอง และกระบวนการอันได้แก่ การลดลงของค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน การเพิ่มขึ้นของความเข้มข้นของโมโนเมอร์ การลดลงของอัตราการผลิตปฏิกิริยา และการเพิ่มขึ้นของค่าความร้อนของปฏิกิริยา

งานวิจัยของนาย อนุพัฒน์ วรดิถี (2000) ได้นำเสนอการประยุกต์การควบคุมด้วยแบบจำลองเงินเนอริกสำหรับการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ถึงกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิกิริยาคายความร้อนอันดับหนึ่งแบบผันกลับได้ ซึ่งแสดงพฤติกรรมที่มีความไม่เป็นเชิงเส้นสูง และเครื่องปฏิกรณ์ถึงกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิกิริยาคายความร้อนอันดับหนึ่งแบบผันกลับไม่ได้ ซึ่งจากผลการจำลองระบบควบคุมได้แสดงให้เห็นว่าเครื่องควบคุมด้วยแบบจำลองเงินเนอริกที่ใช้ร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์ให้สมรรถนะ และความทนทานที่ดีกว่าเครื่องควบคุมแบบพีไอดีในการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ถึงกวนแบบต่อเนื่องทั้งในกรณีที่มีการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรกระบวนการ และกรณีที่มีการเปลี่ยนแปลงค่าเป้าหมายในการควบคุม และเครื่องควบคุมยังให้สมรรถนะในการควบคุมที่ดีในกรณีที่มีความผิดพลาดของแบบจำลอง/กระบวนการที่ทำการควบคุม

การประยุกต์ใช้การควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟ ร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์ สำหรับเครื่องปฏิกรณ์แยกกัมมะถันแบบต่อเนื่องในงานวิจัยของนายสมบูรณ์ พัฒนาวิจิตร (2002) โดยในการสร้างตัวควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟ ตัวประมาณค่าตัวกรองคาลมานได้ถูกนำมาใช้ร่วมกับอัลกอริธึมโมเดลพรีดิก

ทีฟ เพื่อประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์ที่ไม่ทราบค่า จากผลการจำลองพบว่าระบบควบคุม โมเดลพรีดิกทีฟทำงานได้ดีกว่าแบบเจนเนอริกโมเดล ยิ่งไปกว่านั้นตัวประมาณค่ากัมมะถัน ซึ่งถูกแก้ไขโดยผลจากห้องทดลองเป็นระยะ ๆ ก็ช่วยซึมซับค่าความผิดพลาดจากแบบจำลอง จากการที่ ปริมาณกัมมะถันในสายป้อน หรืออัตราการเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนแปลงไป

การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสำหรับเครื่องแยกแบบเยื่อแผ่นอัลตราฟิลเตรชัน ที่มี การไหลแบบขวางของของแข็ง และของเหลว ซึ่งเป็นงานวิจัยของนางสาววีรวรรณ วิรัชพิเชษฐกุล (2002) สำหรับการแยกน้ำมันจากน้ำ โดยผลการจำลองพบว่าตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะให้ ผลการควบคุมที่ดีที่สุด เมื่อเทียบกับตัวควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และตัวควบคุมแบบดั้งเดิม ทั้งนี้ตัวควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับตัวกรองคาลมานมีความทนทานสูง และสามารถควบคุม ค่าฟลักซ์ในระบบการแยกเยื่อแผ่นชนิดอัลตราฟิลเตรชันได้ดี

งานวิจัยของนายอมรชัย อภรณ์วิชานพ (2002) เสนอการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเพื่อ ควบคุมเครื่องปฏิกรณ์แบบทริกเกิลเบด ซึ่งเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันแบบมีตัวเร่งปฏิกิริยาของไฟ โรไลซิสแก๊สโซลีน ผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟให้สมรรถนะ การควบคุมที่ดีกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับตัวควบคุมแบบพีไอดี นอกจากการประยุกต์ใช้เทคนิคการ ควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟกับเครื่องปฏิกรณ์แบบทริกเกิลเบดแล้ว งานวิจัยนี้ยังศึกษาสมรรถนะ ของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในการควบคุมเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะ และแบบต่อเนื่อง ใน กรณีของเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟได้นำไปใช้เพื่อปรับปรุงการ ดำเนินการโดยการปรับตัวเซตพอยท์ของอุณหภูมิที่เหมาะสมแบบออนไลน์ ในกรณีเครื่องปฏิกรณ์ แบบต่อเนื่อง การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟได้นำไปใช้ในการควบคุมความเข้มข้นของผลิต ภัณฑ์ ผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถนำไปใช้ในการควบคุม และปรับปรุงประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์ทั้งสองแบบได้ดี

งานวิจัยของนาย อธิป ถายานวัตร (2002)ในงานวิจัยได้ทำการสร้างชุดทดลอง และตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สำหรับควบคุมระดับของเหลวแบบเฉลี่ยซึ่งมักใช้เป็นถังพักที่เชื่อม ระหว่างหน่วยปฏิบัติการ เพื่อวัตถุประสงค์ทำให้การเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลเป็นไปได้ง่าย

ราบรื่น ซึ่งสรุปได้ว่าการควบคุมของตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถทำงานได้เป็นไปตามแนวทางที่ต้องการเป็นอย่างดี และทำการเปรียบเทียบกับตัวควบคุมแบบพี และพีไอ

งานวิจัยของนาย เอกชัย แซ่ฉั่ว (2003) ในการควบคุมกระบวนการเตรียมผ้าแบบต่อเนื่อง โดยตัวควบคุมแบบเอ็มพีซี ซึ่งทำการศึกษการเตรียมผ้าในขั้นตอนเดียว รวมถึงขั้นตอนการล้างที่ผ้า และน้ำไหลสวนทางกัน แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของระบบนี้ได้รับการพัฒนาขึ้นบนพื้นฐานของการควบคุมและการควบพลังงาน และใช้การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับตัวกรองคาลมานต์เป็นเพื่อช่วยควบคุมอุณหภูมิให้เข้าสู่ค่าเป้าหมายที่ต้องการ จากผลการจำลองพบว่า การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับตัวกรองคาลมานต์ให้ผลการควบคุมที่ดี และมีความทนทานในสถานะที่ค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการมีความผิดพลาด

2.3 คาลมานฟิลเตอร์ (Kalman Filter)

ในการศึกษากระบวนการต่าง ๆ ในอุตสาหกรรม จำเป็นที่จะต้องรู้ข้อมูล และค่าวัดต่าง ๆ เพื่อนำไปใช้ในการวิเคราะห์ แต่ในความเป็นจริงมีค่าต่าง ๆ ในกระบวนการที่ไม่สามารถทราบได้ หรือไม่สามารถที่จะได้ค่าที่ถูกต้องตามความต้องการ เนื่องจากอาจมีสัญญาณรบกวนในการวัดค่า หรือการที่เครื่องมือต่าง ๆ มีความผิดพลาดในการวัด จึงได้มีความพยายามในการนำตัวประมาณค่ามาใช้ในการประมาณค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆ ซึ่ง คาลมานฟิลเตอร์ ก็เป็นทางเลือกทางหนึ่งที่นิยมนำมาใช้ในการแก้ปัญหาเหล่านี้

Halmilton และ Seborg (1973) แสดงให้เห็นว่า ข้อเด่นของคาลมานที่เหนือตัวกรองเอกซ์โพเนนเชียลคือ สามารถประมาณค่าตัวแปรสเตทได้ดี แม้ในกรณีที่มีการรบกวนของสัญญาณการวัดและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองกระบวนการก็ตาม และประสิทธิภาพของตัวกรองคาลมานจะขึ้นกับความถูกต้องของกระบวนการ และค่าน้ำหนักของเมตริกซ์

Lee และ Sullivan (1988) เสนอการควบคุมเจนเนอริกโมเดล (Generic Model Control, GMC) ซึ่งใช้แบบจำลองแบบไม่เชิงเส้นในตัวควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลได้โดยตรง เพื่อที่จะ

กำหนดผลการตอบสนองที่ต้องการได้ ดังนั้นแบบจำลองที่ใช้จึงไม่จำเป็นต้องทำให้เป็นเชิงเส้นก่อน สำหรับการปรับเครื่องควบคุมนั้นทำได้โดยการปรับจูนค่าพารามิเตอร์เพียง 2 ค่าเพื่อให้ได้ค่าการตอบสนองของระบบที่ต้องการ ต่อมา Cott และ Macchietto (1989) ประยุกต์ใช้เจนนোরิกโมเดลของ Lee และ Sullivan ในการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบแบตช์ที่มีปฏิกิริยาคายความร้อน (Exothermic Batch Reactor) ร่วมกับการประมาณค่าความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาของ Jutan และ Uppal (1984) ซึ่งตัวกรองเอกซ์โพเนนเชียล ผลการควบคุมพบว่าสามารถควบคุมอุณหภูมิของกระบวนการนี้ได้อย่างดี แต่เทคนิคการประมาณค่าความร้อนยังไม่ดีนัก ต่อมา มีผู้เสนอเทคนิคการประมาณค่าความร้อนที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาโดยตัวกรองคาลมาน (Kalman Filter) ซึ่งถูกใช้ในงานวิจัยของ Bonvin และ Valliere (1989) และ Kershenbaum และ Kittisupakorn (1994) พบว่าค่าความร้อนที่ประมาณได้ใกล้เคียงกับความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

Bonvin (1989) เสนอการใช้ตัวประมาณค่าสเทท และพารามิเตอร์ ชนิดตัวกรองคาลมานแบบไม่เชิงเส้น สำหรับการประมาณค่าความร้อนในเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบแบตช์ ที่มีการเกิดปฏิกิริยาคายความร้อน เนื่องมาจากระบบไม่มีสถานะคงตัว นอกจากนี้ยังมีการศึกษาผลของควมว่องไวในกรณีที่มีการรบกวนของสัญญาณการวัด

Lee และ Sullivan (1989) ประยุกต์ใช้เจนนোরิกโมเดลในการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบแบตช์ที่มีปฏิกิริยาคายความร้อน (Exothermic Batch Reactor) ร่วมกับการประมาณค่าความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาของ Jutan และ Uppal (1984) ตัวกรองเอกซ์โพเนนเชียล ผลการควบคุมสามารถควบคุมอุณหภูมิของกระบวนการนี้ได้อย่างดี แต่เทคนิคการประมาณค่าความร้อนยังไม่ดีนัก ต่อมา มีผู้เสนอเทคนิคการประมาณค่าความร้อนที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาโดยตัวกรองคาลมาน (Kalman Filter) ซึ่งถูกใช้ในงานวิจัยของ Bonvin (1989) และ Kershenbaum และ Kittisupakorn (1994) พบว่าสามารถประมาณได้ใกล้เคียงกับความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

Myers และ Luecke (1991) ได้อธิบาย และแสดงถึงแนวความคิดใหม่ซึ่งมีประสิทธิภาพในการใช้คาลมานฟิลเตอร์ ในการแก้สมการนำระบบไดนามิกที่มีการทำงานอย่างต่อเนื่อง ด้วยการวัดแบบแยกส่วน (Discrete) ซึ่งมีวิธีนี้มีความแม่นยำ และมีประสิทธิภาพมาก

Tan และทีมงาน (1991) ได้ใช้วิธีการประมาณค่า 2 แบบ คือ Extended Kalman Filter (EKF) และ Iterative Extended Kalman Filter (IEKF) กับระบบตัวที่แปรที่ไม่เป็นเชิงเส้น และไม่สามารถวัดค่าตัวแปรสเตตได้ในกระบวนการหมัก ซึ่งจากผลการทดลองปรากฏว่าวิธีการประมาณค่าที่นำมาใช้ประสบผลสำเร็จ

สราวุธ (1998) ได้ทำการศึกษาเกี่ยวกับอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน และทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพระหว่างตัวควบคุมแบบ MPC และ GMC ซึ่งตัวควบคุมทั้งหมดจำเป็นต้องอาศัยค่าที่ได้จากการวัด และค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆ

งานวิจัยของนายสงค์ บำรุงวงศ์ดี (1998) มีวัตถุประสงค์ คือ เพื่อออกแบบ และพัฒนาซอฟต์แวร์สำหรับการประมาณค่าสเตต และพารามิเตอร์ด้วยขั้นตอนวิธีตัวกรองคาลมาน โปรแกรม kSTAPEN เป็นโปรแกรมที่ถูกเขียนขึ้นด้วยภาษา Borland C++ ซึ่งผลการจำลองพบว่าโปรแกรม kSTAPEN สามารถประมาณค่าได้ผลเป็นที่น่าพอใจสำหรับทุก ๆ กรณีที่ทดสอบ และสามารถนำมาใช้เป็นตัวช่วยในการประยุกต์ใช้การประมาณค่าสเตต และพารามิเตอร์ได้

การควบคุมกระบวนการเชิงเส้นสำหรับค่าความเป็นกรดต่างของกระบวนการบำบัดน้ำเสียของนาย นันทนา ศิริพันธ์ (2000) งานวิจัยนี้ได้ทำการออกแบบการควบคุมแบบโกลบอลลิลิเนียร์โรซึ่งร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์แบบยัดขยาย เพื่อควบคุมพีเอชของกระบวนการบำบัดน้ำเสียซึ่งเป็นส่วนหนึ่งของโรงงานชุบโลหะด้วยไฟฟ้า เมื่อนำผลการควบคุมมาเปรียบเทียบกับพบว่าการควบคุมแบบโกลบอลลิลิเนียร์โรซึ่งร่วมกับคาลมานฟิลเตอร์ให้สมรรถนะการควบคุม ซึ่งใกล้เคียงกับการควบคุมแบบพีไอดีในกรณีที่สภาวะปกติ และให้สมรรถนะ และความทนทานดีกว่าในกรณีที่มีการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรกระบวนการ และมีความผิดพลาดของแบบจำลองของกระบวนการ

การออกแบบ และพัฒนาซอฟต์แวร์ขั้นตอนวิธีตัวกรองคาลมานสำหรับกระบวนการเคมีโดยนายวิรุทธ เลิศบำรุงสุข (2000) ได้ออกแบบซอฟต์แวร์ชิ้นแรก คือ kSTAPEN+ ซึ่งเป็นซอฟต์แวร์เพื่อใช้สำหรับฝึกการใช้งานตัวกรองคาลมาน ซอฟต์แวร์ชิ้นที่สอง คือ ซอฟต์แวร์คอมโพเนนท์ kSTAPEN-C ในซอฟต์แวร์ kSTAPEN+ ผู้ใช้สามารถกำหนดระบบที่ต้องการศึกษาด้วยตนเอง และเลือกค่าสเตต และพารามิเตอร์ที่ต้องการประมาณได้ ในงานวิจัยได้ทำการทดสอบ

ซอฟต์แวร์ kSTAPEN+ กับเครื่องปฏิกรณ์คายความร้อนแบบเบทซ์ จากนั้นได้ทำการเทียบผลการจำลองที่ได้กับผลการจำลองที่เขียนขึ้นด้วย Matlab ซึ่งพบว่าได้ผลที่ใกล้เคียงกัน นอกจากนี้ ยังได้ทำการทดสอบซอฟต์แวร์ kSTAPEN+ กับระบบอื่น ๆ เพิ่มเติม คือ เครื่องให้ความร้อน เครื่องปฏิกรณ์ถังกวนแบบต่อเนื่อง และเครื่องป้อนสารขนาดเล็ก ในส่วนของซอฟต์แวร์ kSTAPEN-C เป็นคอมพิวเตอร์ที่ได้พัฒนาโดยใช้เทคโนโลยีของคอม จึงทำให้สามารถใช้คอมพิวเตอร์นี้ร่วมกับคอมพิวเตอร์ที่สนับสนุนการใช้งานคอม เช่น บอร์ดแลคเคิลไฟ วิชาลเบสิก เป็น ในงานวิจัยได้ทดสอบคอมพิวเตอร์ kSTAPEN-C กับบอร์ดแลคเคิลไฟ และวิชาลเบสิก เมื่อเปรียบเทียบผลการประมาณที่ได้กับผลที่ได้จาก kSTAPEN+ พบว่าได้ผลที่เท่ากัน

การควบคุมกระบวนการของเครื่องปฏิกรณ์ ในการผลิตเอทานอลโดยใช้การควบคุมแบบจีเอ็มซี ของนาย ฌรงค์ ดวงเกต (2002) ในงานวิจัยนี้ได้นำเสนอการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบเจนเนริกโมเดล กับกระบวนการผลิตเอทานอล โดยเปรียบเทียบกับการควบคุมแบบพีไอดี ร่วมกับการใช้งานตัวประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์ โดยอาศัยดัชนีชี้วัด คือ ค่าไอเอเอสอี เพื่อเป็นการศึกษาสมรรถนะของตัวควบคุมทั้งสองแบบ เมื่อเกิดความคลาดเคลื่อนของแบบจำลองกับกระบวนการจริง ที่สภาวะปกติผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าสมรรถนะในการควบคุมแบบเจนเนริกโมเดลร่วมกับตัวประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์ ให้สมรรถนะที่ดีกว่าการควบคุมแบบพีไอดี

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 3

ทฤษฎี

กระบวนการแยกสารด้วยเยื่อแผ่นมีมากมายหลายชนิด ด้วยความแตกต่างทางโครงสร้างต่าง ๆ และตามข้อได้เปรียบทางด้านโครงสร้างที่สามารถใช้เสริม หรือช่วยในกระบวนการที่เกิดปฏิกิริยา เพื่อให้ได้รับประสิทธิภาพที่สูงขึ้นกว่ากระบวนการธรรมดา ในปี ค.ศ. 1970 ได้มีการสร้างเครื่องปฏิกรณ์ที่มีการใช้เยื่อแผ่นในการแยกสาร และมีการใช้ประโยชน์ในวงกว้างไม่ว่าจะเป็นในสาขาชีวเคมี สาขาเคมี สาขาสิ่งแวดล้อม และสาขาปิโตรเลียม เป็นต้น

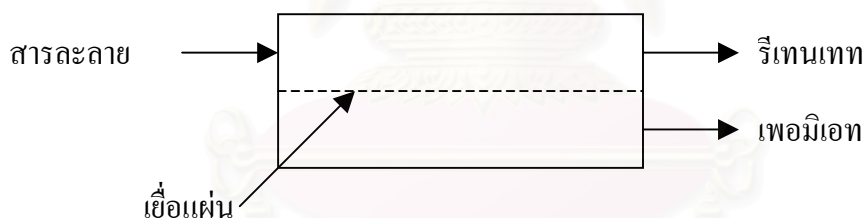
ในบทนี้จะนำเสนอความรู้พื้นฐานที่จำเป็นสำหรับกระบวนการแยกสารด้วยเยื่อแผ่น การควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) และการใช้ตัวประมาณค่าสเตต และพารามิเตอร์ตัวกรองคาลมาน รวมทั้งความรู้พื้นฐานด้านเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน โดยมีรายละเอียด ดังนี้

3.1 กระบวนการเยื่อแผ่น

กระบวนการเยื่อแผ่นสังเคราะห์ เป็นกระบวนการที่ใช้เยื่อแผ่นเพื่อแยกสาร หรือเพิ่มความเข้มข้น หรือทำสารให้บริสุทธิ์ สำหรับสารละลาย หรือก๊าซผสม กระบวนการเยื่อแผ่นสังเคราะห์ถูกค้นพบมานานกว่า 30 ปีแล้ว และมีพัฒนาขึ้นมาเป็นลำดับ จนปัจจุบันนี้มีการใช้กระบวนการเยื่อแผ่นสังเคราะห์หลายกระบวนการในอุตสาหกรรมต่าง ๆ โดยอาจนำไปใช้แทนกระบวนการแยกธรรมดา หรือใช้เสริมในกระบวนการเดิม โดยมีหลักการสำคัญของกระบวนการเยื่อแผ่นสังเคราะห์คือ จะต้องมีความดันที่ทำให้สารละลายไหลผ่านเยื่อแผ่น และเกิดการแยก เช่น ผลต่างของความเข้มข้น หรือผลต่างของความดัน เยื่อแผ่นที่ใช้งานอยู่ทั้งหมด กล่าวได้ว่าเป็นเยื่อแผ่นที่มีการสังเคราะห์หรือผลิตขึ้น หรือไม่ใช่เยื่อแผ่นจากธรรมชาติ ถ้าจะให้คำจำกัดความ อาจอธิบายได้ว่า เยื่อแผ่นคือตัวกลางซึ่งอาจเป็นฟิล์มบาง ๆ หรือหยดขนาดเล็กมาก ๆ ที่ทำหน้าที่กั้นระหว่าง 2 เฟส โดยทั่ว ๆ

ไปเยื่อแผ่นเป็นฟิล์มที่เป็นของแข็ง และอาจเป็นของเหลวลักษณะที่สำคัญที่สุดของเยื่อแผ่น คือ มีคุณสมบัติในการเลือกผ่านสารหนึ่ง มากกว่าสารอื่น (Semi-Permeate/ Permselective membrane) การเลือกผ่านสารเป็นผลมาจากโครงสร้างทางเคมี หรือทางกายภาพ ซึ่งอาจพิจารณาได้จากการมี Affinity ของเยื่อแผ่นต่อสาร นั้น ๆ หรือจากขนาดของรูพรุน หรือจากการมีประจุของเยื่อแผ่น เป็นต้น

กระบวนการเยื่อแผ่นทั้งหมดที่ได้มีการพัฒนาขึ้น จำแนกตามหลักการของแรงขับเคลื่อน เช่น ความเข้มข้น ความดัน และความต่างศักย์ โดยสารที่ผ่าน หรือถูกกักกันโดยเยื่อแผ่น รูปทั่วไปของกระบวนการเยื่อแผ่นอาจพิจารณาจากรูป 3.1 ซึ่งสารละลายที่ป้อนไหลผ่านเยื่อแผ่นโดยแรงขับเคลื่อน สารละลายส่วนที่สามารถผ่านเยื่อแผ่นได้ คือ เพอมีเอท (Permeate) และส่วนที่ไม่สามารถผ่านได้ คือ รีเทนเทท (Retentate หรือ Concentrate) ตัวแปรสำคัญที่แสดงความสามารถในการแยก คือ อัตราการไหลผ่านเยื่อแผ่น หรือฟลักซ์ของ เพอมีเอท ซึ่งอาจมีหน่วยเป็นปริมาตร หรือน้ำหนัก หรือโมลของเพอมีเอท ต่อเวลา ต่อหน่วยพื้นที่เยื่อแผ่น



รูปที่ 3.1 แสดงหลักการของกระบวนการเยื่อแผ่น

3.2 กระบวนการเพอร์เวเพอเรชัน

กระบวนการเพอร์เวเพอเรชัน เป็นกระบวนการแยกสารละลายผ่านเยื่อแผ่นแบบแน่น โดยสารที่ผ่านเยื่อแผ่น (เพอมีเอท) จะอยู่ในสภาพของไอ ซึ่งเกิดขึ้นได้เพราะความดันด้านขาออกมีค่าต่ำกว่าความดันไออิ่มตัวของสารที่ผ่านเยื่อแผ่น การแยกเกิดขึ้นได้เนื่องจากองค์ประกอบต่างชนิดกันในสารละลายมีความสามารถในการละลาย หรือแพร่ผ่านเยื่อแผ่นไม่เท่ากัน หรืออาจกล่าวได้ว่า มีผลต่างของศักย์ภาพเคมีเป็นแรงขับเคลื่อน วิธีการลดความดันด้านเพอมีเอทที่ใช้อยู่ทั่วไปมีอยู่ 2 วิธี

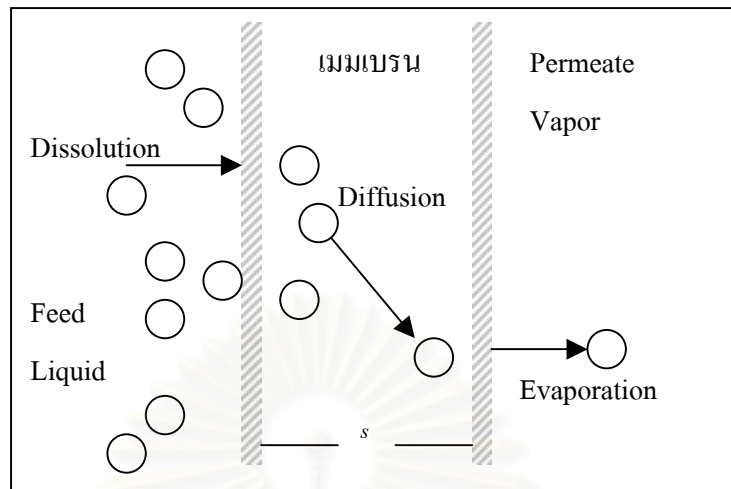
คือ การใช้ปั๊มสุญญากาศ หรือใช้ก๊าซตัวพา แล้วลดอุณหภูมิเพื่อให้ไอของเพอมีเอทกลั่นตัวเป็นของเหลว กระบวนการเพอร์เวเพอเรชันเป็นกระบวนการที่ซับซ้อน เพราะมีทั้งการถ่ายเทความร้อน และมวลเกิดขึ้นพร้อม ๆ กัน การเปลี่ยนสถานะของของเหลวเป็นไอในเพอมีเอท ต้องใช้ความร้อนในการระเหย ซึ่งได้จากการเพิ่มอุณหภูมิของสารละลายที่ป้อน

การวิจัย หรือการประยุกต์ใช้งานด้านกระบวนการเพอร์เวเพอเรชัน อาจเน้นการพัฒนาเยื่อแผ่นสังเคราะห์ที่มีสมรรถนะในการแยกดีขึ้น หรือการศึกษาการถ่ายเทมวลเพื่อให้เข้าใจกลไกที่ชัดเจนขึ้นอันจะเป็นประโยชน์ต่อการประยุกต์ใช้ ซึ่งได้รับความสนใจมากขึ้นในช่วงที่ผ่านมา โดยสามารถแบ่งตามวัตถุประสงค์ และชนิดของสารละลายได้เป็น 3 กลุ่ม คือ การแยกน้ำ (Dehydration) ออกจากของเหลวอินทรีย์, การแยกสารอินทรีย์ออกจากสารละลายที่เจือจางของสารอินทรีย์ และน้ำ และการแยกของผสมอินทรีย์ ดังนั้น เยื่อแผ่นที่ใช้สำหรับ กระบวนการเพอร์เวเพอเรชันจึงแบ่งเป็น 2 ชนิด ได้แก่ เยื่อแผ่น Hydrophilic ซึ่งให้น้ำผ่านได้ดีกว่าสารอินทรีย์ และเยื่อแผ่น Hydrophobic (หรือ Organophilic) ซึ่งเลือกผ่านสารอินทรีย์ได้มากกว่าน้ำ และเมื่อเปรียบเทียบกับวิธีการกลั่นแล้ว ระบบ กระบวนการเพอร์เวเพอเรชันมีข้อดีหลายประการ คือ ระบบกระบวนการเพอร์เวเพอเรชันใช้พลังงานต่ำกว่าการกลั่น และไม่ถูกจำกัดด้วยสมดุลทางเทอร์โมไดนามิก ทำให้สามารถตัดปัญหาในเรื่องจุดอะซีโอโทรป (Azeotrope) ทำให้ระบบ กระบวนการเพอร์เวเพอเรชันไม่จำเป็นต้องใช้สารเคมีเหมือนการกลั่นแบบอะซีโอโทรป จึงไม่มีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม อีกทั้งระบบ กระบวนการเพอร์เวเพอเรชันมีขนาดเล็กกะทัดรัด ทำให้สามารถควบคุมการทำงานได้ง่าย

กลไกการเคลื่อนที่ผ่านเยื่อแผ่นสังเคราะห์

กลไกพื้นฐานของกระบวนการเพอร์เวเพอเรชัน คือ การถ่ายเทขององค์ประกอบหนึ่ง ๆ ผ่านเยื่อแผ่นไม่มีรูพรุน (Non - Porous) สามารถอธิบายได้โดยกลไกการแพร่ - การละลาย ซึ่งมีขั้นตอนดังนี้

1. การละลาย หรือการดูดซับของสารเข้าสู่เยื่อแผ่น
2. การแพร่ของสารผ่านเยื่อแผ่น
3. การปล่อยออก (Desorption) หรือการระเหยของสารในรูปของไอทางด้านเพอมีเอท



รูปที่ 3.2 แสดงกลไกการละลาย – การแพร่ในกระบวนการเพอร์เวพรेशन

3.3 คาลมานฟิลเตอร์ (Kalman Filter)

ปัจจุบันนี้ เทคนิคการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองได้ถูกนำมาประยุกต์ใช้กันอย่างแพร่หลาย ในอุตสาหกรรมต่าง ๆ มากขึ้น ไม่ว่าจะเป็นเทคนิคการควบคุมแบบเชิงเส้น หรือแบบไม่เป็นเชิงเส้น เนื่องจากให้ผลการควบคุมที่ดีกว่าการควบคุมแบบดั้งเดิม ซึ่งมักจะใช้การควบคุมแบบพีไอดี อย่างไรก็ตาม เทคนิคการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองนี้จำเป็นต้องอาศัยแบบจำลอง และการใช้ค่าของสเตต และพารามิเตอร์ที่ถูกต้อง แต่ในความเป็นจริงแบบจำลองที่หามาได้อาจไม่สามารถแทนระบบจริงได้อย่างถูกต้อง นอกจากนี้ เนื่องจากค่าสเตต และพารามิเตอร์ได้มาจากวัด หรือการสมมติค่า แต่บางครั้งค่าที่ได้จากการวัดอาจขาดความถูกต้องเนื่องจากมีสัญญาณรบกวนในการวัด หรือค่าของสเตตบางค่านั้นอาจไม่สามารถวัดได้ รวมทั้งค่าพารามิเตอร์บางค่าไม่สามารถทราบค่าที่ถูกต้องได้ ดังนั้นการประมาณค่าของสเตต และพารามิเตอร์จึงเป็นสิ่งจำเป็นอย่างยิ่ง

เทคนิคการประมาณสเตต และพารามิเตอร์เป็นการนำค่าเอาต์พุตที่สามารถวัดได้มาใช้ในการประมาณค่าสเตตที่ไม่สามารถวัดได้ หรือวัดได้แต่มีสัญญาณรบกวนในการวัด หรือในกรณีที่มีค่าพารามิเตอร์ที่ไม่สามารถทราบค่าที่แน่นอน ทั้งนี้ระบบที่กำลังสนใจต้องสามารถสังเกตได้ (Observability) ซึ่งสามารถสรุปข้อได้เปรียบ และข้อเสียเปรียบได้ดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 สรุปข้อได้เปรียบ และข้อเสียเปรียบในการใช้ตัวประมาณค่า

ข้อได้เปรียบ	ข้อเสียเปรียบ
<ul style="list-style-type: none"> เทคนิคในการประมาณค่าของสเตท และ พารามิเตอร์สามารถนำมาใช้ร่วมกับ การควบคุมที่อาศัยแบบจำลองได้ ทำให้ตัวควบคุมสามารถทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ เทคนิคการประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์สามารถนำมาใช้ในการประมาณ หรือทำนายค่า สเตทที่ไม่สามารถวัดได้ ทำให้เป็นไปได้ที่จะควบคุมค่าสเตทที่ไม่สามารถวัดค่าได้ 	<ul style="list-style-type: none"> การประยุกต์ใช้เทคนิคการประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์สามารถนำมาใช้ได้กับระบบที่ซึ่งเอาต์พุตสามารถวัดได้ และเชื่อถือได้เท่านั้น (ทั้งนี้ เอาต์พุตที่วัดค่าได้ ต้องเป็นเอาต์พุตที่ทำให้ระบบที่สนใจสามารถสังเกตได้)

คาลมานฟิลเตอร์ เป็นเทคนิคการประมาณค่าที่ถูกพัฒนามาจากการประมาณค่าแบบความแปรปรวนน้อยที่สุดในรูปแบบของสเตทสเปซ ด้วยข้อดีที่สำคัญ คือ แบบจำลองของตัวแปรที่ต้องการทราบค่าจะถูกนำมาใช้ในการคำนวณ ซึ่งทำให้ค่าที่คำนวณได้มีความถูกต้องมากขึ้น และขั้นตอนการคำนวณเป็นแบบวิธีเรียกซ้ำ จึงทำให้ประหยัดหน่วยความจำ และเวลาในการคำนวณ

ปัญหาโดยทั่วไปที่เกี่ยวข้องกับคาลมานฟิลเตอร์นั้นจะเป็นการประมาณค่าสเตทของระบบ โดยสมการแบบจำลองในรูปแบบเชิงเส้นของระบบสามารถเขียนได้ ดังนี้

$$x_{k+1} = A_k x_k + B_k u_k + w_k \quad (3.1)$$

และสมการค่าการวัด คือ

$$y_k = C_k x_k + v_k \quad (3.2)$$

โดยที่ w_k และ v_k เป็นตัวแปรสุ่มสัญญาณรบกวนของระบบและค่าการวัด โดยสมมติให้ทั้ง w_k และ v_k เป็นอิสระซึ่งกันและกันและมีการกระจายแบบปกติซึ่งคือ

$$P(w) \text{ ปร } N(0, Q) \quad (3.3)$$

$$P(v) \sim N(0, R) \quad (3.4)$$

ถ้ากำหนดให้จำนวนสแตทเท่ากับ n จำนวนตัวแปรปรับกระบวนการเท่ากับ r และจำนวนค่าการวัดเท่ากับ m จะได้ว่าเมตริกซ์ A ซึ่งเป็นเมตริกซ์ความสัมพันธ์ระหว่างค่าสแตท ณ เวลา k กับค่าสแตท ณ เวลา $k+1$ มีมิติ $n \times n$ เมตริกซ์ B ซึ่งเป็นเมตริกซ์ความสัมพันธ์ระหว่างค่าตัวแปรปรับกระบวนการและค่าสแตทมีมิติ $n \times r$ และ C ซึ่งเป็นเมตริกซ์ความสัมพันธ์ระหว่างค่าการวัดกับค่า สแตทมีมิติ $m \times n$

ถ้ากำหนดให้ $\hat{x}_{k+1|k}$ เป็นค่าประมาณ ณ เวลา $k+1$ ที่ได้จากการคำนวณโดยอาศัยค่าข้อมูลในอดีต ณ เวลา k และกำหนดให้ $\hat{x}_{k+1|k+1}$ เป็นค่าประมาณ ณ เวลา $k+1$ ที่ได้จากการคำนวณโดยอาศัยค่าข้อมูลของ $\hat{x}_{k+1|k}$ และค่าการวัด y_{k+1} จะสามารถนิยามคลาดเคลื่อนของค่าประมาณได้ ดังนี้

$$e_{k+1|k} = x_{k+1} - \hat{x}_{k+1|k} \quad (3.5)$$

$$\text{และ} \quad e_{k+1|k+1} = x_{k+1} - \hat{x}_{k+1|k+1} \quad (3.6)$$

จะได้เมตริกซ์ความแปรปรวนของความคลาดเคลื่อน ดังนี้

$$P_{k+1|k} = E[e_{k+1|k} \cdot e_{k+1|k}^T] \quad (3.7)$$

$$P_{k+1|k+1} = E[e_{k+1|k+1} \cdot e_{k+1|k+1}^T] \quad (3.8)$$

ค่าของ $\hat{x}_{k+1|k}$ จะได้จากการคำนวณโดยอาศัยสมการที่ 3.1 (ไม่รวมเทอมของสัญญาณรบกวน) และค่าของ $\hat{x}_{k+1|k+1}$ จะได้จากการคำนวณโดยการรวมเทอมของ $\hat{x}_{k+1|k}$ กับค่าถ่วงน้ำหนักคูณกับผลต่างระหว่างค่าที่ได้จากการวัดจริงและค่าการวัดที่ได้จากการทำนาย ซึ่งจะได้สมการดังนี้

$$\hat{x}_{k+1|k+1} = \hat{x}_{k+1|k} + K_{k+1}(y_{k+1} - C_{k+1}\hat{x}_{k+1|k}) \quad (3.9)$$

ซึ่งเทอมของผลต่างระหว่างค่าที่ได้จากการวัดจริง และค่าการวัดที่ได้จากการทำนายนี้เป็นส่วนที่ใช้ในการปรับความถูกต้องให้กับค่า $\hat{x}_{k+1|k}$ ที่ได้จากแบบจำลอง ซึ่งเรียกว่า "Residual" เมตริกซ์ K ซึ่งมีมิติ $n \times m$ ในสมการที่ 4.42 จะเรียกว่า "เมตริกซ์เกนคาลมาน (Kalman gain)" ซึ่ง

จะสามารถหาได้จากการแทนค่าของสมการที่ 3.8 ลงในสมการที่ 3.9 แล้วทำการหาค่าเมตริกซ์ K ที่ทำให้สมการที่ 4.41 มีค่าต่ำที่สุด ซึ่งรูปแบบหนึ่งของเมตริกซ์ K ที่ได้ คือ

$$K_{k+1} = P_{k+1|k} C_{k+1}^T (C_{k+1} P_{k+1|k} C_{k+1}^T + R_{k+1})^{-1} \quad (3.10)$$

ซึ่งจากสมการที่ 3.10 จะพบว่าถ้าค่าของความแปรปรวนของค่าการวัด R_{k+1} มีค่าน้อยมากๆ จะได้

$$\lim_{P_{k+1|k} \rightarrow 0} K_{k+1} = C_{k+1}^{-1} \quad (3.11)$$

แทนที่สมการ 3.11 ลงในสมการที่ 3.9 จะพบว่าการถ่วงน้ำหนักของส่วน Residual มากขึ้น ซึ่งในทำนองเดียวกันถ้าค่าของความแปรปรวนของค่าความคลาดเคลื่อน $P_{k+1|k}$ มีค่าน้อยมาก ๆ จะได้

$$\lim_{P_{k+1|k} \rightarrow 0} K_{k+1} = 0 \quad (3.12)$$

แทนที่สมการ 3.12 ลงในสมการที่ 3.9 จะพบว่าการถ่วงน้ำหนักของส่วน Residual น้อยลง จากค่ากล่าวข้างบนทำให้สามารถสรุปได้ว่าเมื่อ R_{k+1} มีค่าน้อย ๆ จะทำให้ค่าที่ได้จากการวัดจริงมีความน่าเชื่อถือมากขึ้น และค่าที่ได้จากการประมาณมีความน่าเชื่อถือน้อยลง จึงทำให้สมการที่ 3.9 มีการถ่วงน้ำหนักของส่วน Residual มากขึ้น และในทำนองเดียวกัน ถ้า $P_{k+1|k}$ มีค่าน้อยมากๆ จะทำให้ค่าที่ได้จากการวัดจริงมีความน่าเชื่อถือน้อยลง และค่าที่ได้จากการประมาณมีความน่าเชื่อถือมากขึ้น จึงทำให้สมการที่ 3.9 มีการถ่วงน้ำหนักของส่วน Residual น้อยลง

3.3.1 อัลกอริทึมของคาลมานฟิลเตอร์

จากสมการที่ได้กล่าวมาข้างต้น จะเห็นได้ว่าคาลมานฟิลเตอร์จะทำการประมาณค่าของสเทตจากแบบจำลองก่อนจากนั้นจึงทำการปรับปรุงแก้ไขค่าเพื่อให้มีความถูกต้องมากขึ้น ดังนั้นกลุ่มของสมการคาลมานฟิลเตอร์จึงสามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ส่วน คือ สมการการทำนาย (Predictor equations หรือ Time update equations) และสมการการแก้ไข (Corrector equations หรือ Measurement update equations) ซึ่งสามารถนำมาสรุปเป็นอัลกอริทึมได้ ดังนี้

สมการการทำนาย

คำนวณค่าประมาณ โดยอาศัยค่าข้อมูลในอดีต

$$\hat{x}_{k+1|k} = A_k \hat{x}_{k|k} + B_k u_k$$

คำนวณเมตริกซ์ความแปรปรวนของความคลาดเคลื่อนที่ได้จากค่าข้อมูลในอดีต

$$P_{k+1|k} = A_k P_{k|k} A_k^T + Q_k$$

สมการการแก้ไข

คำนวณค่าเมตริกซ์เกนคาลมาน

$$K_{k+1} = P_{k+1|k} C_{k+1}^T (C_{k+1} P_{k+1|k} C_{k+1}^T + R_{k+1})^{-1}$$

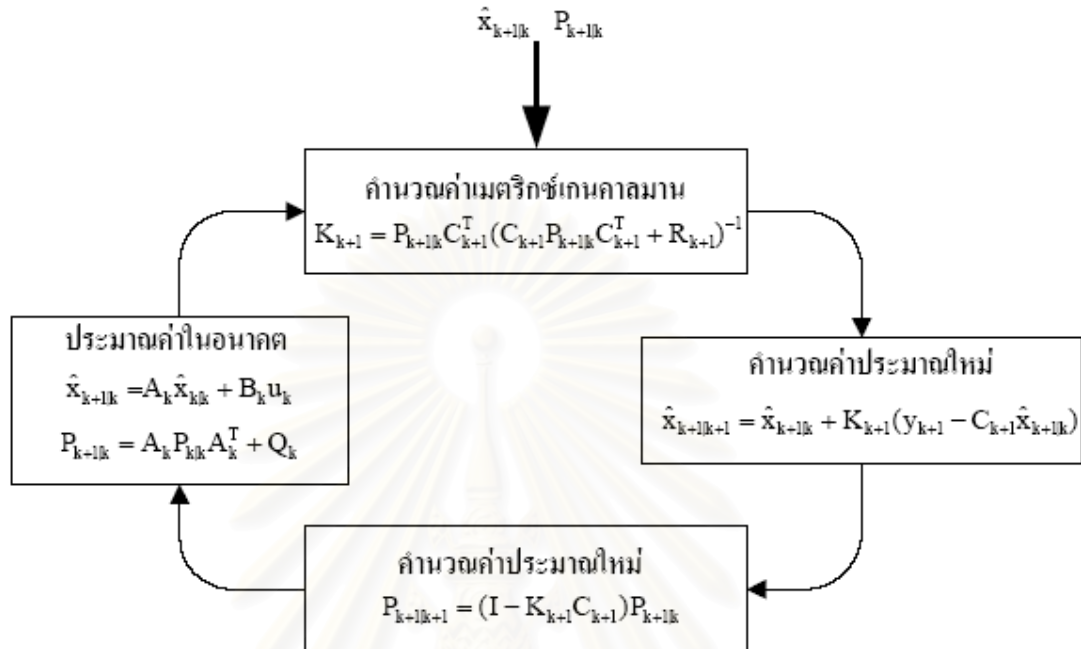
คำนวณค่าประมาณค่าใหม่

$$\hat{x}_{k+1|k+1} = \hat{x}_{k+1|k} + K_{k+1} (y_{k+1} - C_{k+1} \hat{x}_{k+1|k})$$

