



วิทยานิพนธ์

การออกแบบตัวควบคุม และ HMI สำหรับตั้งปฏิกิริยาแบบต่อเนื่องใน
กระบวนการผลิตไบโอดีเซล

CONTROLLER AND HMI DESIGN FOR CONTINUOUS STIRRED-TANK REACTOR (CSTR) IN BIODIESEL PRODUCTION PROCESS

นายวสิน ถิ่นะนิธิกุล

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

พ.ศ. 2551



ใบรับรองวิทยานิพนธ์

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมไฟฟ้า)

ปริญญา

วิศวกรรมไฟฟ้า

วิศวกรรมไฟฟ้า

สาขา

ภาควิชา

เรื่อง การออกแบบตัวควบคุม และ HMI สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

Controller and HMI Design for Continuous Stirred-Tank Reactor (CSTR) in Biodiesel Production Process

นามผู้วิจัย นายวศิน ลีณะนิกุล

ได้พิจารณาเห็นชอบโดย

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์พีระยศ แสนโกชณ์, D.Sc.)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(อาจารย์จันทน์ รุ่งเรืองพิทยากุล, D.Sc.)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(อาจารย์ยศวีร์ วีระกำแหง, Ph.D.)

หัวหน้าภาควิชา

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์มงคล รักษาพัชรวงศ์, Ph.D.)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์รับรองแล้ว

(รองศาสตราจารย์กาญจนา ชีระกุล, D.Agr.)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

วันที่ เดือน พ.ศ.

วิทยานิพนธ์

เรื่อง

การออกแบบตัวควบคุม และ HMI สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

Controller and HMI Design for Continuous Stirred-Tank Reactor (CSTR) in Biodiesel Production Process

โดย

นายวสิน ลีระนันทกุล

เสนอ

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

เพื่อความสมบูรณ์แห่งปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมไฟฟ้า)

พ.ศ. 2551

วศิน ถิ่นะนิธิกุล **2551**: การออกแบบตัวควบคุม และ **HMI** สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมไฟฟ้า) สาขาวิศวกรรมไฟฟ้า ภาควิชาวิศวกรรมไฟฟ้า อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ผู้ช่วยศาสตราจารย์พีระยศ แสนโกชณ์, **D.Sc.** 123 หน้า

งานวิทยานิพนธ์นี้ได้นำเสนอวิธีการออกแบบตัวควบคุม และ **HMI** สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยทำการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล และทำการจำลองการควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซลให้ได้ความเข้มข้นตามที่ต้องการ โดยใช้วิธีการควบคุมแบบพีไอ การควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการควบคุมแบบการทำให้เป็นเชิงเส้นแบบป้อนกลับ นอกจากนี้ตัวประมาณค่าสถานะได้ใช้เพื่อประมาณค่าความเข้มข้นจากอุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ ผลลัพธ์ที่ได้ในการควบคุมแต่ละวิธีจะถูกระบุไว้ นอกจากนี้งานวิทยานิพนธ์นี้ยังได้ทำการทดลองการควบคุมแบบพีไอบน **PLC** และเขียน **HMI** สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลอีกด้วย

Wasin Leenanithikul 2008: Controller and HMI Design for Continuous Stirred-Tank Reactor (CSTR) in Biodiesel Production Process. Master of Engineering (Electrical Engineering), Major Field: Electrical Engineering, Department of Electrical Engineering, Thesis Advisor: Assistant Professor Peerayot Samposh, D.Sc. 123 pages.

This thesis proposes a controller design method and HMI design for the continuous stirred-tank reactor (CSTR) in the biodiesel process. The design starts from looking for the dynamics model of the reactor in the biodiesel continuous process. The concentration of biodiesel is controlled to the desired level by PI controller, State Feedback I controller and Feedback Linearization. State Estimator also is used for estimating concentration of biodiesel by temperature in the reactor. Results of each method control is analyzed. In addition, the implementation on PLC using PI algorithm is tested, and HMI is written for the continuous stirred-tank reactor (CSTR) in the biodiesel process.

Student's signature

Thesis Advisor's signature

/ /

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณ โครงการทุนสถาบันบัณฑิตวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีไทย (Thailand Graduate Institute of Science and Technology, TGIST) ที่ให้การสนับสนุนด้านเงินทุน และอุปกรณ์ สำหรับการทำวิทยานิพนธ์นี้

ข้าพเจ้าขอกราบขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พีระยศ แสนโกชณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก ที่ให้ความรู้ คำแนะนำ และตรวจแก้ไขข้อบกพร่องต่าง ๆ พร้อมทั้งให้การสนับสนุนด้านอุปกรณ์ สำหรับการทำวิทยานิพนธ์นี้ให้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอกราบขอบพระคุณ อาจารย์ ดร. จันทน์ รุ่งเรืองพิทยกุล และ อาจารย์ ดร. ยศวีร์ วีระกำแหง อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่ให้ความรู้ และคำแนะนำเกี่ยวกับการทำวิทยานิพนธ์นี้

ขอกราบขอบพระคุณ ดร. สุธี ผู้เจริญชนะชัย อาจารย์ ดร. ชนินทร์ ปัญจพรผล รองศาสตราจารย์ ดร. เพ็ญจิตร ศรีนพคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. ธงไชย ศรีนพคุณ และ อาจารย์ ณัฐวุฒิ ชินธเนศ ที่ให้ความรู้ และคำแนะนำเกี่ยวกับการทำวิทยานิพนธ์นี้

ขอขอบคุณ เพื่อนเบิ้ม เพื่อนคิม ที่ให้ความรู้ และคำแนะนำเกี่ยวกับงานทางด้านวิศวกรรมเคมี

ขอขอบคุณ พี่ ๆ เพื่อน ๆ และน้อง ๆ ในห้องปฏิบัติการ **IMARC** ที่ให้ความช่วยเหลือ ให้คำปรึกษา ให้กำลังใจ และสนับสนุนการทำวิทยานิพนธ์นี้ให้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอกราบขอบพระคุณ คุณพ่อ คุณแม่ ที่ให้การสนับสนุนด้านการเงิน อุปกรณ์ สำหรับการทำวิทยานิพนธ์ และเป็นกำลังใจขณะที่กำลังศึกษาในระดับปริญญาโทจนประสบความสำเร็จ

วศิน ลีณะนิชกุล
มกราคม 2551

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(1)
สารบัญตาราง	(2)
สารบัญภาพ	(4)
คำนำ	1
วัตถุประสงค์	3
การตรวจเอกสาร	4
อุปกรณ์และวิธีการ	14
อุปกรณ์	14
วิธีการ	14
ผลและวิจารณ์	71
ผล	71
วิจารณ์	114
สรุปและข้อเสนอแนะ	119
สรุป	119
ข้อเสนอแนะ	119
เอกสารและสิ่งอ้างอิง	120
ประวัติการศึกษา และการทำงาน	122

สารบัญตาราง

ตารางที่		หน้า
1	ค่าคงที่ของอัตราการผลิตปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 50°C และ activation energy	19
2	ค่าตัวแปรที่ใช้ในแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องใน กระบวนการผลิต	23
3	ค่า K ที่ได้จากการวาง pole ของระบบปิดในตำแหน่งต่างๆ	41
4	ค่า L ที่ได้จากการวาง pole ในตำแหน่งต่างๆ	48
5	ค่า $[K_p \quad K_D]$ ที่ได้จากการวาง pole ของระบบปิดในตำแหน่งต่างๆ	65
6	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	75
7	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่า บวก	78
8	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator	81
9	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ	84
10	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก	87
11	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 2.3 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบมี Power Actuator	90
12	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณ ค่าสถานะ	94
13	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณ ค่าสถานะ	97
14	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 3.3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณ ค่าสถานะ	100
15	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 4.1 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	103

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่		หน้า
16	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	106
17	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization	109
18	ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization และการประมาณค่าสถานะ	112

สารบัญภาพ

ภาพที่		หน้า
1	Continuous Process	5
2	Batch และ Semi-Bath Process	8
3	ขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง	11
4	ขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซล	12
5	แผนภาพวิธีการ	15
6	แผนภาพการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	15
7	ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชันของ TG กับเมทานอล	17
8	ถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	20
9	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์	25
10	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์	26
11	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์	26
12	ขยายภาพที่ 11 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์เพื่อให้เห็นว่าปฏิกิริยาในถังปฏิกรณ์เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน	27
13	การเลือกจุดทำงานสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	28
14	แผนภาพการออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	29
15	แผนภาพวิธีการทดลองที่ 1 ตัวควบคุมแบบพีไอ	30
16	การควบคุมชนิดพีไอ	31
17	แผนภาพวิธีการทดลองที่ 2 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ	33
18	การควบคุมชนิดพีไอ	36
19	แผนภาพวิธีการทดลองที่ 3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ	43
20	การประมาณค่าสถานะ (state estimator)	44
21	แผนภาพวิธีการทดลองที่ 3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ	50

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
22	ตัวอย่างการป้อนกลับของ $H(s)$	53
23	Input-Output Linearization และ ตัวควบคุมแบบพีดี	64
24	แผนภาพวิธีการทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI	66
25	Position PID algorithm	68
26	HMI ของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	69
27	การทดลองตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI	70
28	แผนภาพการทดลองหลัก	71
29	แผนภาพการทดลองย่อยตัวควบคุมแบบพีไอ	72
30	การทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	72
31	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	73
32	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	73
33	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	74
34	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	74
35	การทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก	75
36	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก	92
37	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก	76
38	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก	77

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
39	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก	77
40	การทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator	78
41	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator	79
42	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator	79
43	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator	80
44	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator	80
45	แผนภาพการทดลองย่อยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ	81
46	การทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ	82
47	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ	82
48	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ	83
49	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ	83
50	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ	84
51	การทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก	85
52	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก	85

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
53	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก	86
54	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะแบบไอ แบบจำกัด u ค่าบวก	86
55	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก	87
56	การทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบมี Power Actuator	88
57	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบมี Power Actuator	88
58	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอแบบมี Power Actuator	89
59	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอแบบมี Power Actuator	89
60	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอแบบมี Power Actuator	90
61	แผนภาพการทดลองย่อยตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ	91
62	การทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	91
63	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	92
64	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	92

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
65	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	93
66	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	93
67	การทดลองที่ 32 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	94
68	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 32 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	95
69	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 32 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	95
70	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 32 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	96
71	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 32 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	96
72	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 33 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator โดยทดลองปรับค่าอัตราการขยายพีไอใหม่	98
73	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 33 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator โดยทดลองปรับค่าอัตราการขยายพีไอใหม่	98
74	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 33 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator โดยทดลองปรับค่าอัตราการขยายพีไอใหม่	99

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
75	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 33 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายพีไอใหม่	99
76	แผนภาพการทดลองย่อยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ	100
77	การทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะแบบจำกัด u ค่าบวก	101
78	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	101
79	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	102
80	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	102
81	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก	103
82	การทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะแบบมี Power Actuator	104
83	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	104
84	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	105
85	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะแบบมี Power Actuator	105

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
86	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator	106
87	การทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization	107
88	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization	107
89	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization	108
90	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization	108
91	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization	109
92	การทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization และการประมาณค่าสถานะ	110
93	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization และการประมาณค่าสถานะ	110
94	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization และการประมาณค่าสถานะ	111
95	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization และการประมาณค่าสถานะ	111
96	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization และการประมาณค่าสถานะ	112
97	การทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI	113

สารบัญญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
98	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI	113
99	control input (u) ของการทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI	113

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

r	=	อัตราการเกิดของสาร (rate of reaction)
k	=	ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา (reaction rate constant) ($l/(mol \cdot min)$)
k_0	=	frequency factor ($l/(mol \cdot min)$)
E	=	activation energy (cal/mol)
R	=	gas constant ($cal/(mol \cdot K)$)
T	=	อุณหภูมิ (K)
$[x]$	=	ความเข้มข้นของสาร x (mol/l)
r	=	ความหนาแน่นเชิงมวล (mass density) (kg/l)
V	=	ปริมาตรของของเหลว (liquid volume) (l)
q	=	อัตราการไหลเชิงปริมาตร (l/min)
C_p	=	ความจุความร้อน ($cal/(l \cdot K)$)
\dot{m}	=	อัตราการไหลเชิงมวล (kg/min)
Q_{Rx}	=	กำลังงานความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา (cal/min)
ΔH_{Rx}	=	ความร้อนของปฏิกิริยาต่อโมล (cal/mol)
Q	=	กำลังงานความร้อนที่ป้อนสู่ระบบ (cal/min)
K_p	=	อัตราการขยายพี
K_I	=	อัตราการขยายไอ
K_D	=	อัตราการขยายดี
T_i	=	integral (or reset time) time
T_d	=	derivative time

การออกแบบตัวควบคุม และ HMI สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการ
ผลิตไบโอดีเซล

Controller and HMI Design for Continuous Stirred-Tank Reactor (CSTR) in
Biodiesel Production Process

คำนำ

ปัจจุบันได้เกิดวิกฤตน้ำมันของประเทศจึง มีความตื่นตัวและพยายามหาพลังงานทดแทน
มาใช้ โดยเฉพาะอย่างยิ่งจากพลังงานหมุนเวียน (Renewable Energy) ที่สามารถหาได้ในท้องถิ่น
น้ำมันพืชเป็นพลังงานหมุนเวียนชนิดหนึ่งที่ได้รับ ความสนใจนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงทดแทนน้ำมัน
ดีเซล ไบโอดีเซลเป็นพลังงานทดแทนน้ำมันดีเซล สามารถผลิตขึ้นได้จากกระบวนการเคมีระหว่าง
น้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์กับสารอมูกรมแอลกอฮอล์ เช่น เมทานอล และตัวเร่งปฏิกิริยา

ในปัจจุบันไบโอดีเซลเริ่มเป็นที่รู้จักของประชาชนมากขึ้น เพราะยอดขายที่เพิ่มขึ้นอย่าง
ต่อเนื่อง และได้รับความสนับสนุนทั้งจากภาครัฐ และเอกชน ทำให้เกิดงานวิจัยขึ้นอย่างมากมาย
เช่น งานวิจัยเกี่ยวกับสารตั้งต้นที่ใช้ในกระบวนการผลิต และกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบ
ต่างๆ งานวิทยานิพนธ์นี้ได้นำเสนอวิธีการออกแบบตัวควบคุม และ HMI สำหรับถังปฏิกรณ์
แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล เพื่อเป็นทางเลือกในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ที่
สามารถควบคุมมาตรฐานปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้

งานวิทยานิพนธ์นี้ได้นำเสนอวิธีการออกแบบตัวควบคุม และ HMI สำหรับถังปฏิกรณ์
แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยทำการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์
แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล และทำการจำลองการควบคุมความเข้มข้นของไบโ
อดีเซลให้มีความเข้มข้นตามที่ต้องการ โดยใช้วิธีการควบคุมแบบพีไอ การควบคุมแบบป้อนกลับ
สถานะ-ไอ และการควบคุมแบบการทำให้เป็นเชิงเส้นแบบป้อนกลับ นอกจากนี้ตัวประมาณค่า
สถานะได้ใช้เพื่อประมาณค่าความเข้มข้นจากอุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ ผลลัพธ์ที่ได้ในการควบคุมแต่
ละวิธีจะถูกวิเคราะห์ นอกจากนั้นงานวิทยานิพนธ์นี้ยังได้ทำการทดลองการควบคุมแบบพีไอบน
PLC และเขียน HMI สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลอีกด้วย

ในขั้นต่อไปจะนำตัวควบคุม และตัวประมาณค่าสถานะที่ออกแบบได้ทดลองควบคุม
ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของจริง

วัตถุประสงค์

1. หาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล
2. ออกแบบตัวควบคุมและตัวประมาณค่าสถานะสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล
3. ออกแบบ **HMI** สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

การตรวจเอกสาร

รายงานผลงานวิจัยที่ผ่านมา

จากการศึกษาค้นคว้าข้อมูลที่เกี่ยวข้องกับการออกแบบตัวควบคุม และ HMI สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยเฉพาะการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์ และการควบคุมอุณหภูมิของปฏิริยาเคมีแบบต่างๆ พบว่ามีงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง ดังนี้

ในปี ค.ศ. 1997 Nouredini, H. และ D. Zhu ได้เสนอ kinetic ของปฏิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน (Transesterification) ของน้ำมันถั่วเหลือง

ในปี ค.ศ. 2000 D. Damoko และ Murir Cheryan ได้เสนอ kinetic ของปฏิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน (Transesterification) ของน้ำมันปาล์ม

ในปี ค.ศ. 1991 M. Ogawa, H. Yamamoto, T. Itoh และ T. Katayama ได้เสนอ การออกแบบตัวควบคุมแบบติดตามสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องแบบไม่เชิงเส้น โดยใช้ exact linearization

ในปี พ.ศ. 2549 กนกอร บวรณะพาณิชย์กิจ, อัจฉราพร เมืองพิด, ได้เสนอ การออกแบบระบบควบคุมถังปฏิกรณ์แบบ CSTR ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยใช้วิธีการควบคุมแบบ PID ควบคุมอุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ให้คงที่

ในปี พ.ศ. 2548 สถาบันวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งประเทศไทย (วว.) ได้พัฒนาเครื่องต้นแบบผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง โดยได้รับการสนับสนุนจากกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน (พพ.) กระทรวงพลังงาน

การควบคุมกระบวนการ

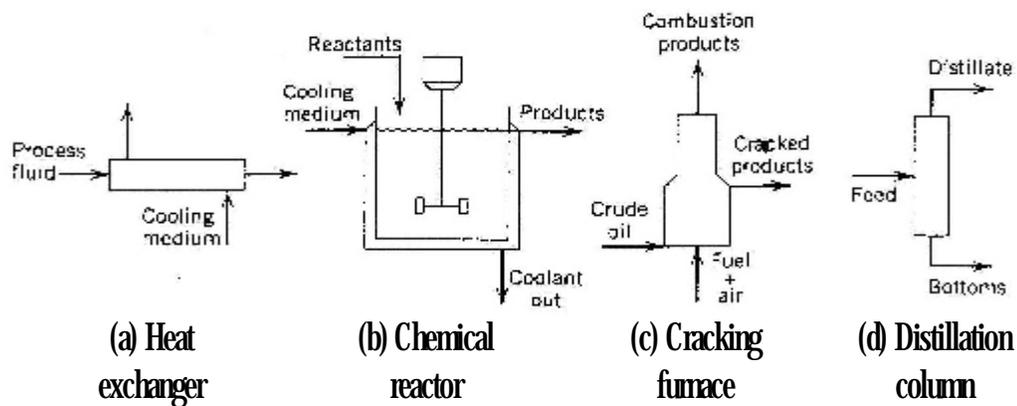
รากฐานของการควบคุมกระบวนการ คือ การเข้าใจกระบวนการ ด้วยเหตุนี้ เราเริ่มต้นส่วนนี้ด้วยคำถามพื้นฐาน อะไรคือกระบวนการ (process) สำหรับวัตถุของเรา คือ สรุปลำนิยามที่เหมาะสม

กระบวนการ (Process) คือ การเปลี่ยนแปลงของวัตถุดิบที่ป้อนเข้าไปเป็นผลิตภัณฑ์ โดยใช้การดำเนินการทางเคมี และฟิสิกส์ ในทางปฏิบัติคำว่ากระบวนการ (process) มีแนวโน้มถูกใช้สำหรับทั้ง **processing operation** และ **processing equipment**

คำนิยามนี้ประยุกต์ใช้กับกระบวนการทั่วไป 3 ประเภท **continuous batch** และ **semi-batch** ถัดไป เราพิจารณาตัวอย่างกระบวนการ และสรุปสั้นๆ เกี่ยวกับประเด็นหลักของการควบคุม

1. Continuous Process

Continuous Process 4 แบบ ถูกแสดงแผนภาพเค้าร่างในภาพที่ 1



ภาพที่ 1 Continuous Process

1.1 Tubular Heat Exchanger

กระบวนการของไหลบนด้านข้างของท่อถูกหล่อเย็นโดยน้ำหล่อเย็นบนเปลือกด้านข้าง ตัวอย่าง อุณหภูมิทางออกของกระบวนการของไหลถูกควบคุมโดยการจัดการอัตราการไหลของการเปลี่ยนแปลงในอุณหภูมิทางเข้า และอัตราการไหลของกระบวนการของไหลมีผลต่อการดำเนินการการแลกเปลี่ยนความร้อน เพราะฉะนั้น ตัวแปรนี้ถูกพิจารณาเป็น **disturbance variable**

1.2 Continuous stirred-tank reactor (CSTR)

ถ้าปฏิกิริยาเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน (**exothermic**) มากๆ มันจำเป็นที่จะควบคุมอุณหภูมิของถังปฏิกรณ์ โดยการจัดการอัตราการไหลของสารหล่อเย็นในเปลือกหุ้ม (**jacket**) หรือคอยล์เย็น (**cooling coil**) เงื่อนไขการป้อนเข้า (องค์ประกอบ อัตราการไหล และ อุณหภูมิ) สามารถเป็น **manipulated variable** หรือ **disturbance variable**

1.3 Thermal cracking furnace

น้ำมันดิบถูกแยกตามจำนวนของ **lighter petroleum fractions** โดยการถ่ายเทความร้อนจาก เชื้อเพลิงเผาไหม้/อากาศผสม (**burning fuel/air mixture**) อุณหภูมิเตาและจำนวนของอากาศที่มากเกินไปในท่อก๊าซสามารถถูกควบคุมโดยการจัดการอัตราการไหลของเชื้อเพลิง และอัตราส่วนเชื้อเพลิงต่ออากาศ องค์ประกอบของน้ำมันดิบ และลักษณะความร้อนของเชื้อเพลิงเป็น **disturbance variable**

1.4 Multicomponent distillation column

วัตถุประสงค์การควบคุมต่างๆ สามารถถูกกำหนดให้สำหรับ **distillation column** สำหรับตัวอย่าง องค์ประกอบการกลั่นสามารถถูกควบคุมโดยปรับ **reflux flow rate** หรือ **distillate flow rate** ถ้าองค์ประกอบไม่สามารถถูกวัดแบบ **on-line** อุณหภูมิภาคใดสักส่วนบนของ **column** สามารถถูกควบคุมแทน ถ้า **stream** ป้อนเข้าถูกให้โดย **upstream process** เงื่อนไขป้อนเข้าจะเป็น **disturbance variable**

สำหรับแต่ละตัวอย่างทั้ง 4 ตัวอย่างนี้ ปัญหาการควบคุมกระบวนการถูกแสดงถึงลักษณะเฉพาะ โดยการระบุประเภทของ **process variable** เป็น 3 ประเภทสำคัญๆ

Controlled variables (CVs) คือ **process variable** ซึ่งถูกควบคุม ค่าที่ต้องการของ **controlled variable** ถูกเรียกว่า **set point**

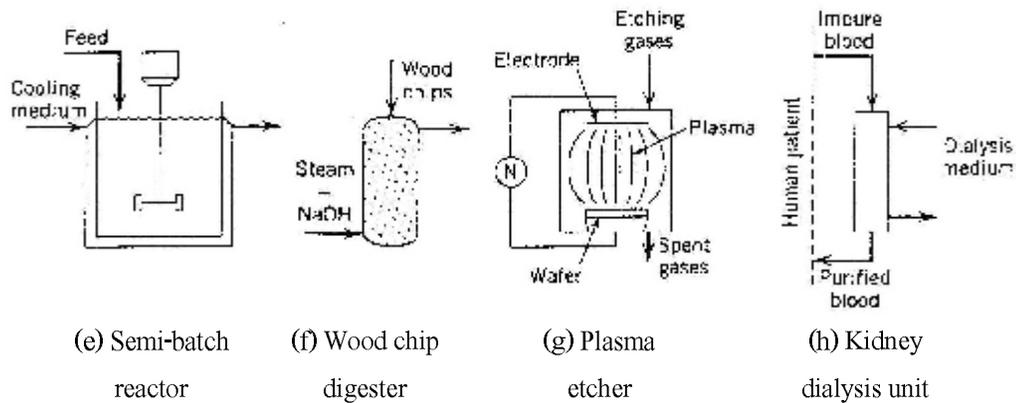
Manipulated variable (MVs) คือ **process variable** ซึ่งสามารถถูกปรับเพื่อรักษา **controlled variable** ให้เข้าใกล้ **set point** ตัวอย่าง เช่น **Manipulated variable** คือ อัตราการไหล

Disturbance variable (DVs) คือ **process variable** ซึ่งมีผลต่อ **controlled variable** แต่ไม่สามารถถูกจัดการได้ โดยทั่วไป **disturbance** สัมพันธ์กับการเปลี่ยนแปลงสิ่งแวดล้อมของกระบวนการ เช่น เงื่อนไขป้อนเข้า หรืออุณหภูมิโดยรอบ **disturbance variables** บางประเภทสามารถถูกวัดแบบ **on-line** แต่หลายๆ ประเภทไม่สามารถวัดได้ เช่น **crude oil composition** ของกระบวนการ **thermal cracking furnace**

คุณสมบัติของ **CVs**, **MVs** และ **DVs** เป็นขั้นตอนวิเคราะห์ในการพัฒนาการควบคุมระบบ สิ่งเหล่านี้ขึ้นอยู่กับ ความรู้ในกระบวนการ ประสบการณ์ และ วัตถุประสงค์การควบคุม

2. Batch และ Semi-Batch Process

Batch และ **Semi-Batch Process** ถูกใช้ในหลายๆอุตสาหกรรม เช่น **microelectronics**, **pharmaceutical specialty chemicals**, และ **fermentation** **Batch** และ **Semi-Batch Process** มีความยืดหยุ่นสำหรับ **multiproduct plant** โดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อผลิตภัณฑ์เปลี่ยนแปลงความถี่ และ ปริมาณน้อยๆ ภาพที่ 2 แสดงตัวอย่าง **Batch** และ **Semi-Batch Process** 4 ประเภท



ภาพที่ 2 Batch และ Semi-Batch Process

21 Batch หรือ Semi-Batch reactor

ประจําเริ่มต้นของตัวทำปฏิกิริยานำมาซึ่งเงื่อนไขของปฏิกิริยา และปฏิกิริยาถูกยอมให้ดำเนินการสำหรับคาบของเวลาที่กำหนด หรือจนกระทั่งการเปลี่ยนแปลงที่กำหนดได้มา **Batch** และ **Semi-Batch reactor** ถูกใช้ทั่วไปใน **specialty chemical plant, polymerization plant** (ซึ่งผลพลอยได้ของปฏิกิริยาถูกกำจัดระหว่างปฏิกิริยา), **pharmaceutical** และ **bioprocessing facility** อื่นๆ (ซึ่ง **feed stream** เช่น **glucose** ถูกป้อนสู่ **reactor** ระหว่างส่วนหนึ่งของรอบการป้อน **living organism** เช่น **yeast** หรือ **protein**) เป็นต้น อุณหภูมิ **reactor** ถูกควบคุมโดยการจัดการอัตราการไหลของสารหล่อเย็น ความเข้มข้นจุดสุดท้ายของ **batch** สามารถถูกควบคุมโดยการปรับอุณหภูมิที่ต้องการ การไหลของสารตั้งต้น (สำหรับ **semi-batch operation**) หรือ รอบเวลา

22 Wood chip digester

ทั้ง **continuous** และ **semi-batch digester** ถูกใช้ในโรงงานกระดาษ เพื่อย่อยสลายเศษไม้เพื่อสกัด **cellulosic fiber** จุดสุดท้ายของปฏิกิริยาเคมีถูกแสดงโดย **kappa number** การวัดของ **lignin content** มันถูกควบคุมค่าที่ต้องการ โดยการปรับ อุณหภูมิ ความดัน และ/หรือ รอบเวลา **digester**

2.3 Plasma etcher in a semiconductor processing

single wafer บรรจุแผงวงจรรันร้อยชิ้นถูกควบคุมเพื่อสารผสมของ **etching gases** ภายใต้เงื่อนไขที่เหมาะสม เพื่อสร้าง และรักษา **plasma** (ความต่างศักย์สูงที่ใช้ที่อุณหภูมิสูง และที่ความดันต่ำมาก) วัสดุที่ไม่ต้องการบนชั้นของ **microelectronics circuit** ถูกเลือกออกไปโดยปฏิกิริยาเคมีอุณหภูมิ ความดัน และ อัตราการไหล ของ **etching gases** ไปยัง **reactor** ถูกควบคุมโดยการปรับเครื่องทำความร้อนไฟฟ้า และ วาล์วควบคุม (**control valve**)

2.4 Kidney dialysis unit

อุปกรณ์การแพทย์นี้ถูกใช้กำจัดของเสียจากเลือดของผู้ป่วยซึ่งไตล้มเหลว อัตราการไหลของเลือดถูกรักษาไว้โดยปั๊ม (**pump**) และ เงื่อนไขโดยรอบ เช่น อุณหภูมิใน **unit** ถูกควบคุมโดยการปรับอัตราการไหล **dialysis** ถูกทำต่อเนื่องนานพอที่จะลดความเข้มข้นของของเสียให้อยู่ในระดับที่ยอมรับได้

ไบโอดีเซล

ไบโอดีเซลเป็นพลังงานทดแทนน้ำมันดีเซล สามารถผลิตขึ้นได้จากกระบวนการเคมีระหว่างน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์กับสารอนุกรมแอลกอฮอล์ เช่น เมทานอล และตัวเร่งปฏิกิริยา

1. เทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซล

เทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซล แบ่งออกได้เป็น 3 กระบวนการ (พิสมัย เจนวนิชปัญญกุล, 2548) ได้แก่

1.1 กระบวนการทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน (Transesterification Process)

เป็นกระบวนการที่ใช้ต่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาและเมทานอล มีข้อดีคือ เป็นเทคโนโลยีที่มีการลงทุนไม่สูงนักเนื่องจากเป็นกระบวนการที่ใช้อุณหภูมิต่ำ และความดันต่ำกว่า 2 บรรยากาศ ผลได้ของปฏิกิริยาสูงถึง 98% แต่กระบวนการนี้จะไม่เหมาะกับวัตถุดิบที่มีปริมาณกรดไขมันอิสระสูง เนื่องจากจะเกิดสบู่และส่งผลกระทบต่อผลได้ของกระบวนการลดลง

1.2 กระบวนการเอสเทอร์ฟิเคชัน (Esterification Process)

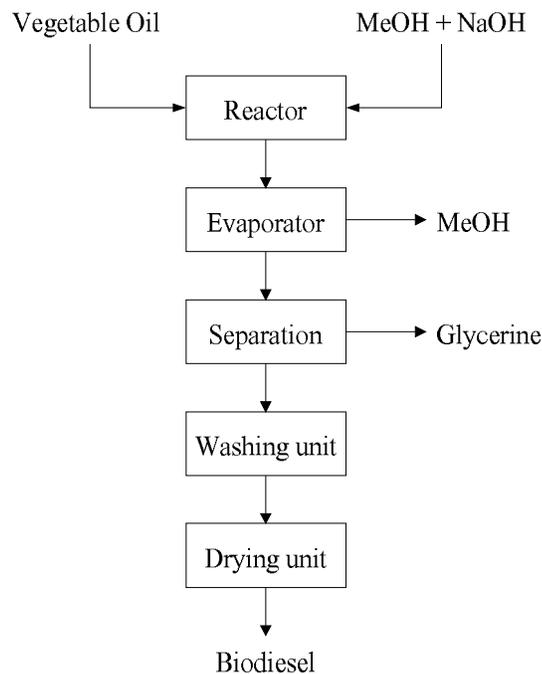
เป็นกระบวนการใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาและเมทานอล จะสามารถใช้ได้กับวัตถุดิบทุกชนิด และค่ากรดไขมันอิสระทุกระดับ แต่ข้อด้อยคือ ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานาน และใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาสูงกว่าในปฏิกิริยา ทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน จึงทำให้ต้นทุนการผลิตต่อหน่วยสูงกว่า

1.3 กระบวนการ 2 ขั้นตอน (Two-stage Process)

เป็นการแก้ปัญหาจุดด้อยของ 2 กระบวนการข้างต้น กล่าวคือ มีความสามารถใช้ได้กับน้ำมันที่มีค่ากรดไขมันอิสระสูง ในขณะที่เดียวกันก็มีการใช้พลังงานต่ำ โดยหลักการคือใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดกรด เปลี่ยนกรดไขมันของน้ำมันในขั้นตอนแรก และในขั้นตอนที่สอง ใช้ต่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เช่นเดียวกับกระบวนการทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน ถึงแม้ว่ากระบวนการนี้จะใช้

พลังงานต่ำกว่า กระบวนการเอสเทอร์ฟิเคชันอย่างเดียว แต่หากวัตถุดิบมีค่ากรดสูงมากๆ กระบวนการในขั้นตอนแรกจะใช้เวลามากขึ้น ส่งผลให้ต้นทุนการผลิตต่อหน่วยของไบโอดีเซลสูงขึ้นตามไปด้วย

กระบวนการที่ใช้ในงานวิทยานิพนธ์นี้คือการบวนการกระบวนการทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน ซึ่งประกอบด้วย ขั้นตอนการทำปฏิกิริยา ทรานเอสเทอร์ฟิเคชันระหว่างน้ำมันพืช และเมทานอล โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตั้งเร่งปฏิกิริยาในถังปฏิกรณ์ และขั้นตอนสำหรับกำจัดสารเคมีอื่นๆ ที่หลงเหลือหรือเกิดขึ้นในปฏิกิริยา ซึ่งได้แก่ การกำจัดเมทานอลที่ไม่ได้ใช้ในปฏิกิริยาด้วยเครื่องระเหย การแยกกลีเซอรินซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ร่วมออกจากไบโอดีเซล การล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำเพื่อกำจัดปริมาณโซเดียมไฮดรอกไซด์ และขั้นตอนสุดท้ายคือการจำกัดปริมาณน้ำล้างที่เหลืออยู่ในผลิตภัณฑ์ตาม ภาพที่ 3 แผนภาพขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง (กัญจนา บุญเกียรติ และคณะ, 2546)

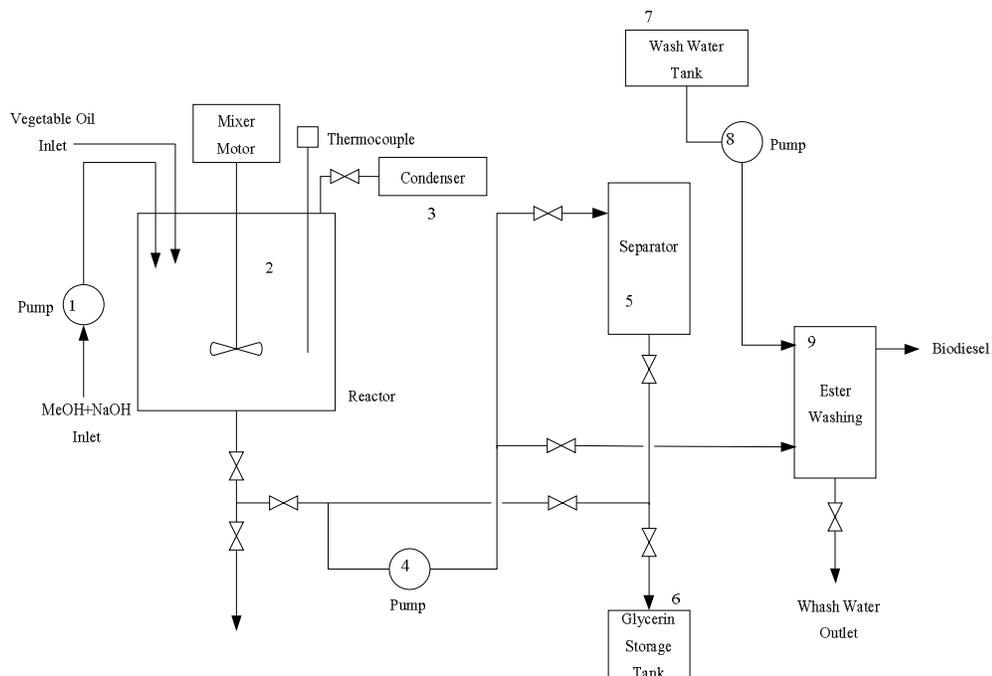


ภาพที่ 3 ขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง

แผนภาพขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลดังแสดงไว้ในภาพที่ 4 โดยมีขั้นตอนต่างๆ ดังที่ได้กล่าวคล้ายคลึงกับขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลดังแสดงในภาพที่ 3

รายละเอียดอุปกรณ์ที่ใช้สำหรับการผลิตไบโอดีเซลระดับ **Pilot Scale** ประกอบด้วย

1. ปั๊ม (Pump) สำหรับป้อนเมทานอล และ โซเดียมไฮดรอกไซด์ เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ (Reactor)
2. ถังปฏิกรณ์ (Reactor)
3. เครื่องควบแน่น (Condenser) สำหรับควบแน่นเมทานอล
4. ปั๊ม (Pump) สำหรับป้อนผลิตภัณฑ์เข้าสู่ถังแยก (Separator)
5. ถังแยก (Separator) เพื่อแยกกลีเซอรินออกจากผลิตภัณฑ์
6. ถังเก็บกลีเซอริน (Glycerine Storage Tank)
7. ถังเก็บน้ำล้าง (Wash Water Tank)
8. ปั๊ม (Pump) สำหรับป้อนน้ำล้างเข้าสู่หอล้างเอสเทอร์ (Ester Washing)
9. หอล้างเอสเทอร์ (Ester Washing Unit)



ภาพที่ 4 ขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซล

งานวิทยานิพนธ์นี้จะทำการทดลองและศึกษาในส่วนของถังปฏิกรณ์ (Reactor) เท่านั้น โดยสัดส่วนของน้ำมันต่อแอลกอฮอล์จากการศึกษาพบว่าค่าคงที่เหมาะสมอยู่ที่ **1:6** โดยโมล (หรือ **1:0.2382** โดยน้ำหนัก) และอุณหภูมิที่เหมาะสม คือ **70 °C (343.15 K)** โดยความเข้มข้นของเอสเตอร์ (E) ของกรดไขมัน หรือไบโอดีเซลเท่ากับ **2.29 mol / l** (กนกอร บวรณะพานิชย์กิจ และ อัจฉราพร เมืองพิล, 2549)

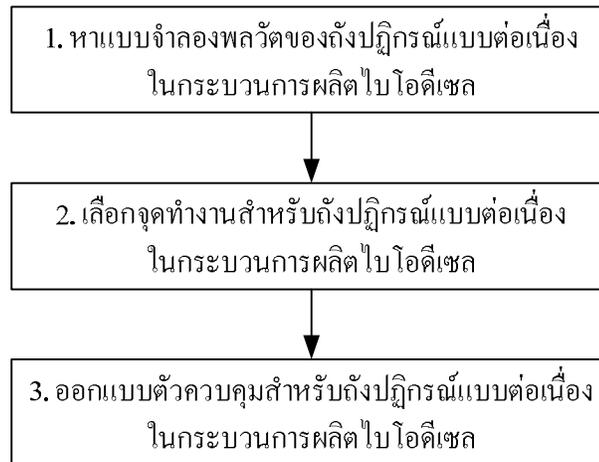
อุปกรณ์และวิธีการ

อุปกรณ์

1. คอมพิวเตอร์ 2 ชุด
2. Analog and Digital I/O Card (Advantage PCL-711S) 1 ชุด
3. WIRING TERMINAL BOARD (Advantage PCLD-7115 REV A1) 1 ชุด
4. PLC (Allen-Bradley MicroLogix 1500) 1 ชุด
5. Compact I/O (Allen-Bradley 16 PT. INPUT MODULE) 1 ชุด
6. Compact I/O (Allen-Bradley 16 PT. OUTPUT MODULE) 1 ชุด
7. Compact I/O (Allen-Bradley 4 CHNL. ANALOG INPUT MODULE) 1 ชุด
8. Compact I/O (Allen-Bradley 4 CHNL. ANALOG OUTPUT MODULE) 1 ชุด
9. PC TO MICROLOGIX COMMS. CABLE (Allen-Bradley) 1 ชุด
10. โปรแกรม MATLAB 7 และ โปรแกรม SIMULINK 6
11. โปรแกรม Rockwell Software (RSLinx, RSLogix 500 English)
12. โปรแกรม ICONICS GENESIS-32
13. โปรแกรม VB.NET
14. โปรแกรม Microsoft Visual Studio .NET 2003

วิธีการ

งานวิทยานิพนธ์นี้เริ่มต้นจากการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล เลือกจุดทำงานสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล และออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยการจำลองบนคอมพิวเตอร์ ด้วยโปรแกรม **MATLAB 7** และ โปรแกรม **SIMULINK 6** ในการทดลองสุดท้ายได้ประยุกต์ใช้ **PLC** เป็นตัวควบคุม และทำการออกแบบ **HMI** เพื่อให้ง่ายต่อการใช้งาน โดยมีขั้นตอนดังนี้



ภาพที่ 5 แผนภาพวิธีการ

1. หาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

ขั้นตอนนี้อธิบายวิธีการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยเริ่มต้นศึกษาพื้นฐานต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง และหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยมีขั้นตอนดังนี้



ภาพที่ 6 แผนภาพการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

1.1 กฎการอนุรักษ์ (Conservation Law)

ทฤษฎีบทซึ่งเกี่ยวข้องกับแบบจำลองของกระบวนการทางเคมีอยู่บนพื้นฐานของกฎการอนุรักษ์ (conservation law) เช่น กฎการอนุรักษ์ของมวล (conservation of mass) และ กฎการอนุรักษ์ของพลังงาน (conservation of energy) ตามลำดับ ขณะนี้เราพิจารณากฎการอนุรักษ์ที่สำคัญและใช้มันพัฒนาแบบจำลองพลวัต (dynamic model) สำหรับเป็นตัวแทนของกระบวนการ

1.1.1 กฎการอนุรักษ์ของมวล (Conservation of Mass)

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{rate of mass} \\ \text{accumulation} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of} \\ \text{mass in} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of} \\ \text{mass out} \end{array} \right\} \quad (1)$$

1.1.2 กฎการอนุรักษ์ของสารประกอบ i (Conservation of Component i)

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{rate of component i} \\ \text{accumulation} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of component i} \\ \text{in} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of component i} \\ \text{out} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of component i} \\ \text{produced} \end{array} \right\} \quad (2)$$

พจน์สุดท้ายทางขวามือของสมการที่ (2) แทนอัตราของการเกิด (หรือ การหายไป) ของสารประกอบ **i** ซึ่งเป็นผลของปฏิกิริยาเคมี สมการการอนุรักษ์สามารถถูกเขียนในพจน์ของปริมาณความเข้มข้น ชนิดอะตอม และชนิดโมเลกุล (Felder and Rousseau, 2000)

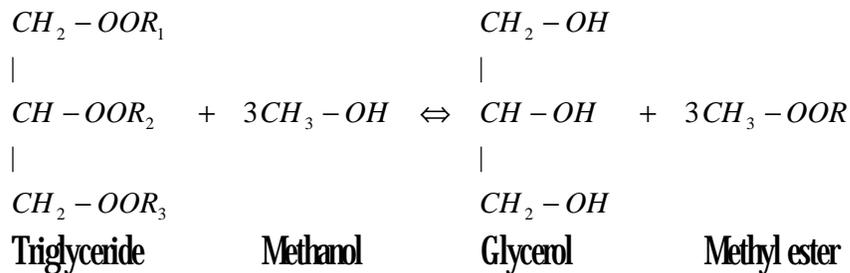
1.1.3 กฎการอนุรักษ์ของพลังงาน (Conservation of Energy)

โดยทั่วไปกฎการอนุรักษ์ของพลังงานถูกเรียกว่า กฎข้อที่หนึ่งของ thermodynamics (Sandler, 1999) เป็นไปตามสมการ

$$\left. \begin{array}{l} \text{rate of energy} \\ \text{accumulation} \end{array} \right\} = \left. \begin{array}{l} \text{rate of energy in} \\ \text{by convection} \end{array} \right\} - \left. \begin{array}{l} \text{rate of energy out} \\ \text{by convection} \end{array} \right\} + \left. \begin{array}{l} \text{net rate of heat addition} \\ \text{to the system from} \\ \text{the surroundings} \end{array} \right\} + \left. \begin{array}{l} \text{net rate of work} \\ \text{performed on the system} \\ \text{by the surroundings} \end{array} \right\} \quad (3)$$

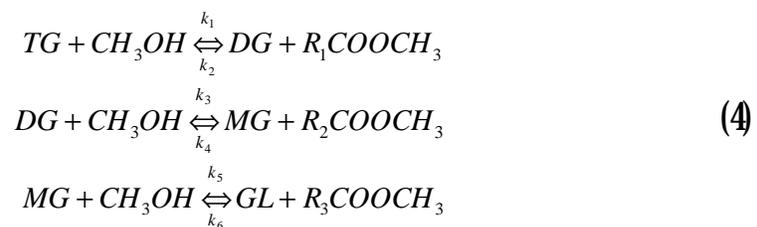
1.2 Kinetics ของปฏิกิริยาในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

ปัจจุบันปฏิกิริยาที่นิยมใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล คือปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน (**Transesterification Reaction**) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นระหว่างน้ำมันพืชซึ่งเป็นสารอินทรีย์ประเภทไตรกลีเซอไรด์ (**TG**) และเมทานอล (**A**) โดยใช้ด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น โซเดียมไฮดรอกไซด์

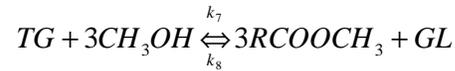


ภาพที่ 7 ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันของ **TG** กับเมทานอล

ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันของ **TG** กับเมทานอล โดยการเข้าร่วมของตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทด่าง จะได้เอสเตอร์ (**E**) ของกรดไขมัน หรือไบโอดีเซล และกลีเซอริน (**GL**) โดยมีโมโนกลีเซอไรด์ (**MG**) และ ไดกลีเซอไรด์ (**DG**) เป็นสารตัวกลางดังสมการที่ (4) โดย k เป็นอัตราค่าคงที่ (rate constants)



ปฏิกิริยารวม



รูปแบบทั่วไปของสมการเชิงอนุพันธ์ที่แสดงลักษณะเฉพาะเป็นลำดับขั้นของปฏิกิริยาทรานเอสเทอริฟิเคชันของ **TG** เป็นไปตามสมการ (Noureddini, H. และ D. Zhu, 1997)

$$\begin{aligned} r_{TG} &= -k_1[TG][A] + k_2[DG][E] \\ r_{DG} &= k_1[TG][A] - k_2[DG][E] - k_3[DG][A] + k_4[MG][E] \\ r_{MG} &= k_3[DG][A] - k_4[MG][E] - k_5[MG][A] + k_6[GL][E] \\ r_E &= k_1[TG][A] - k_2[DG][E] + k_3[DG][A] - k_4[MG][E] + k_5[MG][A] - k_6[GL][E] \\ r_A &= -r_E \\ r_{GL} &= k_5[MG][A] - k_6[GL][E] \end{aligned} \quad (5)$$

เมื่อ $[x]$ คือความเข้มข้นของสาร x

k_i คือ ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา (**reaction rate constant**) ถูกประมาณโดยนิพจน์ที่เหมือนกับ **Arrhenius equation**

$$k_i = k_{0i} e^{-E_i/RT} \quad (6)$$

เมื่อ k_{0i} คือ **frequency factor** E_i คือ **activation energy** และ R คือ **gas constant** สมการที่ (6) มาจาก **transition state theory** แสดงว่าอุณหภูมิขึ้นกับค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา (**reaction rate constant**)

ตารางที่ 1 ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา

ตัวแปร	ค่า	หน่วย
k_1	0.05 (50 °C)	l/(mol · min)
k_2	0.11 (50 °C)	l/(mol · min)
k_3	0.215 (50 °C)	l/(mol · min)
k_4	1.228 (50 °C)	l/(mol · min)
k_5	0.242 (50 °C)	l/(mol · min)
k_6	0.007 (50 °C)	l/(mol · min)
k_{01}	3.8888e+007	dm ³ / mol min
k_{02}	5.7421e+005	dm ³ / mol min
k_{03}	5.8221e+012	dm ³ / mol min
k_{04}	9.7844e+009	dm ³ / mol min
k_{05}	5.3305e+003	dm ³ / mol min
k_{06}	2.1385e+004	dm ³ / mol min
E_1	13145	cal / mol
E_2	9932	cal / mol
E_3	19860	cal / mol
E_4	14639	cal / mol
E_5	6421	cal / mol
E_6	9588	cal / mol

ค่า k_{0i} ใช้ **Arrhenius equation** ในการคำนวณ โดยใช้ k_i และ E_i ใน Nouredini, H. และ D. Zhu, 1997 ซึ่งกำหนดค่า k_i ที่อุณหภูมิ 50 °C

ตัวอย่างการคำนวณค่า k_{0i} เช่น k_{01} จาก **Arrhenius equation** สมการที่ 6 จัดรูปสมการใหม่
เป็น

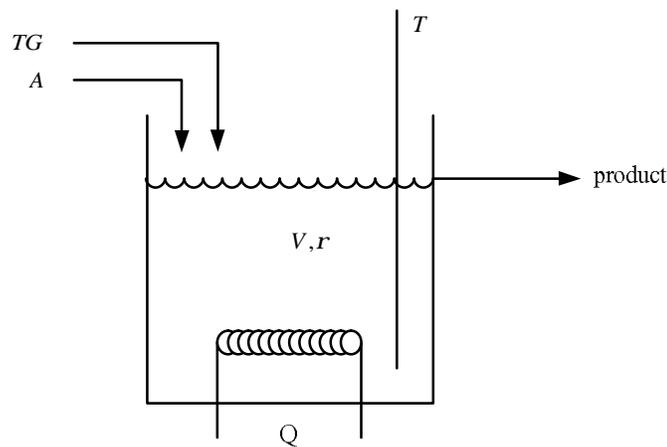
$$k_{01} = k_1 / e^{-E_1 / RT}$$

แทนค่า $k_1=0.05$ $E_1=13145$ $R=1.987$ และ $T=323.15$ ($50\text{ }^\circ\text{C}$) จะได้

$$k_{01}=3.8888\text{e}+007$$

เราสามารถคำนวณค่า k_{0i} ค่าอื่น โดยวิธีเดียวกัน

1.3 แบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล



ภาพที่ 8 ถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

จากภาพที่ 8 เราเริ่มต้นการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์ขึ้นกับสมมติฐานดังนี้

1. ถังปฏิกรณ์ (CSTR) ทำปฏิกิริยากันอย่างสมบูรณ์
2. ความหนาแน่นเชิงมวล (mass density, r) ของสารตั้งต้นที่ไหลเข้าและผลิตภัณฑ์ที่ไหลออกเท่ากัน และคงที่
3. ปริมาตรของของเหลว (liquid volume, V) ในถังปฏิกรณ์ถูกรักษาให้คงที่โดย **overflow line**

สำหรับสมมติฐานนี้ และกฎการอนุรักษ์ของมวล (Conservation of Mass) จะได้การดุลมวล (unsteady-state mass balance) สำหรับถังปฏิกรณ์คือ

$$\frac{d(rV)}{dt} = r_{q_{TG_i}} + r_{q_{A_i}} - r_{q_o} \quad (7)$$

เมื่อ q_{TG_i} และ q_{A_i} คือ อัตราการไหลเข้าเชิงปริมาตรของ **TG** และ **A** ตามลำดับ q_o คือ อัตราการไหลออกเชิงปริมาตร เพราะว่า V และ r คงที่ สมการที่ (7) ลดรูปเหลือ

$$q_o = q_{TG_i} + q_{A_i} \quad (8)$$

ดังนั้น แม้ว่าอัตราการไหลเข้า และอัตราการไหลออกอาจเปลี่ยนแปลง เนื่องจากเงื่อนไขของ **upstream** หรือ **downstream** แต่สมการที่ (8) ต้องเป็นจริงตลอดเวลา

สำหรับสมมติฐานนี้ และกฎการอนุรักษ์ของสารประกอบ **i** (**Conservation of Component i**) การดุลส่วนประกอบของสารต่างๆ (**unsteady-state component balances**) สำหรับ สาร **TG, DG, MG, E, A** และ **GL** (ในหน่วย **molar**) คือ

$$\begin{aligned} V \frac{d[TG]}{dt} &= q_{TG_i} [TG]_i - q_o [TG] + Vr_{TG} \\ V \frac{d[DG]}{dt} &= -q_o [DG] + Vr_{DG} \\ V \frac{d[MG]}{dt} &= -q_o [MG] + Vr_{MG} \\ V \frac{d[E]}{dt} &= -q_o [E] + Vr_E \\ V \frac{d[A]}{dt} &= q_{A_i} [A]_i - q_o [A] + Vr_A \\ V \frac{d[GL]}{dt} &= -q_o [GL] + Vr_{GL} \end{aligned} \quad (9)$$