คำนวณค่าเมตริกซ์ความแปรปรวนของความคลาดเคลื่อนค่าใหม่

$$P_{k+1|k+1} = (I - K_{k+1} C_{k+1}) P_{k+1|k}$$

ซึ่งสามารถสรุปเป็นขั้นตอนการคำนวณค่าของกาลมานฟิลเตอร์ได้ตามรูปที่ 3.3 ดังนี้



รูปที่ 3.3 ขั้นตอนการคำนวณของกาลมานฟิลเตอร์

3.3.2 การปรับจูนค่าพารามิเตอร์ของกาลมานฟิลเตอร์

ในการประยุกต์ใช้กาลมานฟิลเตอร์สำหรับการประมาณค่าสเทต และพารามิเตอร์ จำเป็นที่จะต้องมีการกำหนดค่าเริ่มต้นของเมตริกซ์ค่าประมาณ $x_{k+1|k}$ และเมตริกซ์ความไม่แน่นอนของค่าประมาณ $P_{k+1|k}$ นอกจากนี้ยังต้องกำหนดค่าเมตริกซ์ความไม่แน่นอนของแบบจำลอง Q_k และเมตริกซ์ความไม่แน่นอนของการวัด R_k เพื่อเป็นค่าเริ่มต้นในการคำนวณการประมาณค่าต่าง ๆ ซึ่งหลักในการกำหนดค่าดังกล่าว โดยแบ่งเป็น 3 หัวข้อ ซึ่งสามารถสรุปได้ดังนี้

3.3.2.1 การกำหนดค่าเริ่มต้นของเมตริกซ์ค่าประมาณ ($x_{k+1|k}$) และเมตริกซ์ความไม่แน่นอนของค่าประมาณ ($P_{k+1|k}$)

การกำหนดค่าเริ่มต้นของเมตริกซ์ค่าประมาณ $x_{k+1|k}$ นั้น จะขึ้นอยู่กับสมมติค่าของผู้ใช้ ซึ่งอาจจะมาจากประสบการณ์หรืออาศัยค่าการวัดในอดีต ส่วนการกำหนดค่าเริ่มต้นของเมตริกซ์ความไม่แน่นอนของค่าประมาณ $P_{k+1|k}$ จะขึ้นอยู่กับความเชื่อมั่นในค่าที่สมมติขึ้น ซึ่งถ้าไม่แน่ใจในค่าที่สมมติก็อาจกำหนดค่าเมตริกซ์ $P_{k+1|k}$ ให้มีค่ามากๆ โดยค่าที่ตำแหน่งทะแยงมุมของเมตริกซ์ $P_{k+1|k}[i, i]$ จะแทนความไม่แน่นอนของค่าประมาณ $x_{k+1|k}[i]$ เมื่อ $i = 1, 2, \dots, n$ ส่วนค่าที่ไม่อยู่ในตำแหน่งทะแยงมุม $P_{k+1|k}[i, j]$ เมื่อ $i \neq j$ จะเป็นค่าความไม่แน่นอนร่วมของค่าประมาณ $x_{k+1|k}[i]$ และ $x_{k+1|k}[j]$ โดยทั่วไปจะสมมติให้ค่าประมาณ $x_{k+1|k}[i]$ และ $x_{k+1|k}[j]$ ไม่มีความสัมพันธ์ซึ่งกันและกัน นั่นก็คือ ค่าที่ไม่อยู่ในแนวทะแยงมุมของเมตริกซ์ $P_{k+1|k}$ จะกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์

3.3.2.2 การกำหนดค่าเมตริกซ์ความไม่แน่นอนของแบบจำลอง (Q_k)

โดยทั่วไป เมตริกซ์ความไม่แน่นอนของแบบจำลอง Q_k จะกำหนดให้มีค่าคงที่ โดยการกำหนดค่าเมตริกซ์ Q_k จะขึ้นอยู่กับว่าแบบจำลองที่หามาได้นั้นมีความถูกต้องมากน้อยเพียงไร ซึ่งถ้าเชื่อว่าแบบจำลองที่หามาได้มีความถูกต้องมาก ก็อาจกำหนดค่าของเมตริกซ์ Q_k ให้มีค่าน้อยๆ ในการตรวจสอบว่าแบบจำลองที่ได้มีความถูกต้องหรือไม่ อาจทำได้โดยการตรวจสอบค่าที่ได้จากแบบจำลองเทียบกับค่าที่ได้จากการวัดจริง (ทั้งนี้เครื่องมือวัดที่ใช้ควรจะมีความน่าเชื่อถือ) อย่างไรก็ตามในการกำหนดค่าเมตริกซ์ Q_k นั้นอาจกำหนดให้มีค่าเปลี่ยนตามเวลาได้ ซึ่งขึ้นอยู่กับพลวัตของระบบ เช่น อาจกำหนดให้ Q_k มีค่าน้อยๆ เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงทางพลวัตอย่างช้าๆ และกำหนดให้ Q_k มีค่ามากๆ เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงทางพลวัตอย่างรวดเร็ว

3.3.2.3 การกำหนดค่าเมตริกซ์ความไม่แน่นอนของค่าการวัด (R_k)

การกำหนดค่าเมตริกซ์ R_k โดยทั่วไปจะกำหนดให้มีค่าคงที่ไม่เปลี่ยนแปลงตามเวลา โดยหลักในการกำหนดค่าจะขึ้นอยู่กับความน่าเชื่อถือของเครื่องมือวัด ซึ่งถ้าเครื่องมือวัดมีความน่าเชื่อถือน้อยก็อาจกำหนดค่าของเมตริกซ์ R_k ให้มีค่ามากๆ อย่างไรก็ตามค่าของเมตริกซ์ R_k นั้นอาจจะหาได้จากการสอบเทียบกับเครื่องมือวัด และเช่นเดียวกับการกำหนดค่าเมตริกซ์ Q_k ค่าของเมตริกซ์ R_k อาจกำหนดให้มีค่าเปลี่ยนแปลงตามเวลาได้ เช่น ในกรณีที่เครื่องมือวัดได้รับผลกระทบจากแหล่งกำเนิดสัญญาณเคลื่อนที่

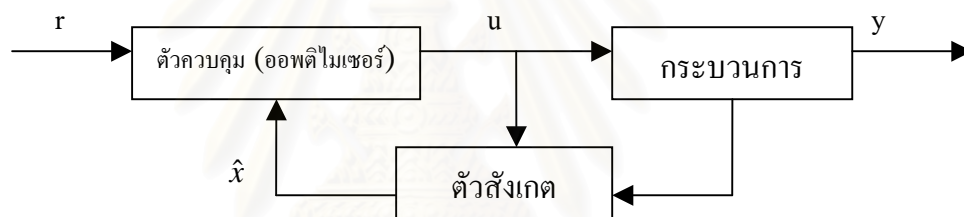
หมายเหตุ ในการกำหนดค่าเริ่มต้นของเมตริกซ์ความไม่แน่นอนของค่าประมาณ $P_{k+1|k}$ อาจทำได้โดยการกำหนดค่าของเมตริกซ์ Q_k แล้วจึงทำการแก้สมการ $P_{k+1|k} = A_k P_{k|k} A_k^T + W_k Q_k W_k^T$ โดยสมมติให้ $P_{k+1|k} = P_{k|k}$

3.4 การควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (Model Predictive Control)

ความต้องการระบบการควบคุมแบบทันสมัย ที่สามารถทำการควบคุมกระบวนการที่มีความไม่เป็นเชิงเส้นสูง หรือกระบวนการที่ควบคุมได้ยาก เป็นความท้าทายอย่างมากสำหรับวิศวกรควบคุมกระบวนการ ความพยายามที่จะคิดค้นเทคนิคการควบคุมแบบทันสมัยต่าง ๆ เพื่อตอบสนองความต้องการเหล่านั้นได้มีการนำเสนอในผลงานวิจัยต่าง ๆ มากมาย เทคนิคการควบคุมแบบทันสมัยแบบหนึ่งที่ได้มีกล่าวถึงอย่างมากในทศวรรษนี้ คือ เทคนิคการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) เป็นเทคนิคการควบคุมที่อาศัยแบบจำลอง (Model Based Control) โดยการควบคุมจะใช้แบบจำลองของกระบวนการในการคำนวณค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมเพื่อควบคุมตัวแปรควบคุมให้อยู่ที่ค่าที่ต้องการ โดยการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) สามารถแบ่งโดยอาศัยแบบจำลองที่ใช้สำหรับการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองที่เป็นเชิงเส้น อาศัยความสัมพันธ์เชิงเส้นของตัวแปรต่าง ๆ เช่น Dynamic Matrix Control (DMC) กับ MPC ที่อาศัยแบบจำลองที่ไม่เป็นเชิงเส้น (มีเทอมของตัวแปรซึ่งคูณกัน, ยกกำลังสอง, เอ็กซ์โปเนนเชียล เป็นต้น) เช่น Receding Horizon Control (RHC) ซึ่งค่าการตอบสนองที่ต้องการสามารถหาผ่านออฟเจ็คทีฟฟังก์ชันได้ เช่น อาจกำหนดเป็นค่าต่ำสุดของกำลังสองของค่าความคลาดเคลื่อน โดยการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) ซึ่งอาศัยการออปติไมเซชัน (MPC based on optimization) จะมีออฟเจ็คทีฟฟังก์ชันที่ใช้ในการปรับตัวควบคุมเพื่อให้ได้ค่าการตอบสนองที่ต้องการ

3.4.1 โครงสร้างกระบวนการที่จะนำมาใช้ในการควบคุม

การควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ เป็นการควบคุมที่อาศัยสัญญาณของตัวแปรที่วัดได้ และตัวที่ได้จากการประมาณค่า ซึ่งจะถูกนำไปคำนวณหาตัวแปรปรับที่เหมาะสมตามสถานะของกระบวนการที่เกิดขึ้น การควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟจะอาศัยแบบจำลองของกระบวนการที่ประกอบด้วยตัวแปรสเตต ซึ่งบางตัวแปรไม่สามารถทำการวัดค่าได้โดยตรง เพราะฉะนั้นจึงมีการนำตัวสังเกตมาช่วยในการประมาณตัวแปรนั้น ๆ ณ เวลาที่ทำการควบคุม โดยอาศัยค่าตัวแปรวัด และตัวแปรปรับ ณ เวลาที่ผ่านมา ทำให้สามารถเขียนโครงสร้างทั่วไปของระบบควบคุมได้ดังรูปที่ 3.4

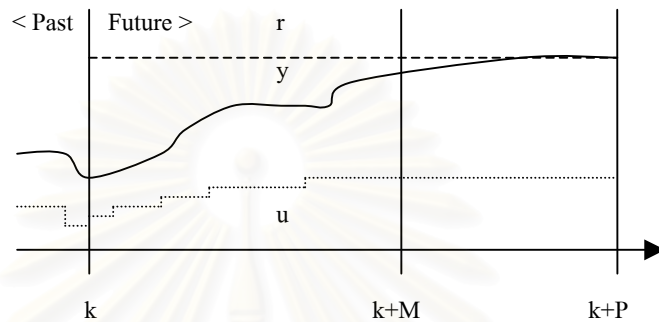


รูปที่ 3.4 โครงสร้างการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

ผลกระทบจากสัญญาณรบกวนที่เกิดขึ้นจากการวัด จะถูกกำจัดโดยการประมาณค่าตัวแปรวัดที่ถูกต้องของตัวสังเกต ซึ่งนอกจากจะประมาณตัวแปรวัดที่ถูกต้องแล้ว ตัวสังเกตยังสามารถใช้ในการประมาณค่าตัวแปรที่ไม่ทราบค่าได้อีกด้วย ในขณะเดียวกันระบบการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถที่จะหาค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการที่มีความผิดพลาดของแบบจำลอง ให้ระบบควบคุมที่มีโครงสร้างดังรูป 3.4 จัดการกับความผิดพลาดของแบบจำลอง และสัญญาณรบกวนที่ในกระบวนการผลิตได้ ครอบคลุมที่แบบจำลองที่ใช้ยังสามารถใช้แทนกระบวนการจริงได้

การออฟติไมซ์ในระบบควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ จะใช้สำหรับคำนวณหาค่าที่เหมาะสมของค่าตัวแปรปรับเพื่อทำการควบคุมตัวแปรควบคุมให้เข้าสู่ค่าที่ต้องการ โดยทำการควบคุม M ครั้ง ในการออฟติไมซ์ล่วงหน้าเป็นจำนวน P ครั้ง ($M < P$) ดังรูปที่ 3.5 ซึ่งจะเรียกระบบ

การหาค่าตัวแปรปรับล่วงหน้าเรียกว่า Receding Horizon Implementation ซึ่งในการคำนวณค่าตัวแปรปรับจะนำเพียงค่าแรกที่ได้จากการออพติไมซ์มาใช้ในการควบคุมกระบวนการ ณ เวลาปัจจุบัน หลังจากนั้นระบบจะทำการวัดค่าตัวแปรวัด และประมาณค่าตัวแปรสเตตเพื่อนำไปทำการออพติไมซ์เพื่อหาค่าตัวแปรปรับใหม่ทุกครั้งที่ทำกรวัด



รูปที่ 3.5 การหาค่าตัวแปรปรับล่วงหน้าจำนวน M ค่าในการทำนาย P

3.4.2 ส่วนประกอบของระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟ

โครงสร้างโดยทั่วไปของระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟ Eaton and Rawling (1992) ได้ทำการเสนอฟังก์ชันเป้าหมาย (Objective Function - F) ซึ่งโดยทั่วไปจะอยู่ในรูปผลรวมของค่ากำลังสองของความผิดพลาดระหว่างสัญญาณขาออก (Output) กับค่าที่ตั้งไว้ (Set Point) และกำลังสองของค่าตัวแปรปรับ ฟังก์ชันของกระบวนการ (Process Model) ฟังก์ชันขอบเขตของกระบวนการ (Constraint Function) ทั้งในรูปของสมการ และอสมการ ดังนี้

$$\text{ฟังก์ชันเป้าหมาย : } F = f[u(t), x(t), y(t)]$$

$$\text{ดัชนีสมรรถนะ : } \min_{u(t)} J; J = \int_{t_0}^{t_0 + PT} F[u(t), x(t), y(t)] dt$$

$$\text{โดย กระบวนการ : } \frac{dx}{dt} = f(x, u); y = g(x, u)$$

$$\text{ขอบเขตกระบวนการ : } h(x, u) = 0; k(x, u) \leq 0$$

$$\text{ค่าเริ่มต้น : } x(t_0) = x_0$$

ซึ่งส่วนประกอบสำคัญทั้งสามส่วน คือ แบบจำลองของกระบวนการ ฟังก์ชันเป้าหมาย และขอบเขตของกระบวนการทั้งของตัวแปรปรับ และของตัวแปรควบคุม จะกล่าวรายละเอียดในหัวข้อต่อไป

3.4.3 สมการแบบจำลองของกระบวนการ

ในระบบควบคุมกระบวนการแบบ โมเดลพรีดิกทีฟ สมการแบบจำลองกระบวนการสามารถเปลี่ยนแปลงได้ตามกระบวนการที่ใช้งาน จากงานวิจัยที่ผ่านมาพอสรุปแบบของสมการแบบจำลองของกระบวนการได้ 3 รูปแบบ คือ

1) ฟังก์ชันอินพุทเอาต์พุท (Input/Output Model) เป็นสมการแบบจำลองที่ค่าตัวแปรควบคุมขึ้นกับค่าตัวแปรปรับ สามารถแยกได้สามแบบตามการวัดค่า คือ เป็นฟังก์ชันพัลส์ (Pulse Function) ฟังก์ชันสเต็ป (Step Function) และฟังก์ชันถ่ายโอน (Transfer Function)

ฟังก์ชันพัลส์ (Pulse function)

$$y_k = \sum_{j=0}^P H_j u_{k-j-1} \quad (\text{Finite Impulse Response Model-FIR})$$

ฟังก์ชันสเต็ป (Step function)

$$y_k = \sum_{j=0}^P S_j^D u_{k-j-1} \quad (\text{Finite Step Response Model-FSR})$$

โดยที่เมตริกซ์ H และ S เป็นเมตริกซ์ค่าคงที่ที่เปลี่ยนแปลงตามเวลา

ฟังก์ชันถ่ายโอน (Transfer function)

$$\frac{Y(z)}{U(z)} = \frac{B(z)}{A(z)}$$

โดยที่ $A(z) = z^n + a_1 z^{n-1} + \dots + a_1 z + a_n$

$$B(z) = b_0 z^n + b_1 z^{n-1} + \dots + b_{n-1} z + b_n$$

และใช้สมการไดโอฟีนไทน์ (3.4) ในการหาค่าตัวแปรปรับ

$$a(z)A(z) + b(z)B(z) = H(z)F(z) \quad (3.13)$$

โดยที่ $a(z) = z^n + a_1 z^{n-1} + \dots + a_{n-1} z + a_n$

$$b(z) = b_0 z^n + b_1 z^{n-1} + \dots + b_{n-1} z + b_n$$

จะได้ฟังก์ชันถ่ายโอนของระบบวงปิดดังรูป 2.3

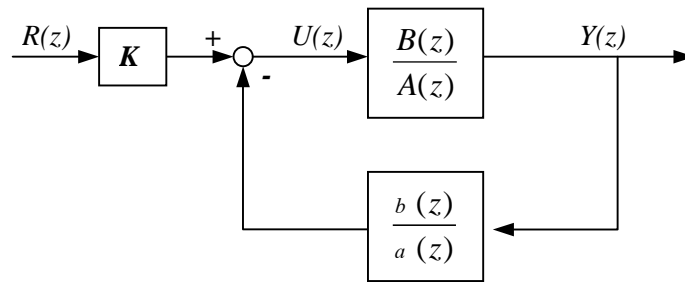
$$\frac{Y(z)}{R(z)} = K \frac{a(z)B(z)}{H(z)F(z)} \quad (3.14)$$

โดยที่ค่า K เป็นค่าเกนของระบบควบคุม

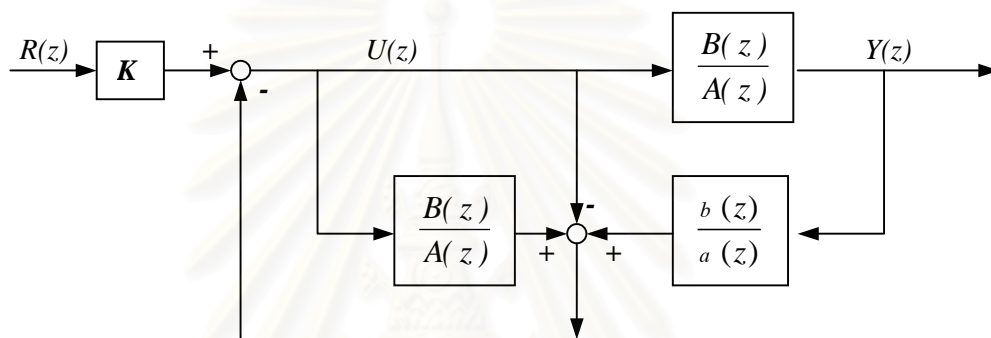
และถ้าระบบควบคุมมีตัวสังเกต (Observer) ดังรูป 2.4

$$\frac{Y(z)}{R(z)} = K \frac{B(z)}{H(z)} \quad (3.15)$$

โดยที่ $F(z)$ เป็นฟังก์ชันโพลิโนเมียลของตัวสังเกต



รูปที่ 3.6 แผนภาพของการควบคุมโดยใช้ฟังก์ชันถ่ายโอนเป็นแบบจำลอง



รูปที่ 3.7 แผนภาพของการควบคุมโดยใช้ฟังก์ชันถ่ายโอนเป็นแบบจำลองพร้อมด้วยตัวสังเกต

การใช้ระบบควบคุมแบบนี้ สามารถเขียนแบบจำลองที่ให้อยู่ในรูปของฟังก์ชันถ่ายโอนทำให้ระบบควบคุมสามารถใช้ได้กับกระบวนการเชิงเส้น และไม่เชิงเส้น นอกจากนี้การออกแบบขั้นของระบบควบคุมสามารถเพิ่มฟังก์ชันของสัญญาณรบกวน (Disturbance) และฟังก์ชันของการเปลี่ยนแปลงตัวแปรปรับ เช่น พัลส์ (Pulse), ขึ้น (Step change) เป็นต้น เพื่อให้ระบบควบคุมสามารถแทร็คสัญญาณ (Track) ที่เปลี่ยนไป และปรับให้กลับเข้าสู่ค่าที่ตั้งไว้ได้ (Set Point) ซึ่งในกรณีที่ใช้แบบจำลองไม่เชิงเส้นในระบบควบคุมจะเรียกว่า ระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟไม่เชิงเส้น (Nonlinear Model Predictive Control – NMPC)

2) สมการตัวแปรสแตต (State Equation) เป็นแบบจำลองเชิงเส้นเขียนอยู่ในรูปตัวแปรสแตต (State variable) เช่น ตัวแปรปรับ (แทนด้วยสัญลักษณ์ u) ตัวแปรสแตต (แทนด้วยสัญลักษณ์ x) และตัวแปรวัด (แทนด้วยสัญลักษณ์ y) และตัวแปรสแตตบางตัวแปรไม่สามารถวัดโดยตรงได้แต่สามารถประมาณค่าได้จากตัวแปรที่วัดได้ สมการทั่วไปของกระบวนการเพื่อใช้แทนกระบวนการจริงในระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟสามารถเขียนได้ดังนี้

$$\dot{x} = f(x, u)$$

$$y = g(x, d)$$

โดยที่ x คือ เวกเตอร์สถานะ

u คือ เวกเตอร์ของตัวแปรปรับ (สัญญาณขาเข้ากระบวนการ)

กรณีที่แบบจำลองของกระบวนการมีความไม่เชิงเส้น ดังนั้นในการเขียนสมการสแตต จึงต้องทำการแปลงแบบจำลองให้เป็นสมการเชิงเส้น เรียกเทคนิคนี้ว่า Linearization และถ้าทำการแปลงให้เป็นเชิงเส้นใหม่ทุกค่าของการควบคุมจะเรียกว่า Local Linearization หลังจากการแปลงให้เป็นเชิงเส้นจะได้สมการสแตตของกระบวนการทั้งในรูปของสมการต่อเนื่อง และสมการไม่ต่อเนื่อง (สมการดิสครีต - discrete) ดังนี้

สมการต่อเนื่อง

$$\dot{x} = Ax + Bu$$

$$y = Cx$$

(3.16)

โดยที่ A, B และ C เป็นเมตริกซ์ของค่าคงที่

$$A = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial x_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial x_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial x_1} & \frac{\partial f_n}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial x_n} \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial u_1} & \frac{\partial f_1}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial u_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial u_1} & \frac{\partial f_2}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial u_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial u_1} & \frac{\partial f_n}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial u_n} \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} \frac{\partial g_1}{\partial x_1} & \frac{\partial g_1}{\partial x_2} & \cdots & \frac{\partial g_1}{\partial x_n} \\ \frac{\partial g_2}{\partial x_1} & \frac{\partial g_2}{\partial x_2} & \cdots & \frac{\partial g_2}{\partial x_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial g_n}{\partial x_1} & \frac{\partial g_n}{\partial x_2} & \cdots & \frac{\partial g_n}{\partial x_n} \end{bmatrix}$$

สมการไม่ต่อเนื่อง

$$\begin{aligned} x_{k+1} &= Gx_k + Hu_k \\ y &= Cx_k \end{aligned} \quad (3.17)$$

โดยที่ G, H และ C เป็นเมตริกซ์ของค่าคงที่

$$G = e^{AT} = I + A\Psi$$

$$H = \Psi B$$

$$\Psi = T + \frac{AT^2}{2!} + \frac{A^2T^3}{3!} + \cdots + \frac{A^iT^{i+1}}{(i+1)!} + \cdots$$

โดยที่ $T =$ คาบของการควบคุม

3.4.4 ฟังก์ชันเป้าหมาย (Objective function)

ฟังก์ชันเป้าหมาย คือ ฟังก์ชันที่กำหนดสมรรถนะของการทำออปติไมซ์ ซึ่งเป็นฟังก์ชันที่ให้ผลเป็นค่าบวกเพียงค่าเดียวในกรณีที่หาค่าน้อยที่สุด (เป็นลบในกรณีที่หาค่ามากที่สุด) สามารถเปลี่ยนตามกระบวนการหรือตัวแปรที่ต้องการออปติไมซ์ ในระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟส่วนมากจะเขียนฟังก์ชันเป้าหมายในรูปกำลังสองของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับ การฟังก์ชันเป้าหมายสามารถเขียนได้หลายรูปแบบ โดยในงานวิจัยนี้ได้ใช้ฟังก์ชันเป้าหมายในรูปของตัวแปรควบคุม และตัวแปรวัด คือ ฟังก์ชันเป้าหมายแบบกำลังสองที่น้อยที่สุด หรือสมการควอดราติก โดยที่ฟังก์ชันเป้าหมายนี้จะรวมค่ากำลังสองของค่าความผิดพลาดในการทำนาย ระหว่างตัวแปรปรับ และตัวแปรวัดที่ทำการทำนาย ภายในการช่วงการควบคุม

$$\Phi = \sum_{i=1}^P (r_{k+i} - \hat{y}_{k+i})^2 + w \sum_{i=0}^{M-1} \Delta u_{k+i}^2 \quad (3.18)$$

- เมื่อ \hat{y} คือ ตัวแปรวัดที่ได้จากการทำนาย
 r คือ ค่าเป้าหมาย
 Δu คือ การเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับตั้งตั้งแต่ ณ เวลาที่ปัจจุบันเป็นต้นไป
 w คือ ค่าน้ำหนักสำหรับการเปลี่ยนแปลงตัวแปรปรับ

ในการแก้ปัญหาออฟติไมซ์ โดยปกติจะทำการหาค่าที่น้อยที่สุดจากฟังก์ชันเป้าหมาย ที่ต้องการควบคุมในช่วง M ภายในขอบเขตของตัวแปรปรับ และตัวแปรเอาต์พุตต่าง ๆ

$$\min_{\Delta u_k, \dots, \Delta u_{k+M+1}} \Phi \quad (3.19)$$

โดยกำหนดให้สมการของกระบวนการเป็น

$$\hat{x}_{k+1} = Gx_k + Hu_k \quad (3.20)$$

$$\hat{y}_{k+1} = c\hat{x}_{k+1} \quad (3.21)$$

- เมื่อ x_k คือ ค่าอินพุต ณ เวลา k
 x_{k+1} คือ ค่าอินพุตที่ทำนาย ณ เวลา $k+1$
 \hat{y}_{k+1} คือ ค่าเอาต์พุตที่ทำนาย ณ $k+1$
 G, H, c คือ เมตริกซ์ค่าคงที่

นำสมการที่ 3.14 แทนในสมการที่ 3.15

$$\hat{y}_{k+1} = c(Hx_k + Gu_k) \quad (3.22)$$

สำหรับค่าที่ได้จากการประมาณ กับค่าจริงที่วัดได้ (y_k) ย่อมมีความแตกต่างกัน ดังนั้นในการออกแบบการควบคุมแบบอาศัยแบบจำลอง จำเป็นที่จะต้องทำการชดเชยค่าความผิดพลาด

เหล่านี้ ซึ่งผลต่างของค่าที่ได้จากการวัด กับค่าที่ได้จากการประมาณนี้จะเรียกว่า Additive disturbance

$$d_k = y_k - \hat{y}_k \quad (3.23)$$

เพราะฉะนั้นค่าความถูกต้องของการทำนาย จะต้องเท่ากับค่าที่วัดได้จริง

$$\hat{y}_k = y_k + d_k \quad (3.24)$$

โดยทั่วไปแล้ว ค่าการชดเชยความผิดพลาดของเอาต์พุตที่ถูกทำนาย ณ เวลาเริ่มต้น จะถูกนำมาใช้ในการทำนายค่าในอนาคตโดย

$$\begin{aligned} x_{k+1} &= Gx_k + Hu_k + d_k \\ x_{k+2} &= Gx_{k+1} + Hu_{k+1} + d_{k+1} \\ x_{k+3} &= Gx_{k+2} + Hu_{k+2} + d_{k+2} \\ x_{k+4} &= Gx_{k+3} + Hu_{k+3} + d_{k+3} \\ x_{k+5} &= Gx_{k+4} + Hu_{k+4} + d_{k+4} \\ &\vdots \\ x_{k+M+1} &= Gx_{k+M} + Hu_{k+M} + d_{k+M} \\ &\vdots \\ x_{k+P} &= Gx_{k+P-1} + Hu_{k+M} + d_{k+P-1} \end{aligned} \quad (3.25)$$

และ

$$\begin{aligned} x_{k+1} &= Gx_k + Hu_k + d_k \\ x_{k+2} &= G(Gx_k + Hu_k) + H(u_k + \Delta u_{k+1}) + d_{k+1} \\ &= G^2 x_k + GHu_k + Hu_k + H\Delta u_{k+1} + d_{k+1} \\ &= G^2 x_k + (GH + H)u_k + H\Delta u_{k+1} + d_{k+1} \\ x_{k+3} &= G(G(Gx_k + Hu_k) + H(u_k + \Delta u_{k+1})) + H(u_k + \Delta u_{k+2}) + d_{k+2} \\ &= G^3 x_k + G^2 Hu_k + GHu_k + GH\Delta u_{k+1} + Hu_k + H\Delta u_{k+2} + d_{k+2} \\ &= G^3 x_k + (G^2 H + GH + H)u_k + (GH\Delta u_{k+1} + H\Delta u_{k+2}) + d_{k+2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
x_{k+4} &= G(G(G(Gx_k + Hu_k) + H(u_k + \Delta u_{k+1})) + H(u_k + \Delta u_{k+2})) + H(u_k + \Delta u_{k+3}) + d_{k+3} \\
&= G^4 x_k + (G^3 H + G^2 H + GH + H)u_k + (G^2 H \Delta u_{k+1} + GH \Delta u_{k+2} + H \Delta u_{k+3}) + d_{k+3} \\
x_{k+5} &= G(G(G(G(Gx_k + Hu_k) + H(u_k + \Delta u_{k+1})) + H(u_k + \Delta u_{k+2})) + H(u_k + \Delta u_{k+3})) \\
&\quad + H(u_k + \Delta u_{k+4}) + d_{k+4} \\
&= G^5 x_k + (G^4 H + G^3 H + G^2 H + GH + H)u_k + (G^3 H \Delta u_{k+1} + G^2 H \Delta u_{k+2} + GH \Delta u_{k+3} \\
&\quad + H \Delta u_{k+4}) + d_{k+4}
\end{aligned}$$

⋮

$$x_{k+M+1} = G^{M+1} x_k + \sum_{i=1}^{M+1} G^{M+1-i} H u_k + \sum_{i=1}^{M-1} G^{M-i} H \Delta u_{k+i} + H \Delta u_{k+M} + d_{k+M+1}$$

⋮

$$x_{k+P} = G^P x_k + \sum_{i=1}^P G^{P-i} H u_k + \sum_{i=1}^{M-1} G^{P-i-1} H \Delta u_{k+i} + \sum_{i=1}^{P-M} G^{P-M-i} H \Delta u_{k+M} + d_{k+P-1} \quad (3.26)$$

เมื่อ

$$u_{k+1} = u_k + \Delta u_{k+1}$$

$$u_{k+2} = u_k + \Delta u_{k+2}$$

⋮

$$u_{k+M} = u_k + \Delta u_{k+M}$$

และจากสมการข้างต้นสามารถเขียนในอยู่ในรูปเมตริกตัวแปรวัดได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
\begin{bmatrix} Cx_{k+1} \\ Cx_{k+2} \\ Cx_{k+3} \\ Cx_{k+4} \\ Cx_{k+5} \\ \vdots \\ Cx_{k+M+1} \\ \vdots \\ Cx_{k+P} \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} CG \\ CG^2 \\ CG^3 \\ CG^4 \\ CG^5 \\ \vdots \\ CG^{M+1} \\ \vdots \\ CG^P \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} CH & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CGH & CH & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^2 H & CGH & CH & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^3 H & CG^2 H & CGH & CH & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^4 H & CG^3 H & CG^2 H & CGH & CH & \dots & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CG^M H & CG^{M-1} H & CG^{M-2} H & CG^{M-3} H & CG^{M-4} H & \dots & CH & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CG^{P-1} H & CG^{P-2} H & CG^{P-3} H & CG^{P-4} H & CG^{P-5} H & \dots & CG^{P-M} H & \dots & CH \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_k \\ u_k \\ u_k \\ u_k \\ u_k \\ \vdots \\ u_k \\ \vdots \\ u_k \end{bmatrix} \\
&+ \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CH & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CGH & CH & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^2 H & CGH & CH & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^3 H & CG^2 H & CGH & CH & \dots & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CG^{M-1} H & CG^{M-2} H & CG^{M-3} H & CG^{M-4} H & \dots & CH & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CG^{P-2} H & CG^{P-3} H & CG^{P-4} H & CG^{P-5} H & \dots & CG^{P-M-1} H & \dots & CH \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u_{k+1} \\ \Delta u_{k+2} \\ \Delta u_{k+3} \\ \Delta u_{k+4} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+M} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+M} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} d_k \\ d_{k+1} \\ d_{k+2} \\ d_{k+3} \\ d_{k+4} \\ \vdots \\ d_{k+M} \\ \vdots \\ d_{k+P-1} \end{bmatrix} \quad (3.27)
\end{aligned}$$

โดยกำหนดให้

$$Y^C = \begin{bmatrix} y_{k+1} \\ y_{k+2} \\ y_{k+3} \\ y_{k+4} \\ y_{k+5} \\ \vdots \\ y_{k+M+1} \\ \vdots \\ y_{k+P} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Cx_{k+1} \\ Cx_{k+2} \\ Cx_{k+3} \\ Cx_{k+4} \\ Cx_{k+5} \\ \vdots \\ Cx_{k+M+1} \\ \vdots \\ Cx_{k+P} \end{bmatrix} \quad \text{และ } \Delta u_f = \begin{bmatrix} \Delta u_{k+1} \\ \Delta u_{k+2} \\ \Delta u_{k+3} \\ \Delta u_{k+4} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+M} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+M} \end{bmatrix}$$

กำหนดให้ $S_x = [CG \quad CG^2 \quad CG^3 \quad CG^4 \quad CG^5 \quad \dots \quad CG^{M+1} \quad \dots \quad CG^P]$

$$S_u = \begin{bmatrix} CH & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CGH & CH & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^2H & CGH & CH & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^3H & CG^2H & CGH & CH & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^4H & CG^3H & CG^2H & CGH & CH & \dots & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CG^M H & CG^{M-1}H & CG^{M-2}H & CG^{M-3}H & CG^{M-4}H & \dots & CH & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CG^{P-1}H & CG^{P-2}H & CG^{P-3}H & CG^{P-4}H & CG^{P-5}H & \dots & CG^{P-M}H & \dots & CH \end{bmatrix}$$

$$S_{delu} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CH & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CGH & CH & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^2H & CGH & CH & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ CG^3H & CG^2H & CGH & CH & \dots & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CG^{M-1}H & CG^{M-2}H & CG^{M-3}H & CG^{M-4}H & \dots & CH & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CG^{P-2}H & CG^{P-3}H & CG^{P-4}H & CG^{P-5}H & \dots & CG^{P-M}H & \dots & CH \end{bmatrix}$$

และเมตริกแก้ค่าความผิดพลาดในอนาคต

$$\hat{d} = [d_k \quad d_{k+1} \quad d_{k+2} \quad d_{k+3} \quad d_{k+4} \quad \dots \quad d_{k+M} \quad \dots \quad d_{k+P-1}]$$

แทนค่าได้สมการ

$$\hat{Y}^c = S_x x_k + S_u u_k + S_{delu} \Delta u_f + \hat{d} \quad (3.28)$$

เมื่อ \hat{Y}^c คือ เทอมเอาต์พุตที่แก้ไขที่ทำนายในอนาคต

$S_x x_k + S_u u_k$ คือ ผลกระทบที่ได้จากการควบคุม ณ เวลา k

$S_{delu} \Delta u_f$ คือ ผลกระทบที่ได้จากการปรับค่าในอนาคตจำนวน M ช่วง

\hat{d} คือ ตัวรบกวนที่ทำนาย เพื่อทำการปรับแก้ค่าความผิดพลาด

ในสมการที่ (3.28) เทอมเอาต์พุตที่แก้ไขค่าแล้ว จะประกอบไปด้วย force response ที่เป็นการเปลี่ยนแปลงค่าเอาต์พุตจากการปรับค่าตัวแปรปรับ ส่วน free response เป็นการเปลี่ยนแปลงค่าเอาต์พุตจากการควบคุมในปัจจุบัน โดยค่าผลต่างระหว่างค่าเป้าหมาย และค่าที่ทำนายในอนาคตสามารถเขียนได้ดังนี้

$$r - \hat{Y}^c = r - (S_x x_k + S_u u_k + \hat{d}) + S_{delu} \Delta u_f \quad (3.29)$$

ซึ่งสามารถเขียนสมการใหม่ได้เป็น โดยให้ $S_{delu} = S_f$

$$E^c = E - S_f \Delta u_f \quad (3.30)$$

เมื่อค่าความผิดพลาดในอนาคตอยู่ใน Free Response (E) และ Force Response ($-S_f \Delta u_f$) โดยฟังก์ชันเป้าหมาย คือ

$$\Phi = \sum_{i=1}^P (r_{k+i} - \hat{y}_{k+i})^2 + w \sum_{i=0}^{M-1} \Delta u_{k+i}^2 \quad (3.31)$$

ซึ่งจะถูกเขียนในเทอมของเวกเตอร์

$$\begin{aligned} \sum_{i=1}^P (e_{k+i}^c)^2 &= [e_{k+1}^c \quad e_{k+2}^c \quad \dots \quad e_{k+P}^c] \begin{bmatrix} e_{k+1}^c \\ e_{k+2}^c \\ \vdots \\ e_{k+P}^c \end{bmatrix} \\ &= (E^c)^T E^c \end{aligned}$$

และ

$$\begin{aligned}
 w \sum_{i=0}^{M-1} (\Delta u_{k+i})^2 &= w \cdot [\Delta u_k \quad \Delta u_{k+1} \quad \dots \quad \Delta u_{k+M-1}] \begin{bmatrix} \Delta u_k \\ \Delta u_{k+1} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+M-1} \end{bmatrix} \\
 &= [\Delta u_k \quad \Delta u_{k+1} \quad \dots \quad \Delta u_{k+M-1}] \begin{bmatrix} w & 0 & 0 & 0 \\ 0 & w & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \ddots & 0 \\ 0 & 0 & 0 & w \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u_k \\ \Delta u_{k+1} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+M-1} \end{bmatrix} \\
 &= \Delta u_f^T W \Delta u_f
 \end{aligned} \tag{3.32}$$

ซึ่งฟังก์ชันเป้าหมายสามารถเขียนได้ในรูปแบบดังนี้

$$\Phi = (E^c)^T E^c + (\Delta u_f)^T W \Delta u_f \tag{3.33}$$

เมื่อ $E^c = E - S_f \Delta u_f$ จะได้ว่า

$$\Phi = (E - S_f \Delta u_f)^T (E - S_f \Delta u_f) + (\Delta u_f)^T W \Delta u_f \tag{3.34}$$

ทำการแก้สมการให้ฟังก์ชันเป้าหมายน้อยที่สุด จะได้สามารถเขียนได้เป็น

$$\Delta u_f = (S_f^T S_f + W)^{-1} S_f^T E \tag{3.35}$$

โดยกำหนดให้ $K = (S_f^T S_f + W)^{-1} S_f^T$

ซึ่งจากสมการข้างต้นจะได้เกณฑ์ในการปรับค่า K เป็นเมตริก ซึ่งนำไปคูณกับเวกเตอร์ของค่าความผิดพลาดที่ได้จากการทำนายในอนาคต แต่ในหาตัวแปรปรับในการควบคุมกระบวนการ ณ เวลาปัจจุบัน จะนำค่าแถวแรกของการเมตริก K มาใช้คำนวณเท่านั้น คือ

$$\Delta u_{k+1} = K_1 E \tag{3.36}$$

เมื่อ K_1 คือ ค่าเกณฑ์ในแถวแรกของเกณฑ์เวกเตอร์ K

3.4.5 ขอบเขตของตัวแปรปรับ และขอบเขตของตัวแปรสถานะ

ในปัจจุบันระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมระบบให้อยู่ภายในขอบเขตของตัวแปรปรับ และขอบเขตของตัวแปรสถานะที่ต้องการได้นอกเหนือจากขอบเขตของกระบวนการที่

กล่าวมาแล้ว การแบ่งชนิดขอบเขตสามารถแบ่งตามรูปแบบของสมการขอบเขตได้สองชนิดคือ สมการขอบเขต (Equality Constraint) และ อสมการขอบเขต (Inequality Constraint) ดังรายละเอียดต่อไปนี้

(1) สมการขอบเขต (Equality Constraint) มีลักษณะเป็นสมการที่หาค่าได้ชัดเจน สามารถเขียนเป็นสมการทั่วไปได้ดังนี้

$$h(x, u) = 0 \quad (3.37)$$

ดังนั้น สมการขอบเขตของกระบวนการข้างต้น

$$Gx_k + Hu_k - x_{k+1} = 0 \quad (3.38)$$

(2) อสมการขอบเขต (inequality constraint) มีลักษณะเป็นสมการที่คำตอบเป็นช่วง สามารถเขียนเป็นสมการทั่วไปได้ดังนี้

$$g(x, u) > 0 \quad (3.39)$$

ในปัจจุบันอสมการขอบเขตยังแบ่งได้สองประเภท คือ อสมการที่มีขอบเขตชัดเจนเรียกว่า Hard Constraint และอสมการที่มีขอบเขตไม่ชัดเจนเรียกว่า Soft Constraint ยกตัวอย่างเช่น ขอบเขตของตัวแปรปรับที่สามารถเขียนได้ทั้งสองแบบดังนี้

(2.1) อสมการขอบเขตที่มีขอบเขตชัดเจน (Hard Constraint)

$$u_{\min} \leq u \leq u_{\max} \quad (3.40)$$

(2.2) อสมการขอบเขตที่มีขอบเขตไม่ชัดเจน (Soft Constraint)

$$\begin{aligned} u_{\min} \pm \varepsilon &\leq u \leq u_{\max} \pm \varepsilon \\ 0 &\leq \varepsilon \leq \varepsilon_{\max} \end{aligned} \quad (3.41)$$

ระบบควบคุม โมเดลพรีดิกทีฟสามารถเพิ่มขอบเขตทั้งในรูปของสมการและอสมการ โดยในการเพิ่มขอบเขตแบบอสมการมีความยุ่งยากซับซ้อน และใช้เวลาในการคำนวณนานทำให้ไม่

สะดวกต่อการใช้งานในอุตสาหกรรม ในการศึกษานี้จึงทำการศึกษาระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟแบบไม่กำหนดขอบเขตของตัวแปรสแตตและตัวแปรปรับ แต่ใช้ขอบเขตตัวแปรปรับของระบบควบคุมระดับล่างแทน (ระบบควบคุมแบบพีไอดี – PID Controller) เพื่อไม่ให้มีการควบคุมอยู่นอกเหนือขอบเขตของตัวแปรปรับที่สามารถทำได้