การดุลสมการนี้เป็นไปตามการดุลส่วนประกอบของสารต่างๆ เมื่อ $[x_i]$ คือความเข้มข้นของสารขาเข้า, $[x]$ คือความเข้มข้นของสาร x ในถัง และ r_x คือ อัตราการเกิดของสาร x (**rate of reaction of x**) ซึ่งเป็นฟังก์ชันของอัตราค่าคงที่และความเข้มข้นของสารตามสมการที่ (5)

ถัดไป เราพิจารณาการดุลพลังงาน (**unsteady-state energy balance**) สำหรับถังปฏิกรณ์ และสร้างสมมติฐานเพิ่มเติม

4 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี (enthalpy) ที่เกี่ยวกับการผสมของสารไหลเข้ากับของเหลวในถังมีค่าน้อยเมื่อเทียบกับการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีสำหรับการเปลี่ยนแปลงปฏิกิริยาเคมี หรือความร้อนของการผสมมีค่าน้อยเมื่อเทียบกับความร้อนของปฏิกิริยาเคมี

5 งานอื่นๆ (shaft work) และการสูญเสียความร้อน (heat losses) คู่ชั้นบรรยากาศมีค่าน้อยมาก

ตามรูปแบบของกฎการอนุรักษ์ของพลังงาน (Conservation of Energy) และสมมติฐาน 1 ถึง 5 จะได้

$$VrC_p \frac{dT}{dt} = \dot{m}_{TGi} C_{pTG} (T_{TGi} - T) + \dot{m}_{A_i} C_{pA} (T_{A_i} - T) - \dot{m}_o C_{po} (T - T_o) + Q_{Rx} + Q \quad (10)$$

เมื่อ C_p , C_{pTG} , C_{pA} และ C_{po} คือ ความจุความร้อนของสารในถังปฏิกิริยา, TG, A และ สารขาออกตามลำดับ \dot{m}_{TGi} และ \dot{m}_{A_i} คือ อัตราการไหลเข้าเชิงมวลของ TG, A ตามลำดับ \dot{m}_o คือ อัตราการไหลออกเชิงมวล T คือ อุณหภูมิในถังปฏิกิริยา T_{TGi} คือ อุณหภูมิของ TG ขาเข้า T_{A_i} คือ อุณหภูมิของ A ขาเข้า T_o คือ อุณหภูมิของขาออก Q_{Rx} คือ กำลังงานความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา และ Q คือ กำลังงานความร้อนที่ป้อนสู่ระบบ

จากสมการที่ (8) - (10) เราสามารถจัดแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกิริยาแบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลให้อยู่ในรูปของสมการสถานะ (state equation) ได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \frac{d[TG]}{dt} &= (q_{TGi}[TG]_i - q_o[TG] + Vr_{TG})/V \\ \frac{d[DG]}{dt} &= (-q_o[DG] + Vr_{DG})/V \\ \frac{d[MG]}{dt} &= (-q_o[MG] + Vr_{MG})/V \\ \frac{d[E]}{dt} &= (-q_o[E] + Vr_E)/V \\ \frac{d[A]}{dt} &= (q_{A_i}[A]_i - q_o[A] + Vr_A)/V \\ \frac{d[GL]}{dt} &= (-q_o[GL] + Vr_{GL})/V \\ \frac{dT}{dt} &= (\dot{m}_{TGi} C_{pTG} (T_{TGi} - T) + \dot{m}_{A_i} C_{pA} (T_{A_i} - T) - \dot{m}_o C_{po} (T - T_o) + Q_{Rx} + Q)/VrC_p \end{aligned} \quad (11)$$

โดยค่าตัวแปรต่างๆ ถูกแสดงไว้ใน ตารางที่ 2

ตารางที่ 2 ค่าตัวแปรที่ใช้ในแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิต
ไบโอดีเซล (J.MN van Kasteren and A.P. Nisworo, 2006)

ตัวแปร	ค่า	หน่วย
r	0.878	kg / l
V	200	l
q_{TGi}	5	l / min
q_{Ai}	5	l / min
q_o	10	l / min
m_{TGi}	4.39	kg / min
m_{Ai}	4.39	kg / min
m_o	8.78	kg / min
ΔH_{Rx}	0.3585	cal / mol
Q_{Rx}	202.194	cal / min
T_{TGi}	303.15	K
T_{Ai}	303.15	K
T_o	303.15	K
C_p	113.3983	cal / (l · K)
C_{pTG}	397.935	cal / (l · K)
C_{pA}	19.0005	cal / (l · K)
C_{po}	113.3983	cal / (l · K)
R	1.987	cal / (mol · K)

Heat of reaction (slightly endothermic), Q_{Rx} , มีค่าเท่ากับ 0.032 kJ / s สำหรับปริมาตร 0.4555 m³ (J.MN van Kasteren and A.P. Nisworo, 2006) สำหรับระบบที่เราออกแบบมีปริมาตรเท่ากับ 0.2 m³ (200 l) ทำการเทียบสัดส่วนจะได้ Q_{Rx} มีค่าเท่ากับ 0.0141 kJ / s ต่อมาแปลงหน่วยเพื่อใช้กับระบบที่เราออกแบบมีค่าเท่ากับ 202.194 cal / min

การคำนวณค่า ΔH_{Rx} เราทราบค่าความจุการออกแบบเท่ากับ **80000 tonnes/year** (JMN van Kasteren and A.P. Nisworo, 2006) **Molecular weight** ของไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับ **270.45 g/mol** แปลงหน่วยค่าความจุการออกแบบ

$$\frac{80000 \text{ tonnes}}{1 \text{ year}} = \frac{80000 \times 10^6 \text{ g}}{365 \times 24 \times 60 \times 60 \text{ s}} = \frac{(80000 \times 10^6) / 270.45 \text{ mol}}{365 \times 24 \times 60 \times 60 \text{ s}} = 9.3799 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

จาก Q_{Rx} มีค่าเท่ากับ **0.032 kJ/s** เราสามารถหา

$$\Delta H_{Rx} = 0.032 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \cdot \frac{1}{9.3799 \text{ mol}} \frac{\text{s}}{\text{mol}} = 0.0034 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

ต่อมาแปลงหน่วยเพื่อใช้กับระบบที่เราออกแบบมีค่าเท่ากับ **0.3585 cal/mol**

กำหนดให้

$$x_1 = [TG]$$

$$x_2 = [DG]$$

$$x_3 = [MG]$$

$$x_4 = [E]$$

$$x_5 = [A]$$

$$x_6 = [GL]$$

$$x_7 = T$$

$$u = Q$$

จากสมการที่ (11) เราจะได้สมการสถานะซึ่งเป็นแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลเป็นไปตามสมการ

$$\mathfrak{R}_1 = (q_{TGi} [TG]_i - q_o x_1 + Vr_{TG}) / V$$

$$\mathfrak{R}_2 = (-q_o x_2 + Vr_{DG}) / V$$

$$\mathfrak{R}_3 = (-q_o x_3 + Vr_{MG}) / V$$

$$\dot{x}_4 = (-q_o x_4 + Vr_E)/V \quad (12)$$

$$\dot{x}_5 = (q_{Ai}[A]_i - q_o x_5 + Vr_A)/V$$

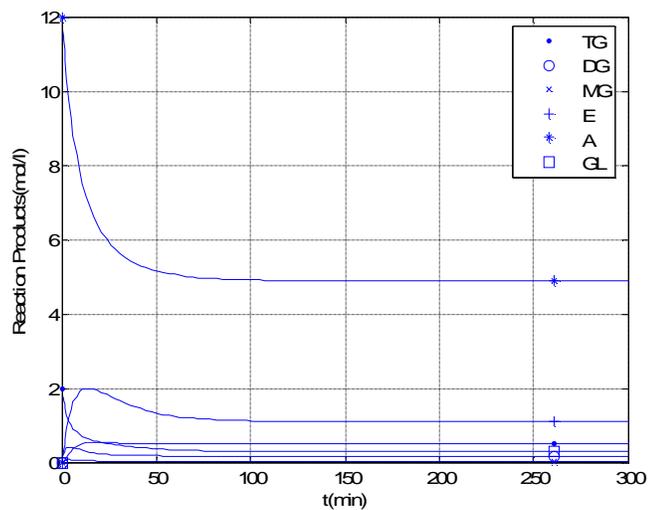
$$\dot{x}_6 = (-q_o x_6 + Vr_{GL})/V$$

$$\dot{x}_7 = (r_{TGi} C_{pTG} (T_{TGi} - x_7) + r_{Ai} C_{pA} (T_{Ai} - x_7) - r_o C_{po} (x_7 - T_o) + Q_{Rx} + u)/VrC_p$$

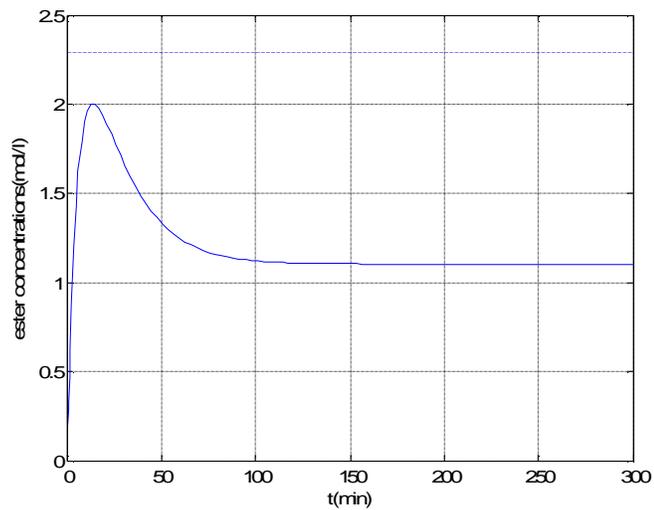
กำหนดให้

$$y = x_4 \quad (13)$$

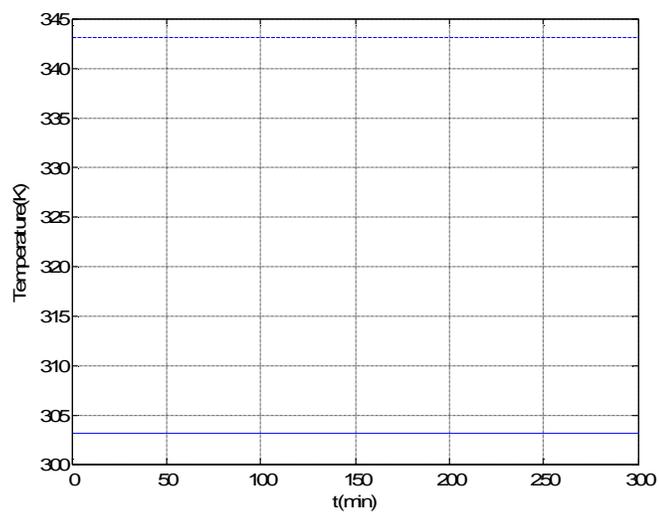
ต่อมาเรากำหนดให้ $u = 0$ แล้วทดลองวาดกราฟตามสมการสถานะของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ได้กราฟต่างๆ ดังนี้



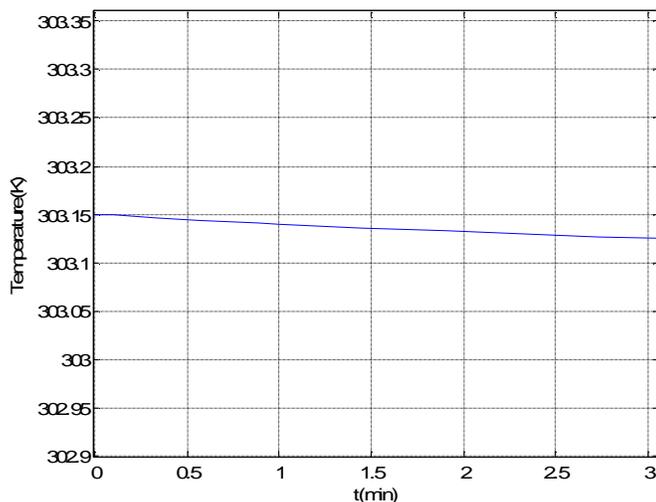
ภาพที่ 9 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์



ภาพที่ 10 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์



ภาพที่ 11 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์



ภาพที่ 12 ขยายภาพที่ 11 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์ เพื่อให้เห็นว่าปฏิกิริยาในถังปฏิกรณ์เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน

2. เลือกจุดทำงานสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

ขั้นตอนนี้อธิบายวิธีการเลือกจุดทำงานสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยมีรายละเอียดดังนี้

พิจารณาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลตามสมการที่ 18 ให้อยู่ในรูปของ

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

$$y = h(x)$$

ทดลองป้อนค่า u เพื่อให้ได้อุณหภูมิที่ 343.15 K ($70 \text{ }^{\circ}\text{C}$) ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยา (กนกอร บวรณะพานิชย์กิจ และ อัจฉราพร เมืองพิล, 2549) ตามภาพที่ 13



ภาพที่ 13 การเลือกจุดทำงานสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

ซึ่งค่า u ที่ 113525 cal/min (7.92 kW) จะให้ค่า x_7 (T) เท่ากับ 343.15 K ($70 \text{ }^\circ\text{C}$) ด้วยเหตุนี้ เราจึงเลือกจุดทำงานที่

$$u_{ss} = 113525$$

$$x_{ss} = \begin{bmatrix} 0.1619 \\ 0.09256 \\ 0.03876 \\ 2.29 \\ 3.71 \\ 0.7068 \\ 343.3 \end{bmatrix}$$

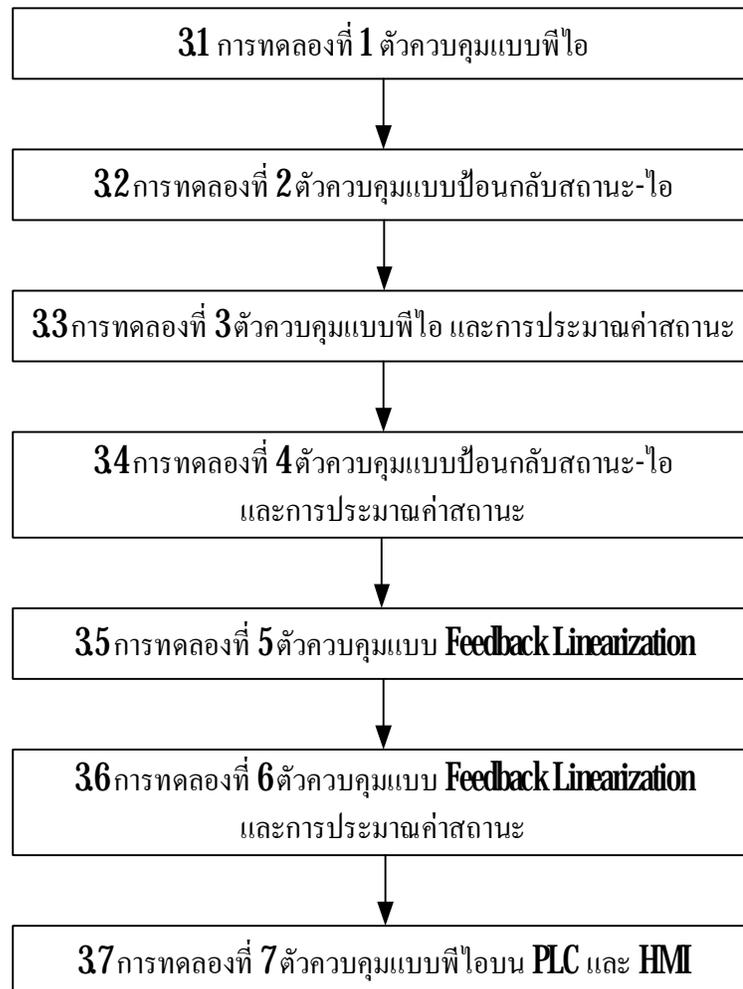
ซึ่งเป็นไปตามเงื่อนไข

$$0 = \mathbf{f}_{ss} = f(x_{ss}, u_{ss})$$

$$0 = \mathbf{g}_{ss} = h(x_{ss})$$

3 ออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

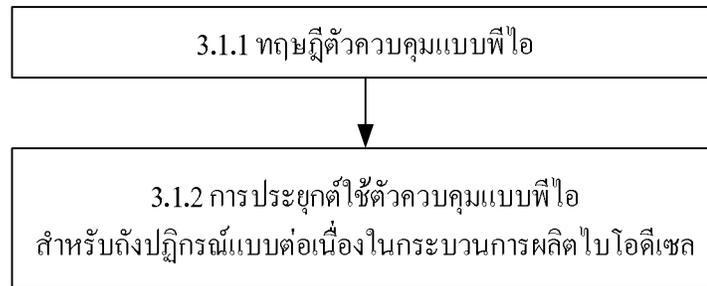
ขั้นตอนนี้อธิบายการออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยแบ่งเป็นการทดลองทั้งหมด 7 การทดลองตามวิธีการควบคุมที่ใช้ ดังนี้



ภาพที่ 14 แผนภาพการออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

31 การทดลองที่ 1 ตัวควบคุมแบบพีไอ

การทดลองที่ 1 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอคีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยแบ่งเป็นขั้นตอน ดังนี้



ภาพที่ 15 แผนภาพวิธีการทดลองที่ 1 ตัวควบคุมแบบพีไอ

31.1 ทฤษฎีตัวควบคุมแบบพีไอ

พิจารณาระบบ

$$\dot{x} = f(x, u) \quad (14)$$

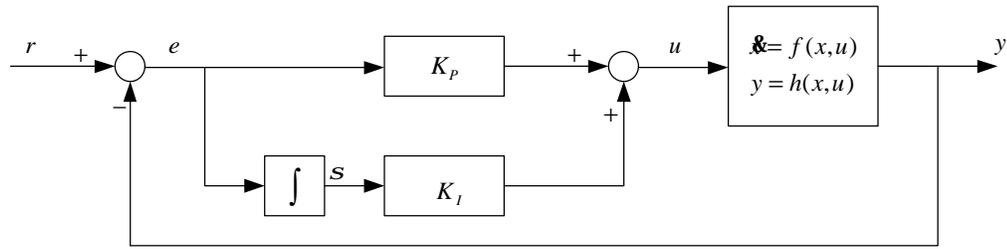
$$y = h(x, u) \quad (15)$$

เมื่อ $x \in R^n$ คือ สถานะ (state), $u \in R^p$ คือ control input, $y \in R^p$ คือ controlled output, ฟังก์ชัน f, h หาอนุพันธ์ได้อย่างต่อเนื่องใน (x, u) ในโดเมน $D_x \times D_u \subset R^n \times R^p$ ให้ $r \in D_r \subset R^p$ เป็นค่าอ้างอิงคงที่

เราต้องการออกแบบตัวควบคุมแบบป้อนกลับซึ่ง

$$y(t) \rightarrow r \text{ as } t \rightarrow \infty$$

กำหนดให้ $e = r - y$



ภาพที่ 16 การควบคุมชนิดพีไอ

จากภาพที่ 16 กำหนดให้

$$u = K_p(r - y) + K_I s \quad (16)$$

โดย K_p , K_I คือ อัตราการขยายพี และ อัตราการขยายไอ ตามลำดับ จากนั้นกำหนดให้

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} x \\ s \end{pmatrix}$$

ซึ่งสามารถเขียนในรูปของระบบวงปิด

$$\dot{\mathbf{x}} = \begin{pmatrix} \dot{x} \\ \dot{s} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} f(x, K_p(r - y) + K_I s) \\ r - y \end{pmatrix} \equiv \bar{f}(\mathbf{x}, r) \quad (17)$$

$$y = h(x, K_p(r - y)) \equiv \bar{h}(\mathbf{x}, r) \quad (18)$$

ทำ **linearization** ของระบบวงปิดจะได้

$$d\mathbf{x} = \left. \frac{\partial \bar{f}(\mathbf{x}, r)}{\partial \mathbf{x}} \right|_{\mathbf{x}=\mathbf{x}_{ss}, r=r_{ss}} d\mathbf{x} + \left. \frac{\partial \bar{f}(\mathbf{x}, r)}{\partial r} \right|_{\mathbf{x}=\mathbf{x}_{ss}, r=r_{ss}} dr \quad (19)$$

เมื่อ

$$\begin{aligned} dx &= x - x_{ss}, & \bar{A} &= \left. \frac{\partial \bar{f}(x, r)}{\partial x} \right|_{x=x_{ss}, r=r_{ss}}, & \bar{B} &= \left. \frac{\partial \bar{f}(x, r)}{\partial r} \right|_{x=x_{ss}, r=r_{ss}} \\ dr &= r - r_{ss} \end{aligned}$$

จากนั้นหาค่า K_p, K_I ที่ทำให้ \bar{A} มีเสถียรภาพ

31.2 การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอ โดยการวัดความเข้มข้นของไบโอดีเซลเป็น **output** ($y = x_4$) และออกแบคค่า K_p, K_I เพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซลในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ **2.29 mol/l** โดยมีการออกแบบ ดังนี้

ทำตามขั้นตอนตามสมการที่ (14) - (17) จะได้ค่า K_p, K_I ที่ทำให้ \bar{A} มีเสถียรภาพ คือ

$$K_p = 100$$

$$K_I = 1200$$

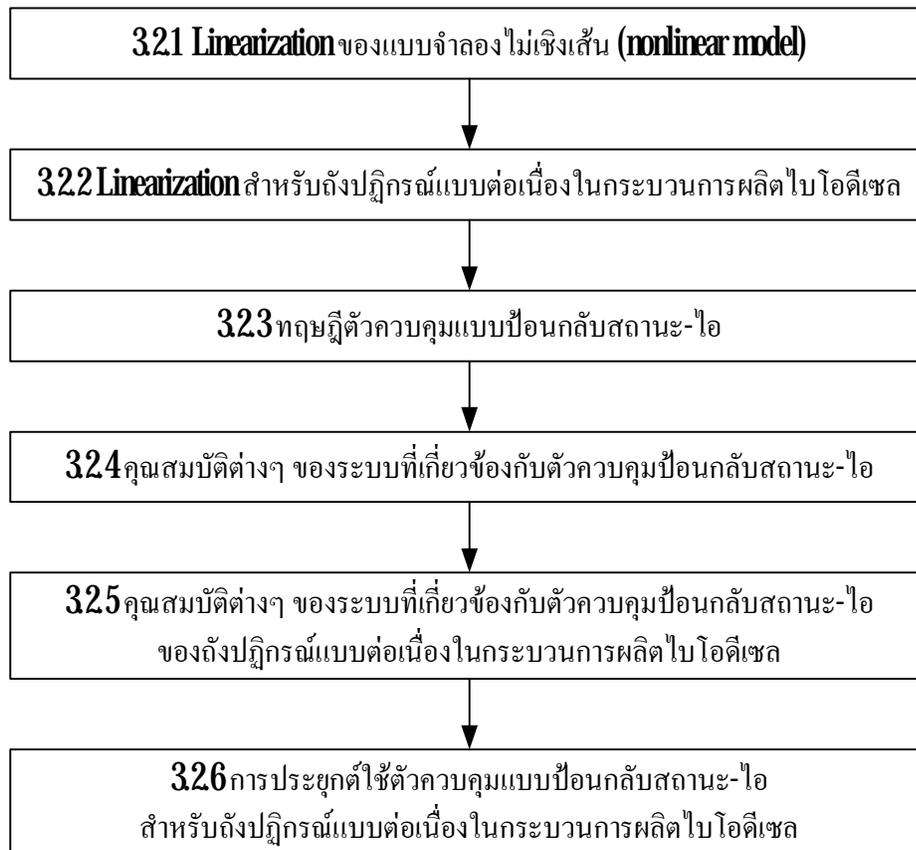
โดยค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของระบบวงปิด (\bar{A}) มีค่าดังนี้

$$\text{eig}(\bar{A}) = \begin{bmatrix} -17.2109 \\ -1.3789 \\ -0.4862 \\ -0.0588 + 0.0739i \\ -0.0588 - 0.0739i \\ -0.0500 \\ -0.0500 \\ -0.0500 \end{bmatrix}$$

ซึ่งอยู่ในระนาบเปิดซ้ายมือ (**open left-half plane**) ทั้งหมด

3.2 การทดลองที่ 2 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ

การทดลองที่ 2 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยแบ่งเป็นขั้นตอน ดังนี้



ภาพที่ 17 แผนภาพวิธีการทดลองที่ 2 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ

3.2.1 Linearization ของแบบจำลองไม่เชิงเส้น (nonlinear model)

Linearization คือ การประมาณแบบจำลองไม่เชิงเส้น (nonlinear model) ให้เป็นแบบจำลองเชิงเส้น (linear model) ที่จุดทำงานจุดหนึ่ง เพื่อวิเคราะห์แบบจำลองไม่เชิงเส้น (nonlinear model) เป็นแบบจำลองเชิงเส้น (linear model) ณ จุดทำงานนั้นได้

สมมติว่าแบบจำลองพลวัตไม่เชิงเส้นเป็น

$$\dot{\mathbf{x}} = f(x, u) \quad (20)$$

เมื่อ x เป็นสถานะ (state) และ u เป็น input การประมาณเชิงเส้นของสมการนี้สามารถทำได้มาโดยการใช้อยู่ **taylor series expansion** และการตัดพจน์หลังพจน์อันดับแรก (**first-order term**) ออกจุดอ้างอิงสำหรับ **linearization** คือ จุดทำงาน **steady-state** ปกติ (x_{ss}, u_{ss})

$$f(x, u) \cong f(x_{ss}, u_{ss}) + \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} (x - x_{ss}) + \left. \frac{\partial f}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} (u - u_{ss}) \quad (21)$$

โดยการนิยาม เงื่อนไข **steady-state** $f(x_{ss}, u_{ss}) = 0$ นอกจากนี้ตัวแปรเบี่ยงเบน (**deviation variable**) (จาก **steady state**) เป็นผลจากธรรมชาติของ **taylor series expansion** ตามสมการที่ (21) กล่าวคือ $dx = x - x_{ss}$ และ $du = u - u_{ss}$ ดังนั้น **linearized differential equation** ในพจน์ของ dx และ du คือ (หลังจากแทนค่า $\dot{\mathbf{x}} = \dot{\mathbf{x}}$)

$$d\dot{\mathbf{x}} = \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} dx + \left. \frac{\partial f}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} du \quad (22)$$

$$d\dot{\mathbf{x}} = A dx + B du$$

เมื่อ $A = \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}}$ และ $B = \left. \frac{\partial f}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}}$

ทำนองเดียวกัน

$$d\dot{\mathbf{h}} = \left. \frac{\partial h}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} dx + \left. \frac{\partial h}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} du \quad (23)$$

$$d\dot{\mathbf{h}} = C dx + D du$$

$$\text{เมื่อ } C = \left. \frac{\partial h}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}}, D = \left. \frac{\partial h}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \text{ และ } dy = y - y_{ss}$$

3.2.2 Linearization สำหรับถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิต

ไบโอโอดีเซล

เราสามารถทำการ **Linearization** สมการที่ (12) - (13) ตามสมการที่ (22) -

(23) ได้ดังนี้

$$d\dot{x} = A dx + B du \quad (24)$$

$$dy = C dx + D du \quad (25)$$

เมื่อ

$$A = \begin{bmatrix} -0.6669 & 0.6245 & 0 & 0.0254 & -0.0269 & 0 & -0.0031 \\ 0.6169 & -5.5750 & 10.7200 & 0.1572 & -0.0959 & 0 & -0.0094 \\ 0 & 4.9005 & -12.3847 & -0.1707 & 0.1059 & 0.0385 & 0.0119 \\ 0.6169 & 4.2760 & -9.1053 & -0.2698 & 0.1668 & -0.0385 & 0.0163 \\ -0.6169 & -4.2760 & 9.1053 & 0.2198 & -0.2168 & 0.0385 & -0.0163 \\ 0 & 0 & 1.6147 & -0.0119 & 0.0170 & -0.0885 & 0.0006 \\ 0.0022 & -0.0022 & 0 & -0.0001 & 0.0001 & 0 & -0.1419 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 5.022e-5 \end{bmatrix}$$

$$C = [0 \ 0 \ 0 \ 0 \ 0 \ 0 \ 1]$$

$$D = [0]$$

323 ทฤษฎีตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ

พิจารณาระบบ

$$\dot{x} = f(x, u) \quad (26)$$

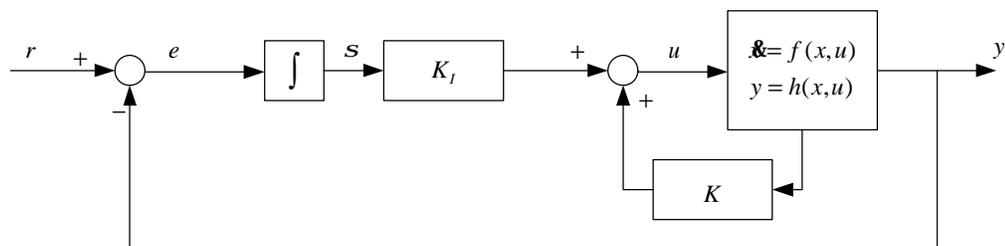
$$y = h(x, u) \quad (27)$$

เมื่อ $x \in R^n$ คือ สถานะ (state), $u \in R^p$ คือ control input, $y \in R^p$ คือ controlled output, ฟังก์ชัน f, h หาอนุพันธ์ได้อย่างต่อเนื่องใน (x, u) ในโดเมน $D_x \times D_u \subset R^n \times R^p$ ให้ $r \in D_r \subset R^p$ เป็นค่าอ้างอิงคงที่

เราต้องการออกแบบตัวควบคุมแบบป้อนกลับซึ่ง

$$y(t) \rightarrow r \text{ as } t \rightarrow \infty$$

กำหนดให้ $e = r - y$



ภาพที่ 18 การควบคุมชนิดพีไอ

จากภาพที่ 18 กำหนดให้

$$u = Kx + K_I s \quad (28)$$

โดย K, K_I คือ อัตราการขยายการป้อนกลับ และ อัตราการขยายไอ ตามลำดับ จากนั้นกำหนดให้

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} x \\ s \end{pmatrix}$$

ซึ่งสามารถเขียนในรูปของระบบวงปิด

$$\dot{\mathbf{x}} = \begin{pmatrix} \dot{x} \\ \dot{s} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} f(x, Kx + K_r s) \\ r - h(x) \end{pmatrix} \quad (29)$$

$$y = h(x) \quad (30)$$

ทำ **linearization** ของระบบวงปิดจะได้

$$d\dot{\mathbf{x}} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f(x,u)}{\partial x} & \frac{\partial f(x,u)}{\partial s} \\ \frac{\partial(r-h(x))}{\partial x} & \frac{\partial(r-h(x))}{\partial s} \end{bmatrix}_{x_{ss}, u_{ss}} dx + \begin{bmatrix} \frac{\partial f(x,u)}{\partial r} \\ \frac{\partial(r-h(x))}{\partial r} \end{bmatrix}_{x_{ss}, u_{ss}} dr \quad (31)$$

เมื่อ

$$\begin{aligned} \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} &= \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \cdot \frac{dx}{dx} + \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \cdot \frac{\partial u}{\partial x} \\ &= A + BK \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial s} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} &= \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial s} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \cdot \frac{ds}{ds} + \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \cdot \frac{\partial u}{\partial s} \\ &= BK_r \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \left. \frac{\partial(r-h(x))}{\partial x} \right|_{x_{ss}} &= - \left. \frac{\partial h(x)}{\partial x} \right|_{x_{ss}} \\ &= -C \end{aligned}$$

$$\left. \frac{\partial(r-h(x))}{\partial s} \right|_{x_{ss}} = 0$$

$$\begin{aligned} \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial r} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} &= \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial r} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \cdot \frac{dr}{dr} + \left. \frac{\partial f(x,u)}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \cdot \frac{\partial u}{\partial r} \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\left. \frac{\partial(r-h(x))}{\partial r} \right|_{x_{ss}} = 1$$

แทนค่าต่างๆ ลงในสมการที่ (31)

$$\begin{bmatrix} d\mathbf{x} \\ ds \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A+BK & BK_I \\ -C & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dx \\ ds \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} dr \quad (32)$$

$$d\mathbf{x} = \begin{bmatrix} A & 0 \\ -C & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} B \\ 0 \end{bmatrix} [K \quad K_I] dx + \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} dr \quad (33)$$

$$d\mathbf{x} = [A+BK] dx + \bar{B} dr \quad (34)$$

$$d\mathbf{x} = \bar{A} dx + \bar{B} dr \quad (35)$$

จากนั้นหาค่า K ที่ทำให้ $[A+BK]$ มีเสถียรภาพ

เราสามารถกำหนดตำแหน่ง **pole** (ค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ $[A+BK]$) ที่เราต้องการได้ทุกตัวตามตำแหน่งที่ต้องการ เมื่อระบบมีคุณสมบัติเป็น **completely controllable**

เราสามารถกำหนดตำแหน่ง **pole** (ค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ $[A+BK]$) ที่เราต้องการได้ทุกตัวให้อยู่ทางซ้ายมือของ **s-plane** เมื่อระบบมีคุณสมบัติเป็น **stabilizable**

ซึ่งคุณสมบัติต่างๆ ของระบบจะกล่าวถึงในหัวข้อถัดไป

3.2.4 คุณสมบัติต่างๆ ของระบบที่เกี่ยวข้องกับตัวควบคุมป้อนกลับสถานะ

แบบไอ

จากสมการสถานะ

$$\begin{aligned} \dot{x} &= Ax + Bdu \\ y &= Cx + Ddu \end{aligned} \quad (36)$$

ทฤษฎีบท 1

จากสมการที่ (36) ระบบเป็น **stabilizable** ก็ต่อเมื่อ **rank** ของ $[I - A \mid B]$ เท่ากับ n (มิติของ A) ทุกค่า I (ค่าลักษณะเฉพาะ (eigenvalue) ของ A) ซึ่งส่วนจริงของ I มากกว่าหรือเท่ากับศูนย์

ทฤษฎีบท 2

สมการที่ (36) เป็น **completely controllable** ก็ต่อเมื่อ **rank** ของ $[B \ AB \ \dots \ A^{n-1}B]$ เท่ากับ n (มิติของ A)

ทฤษฎีบท 3

จากสมการที่ (36) ระบบเป็น **completely controllable** ก็ต่อเมื่อ **rank** ของ $[I - A \mid B]$ เท่ากับ n (มิติของ A) ทุกค่า I (ค่าลักษณะเฉพาะ (eigenvalue) ของ A)

ทฤษฎีบท 4

(A, B) เป็น **controllable (stabilizable)** และ

$$\text{rank} \begin{bmatrix} A & B \\ C & 0 \end{bmatrix} = n + p$$

แล้ว (A, B) เป็น **controllable (stabilizable)**

3.25 คุณสมบัติต่างๆ ของระบบที่เกี่ยวข้องกับตัวควบคุมป้อนกลับสถานะแบบไอ ของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

จากแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ตามสมการที่ (24) - (25) เราตรวจสอบคุณสมบัติของระบบพบว่าระบบของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมีคุณสมบัติ ดังนี้

ระบบของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมีคุณสมบัติ **stabilizable** ตามทฤษฎีบท 1

ระบบของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมีไม่คุณสมบัติ **controllable (uncontrollable)** เนื่องจากทฤษฎีบท 2 $\text{rank} [B \ AB \ \mathbf{L} \ A^{n-1}B]$ เท่ากับ 6

นอกจากนี้ระบบของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมีคุณสมบัติเป็นไปตามทฤษฎีบท 4 เมื่อ $\text{rank} \begin{bmatrix} A & B \\ C & 0 \end{bmatrix} = 8$

ดังนั้นเราจึงสามารถออกแบบ K เพื่อย้าย **pole** ของระบบปิดได้เพียงบางตัวเท่านั้น

3.26 การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ออกแบบโดยการวัดความเข้มข้นของไบโอดีเซลเป็น **output** ($y = x_4$) และออกแบบค่า K_p , K_I เพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซลในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ **2.29 mol/l** โดยมีการออกแบบ ดังนี้

จากทฤษฎีตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และคุณสมบัติต่างๆ ของระบบที่เกี่ยวข้องกับตัวควบคุมป้อนกลับสถานะ-ไอ ของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล เรา

สามารถวาง **pole** ของระบบปิดในตำแหน่งต่างๆ ได้บางตำแหน่ง และคำนวณหาค่า $K = [K \quad K_I]$ ได้

เราทดลองวาง **pole** ของระบบปิดในตำแหน่งต่างๆ 5 ตำแหน่ง และคำนวณหาค่า K ดังตารางที่ 3 และดูผลตอบสนองที่ได้เพื่อเลือกค่า K เป็นค่าที่ออกแบบได้ไปใช้ในการทดลอง

ตารางที่ 3 ค่า K ที่ได้จากการวาง **pole** ของระบบปิดในตำแหน่งต่างๆ

pole ของระบบปิด	$K = [K \quad K_I]$	Settling time (min)
$\begin{bmatrix} -17.2109 \\ -1.3787 \\ -0.4620 \\ -0.0710+0.7731i \\ -0.0710-0.7731i \\ -0.0500 \\ -0.0500+1e-19i \\ -0.0500-1e-19i \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 925630 \\ 588230 \\ 251270 \\ 107590 \\ -229270 \\ -85550 \\ 0 \\ 12030 \end{bmatrix}^T$	93.11
$\begin{bmatrix} -4.3 \\ -17.2109 \\ -1.3787 \\ -0.4620 \\ -0.1419 \\ -0.0500 \\ -0.0500+1e-19i \\ -0.0500-1e-19i \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 604600 \\ 385160 \\ 164690 \\ 70410 \\ -149990 \\ -55940 \\ -85620 \\ 12180 \end{bmatrix}^T$	1951

ตารางที่ 3(ต่อ)

pole ของระบบปิด	K	Settling time (min)
$\begin{bmatrix} -0.1 \\ -17.2109 \\ -1.3787 \\ -0.4620 \\ -6 \\ -0.0500 \\ -0.0500+1e-19i \\ -0.0500-1e-19i \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 460630 \\ 294020 \\ 125830 \\ 53730 \\ -114420 \\ -42660 \\ -118640 \\ 11980 \end{bmatrix}^T$	2736
$\begin{bmatrix} [-17.2109 \\ -1.3787 \\ -0.4620 \\ -0.5+0.7731i \\ -0.5-0.7731i \\ -0.0500 \\ -0.0500+1e-19i \\ -0.0500-1e-19i] \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 1238300 \\ 787200 \\ 336300 \\ 144000 \\ -306800 \\ -114500 \\ -17100 \\ 16900 \end{bmatrix}^T$	ไม่สามารถคำนวณได้
$\begin{bmatrix} -8 \\ -17.2109 \\ -1.3787 \\ -0.4620 \\ -0.1419 \\ -0.0500 \\ -0.0500+1e-19i \\ -0.0500-1e-19i \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 1130800 \\ 720600 \\ 308200 \\ 131700 \\ -280600 \\ -104600 \\ -159300 \\ 22700 \end{bmatrix}^T$	ไม่สามารถคำนวณได้

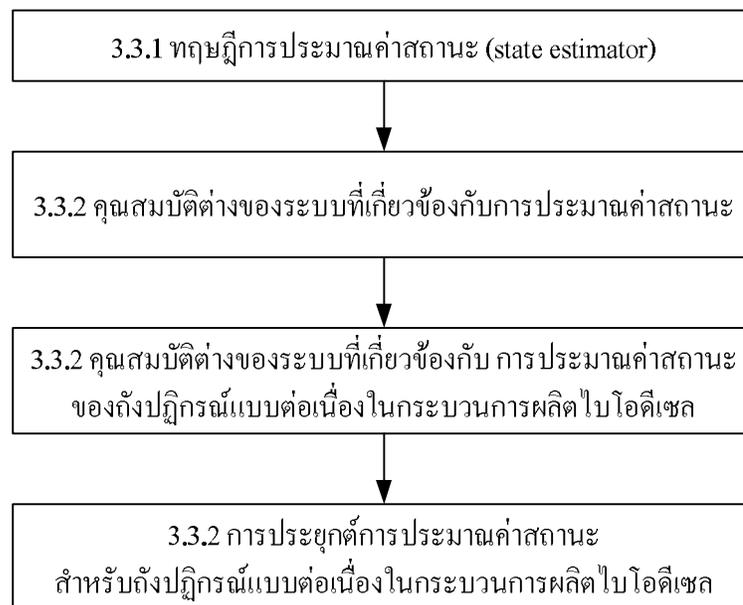
จาก **Settling time** ของความเข้มข้นของไบโอดีเซลในถังปฏิกรณ์ พบว่าค่า $K = [925630 \ 588230 \ 251270 \ 107590 \ -229270 \ -85550 \ 0 \ 12030]$ ให้ผลตอบสนองที่ดีที่สุดเมื่อเทียบกับการทดลองอื่น ในด้านของ **transient response** และ **settling time** จึงเลือกค่า K นี้เป็นค่า K ที่ออกแบบได้ และแสดงในผลการทดลอง

หมายเหตุ บาง **Settling time** ไม่สามารถคำนวณได้ เนื่องจากหน่วยความจำสำรองไม่เพียงพอต่อการประมวลผล

3.3 การทดลองที่ 3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ

การทดลองที่ 3 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอจากการทดลองที่ 1 และการประมาณค่าสถานะ (state estimator) ที่ออกแบบได้ ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l

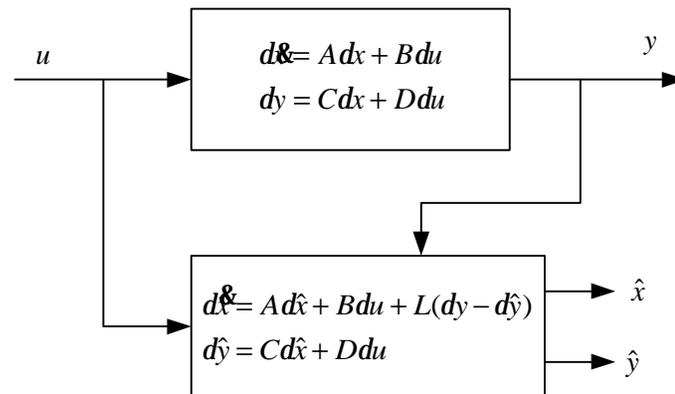
ดังนั้นในส่วนของวิธีการทดลองนี้ เราจะเน้นการออกแบบการประมาณค่าสถานะ เนื่องจากการควบคุมแบบพีไอได้กล่าวถึงในการทดลองที่ 1 ไปแล้ว โดยมีขั้นตอนดังนี้



ภาพที่ 19 แผนภาพวิธีการทดลองที่ 3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ

331 ทฤษฎีการประมาณค่าสถานะ (state estimator)

การประมาณค่าสถานะแบบเต็มมิติ (Full-dimensional state estimator)



ภาพที่ 20 การประมาณค่าสถานะ (state estimator)

จากสมการสถานะ

$$\begin{aligned} \dot{x} &= Ax + Bdu \\ y &= Cx + Ddu \end{aligned} \quad (37)$$

และสมการประมาณค่าสถานะ (state estimator)

$$\begin{aligned} \dot{\hat{x}} &= A\hat{x} + Bdu + L(dy - d\hat{y}) \\ d\hat{y} &= C\hat{x} + Ddu \end{aligned} \quad (38)$$

ต้องการหาการประมาณค่าสถานะซึ่ง

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \|dx(t) - d\hat{x}(t)\| = 0$$

$d\hat{x}(t) \equiv dx(t)$ เมื่อเวลา t มีค่ามาก

กำหนดให้ $d\tilde{x} = dx - d\hat{x}$

$$d\tilde{x} = dx - d\hat{x}$$

$$d\tilde{x} = (A dx + B du) - (A d\hat{x} + B du + L(C dx + D du - C d\hat{x} - D du))$$

$$d\tilde{x} = (A - LC)d\tilde{x}$$

เพราะฉะนั้น $\lim_{t \rightarrow \infty} \|dx(t) - d\hat{x}(t)\| = 0$ ก็ต่อเมื่อค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ $(A - LC)$ อยู่บนระนาบเปิดซ้ายมือ (**open left-half plane**)

เราสามารถกำหนดตำแหน่ง **pole** ของการประมาณค่าสถานะ (ค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ $(A - LC)$) ที่เราต้องการได้ทุกตัวตามตำแหน่งที่ต้องการ เมื่อระบบมีคุณสมบัติเป็น **completely observable**

เราสามารถกำหนดตำแหน่ง **pole** ของการประมาณค่าสถานะ (ค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ $(A - LC)$) ที่เราต้องการได้ทุกตัวให้อยู่ทางซ้ายมือของ **s-plane** เมื่อระบบมีคุณสมบัติเป็น **detectable**

ซึ่งคุณสมบัติต่างๆ ของระบบจะกล่าวถึงในหัวข้อถัดไป

3.3.2 คุณสมบัติต่างของระบบที่เกี่ยวข้องกับการประมาณค่าสถานะ

ทฤษฎีบท 5

สมการที่ (37) เป็น **completely observable** ก็ต่อเมื่อ **rank** ของ $[C \quad CA \quad L \quad CA^{n-1}]^T$ เท่ากับ n (มิติของ A)

ทฤษฎีบท 6

ถ้าสมการที่ (37) เป็น **observable** สถานะ (**state**) ของมันสามารถถูกประมาณค่าโดยการใช้สมการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**)

$$\dot{\tilde{x}} = (A - LC)\tilde{x} + Ly + Bu$$

ด้วยค่าผิดพลาด (**error**) $\tilde{x} = x - \hat{x}$ ครอบคลุมโดย

$$\dot{\tilde{x}} = (A - LC)\tilde{x}$$

และค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ $(A - LC)$ สามารถถูกกำหนดได้ตามใจ โดยมีข้อแม้ว่าค่าลักษณะเฉพาะสังยุคเชิงซ้อน (**complex conjugate eigenvalue**) ปรากฏเป็นคู่

บทนิยาม 1

จากสมการที่ (26) ถูกเรียกว่า **detectable** ถ้ามีบางค่า L ซึ่งค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ $(A - LC)$ อยู่บนระนาบเปิดซ้ายมือ (**open left-half plane**)

ทฤษฎีบท 7

จากสมการที่ (26) ระบบเป็น **detectable** ก็ต่อเมื่อ **rank** ของ $\begin{bmatrix} I I - A \\ --- \\ C \end{bmatrix}$ เท่ากับ n (มิติของ A) ทุกค่า I (ค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ A) ซึ่งส่วนจริงของ I มากกว่าหรือเท่ากับ ศูนย์

Separation principle

การออกแบบกฎการควบคุมแบบป้อนกลับ (**feedback control law**) สามารถแยกเป็นอิสระจากการออกแบบการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**)

โดยทั่วไปค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของการควบคุมแบบป้อนกลับ (**feedback control law**) ถูกวางให้ห่างประมาณ 4 เท่าจากค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) จากแกนเชิงซ้อน

332 คุณสมบัติต่างของระบบที่เกี่ยวข้องกับการประมาณค่าสถานะของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

จากแบบจำลองพลวัตของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ตามสมการที่ (24) - (25) เราตรวจสอบคุณสมบัติของระบบพบว่าระบบของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมีคุณสมบัติ ดังนี้

ระบบของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมีไม่คุณสมบัติ **observable (unobservable)** เนื่องจากทฤษฎีบท 5 rank ของ $[C \ CA \ L \ CA^{-1}]^T$ เท่ากับ 6

ระบบของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมีคุณสมบัติ **detectable** ตามทฤษฎีบท 7

ดังนั้นเราจึงสามารถออกแบบ L เพื่อประมาณค่าสถานะต่างๆ ในถึงปฏิกรณ์ได้

334 การประยุกต์การประมาณค่าสถานะสำหรับถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

การประยุกต์ใช้การประมาณค่าสถานะ โดยการวัดอุณหภูมิในถึงปฏิกรณ์เป็น **output** ($y = x_7$) และออกแบบค่า L เพื่อประมาณค่าความเข้มข้นของไบโอดีเซลในถึงปฏิกรณ์ (x_4)

ทฤษฎีการประมาณค่าสถานะ และคุณสมบัติต่างของระบบที่เกี่ยวข้องกับการประมาณค่าสถานะของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลเราสามารถวาง **pole** ของการประมาณค่าสถานะในตำแหน่งต่างๆ ได้บางตำแหน่ง และคำนวณหาค่า L ได้

เราทดลองวาง **pole** การประมาณค่าสถานะในตำแหน่งต่างๆ 5 ตำแหน่ง และคำนวณหาค่า L ดังตารางที่ 4 และดูผลตอบสนองที่ได้ (เมื่อใช้ร่วมกับตัวควบคุมแบบพีไอ) เพื่อเลือกค่า L เป็นค่าที่ออกแบบได้ไปใช้ในการทดลอง

ตารางที่ 4 ค่า L ที่ได้จากการวาง **pole** ในตำแหน่งต่างๆ

Pole ของการประมาณค่า สถานะ	L	Settling time (min)
$\begin{bmatrix} -17.2109 \\ -1.3788 \\ -0.4620 \\ -0.1319 \\ -0.0500 \\ -0.0500 \\ -0.0500 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} -0.0100 \\ -0.0100 \\ -0.0100 \\ -0.0100 \\ -0.0100 \\ -0.0100 \\ -0.0100 \end{bmatrix}$	99.93
$\begin{bmatrix} -17.2109 \\ -1.3787 \\ -0.4620 \\ -0.1429 \\ -0.0500 \\ -0.0500 \\ -0.0500 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.001 \\ 0.001 \\ 0.001 \\ 0.001 \\ 0.001 \\ 0.001 \\ 0.001 \end{bmatrix}$	311
$\begin{bmatrix} -68.8436 \\ -5.5148 \\ -1.8480 \\ -0.5676 \\ -0.2000 \\ -0.2000 \\ -0.2000 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0.0001e+17 \\ -5.0285e+17 \\ 5.0271e+17 \end{bmatrix}$	ไม่สามารถคำนวณได้
$\begin{bmatrix} -103.2654 \\ -8.2722 \\ -2.7720 \\ -0.8514 \\ -0.3000 \\ -0.3000 \\ -0.3000 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ -1.2318e+19 \\ 1.2315e+19 \end{bmatrix}$	ไม่สามารถคำนวณได้

ตารางที่ 4(ต่อ)

Pole ของการประมาณค่าสถานะ	L	Settling time (min)
$\begin{bmatrix} -172.1090 \\ -13.7870 \\ -4.6200 \\ -1.4190 \\ -0.5000 \\ -0.5000 \\ -0.5000 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0.0001e+20 \\ -5.7383e+20 \\ 5.7367e+20 \end{bmatrix}$	ไม่สามารถคำนวณได้

จาก **Settling time** ของความเข้มข้นของไบโอดีเซลในถังปฏิกรณ์ พบว่าค่า $L = [-0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01]^T$ ให้ผลตอบสนองที่ดีที่สุดเมื่อเทียบกับการทดลองอื่น ในด้านของ **transient response** และ **settling time** จึงเลือกค่า L นี้เป็นค่า L ที่ออกแบบได้ และแสดงในผลการทดลอง นอกจากนี้ยังใช้ค่า L ดังกล่าวในการทดลองอื่นๆ ด้วย

หมายเหตุ บาง **Settling time** ไม่สามารถคำนวณได้ เนื่องจากหน่วยความจำสำรองไม่เพียงพอต่อการประมวลผล

3.4 การทดลองที่ 4 ควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ

การทดลองที่ 4 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ จากการทดลองที่ 2 และการประมาณค่าสถานะ (state estimator) ที่ออกแบบได้ จากการทดลองที่ 3 ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l

35 การทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization

การทดลองที่ 5 ใช้ตัวควบคุมแบบพีดี และ Feedback Linearization ที่ออกแบบได้ ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยมีขั้นตอนดังนี้



ภาพที่ 21 แผนภาพวิธีการทดลองที่ 3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ

3.5.1 ทฤษฎีตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization

เราพิจารณาระบบไม่เชิงเส้น (nonlinear system) ของแบบ

$$\dot{x} = f(x) + G(x)u$$

$$y = h(x)$$

และตั้งคำถามของการมีการควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ (state feedback control)

$$u = a(x) + b(x)v$$

และการเปลี่ยนตัวแปร

$$z = T(x)$$

ซึ่งแปลงระบบไม่เชิงเส้น (**nonlinear system**) เป็นระบบเชิงเส้นสมมูล (**equivalent linear system**)