3.4.6 อัลกอริทึมของระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟ

ในการศึกษาระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟที่ใช้ สามารถนำมาเขียนเป็นอัลกอริทึมเป็นขั้นตอนของการทำออปติไมซ์ และการคำนวณค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการดังต่อไปนี้

- 1) ทำการวัดค่าตัวแปรวัด
- 2) นำค่าตัวแปรวัด และตัวแปรปรับเข้าสู่ตัวสังเกตสถานะ เพื่อหาค่าตัวแปรสแตตของกระบวนการ
- 3) นำค่าตัวแปรสแตตที่หาได้จากตัวสังเกต เข้าสู่ระบบควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟเพื่อเป็นค่าสแตต ณ เวลาควบคุมในการคำนวณ
- 4) คำนวณหาค่าเมตริกซ์คงที่ของกระบวนการ G, H และ c ณ เวลาที่ควบคุม
- 5) นำเมตริกซ์ G, H, c มาคำนวณเวกเตอร์ตัวแปรปรับ K

$$K = (S_f^T S_f + W)^{-1} S_f^T$$

- 6) นำค่าเกณฑ์ K ค่าแรกมาใช้ในการหาตัวแปรปรับ

$$\Delta u_{k+1} = K_1 E$$

- 7) ทำการบวกการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับที่คำนวณได้กับค่าตัวแปรปรับเดิม

$$u_{k+1} = u_k + \Delta u_{k+1}$$

- 8) กำหนดค่า u_k ถ้า $u_k > 393$ ให้ $u_k = 393$ K และถ้า $u_k < 298$ ให้ $u_k = 298$ K

- 9) ระบบควบคุม โมเดลพรีดิคทีฟ จะส่งค่าตัวแปรปรับเข้าสู่ระบบควบคุมระดับล่าง เช่น ระบบควบคุมพีไอดี เพื่อควบคุมตัวแปรปรับให้เข้าสู่ค่าต้องการ และทำการวัดค่า ตามขั้นตอนที่ 1 อีกครั้ง

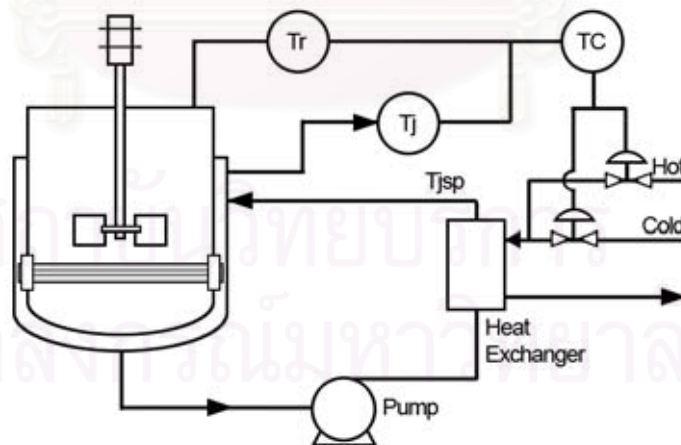


สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 4

เครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน

ในบทนี้จะกล่าวถึง แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ใช้ในกระบวนการ และแบบจำลองที่ใช้ในการออกแบบการควบคุมกระบวนการของเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน ซึ่งเป็นเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะ เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะเป็นที่นิยมใช้กับกระบวนการผลิตที่ผลิตภัณฑ์มีราคาแพง ผลิตได้ในปริมาณเล็กน้อย ปฏิกริยาที่เกิดขึ้นรุนแรง มีหลายขั้นตอน อาทิเช่น การผลิตยา การผลิตอาหาร เป็นต้น ลักษณะของกระบวนการแบบกะเป็นกระบวนการที่ป้อนสารตั้งต้นลงในถังปฏิกรณ์เพียงครั้งเดียว ทำให้ปฏิกริยาที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์แบบกะจะไม่มีสถานะคงตัว (Steady State) ในการศึกษาเรื่องนี้มุ่งเน้นการนำระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟมาประยุกต์ใช้กับถังปฏิกรณ์เคมีแบบกะ ที่มีปฏิกริยาคายความร้อน การควบคุมอุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ ให้ได้อุณหภูมิที่กำหนด ทำให้สามารถผลิตผลิตภัณฑ์ให้มีคุณภาพตามที่กำหนดไว้



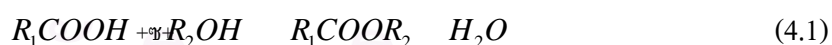
รูปที่ 4.1 เครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน

นอกจากนี้เครื่องปฏิกรณ์แบบเพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน ยังมีเมมเบรนสำหรับการดึงผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการออกจากจากระบบ เพื่อทำให้การเกิดผลิตภัณฑ์ที่ต้องการมากขึ้น และจาก

ปฏิกิริยาที่มีการคายความร้อนสูง เพื่อความปลอดภัยในการทดสอบ ลดค่าใช้จ่าย และลดเวลาในการศึกษา การทดสอบระบบควบคุมจึงมีการจำลองกระบวนการจริงโดยอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ เพื่อใช้ในการคำนวณหาผลตอบสนองในรูปตัวแปรวัด (อุณหภูมิภายในถังปฏิกรณ์ - T_r และอุณหภูมิในถังแจคเก็ต - T_j) จากการปรับตัวแปรปรับ (อุณหภูมิในถังแจคเก็ต - T_{jsp}) ซึ่งได้นำมาจากงานวิจัยของ Liu และคณะ (2001) ที่ได้นำเครื่องปฏิกรณ์แบบกะมาประยุกต์ใช้ร่วมกับกระบวนการเพอร์เวเพอเรชัน มาใช้ในการผลทดลอง โดยมุ่งใช้กับปฏิกิริยาแบบคายความร้อน และเป็นปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟเคชัน แบบผันกลับได้ และใช้ถังแจคเก็ตในการควบคุม และรักษาระดับอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน ให้ได้ตามค่าที่กำหนดไว้ โดยการควบคุมกระบวนการด้วยตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) โดยมีแบบกระบวนการดังรูป 4.1 ซึ่งจะทำให้การเปรียบเทียบผลการควบคุมกับการควบคุมกระบวนการอื่น ๆ เช่น การควบคุมแบบตั้งเดิมีพีไอดี (PID) และการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล (GMC) ที่มีการประค้ำความร้อนที่เกิดขึ้นในปฏิกิริยา

4.1 แบบจำลองของกระบวนการเพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการ จากรูปที่ 4.1 จะนำไปเป็นกระบวนการในการศึกษาปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟเคชัน ระหว่างกรดอะซิติก และบิวทานอล ตามงานวิจัยของ Liu และทีมงาน (2001) ซึ่งมีการเกิดปฏิกิริยา ดังนี้



4.1.1 สมการดุลมวลสาร

กระบวนการของเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน ซึ่งประกอบด้วยเยื่อแผ่นเมมเบรนที่สามารถให้น้ำผ่านเยื่อไปได้ ซึ่งภายในถังปฏิกรณ์มีการเกิดปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟเคชันระหว่างกรดอะซิติก และบิวทานอล ซึ่งสามารถเขียนสมการสมดุลมวลสารของระบบได้ ดังนี้

$$\frac{d(C_i V)}{dt} = -r_i V - J_i S \quad (4.2)$$

เมื่อ C_i คือ ความเข้มข้นของสารประกอบ i (mol/l)

J_i คือ อัตราการผ่านเมมเบรนของสารประกอบ i (mol/dm² hr)

V คือ ปริมาตรของถังปฏิกรณ์ (liter)

S คือ พื้นที่ผิวของเมมเบรน (dm²)

r_i คือ อัตราการใช้ปฏิกิริยาเคมีของสารประกอบ i ซึ่งจะเป็นค่าลบสำหรับสารประกอบที่เป็นผลิตภัณฑ์ และจะเป็นค่าบวกสำหรับสารประกอบตั้งต้น

เมื่อค่าสัมประสิทธิ์ของการเกิดปฏิกิริยาสำหรับสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์มีค่าเท่ากัน ซึ่งสามารถเขียนสมการการเกิดปฏิกิริยาได้ ดังนี้

$$r = k_1 C_A C_B C_{cat} - k_2 C_E C_W C_{cat} \quad (4.3)$$

เมื่อ C_A, C_B, C_E และ C_W คือ ความเข้มข้นของกรด แอลกอฮอล์ เอสเตอร์ และน้ำ (mol/l)

C_{cat} คือ ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา (g/l),

k_1 และ k_2 คือ ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาแบบไปข้างหน้า และย้อนกลับตามลำดับ

ตามสมการของอาร์เรเนียส (Arrhenius' equation) จะได้ว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาขึ้นอยู่กับอุณหภูมิที่แสดงตามสมการที่ (4.4)

$$k = k_0 \exp(-E/RT) \quad (4.4)$$

เมื่อ k_0 คือ สัมประสิทธิ์คงค่าที่การเกิดปฏิกิริยา (pre-exponential factor)

E คือ ค่าพลังงานกระตุ้นของปฏิกิริยา

R คือ ค่าคงที่ของแก๊ส

T คือ อุณหภูมิของระบบ

จากการทดลองของ Liu et al. (2001) ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา สามารถแสดงได้ดังนี้

$$k_1 = 4.531 \cdot 10^6 \exp\left(-\frac{6390}{T}\right) \quad (4.5)$$

$$k_2 = 4.376 \cdot 10^6 \exp\left(-\frac{7090}{T}\right) \quad (4.6)$$

และจากการทดลองของ Feng และ Huang (1996) อัตราการเปลี่ยนแปลงปริมาตรของผสมในเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน แสดงได้ดังนี้

$$\frac{dV}{dt} = - \sum_i \frac{J_i M_i}{r_i} S \quad (4.7)$$

เมื่อ M_i คือ น้ำหนักโมเลกุลของสารประกอบ i (g/mol),

r_i คือ ความหนาแน่นของสารประกอบ i (g/l),

ในการทดลองนี้ จะพิจารณาให้เกิดการผ่านเมมเบรนของน้ำที่เป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการเท่านั้น เพราะฉะนั้นจะสามารถเขียนสมการ(4.7) ใหม่ได้ดังนี้

$$\frac{dV}{dt} = - \frac{J_w M_w}{r_w} S \quad (4.8)$$

อัตราการไหลผ่านของกระบวนการเพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรนนั้น โดยปกติจะขึ้นอยู่กับความเข้มข้น ซึ่งเป็นความเข้มข้นของน้ำตามที่ได้ทำการพิจารณาไว้ จะสามารถเขียนได้ตามสมการดังนี้

$$J_w = P_w C_w \quad (4.9)$$

เมื่อ P_w คือ ค่าสัมประสิทธิ์การไหลผ่านเมมเบรนของน้ำ

ความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัมประสิทธิ์การไหลผ่านเมมเบรนกับการเปลี่ยนแปลงตามอุณหภูมิสามารถแสดงได้ตามสมการอาร์เรเนียส (Arrhenius' equation) ดังนี้

$$P = P_0 \exp(-E_a/RT) \quad (4.10)$$

เมื่อ P_0 คือ ค่าคงที่การไหลผ่านเมมเบรน (pre-exponential factor)

E_a คือ พลังงานกระตุ้นของการไหลผ่านเมมเบรน

จากการทดลองของ Liu และคณะ (2001) จากวิธีการสร้างกราฟหาความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัมประสิทธิ์การไหลผ่านเมมเบรนและการเปลี่ยนแปลงตามอุณหภูมิ จะได้สมการดังนี้

$$P_w = \exp^{4.2934 - \frac{1039.24}{T}} \quad (4.11)$$

แทนค่าสมการ (4.8) ลงในสมการ (4.2) ซึ่งจะสามารถเขียนสมการความเข้มข้นของแต่ละสารประกอบ ยกเว้นน้ำ ในการเกิดปฏิกิริยาได้ดังนี้

$$\begin{aligned} C_i \frac{dV}{dt} + V \frac{dC_i}{dt} &= -rV \\ -C_i \frac{J_w M_w}{r_w} S + V \frac{dC_i}{dt} &= -rV \\ \frac{dC_i}{dt} &= -r + C_i \frac{J_w M_w}{r_w} \frac{S}{V} \end{aligned} \quad (4.12)$$

เมื่อ i คือ สารประกอบ AB และ E .

โดยความเข้มข้นของน้ำ ซึ่งต้องพิจารณาการไหลผ่านของน้ำผ่านเมมเบรนด้วย จากสมการดังต่อไปนี้

$$\begin{aligned}
 C_w \frac{dV}{dt} + V \frac{dC_w}{dt} &= -rV - J_w S \\
 -C_w \frac{J_w M_w}{r_w} S + V \frac{dC_w}{dt} &= -rV - J_w S \\
 \frac{dC_w}{dt} &= -r - \frac{S}{V} J_w + C_w \frac{J_w M_w}{r_w} \frac{S}{V}
 \end{aligned} \tag{4.13}$$

เมื่อ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของสารประกอบ E และ W จะมีค่าเป็นลบ

4.1.2 สมการดุลพลังงาน

สำหรับการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ โดยจะเลือกตัวแปรควบคุมที่จะทำการดำเนินกระบวนการ คือ อุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ (T_r) และใช้อุณหภูมิของแจคเก็ตเป็นตัวแปรปรับ (T_j) ซึ่งสมดุลพลังงานรอบเครื่องปฏิกรณ์จะสามารถเขียนตามสมการ ได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 Q_r &= (-D H)rV \\
 \frac{dT_r}{dt} &= \frac{Q_r + UA(T_j - T_r)}{M_r C_{pr}}
 \end{aligned} \tag{4.14}$$

$$M_r = (C_A + C_B + C_E + C_W) V \tag{4.15}$$

และ

$$C_{pr} = \frac{C_{pA} C_A + C_{pB} C_B + C_{pE} C_E + C_{pW} C_W}{C_A + C_B + C_E + C_W} \tag{4.16}$$

เมื่อ Q_r คือ อัตราการคายความร้อนของปฏิกิริยา (J/hr)

U คือ ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน ($J/m^2 \text{ hr K}$)

A คือ พื้นที่ผิวการถ่ายเทความร้อน (m^2)

$D H$ คือ ความร้อนในการเกิดปฏิกิริยา (J/mol)

M_r คือ จำนวนโมลของสารที่อยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ (mole)

C_{pr} คือ ค่าความจุความร้อนของสารที่อยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ (J/mol K)

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในถังแจกเกิดสามารถเขียนได้ดังนี้

$$\frac{dT_j}{dt} = \frac{q_j r_j C_{pj} (T_{jsp} - T_j) - UA(T_j - T_r)}{V_j r_j C_{pj}} \quad (4.17)$$

ซึ่งสามารถสมมติได้ว่าอุณหภูมิของถังแจกเกิดที่ใช้ควบคุมเป็นสมการอันดับหนึ่ง (Liptak, 1986) ด้วยค่าคงที่ของเวลา t_j และเพราะฉะนั้น $T_{jsp}(k)$ จะสามารถคำนวณได้ตามสมการดังนี้

$$T_{jsp}(k) = T_j(k-1) + \frac{t_j}{D} (T_j(k) - T_j(k-1)) \quad (4.18)$$

เมื่อ

$$t_j = \frac{V_j}{q_j}$$

q_j คือ อัตราการไหลของของเหลวในถังแจกเกิด (l/hr)

r_j คือ ค่าความหนาแน่นของของเหลวในถังแจกเกิด (g/l)

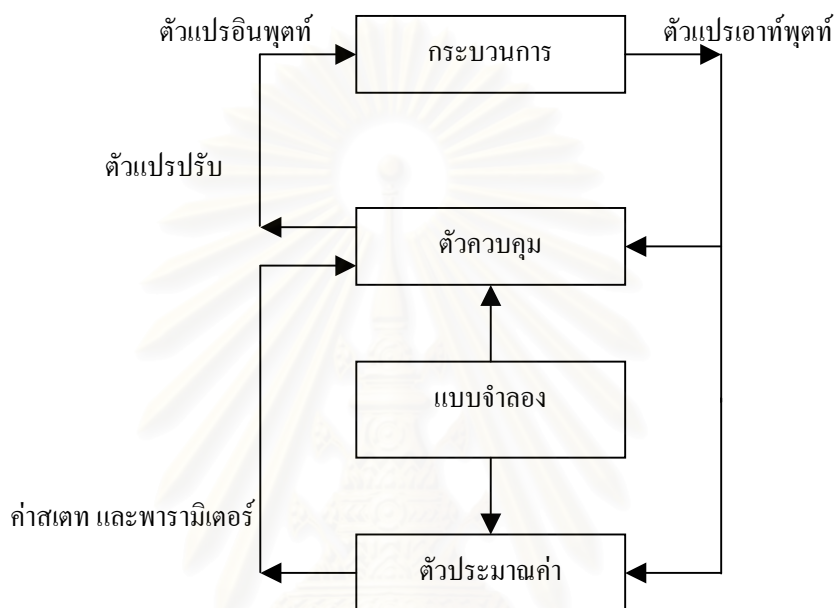
V_j คือ ปริมาตรของถังแจกเกิด (liter)

C_{pj} คือ ค่าความจุความร้อนของของเหลวในถังแจกเกิด (J/g K)

4.2 การออกแบบตัวประมาณค่าสเตท และพารามิเตอร์

ในการออกแบบกระบวนการที่ใช้การควบคุมที่อาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ จำเป็นที่จะต้องสร้างแบบจำลองที่ใช้ในการทำนาย หรือคาดการณ์ตัวแปรปรับ เพื่อทำการควบคุมกระบวนการให้ได้ตามที่ต้องการ เพราะฉะนั้นจำเป็นต้องสร้างแบบจำลองที่เป็นตัวแทนของระบบที่ต้องการควบคุมได้ และต้องเป็นตัวแปรที่สามารถวัดได้ จึงจะสามารถใช้การควบคุมที่อาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ได้อย่างมีประสิทธิภาพ แต่ในความเป็นจริงนั้น เป็นการยากที่จะสามารถสร้างแบบจำลองที่สามารถเป็นตัวแทนของระบบได้สมบูรณ์ และนอกจากนี้ตัวแปรบางตัวไม่สามารถที่จะวัดได้เช่นกัน ดังนั้นในงานวิจัยนี้ จึงได้ทำการใช้แบบจำลองของกระบวนการที่ไม่

เหมือนกับแบบจำลองของกระบวนการ ซึ่งมีตัวแปรสแตทที่ไม่สามารถวัดค่าได้ เพราะฉะนั้นจึงต้องทำการประมาณค่าจากตัวแปรสังเกต โดยในเทคนิคตัวประมาณ (ตามรูปที่ 4.2) ด้วยตัวกรองคาลมานมาประยุกต์ใช้ร่วมด้วย



รูปที่ 4.2 กระบวนการควบคุมกระบวนการ และประมาณค่าสแตท และพารามิเตอร์คาลมาน

สำหรับแบบจำลองที่จะใช้ในการควบคุม และประมาณค่าสแตท ซึ่ง Kershenbaum และ Kittisupakorn (1994) ได้นำสมการไบลิเนียร์ที่แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ซึ่งแสดงลักษณะการเปลี่ยนแปลงทางเคมีในเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ โดยกำหนดให้อัตราการเกิดปฏิกิริยา R เปลี่ยนแปลงไปตามความเข้มข้นของสารตั้งต้น M_r และอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ T_r ดังแสดงได้ดังนี้

$$\frac{dM_r}{dt} = -R = -bM_r T_m \quad (4.19)$$

เมื่อ b คือ ค่าคงในการเกิดปฏิกิริยา

และทำการประมาณค่าความร้อนที่เกิดขึ้นจากสมการดังนี้

$$Q_r = (-D H)VR = -bVM_r T_m D H \quad (4.20)$$

เมื่อ DH คือ ความร้อนของปฏิกิริยา
กำหนดให้

$$N_{b-D} bVM_r H \quad (4.21)$$

จากสมดุลพลังงานในถังแฉกเกิด และเครื่องปฏิกรณ์ จะสามารถทำการประมาณสมการ
สเตทได้ดังนี้

$$\frac{dT_{jm}}{dt} = \frac{UA(T_{rm} - T_{jm})}{V_j^r j C_{pr}} + \frac{(T_{jsp} - T_{jm})}{t_j} \quad (4.22)$$

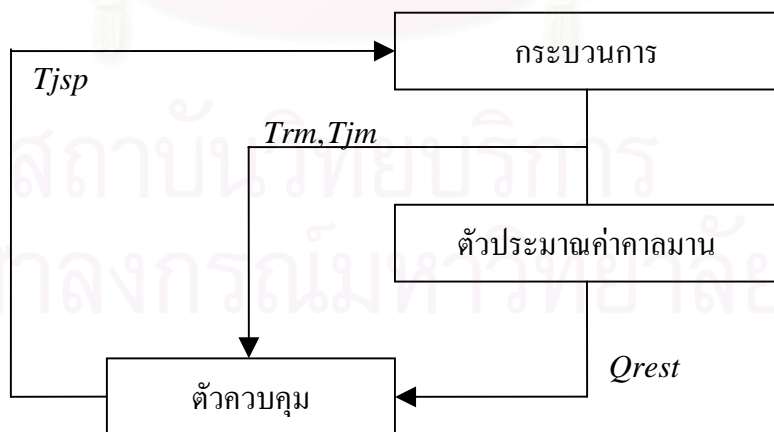
$$\frac{dT_{rm}}{dt} = \frac{Q_{re}}{M_r C_{pr}} + \frac{UA(T_{jm} - T_{rm})}{M_r C_{pr}} \quad (4.23)$$

$$\frac{dN}{dt} = -bNT_{rm} \quad (4.24)$$

$$\frac{dQ_{re}}{dt} = N \frac{dT_{rm}}{dt} + T_{rm} \frac{dN}{dt} \quad (4.25)$$

$$\frac{db}{dt} = 0 \quad (4.26)$$

โดยค่า T_{rm} และ T_{jm} เป็นค่าที่ได้จากการวัด และทำการประมาณค่าสเตททั้งหมดโดยใช้ตัว
กรองคาลมาน ประมาณค่าการคายความร้อนของปฏิกิริยา ซึ่งสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 4.3



รูปที่ 4.3 แสดงขั้นตอนการประมาณค่าความร้อนที่เกิดขึ้น

ซึ่งจากสมการข้างต้นสามารถสร้างแบบจำลองสเตทของกระบวนการที่ใช้ในการออกแบบการควบคุม โดยการทำให้เป็นเชิงเส้น โดยใช้อนุกรมเทย์เลอร์ ดังนี้

$$\dot{x} = \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{x_s, u_s} \cdot \Delta x + \left. \frac{\partial f}{\partial u} \right|_{x_s, u_s} \cdot \Delta u \quad (4.26)$$

หรือ

$$\dot{x} = A \cdot \Delta x + B \cdot \Delta u$$

โดยที่

$$A = \frac{\partial f}{\partial x} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial x_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial x_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial x_1} & \frac{\partial f_n}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial x_n} \end{bmatrix} \quad (4.27)$$

และ

$$B = \frac{\partial f}{\partial u} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial u_1} & \frac{\partial f_1}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial u_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial u_1} & \frac{\partial f_2}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial u_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial u_1} & \frac{\partial f_n}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial u_n} \end{bmatrix} \quad (4.28)$$

สามารถเขียนเป็นแบบจำลองสเตทของกระบวนการที่นำไปออกแบบการควบคุมได้ดังนี้

$$\begin{aligned} A(1,1) &= -\frac{UA}{V_j \rho_j C_{pr}} - \frac{1}{\tau_i} & A(2,1) &= \frac{UA}{M_r C_{pr}} & A(3,1) &= 0 \\ A(1,2) &= \frac{UA}{V_j \rho_j C_{pr}} & A(2,2) &= -\frac{UA}{M_r C_{pr}} & A(3,2) &= -bN \\ A(1,3) &= 0 & A(2,3) &= 0 & A(3,3) &= -bT_{rm} \\ A(1,4) &= 0 & A(2,4) &= \frac{1}{M_r C_{pr}} & A(3,4) &= 0 \\ A(1,5) &= 0 & A(2,5) &= 0 & A(3,5) &= -NT_{rm} \\ A(1,6) &= \frac{(T_r - T_j)}{V_j \rho_j C_{pj}} & A(2,6) &= \frac{(T_j - T_r)}{M_r C_{pr}} & A(3,6) &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A(4,1) &= N \cdot \frac{UA}{M_r C_{pr}} & A(5,1) &= 0 & B(1,1) &= \frac{1}{\tau_i} \\
 A(4,2) &= -N \cdot \frac{UA}{M_r C_{pr}} - 2 \cdot bNT_{rm} & A(5,2) &= 0 & B(2,1) &= 0 \\
 A(4,3) &= \left(\frac{Q_{re}}{M_r C_{pr}} + \frac{UA(T_{jm} - T_{rm})}{M_r C_{pr}} \right) - bT_{rm}^2 & A(5,3) &= 0 & B(3,1) &= 0 \\
 A(4,4) &= \frac{N}{M_r C_{pr}} & A(5,4) &= 0 & B(4,1) &= 0 \\
 A(4,5) &= -NT_{rm}^2 & A(5,5) &= 0 & B(5,1) &= 0 \\
 A(4,6) &= \frac{N(T_j - T_r)}{M_r C_{pr}} & A(5,6) &= 0 & B(6,1) &= 0
 \end{aligned}$$

เพราะฉะนั้นจะได้แบบจำลองของกระบวนการที่จะนำไปออกแบบการควบคุม และประมาณค่าสเตตด้วยตัวกรองคาลมานตามสมการที่ 4.29 และ 4.30 โดยใช้ค่าเริ่มต้นของสเตตดังตารางที่ 4.1

$$A = \begin{bmatrix} A(1,1) & A(2,1) & A(3,1) & A(4,1) & A(5,1) & A(6,1) \\ A(1,2) & A(2,2) & A(3,2) & A(4,2) & A(5,2) & A(6,2) \\ A(1,3) & A(2,3) & A(3,3) & A(4,3) & A(5,3) & A(6,3) \\ A(1,4) & A(2,4) & A(3,4) & A(4,4) & A(5,4) & A(6,4) \\ A(1,5) & A(2,5) & A(3,5) & A(4,5) & A(5,5) & A(6,5) \\ A(1,6) & A(2,6) & A(3,6) & A(4,6) & A(5,6) & A(6,6) \end{bmatrix} \quad (4.29)$$

$$B = \begin{bmatrix} B(1,1) \\ B(2,1) \\ B(3,1) \\ B(4,1) \\ B(5,1) \\ B(6,1) \end{bmatrix} \quad (4.30)$$

ตารางที่ 4.1 แสดงค่าเริ่มต้นของการประมาณค่าสเปค และการควบคุมกระบวนการ

ตัวแปร	ค่าเริ่มต้น
$T_{jm,0}$	298 K
$T_{jm,0}$	298 K
N_0	100
$Q_{re,0}$	559 J/hr
b_o	1.75×10^{-3}
U	50,000 J/m ² hr K

4.3 การออกแบบการควบคุมกระบวนการ

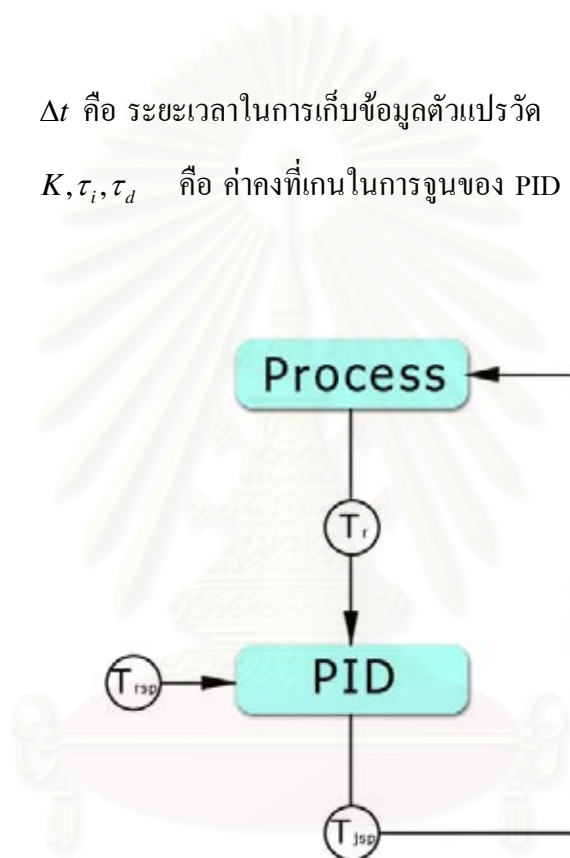
สำหรับการควบคุมอุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์กระบวนการเพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน ในงานวิจัยนี้ โดยทำการการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการควบคุมกระบวนการของตัวควบคุมแบบดั้งเดิม ซึ่งเป็นที่นิยมในอุตสาหกรรมทั่วไป เนื่องจากไม่ซับซ้อน แต่ไม่สามารถควบคุมกระบวนการที่ความซับซ้อน และไม่ได้เป็นเชิงเส้นได้ไม่ดี ซึ่งในปัจจุบันตัวควบคุมกระบวนการสมัยใหม่ที่มีการนำสมการ และแบบจำลองต่าง ๆ เพื่อนำมาคำนวณหาค่าตัวแปรปรับได้เหมาะสม ซึ่งต้องใช้ความรู้ความสามารถในเชิงวิศวกรรม โดยจะทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล และ โมเดลพรีดิกทีฟ ซึ่งมีความซับซ้อนในการออกแบบมากขึ้น

4.3.1 การควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี

สำหรับการควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี เป็นการควบคุมกระบวนการที่ไม่ซับซ้อน ง่ายต่อการใช้งาน โดยในการคำนวณหาค่าตัวแปรปรับของการควบคุมแบบพีไอดี จะนำค่าตัวแปรที่วัดได้ นำมาเปรียบเทียบกับค่าเป้าหมาย และปรับค่าตัวแปรปรับตามเกณฑ์ที่ให้ไว้ ตามรูปที่ 4.4 สามารถแสดงสมการที่ใช้ในการควบคุมได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 T_{jsp}(k+1) = & T_{jsp}(k) + K \left(\left(1 + \frac{\Delta t}{\tau_i} + \frac{\tau_d}{\Delta t} \right) \cdot (T_{rsp}(k) - T_r(k)) \right. \\
 & + \left(-1 - \frac{2\tau_d}{\Delta t} \right) \cdot (T_{rsp}(k-1) - T_r(k-1)) \\
 & \left. + \left(\frac{\tau_d}{\Delta t} \right) \cdot (T_{rsp}(k-2) - T_r(k-2)) \right)
 \end{aligned} \tag{4.31}$$

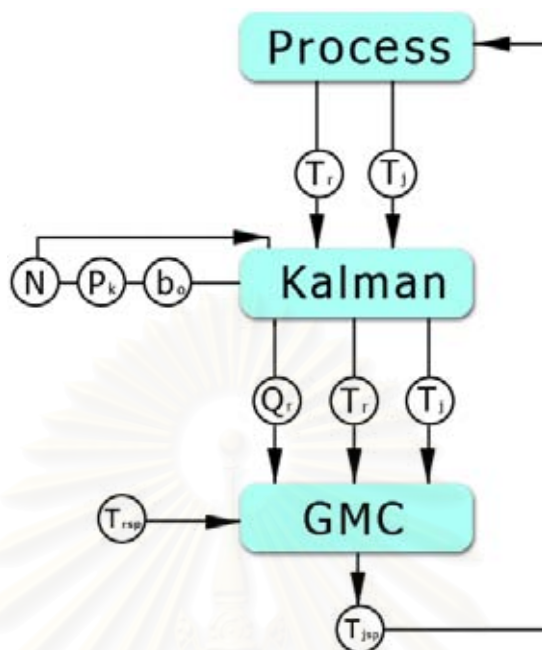
เมื่อ Δt คือ ระยะเวลาในการเก็บข้อมูลตัวแปรวัด
 K, τ_i, τ_d คือ ค่าคงที่เกณฑ์ในการจูนของ PID



รูปที่ 4.4 แสดงขั้นตอนการคำนวณค่าตัวแปรปรับของการควบคุมแบบพีไอดี

4.3.2 การควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล

สำหรับการควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลองในการคำนวณตัวแปรปรับ การควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล เป็นที่ทางเลือกหนึ่งที่นิยม และงานต่อการนำมาใช้เป็นตัวควบคุมกระบวนการ ซึ่งมีประสิทธิภาพในการควบคุมกระบวนการที่ไม่เป็นเชิงเส้น ได้ระดับหนึ่ง แสดงได้ดังรูปที่ 4.5 โดยมีอัลกอริทึมในการออกแบบดังนี้



รูปที่ 4.5 แสดงขั้นตอนการคำนวณตัวแปรปรับของการควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล

$$\frac{dy}{dt} = K_1(y_{sp} - y) + K_2 \int (y_{sp} - y) dt \quad (4.32)$$

- เมื่อ y คือ ค่าตัวแปรวัด ณ เวลาปัจจุบัน
 y_{sp} คือ ค่าเป้าหมายที่ต้องการ
 K_1, K_2 คือ ค่าคงที่ในการปรับจูนตัวควบคุม

จากสมการที่ (4.14) สามารถนำมาคำนวณหาค่าตัวแปรปรับได้ดังนี้

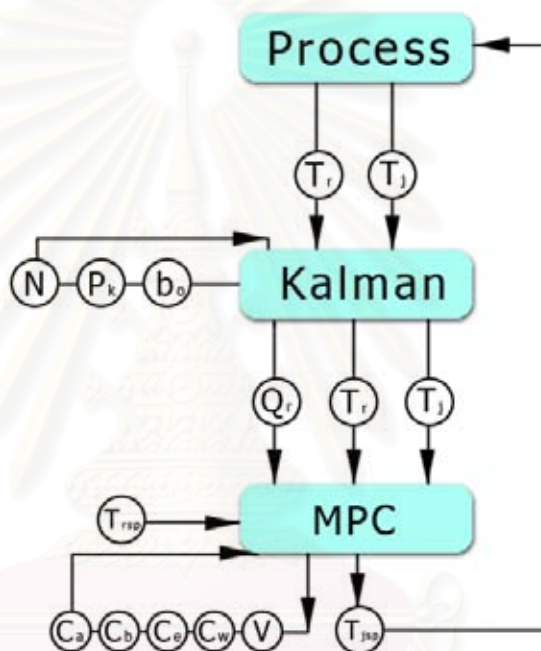
$$T_j(k) = T_r(k) + \frac{M_r C_p}{UA} \left\{ K_1 [T_{rsp} - T_r(k)] + K_2 \sum_0^k [T_{rsp} - T_r(k)] \Delta t \right\} - \frac{Q_r}{UA} \quad (4.33)$$

$$T_{j,sp}(k) = T_j(k-1) + \tau_j \frac{(T_j(k) - T_j(k-1))}{\Delta t} \quad (4.22)$$

- เมื่อ Δt คือ ระยะเวลาในการเก็บข้อมูล
 τ_j คือ ปริมาตรของถังแจกเกิดต่ออัตราการไหลของของเหลวในถังแจกเกิด

4.3.3 การควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

ในการออกแบบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ จำเป็นที่จะต้องใช้สมการที่เกี่ยวข้องกับระบบที่จะทำการควบคุม ซึ่งประสิทธิภาพในการควบคุมระบบจะขึ้นอยู่กับความน่าเชื่อถือของสมการที่นำมาใช้ในการออกแบบ ซึ่งแสดงขั้นตอนการคำนวณค่าตัวแปรปรับของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟได้ดังรูปที่ 4.6



รูปที่ 4.6 แสดงขั้นตอนการคำนวณค่าตัวแปรปรับของการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

โดยในการจำลองในงานวิจัยนี้สามารถแสดงสมการที่นำมาใช้ในการออกแบบกระบวนการควบคุม ได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 f_1 &= \frac{dC_a}{dt} & r &= C_a \frac{J_w \cdot M_w \cdot S}{\Omega \cdot r_w \cdot V} \\
 f_2 &= \frac{dC_b}{dt} & r &= C_b \frac{J_w \cdot M_w \cdot S}{\Omega \cdot r_w \cdot V} \\
 f_3 &= \frac{dC_e}{dt} & r &= C_e \frac{J_w \cdot M_w \cdot S}{\Omega \cdot r_w \cdot V} \\
 f_4 &= \frac{dC_w}{dt} & r &= C_w \frac{J_w \cdot M_w \cdot S}{\Omega \cdot r_w \cdot V} \quad \frac{J_w \cdot S}{V}
 \end{aligned} \tag{4.34}$$

$$f_5 = \frac{dV}{dt} = - \frac{J_w M_w}{r_w} S$$

$$f_6 = \frac{dT_r}{dt} = \frac{Q_r + UA(T_j - T_r)}{M_r C_{pr}}$$

$$f_7 = \frac{dT_j}{dt} = \frac{q_{j^r} C_{pj} (T_{jsp} - T_j) - UA(T_j - T_r)}{V_{j^r} C_{pj}}$$

โดยในการออกแบบมีการใช้ความร้อนที่เกิดขึ้นของปฏิกิริยา ในการคำนวณหาค่าสเตท
 ในอนาคต และนำไปคำนวณหาค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมในสภาวะปัจจุบัน ซึ่งได้นำตัวกรองคาล
 มานมาใช้ร่วมกัน



สถาบันวิทยบริการ
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 5

ผลการจำลองการควบคุม

ในบทที่ 5 เป็นการรวบรวมผลการจำลองในการเกิดปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟเคชัน ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเพอร์เวเพอริฟเมมเบรน ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นระบบคายความร้อน และปฏิกิริยาสามารถผันกลับได้ โดยจะแบ่งผลการจำลองเป็น 2 ส่วน คือ ผลการจำลองในกรณีที่ไม่มีการควบคุม (open loop) และมีการควบคุมกระบวนการ (closed loop) ซึ่งเป็นการเปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ ในส่วนท้ายเป็นการเปรียบเทียบความทนทานต่อความผิดพลาดของแบบจำลองกระบวนการ โดยทำการเปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลอง คือ เจนเนอริกโมเดล และ โมเดลพรีดิกทีฟ

5.1 ระบบที่ไม่มีการควบคุมกระบวนการ (Open loop)

5.1.1 กระบวนการเพอร์เวเพอริฟเมมเบรน

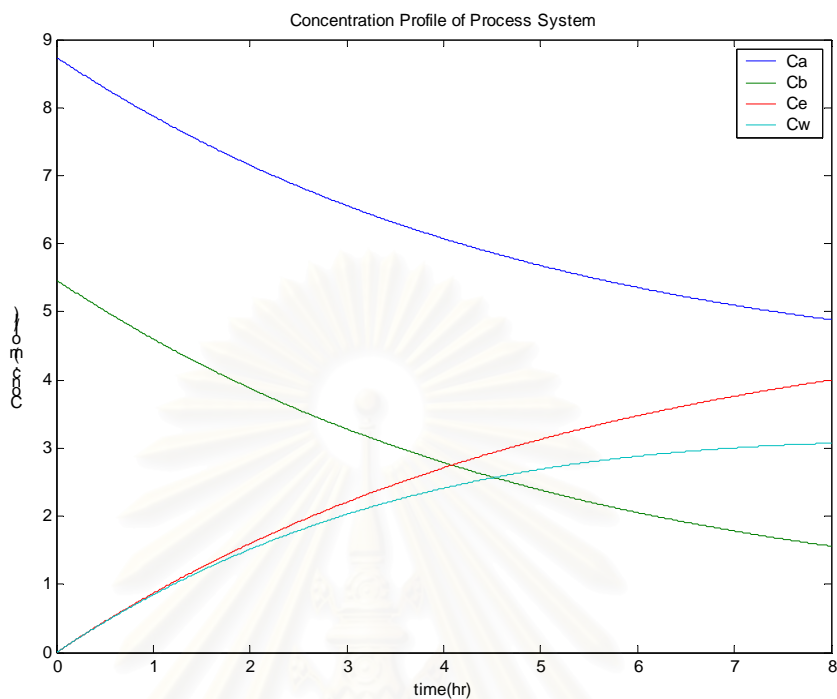
สำหรับการเกิดปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟเคชัน ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเพอร์เวเพอริฟเมมเบรนที่มีการดึงน้ำออกจากระบบ เพื่อให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของสมดุลการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งทำให้เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า และได้ผลิตภัณฑ์ที่มากขึ้น นอกจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นระบบคายความร้อน และปฏิกิริยาสามารถผันกลับได้ โดยใช้ระยะเวลาในการดำเนินกระบวนการเป็นเวลา 8 ชั่วโมง โดยทำการเก็บค่าสเทททุก ๆ 0.01 ชั่วโมง โดยสถานะของกระบวนการสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 5.1 และค่าสถานะเริ่มต้นของระบบ สามารถได้ดังตารางที่ 5.2 ซึ่งจากผลการจำลองกระบวนการสามารถแสดงการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์แสดงได้ดังรูปที่ 5.1 ส่วนอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ และอุณหภูมิของถังแจคเก็ตแสดงได้ดังรูปที่ 5.2 และค่าความร้อนของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นแสดงได้ดังรูปที่ 5.3

ตารางที่ 5.1 ค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ

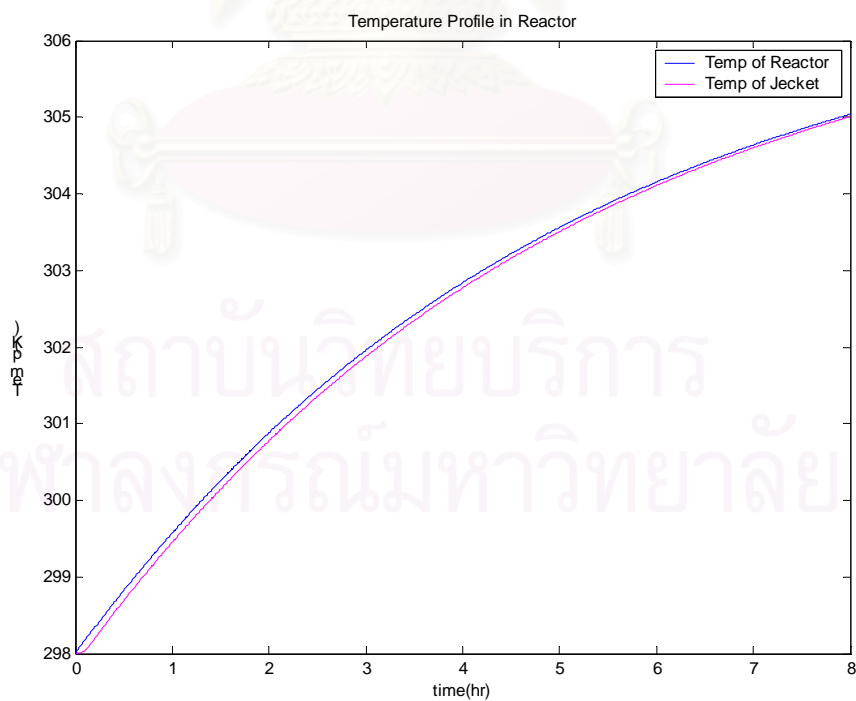
ตัวแปร	รายละเอียด	ค่าพารามิเตอร์	หน่วย
S	พื้นที่ผิวของเมมเบรน	34	cm^2
C_{pa}	ค่าความจุความร้อนของอะซิติก	124.265	J/mol K
C_{pb}	ค่าความจุความร้อนของบิวทานอล	177.025	J/mol K
C_{pe}	ค่าความจุความร้อนของเอสเทอร์	255.5	J/mol K
C_{pw}	ค่าความจุความร้อนของน้ำ	75.4	J/mol K
C_{pj}	ค่าความจุความร้อนของแจกเก็ต	4.2	J/g K
M_w	น้ำหนักโมเลกุลของน้ำ	18	g/mol
C_{cat}	ค่าความเข้มข้นของตัวเร่ง	8.9	g/liter
q_j	อัตราการไหลของน้ำในถังแจกเก็ต	1	l liter/hr
V_j	ปริมาตรของถังแจกเก็ต	50	ml
U	ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน	50,000	$\text{J/m}^2 \text{ hr K}$
A	พื้นที่ผิวในการถ่ายเทความร้อน	45	cm^2
r_w	ค่าความหนาแน่นของน้ำ	1,000	g/liter
r_j	ค่าความหนาแน่นของน้ำในถังแจกเก็ต	1,000	g/liter
DH	ค่าความร้อนในการเกิดปฏิกิริยา	-3,970	J/mol

ตารางที่ 5.2 ค่าสภาวะเริ่มต้นในการจำลองกระบวนการ

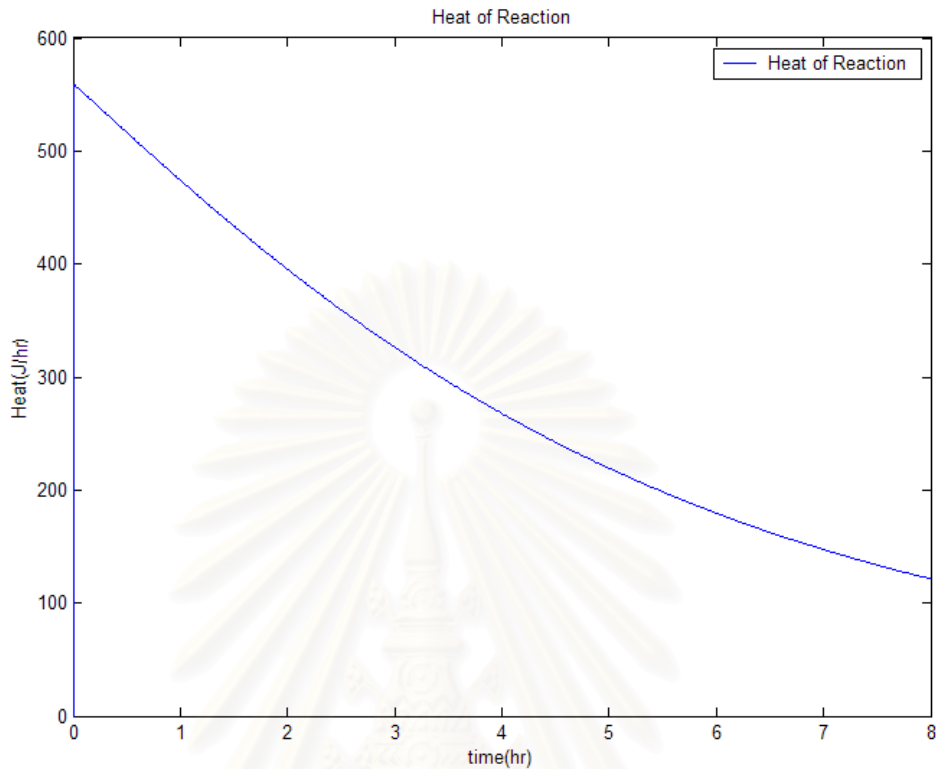
ตัวแปร	รายละเอียด	ค่าพารามิเตอร์	หน่วย
$C_{a,0}$	ความเข้มข้นเริ่มต้นของกรดอะซิติก	8.74	mol/liter
$C_{b,0}$	ความเข้มข้นเริ่มต้นของบิวทานอล	5.47	mol/liter
$C_{e,0}$	ความเข้มข้นเริ่มต้นของเอสเทอร์	0	mol/liter
$C_{w,0}$	ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำ	0	mol/liter
V_0	ปริมาตรเริ่มต้นของสารผสมในระบบ	0.15	liter
$T_{r,0}$	อุณหภูมิเริ่มต้นภายในเครื่องปฏิกรณ์	298.15	K
$T_{j,0}$	อุณหภูมิเริ่มต้นภายในถังแจกเก็ต	298.15	K
$T_{jsp,0}$	อุณหภูมิเริ่มต้นของตัวแปรปรับ	298.15	K



รูปที่ 5.1 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์ ที่ไม่มีการควบคุม (open loop)



รูปที่ 5.2 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ และภายในถังแจคเก็ต ที่ไม่มีการควบคุม (open loop)



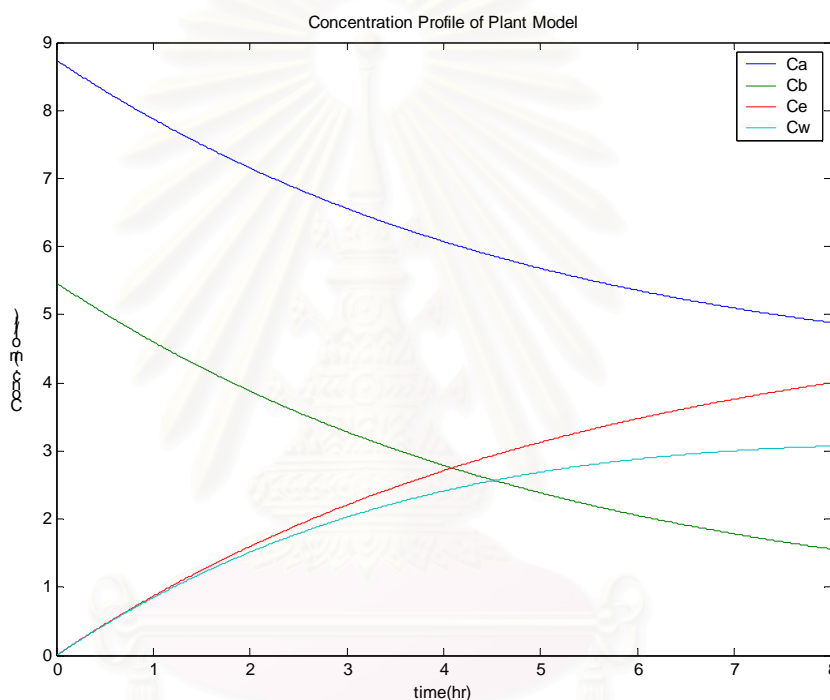
รูปที่ 5.3 ความร้อนในการเกิดปฏิกิริยาที่ไม่มีการควบคุมกระบวนการ (open loop)

ในการเกิดปฏิกิริยาในช่วงเวลาแรกมีการเกิดปฏิกิริยาสูงกว่าช่วงหลัง ดังรูปที่ 5.1 เนื่องจากมีปริมาณความเข้มข้นของสารตั้งต้นมาก ทำให้ระบบเกิดการคายความร้อนสูง ดังรูปที่ 5.3 ซึ่งในระยะเวลาต่อมาสารตั้งต้นเริ่มลดลง ทำให้ความร้อนที่เกิดมีค่าลดลงด้วย ทั้งนี้การเกิดปฏิกิริยาภายในเครื่องเพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรนมีการดึงน้ำ ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการเอา ทำให้สมดุลในการเกิดปฏิกิริยาเกิดการเปลี่ยนแปลง โดยมีผลทำให้ปฏิกิริยาไปข้างหน้ายิ่งขึ้น ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์มากขึ้น จากการจำลองได้ผลิตภัณฑ์ เท่ากับ 4.00 โมลต่อลิตร

5.1.2 กระบวนการจากแบบจำลองกระบวนการ

ในการออกแบบกระบวนการควบคุม โดยใช้แบบจำลองสเปซสเปซของระบบ (State Space Model) มาใช้เป็นตัวแทนของระบบที่กำลังศึกษา เพื่อทำการทำนายค่าในอนาคต และนำไปคำนวณตัวแปรในการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ซึ่งแบบจำลองในรูปแบบเมตริกที่

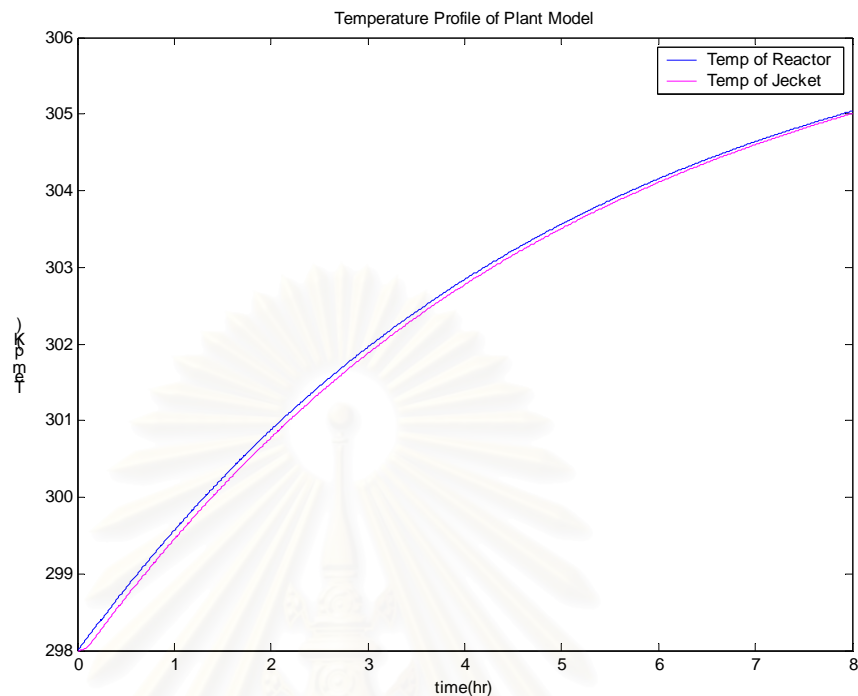
นำมาใช้จะทำ Local Linearization โดยแบบจำลองของระบบจะมีการเปลี่ยนแปลงตามเวลาที่ดำเนินปฏิกิริยา โดยใช้สภาวะในการดำเนินกระบวนการดังตารางที่ 5.1 และค่าสภาวะเริ่มต้นในตารางที่ 5.2 และกำหนดให้ค่าความร้อนที่ใช้แบบจำลองกระบวนการถูกต้อง โดยแสดงผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์ได้ดังรูปที่ 5.4 และการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ และถึงแจกเกิดแสดงได้ดังรูปที่ 5.5



รูปที่ 5.4 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์

ที่ไม่มีการควบคุมกระบวนการ (open loop) ของแบบจำลอง

จากผลการจำลองกระบวนการดังรูปที่ 5.4 และ 5.5 ได้ความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ เท่ากับ 4.00 โมลต่อลิตร ซึ่งคิดเป็นร้อยละความผิดพลาดของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากแบบจำลองกระบวนการ เทียบกับกระบวนการที่เกิดขึ้นจริง เท่ากับ 5.649×10^{-4} และร้อยละความผิดพลาดของอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์เท่ากับ 5.082×10^{-4} ซึ่งมีค่าความผิดพลาดน้อยมาก แสดงได้ว่าแบบจำลองกระบวนการแบบเมตริกที่สร้างขึ้น สามารถเป็นตัวแทนของระบบได้



รูปที่ 5.5 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ และภายในถังแจ็กเก็ต
ที่ไม่มีการควบคุมกระบวนการ (open loop) ของแบบจำลอง

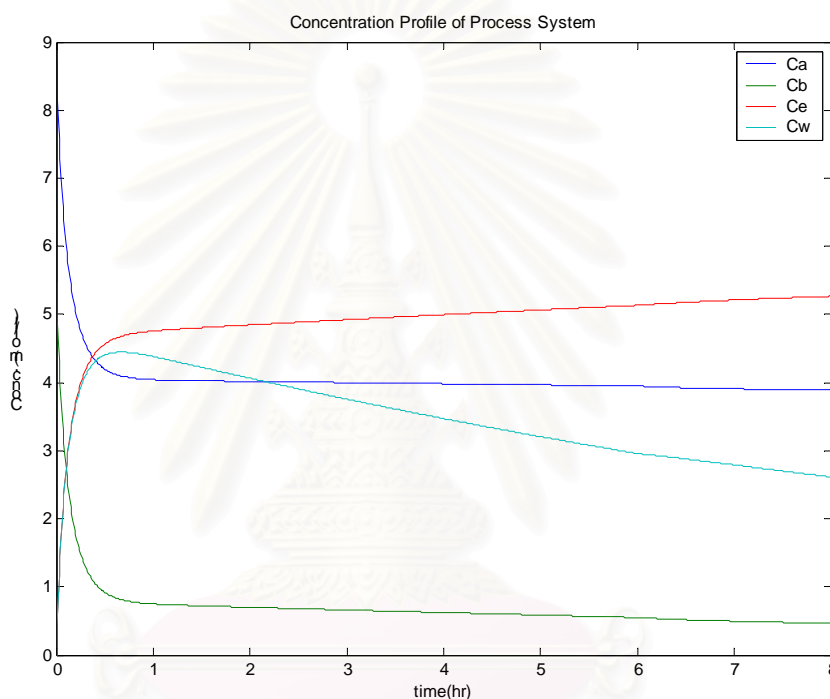
5.1.3 ค่าอุณหภูมิเป้าหมาย (Set Point Temperature)

จากผลการจำลองที่ได้กล่าวมาแล้ว แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ และในถังแจ็กเก็ตมีความสัมพันธ์ต่อการเกิดปฏิกิริยา เพราะฉะนั้นการหาค่าอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวอเรทีฟเมมเบรนที่เหมาะสมที่สุดที่จะให้ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการมากที่สุดจึงเป็นสิ่งจำเป็น ซึ่งค่าที่อุณหภูมิที่เหมาะสม จะถูกนำไปใช้ในการกำหนดค่าอุณหภูมิเป้าหมายที่จะทำการควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ได้ทำการจำลอง และตัวแปรปรับมีขอบเขตอยู่ในช่วง 298 K ถึง 393 K

ในการหาค่าอุณหภูมิที่เหมาะสมของเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวอเรทีฟเมมเบรน โดยแบ่งช่วงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเป็น 4 ช่วงเวลา ตามตารางที่ 5.4 ซึ่งได้ผลการควบคุมความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ตามรูปที่ 5.6

ตารางที่ 5.3 แสดงผลการหาค่าอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่เหมาะสมที่สุด

รายการ	ช่วงที่ 1	ช่วงที่ 2	ช่วงที่ 3	ช่วงที่ 4	C_e	ร้อยละผลิตภัณฑ์
open loop	-	-	-	-	4.0013	45.78
optimization	363 K	363 K	363 K	340.83 K	5.2669	60.26



รูปที่ 5.6 การเปลี่ยนความเข้มข้นของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์ ณ อุณหภูมิที่เหมาะสม

เนื่องจากการเพิ่มควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ในสูงขึ้น ส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงขึ้นมากในการเกิดปฏิกิริยาช่วงแรก นอกจากนี้อุณหภูมิภายในเครื่องยังส่งผลให้อัตราการไหลผ่านเยื่อสูงขึ้น น้ำที่เป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการถูกดึงออกจากระบบมากขึ้น ทำให้สมดุลเกิดการเปลี่ยนแปลงทำให้ปฏิกิริยาไปข้างหน้า เกิดเอสเทอร์ที่เป็นผลิตภัณฑ์สูงขึ้น เท่ากับ 5.267 โมลต่อลิตร ซึ่งคิดเป็นผลิตภัณฑ์ที่สูงขึ้นประมาณร้อยละ 31 โดยเทียบกับความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ที่ไม่มีการควบคุม และสามารถแสดงสถานะต่าง ๆ ของกระบวนการ ณ เวลาที่สิ้นสุดปฏิกิริยาที่ 8 ชั่วโมงได้ตามตารางที่ 5.4

ตารางที่ 5.4 ค่าจากผลการจำลองกระบวนการที่ถูกควบคุมในอุณหภูมิที่เหมาะสม

ตัวแปร	ค่าเริ่มต้น	ค่าสิ้นสุด (ณ เวลา 8 ชั่วโมง)	หน่วย
$C_{a,0}$	8.74	3.8905	mol/l
$C_{a,0}$	5.47	0.4644	mol/l
$C_{c,0}$	0	5.2669	mol/l
$C_{w,0}$	0	2.6134	mol/l
V_0	0.15	0.1432	liter
$T_{r,0}$	298.15	340.83	K
$T_{j,0}$	298.15	340.83	K

5.2 ระบบที่มีการควบคุมกระบวนการ (Closed loop)

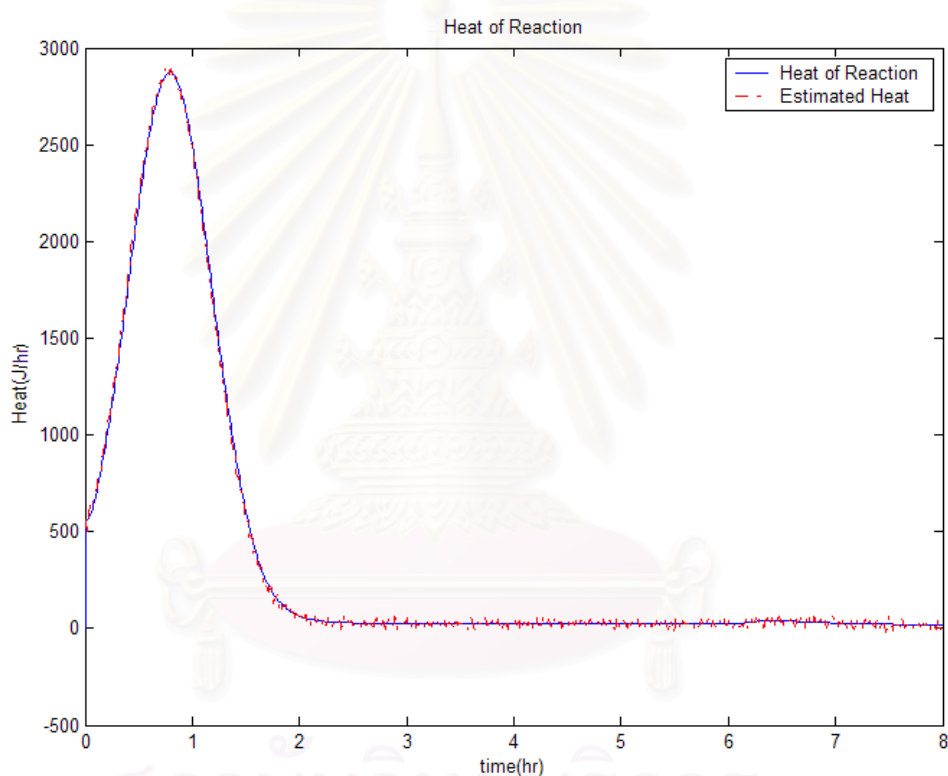
ในการออกแบบการควบคุมกระบวนการของเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอเรทีฟเมมเบรน โดยทำการเปรียบเทียบกับ การควบคุม 3 แบบ คือ การควบคุมแบบพีไอดี (PID) การควบคุมแบบเจนเนอริก (GMC) และการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC) ซึ่งจะใช้เทคนิคการประมาณค่าคาบมานในการประมาณค่าความร้อนของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น โดยในการจำลองจะแบ่งเป็น 2 กรณี คือ ในกรณีที่แบบจำลองไม่มีความผิดพลาด และในกรณีที่แบบจำลองมีความผิดพลาดเกิดขึ้น

5.2.1 การประมาณค่าสเทท และพารามิเตอร์

ในการทำนายค่าสเทท และนำไปใช้คำนวณค่าตัวแปรปรับของระบบจากแบบจำลองที่ออกแบบ มีการใช้ค่าความร้อนในการเกิดปฏิกิริยาเป็นพารามิเตอร์ในแบบจำลอง จึงจำเป็นในการประมาณค่าความร้อนที่ถูกต้อง เพื่อให้แบบจำลองที่สร้างมีความน่าเชื่อถือ และเป็นตัวแทนของระบบได้ โดยใช้ตัวกรอกคาบมาน นอกจากนี้ยังสามารถลดสัญญาณรบกวนจากอุปกรณ์วัดสัญญาณพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองแสดงดังตารางที่ 5.5

ตารางที่ 5.5 ค่าพารามิเตอร์สำหรับตัวกรองคาลมาน

ตำแหน่ง	(1,1)	(2,2)	(3,3)	(4,4)	(5,5)	(6,6)
P	1	1	1e6	2e3	1e2	1e10
Q	1	1	1e6	2e3	1e2	1e10
R	1e3	1e3	-	-	-	-



รูปที่ 5.7 การประมาณค่าความร้อนของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น ในกรณีที่มีสัญญาณรบกวนเล็กน้อย

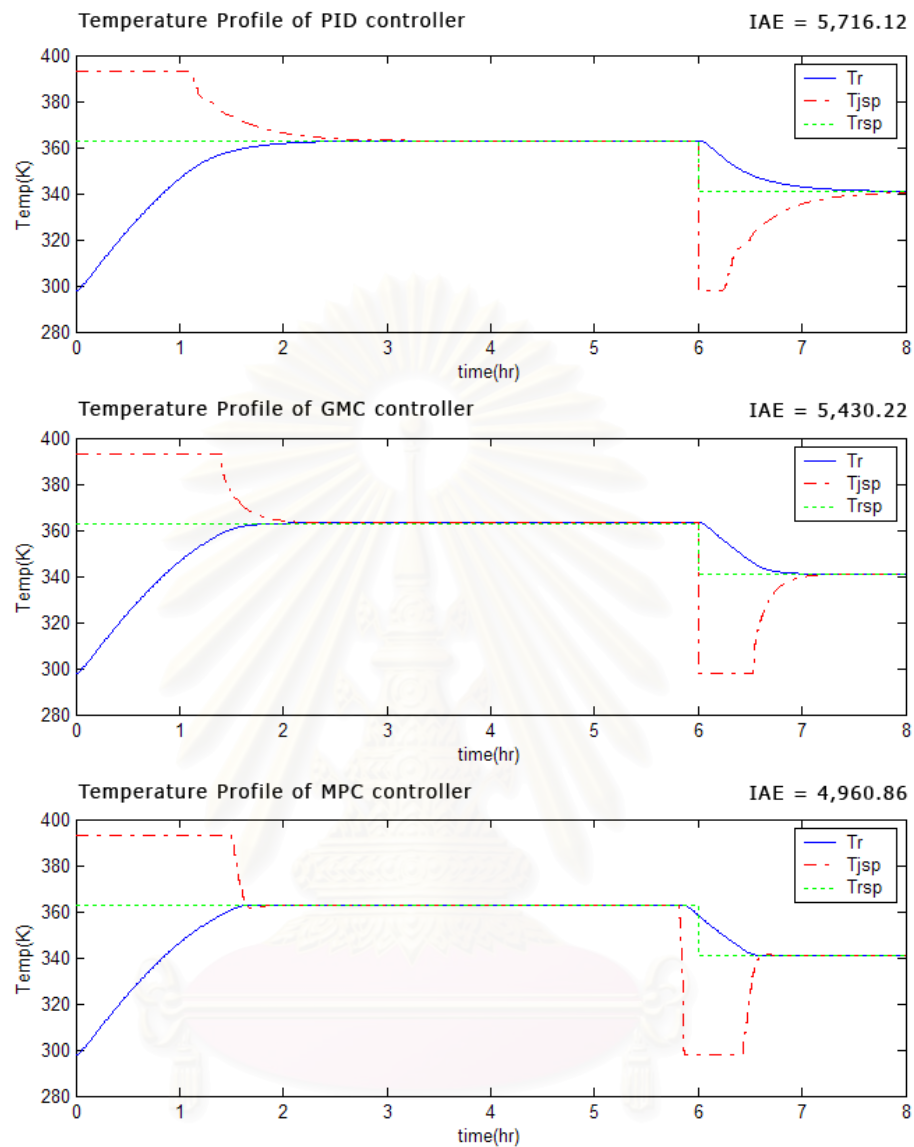
ซึ่งจากการประมาณค่าโดยเทคนิคการประมาณค่าคาลมาน สามารถประมาณค่าความร้อนที่เกิดใกล้เคียงกับความร้อนที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ ดังแสดงได้ดังรูป 5.7 ซึ่งทำให้แบบจำลองกระบวนการที่ออกแบบมีความน่าเชื่อถือ ในการนำไปทำนายค่าสแตต และคำนวณตัวแปรปรับสำหรับการควบคุมกระบวนการ

5.2.2 การควบคุมในกรณีแบบจำลองไม่มีความผิดพลาด (Nominal Case)

ในการควบคุมกระบวนการโดยใช้พารามิเตอร์ในแต่ละการควบคุมกระบวนการตามตารางที่ 5.6 สำหรับการควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ ตามสมการที่ (3.18) โดยในการจำลองกระบวนการ ทำการเปรียบเทียบอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ กับตัวแปรปรับที่ใช้ในการควบคุมกระบวนการ สำหรับการควบคุมกระบวนการในกรณีที่ไม่มีสัญญาณรบกวนจากอุปกรณ์วัด แสดงได้ดังรูปที่ 5.8 ส่วนในรูปที่ 5.9 แสดงการควบคุมในกรณีที่มีสัญญาณรบกวนเล็กน้อยจากอุปกรณ์วัด และในกรณีที่มีสัญญาณรบกวนที่มากขึ้น แสดงได้ดังรูปที่ 5.10

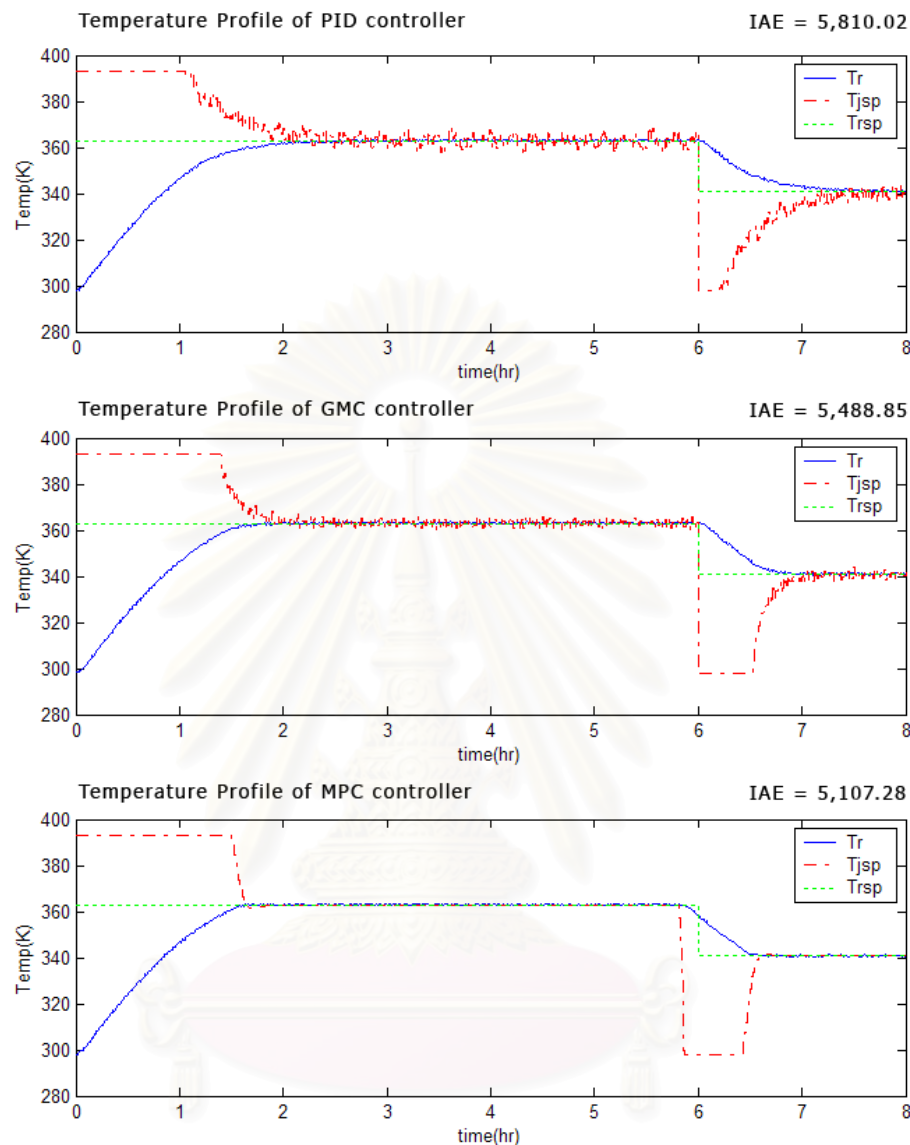
ตารางที่ 5.6 พารามิเตอร์ในการควบคุมกระบวนการ

การควบคุม	การปรับจูนค่าพารามิเตอร์		
PID	$K = 60$	$t_i = 0.5$	$t_d = 0.1$
GMC	$t = 10$	$l = 10$	-
MPC	$P = 20$	$M = 6$	$w = 0.1$



รูปที่ 5.8 เปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการ ในกรณีไม่มีสัญญาณรบกวน

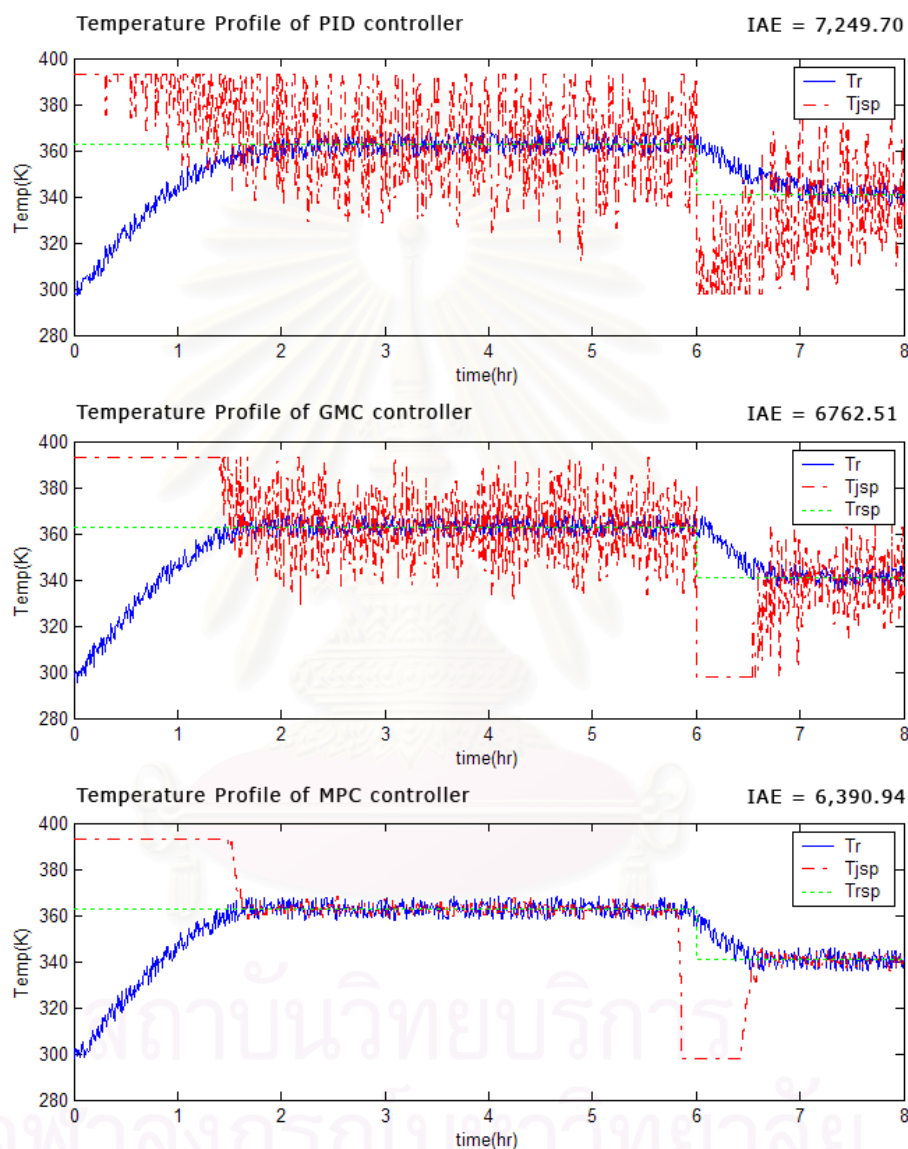
ผลการจำลองกระบวนการตามรูปที่ 5.8 ในการเปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการในกรณีที่ไม่มีสัญญาณรบกวน การควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมอุณหภูมิเข้าสู่อุณหภูมิเป้าหมายได้ โดยที่การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และพีไอดี โดยค่าความผิดพลาดของอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ กับอุณหภูมิเป้าหมาย คือ IAE = 4,960.86, 5,430.22 และ 5,716.12 ตามลำดับ



รูปที่ 5.9 เปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการ ในกรณีที่มีสัญญาณรบกวนเปลี่ยนแปลง ± 0.5 K

ผลการจำลองกระบวนการตามรูปที่ 5.9 ในการเปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการในกรณีที่มีสัญญาณรบกวน ± 0.5 K การควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมอุณหภูมิเข้าสู่อุณหภูมิเป้าหมายได้ ซึ่งในการควบคุมแบบพีไอดีมีการแกว่งของตัวแปรปรับมากขึ้น ส่วนการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลมีการแกว่งของตัวแปรปรับเล็กน้อย สำหรับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟไม่มีการแกว่งของตัวแปรปรับ เนื่องจากในการคำนวณตัวแปรปรับ มีการทำการออฟดีโมชันในการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับที่น้อยที่สุดโดยรวมสำหรับการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมแบบเจน

เนอริกโมเดล และพีไอดี โดยค่าความผิดพลาดของอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ กับอุณหภูมิเป้าหมาย คือ $IAE = 5,107.28.81, 5,488.85$ และ $5,810.02$ ตามลำดับ



รูปที่ 5.10 เปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการ ในกรณีที่มีสัญญาณรบกวน ± 5 K

ผลการจำลองกระบวนการตามรูปที่ 5.10 ในการเปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการในกรณีที่มีสัญญาณรบกวน ± 5 K การควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมอุณหภูมิเข้าสู่อุณหภูมิเป้าหมายได้ดีกว่าการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และการควบคุมกระบวนการ

การพีไอดีตามลำดับ ส่วนการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และการควบคุมแบบพีไอดีมีการแกว่งของตัวแปรปรับที่รุนแรง แต่การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟมีการแกว่งของตัวแปรปรับที่น้อยกว่า เนื่องจากในการควบคุมมีการคำนวณตัวแปรปรับ โดยทำการออฟดีโมซ์สำหรับการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับที่น้อยที่สุด โดยค่าความผิดพลาดของอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ กับอุณหภูมิเป้าหมาย คือ $IAE = 6,390.94, 6,762.51$ และ $7,249.70$ ตามลำดับ

5.2.3 การควบคุมในกรณีที่แบบจำลองมีความผิดพลาด (Plant Model Mismatch)

ในการออกแบบการควบคุมเพื่อนำไปประยุกต์ใช้กระบวนการจริงในอุตสาหกรรม ซึ่งบางครั้งไม่สามารถที่จะยืนยันได้ว่าแบบจำลองที่ออกแบบมีความถูกต้องของพารามิเตอร์ หรือแบบจำลองสามารถเป็นตัวแทนของระบบได้หรือไม่ ซึ่งความผิดพลาดที่เกิดขึ้นจะเป็นอุปสรรตต่อการควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลองของระบบ เพื่อเป็นการทดสอบความทนทานในการควบคุม จึงทำการจำลองการควบคุมกระบวนการในกรณีที่มีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของระบบ ได้แก่ k_1 , k_2 , D , H และ U ซึ่งเป็นพารามิเตอร์ที่มีความสำคัญต่อระบบ และสามารถหาค่าที่ถูกต้องได้ยากในกระบวนการจริง โดยจะทำการเปรียบเทียบการควบคุมต่าง ๆ ในการคำนวณหาค่าตัวแปรปรับ คือ การควบคุมแบบพีไอดี การควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

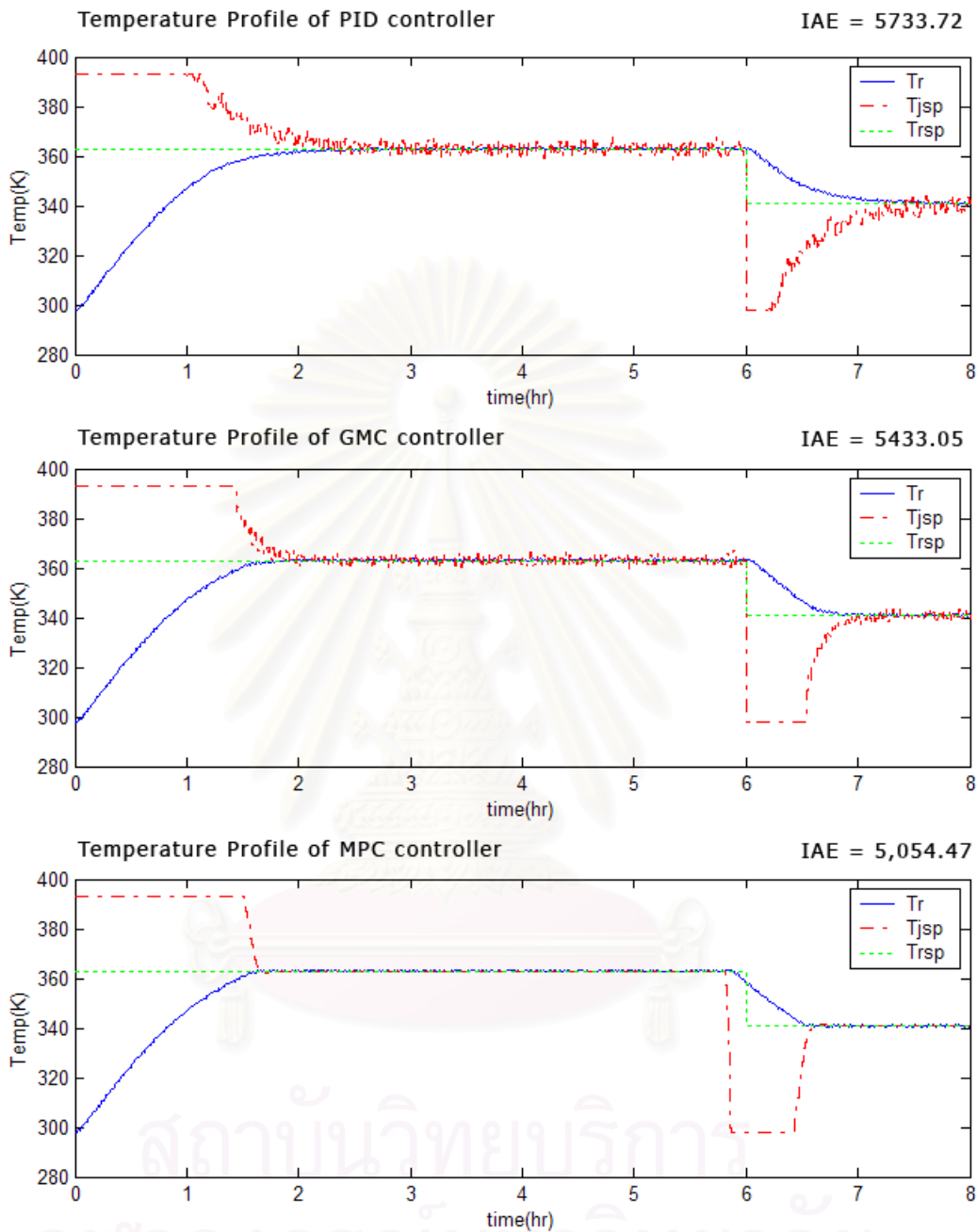
5.2.3.1 กรณีที่มีความผิดพลาดของสัมประสิทธิ์การเกิดปฏิกิริยา (k_1 และ k_2)

สำหรับการเกิดปฏิกิริยาที่ศึกษา เป็นปฏิกิริยาที่สามารถผันกลับได้ ดังนั้นสัมประสิทธิ์การเกิดปฏิกิริยาแบบไปข้างหน้า และย้อนกลับ จึงเป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญในการทำนายอัตราการเกิดปฏิกิริยาของระบบ สำหรับร้อยละของ k_1 ที่เพิ่มขึ้นมีผลทำให้ระบบมีความร้อนเกิดเพิ่มขึ้น เกิดปฏิกิริยาเร็วขึ้น ส่วน k_2 ทำให้ปฏิกิริยาเกิดช้าลง และทำให้ความร้อนของระบบเกิดลดลง โดยตารางที่ 5.7 และรูปที่ 5.11 ถึง 5.13 แสดงค่าความผิดพลาดของอุณหภูมิ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 ส่วนตารางที่ 5.8 และรูปที่ 5.14 ถึง 5.16 เป็นกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 และในตารางที่ 5.9 และรูปที่ 5.17 ถึง 5.19 เป็นกรณีที่มีความผิดพลาดของทั้ง k_1 และ k_2