บทนิยาม 2

ระบบไม่เชิงเส้น (**nonlinear system**)

$$\dot{x} = f(x) + G(x)u \quad (39)$$

เมื่อ $f : D \rightarrow R^n$ และ $G : D \rightarrow R^{n \times p}$ เป็น **sufficiently smooth** บนโดเมน $D \subset R^n$, ถูกเรียกเป็น **feedback linear** (หรือ **input-state linearizable**) ถ้ามี **diffeomorphism** $T : D \rightarrow R^n$ เช่น $D_z = T(D)$ มีต้นกำเนิด และการเปลี่ยนตัวแปร $z = T(x)$ แปลงระบบ (28) ให้อยู่ในรูปแบบ

$$\dot{z} = Az + Bg(x)[u - a(x)] \quad (40)$$

(A, B) **controllable** และ $g(x)$ **nonsingular** สำหรับทุกๆ $x \in D$

Input-Output Linearization

พิจารณาระบบ **single input single output**

$$\dot{x} = f(x) + g(x)u \quad (41)$$

$$y = h(x) \quad (42)$$

เมื่อ f , g , และ h เป็น **sufficiently smooth** ในโดเมน $D \subset R^n$ การส่ง $f : D \rightarrow R^n$ และ $g : D \rightarrow R^n$ ถูกเรียกว่า **เวกเตอร์ฟิลด์ (vector field)** บน D อนุพันธ์ \dot{x} ถูกกำหนดโดย

$$\dot{x} = \frac{\partial h}{\partial x} [f(x) + g(x)u] \stackrel{def}{=} L_f h(x) + L_g h(x)u$$

เมื่อ

$$L_f h(x) = \frac{\partial h}{\partial x} f(x)$$

ถูกเรียกว่า **Lie derivative** ของ h ตาม f สิ่งนี้เป็นข้อสังเกตปกติของอนุพันธ์ของ h ตามแนววิถีของระบบ $\dot{x} = f(x)$ ข้อสังเกตใหม่คือความสะดวกเมื่อเราทำการคำนวณอนุพันธ์ตาม เวกเตอร์ฟิลด์ (**vector field**) เดียวกันหรือเวกเตอร์ฟิลด์ (**vector field**) ใหม่ซ้ำ สำหรับตัวอย่าง ดังต่อไปนี้

$$\begin{aligned}L_g L_f h(x) &= \frac{\partial(L_f h)}{\partial x} g(x) \\L_f^2 h(x) &= L_f L_f h(x) = \frac{\partial(L_f h)}{\partial x} f(x) \\L_f^k h(x) &= L_f L_f^{k-1} h(x) = \frac{\partial(L_f^{k-1} h)}{\partial x} f(x) \\L_f^0 h(x) &= h(x)\end{aligned}$$

ถ้า $L_g h(x) = 0$ แล้ว $\dot{x} = L_f h(x)$, เป็นอิสระจาก u ถ้าเราคำนวณต่อในอนุพันธ์ครั้งที่สองของ y , สัญลักษณ์คือ $y^{(2)}$, เราจะได้

$$y^{(2)} = \frac{\partial(L_f h)}{\partial x} [f(x) + g(x)u] = L_f^2 h(x) + L_g L_f h(x)u$$

อีกครั้งหนึ่ง ถ้า $L_g L_f h(x) = 0$ แล้ว $y^{(2)} = L_f^2 h(x)$ เป็นอิสระจาก u ทำกระบวนการนี้ซ้ำอีกครั้ง เราเห็นว่าถ้า $h(x)$ สอดคล้องกับ

$$L_g L_f^{i-1} h(x) = 0, \quad i = 1, 2, \dots, r-1; \quad L_g L_f^{r-1} h(x) \neq 0$$

แล้ว u ไม่ปรากฏในสมการของ $y, \dot{y}, \dots, y^{(r-1)}$ และ ปรากฏในสมการของ $y^{(r)}$ ด้วยสัมประสิทธิ์ซึ่งไม่เท่ากับศูนย์

$$y^{(r)} = L_f^r h(x) + L_g L_f^{r-1} h(x)u$$

สมการก่อนหน้าแสดงชัดเจนว่าระบบเป็น **input-output linearizable** เพราะการควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ (**state feedback control**)

$$u = \frac{1}{L_g L_f^{r-1} h(x)} [-L_f^r h(x) + v]$$

ลดรูป **input-output map** เป็น

$$y^{(r)} = v$$

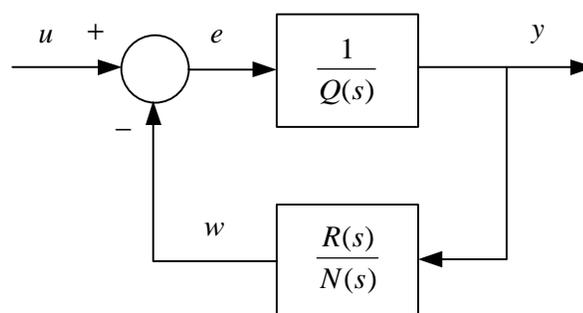
ซึ่งเป็นลูกโซ่ของ r ปริพันธ์ ในกรณีนี้ จำนวนเต็ม r ถูกเรียกว่า **relative degree** ของระบบ ตามบทนิยามต่อไปนี้

บทนิยาม 3

ระบบไม่เชิงเส้นตามสมการที่ (41) - (42) ถูกเรียกว่ามี **relative degree** r , $1 \leq r \leq n$, ในบริเวณของ $D_0 \subset D$ ถ้า

$$L_g L_f^{i-1} h(x) = 0, \quad i = 1, 2, \dots, r-1; \quad L_g L_f^{r-1} h(x) \neq 0 \quad (42)$$

สำหรับทุกๆ ค่า $x \in D_0$



ภาพที่ 22 ตัวอย่างการป้อนกลับของ $H(s)$

การควบคุมของระบบด้วยวิธี **input-output linearization** เราเริ่มด้วยระบบเชิงเส้น (**linear system**) ของ **transfer function**

$$H(s) = \frac{b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_0}{s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_0}$$

เมื่อ $m < n$ และ $b_m \neq 0$ **transfer function** $H(s)$ สามารถถูกเขียนเป็น

$$H(s) = \frac{N(s)}{D(s)}$$

เมื่อ $\deg D = n$ และ $\deg N = m < n$ **relative degree** $r = n - m$ โดย **Euclidean division** เราสามารถเขียน $D(s)$ เป็น

$$D(s) = Q(s)N(s) + R(s)$$

เมื่อ $Q(s)$ และ $R(s)$ เป็นพหุนามผลหาร และพหุนามเศษเหลือ ตามลำดับ จากกฎ **Euclidean division** เราทราบว่า

$$\deg Q = n - m = r, \quad \deg R < m$$

และสัมประสิทธิ์ตัวนำ (**leading coefficient**) ของ $Q(s)$ เป็น $1/b_m$ ด้วยการแทนของ $D(s)$ นี้เราสามารถเขียน $H(s)$ เป็น

$$H(s) = \frac{N(s)}{Q(s)N(s) + R(s)} = \frac{\frac{1}{Q(s)}}{1 + \frac{1}{Q(s)} \frac{R(s)}{N(s)}}$$

ดังนั้น $H(s)$ สามารถถูกแทนเป็นการเชื่อมโยงป้อนกลับลบ (**negative feedback connection**) ด้วย $1/Q(s)$ ใน **forward path** และ $R(s)/N(s)$ ใน **feedback path** (ดู ภาพที่ 22) **transfer function** $1/Q(s)$ อันดับ r ไม่มี **zero** และสามารถถูกทำให้เป็นจริงโดย เวกเตอร์สถานะ (**vector state**)

$$x = [y, \quad \mathbf{K}, \quad y^{(r-1)}]^T$$

ได้แบบจำลองสถานะ (**state model**)

$$\begin{aligned}\dot{\mathbf{x}} &= (A_c + B_c I^T) \mathbf{x} + B_c b_m e \\ y &= C_c \mathbf{x}\end{aligned}$$

เมื่อ (A_c, B_c, C_c) เป็นแบบบัญญัติ (**canonical form**) การแทนของลูกโซ่ของ r ปริพันธ์ นั้นคือ

$$A_c = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & \mathbf{L} & 0 \\ 0 & 0 & 1 & \mathbf{L} & 0 \\ \mathbf{M} & & & & \\ \mathbf{M} & & & 0 & 1 \\ 0 & \mathbf{L} & \mathbf{L} & 0 & 0 \end{bmatrix}, \quad B_c = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \mathbf{M} \\ 0 \\ 1 \end{bmatrix}, \quad C_c = [1 \quad 0 \quad \mathbf{L} \quad 0 \quad 0] \quad (44)$$

และ $I \in R^r$ ให้ (A_0, B_0, C_0) เป็น **minimal realization** ของ **transfer function** $R(s)/N(s)$ นั้นคือ

$$\begin{aligned}\dot{h} &= A_0 h + B_0 y \\ w &= C_0 h\end{aligned}$$

ค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ A_0 เป็น **zero** ของพหุนาม $N(s)$ ซึ่งเป็น **zero** ของ **transfer function** $H(s)$ จาก การเชื่อมโยงป้อนกลับ (**feedback connection**) เราเห็นว่า $H(s)$ สามารถถูกทำให้เป็นจริงโดยแบบจำลองสถานะ (**state model**)

$$\dot{h} = A_0 h + B_0 C_c \mathbf{x} \quad (45)$$

$$\dot{\mathbf{x}} = A_c \mathbf{x} + B_c (I^T \mathbf{x} - b_m C_0 h + b_m u) \quad (46)$$

$$y = C_c \mathbf{x} \quad (47)$$

การใช้โครงสร้างพิเศษของ (A_c, B_c, C_c) มันเป็นการพิสูจน์โดยตรง

$$y^{(r)} = I^T \mathbf{x} - b_m C_0 h + b_m u$$

(**input-output linearization**) การควบคุมป้อนกลับสถานะ (**state feedback control**)

$$u = \frac{1}{b_m} [-I^T x + b_m C_0 h + v]$$

ผลลัพธ์ในระบบ

$$\dot{h} = A_0 h + B_0 C_c x$$

$$\dot{x} = A_c x + B_c v$$

$$y = C_c x$$

ซึ่งการส่ง **input-output** เป็นลูกโซ่ของ r ปริพันธ์ และซึ่งเวกเตอร์ย่อย (**subvector**) สถานะ h เป็นรูปแบบไม่สามารถสังเกตได้ (**unobservable from**) **output** y สมมติว่าเราต้องการทำ **output** ให้มีเสถียรภาพที่จุดอ้างอิงคงตัว r ต้องการความเสถียรภาพ x ที่ $x^* = (r, 0, \mathbf{K}, 0)^T$ การเลื่อนจุดสมดุล (**equilibrium point**) เริ่มต้นกำเนิด (**original**) โดยการเปลี่ยนตัวแปร $V = x - x^*$ ลดปัญหาเรื่องเสถียรภาพสำหรับ $\dot{V} = A_c V + B_c v$ การนำ $v = -KV = -K(x - x^*)$ เมื่อ $A_c - B_c K$ เป็น **hurwitz** การออกแบบที่สมบูรณ์ของกฎการควบคุม (**control law**) เป็น

$$u = \frac{1}{b_m} [-I^T x + b_m C_0 h - K(x - x^*)]$$

ระบบปิด (**closed-loop system**) ที่สอดคล้องกันถูกให้เป็น

$$\dot{h} = A_0 h + B_0 C_c (x^* + V)$$

$$\dot{V} = (A_c - B_c K)V$$

เพราะ $A_c - B_c K$ เป็น **hurwitz** สำหรับสถานะเริ่มต้น (**initial state**) $V(0)$ เรามี $V(t) \rightarrow 0$ ที่ $t \rightarrow \infty$ เพราะฉะนั้น $y(t) \rightarrow r$ ที่ $t \rightarrow \infty$ h เป็นอย่างไร สมการที่ (34) ถูกขับโดย $y = C_c x$ เป็น **input** เพื่อรับรองว่า $h(t)$ จะถูกจำกัดรูปลักษณ์ของ $y(t)$ ที่เป็นไปได้ทั้งหมด และสถานะเริ่มต้น (**initial state**) ที่เป็นไปได้ทั้งหมด $h(0)$ เราจำเป็นต้องกำหนด A_0 ให้เป็น **hurwitz** ทำนองเดียวกัน **zero** ของ $H(s)$ จำเป็นต้องอยู่บนระนาบเปิดซ้ายมือ (**open left-half plane**) **transfer function** ซึ่งมี **zero** ทั้งหมดในระนาบเปิดซ้ายมือ (**open left-half plane**) ถูกเรียกว่า **minimum phase** จากมุมมอง **pole placement** (การควบคุมป้อนกลับสถานะ (**state feedback control**)) เราออกแบบโดย **input-**

output linearization กำหนดค่าลักษณะเฉพาะวงปิด (**closed-loop eigenvalue**) เป็นสองกลุ่มคือ ค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) r ถูกกำหนดในระนาบเปิดซ้ายมือ (**open left-half plane**) เป็นค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) ของ $A_c - B_c K$ และค่าลักษณะเฉพาะ (**eigenvalue**) $n - r$ ถูกกำหนดที่ **open-loop zero**

งานต่อไปของเราเป็นการพัฒนาการควบคุมแบบไม่เชิงเส้น (**nonlinear control**) ของ (45) - (47) สำหรับระบบไม่เชิงเส้น (**nonlinear system**) (41) - (42) เมื่อมันมี **relative degree** r ตัวแปร x ถูกจัดเช่นเดียวกับในกรณีเชิงเส้น (**linear**) ดังนั้นการส่ง **input-output** จะยังคงเป็นเป็นลูกโซ่ของ r ปริพันธ์ เราชอบที่จะเลือกตัวแปร h เพื่อเสนอแบบไม่เชิงเส้น (**nonlinear version**) ของ (45) ประเด็นหลักของ (45) คือการไม่มีอยู่ของ **control input** u การเปลี่ยนตัวแปรซึ่งจะแปลง (41) - (42) สู่แบบไม่เชิงเส้น (**nonlinear version**) ของ (45) - (47) สามารถถูกจัดเป็น

$$z = T(x) = \begin{bmatrix} f_1(x) \\ \mathbf{M} \\ f_{n-r}(x) \\ \text{---} \\ h(x) \\ \mathbf{M} \\ L_f^{r-1} \end{bmatrix} \stackrel{\text{def}}{=} \begin{bmatrix} f(x) \\ \text{---} \\ y(x) \end{bmatrix} \stackrel{\text{def}}{=} \begin{bmatrix} h \\ \text{---} \\ x \end{bmatrix} \quad (48)$$

เมื่อ f_1 ถึง f_{n-r} ถูกเลือก เช่น $T(x)$ เป็น **diffeomorphism** บนโดเมน $D_0 \subset D$ และ

$$\frac{\partial f_i}{\partial x} g(x) = 0, \quad \text{for } 1 \leq i \leq n - r, \quad \forall x \in D_0 \quad (49)$$

ทฤษฎีบทถัดไปแสดงว่า f_1 ถึง f_{n-r} มีอยู่อย่างน้อยเฉพาะแห่ง (**locally**)

ทฤษฎีบท 8

พิจารณาระบบตามสมการที่ (41) - (42) และ สมมติให้ **relative degree** $r \leq n$ ใน D ถ้า $r = n$, แล้วสำหรับทุกๆ ค่า $x_0 \in D$ รอบๆ N ของ x_0 มีอยู่ซึ่งการส่ง

$$T(x) = \begin{bmatrix} h(x) \\ L_f h(x) \\ \mathbf{M} \\ L_f^{n-1} h(x) \end{bmatrix}$$

จำกัดวง N , เป็น **diffeomorphism** บน N ถ้า $r < n$ แล้ว สำหรับทุกๆ ค่า $x_0 \in D$ รอบๆ N ของ x_0 และ ฟังก์ชันราบเรียบ (**smooth function**) $f_1(x), \dots, f_{n-r}(x)$ มีอยู่ซึ่งตามสมการที่ (39) ถูกทำให้สอดคล้อง สำหรับทุกๆ ค่า $x \in N$ และการส่ง $T(x)$ ของ (13.4) ตาม N , เป็น **diffeomorphism** บน N

เงื่อนไขตามสมการที่ (39) แนใจได้ว่าเมื่อเรากำหนด

$$\mathcal{H} = \frac{\partial f}{\partial x} [f(x) + g(x)u]$$

พจน์ u ถูกตัดไป ขณะนี้มันง่ายที่จะพิสูจน์ว่า การเปลี่ยนตัวแปรจากสมการที่ (48) เป็นสมการที่ (41) - (42) ในรูป

$$\mathcal{H} = f_0(h, x) \tag{50}$$

$$\dot{x} = A_c x + B_c g(x)[u - a(x)] \tag{51}$$

$$y = C_c x \tag{52}$$

เมื่อ $x \in R^r$, $h \in R^{n-r}$, (A_c, B_c, C_c) เป็นแบบบัญญัติ (**canonical form**) การแทนของลูกโซ่ของ r ปริพันธ์

$$f_0(h, x) = \frac{\partial f}{\partial x} f(x) \Big|_{x=T^{-1}(z)} \tag{53}$$

$$g(x) = L_g L_f^{r-1} h(x) \text{ และ } a(x) = -\frac{L_f^r h(x)}{L_g L_f^{r-1} h(x)} \tag{54}$$

เราเก็บค่า a และ g ในสมการที่ (51) ถูกแสดงในพิกัดต้นกำเนิด (**original coordinate**) ฟังก์ชันนี้ ถูกกำหนดโดยสมการที่ (54) ในพจน์ของ f , g และ h มันไม่ขึ้นกับการเลือก f มันสามารถถูกแสดงในพิกัดใหม่โดยกำหนดให้

$$a_0(h, x) = a(T^{-1}(z)) \text{ และ } g_0(h, x) = g(T^{-1}(z))$$

ซึ่งแน่นอนว่ามันจะขึ้นกับการเลือก f ในกรณีนี้สมการที่ (41) สามารถถูกเขียนใหม่เป็น

$$\dot{x} = A_c x + B_c g_0(h, x)[u - a_0(h, x)]$$

ถ้า x^* เป็นจุดสมดุลวงเปิด (**open-loop equilibrium point**) ของสมการที่ (41) แล้ว (h^*, x^*) กำหนดโดย

$$h^* = f(x^*), \quad x^* = [h(x^*) \quad 0 \quad \mathbf{L} \quad 0]$$

เป็นจุดสมดุล (**equilibrium point**) ของสมการที่ (50) - (51) ถ้า y หายไปที่ $x = x^*$ นี้คือ $h(x^*) = 0$ เราสามารถแปลง x^* ไปที่จุดเริ่มต้น ($h = 0, x = 0$) โดยการเลือก $f(x)$ ซึ่ง $f(x^*) = 0$

สมการที่ (50) ถึงสมการที่ (52) ถูกเรียกว่า รูปแบบปกติ (**normal form**) รูปแบบนี้แยกระบบ ออกเป็น ส่วนนอก (**external part**) x และ ส่วนใน (**internal part**) h ส่วนนอก (**external part**) ถูกทำให้เป็นเชิงเส้น (**linearized**) โดยการควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ (**state feedback control**)

$$u = a(x) + b(x)v$$

เมื่อ $b(x) = g^{-1}(x)$ ขณะที่ส่วนใน (**internal part**) ถูกทำให้ไม่สามารถสังเกตได้ (**unobservable**) โดยการควบคุมเช่นเดียวกัน พลศาสตร์ภายในถูกอธิบายโดยสมการที่ (50) กำหนดให้ $x = 0$ ได้สมการ

$$\dot{h} = f_0(h, 0) \tag{55}$$

ซึ่งถูกเรียกว่า **zero dynamics** ระบบถูกเรียกว่า **minimum phase** ถ้าสมการที่ (44) เป็นจุดสมดุล (**equilibrium point**) ซึ่ง **asymptotically stable** ในโดเมนที่เราสนใจ ในทางปฏิบัติ ถ้า $T(x)$ ถูกเลือก เช่น จุดเริ่มต้น ($h = 0, x = 0$) เป็นจุดสมดุล (**equilibrium point**) ของสมการที่ (50) - (52) แล้ว ระบบถูกเรียกว่า **minimum phase** ถ้าจุดเริ่มต้นของ **zero dynamics** ตามสมการที่ (55) เป็น **asymptotically stable** มันมีประโยชน์ที่รู้ว่า **zero dynamics** สามารถถูกแสดงลักษณะเฉพาะในพิกัด ต้นกำเนิด (**original coordinate**) สังเกตว่า

$$y(t) \equiv 0 \Rightarrow x(t) \equiv 0 \Rightarrow u(t) \equiv a(x(t))$$

เราเห็นว่าถ้า **output** เป็น **0** ผลเฉลยของสมการสถานะ (**state equation**) จำเป็นต้องถูกจำกัดเป็นเซต

$$Z^* = \{x \in D_0 \mid h(x) = L_f h(x) = \mathbf{L} = L_f^{r-1} h(x) = 0\}$$

และ **input** เป็น

$$u = u^*(x) \stackrel{def}{=} a(x) \Big|_{x \in Z^*}$$

การเคลื่อนที่ซึ่งถูกจำกัดของระบบถูกอธิบายโดย

$$\dot{\mathbf{x}} = f^*(x) \stackrel{def}{=} [f(x) + g(x)a(x)] \Big|_{x \in Z^*}$$

ในกรณีพิเศษ $r = n$ รูปแบบปกติ (**normal form**) ตามสมการที่ (39) - (41) ลดรูปเหลือ

$$\dot{\mathbf{z}} = A_c \mathbf{z} + B_c g(x)[u - a(x)] \quad (56)$$

$$y = C_c \mathbf{z} \quad (57)$$

เมื่อ $z = \mathbf{x} = [h(x), \mathbf{L}, L_f^{n-1} h(x)]^T$ และตัวแปร h ไม่ปรากฏ ในกรณีนี้ระบบไม่มี **zero dynamics** โดยปกติแล้ว ระบบนี้ถูกเรียกว่า **minimum phase**

3.51 การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

จัดรูปแบบสมการที่ (12) ให้อยู่ในรูปแบบของสมการที่ (41) จะได้

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \\ \dot{x}_3 \\ \dot{x}_4 \\ \dot{x}_5 \\ \dot{x}_6 \\ \dot{x}_7 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} (q_{TG_i}[TG]_i - q_o x_1 + Vr_{TG})/V \\ (-q_o x_2 + Vr_{DG})/V \\ (-q_o x_3 + Vr_{MG})/V \\ (-q_o x_4 + Vr_E)/V \\ (q_{A_i}[A]_i - q_o x_5 + Vr_A)/V \\ (-q_o x_6 + Vr_{GL})/V \\ (r_{TG_i} C_{pTG}(T_{TG_i} - x_7) + r_{A_i} C_{pA}(T_{A_i} - x_7)) \\ - r_{p_o} C_{p_o}(x_7 - T_o) + Q_{Rx})/VrC_p \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 1/VrC_p \end{bmatrix} u \quad (58)$$

$$\text{เมื่อ } f(x) = \begin{bmatrix} (q_{TG_i}[TG]_i - q_o x_1 + Vr_{TG})/V \\ (-q_o x_2 + Vr_{DG})/V \\ (-q_o x_3 + Vr_{MG})/V \\ (-q_o x_4 + Vr_E)/V \\ (q_{A_i}[A]_i - q_o x_5 + Vr_A)/V \\ (-q_o x_6 + Vr_{GL})/V \\ (r_{TG_i} C_{pTG}(T_{TG_i} - x_7) + r_{A_i} C_{pA}(T_{A_i} - x_7)) \\ - r_{p_o} C_{p_o}(x_7 - T_o) + Q_{Rx})/VrC_p \end{bmatrix} \text{ และ } g(x) = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 1/VrC_p \end{bmatrix}$$

กำหนดให้

$$y = x_4 \quad (59)$$

จากบทนิยาม 3 อนุพันธ์ของ **output** คือ

$$\begin{aligned} \dot{y} = \dot{x}_4 &= (-x_4 q_o + r_E V)/V \\ \ddot{y} &= -\frac{q_o}{V} \dot{x}_4 + \dot{x}_2 \end{aligned}$$

เมื่อ

$$\begin{aligned}
 \mathcal{E} = & k_1 x_1 \mathcal{E}_5 + k_1 x_5 \mathcal{E}_1 + x_1 x_5 k_1 \left(\frac{E_1}{R} x_7^{-2} \right) \mathcal{E}_7 \\
 & - k_2 x_2 \mathcal{E}_4 - k_2 x_4 \mathcal{E}_2 - x_2 x_4 k_2 \left(\frac{E_2}{R} x_7^{-2} \right) \mathcal{E}_7 \\
 & + k_3 x_2 \mathcal{E}_5 + k_3 x_5 \mathcal{E}_2 + x_2 x_5 k_3 \left(\frac{E_3}{R} x_7^{-2} \right) \mathcal{E}_7 \\
 & - k_4 x_3 \mathcal{E}_4 - k_4 x_4 \mathcal{E}_3 - x_3 x_4 k_4 \left(\frac{E_4}{R} x_7^{-2} \right) \mathcal{E}_7 \\
 & + k_5 x_3 \mathcal{E}_5 + k_5 x_5 \mathcal{E}_3 + x_3 x_5 k_5 \left(\frac{E_5}{R} x_7^{-2} \right) \mathcal{E}_7 \\
 & - k_6 x_6 \mathcal{E}_4 - k_6 x_4 \mathcal{E}_6 - x_6 x_4 k_6 \left(\frac{E_6}{R} x_7^{-2} \right) \mathcal{E}_7
 \end{aligned}$$

เราจะพบ u ในพจน์ของ \mathcal{E} ฉะนั้น

$$r = 2 \quad (60)$$

จากสมการที่ (48) จะได้

$$z = T(x) = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_6 \\ x_5 \\ \text{---} \\ x_4 \\ (-q_o x_4 + Vr_E)/V \end{bmatrix} \quad (61)$$

จากสมการที่ (53) - (54) จะได้

$$(h_1, h_2, h_3, h_4, h_5) = (x_1, x_2, x_3, x_6, x_5) \quad (62)$$

$$g(x) = L_g L_f h(x) = \frac{\partial r_E}{\partial x_7} \frac{1}{VrC_p} \quad (63)$$

$$a(x) = -\frac{L_f^2 h(x)}{L_g L_f h(x)} = -\frac{\partial(\frac{-q_o}{V} x_4 + r_E)}{\partial x} f(x) \bigg/ \frac{\partial r_E}{\partial x_7} \frac{1}{VrC_p} \quad (64)$$