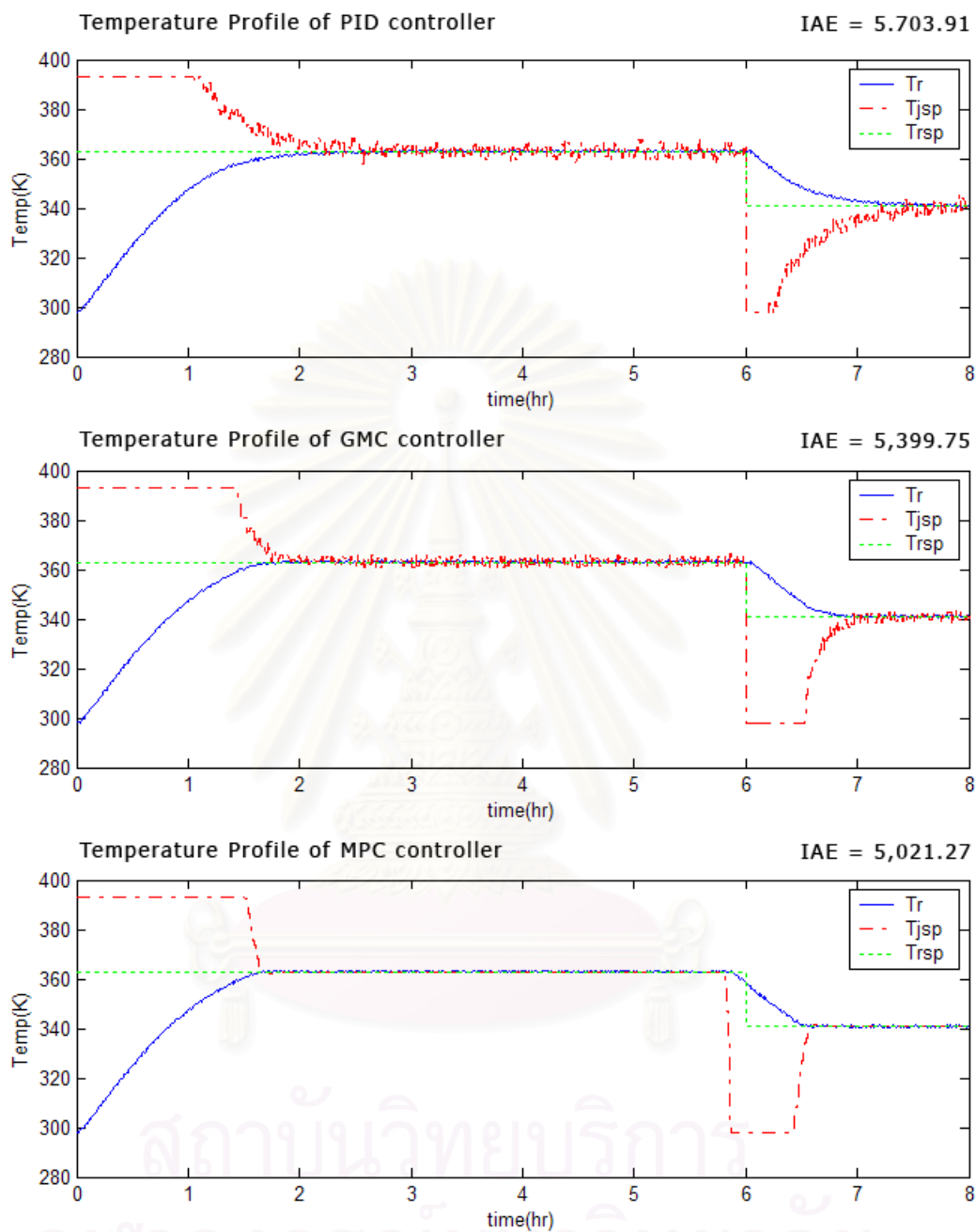
ตารางที่ 5.7 ค่า IAE ของอนุกรมในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 ที่เพิ่มขึ้น

ร้อยละความผิดพลาด	ความผิดพลาดสัมบูรณ์ของอนุกรม (IAE)		
	พีไอดี	เจนเนอริกโมเดล	โมเดลพรีดิกทีฟ
0	5,801.02	5,488.85	5,107.28
30	5,733.72	5,433.05	5,054.47
60	5,703.91	5,399.75	5,021.27
90	5,677.48	5,369.42	4,997.58

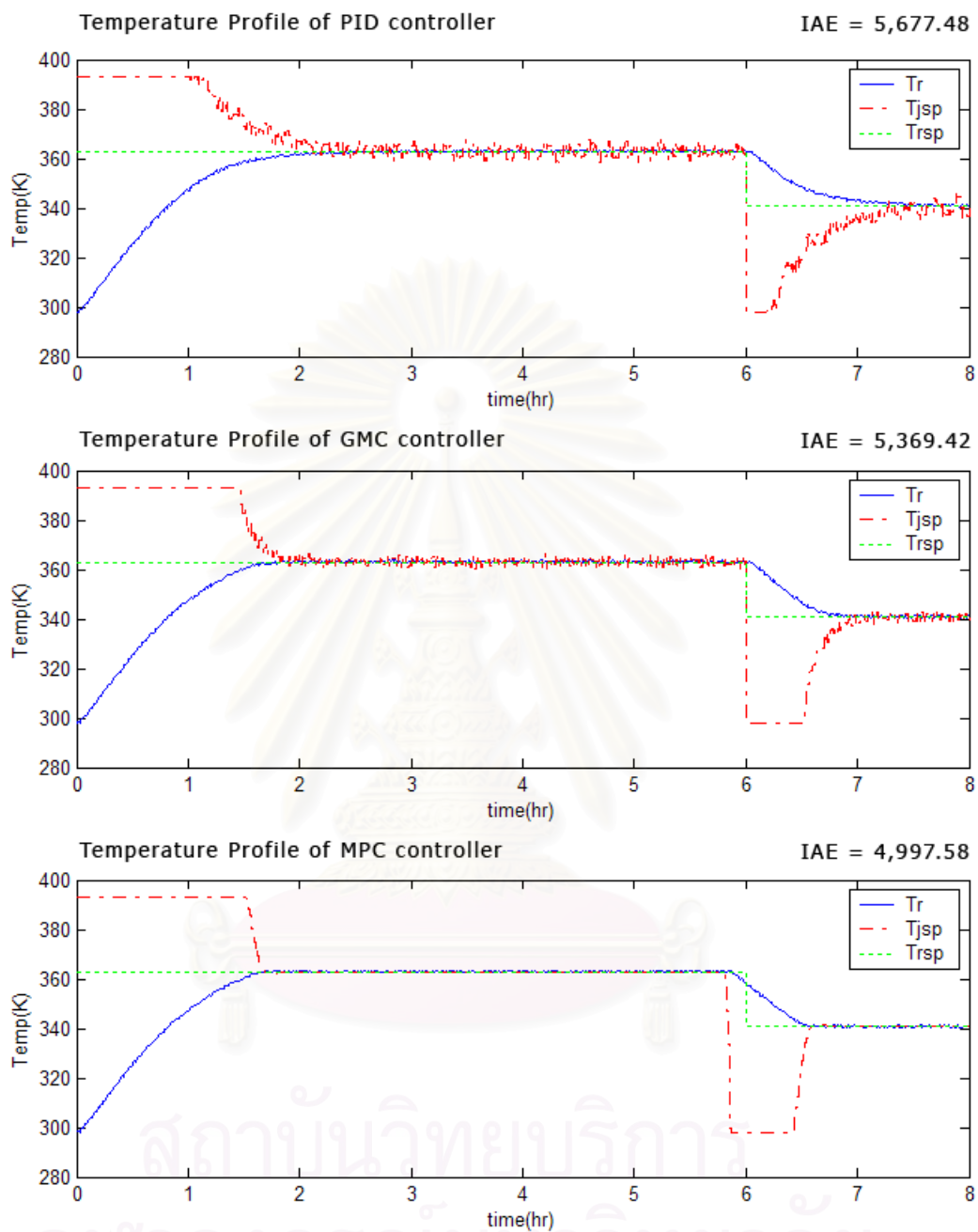
จากผลการจำลองในกรณีที่มีความผิดพลาดของค่าสัมประสิทธิ์ k_1 ที่เพิ่มขึ้นร้อยละ 30, 60 และ 90 โดยค่าความผิดพลาดของอนุกรมภายในเครื่องปฏิกรณ์กับอนุกรมเป้าหมาย (IAE) และค่าร้อยละความเปลี่ยนแปลงของความผิดพลาดที่เกิดขึ้นในกรณีต่าง ๆ พบว่าการควบคุมกระบวนการทั้งแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่อนุกรมเป้าหมายได้ ซึ่งในการแต่ละกรณีพบว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถควบคุมกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และพีไอดีตามลำดับ



รูปที่ 5.11 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 เพิ่มขึ้นร้อยละ 30



รูปที่ 5.12 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 เพิ่มขึ้นร้อยละ 60

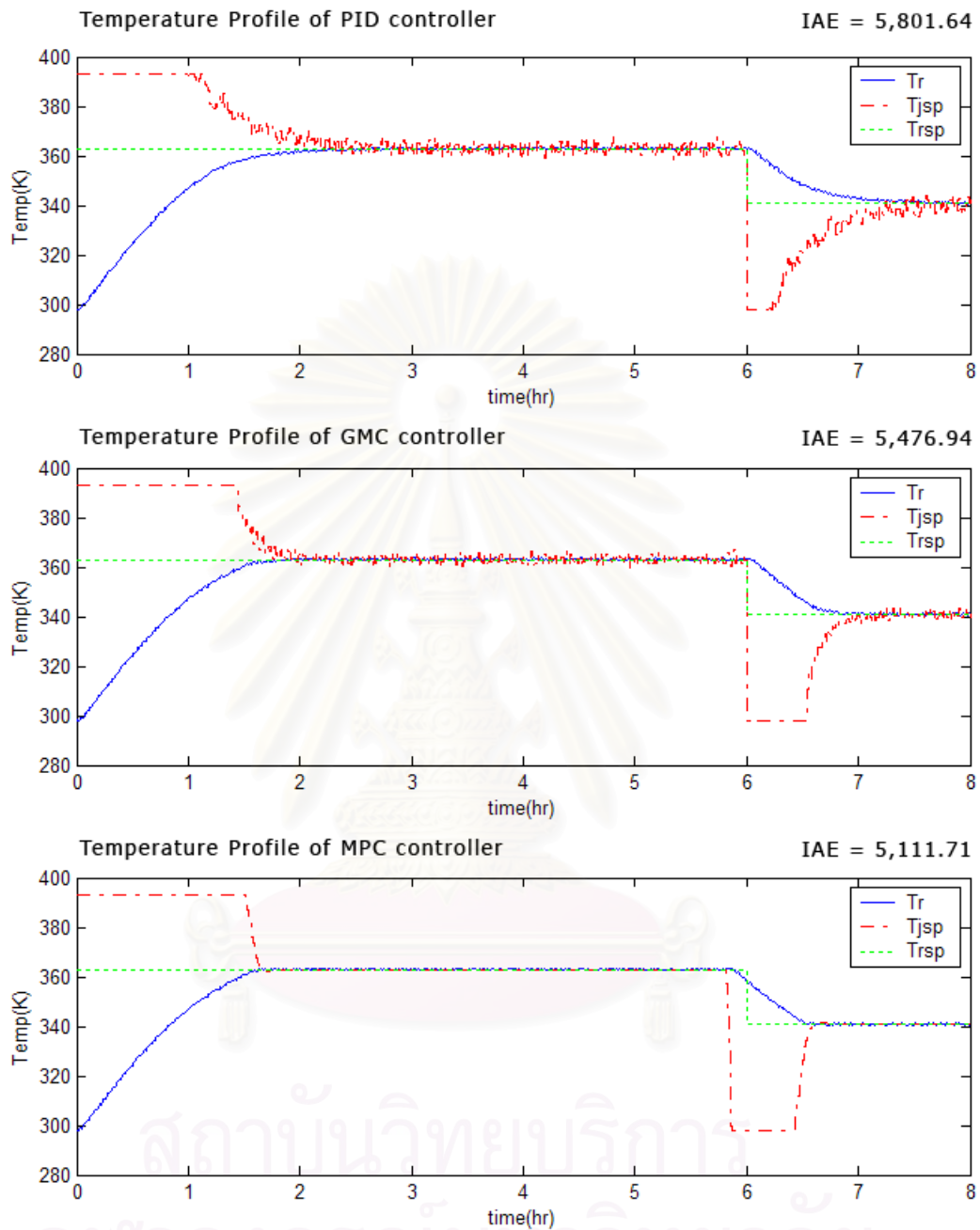


รูปที่ 5.13 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 เพิ่มขึ้นร้อยละ 90

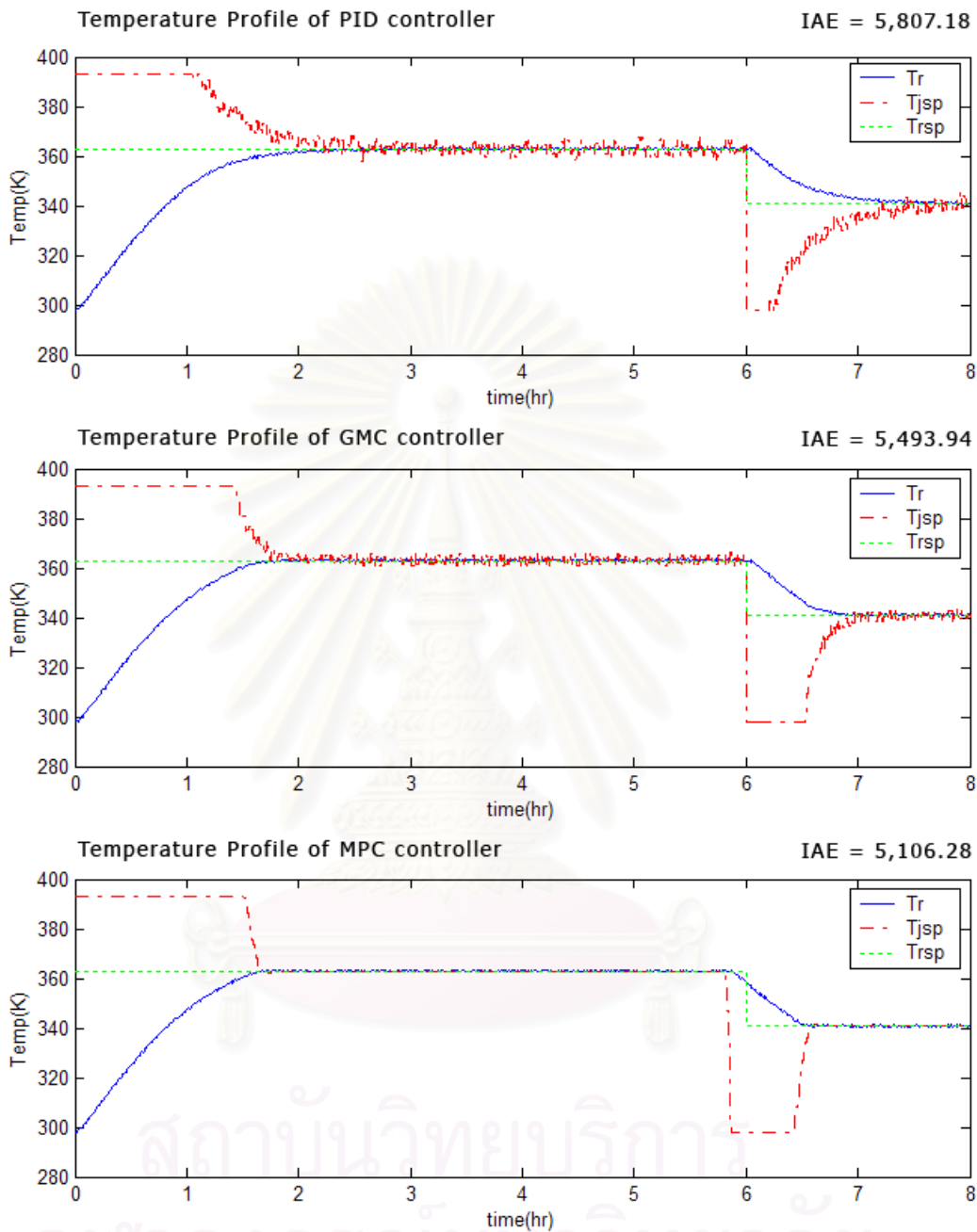
ตารางที่ 5.8 ค่า IAE ของอนุกรมในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 ที่เพิ่มขึ้น

ร้อยละความผิดพลาด	ความผิดพลาดสัมบูรณ์ของอนุกรม (IAE)		
	พีไอดี	เจนเนอริกโมเดล	โมเดลพรีดิกทีฟ
0	5,801.02	5,488.85	5,107.28
30	5,801.64	5,476.94	5,111.71
60	5,807.18	5,493.94	5,106.28
90	5,794.85	5,489.66	5,101.81

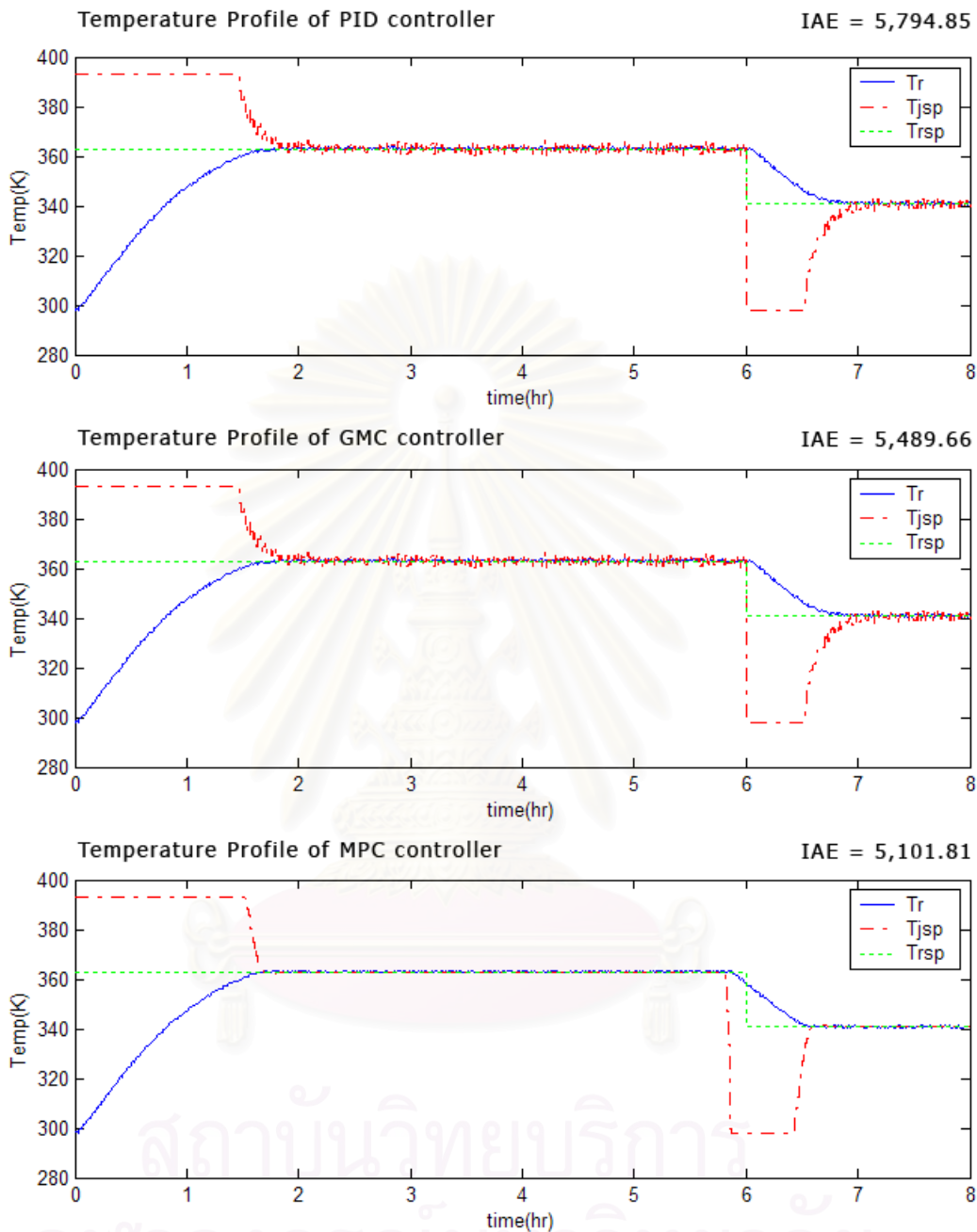
จากผลการจำลองในกรณีที่มีความผิดพลาดของค่าสัมประสิทธิ์ k_2 ที่เพิ่มขึ้นร้อยละ 30, 60 และ 90 โดยค่าความผิดพลาดของอนุกรมภายในเครื่องปฏิกรณ์กับอนุกรมเป้าหมาย (IAE) และค่าร้อยละความเปลี่ยนแปลงของความผิดพลาดที่เกิดขึ้นในกรณีต่าง ๆ พบว่าการควบคุมกระบวนการทั้งแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่อนุกรมเป้าหมายได้ ซึ่งในการแต่ละกรณีพบว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถควบคุมกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และพีไอดีตามลำดับ



รูปที่ 5.14 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 390



รูปที่ 5.15 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 60

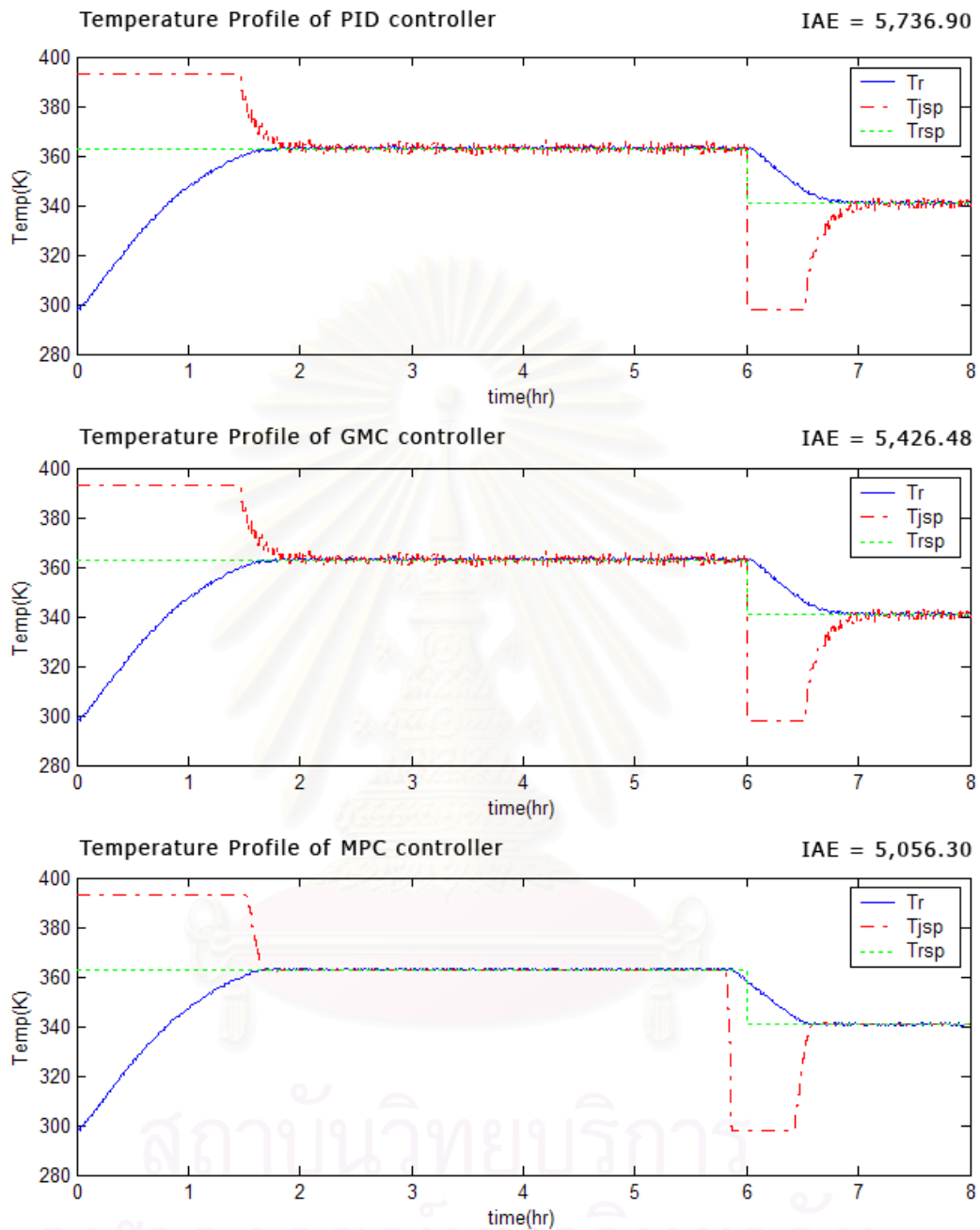


รูปที่ 5.16 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 90

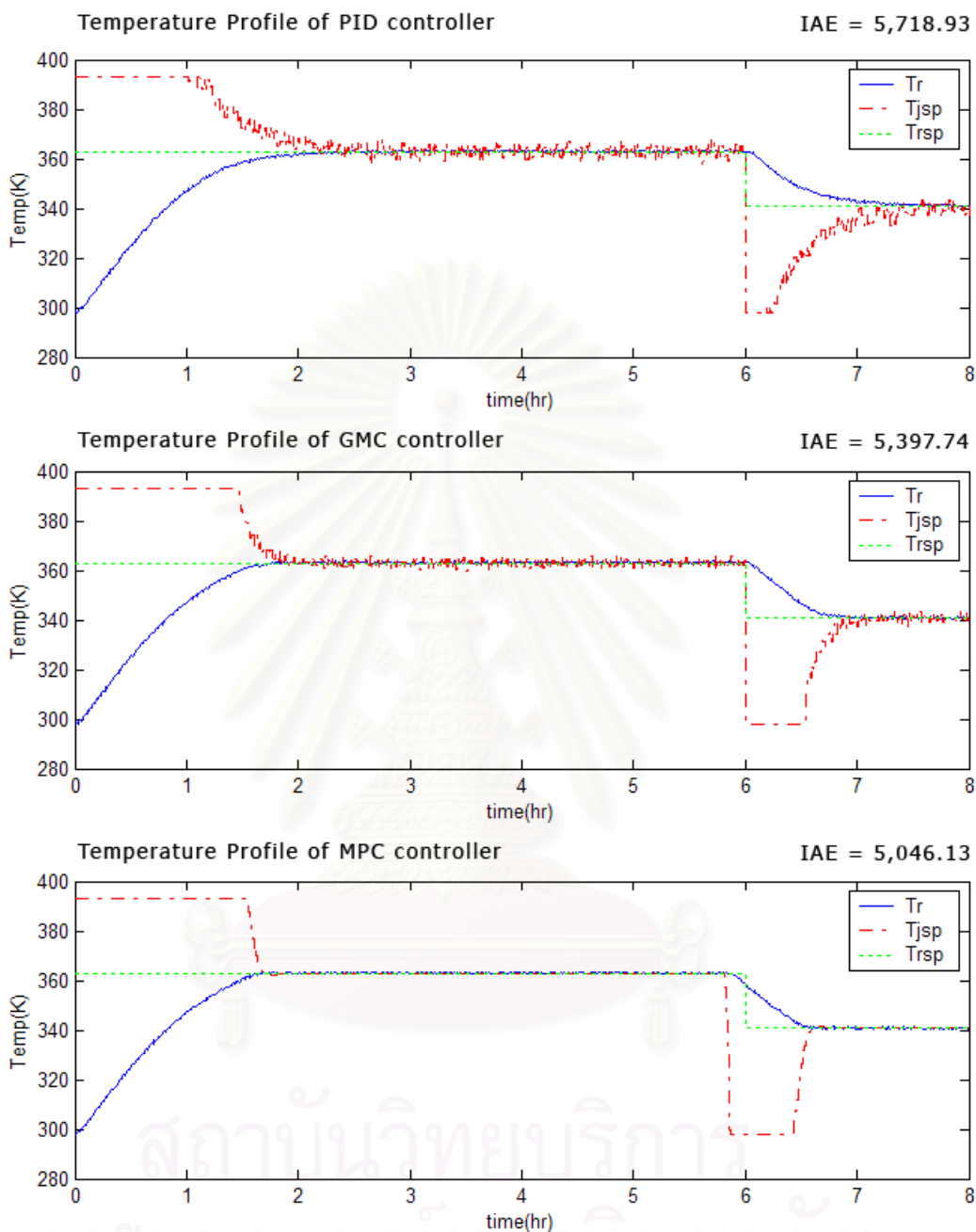
ตารางที่ 5.9 ค่า IAE ของอนุกรมในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2 ที่เพิ่มขึ้น

ร้อยละความผิดพลาด	ความผิดพลาดสัมบูรณ์ของอนุกรม (IAE)		
	พีไอดี	เจนเนอริกโมเดล	โมเดลพรีดิกทีฟ
0	5,801.02	5,488.85	5,107.28
30	5,736.90	5,426.48	5,056.30
60	5,718.93	5,397.74	5,046.13
90	5,675.25	5,390.55	5,014.53

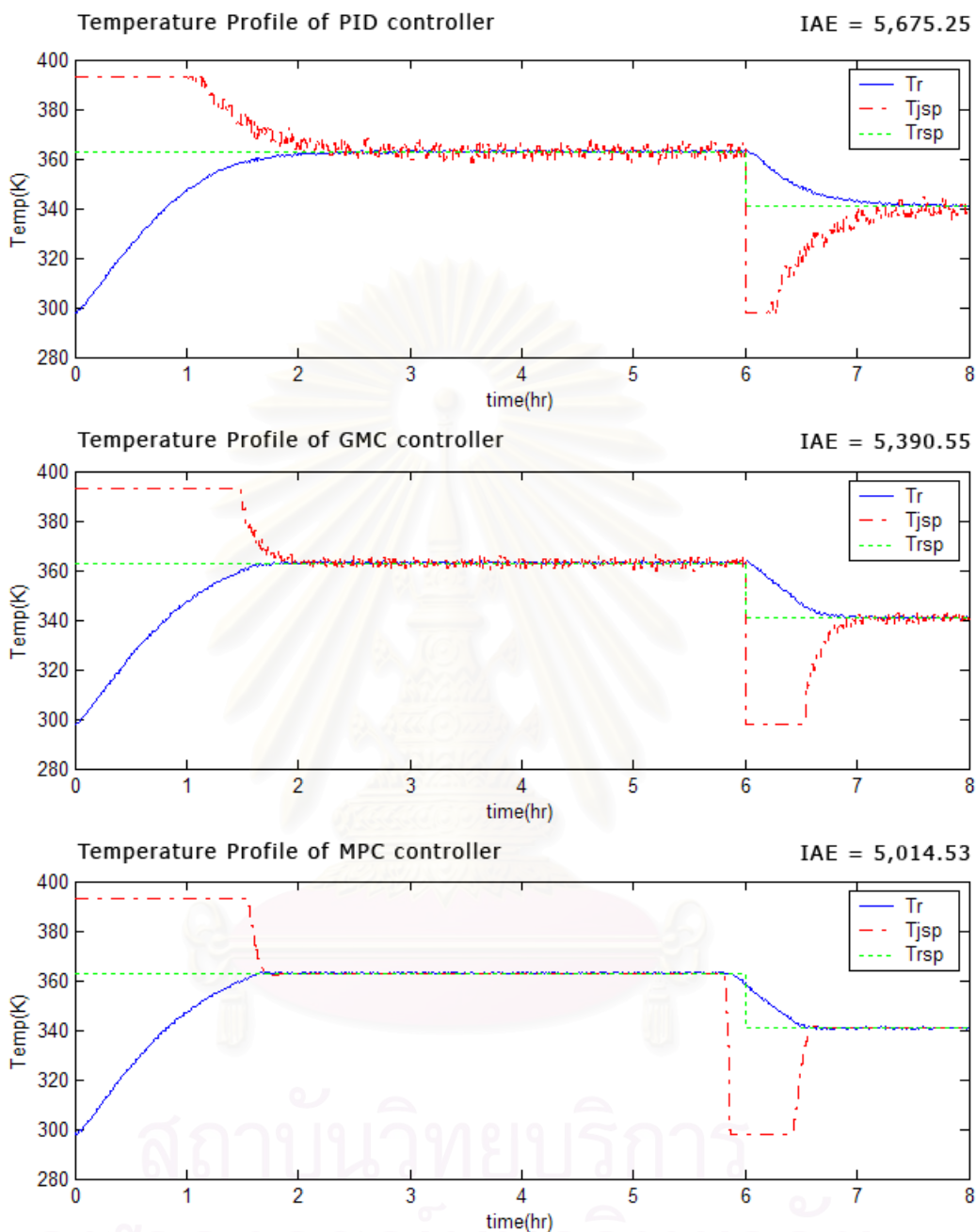
จากผลการจำลองในกรณีที่มีความผิดพลาดของค่าสัมประสิทธิ์ k_1 และ k_2 ที่เพิ่มขึ้นร้อยละ 30, 60 และ 90 โดยค่าความผิดพลาดของอนุกรมภายในเครื่องปฏิกรณ์กับอนุกรมเป้าหมาย (IAE) และค่าร้อยละความเปลี่ยนแปลงของความผิดพลาดที่เกิดขึ้นในกรณีต่าง ๆ พบว่าการควบคุมกระบวนการทั้งแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่อนุกรมเป้าหมายได้ ซึ่งในการแต่ละกรณีพบว่าการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถควบคุมกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และพีไอดีตามลำดับ



รูปที่ 5.17 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 30



รูปที่ 5.18 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 60



รูปที่ 5.19 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2 เพิ่มขึ้นร้อยละ 90

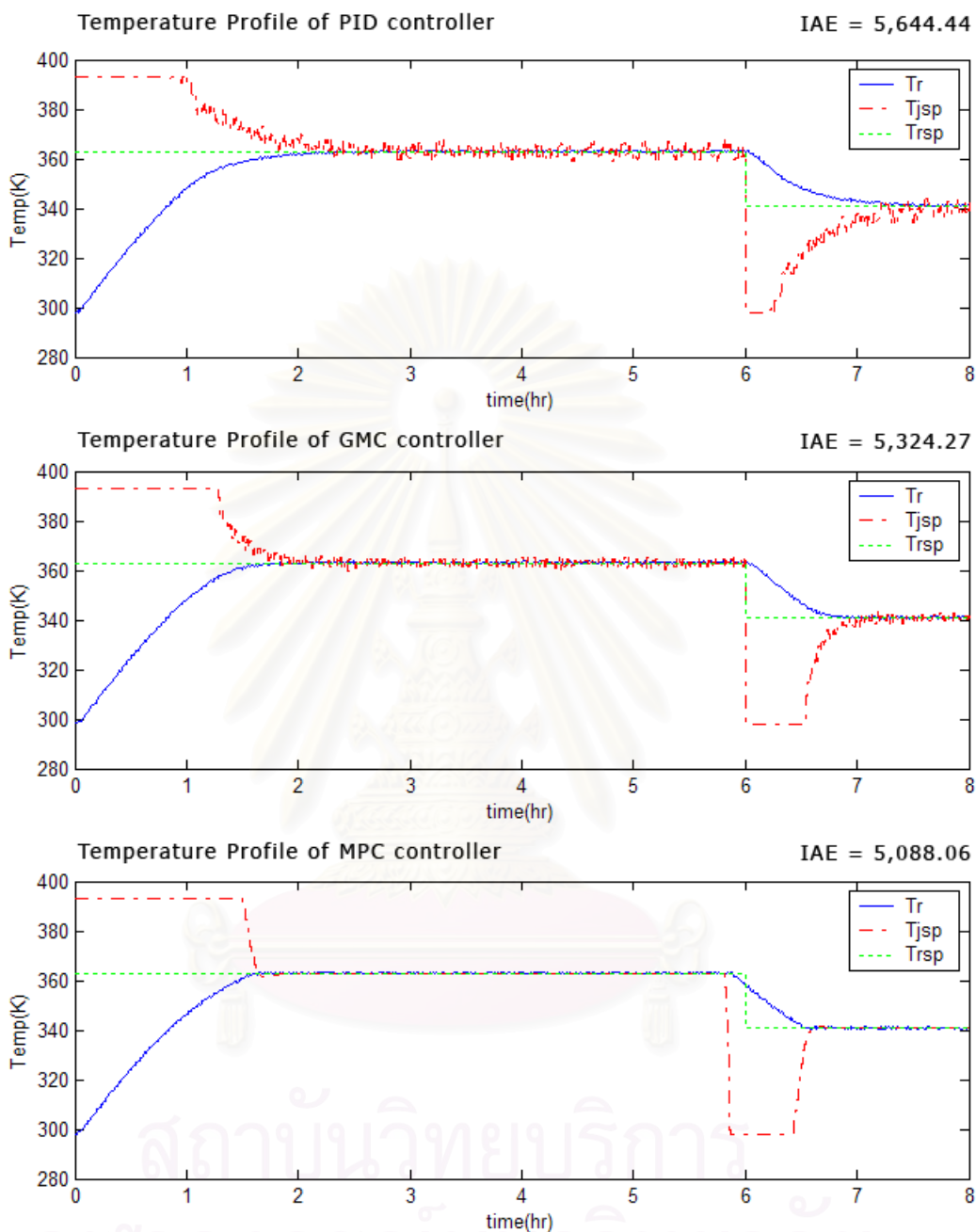
5.2.3.2 กรณีที่มีความผิดพลาดของสัมประสิทธิ์การเกิดความร้อนของปฏิกิริยา (D H)

สำหรับความร้อนที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ศึกษา ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นระบบคายความร้อน เพราะฉะนั้นสัมประสิทธิ์การเกิดความร้อนของปฏิกิริยาจึงเป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญในการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ สำหรับการเพิ่มร้อยละความผิดพลาดของ D H จะมีผลทำให้ระบบเกิดความร้อนที่มากขึ้น และเข้าใกล้อุณหภูมิเป้าหมายขึ้น โดยตารางที่ 5.10 และรูปที่ 5.20 ถึง 5.22 แสดงผลของอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์จากการจำลองในกรณีต่าง ๆ และในรูปที่ 5.23 แสดงความร้อนที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ในกรณีต่าง ๆ

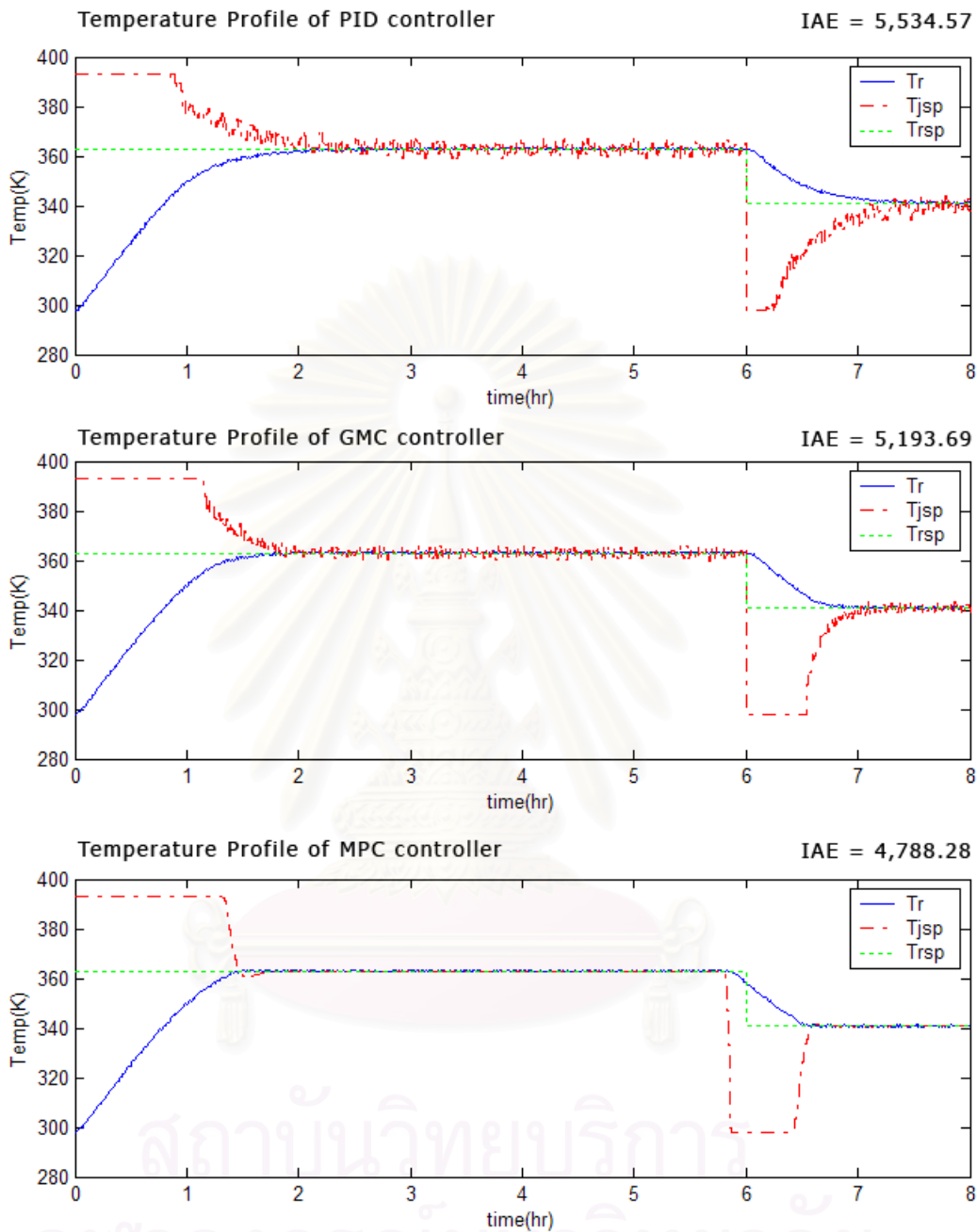
ตารางที่ 5.10 ค่า IAE ของอุณหภูมิในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H ที่เพิ่มขึ้น

ร้อยละความผิดพลาด	ความผิดพลาดสัมบูรณ์ของอุณหภูมิ (IAE)		
	พีไอดี	เจนเนอริกโมเดล	โมเดลพรีดิกทีฟ
0	5,801.02	5,488.85	5,107.28
30	5,644.44	5,324.27	5,088.06
60	5,534.57	5,193.69	4,788.28
90	5,440.55	5,080.64	4,631.22