เมื่อ

$$\begin{aligned} \frac{\partial r_E}{\partial x_7} = & x_1 x_5 k_1 \left(\frac{E_1}{R} x_7^{-2} \right) - x_2 x_4 k_2 \left(\frac{E_2}{R} x_7^{-2} \right) + x_2 x_5 k_3 \left(\frac{E_3}{R} x_7^{-2} \right) - x_3 x_4 k_4 \left(\frac{E_4}{R} x_7^{-2} \right) \\ & + x_3 x_5 k_5 \left(\frac{E_5}{R} x_7^{-2} \right) - x_6 x_4 k_6 \left(\frac{E_6}{R} x_7^{-2} \right) \end{aligned}$$

จากสมการที่ (50) - (52) จะได้

$$\begin{aligned} \mathbf{h}_1 &= (q_{TGi}[TG]_i - q_o x_1 + Vr_{TG})/V \\ \mathbf{h}_2 &= (-q_o x_2 + Vr_{DG})/V \\ \mathbf{h}_3 &= (-q_o x_3 + Vr_{MG})/V \\ \mathbf{h}_4 &= (-q_o x_6 + Vr_{GL})/V \\ \mathbf{h}_5 &= (q_{Ai}[A]_i - q_o x_5 + Vr_A)/V \end{aligned} \quad (65)$$

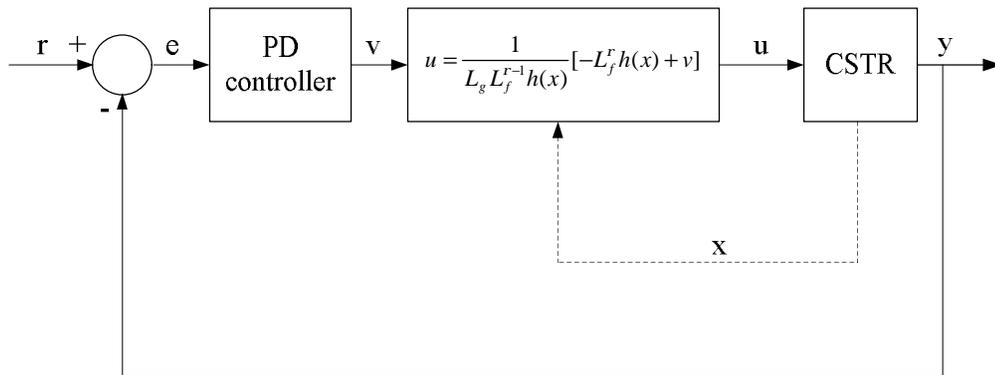
$$\begin{bmatrix} \mathbf{x}_1 \\ \mathbf{x}_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 1 \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} g(x)[u - a(x)] \quad (66)$$

$$y = \begin{bmatrix} 1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix} \quad (67)$$

เราสามารถออกแบบ **control input** u ตามสมการ

$$u = a(x) + b(x)v \quad \text{เมื่อ} \quad b(x) = g^{-1}(x)$$

จากนั้นออกแบบ **control input** v โดยวิธีการออกแบบตัวควบคุมแบบพีดี ด้วยการทดลองปรับค่า อัตราการขยายพี และ อัตราการขยายดี คูผลตอบสนองของ **controlled output** y ให้ได้คุณลักษณะตามที่ต้องการ



ภาพที่ 23 Input-Output Linearization และ ตัวควบคุมแบบพีดี

เมื่อเราใช้ **Input-Output Linearization** เราสามารถมองระบบไปโอดีเซลเป็นระบบเชิงเส้น

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 1 \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} v$$

Transfer function ของระบบไปโอดีเซล คือ

$$\frac{Y(s)}{V(s)} = \frac{1}{s^2}$$

Transfer function ของตัวควบคุมแบบพีดี คือ

$$\frac{V(s)}{E(s)} = K_p + K_D s$$

Transfer function ของตัวควบคุมแบบพีดีคู่ระบบไปโอดีเซล คือ

$$\frac{Y(s)}{E(s)} = \frac{K_p + K_D s}{s^2}$$

Transfer function ของระบบปิด คือ

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{K_p s + K_D}{s^2 + K_D s + K_p}$$

ตารางที่ 5 ค่า $[K_p \quad K_D]$ ที่ได้จากการวาง **pole** ของระบบปิดในตำแหน่งต่างๆ

Pole ของระบบปิด	$[K_p \quad K_D]$	Settling time (min)
$\begin{bmatrix} -5.646 \\ -0.3542 \end{bmatrix}$	$[2 \quad 6]$	8.842
$\begin{bmatrix} -2.618 \\ -0.382 \end{bmatrix}$	$[1 \quad 3]$	9.944
$\begin{bmatrix} -17.54 \\ -0.456 \end{bmatrix}$	$[8 \quad 18]$	15.97
$\begin{bmatrix} -0.5 + 0.866i \\ -0.5 - 0.866i \end{bmatrix}$	$[1 \quad 1]$	19.28
$\begin{bmatrix} -0.5 + 1.3229i \\ -0.5 - 1.3299i \end{bmatrix}$	$[2 \quad 1]$	21.13

จาก **Settling time** ของความเข้มข้นของไบโอดีเซลในถังปฏิกรณ์ พบว่าค่า $[K_p \quad K_D] = [2 \quad 6]$ ให้ผลตอบ สอนงที่ดีที่สุดเมื่อเทียบกับการทดลองอื่น ในด้านของ **transient response** และ **settling time** จึงเลือกค่า $[K_p \quad K_D]$ นี้เป็นค่า $[K_p \quad K_D]$ ที่ออกแบบได้ และแสดงในผลการทดลอง

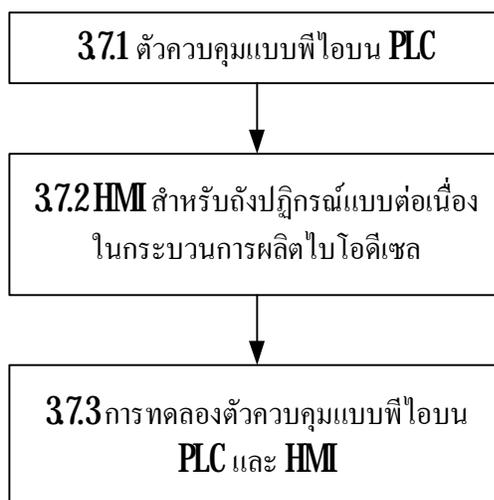
หมายเหตุ บาง **Settling time** ไม่สามารถคำนวณได้ เนื่องจากหน่วยความจำสำรองไม่เพียงพอต่อการประมวลผล

36 การทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** และการประมาณค่าสถานะ

การทดลองที่ 6 ใช้ตัวควบคุมแบบพีดี และ **Feedback Linearization** จากการทดลองที่ 5 และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) จากการทดลองที่ 3 ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l

37 การทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบฟิวโอบน **PLC** และ **HMI**

การทดลองที่ 7 ใช้ตัวควบคุมแบบฟิวโอบนที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l (ค่าใน **PLC** คือ 45%) โดยใช้ **PLC** เป็นตัวควบคุมแบบฟิวโอบน



ภาพที่ 24 แผนภาพวิธีการทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบฟิวโอบน **PLC** และ **HMI**

3.7.1 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC

เราใช้ **Position PID algorithm** ประยุกต์ใช้บน **PLC** โดยกำหนดค่าตำแหน่ง, v_n , ขึ้นกับสัญญาณความผิดพลาดสมการที่ 13.24 คือรูปแบบง่ายๆ ของ **position algorithm**

$$v_n = P e_n + PI \Delta t \sum_{j=1}^{j=n} e_j + PD \frac{\Delta e_n}{\Delta t} \quad (68)$$

เมื่อ

v_n = present value position, percentage of full scale

P = controller gain

e_n = present error sample, percentage of full scale

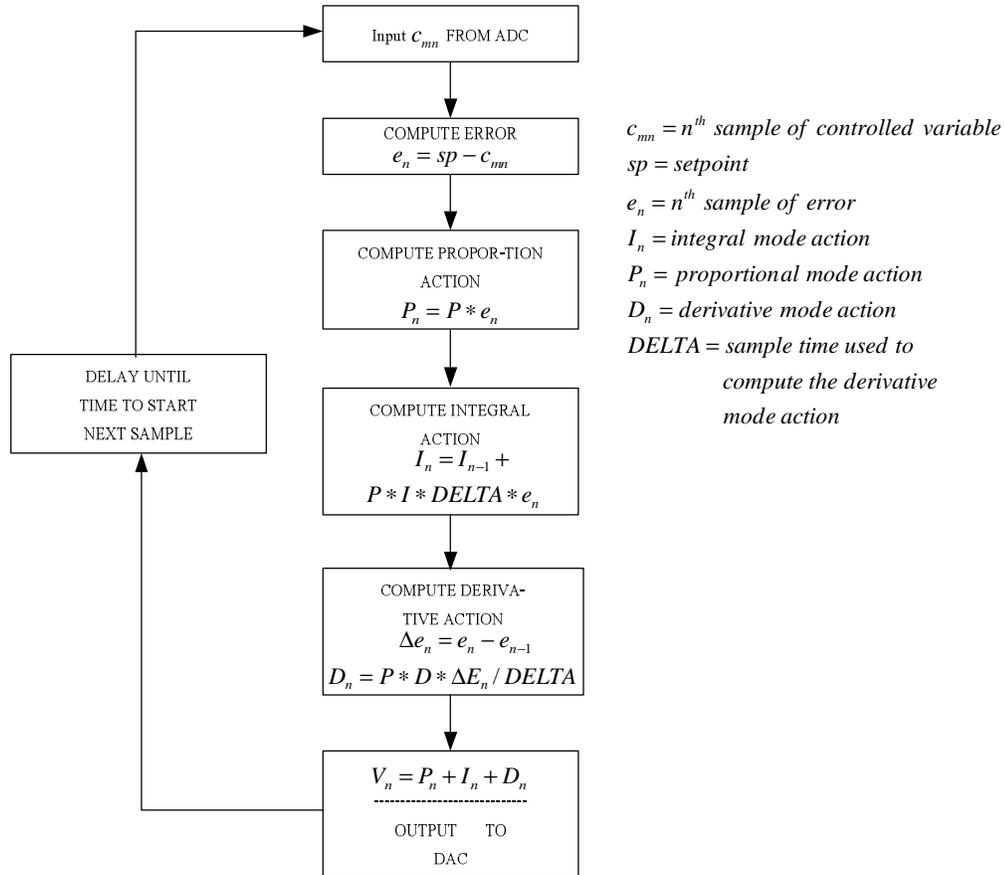
Δt = sample time, s

I = integral action rate, s^{-1}

D = derivative action time constant, s

$\Delta e_n = e_n - e_{n-1}$ = change in the error signal

แผนภาพของ **Position PID algorithm** ถูกแสดงตามภาพที่ 25



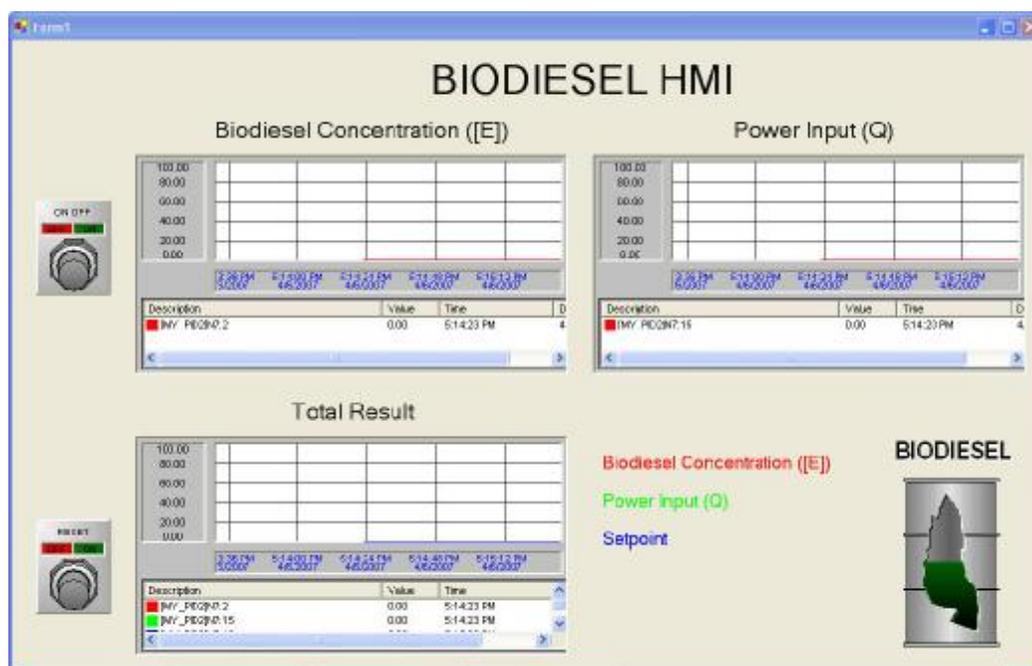
ภาพที่ 25 Position PID algorithm

เราทำการแปลง **Position PID algorithm** ตามภาพที่ 25 เป็นโปรแกรม **ladder** ลงบน **PLC** และทดลองปรับค่า K_p และ K_I เพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l (ค่าใน **PLC** คือ 45%) ค่าที่ได้ คือ $K_p=1$ และ $K_I=1$

3.7.2 HMI สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

เราใช้โปรแกรม **VB.NET** ร่วมกับ โปรแกรม **ICONICS GENESIS-32** ในการเขียน **HMI** โดยใช้ **component** ของโปรแกรม **ICONICS GENESIS-32** วางบน **form** ของ

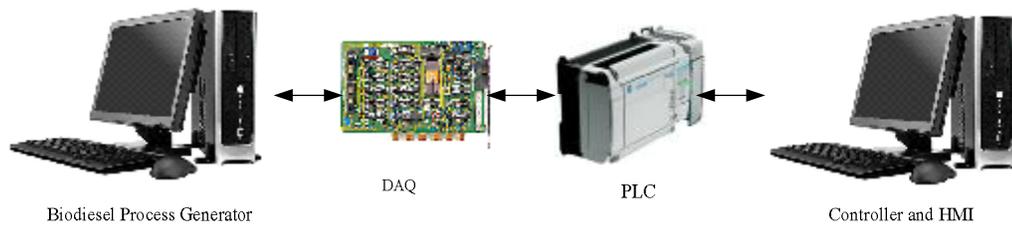
VB.NET โดยรายละเอียดการติดตั้ง **component** ของโปรแกรม **ICONICS GENESIS-32** ศึกษาได้จากโครงงานวิศวกรรมไฟฟ้าเรื่อง การออกแบบโปรแกรม **PLC & HMI** ด้วย **Genesis 32** เพื่อการควบคุมระดับน้ำ (ชยานนท์ งามรัศมีวงศ์, 2549) โดยมีหน้าต่าง **HMI** ตามภาพที่ 26



ภาพที่ 26 HMI ของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

3.7.3 การทดลองตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI

ในการทดลองนี้ใช้คอมพิวเตอร์หนึ่งเครื่องสร้างแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยโปรแกรม **MATLAB 7** และ โปรแกรม **SIMULINK 6** ับสัญญาณความเข้มข้นของไบโอดีเซลผ่าน **DAQ card** จากนั้น **PLC** จะรับสัญญาณความเข้มข้น และควบคุมความเข้มข้นโดยตัวควบคุมแบบพีไอแบบ **Position PID algorithm** แล้วป้อนสัญญาณควบคุมกลับไป ส่วนคอมพิวเตอร์อีกหนึ่งเครื่องทำหน้าที่เป็น **HMI** ตามภาพที่ 27

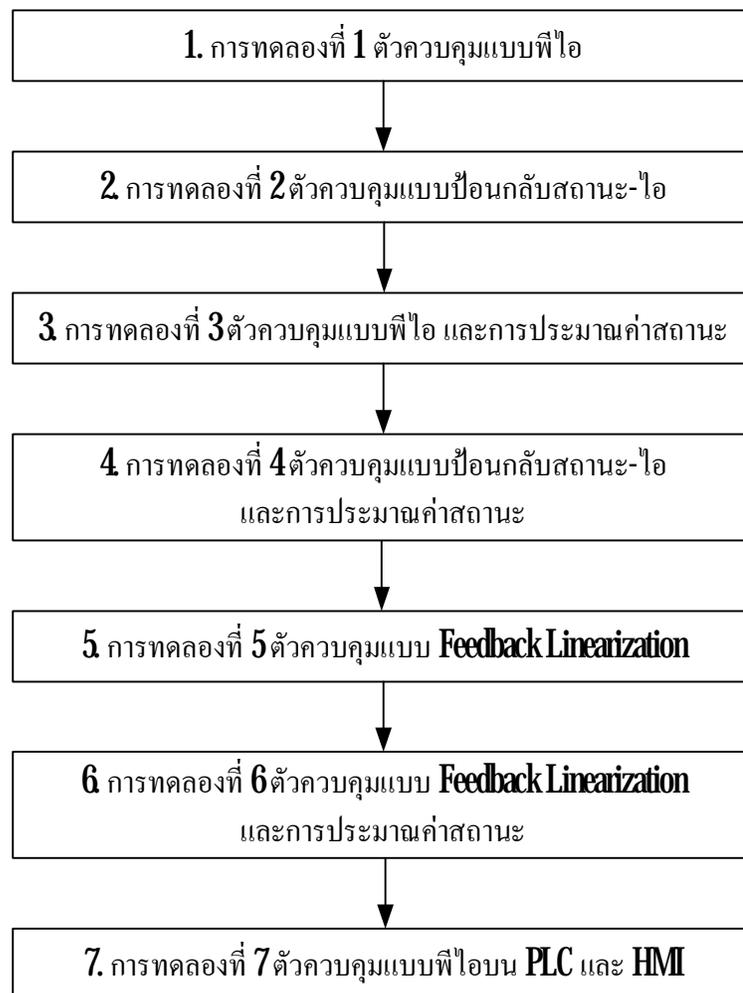


ภาพที่ 27 การทดลองตัวควบคุมแบบฟีดแบ็ค PLC และ HMI

ผลและวิจารณ์

ผล

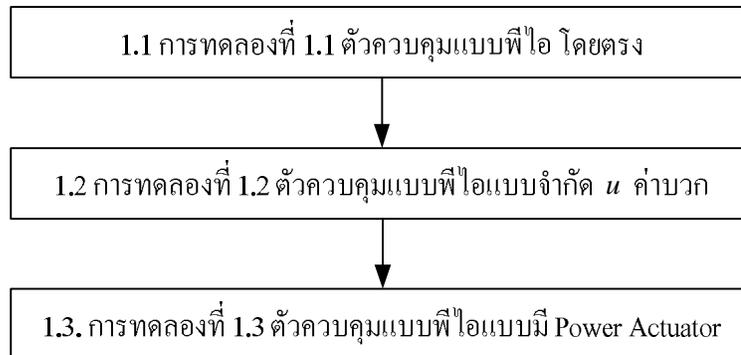
งานวิทยานิพนธ์นี้ออกแบบการทดลองเป็น 7 การทดลองหลัก ตามการออกแบบตัวควบคุม
ดังนี้



ภาพที่ 28 แผนภาพการทดลองหลัก

1. การทดลองที่ 1 ตัวควบคุมแบบพีไอ

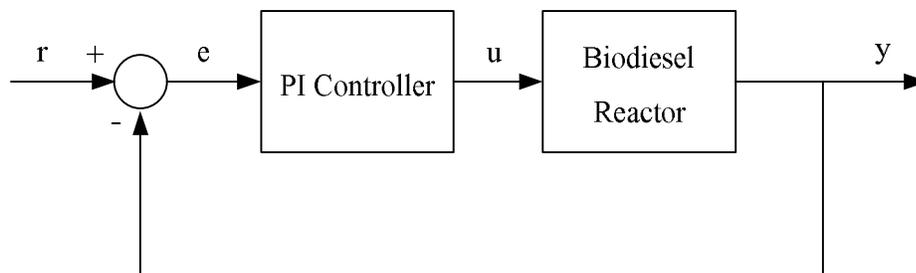
การทดลองที่ 1 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยแบ่งเป็น 3 การทดลองย่อย ดังนี้



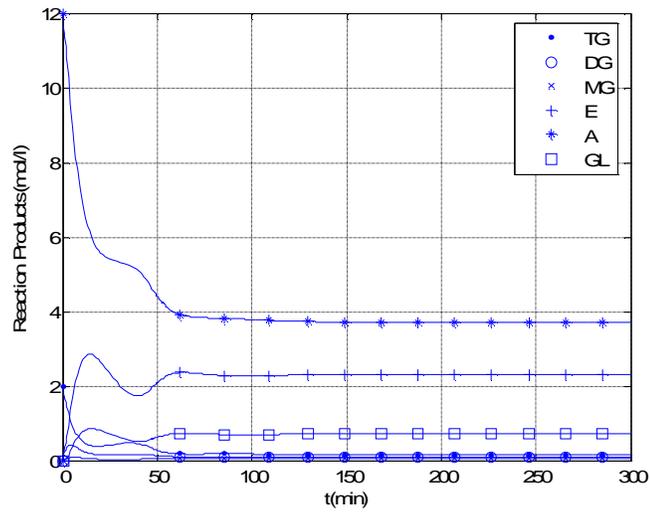
ภาพที่ 29 แผนภาพการทดลองย่อยตัวควบคุมแบบพีไอ

1.1 การทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง

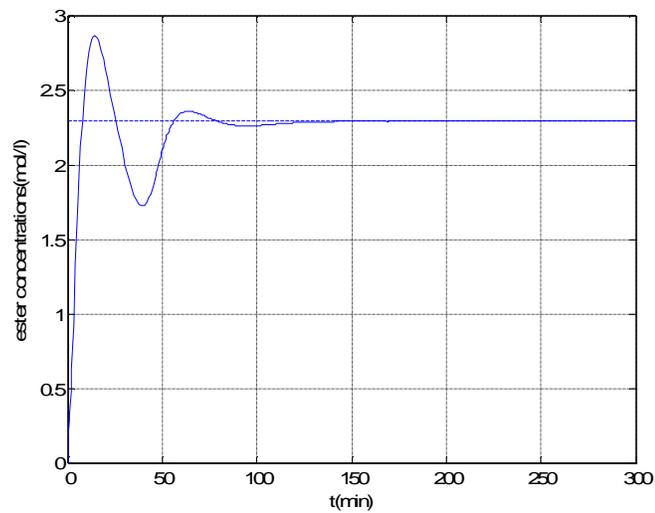
การทดลองที่ 1.1 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยตรง ตามภาพที่ 30 โดยค่า $K_p=100$ และ $K_I=12000$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



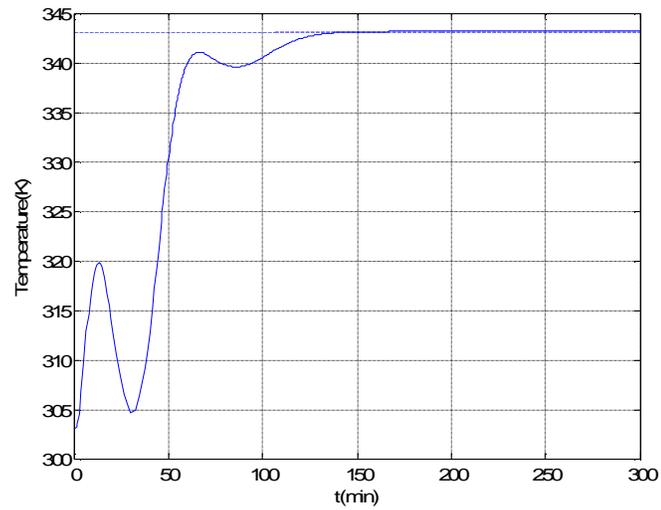
ภาพที่ 30 การทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง



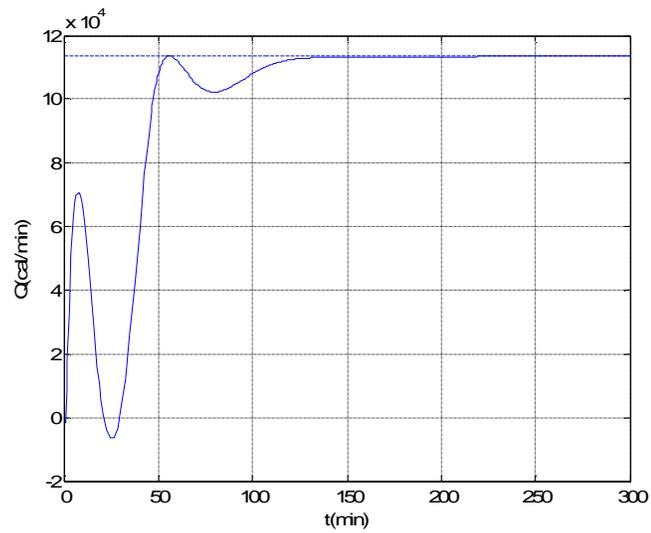
ภาพที่ 31 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1
ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง



ภาพที่ 32 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1
ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง



ภาพที่ 33 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอ โดยตรง



ภาพที่ 34 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.1
ตัวควบคุมแบบพีไอ โดยตรง

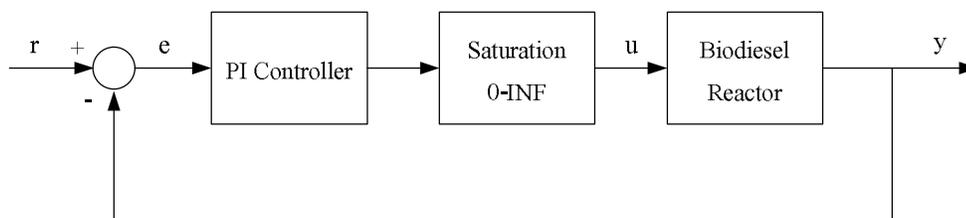
ตารางที่ 6 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง

	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	1383	286	71.62	2.33
T (K)	1626	343.2	54.81	336.3
Q (cal/min)	56.2	1.135e+005	111.7	1.112e+005

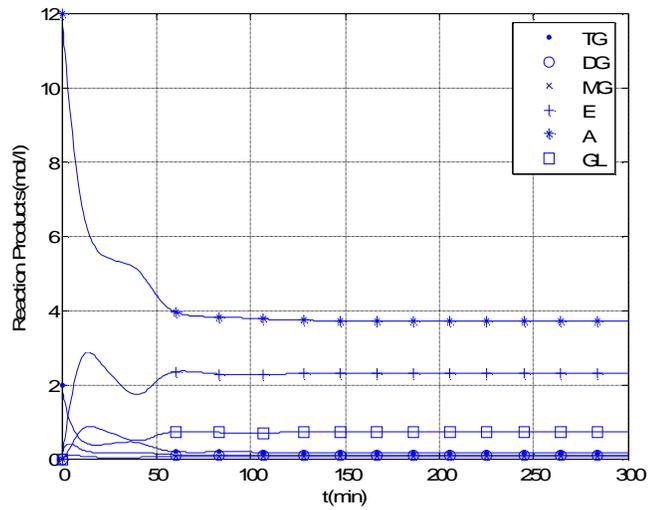
1.2 การทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก

เนื่องจาก การทดลองที่ 1.1. เกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์ จึงเกิด การทดลองที่ 1.2 โดย

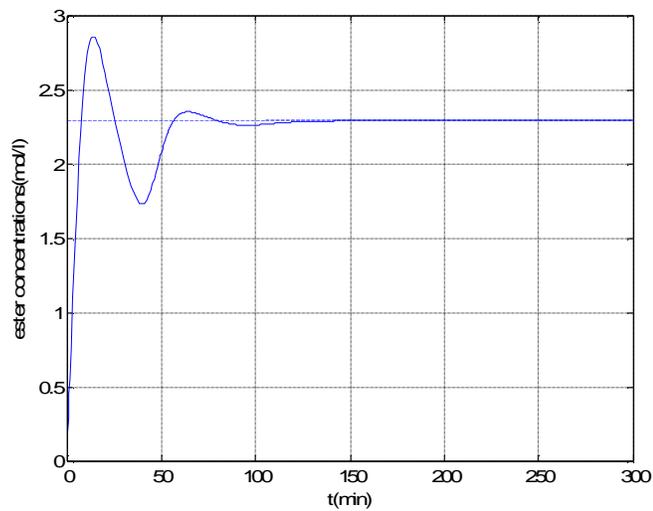
การทดลองที่ 1.2 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l เพิ่ม saturation block มีค่าตั้งแต่ 0 ถึงอนันต์ (infinity) เพื่อป้องกันการป้อนค่ากำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์ ตามภาพที่ 35 โดยค่า $K_p=100$ และ $K_I=12000$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



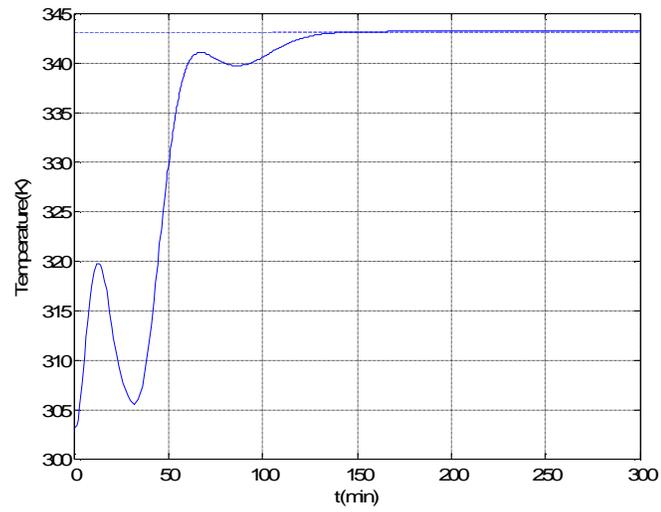
ภาพที่ 35 การทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก



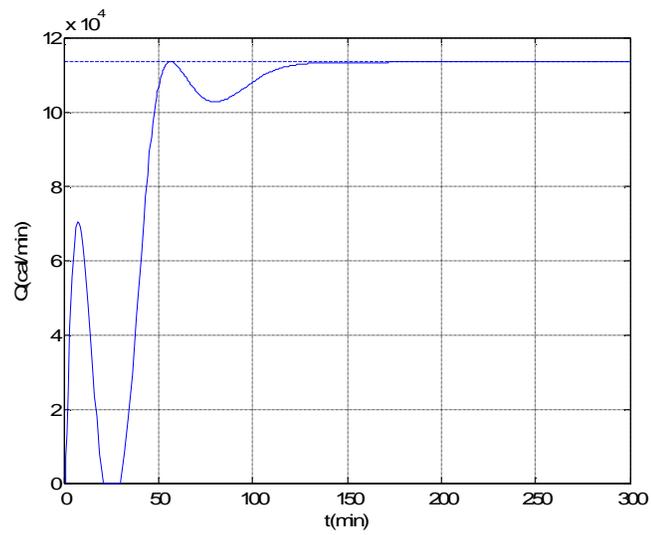
ภาพที่ 36 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2
ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 37 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2
ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 38 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 39 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.2
ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก

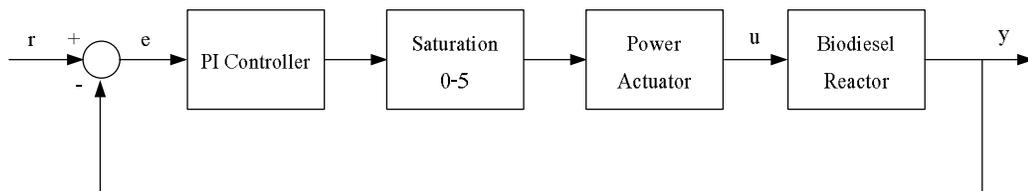
ตารางที่ 7 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก

	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	1419	2859	71.73	2.33
T (K)	162	343.2	55.36	336.4
Q (cal/min)	56.8	1.135e+005	1121	1.112e+005

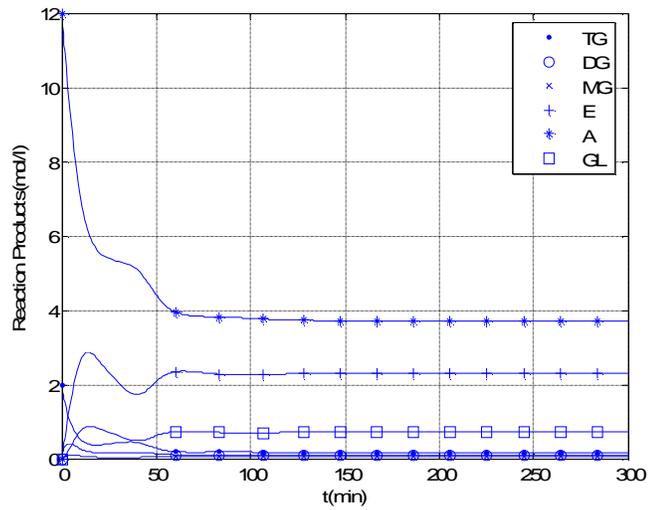
1.3 การทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator

เพื่อให้การทดลองใกล้เคียงกับการใช้งานจริง หรือการใช้งานกับ PLC จึงเกิด การทดลองที่ 1.3

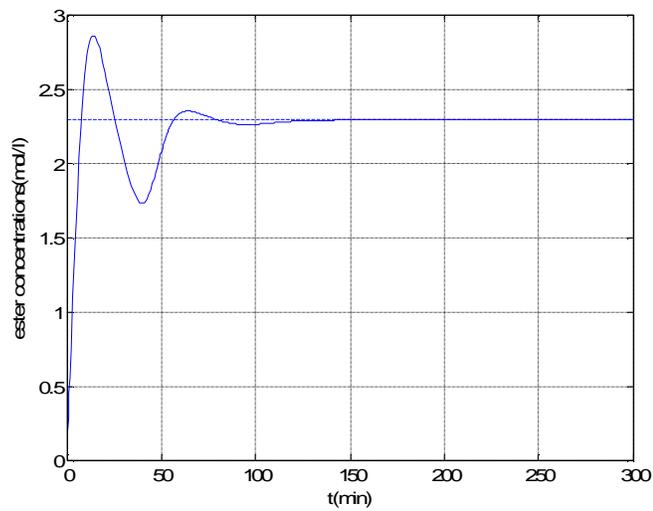
การทดลองที่ 1.3 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l เพิ่ม saturation block มีค่าตั้งแต่ 0 ถึง 5 เพื่อให้เสมือนกับแรงดันไฟฟ้าที่ออกจากอุปกรณ์ควบคุมจริง หรือ PLC และเพิ่ม Power Actuator เป็นอัตราขยายป้อนให้กับถังปฏิกรณ์ ตามภาพที่ 40 โดยลดอัตราขยายพีไอและอัตราขยายไอเป็นจำนวนเท่าของ Power Actuator กำหนดให้ $\text{Power Actuator} = 2.8381e+4$ ซึ่งค่า $K_p = 100/\text{Power Actuator}$ และ $K_i = 12000/\text{Power Actuator}$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



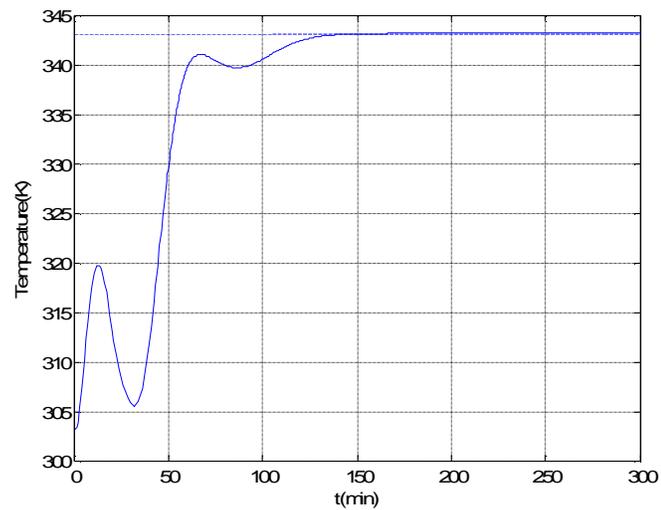
ภาพที่ 40 การทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator



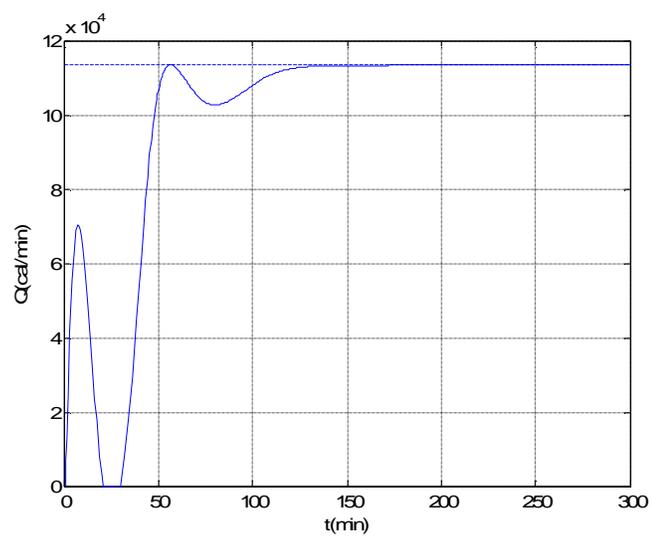
ภาพที่ 41 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.3
ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator



ภาพที่ 42 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.3
ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator



ภาพที่ 43 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator



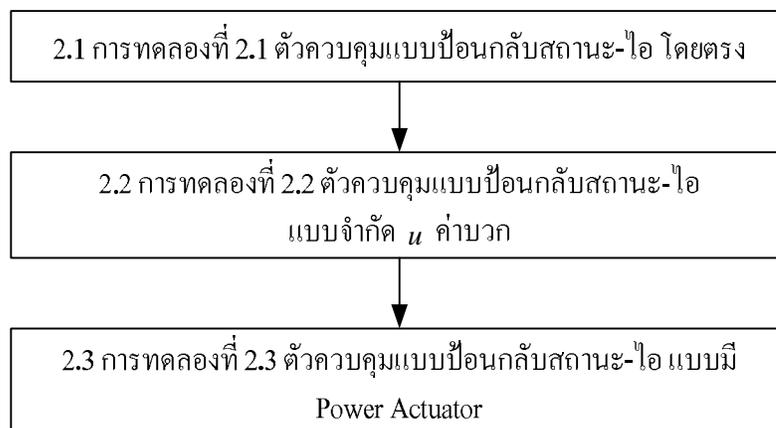
ภาพที่ 44 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.3
ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator

ตารางที่ 8 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี Power Actuator

	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	1419	2859	71.73	2.33
T (K)	162	343.2	55.36	336.4
Q (cal/min)	56.8	1.135e+005	1121	1.112e+005

2 การทดลองที่ 2 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ

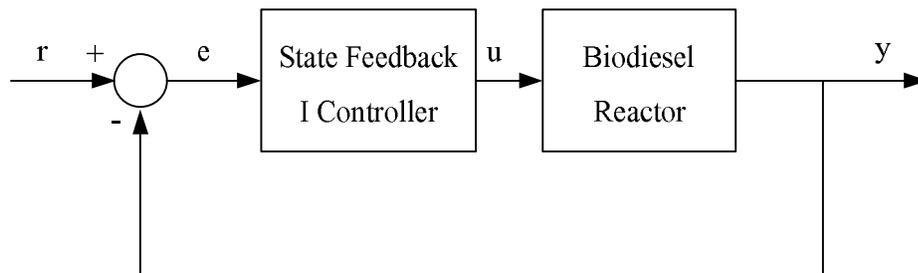
การทดลองที่ 2 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยแบ่งเป็น 3 การทดลองย่อย ดังนี้



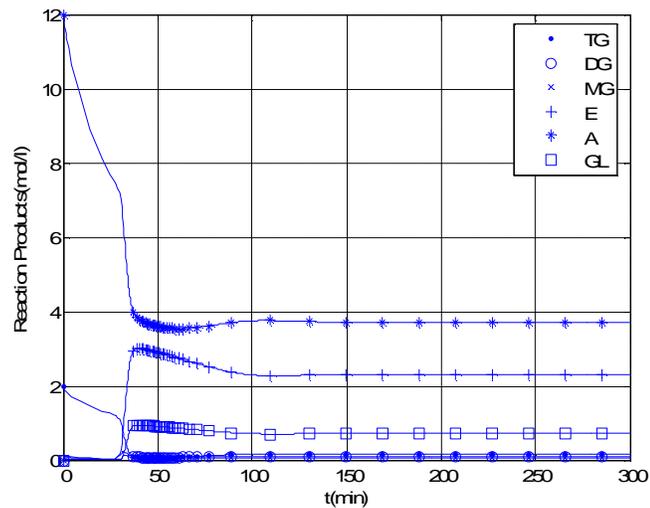
ภาพที่ 45 แผนภาพการทดลองย่อยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ

21 การทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ โดยตรง

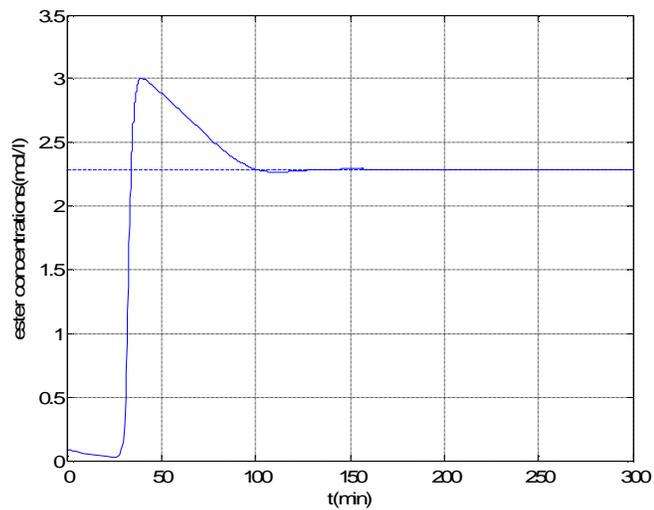
การทดลองที่ 21 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยตรง ตามภาพที่ 46 โดยค่า $K = [925630 \quad 588230 \quad 251270 \quad 107590 \quad -229270 \quad -85550 \quad 0]$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



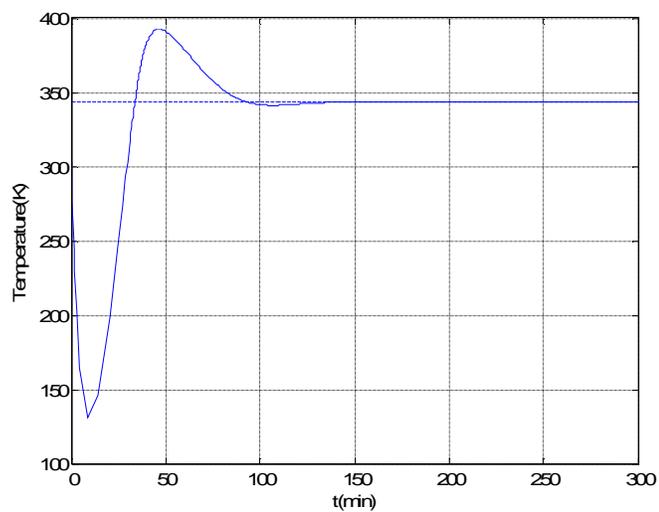
ภาพที่ 46 การทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ



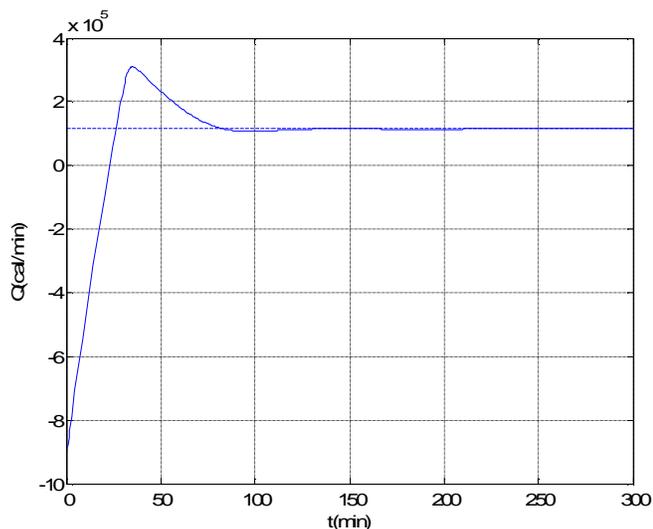
ภาพที่ 47 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 21
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ



ภาพที่ 48 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 21
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ



ภาพที่ 49 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ



ภาพที่ 50 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 21
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ

ตารางที่ 9 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ

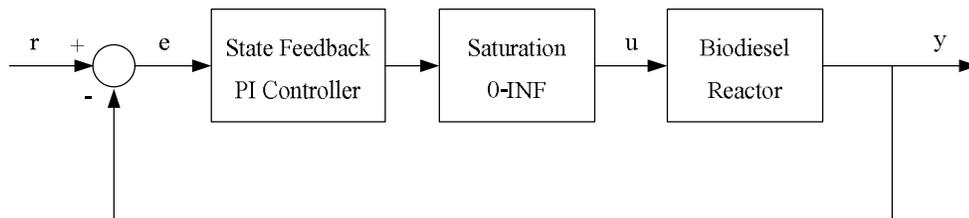
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	39.6	3.001	93.11	2.335
T (K)	45.99	392.3	82.6	350
Q (cal/min)	34.98	3.104e+005	82.6	1.156e+005

2.2 การทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก

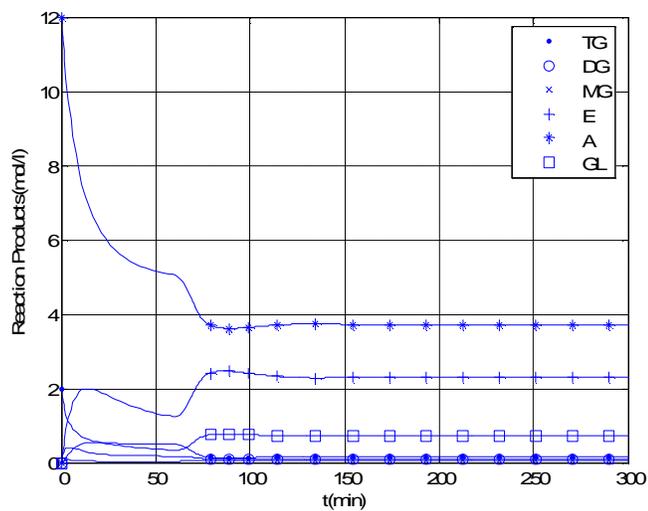
เนื่องจาก การทดลองที่ 2.1 เกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์ จึงเกิด การทดลองที่ 2.2 โดย

การทดลองที่ 2.2 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l เพิ่ม saturation block มีค่าตั้งแต่ 0 ถึงอนันต์ (infinity) เพื่อป้องกันการป้อนค่ากำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบ

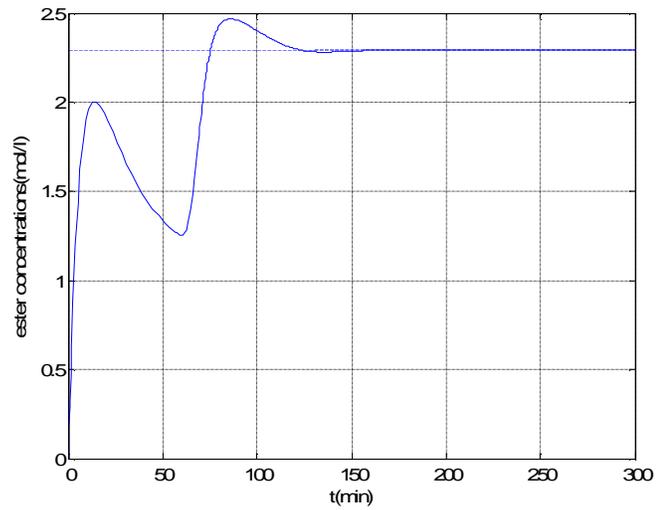
ให้กับถึงปฏิกรณ์ ตามภาพที่ 51 โดยค่า $K = [925630 \quad 588230 \quad 251270 \quad 107590 \quad -229270 \quad -85550 \quad 0]$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



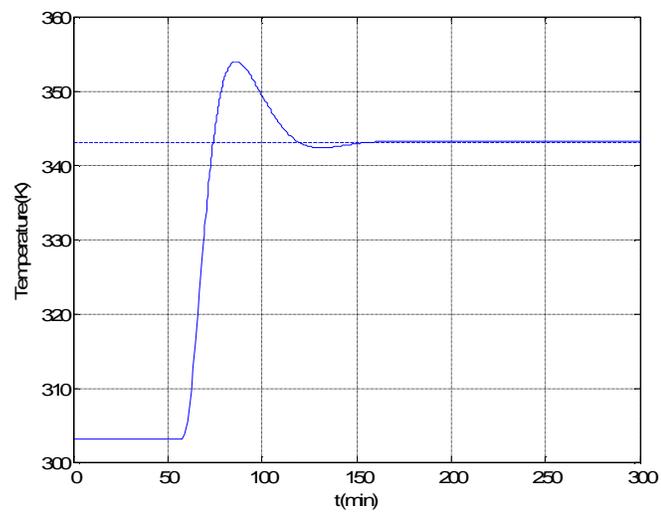
ภาพที่ 51 การทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก



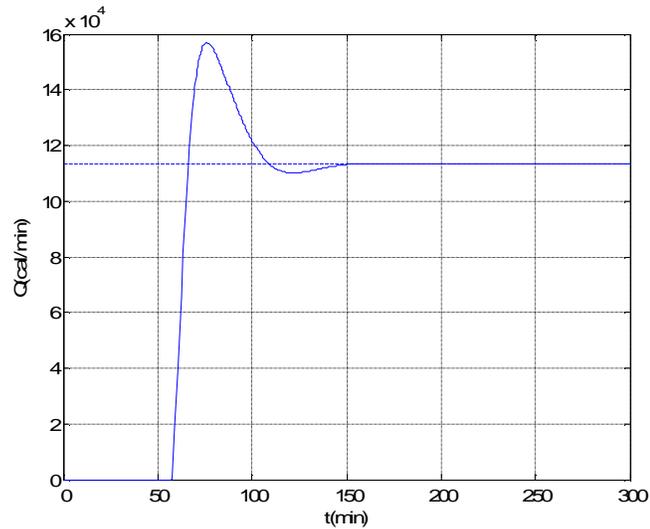
ภาพที่ 52 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 22
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 53 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 22
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 54 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ
แบบไอ แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 55 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 22
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก

ตารางที่ 10 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ
แบบจำกัด u ค่าบวก

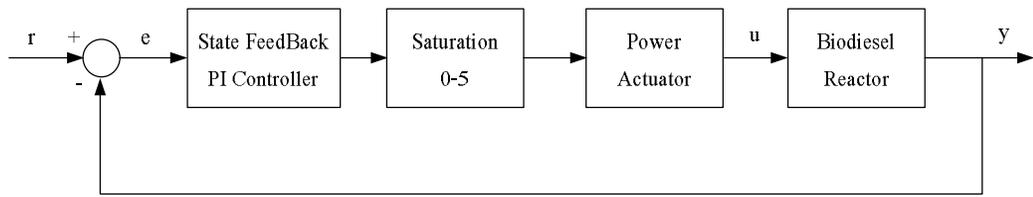
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	85.12	2465	111.4	2.335
T (K)	86.14	354	98.53	350
Q (cal/min)	76.1	1.568e+005	106	1.157e+005

23 การทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบมี Power Actuator

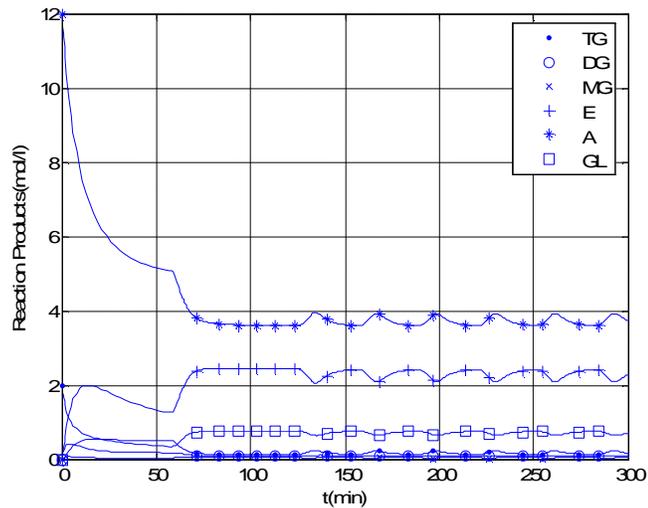
เพื่อให้การทดลองใกล้เคียงกับการใช้งานจริง หรือการใช้งานกับ PLC จึงเกิด การ
ทดลองที่ 23