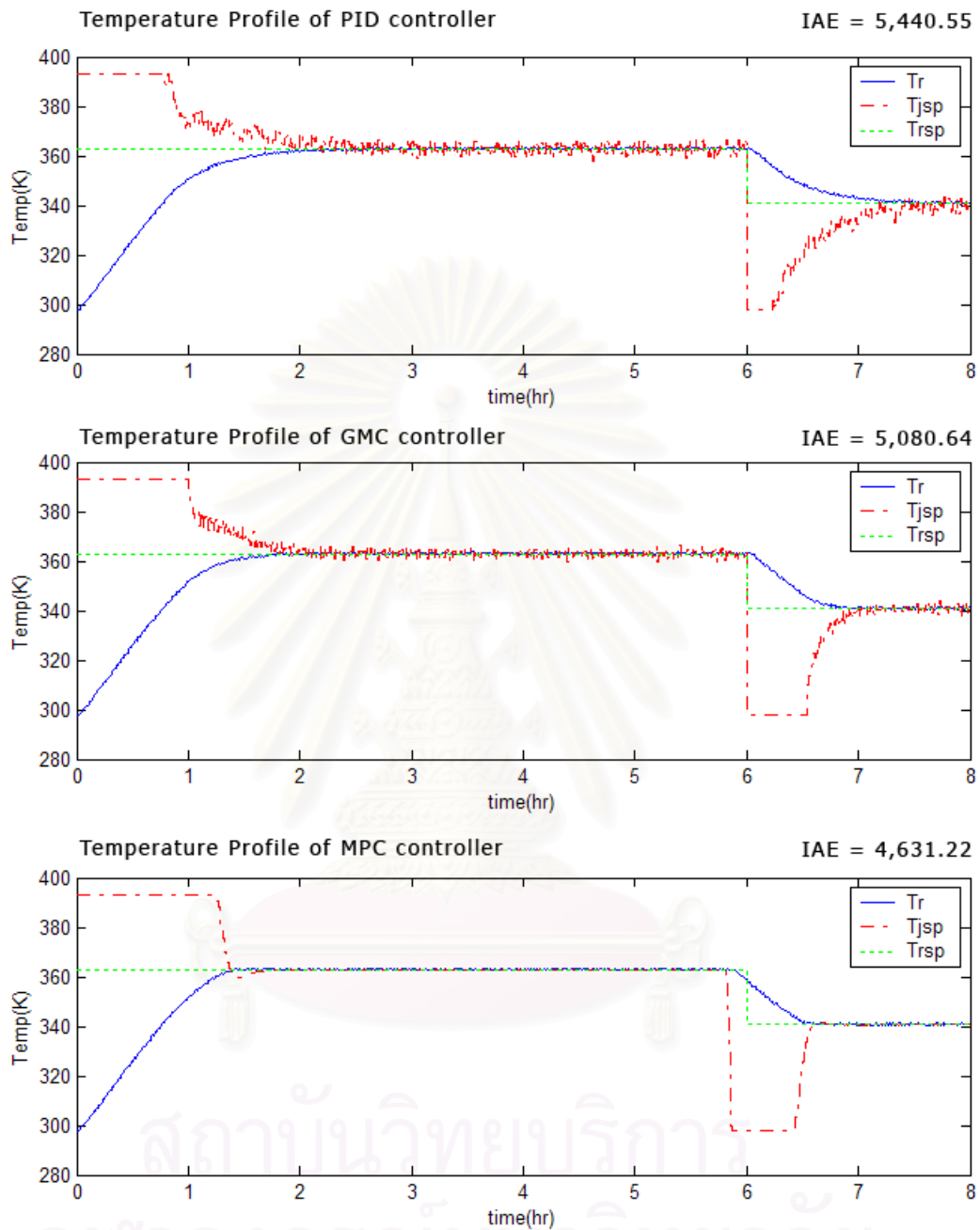
จากผลการจำลองในกรณีที่มีความผิดพลาดของสัมประสิทธิ์การเกิดความร้อนของปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ (D H) การควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ ยังสามารถควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ให้เข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ ในการควบคุมที่อาศัยแบบจำลอง มีความทนทานต่อความผิดพลาดได้เนื่องจากในการควบคุมมีการใช้ตัวประมาณค่าความร้อนที่เกิด และทำการปรับปรุงค่าให้ถูกต้อง ซึ่งความผิดพลาดของสัมประสิทธิ์การเกิดความร้อน โดยในการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และแบบพีไอดีในกรณีต่าง ๆ เนื่องจากการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟมีการนำค่าพารามิเตอร์ไปคำนวณค่าตัวแปรสแตตต่าง ๆ ในอนาคต เพื่อทำการคำนวณค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมในปัจจุบัน



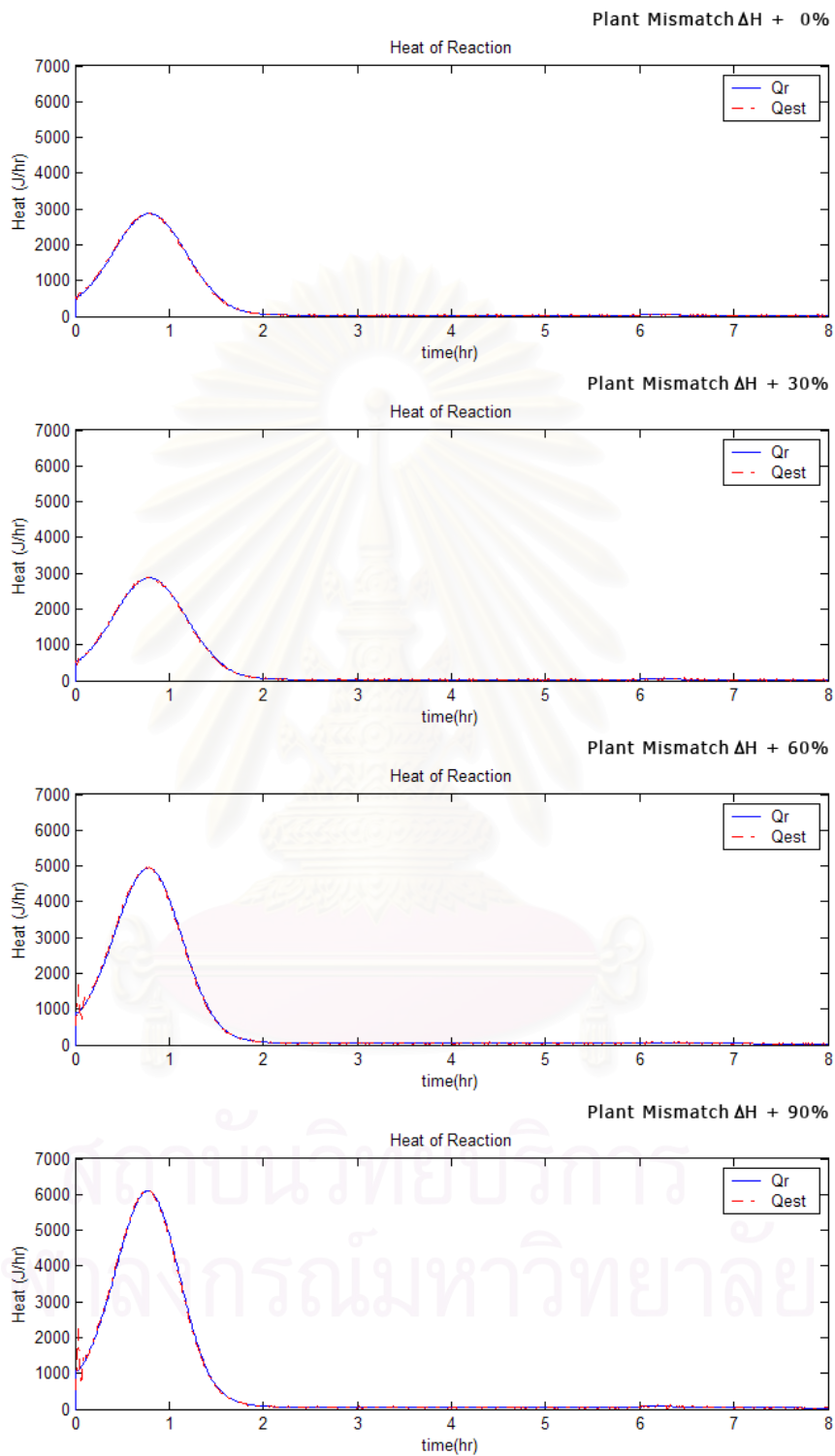
รูปที่ 5.20 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H เพิ่มขึ้นร้อยละ 30



รูปที่ 5.21 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H เพิ่มขึ้นร้อยละ 60



รูปที่ 5.22 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่าง ๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H เพิ่มขึ้นร้อยละ 90



รูปที่ 5.23 ความร้อนที่เกิดภายในเครื่องปฏิกรณ์ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ ΔH ต่าง ๆ

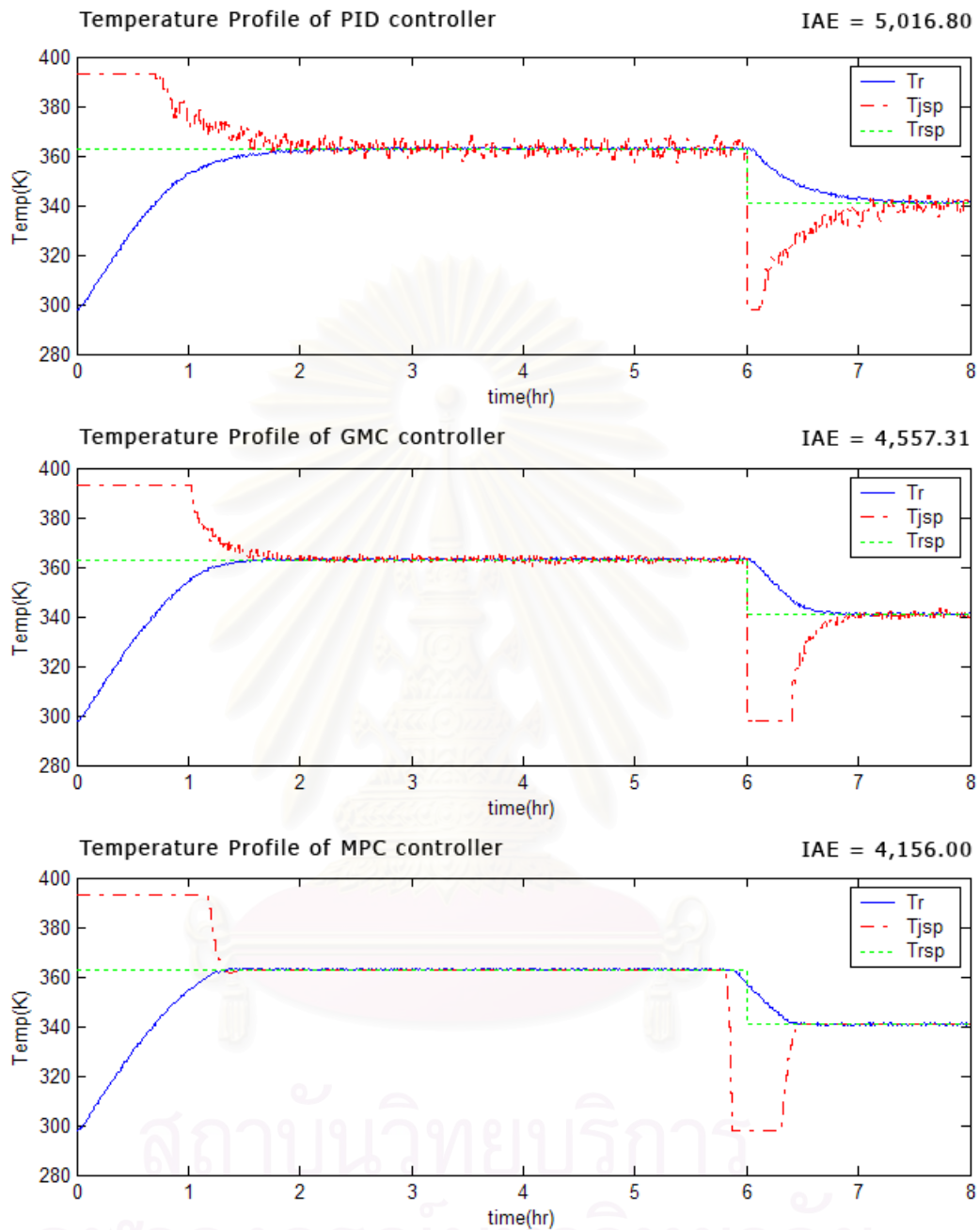
5.2.3.3 กรณีที่มีความผิดพลาดของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของระบบ (U)

สำหรับการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ โดยใช้ถังแจคเกิดในการปรับระดับอุณหภูมิ นั้น อัตราการถ่ายเทความร้อนเป็นส่วนสำคัญ เพราะฉะนั้นสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนจึงเป็นค่าพารามิเตอร์ที่สำคัญต่อการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ สำหรับร้อยละความผิดพลาดของ U ที่เพิ่มมากขึ้นมีผลทำให้การถ่ายเทความร้อนของถังแจคเกิดมากขึ้น ทำให้สามารถปรับอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ให้สูงได้เร็วขึ้น โดยแสดงผลการจำลองกระบวนการได้ดังตารางที่ 5.11 และรูปที่ 5.24 ถึง 5.26

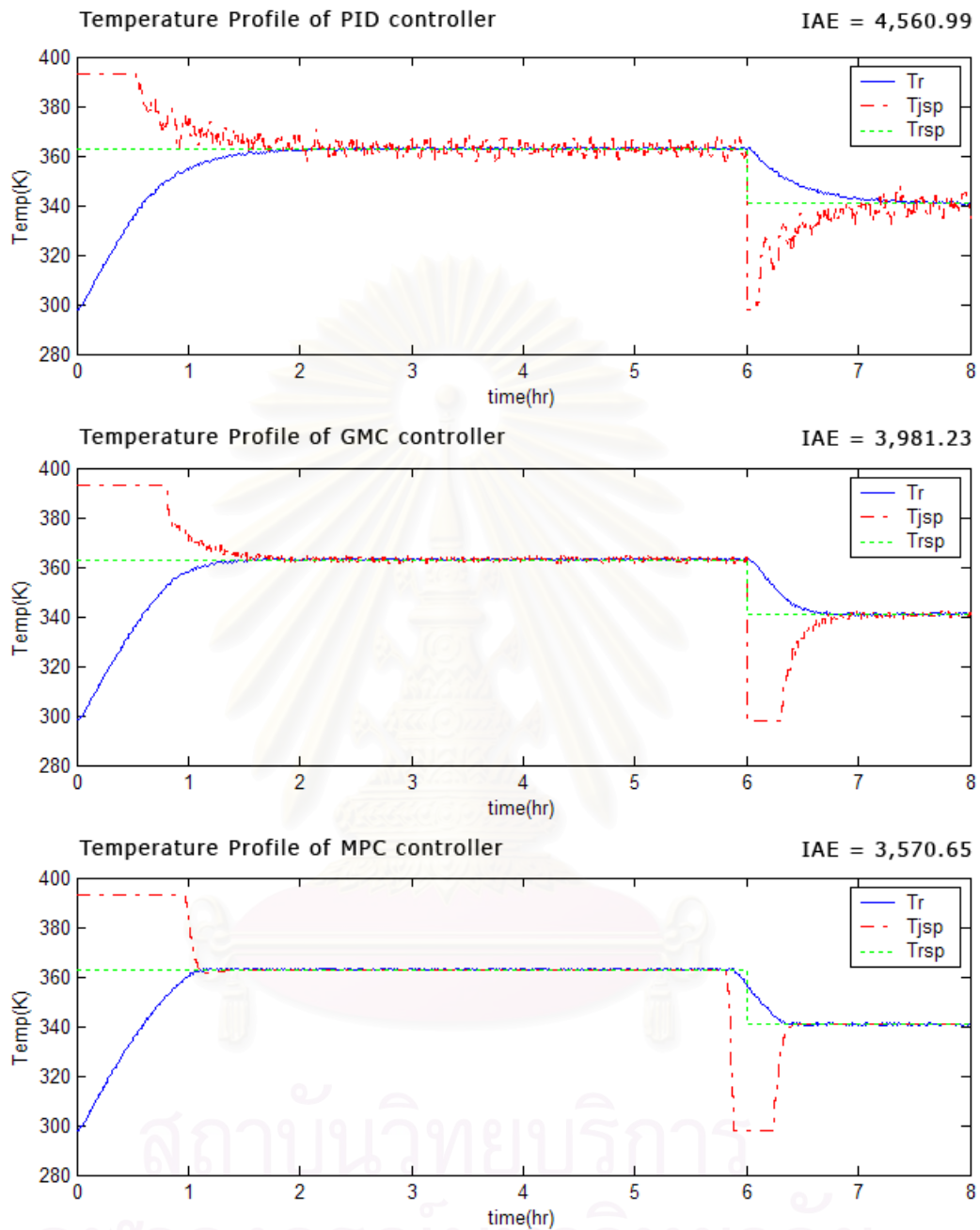
ตารางที่ 5.11 ค่า IAE ของอุณหภูมิในกรณีที่มีความผิดพลาดของ U ที่เพิ่มขึ้น

ร้อยละความผิดพลาด	ความผิดพลาดสัมบูรณ์ของอุณหภูมิ (IAE)		
	พีไอดี	เจนเนอริกโมเดล	โมเดลพรีดิกทีฟ
0	5,801.02	5,488.85	5,107.28
30	5,016.80	4,557.31	4,156.00
60	4,560.99	3,981.23	3,570.65
90	4,288.61	3,611.19	3,183.91

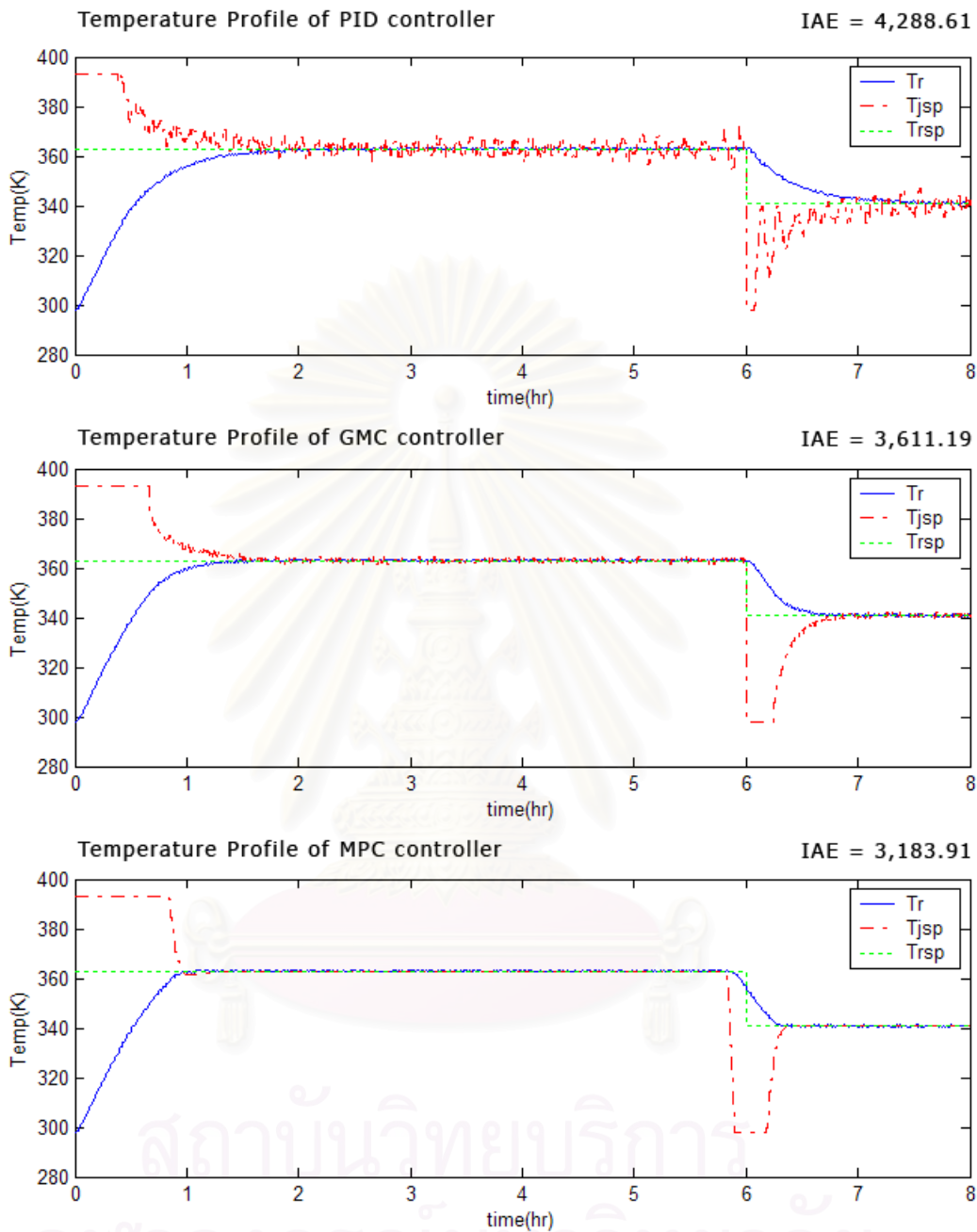
จากผลการจำลองกระบวนการสำหรับกรณีความผิดพลาดที่เกิดขึ้น กับค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของระบบ การควบคุมต่าง ๆ ละแบบสามารถควบคุมอุณหภูมิให้เข้าสู่อุณหภูมิเป้าหมายได้ โดยในการควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลอง และมีการใช้เทคนิคการประมาณค่า ซึ่งสามารถปรับปรุงความถูกต้องในการประมาณค่า และควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่อุณหภูมิเป้าหมายได้ โดยจากผลการจำลองกระบวนการพบว่าการควบคุมกระบวนการแบบ โมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล และการควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี ตามลำดับ เนื่องจากการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถทำนายค่าสเตปในอนาคต เพื่อทำการคำนวณค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสม ทั้งนี้ยังมีการคำนวณการเปลี่ยนแปลงตัวแปรปรับโดยวิธีกำลังสองที่น้อยที่สุด ทำให้ลดความรุนแรงในการแกว่งของค่าตัวแปรปรับ



รูปที่ 5.24 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่างๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ U เพิ่มขึ้นร้อยละ 30



รูปที่ 5.25 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่างๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ U เพิ่มขึ้นร้อยละ 60



รูปที่ 5.26 เปรียบเทียบการควบคุมแบบต่างๆ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของ U เพิ่มขึ้นร้อยละ 90

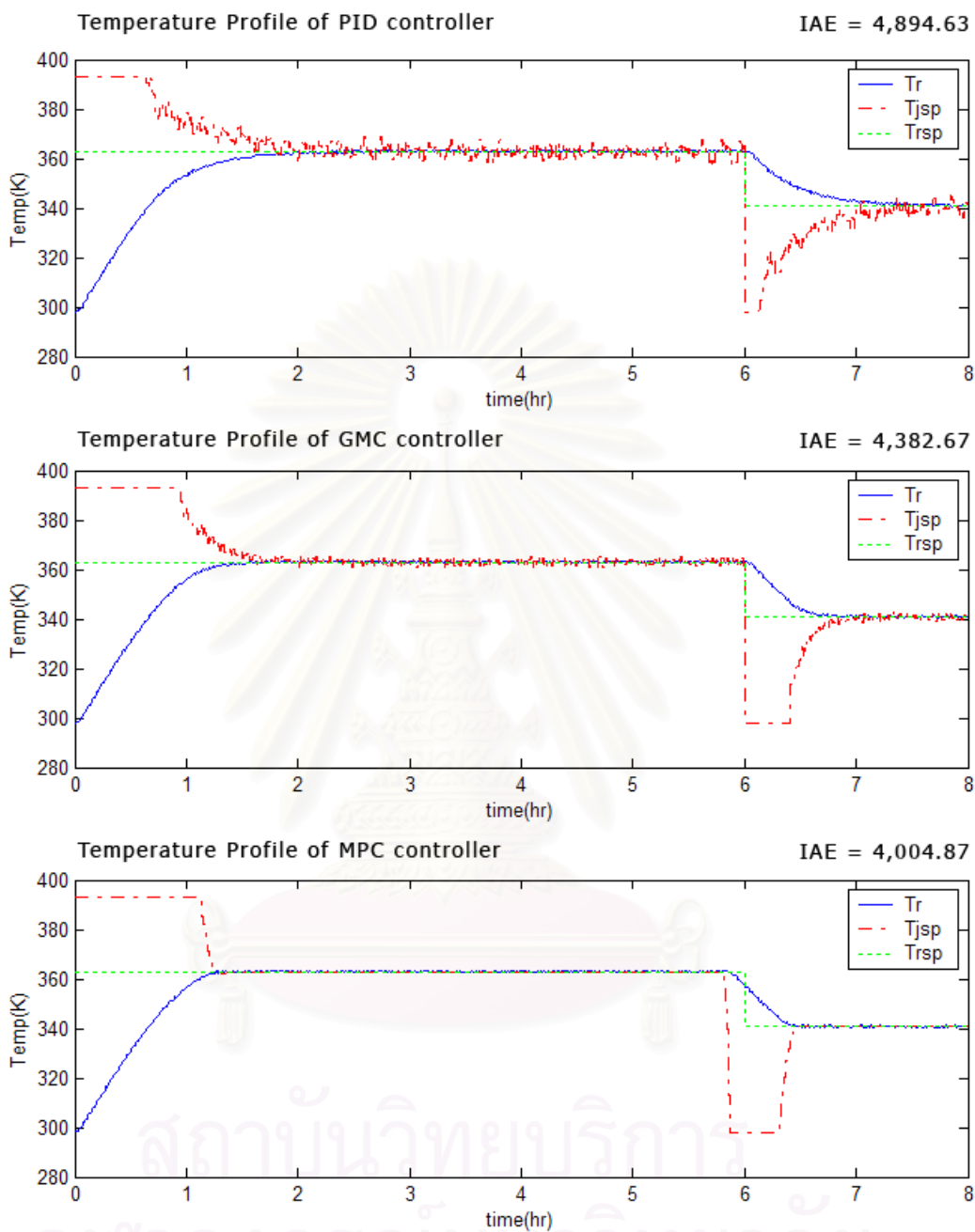
5.2.3.4 กรณีที่มีความผิดพลาดของค่าพารามิเตอร์ k_1 , k_2 , D , H และ U

สำหรับการทดสอบความทนทานของการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองกระบวนการ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของค่าสัมประสิทธิ์การเกิดปฏิกิริยา สัมประสิทธิ์การเกิดคายความร้อนของระบบ และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของระบบ สามารถแสดงผลการควบคุมได้ตามตารางที่ 5.12 และรูปที่ 5.27 ถึงรูปที่ 5.29 โดยแสดงผลการควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์

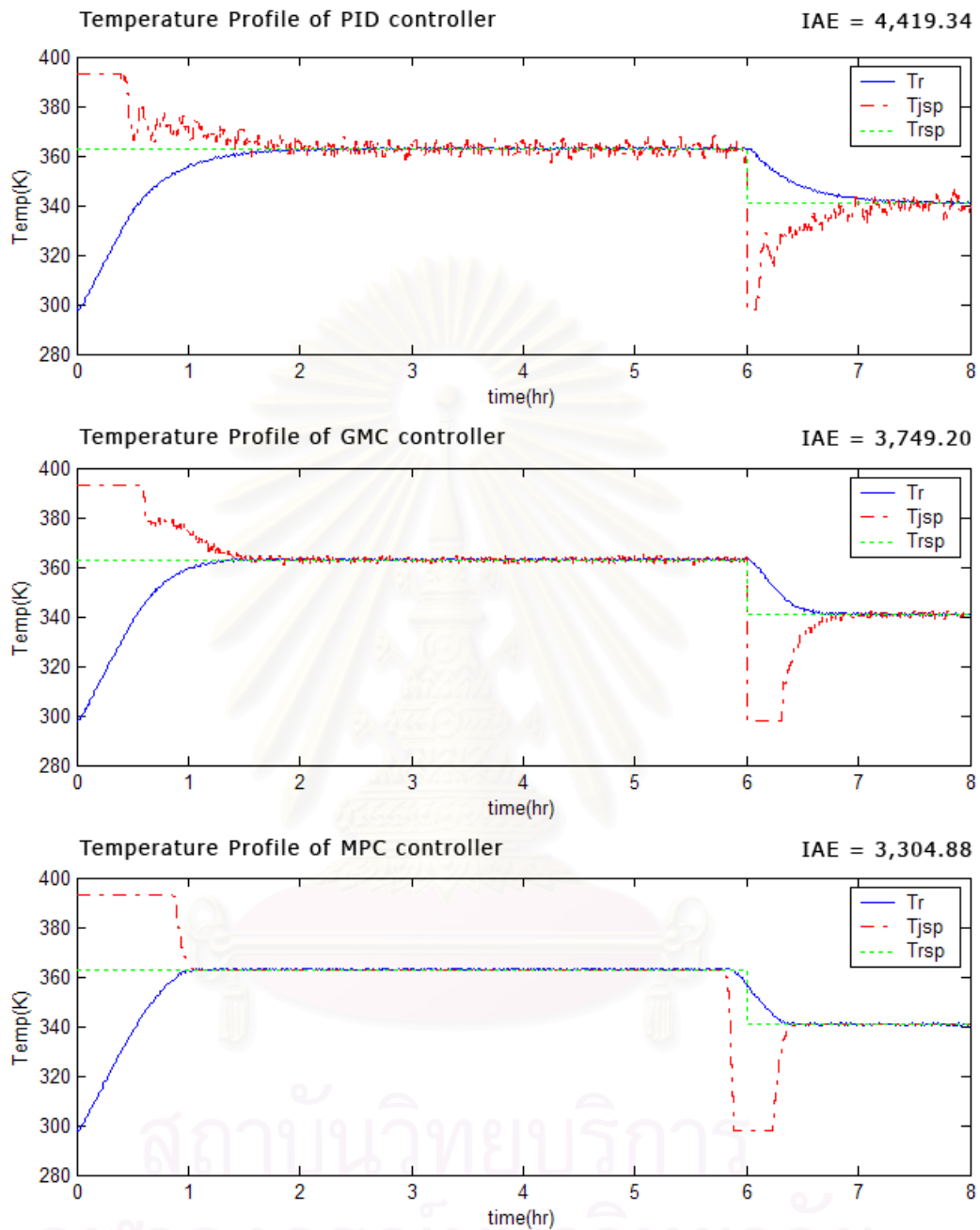
ตารางที่ 5.12 ค่า IAE ในกรณีที่มีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ k_1 , k_2 , D , H และ U ที่เพิ่มขึ้น

ร้อยละความผิดพลาด	ความผิดพลาดสัมบูรณ์ของอุณหภูมิ (IAE)		
	พีไอดี	เจนเนอริกโมเดล	โมเดลพรีดิกทีฟ
0	5,801.02	5,488.85	5,107.28
30	4,894.63	4,382.67	4,004.87
60	4,419.34	3,749.20	3,304.88
90	4,151.00	3,403.79	2,845.08

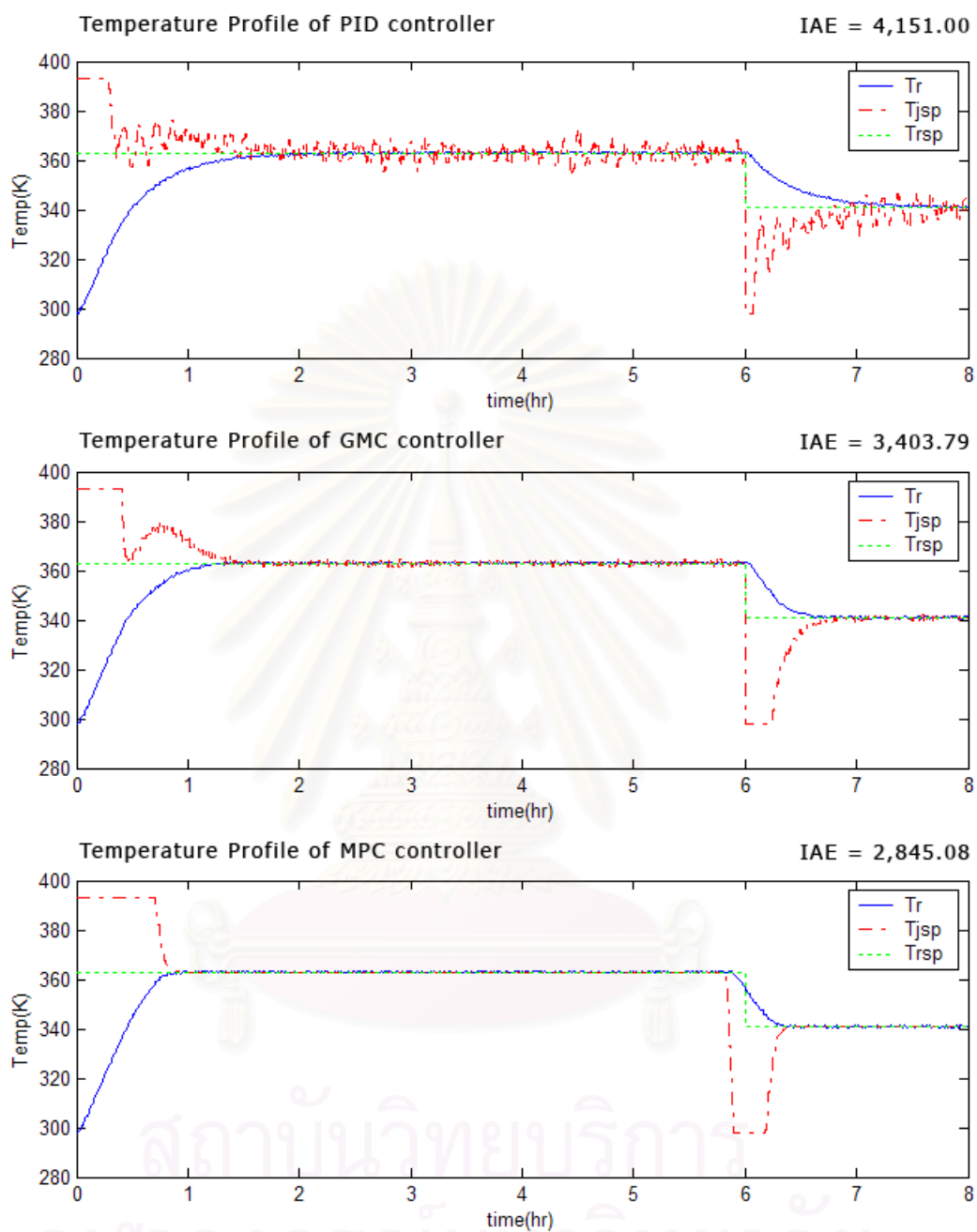
จากผลการจำลองกระบวนการในกรณีที่เกิดความผิดพลาดของพารามิเตอร์ต่าง ๆ พบว่าการควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ได้ สำหรับการควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลอง มีการใช้ตัวกรองคาลมานในการประมาณค่าพารามิเตอร์ให้ถูกต้อง ซึ่งเป็นผลทำให้แบบจำลองที่ใช้ในการคำนวณตัวแปรปรับเชื้อถือ และควบคุมกระบวนการได้ โดยการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถควบคุมกระบวนการได้ดีกว่า แบบเจนเนอริกโมเดล และพีไอดี ตามลำดับ



รูปที่ 5.27 เปรียบเทียบการควบคุมในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 , k_2 , D H และ U เพิ่มขึ้นร้อยละ 30



รูปที่ 5.28 เปรียบเทียบการควบคุมในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 , k_2 , D H และ U เพิ่มขึ้นร้อยละ 60



รูปที่ 5.29 เปรียบเทียบการควบคุมในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 , k_2 , D H และ U เพิ่มขึ้นร้อยละ 90

จากผลการจำลองกระบวนการในกรณีที่มีความผิดพลาดของสัมประสิทธิ์ คือ k_1 , k_2 , D , H และ U สามารถสรุปได้ว่าการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ดีกว่าการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และพีไอดี โดยพิจารณาจากค่าความผิดพลาดของของอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ กับอุณหภูมิเป้าหมาย ทั้งนี้การควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลองกระบวนการ และใช้ตัวกรองคาลมาน สามารถควบคุมกระบวนการได้ แม้ว่าจะมีความผิดพลาดของสัมประสิทธิ์ที่เกิดขึ้น

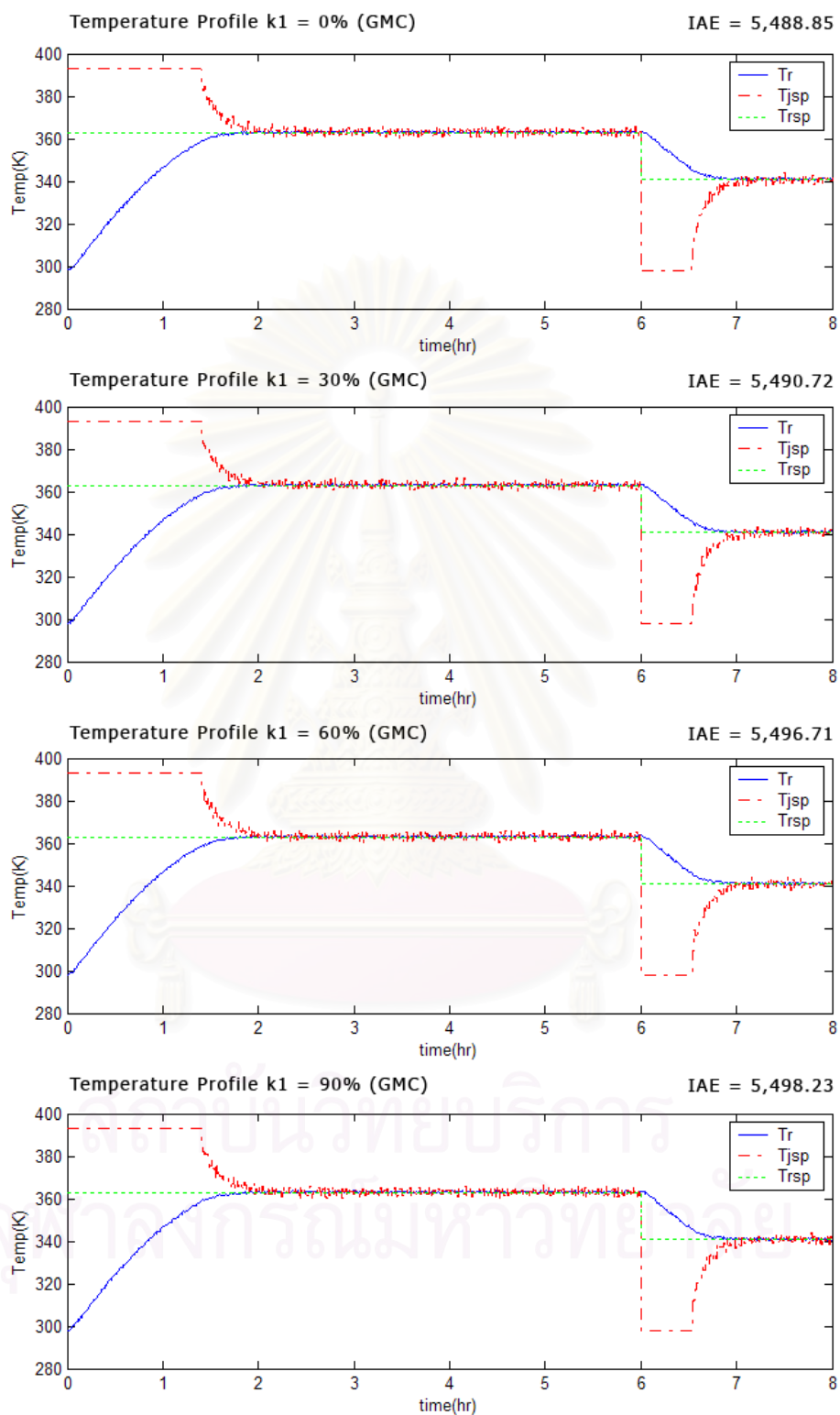
5.2.4 การทดสอบความทนทานของการควบคุมกระบวนการ (Controller Model Mismatch)

ในการควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลองสมการของกระบวนการ ในการคำนวณหาค่าตัวแปรปรับให้กับระบบ สำหรับในอุตสาหกรรมจริงนั้น ย่อมหลีกเลี่ยงไม่ได้สำหรับความผิดพลาดที่จะเกิดขึ้น ซึ่งในการศึกษาความทนทานของการควบคุมในกรณีที่มีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ที่ใช้ในการออกแบบการควบคุม มีส่วนช่วยในการตัดสินใจในการเลือกใช้ระบบการควบคุมที่สามารถควบคุมกระบวนการได้ ในขอบเขตของความผิดพลาดที่ยอมรับได้ สำหรับพารามิเตอร์จะทำให้เกิดความผิดพลาด คือ k_1 , k_2 , D , H และ U ในร้อยละความผิดพลาดค่าเดียวกับความผิดพลาดของพารามิเตอร์ที่ใช้ในกระบวนการ ทั้งนี้จะทำการเปรียบเทียบการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองกระบวนการ คือ การควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟเท่านั้น ซึ่งสามารถแสดงตารางสรุปรวมค่าความผิดพลาด (IAE) ได้ดังตารางที่ 5.13 สำหรับความผิดพลาดทุกกรณี สำหรับรูปที่ 5.30 ถึง 5.35 แสดงการควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล สำหรับกรณีความผิดพลาดต่าง ๆ และรูปที่ 5.36 ถึง 5.41 แสดงการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สำหรับกรณีความผิดพลาดต่าง ๆ

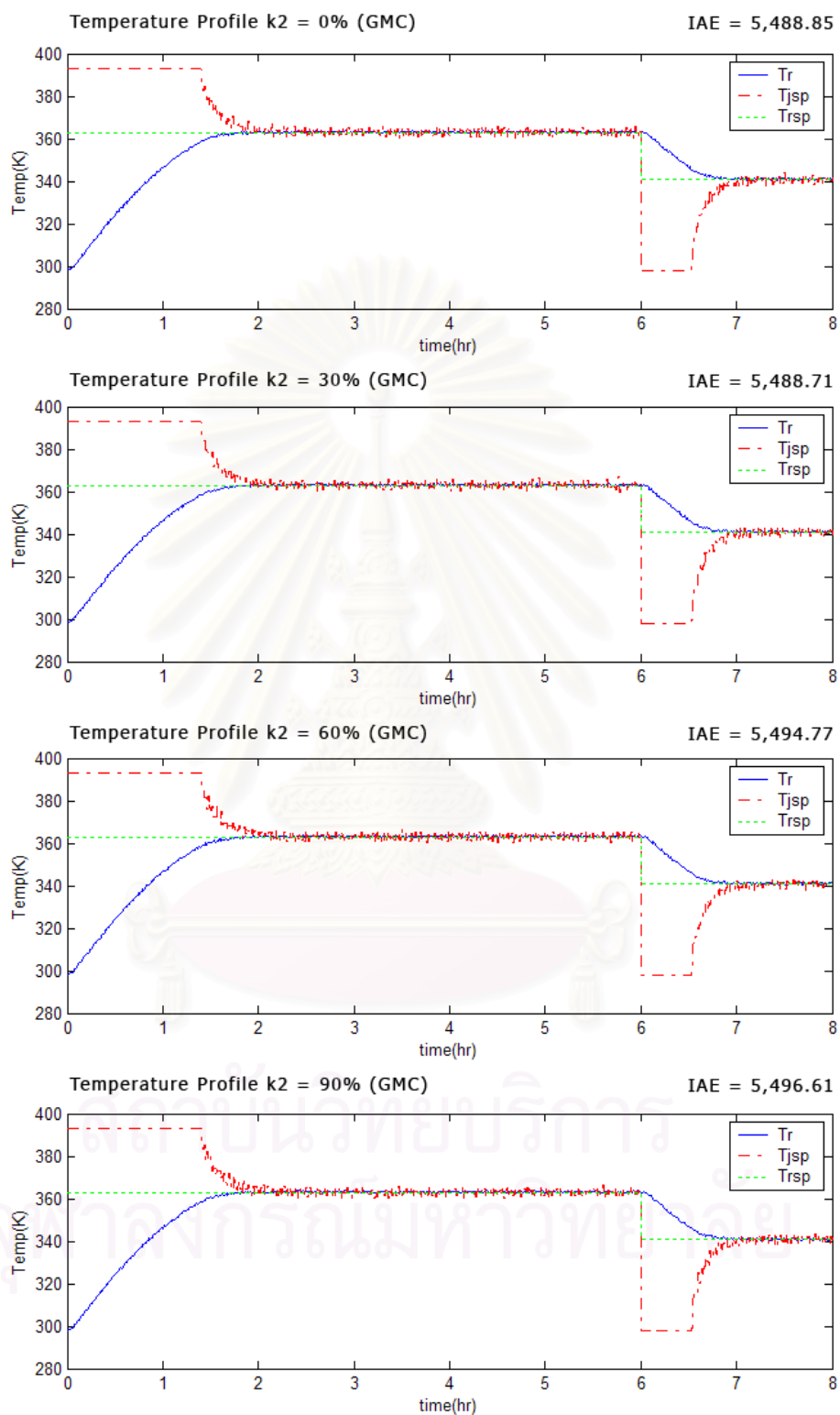
ผลจำลองกระบวนการตามตารางดังกล่าวสามารถสรุปได้ว่า สำหรับการควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ ในช่วงความผิดพลาดดังกล่าว พบว่าในร้อยละความผิดพลาดที่เพิ่มขึ้น ค่าความผิดพลาดของอุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์ กับอุณหภูมิเป้าหมายมีค่า IAE ที่เพิ่มขึ้นต่อร้อยละความผิดพลาดของพารามิเตอร์ที่เพิ่มขึ้น แต่ยังสามารถควบคุมกระบวนการในเข้าสู่อุณหภูมิเป้าหมายได้ดีในช่วงนี้ ทั้งนี้สำหรับค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของถังแจคเก็ตมีผลต่อการคำนวณตัวแปรปรับของการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองมากที่สุด ตัวควบคุมมีความทนทานต่อความผิดพลาดในช่วงการจำลอง