การทดลองที่ 23 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ที่ออกแบบได้ควบคุมความ
เข้มข้นของไบโอเอติเชล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l เพิ่ม saturation

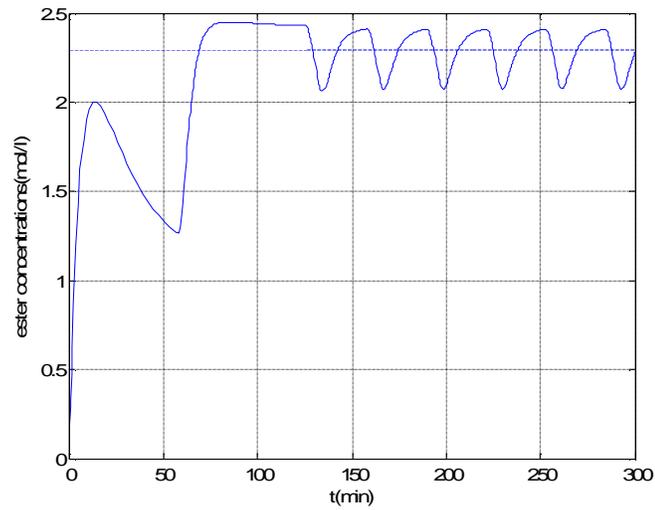
block มีค่าตั้งแต่ 0 ถึง 5 เพื่อให้เสมือนกับแรงดันไฟฟ้าที่ออกจากอุปกรณ์ควบคุมจริง หรือ **PLC** และเพิ่ม **Power Actuator** เป็นอัตราขยายป้อนให้กับถึงปฏิกรณ์ ตามภาพที่ 56 โดยลดอัตราขยายพี และอัตราขยายไอเป็นจำนวนเท่าของ **Power Actuator** กำหนดให้ **Power Actuator = 2.8381e+4** ซึ่งค่า $K = [925630 \ 588230 \ 251270 \ 107590 \ -229270 \ -85550 \ 0] / \text{Power Actuator}$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



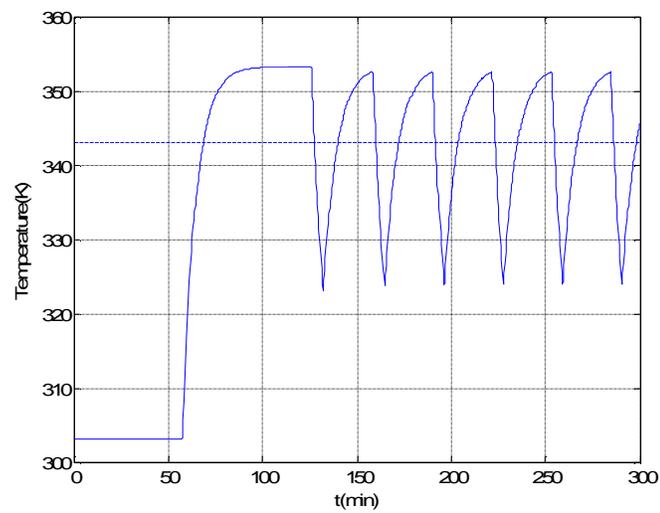
ภาพที่ 56 การทดลองที่ 2.3 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบมี **Power Actuator**



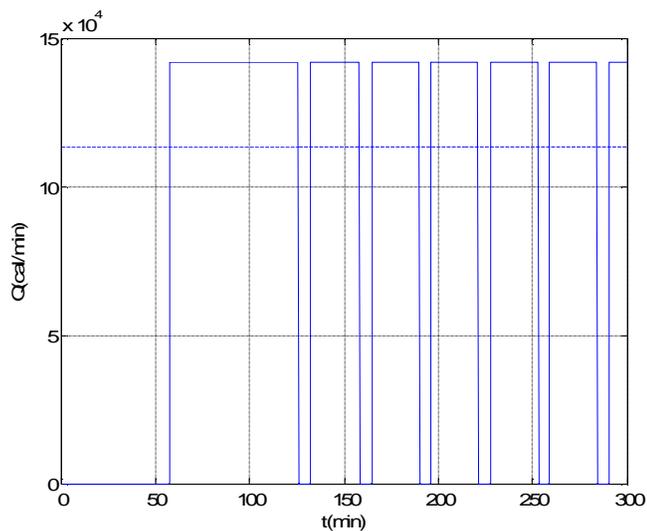
ภาพที่ 57 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.3
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบมี **Power Actuator**



ภาพที่ 58 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 23
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอแบบมี Power Actuator



ภาพที่ 59 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ
แบบมี Power Actuator



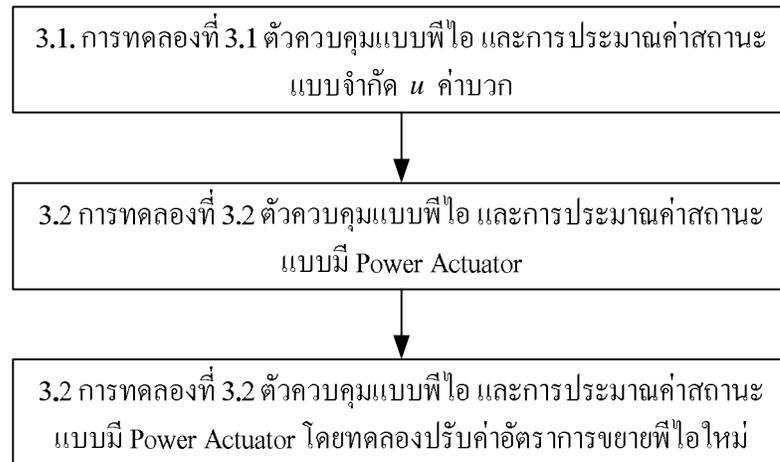
ภาพที่ 60 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 23
ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอแบบมี Power Actuator

ตารางที่ 11 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ
แบบมี Power Actuator

	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	81.17	2446	-	-
T (K)	125.8	353.3	-	-
Q (cal/min)	57.44	1.419e+005	-	-

3. การทดลองที่ 3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ

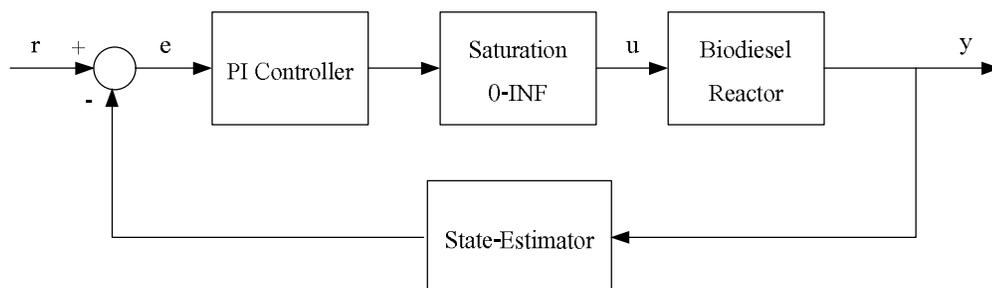
การทดลองที่ 3 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอจากการทดลองที่ 1 และการประมาณค่าสถานะ (state estimator) ที่ออกแบบได้ ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยแบ่งเป็น 2 การทดลองย่อย ดังนี้



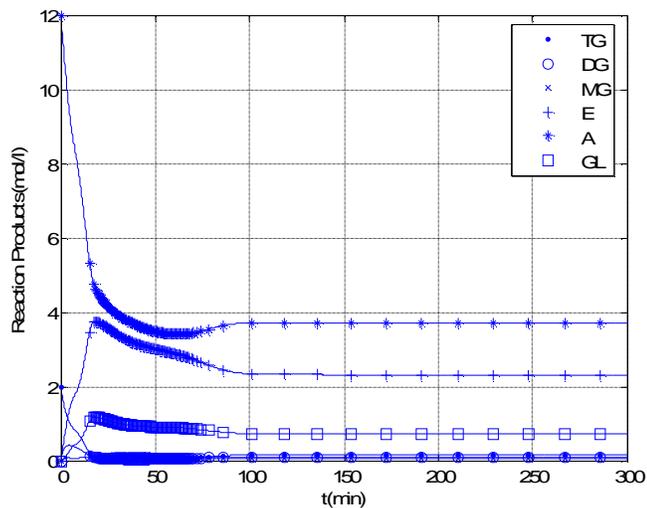
ภาพที่ 61 แผนภาพการทดลองย่อยตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ

31. การทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก

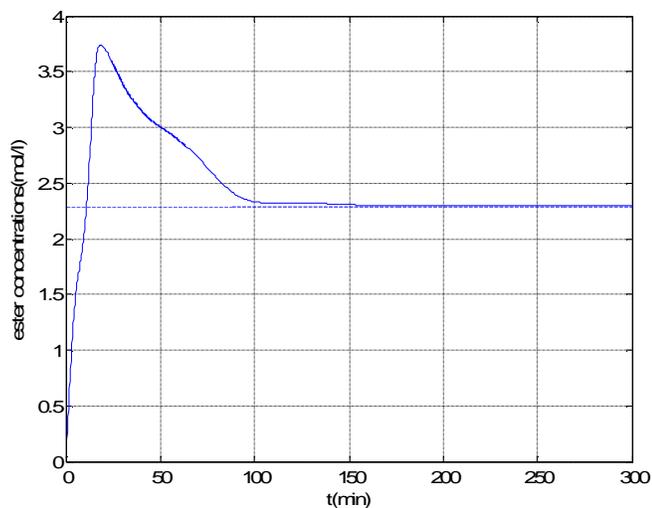
การทดลองที่ 31 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอจากการทดลองที่ 1.2 และการประมาณค่าสถานะ (state estimator) ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l ตามภาพที่ 62 โดยค่า $L = [-0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01]^T$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



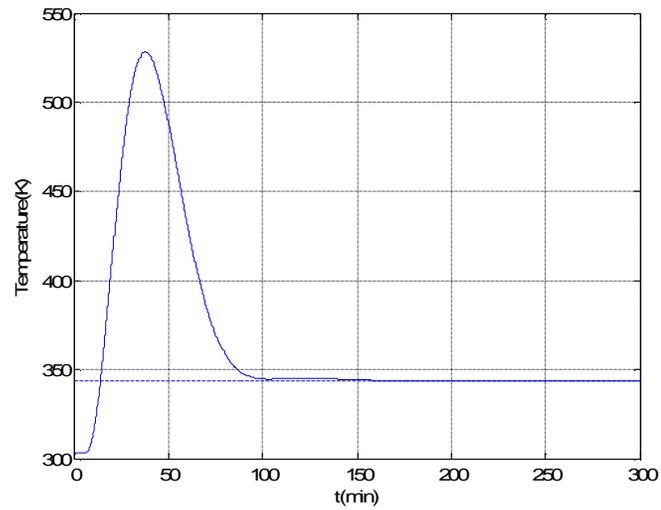
ภาพที่ 62 การทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก



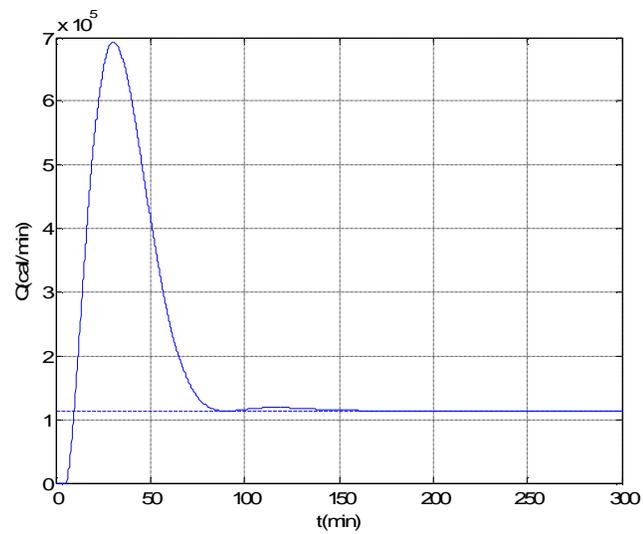
ภาพที่ 63 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิกิริยาของการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 64 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถึงปฏิกิริยาของการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 65 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก



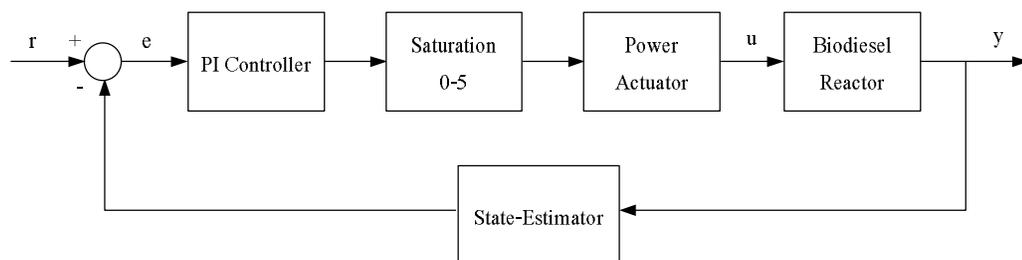
ภาพที่ 66 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก

ตารางที่ 12 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 31 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะแบบจำกัด u ค่าบวก

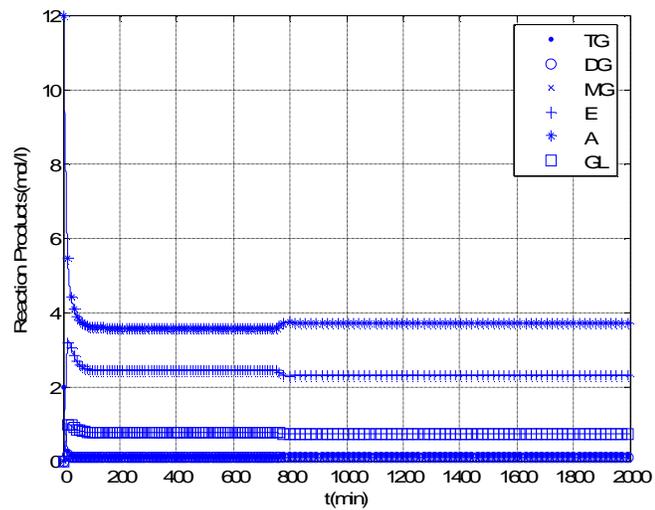
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	18.43	3.742	99.93	2.335
T (K)	37.78	528.2	86.67	350.1
Q (cal/min)	30.71	6.926e+005	144.5	1.157e+005

3.2 การทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator

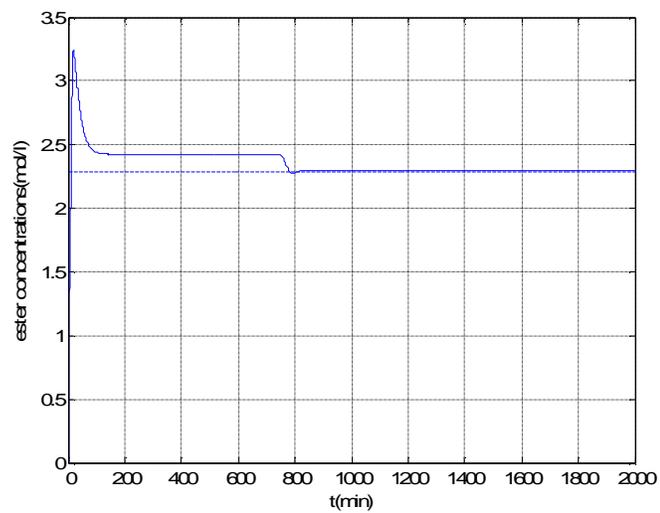
การทดลองที่ 3.2 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอจากการทดลองที่ 1.3 และการประมาณค่าสถานะ (state estimator) ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l ตามภาพที่ 67 โดยค่า $L = [-0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01]^T$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



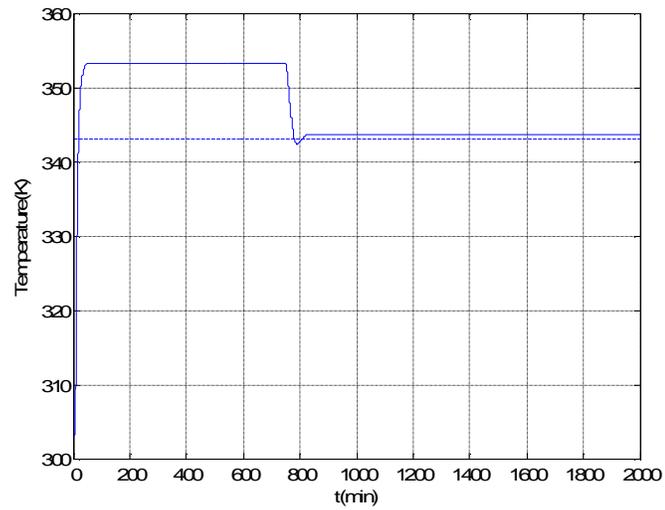
ภาพที่ 67 การทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะแบบมี Power Actuator



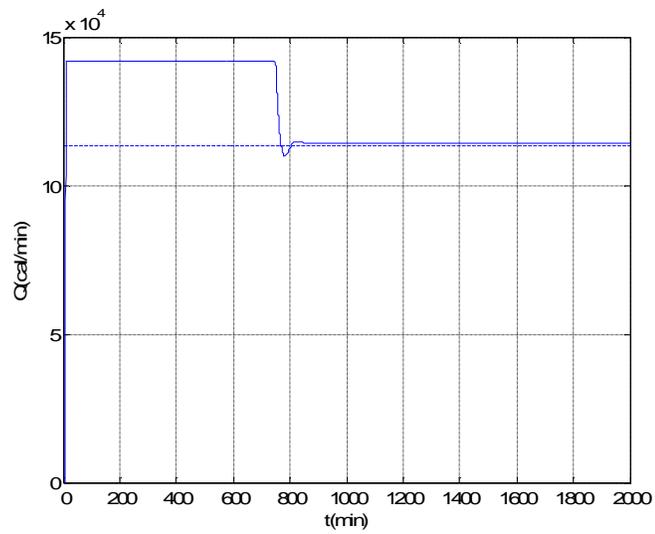
ภาพที่ 68 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 32 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator



ภาพที่ 69 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 32 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator



ภาพที่ 70 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator**



ภาพที่ 71 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator**

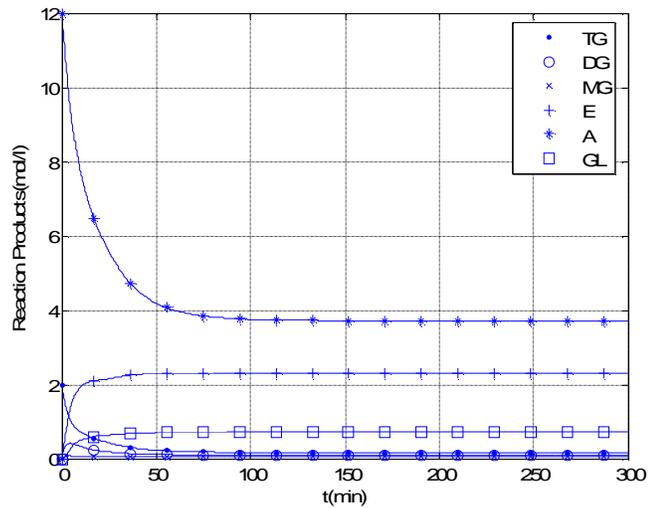
ตารางที่ 13 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator

	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	20.2	3.239	770.8	2.335
T (K)	58.21	353.3	760.6	350.1
Q (cal/min)	10.3	1.419e+005	766.8	1.157e+005

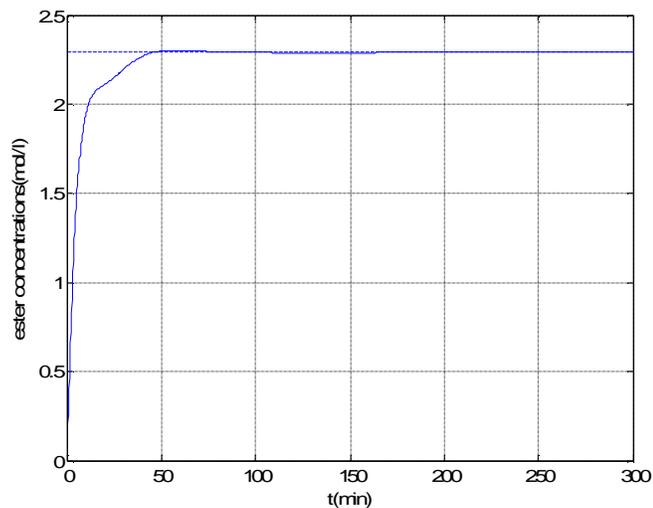
3.3 การทดลองที่ 3.3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายพีไอใหม่

เนื่องจาก การทดลองที่ 3.2 เกิดปัญหาความเข้มข้นของไบโอดีเซลมีค่า Settling time มาก จึงเกิด การทดลองที่ 3.3 โดย

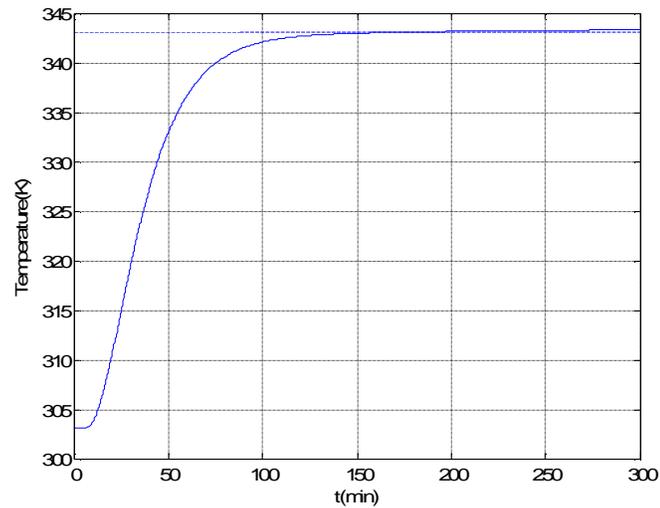
การทดลองที่ 3.3 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบใหม่ คือ $K_p = 2.2500e-004$ และ $K_I = 0.027$ และการประมาณค่าสถานะ (state estimator) ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l ตามภาพที่ 72 โดยค่า $L = [-0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01]^T$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



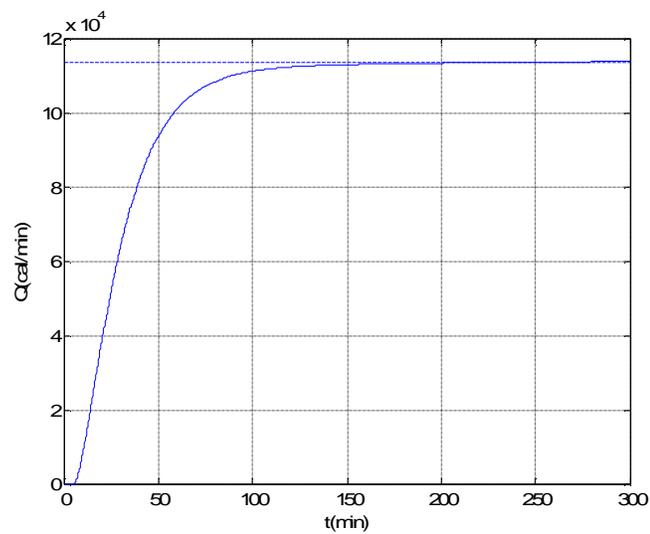
ภาพที่ 72 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 33 ตัวควบคุมแบบฟีดไ้อ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator** โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายฟีดไ้อใหม่



ภาพที่ 73 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 33 ตัวควบคุมแบบฟีดไ้อ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator** โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายฟีดไ้อใหม่



ภาพที่ 74 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator** โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายพีไอใหม่



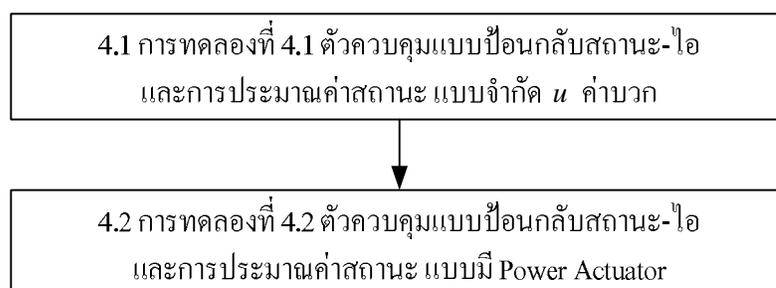
ภาพที่ 75 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 3.3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator** โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายพีไอใหม่

ตารางที่ 14 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 33 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะแบบมี Power Actuator โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายพีไอใหม่

	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	548	23	36.1	2.245
T (K)	246.7	343.3	58.67	336.3
Q (cal/min)	270.2	1.137e+005	100.9	1.112e+005

4 การทดลองที่ 4 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ

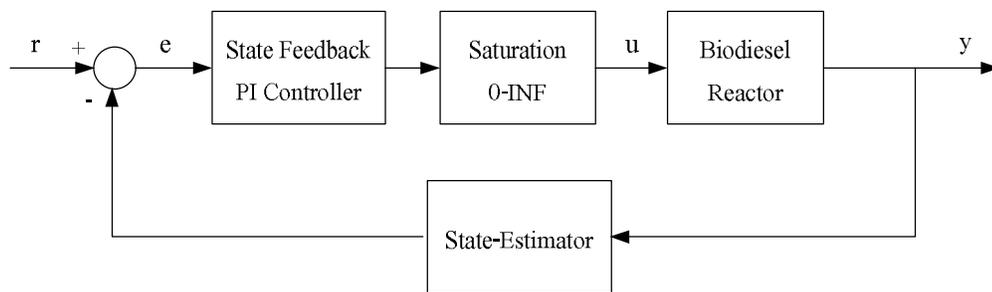
การทดลองที่ 4 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ จากการทดลองที่ 2 และการประมาณค่าสถานะ (state estimator) ที่ออกแบบได้ จากการทดลองที่ 3 ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l โดยแบ่งเป็น 2 การทดลองย่อย ดังนี้