ตารางที่ 5.13 ค่าความผิดพลาดในการควบคุมกระบวนการ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของกระบวนการที่ใช้ในการออกแบบการควบคุม

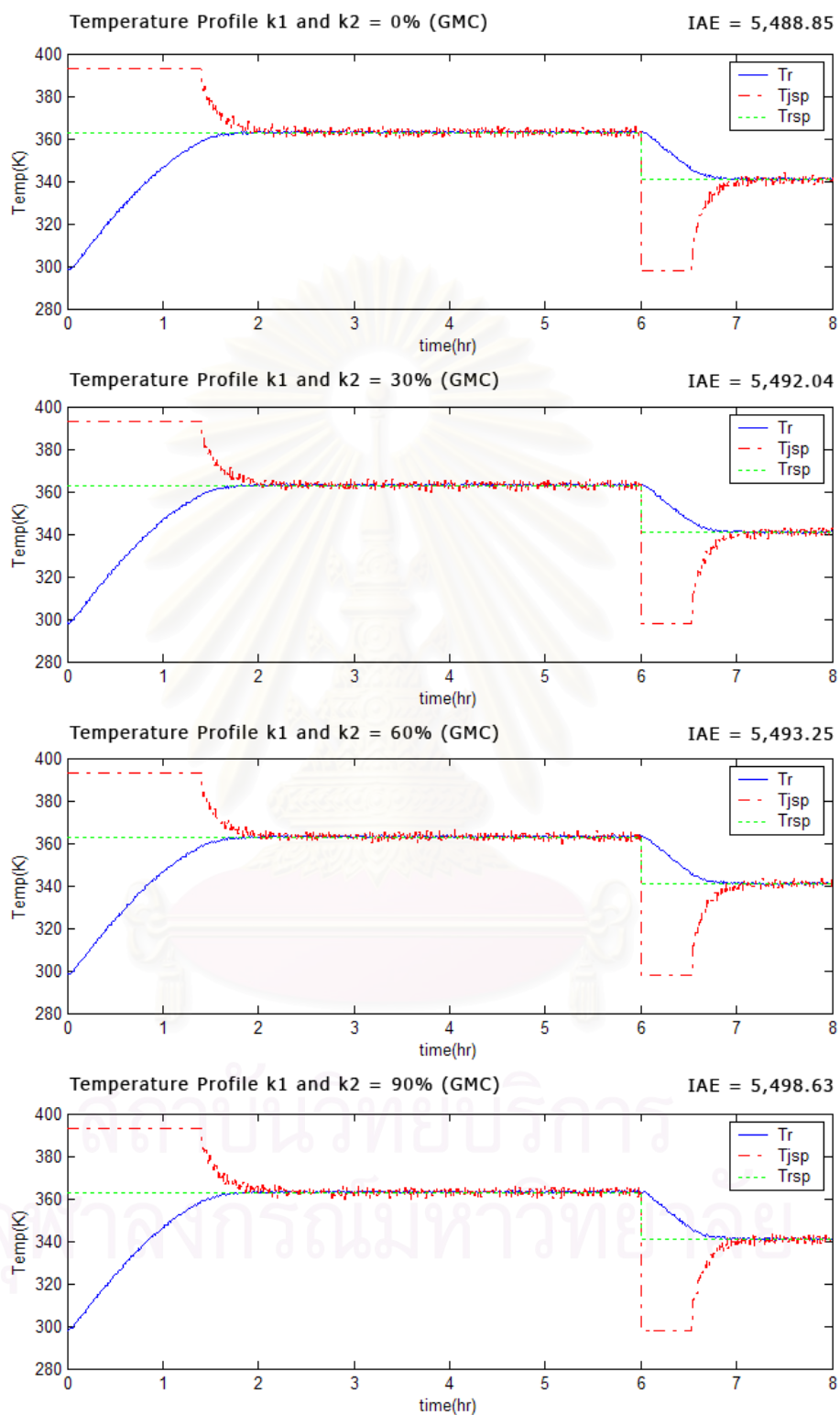
พารามิเตอร์	ร้อยละความผิดพลาด	ความผิดพลาดสัมบูรณ์ของอุณหภูมิ (IAE)	
		เจนเนอริกโมเดล	โมเดลพรีดิกทีฟ
k_1	0	5,488.85	5,107.28
	30	5,490.72	5,107.33
	60	5,496.71	5,107.63
	90	5,498.23	5,109.41
k_2	0	5,488.85	5,107.28
	30	5,488.71	5,107.88
	60	5,494.77	5,109.18
	90	5,496.61	5,112.01
k_1 และ k_2	0	5,488.85	5,107.28
	30	5,492.04	5,107.51
	60	5,493.25	5,110.59
	90	5,498.63	5,113.03
ΔH	0	5,488.85	5,107.28
	30	5,492.15	5,112.15
	60	5,493.61	5,112.73
	90	5,496.34	5,112.84
U	0	5,488.85	5,107.28
	30	5,534.53	5,120.27
	60	5,554.03	5,137.68
	90	5,556.57	5,149.64
$k_1, k_2, \Delta H$ และ U	0	5,488.85	5,107.28
	30	5,538.57	5,118.58
	60	5,546.99	5,131.74
	90	5,558.59	5,147.21



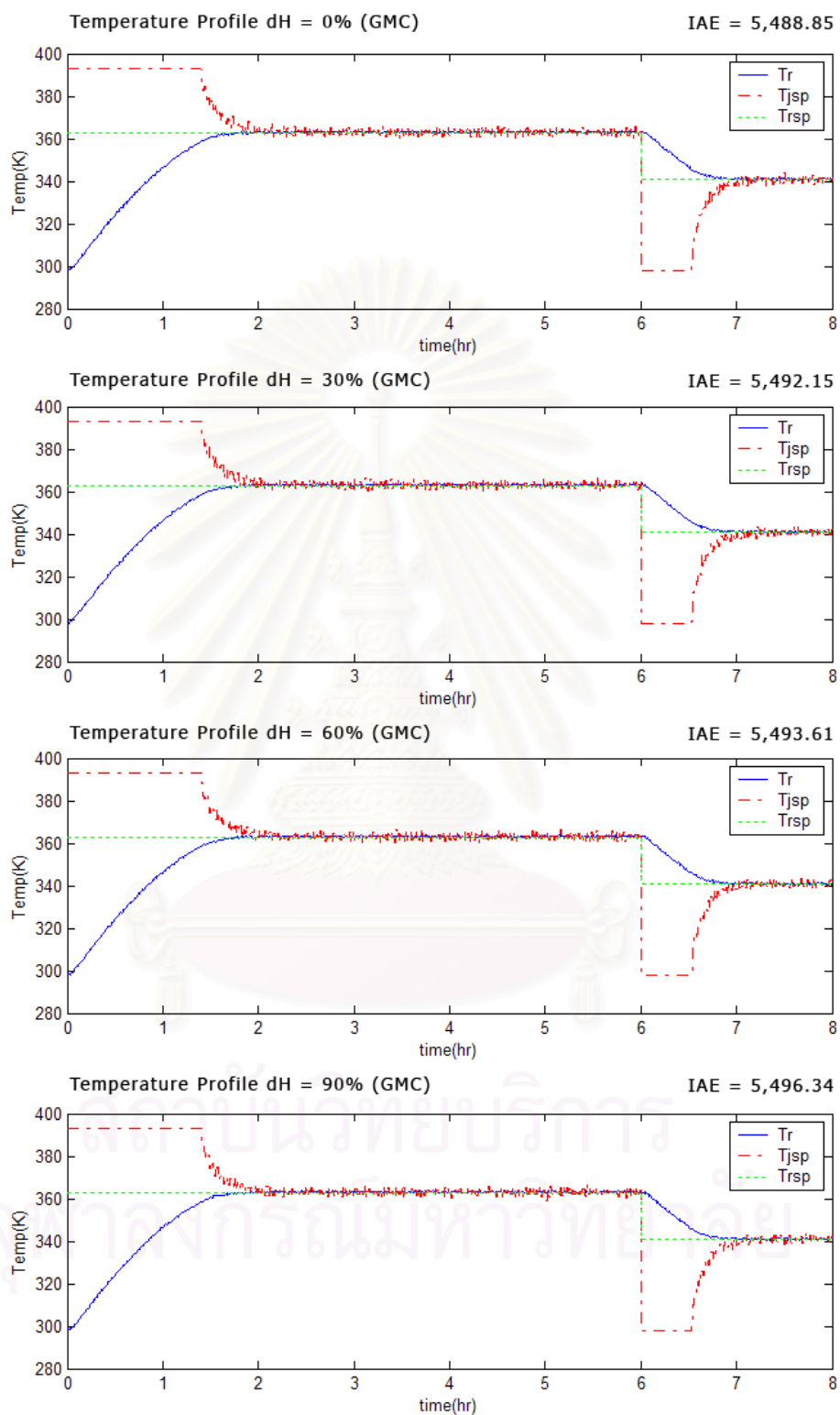
รูปที่ 5.30 เปรียบเทียบการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1



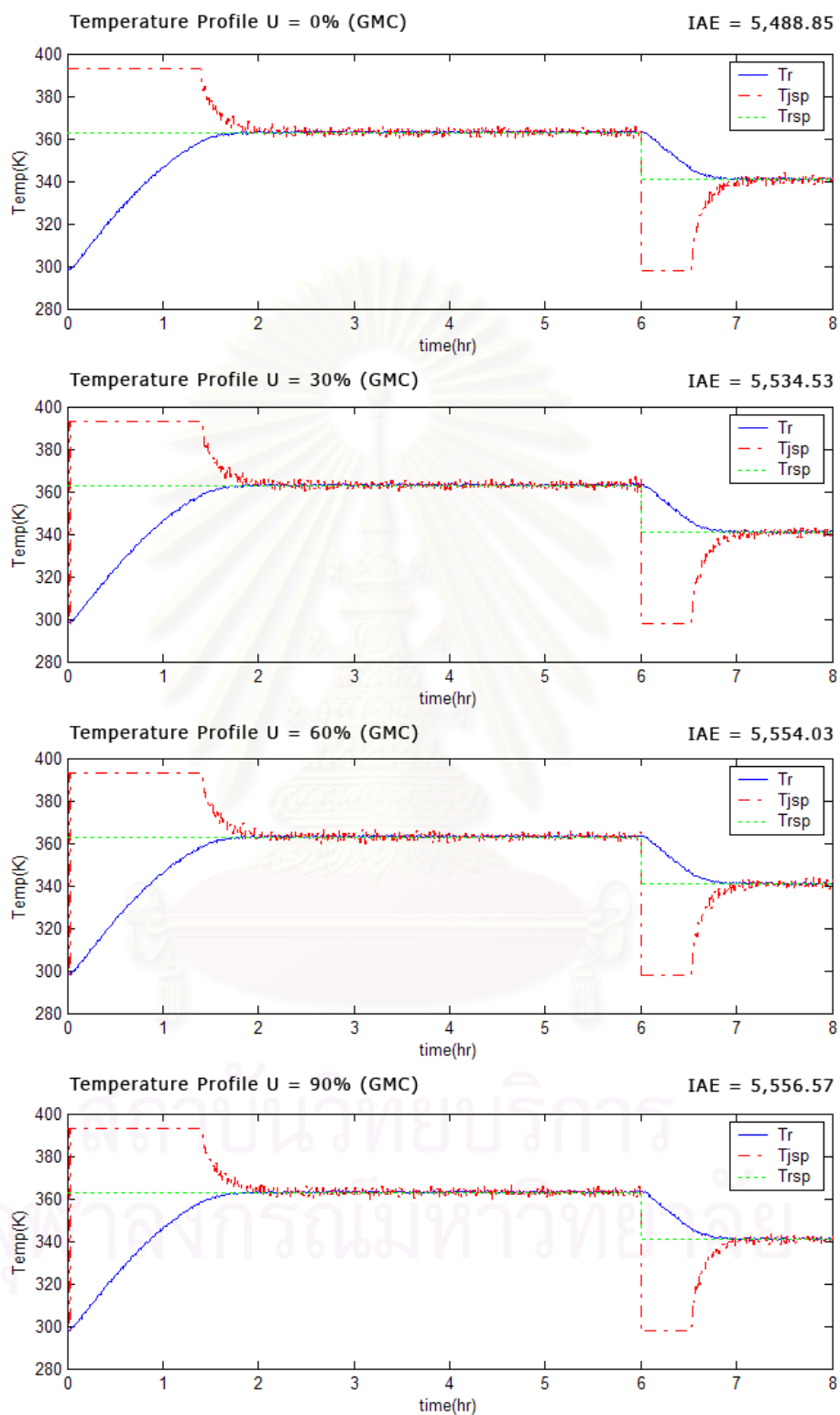
รูปที่ 5.31 เปรียบเทียบการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2



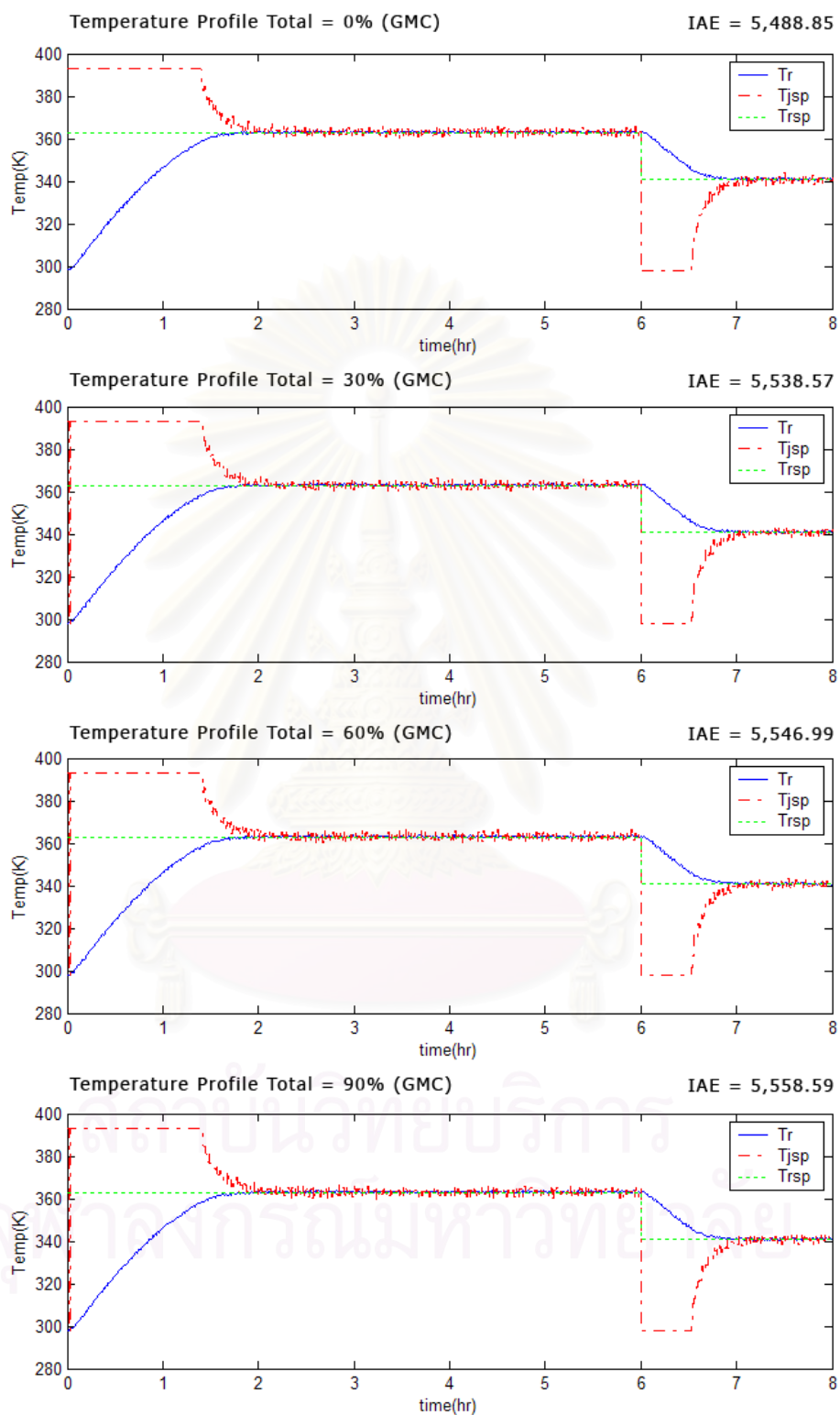
รูปที่ 5.32 เปรียบเทียบการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2



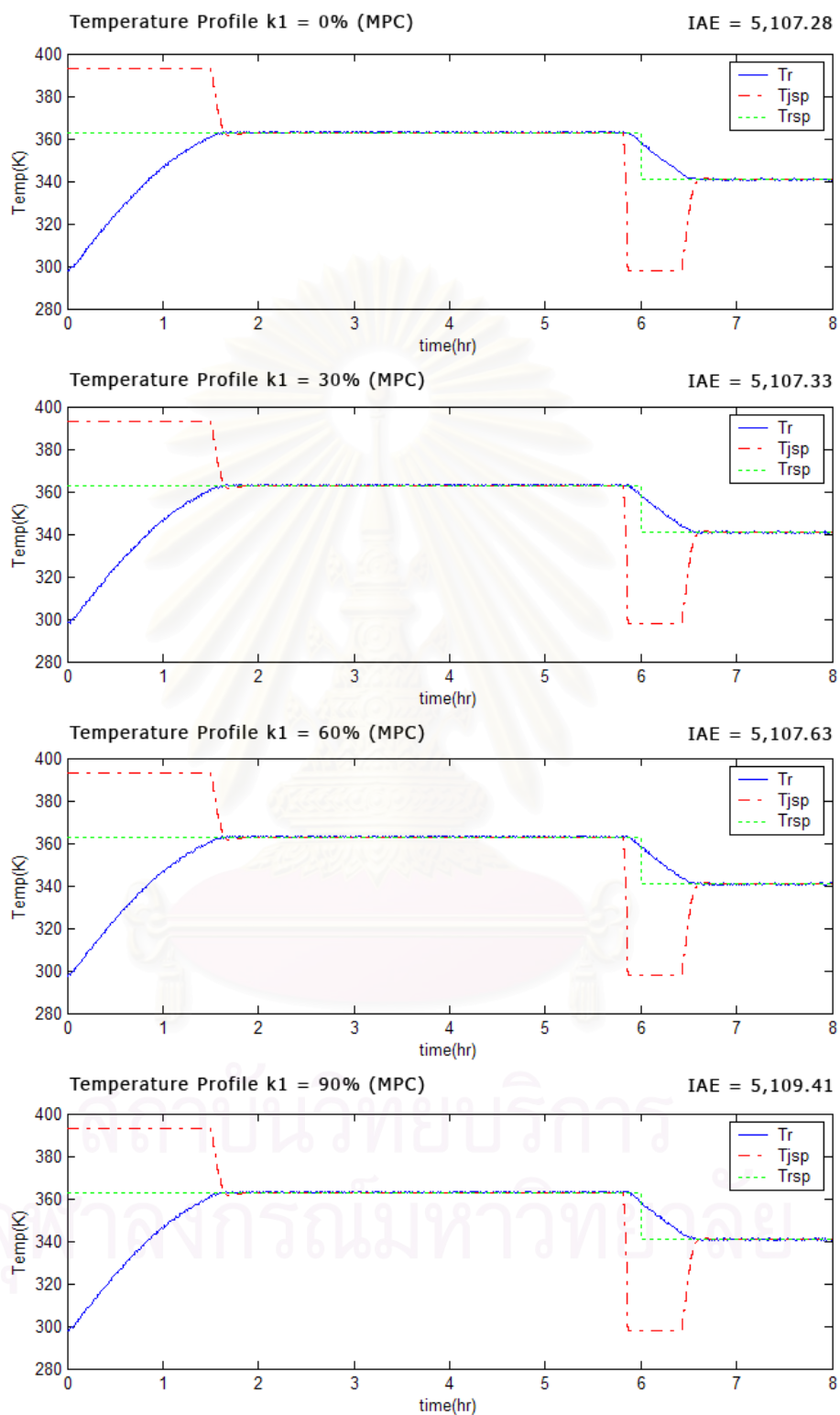
รูปที่ 5.33 เปรียบเทียบการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลในกรณีที่มีความผิดพลาดของ D H



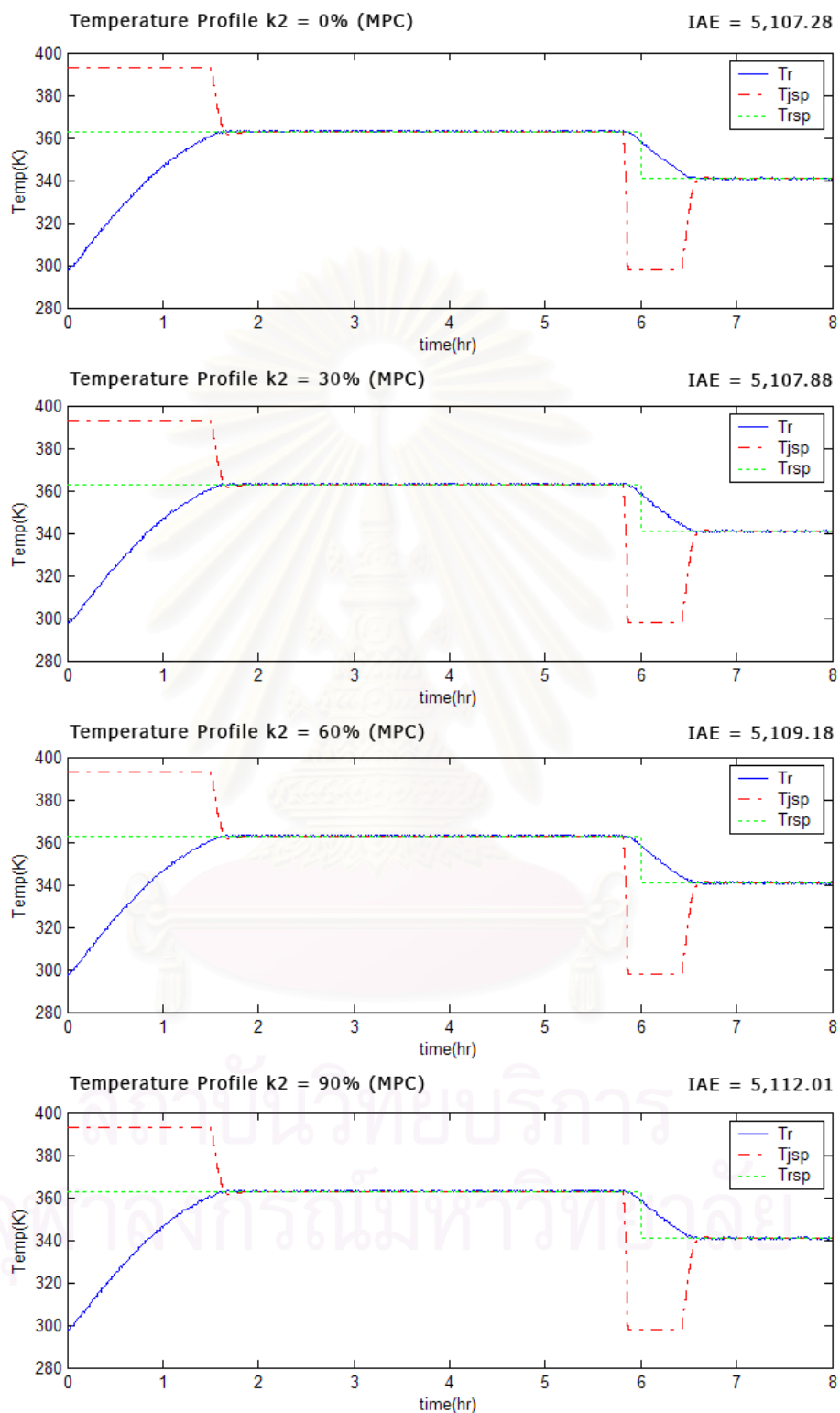
รูปที่ 5.34 เปรียบเทียบการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลในกรณีที่มีความผิดพลาดของ U



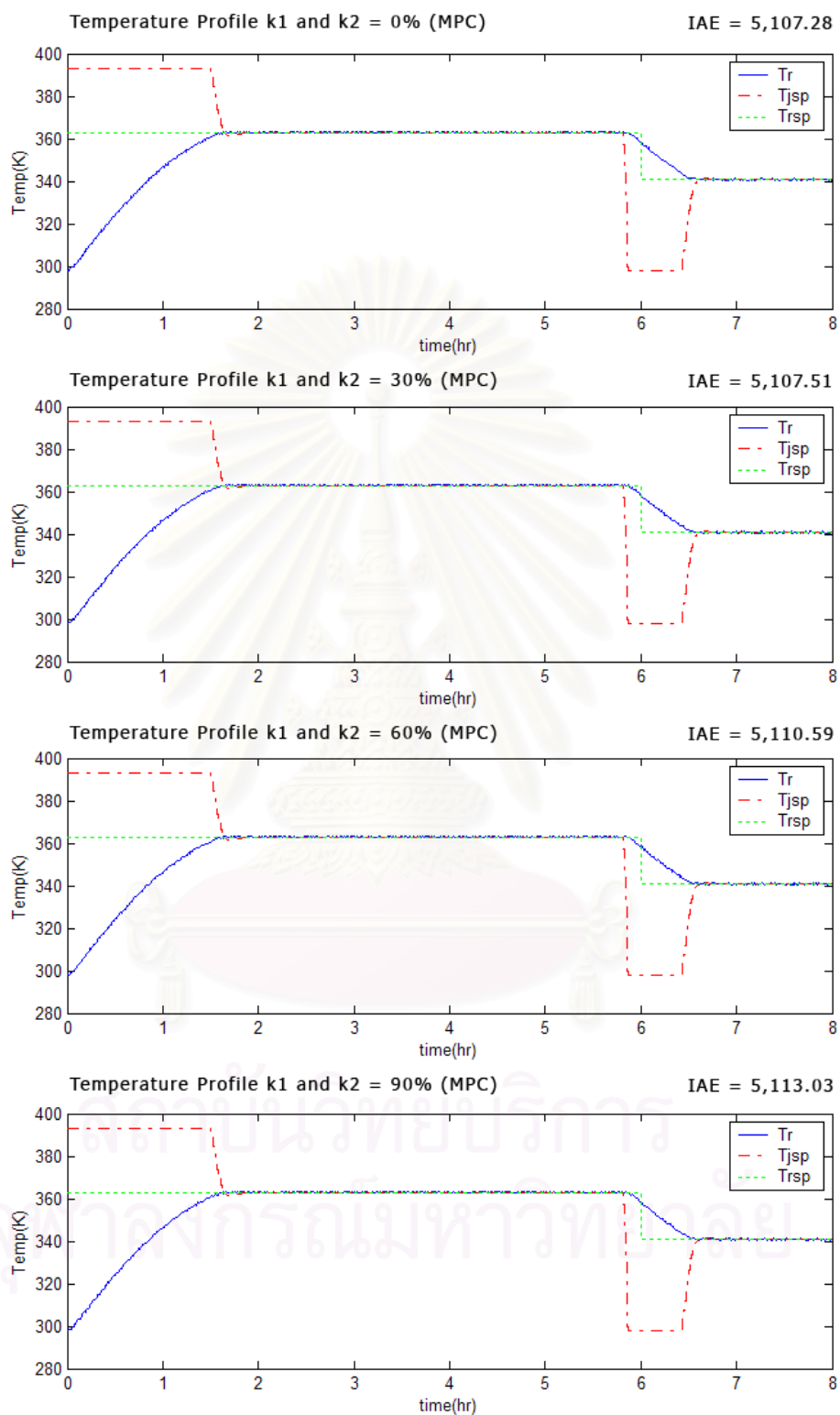
รูปที่ 5.35 เปรียบเทียบการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดลในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 , k_2 , D , H และ U



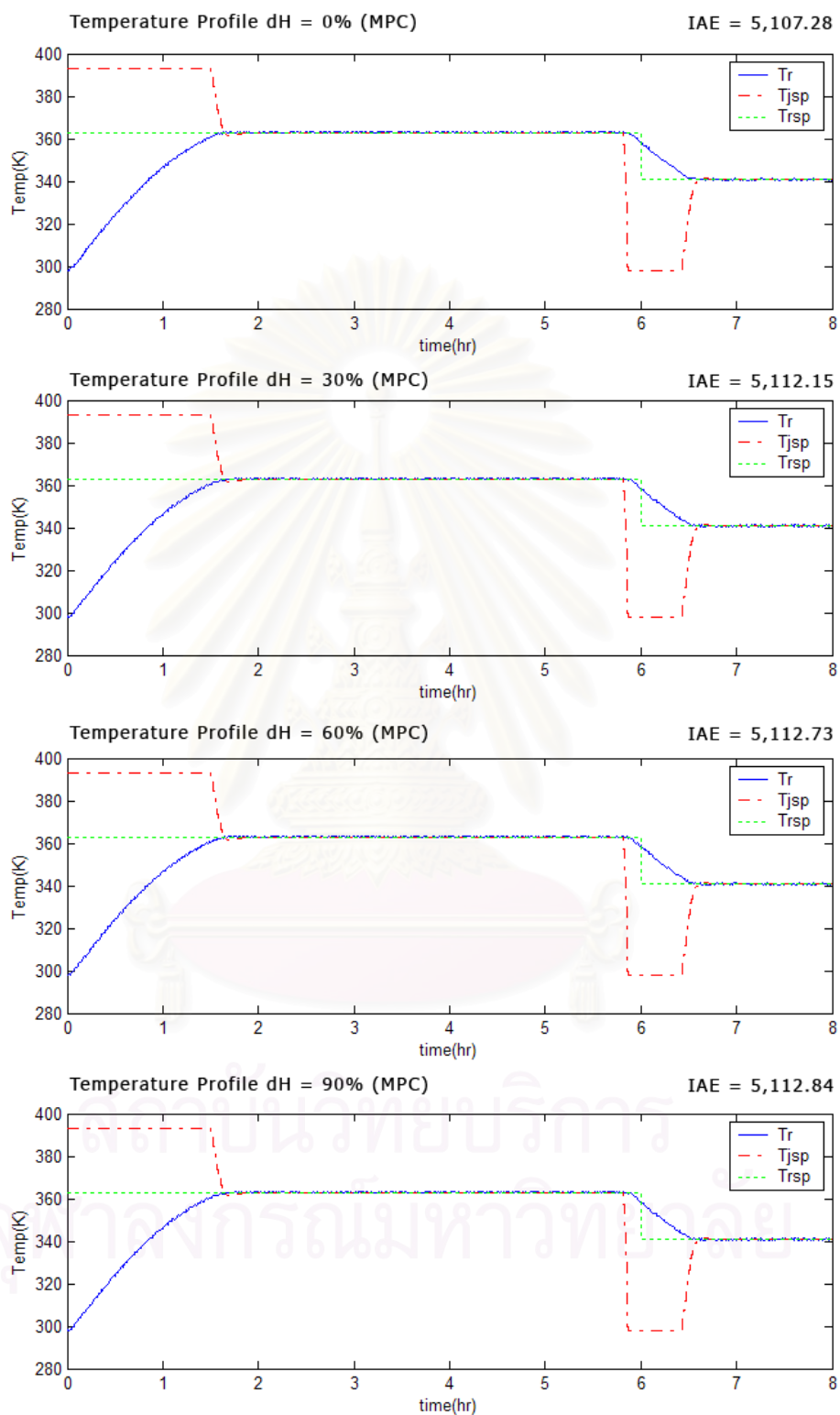
รูปที่ 5.36 เปรียบเทียบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1



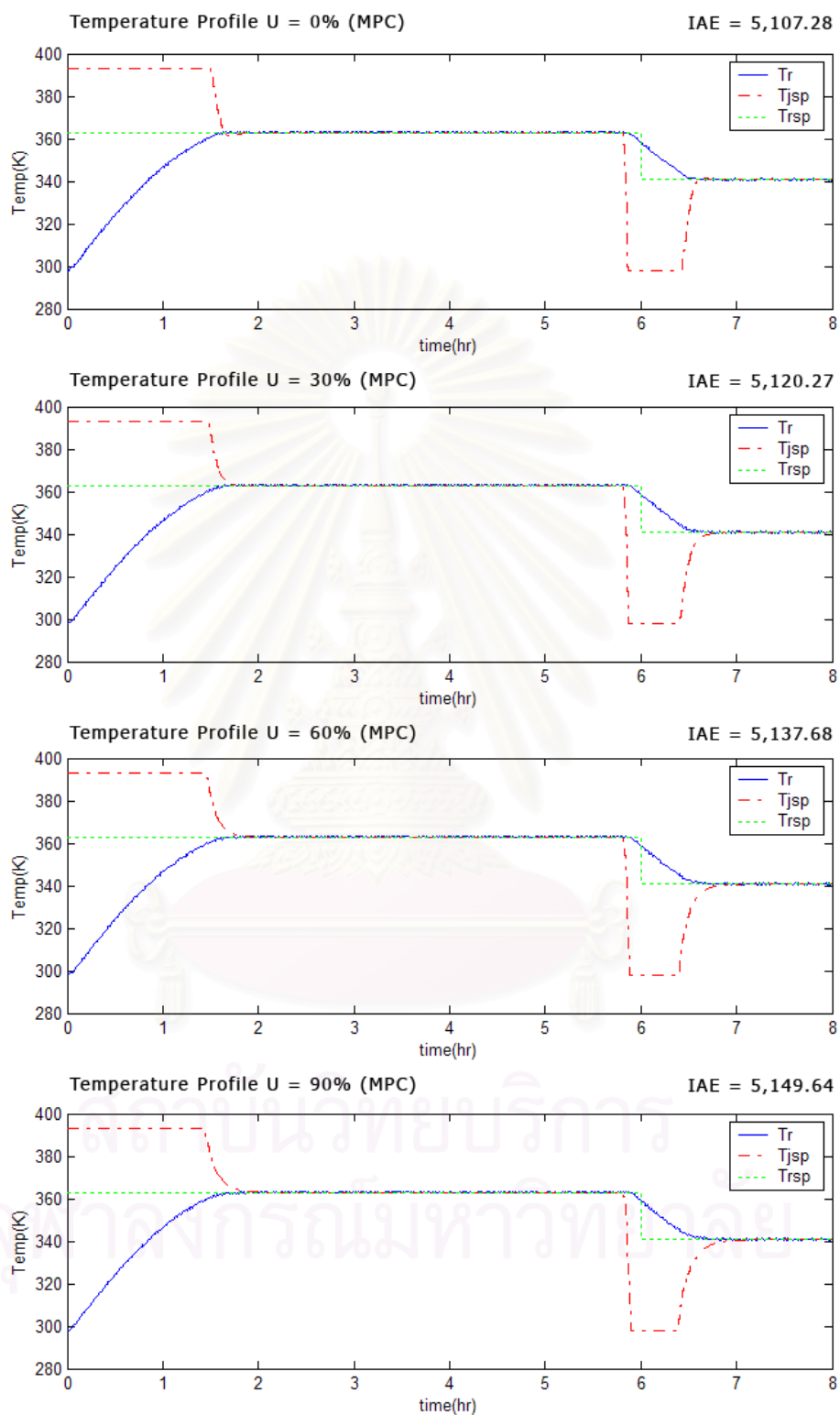
รูปที่ 5.37 เปรียบเทียบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_2



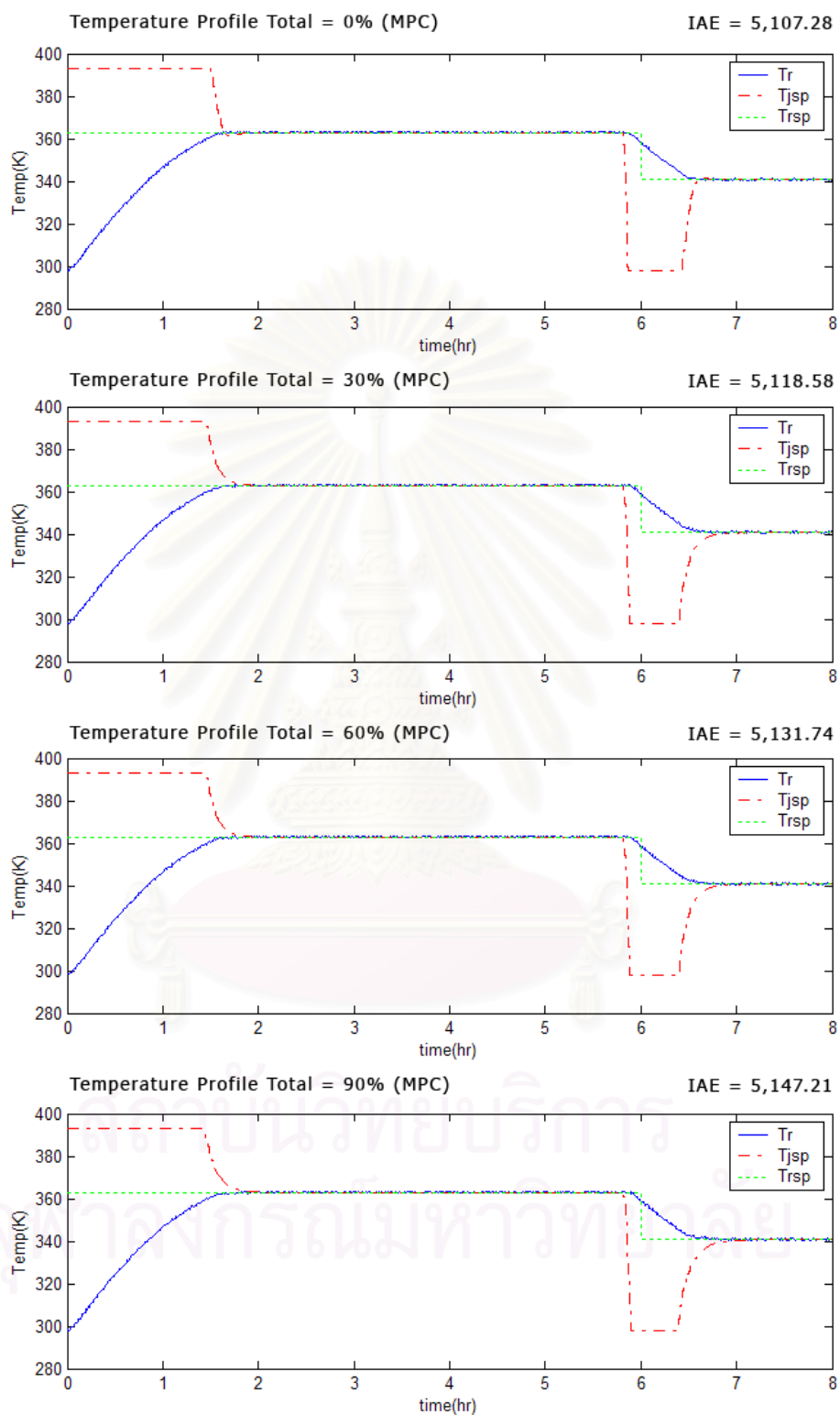
รูปที่ 5.38 เปรียบเทียบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 และ k_2



รูปที่ 5.39 เปรียบเทียบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในกรณีที่มีความผิดพลาดของ dH



รูปที่ 5.40 เปรียบเทียบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในกรณีที่มีความผิดพลาดของ U



รูปที่ 5.41 เปรียบเทียบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในกรณีที่มีความผิดพลาดของ k_1 , k_2 , D , H และ U

บทที่ 6

บทสรุป

6.1 บทสรุปงานวิจัย

ผลการจำลองกระบวนการเอสเทอร์เรฟิเคชัน ที่เป็นปฏิกิริยาผันกลับได้ และเป็นระบบคายความร้อน ในเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวเพอร์เรทีฟเมมเบรน โดยใช้ถังแจคเก็ตในการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ให้เข้าสู่อุณหภูมิเป้าหมายที่ได้จากการหาอุณหภูมิที่เหมาะสมที่สุด ที่สามารถทำให้ได้ผลิตภัณฑ์มากที่สุด โดยใช้เวลาในการเกิดปฏิกิริยา 8 ชั่วโมง และทำการเก็บข้อมูลต่าง ๆ เพื่อนำมาคำนวณค่าตัวแปรปรับทุก ๆ 0.01 ชั่วโมง ซึ่งจะแบ่งผลการจำลองกระบวนการเป็น 2 กรณี คือ การควบคุมกระบวนการทั่วไป ในกรณีที่ไม่มีผลผลิตของพารามิเตอร์ และการควบคุมกระบวนการ ในการกรณีที่มีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ต่าง ๆ

การควบคุมกระบวนการทั่วไป ในกรณีที่ไม่มีผลผลิตของพารามิเตอร์

ในการเปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการแบบดั้งเดิม และแบบที่อาศัยแบบจำลองในการคำนวณค่าตัวแปรปรับ คือ เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ ที่มีการใช้เทคนิคการประมาณความร้อนที่เกิดขึ้น มาใช้ในการคำนวณตัวแปรปรับ ซึ่งจากผลการจำลองกระบวนการพบว่าการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟ สามารถควบคุมกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล และการควบคุมแบบพีไอดี เนื่องจากการควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟมีการทำนายค่าสเตทในอนาคต เพื่อนำมาคำนวณตัวแปรปรับ ณ สภาวะปัจจุบัน โดยมีการใช้ค่าน้ำหนักในการคำนวณค่าตัวแปรปรับ เพื่อลดการแกว่งของค่าตัวแปรปรับที่คำนวณได้ ส่วนการควบคุมแบบเจนเนอริกโมเดล มีการใช้สมการของระบบเพื่อทำการคำนวณค่าตัวแปรปรับ แต่เมื่อมีสัญญาณรบกวนทำให้ตัวแปรปรับที่คำนวณได้มีการแกว่ง ส่วนการควบคุมแบบดั้งเดิม หรือพี

ไอดี ที่นิยมใช้ในอุตสาหกรรมทั่วไป สามารถควบคุมกระบวนการได้ในกรณีมีสัญญาณรบกวน และเมื่อสัญญาณรบกวนมีมากขึ้น จะไม่สามารถควบคุมอุณหภูมิของตัวแปรปรับให้เหมาะสมได้

การควบคุมกระบวนการ ในกรณีที่มีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของกระบวนการ

สำหรับการเปรียบเทียบในกรณีที่แบบจำลองมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ จะทำการเปรียบเทียบในส่วนของกระบวนการควบคุมกระบวนการแบบพีไอดี การควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล และการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ที่ใช้ตัวกรองค่าคาดหมายในการประมาณค่าความร้อนที่เกิดขึ้นของระบบ โดยพารามิเตอร์ที่ใช้ในการเปรียบเทียบความทนทานของการควบคุม คือ สัมประสิทธิ์การเกิดปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน สัมประสิทธิ์การคายความร้อนของปฏิกิริยา และ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของระบบ

จากผลการจำลองพบว่า การควบคุมกระบวนการทั้งหมด สามารถควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ให้เข้าสู่อุณหภูมิเป้าหมายได้สำหรับความผิดพลาดของกระบวนการช่วงหนึ่ง ซึ่งหากมีความผิดพลาดที่สูงขึ้น จะทำให้แบบจำลองที่ออกแบบไม่สามารถนำมาเป็นตัวแทนของระบบได้ จะทำให้การคำนวณค่าตัวแปรปรับเกิดความผิดพลาดขึ้น จนทำให้ไม่สามารถควบคุมกระบวนการให้ได้ตามที่ต้องการ ซึ่งจากผลการเปรียบเทียบจะพบว่า การควบคุมกระบวนการแบบโมเดลพรีดิกทีฟสามารถควบคุมกระบวนการได้ดีกว่าการควบคุมกระบวนการแบบเจนเนอริกโมเดล เนื่องจากการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ อาศัยค่าพารามิเตอร์ และสมการสมดุลต่าง ๆ ในการทำนายค่าสเตทในอนาคต และนำไปคำนวณหาตัวแปรปรับให้เหมาะสมได้ นอกจากนี้การควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลอง คือ โมเดลพรีดิกทีฟ และเจนเนอริกโมเดลในช่วงความผิดพลาดไม่เกิดร้อยละ 90 มีความทนทาน

การควบคุมกระบวนการในกรณีที่มีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลอง

ในกรณีที่มีความผิดพลาดของแบบจำลองที่ใช้ในการคำนวณตัวแปรปรับ การควบคุมกระบวนการที่อาศัยแบบจำลอง คือ เจนเนอริกโมเดล และโมเดลพรีดิกทีฟ โดยที่ร้อยละความผิดพลาดของแบบจำลองมาก ค่าความผิดพลาดสัมบูรณ์มีค่าที่สูงขึ้น เนื่องจากทำให้แบบจำลองที่นำมาคำนวณ ไม่สามารถเป็นตัวแทนของระบบที่จะทำการควบคุมได้ แต่จากผลการจำลองกระบวนการควบคุมทั้งสองมีความทนทานต่อความผิดพลาดที่เกิดขึ้นในช่วงของการทดลอง และในพารามิเตอร์ที่ได้กำหนดไว้ เนื่องจากในการควบคุมกระบวนการ มีการใช้กาลมานฟิลเตอร์ เพื่อทำการปรับปรุงค่าพารามิเตอร์ และค่าที่นำมาใช้ในการคำนวณ และทำนายค่าต่าง ๆ ในอนาคต สำหรับการหาค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมให้มีความถูกต้องยิ่งขึ้น

6.2 ข้อเสนอแนะในงานวิจัยเพิ่มเติม

1. ในการศึกษาเป็นการจำลองกระบวนการโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และด้วยข้อกำหนดของแบบจำลองจึงทำให้กระบวนการที่ใช้ไม่สามารถแทนถึงปฏิกรณ์จริงได้ จึงควรมีการประยุกต์ใช้กับกระบวนการจริงในอุตสาหกรรม
2. แบบจำลองของกระบวนการที่ใช้ในระบบควบคุมเป็นแบบจำลองที่ไม่ซับซ้อนทำให้การควบคุมไม่ครอบคลุมพฤติกรรมเชิงพลวัตของกระบวนการทั้งหมด จึงควรมีการใช้แบบจำลองที่ซับซ้อนมากขึ้นในการควบคุม รวมถึงการควบคุมหลายตัวแปรควบคุม
3. ระบบโมเดลพรีดิกทีฟที่ใช้ในการศึกษานี้ อัลกอริทึมของระบบควบคุมไม่สามารถหาตัวแปรปรับให้อยู่ในขอบเขตได้ จึงควรมีการปรับปรุงอัลกอริทึมที่สามารถหาตัวแปรปรับที่ควบคุมกระบวนการให้อยู่ในขอบเขตของตัวแปรปรับ ขอบเขตของตัวแปรวัด

4. โปรแกรมที่เขียนบน MATLAB เป็นเพียงโปรแกรมสำหรับการสาธิต ยังไม่สามารถเชื่อมต่อกับกระบวนการจริงได้ จึงควรมีการปรับปรุงให้ระบบควบคุมสามารถเชื่อมต่อกับกระบวนการจริง เพื่อทดสอบการควบคุมแบบออนไลน์



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รายการอ้างอิง

ภาษาไทย

- ไพศาล กิตติสุขภกร. *เอกสารประกอบการสอนวิชา 2105-619 Advance Automatic Process Control*.
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 1997.
- มนัส สัจจวิเศษ และ วรรัตน์ ภัทรอมรกุล. คู่มือการใช้งาน MATLAB ฉบับสมบูรณ์.
กรุงเทพมหานคร: ศูนย์การพิมพ์พลชัย, 2543.
- รัตนา จิระรัตนานนท์. กระบวนการแยกด้วยเยื่อแผ่นสังเคราะห์. พิมพ์ครั้งที่ 2. กรุงเทพมหานคร:
(ม.ป.ป.)

ภาษาอังกฤษ

- Arthur Jutan and Ashok Uppal. Combined Feedforward-Feedback Servo Control Scheme for
Exothermic Batch Reactor, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 23(1984), 597-602.
- Barry J. Cott and Sandro Macchato. Temperature Control of Exothermic Batch Reactors Using
Generic Model Control, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 28 (1986), 1177-1184.
- Bonwin D., Valliere, P. and Rippin, D. W. T. Application of Estimation Techniques to Batch
Reactor-I,II Modelling Thermal Effects, *Com. Chem. Eng.*, Vol. 13, No.1/2, pp.1-20, 1989.
- Culter, C. R. and Remaker, B. L. Dynamic matrix control – a computer control algorithm. *AIChE
National Meeting, Houston, TX., April 1979.*
- Daniel R. Lewin and Ram Lavie. Design and Implementing Trajectories in an Exothermic Batch
Chemical Reactor, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 29(1990), 89-96 .
- Edward Katende and Arthur Jutan. Nonlinear Predictive Control of Complex Processes, *Ind.
Eng. Chem. Res.*, Vol. 35(1996), No. 10 pp. 3539-3546.
- Friedrend, M. and R. Perne. Design and Control of Batch Reactors –An Industrial Viewpoint -,
Com. Chem. Eng., 19(1995) , pp. S357-S368.

- Gangadhar Gattu and Evangelos Zafiriou. Observer Based Nonlinear Quadratic Dynamic Matrix Control for State Space and Input/Output Models, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol 73, Dec(1995), pp. 883-895.
- Jay H. Lee and N. Lawrence Ricker. Extended Kalman Filter Based Nonlinear Model Predictive Control, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol 33 (1994), 1530-1541.
- Jens. G. Ballchen, Dag Liungquist. Stig Strand, State-Space Predictive Control, *Chemical Engineering Science*, Vol.47 (1992), No.4, pp.787-80.
- John W. Eaton, James B. Rawings. Model-Predictive Control of Chemical Processes, *Chemical Engineering Science*, Vol.47 (1992), No.4, pp. 705-720.
- Kalman R. E. and Bucy, R. S. New results in linear filtering and prediction theory, *Trans, ASME J. Basic Engng*,(1961), 83, 95-108.
- Karl J. Astrom, Bjorn Wittenmark. Computer-Control Systems : *Theory and Design, 2nd Edition*, New Jersey:Prentice Hall, Inc., (1990).
- Kershenbaum, L. S. and Kittisupakorn, P. The use of a Partially Simulated Exothermic (PARSEX) Reaction for experimental testing of control algorithm, *Trans I ChemE, Vol 72 Part A*, (1994).
- Liptak, B. G. Controlling and Optimizing Chemical Reactors, *Chemical Engineering*, May 26 (1986).
- Manfred Morari, Carlos E. Garcia, and David M. Prentiss. Model Predictive Control : Theory and Practice, *IFAC Model Based Process Control*, USA (1988), pp.1-12.
- Myers, M. A. and Luecke, R. H. Short Note : Process Control Application of an Extended Kalman Filter Algorithm, *Com. Chem. Eng.*, Vol. 15 (1991), No.12, pp. 853-857.
- Natarajam M Iyer and Andrew E. Farrell Short Note : Design of a Stable Adaptive Nonlinear Observer for an Exothermic Stirred Tank Reactor, *Com. Chem Eng.*, Vol. 20 (1996), No. 9, pp 1141-1147.
- Phani B. Sistu , B. Wayne Bequette. A Comparison of Nonlinear Control Techniques for Continuous Stirred Tank Reactors, *Chemical Engineering Science*, Vol. 47 (1992), No.9-11, pp.2553-2558.

- Ricker, N. L. Model Predictive Control with State Estimation, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol 29 (1990), No.3, pp. 374-382.
- Sairam Valluri and Masoud Soroush. Nonlinear State Estimation in the Presence of Multiple Steady State, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol 35 (1996), pp. 2645-2659.
- Semino D., Morretta M. , Scali C. Parameter Estimation in Extended Kalman Filters for Quality control in Polymerization Reactors, *Com. Chem. Eng.*, Vol 20 (1996), pp. S913-S918.
- Shinskey F. G. Process Control Systems : *Application Design and Turning* , 3th edition, McGraw-Hill, Inc. ,(1988).
- Shi-Shang Jang, Babu Joseph, and Hiro Mukai. Comparison of Two Approaches to On-Line Parameter and State Estimation of Nonlinear System, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol 33 (1994), 1530-1541.
- Sifu Li, Kain Y. Lim, d. Grant Fisher. A State Space Formation for Model Predictive Control, *AIChE Journal*, Vol 35 (1989), Feb.
- Thomas F. Edgar. Modelling and Control – Back to the Future, Part I, *CAST Communication*, No.1 (1996), Vol 19.



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก.

การพิจารณาค่าสัมประสิทธิ์ของการไหลผ่านเมมเบรน

ค่าความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัมประสิทธิ์การไหลผ่านเมมเบรน และอุณหภูมิภายในระบบ สามารถอธิบายได้ตามสมการอาร์เรเนียส ดังนี้

$$P = P_0 \exp(- E_a / RT) \quad (ก.1)$$

เมื่อ P_0 คือ ค่าคงที่สัมประสิทธิ์การไหลผ่านเมมเบรน

E_a คือ ค่าพลังงานกระตุ้นของการไหลผ่านเมมเบรน

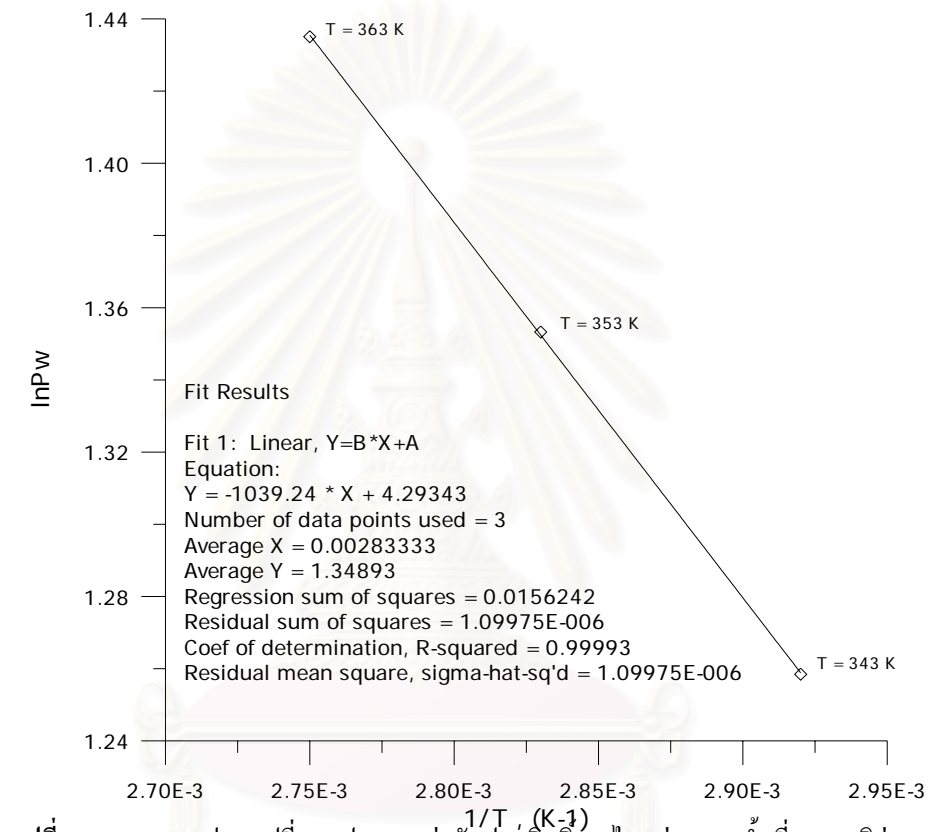
R คือ ค่าคงที่ของแก๊ส

T คือ อุณหภูมิของระบบ

ตารางที่ ก.1 ค่าสัมประสิทธิ์การไหลผ่านของเมมเบรน ณ เวลาต่าง ๆ

อุณหภูมิ (°C)	ค่าสัมประสิทธิ์การไหลผ่านของเมมเบรน (P_w)
90	4.20
80	3.87
70	3.52

ในตารางที่ ก.1 ได้ทำการแสดงค่าของสัมประสิทธิ์ในการไหลผ่านเมมเบรนที่อุณหภูมิต่างๆ ที่ได้มาจากงานวิจัย Liu et al. (2001) เมื่อพิจารณาที่กรณีที่สารไหลผ่านเมมเบรน คือ น้ำ ซึ่งสามารถนำมาหาความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์การไหลผ่านเมมเบรน และอุณหภูมิ



รูปที่ ก.1 แสดงกราฟการเปลี่ยนแปลงของค่าสัมประสิทธิ์การไหลผ่านของน้ำ ที่อุณหภูมิต่างๆ

จากรูปที่ ก.1 จะแสดงความสัมพันธ์ โดยการนำค่ามาสร้างกราฟ ซึ่งสามารถแสดงความสัมพันธ์เป็นสมการได้

$$\ln P_w = 4.2934 - \frac{1039.24}{T} \quad (\text{ก.2})$$

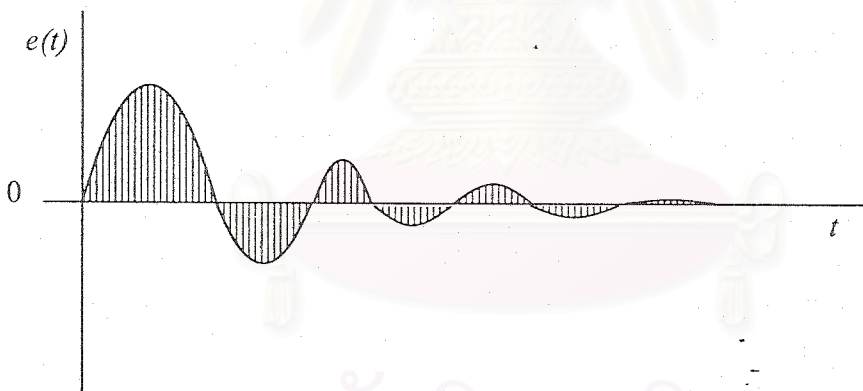
หรือ

$$P_w = \exp^{4.2934 - \frac{1039.24}{T}} \quad (\text{ก.3})$$

ภาคผนวก ข.

เกณฑ์การวัดความผิดพลาด

การรวมความผิดพลาดระหว่างค่าที่วัดได้ของการตัวแปรควบคุม กับค่าเป้าหมายที่ต้องการตามรูปแบบการอินทิเกรตสามารถแสดงได้



รูปที่ ข.1 แสดงความผิดพลาด

Integral of the absolute value of error (IAE)

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

Integral of the square of error (ISE)

$$ISE = \int_0^{\infty} |e^2(t)| dt \quad (\text{ข.2})$$

Integral of time-weighted absolute error (ITAE)

$$ITAE = \int_0^{\infty} |e(t)| t dt \quad (\text{ข.3})$$

เมื่อ e คือ ค่าความผิดพลาดปกติ

ข้อดีของการวิเคราะห์ทั้งสามตั้งแต่สมการ ข.1 ถึง ข.3 นั้นแตกต่างกันไป โดยค่าความผิดพลาดที่ได้จากการวิเคราะห์แบบ ISE จะได้ค่าความผิดพลาดที่รุนแรงตั้งแต่เริ่มการตอบสนอง เนื่องจากเป็นความผิดพลาดที่คำนวณจากสมการกำลังสอง ส่วนการคำนวณความผิดพลาดแบบ ITAE ของระบบตอบสนองจะได้ค่าความผิดพลาดสำหรับระยะเวลาที่ยาวนาน ส่วนตัวสุดท้ายค่าความผิดพลาดของ IAE จะได้ผลความผิดพลาดที่น้อยที่สุดในรูปทั่วไป จุดเด่นของการวิเคราะห์ความผิดพลาดแบบ ISE ที่ถูกใช้ในทฤษฎีการควบคุมแบบออฟดิไมซ์ เพราะมันสามารถใช้ได้ง่ายในการดำเนินการทางคณิตศาสตร์มากกว่าการใช้ค่าสัมบูรณ์ ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้นำมาวิเคราะห์ และใช้ในการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของการควบคุมแบบต่าง ๆ

ภาคผนวก ค.

หลักการประมาณค่าของตัวกรองกาลมาน

กระบวนการที่มีความไม่แน่นอนของตัวแปร (Stochastic Process)

กระบวนการที่มีความไม่แน่นอนของตัวแปร สามารถเขียนฟังก์ชันแบบจำลองของกระบวนการในรูปตัวแปรที่ไม่ทราบค่าแน่นอน $\{x(t), t \in T\}$ ที่เปลี่ยนแปลงตามเวลา t ในเซตของเวลา T (ตัวเลขจำนวนจริง) โดยที่ กระบวนการแบบนี้สามารถเขียนสมการตัวแปรเสตทอยู่ในรูปของตัวแปรสองตัวแปร คือ เวลาและตัวแปรสุ่ม ดังนี้ $x(t, w)$ และถ้าเขียนสมการให้ตัวแปรเสตทแปรผันกับตามเวลา (t) และให้ค่าตัวแปรสุ่มมีค่าคงที่ w_0 จะเรียกวิธีดังกล่าวว่า realization และถ้าเขียนสมการให้ตัวแปรเสตทแปรผันตามตัวแปรสุ่ม (w) และให้เวลามีค่าคงที่ t_0 จะได้ค่าตัวแปรสุ่ม (random variable)

ฟังก์ชันของค่าการกระจายตัวของกระบวนการสุ่ม เรียกว่า finite-dimension distribution function และในกรณีที่ค่าการกระจายอยู่ในรูปทั่วไป (normal curve) จะเรียกว่า Gaussian Random

$$F(t_1, \dots, t_n, \xi_1, \dots, \xi_n) = P(x(t_1) \leq \xi_1, \dots, x(t_n) \leq \xi_n) \quad (ค.1)$$

ฟังก์ชันค่าเฉลี่ย (mean-value function - $m(t)$) และเรียกว่า

$$m(t) = E(x(t)) = \int_{-\infty}^{\infty} \xi dF(t, \xi) \quad (ค.2)$$

ฟังก์ชันความแปรปรวนร่วม (Covariance function)

$$\begin{aligned} \text{cov}[x(s), x(t)] &= E[x(s) - m(s)][x(t) - m(t)]^T \\ &= \iint [\xi_1 - m(s)][\xi_2 - m(t)]^T dF(s, t, \xi_1, \xi_2) \quad (\text{ก.3}) \end{aligned}$$

ตัวอย่างการใช้ฟังก์ชันโควาเรียนซ์สำหรับกระบวนการ State Space Model (Markov process - ใช้ในการประมาณค่าตัวแปร)

สมการสแตกของกระบวนการที่มีความไม่แน่นอน

$$x_{k+1} = Gx_k + v_k \quad (\text{ก.4})$$

ฟังก์ชันค่าเฉลี่ย (mean-value function)

$$m(k) = E(x_k) \quad (\text{ก.5})$$

$$m(k+1) = Gm(k) \quad m(0) = m_0$$

ฟังก์ชันความแปรปรวนร่วม (Covariance function)

$$P_k = \text{cov}[x(k), x(k)] = E[(x - m)(x - m)^T] = E[\bar{x}_k \bar{x}_k^T] \quad (\text{ก.6})$$

แทนในสมการสแตก

$$\bar{x}_{k+1} \bar{x}_{k+1}^T = G\bar{x}_k \bar{x}_k^T G^T + v_k v_k^T + G\bar{x}_k v_k^T + v_k \bar{x}_k^T G^T$$

$$P_k = E\{\bar{x}_k \bar{x}_k^T\}, \quad Q = E\{v_k v_k^T\}, \quad E\{v_k\} = 0$$

$$P_{k+1} = GP_k G^T + Q \quad \text{สมการ Laponov} \quad (\text{ก.7})$$

การประมาณค่าตัวแปร

สมการแบบจำลองกระบวนการในรูปตัวแปรสเตรตสำหรับใช้ประมาณค่า

$$\bar{x}_0 = G\hat{x}_k + Hu_k \quad (ค.8)$$

$$\hat{y}_k = C\bar{x}_k$$

การประมาณแบบลดกำลังสองของค่าความผิดพลาด (Least Square Method)

รูปแบบของสมการ

$$S = a(\bar{x}_{k+1} - \bar{x}_0)^2 + b(y - \hat{y}_k) \quad (ค.9)$$

ทำการหาอนุพันธ์ ($\partial S / \partial X$) และให้เท่ากับศูนย์เพื่อหาจุดที่มีค่า S น้อยที่สุด จะได้

$$\frac{\partial S}{\partial X} = 2a(\bar{x}_{k+1} - \bar{x}_0) - 2bc(y - C\bar{x}_k) = 0 \quad (ค.10)$$

$$\bar{x}_{k+1} = \bar{x}_0 + \frac{bc}{a + bc^2}(y - C\bar{x}_k)$$

$$\bar{x}_{k+1} = \bar{x}_0 + K(y - C\bar{x}_k) \quad (ค.11)$$

โดยที่ K คือค่าเกนของการประมาณ (Estimated Gain)

การลดความแปรปรวน (Minimum Variance Estimation)

จากสมการประมาณค่า

$$\hat{x}_{k+1} = \hat{x}_k + K(y - C\hat{x}_k) \quad (ค.11)$$

จากหลักการของฟังก์ชันความแปรปรวนร่วม

ความไม่แน่นอนเกี่ยวข้องกับ x	$E(x_k) = \bar{x}_k$
ความไม่แน่นอนเกี่ยวข้องกับผลต่างค่า x ที่ประมาณกับค่าจริง	$E(\bar{x}_k - x_k)^2 = \sigma_0^2$
ความไม่แน่นอนเกี่ยวข้องกับ y	$E(y - C\bar{x}_k) = 0$
ความไม่แน่นอนเกี่ยวข้องกับผลต่างค่า y ที่ประมาณกับค่าจริง	$E(y - C\bar{x}_k)^2 = \sigma_\eta^2$

การประมาณค่าด้วยตัวกรอง (Kalman Filter)

จากเทคนิคการลดความแปรปรวนกำหนดให้ที่เป็นเมตริกซ์บวก

$$Q = \sigma_0^2 \quad R = \sigma_\eta^2 \quad (\text{ค.12})$$

แบบจำลองของกระบวนการ

$$x_{k+1} = Gx_k + Hu_k + v_k \quad (\text{ค.13})$$

$$y_k = Cx_k + w_k$$

แทนค่า Y ลงในสมการประมาณค่า

$$x_{k+1} = Gx_k + Hu_k + v_k + KC(y - x_k - w_k) \quad (\text{ค.14})$$

นำสมการแบบจำลองกระบวนการ ค.14 ลบด้วยสมการประมาณค่า ค.15

$$(x_{k+1} - \bar{x}_{k+1}) = G(x_k - \bar{x}_k) - KC(x_k - \bar{x}_k) - Kw_k + v_k \quad (\text{ค.15})$$

แทน $\tilde{x}_k = (x_k - \hat{x}_k)$ เขียนใหม่ได้ดังนี้

$$\tilde{x}_{k+1} = (G - KC)\tilde{x}_k - Kw_k + v_k \quad (\text{ค.16})$$

กำหนดฟังก์ชันเป้าหมายในการประมาณ

$$J = E(\tilde{x}_k^T \tilde{x}_k) \quad (\text{ค.17})$$

จะได้ว่า

$$\begin{aligned} E\{\tilde{x}_{k+1}^T \tilde{x}_{k+1}\} &= E\{[(G-KC)\tilde{x}_k - Kw_k + v_k]^T [(G-KC)\tilde{x}_k - Kw_k + v_k]\} \\ &= E \left\{ \begin{array}{l} \tilde{x}_k^T (G-KC)^T (G-KC) \tilde{x}_k + w_k^T K^T K w_k + v_k^T v_k \\ -\tilde{x}_k^T (G-KC)^T K w_k + \tilde{x}_k^T (G-KC)^T v_k \\ -w_k^T K^T (G-KC) \tilde{x}_k - w_k^T K^T v_k \\ +v_k^T (G-KC) \tilde{x}_k - v_k^T K w_k \end{array} \right\} \quad (\text{ค.18}) \\ &= \begin{array}{l} (G-KC)E\{\tilde{x}_k \tilde{x}_k^T\}(G-KC)^T + KE\{w_k w_k^T\}K^T + E\{v_k v_k^T\} \\ -E\{\tilde{x}_k^T (G-KC)^T K w_k\} + E\{\tilde{x}_k^T (G-KC)^T v_k\} \\ -E\{w_k^T K^T (G-KC) \tilde{x}_k\} - E\{w_k^T K^T v_k\} \\ +E\{v_k^T (G-KC) \tilde{x}_k\} - E\{v_k^T K w_k\} \end{array} \end{aligned}$$

จาก

$$P_k = E\{\tilde{x}_k \tilde{x}_k^T\}, \quad Q = E\{v_k v_k^T\}, \quad R = E\{w_k w_k^T\}, \quad E\{v_k\} = 0, \quad E\{w_k\} = 0$$

จะได้

$$\begin{aligned} P_{k+1} &= (G-KC)P_k(G-KC)^T + Q + KRK^T \\ P_{k+1} &= GP_k G - GP_k(KC)^T - KCP_k^T G^T + KCP_k(KC)^T + Q + KRK^T \\ P_{k+1} &= K(R + CP_k C^T)K^T - GP_k C^T K^T - K(GP_k C^T)^T + Q + GP_k G^T \quad (\text{ค.19}) \end{aligned}$$

ทำกำลังสองสมบูรณ์ (จาก $ax^2+bx+c = a(x+b/2a)^2 + c + b/4a^2$)

$$\begin{aligned} P_{k+1} &= [K - GP_k C^T (R + CP_k C^T)^{-1}] (R + CP_k C^T) [K - GP_k C^T (R + CP_k C^T)^{-1}]^T \\ &\quad + Q + GP_k G + GPC^T (R + CPC^T)^{-1} CPG^T \end{aligned}$$

ค่าที่ได้จะมีค่าฟังก์ชันเป้าหมายน้อยสุดต่อเมื่อ $x+b/2a = 0$ เพราะ $a > 0$ หรือ

$R + CP_k C^T > 0$ ($P_k > 0$ หรือ Positive Infinite)

$$P_{k+1} = Q + GP_k G + GPC^T (R + CPC^T)^{-1} CPG^T \quad (\text{ค.20})$$

$$K = GP_k C^T (R + CP_k C^T)^{-1} \quad (\text{ค.21})$$

ภาคผนวก ง.

ระบบการควบคุมแบบเงินเนอริกโมเดล

รูปแบบทั่วไปของระบบควบคุมเงินเนอริกโมเดล

$$\frac{dY}{dt} = K_1(Y_{sp} - Y) + K_2 \int_0^t (Y_{sp} - Y) dt \quad (ง.1)$$

โดยที่ค่า Y คือ ค่าตัวแปรควบคุม

Y_{sp} คือ ค่าตัวแปรควบคุมที่ตั้งไว้

K_1 และ K_2 คือ ค่าปรับจูนระบบควบคุม

ระบบควบคุมเงินเนอริกโมเดลสำหรับกระบวนการเคมีที่มีปฏิกิริยาคายความร้อนจากสมดุลพลังงานจะได้สมการการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในถังดังนี้ คือ

$$\frac{dT_{jm}}{dt} = \frac{Q_r + U_r A_r (T_{jm} - T_{rm})}{W_r C_{pr}} \quad (ง.2)$$

แทนค่า T_{rm} ลงในสมการของระบบควบคุมแบบเงินเนอริกโมเดล

$$T_{jm} = T_{rm} + \frac{W_r C_{pr}}{U_r A_r} \left\{ K_1 (T_{rsp} - T_{rm}) + K_2 \int_0^t (T_{rsp} - T_{rm}) dt \right\} - \frac{Q_r}{U_r A_r} \quad (ง.3)$$

เปลี่ยนให้อยู่ในรูปสมการไม่ต่อเนื่อง (Discrete form)

$$T_{jm}(k) = T_{rm}(k) + \frac{W_r C_{pr}}{U_r A_r} \left\{ K_1 (T_{rsp} - T_{rm}(k)) + K_2 \sum_0^k (T_{rsp} - T_{rm}(k)) \Delta t \right\} - \frac{Q_r}{U_r A_r} \quad (ง.4)$$

$$T_{j_{sp}}(k) = T_{jm}(k) + \tau_i \frac{T_{jm}(k) - T_{jm}(k-1)}{\Delta t} \quad (ง.5)$$

ภาคผนวก จ.

รายละเอียดการเขียนโปรแกรมจำลองกระบวนการ

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Control of Pervaporative Membrane Reactor with Model Predictive Control
% create date : 27 July 2004
% by Mr.Bean
%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
clear, clc

% Value of Simulation
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%
%=====
% << Condition & Time >>
noise = 1; delT = 0.01; tinit = 0; tfinal = 8;

% << Initial Condition >>
Ca0 = 8.74; Cb0 = 5.47; Ce0 = 0.00; Cw0 = 0.00;
V0 = 0.15;
Tr0 = 298; Tj0 = 298;
Qr0 = 0;
uinit = 393;%298;

% << Plant Model Mismatch >>
pmk1 = 0; pmk2 = 0; pmdH = 0; pmU = 1000;

% << Parameter of Equations >>
kol = 4.531e6; ko2 = 4.376e6; dH = -3.97e3; U = 500;
a11 = -6390; a22 = -7090; a33 = 4.2934; a44 = -1039.24;
A = 4.5e-1; S = 3.4e-3; Ccat = 8.9; Mw = 18;
```

```

pw = 1000; pj = 1000; qj = 1; Vj = 0.05;
Cpa = 124.265; Cpb = 177.025; Cpe = 255.500; Cpw = 75.400;
Cpj = 1.8828;

% << Parameter of Controller >>
p = 20; m = 10; weigth = 0.01;

% << Parameter of Kalman >>
Pk = diag([1 1 1e6 2e3 1e2 1e10]);
Qk = diag([1 1 1e6 2e3 1e2 1e10]);
Rk = diag([1e3 1e3]);

% << Setpoint >>
ysp1 = 363; ysp2 = 363; ysp3 = 363; ysp4 = 340.83;

% =====

% Prepare Zone
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% =====

% << Time >>
t = tinit:delt:tfinal;
kfinal = length(t);

% << Initial Condition >>
% - Process Syetem -
x(:,1) = [Ca0;Cb0;Ce0;Cw0;V0;Tr0;Tj0];
y(:,1) = [Tr0;Tj0];
tme(:,1) = [x(6,1);x(7,1)];

% - Controller -
xest(:,1) = [Ca0;Cb0;Ce0;Cw0;V0;Tr0;Tj0];
xmodel(:,1) = xest(:,1);

```



```

% << Plant >>
[x(:,k+1),Mr,Cpr,Qr(k+1)]=pnrplant(x(:,k),k1p,k2p,dHp,Up,u(k),delt,term);
vvv = (rand-0.5)*noise;
y(k+1)=cm*x(:,k+1)+1000*vvv; % use 1000
tme(:,k+1) = [(x(6,k+1)+vvv);(x(7,k+1)+vvv)];
% End.....

% << Kalman Estimator >>
[xkalman(:,k+1),Pk,Um]=kalman(xkalman(:,k),tme(:,k+1),u(k),Pk,Qk,Rk,Um,x(5,k+1),Mr,Cpr,delt,term);
tmest=[xkalman(2,k+1);xkalman(1,k+1)];
Qest(k+1)=xkalman(4,k+1);

% << Model Local Linearization >>
%Qest(k) = Qr(k);
xmodel(6,k) = tmest(1,1);
xmodel(7,k) = tmest(2,1);
[phim,gamm,cm,dm] = ssmodelqrc(xmodel(:,k),Qest(k),term,delt);
xmodel(:,k+1) = phim*xmodel(:,k)+gamm*u(k);
check(hh:gg,:) = phim;
for ii = 1:5
    if xmodel(ii,k+1)< 0;xmodel(ii,k+1)=0;end
end
hh = hh+7; gg = gg+7;
% End.....

% << Model Predictive Control >>
Suset=zeros(1,p);
for i = 1:p
    Sx(i,:)=cm*phim^i;
    Suset=[cm*phim^(i-1)*gamm Suset(1,1:p-1)];
    Su(i,:)=Suset;
end
Sduset=zeros(1,p);
for i =2:p

```



```

Sduset=[cm*phim^(i-2)*gamm Sduset(1,1:p-1)];
Sdus(i,:)=Sduset;
end
Sdu=zeros(p,m);
for i = 1:(m-1)
    Sdu(:,i)=Sdus(:,i);
end
for i = m:p
    Sdu(:,m)=Sdu(:,m)+Sdus(:,i);
end
setpt=[];
for i = k:k+p-1
    setpt=[setpt;r(i)];
end
E=[];
E=setpt-Sx*xmodel(:,k)-Su*ones(p,1)*u(k);%dist;

Kmat=inv(Sdu*Sdu+W)*Sdu';
deltau=Kmat*E;
du(k)=deltau(1,1);

%dumax = 40*delt/0.1;
%if du(k)>dumax; du(k)=dumax;end
%if du(k)< -dumax; du(k)=-dumax;end
u(k+1)=u(k)+du(k);

if u(k+1)>393; u(k+1)=393;end
if u(k+1)<298; u(k+1)=298;end

end
disp('Finish Simulation!')
%=====

```



```
% Results Zone
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```

```
% =====
```

```
% << Error Calculation >>
```

```
% Temperature of Reactor
```

```
% IAE & ISE
```

```
IAEtr = 0;
```

```
ISEtr = 0;
```

```
for kk = 1:kfinal
```

```
    IAEtr = IAEtr+abs(r(kk)-y(kk));
```

```
    ISEtr = ISEtr+(r(kk)-y(kk))^2;
```

```
end
```

```
% Heat of Reaction
```

```
% IAE & ISE
```

```
IAEqtr = 0;
```

```
ISEqtr = 0;
```

```
for kk = 1:kfinal
```

```
    IAEqtr = IAEqtr+abs(Qr(kk)-Qest(kk));
```

```
    ISEqtr = ISEqtr+(Qr(kk)-Qest(kk))^2;
```

```
end
```

```
% << Stairs >>
```

```
[tt,sp]=stairs(t,r(1:length(t)));
```

```
[tt,uu]=stairs(t,u(1:length(t)));
```

```
[tt,rr]=stairs(t,r(1:length(t)));
```

```
% Show Results
```

```
% << % Plant Mismatch >>
```

```
fprintf('k1 mismatch = %.f\n',pmk1)
```

```
fprintf('k2 mismatch = %.f\n',pmk2)
```

```
fprintf('dH mismatch = %.f\n',pmdH)
```

```
fprintf('U mismatch = %.f\n',pmU)
```

```

% << State Condition >>
fprintf('Product Ca = %.6f\n',x(1,k))
fprintf('Product Cb = %.6f\n',x(2,k))
fprintf('Product Ce = %.6f\n',x(3,k))
fprintf('Product Cw = %.6f\n',x(4,k))
fprintf('Volumn = %.6f\n\n',x(5,k))

% << IAE & ISE >>
fprintf('IAE of Temperature = %.6f\n',IAEtr)
fprintf('ISE of Temperature = %.6f\n',ISEtr)
fprintf('IAE of Heat = %.6f\n',IAEqr)
fprintf('ISE of Heat = %.6f\n',ISEqr)

% =====
graph = 1;
if graph == 1
% Graphics Zone
%%%%%%%%%%%%%%
% =====
% << Concentration Profile >>
figure(1);clf
plot(t,x(1,1:length(t)),t,x(2,1:length(t)),t,x(3,1:length(t)),t,x(4,1:length(t)))
title('Concentration Profile of Process System')
ylabel('Conc.(mol/l)')
xlabel('time(hr)')

% << Temperature Profile >>
figure(2);clf
plot(t,tme(1,1:length(t)),t,tme(2,1:length(t)),'black--',t,tu,'r-',t,tsp,'g-')
title('Temperature Profile in Reactor')
ylabel('Temp(K)')
xlabel('time(hr)')
legend('Tr','Tj','Tjsp','Trsp')

```

```
% << Heat of Reaction Profile >>
```

```
figure(3);clf
plot(t,Qr(1:length(t)),t,Qest(1:length(t)),'r-')
title('Heat of Reaction')
ylabel('Heat (J/hr)')
xlabel('time(hr)')
legend('Qr','Qest')
```

```
% << Compare >>
```

```
figure(4);clf
subplot(221)
plot(t,x(6,1:length(t)),b',t,x(7,1:length(t)),m',tt,uu,'r-',tt,sp,'g-')
axis([0 8 298 306])
subplot(223)
plot(t,x(1,1:length(t)),t,x(2,1:length(t)),t,x(3,1:length(t)),t,x(4,1:length(t)))
axis([0 8 0 10])
subplot(222)
plot(t,xmodel(6,1:length(t)),b',t,xmodel(7,1:length(t)),m',tt,uu,'r-',tt,sp,'g-')
axis([0 8 298 306])
subplot(224)
plot(t,xmodel(1,1:length(t)),t,xmodel(2,1:length(t)),t,xmodel(3,1:length(t)),t,xmodel(4,1:length(t)))
axis([0 8 0 10])
```

```
figure(5);clf
subplot(211)
plot(t,Qr(1:length(t)),t,Qest(1:length(t)),'r-')
title('Heat of Reaction')
ylabel('Heat (J/hr)')
xlabel('time(hr)')
axis([tinit tfinal 0 11000])
legend('Qr','Qest')

subplot(212)
```

```

plot(t,y(1:length(t)),t,uu(1:length(tt)),'-.',t,rr(1:length(tt)), 'g:')
ylabel('Temp(K)')
xlabel('time(hr)')
legend('Tr','Tjsp','Trsp')

figure(6);clf
subplot(311)
plot(t,y(1:length(t)),t,uu(1:length(tt)),'-.',t,rr(1:length(tt)), 'g:')
title('Result of Plant Mismatch Model with MPC Controller')
ylabel('Temp(K)')
xlabel('time(hr)')
legend('Tr','Tjsp','Trsp')

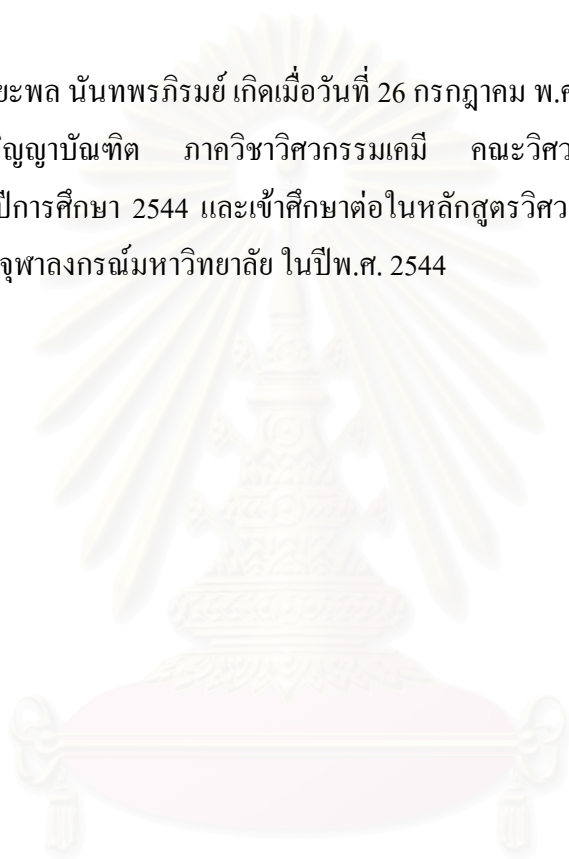
subplot(312)
plot(t,x(1,1:length(t)),t,x(2,1:length(t)),t,x(3,1:length(t)),t,x(4,1:length(t)))
ylabel('Conc.(mol/l)')
xlabel('time(hr)')
legend('Ca','Cb','Ce','Cw')

subplot(313)
plot(t,Qr(1:length(t)),t,Qest(1:length(t)),'-.')
ylabel('Heat(J/hr)')
xlabel('time(hr)')
legend('Heat of Reaction','Estimated Heat')
%
disp('Finish Plot!')
end

```

ประวัติผู้เขียน

นายปิยะพล นันทพรภิรมย์ เกิดเมื่อวันที่ 26 กรกฎาคม พ.ศ. 2522 จังหวัดกรุงเทพ สำเร็จ การศึกษาระดับปริญญาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัย เกษตรศาสตร์ ในปีการศึกษา 2544 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีพ.ศ. 2544



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย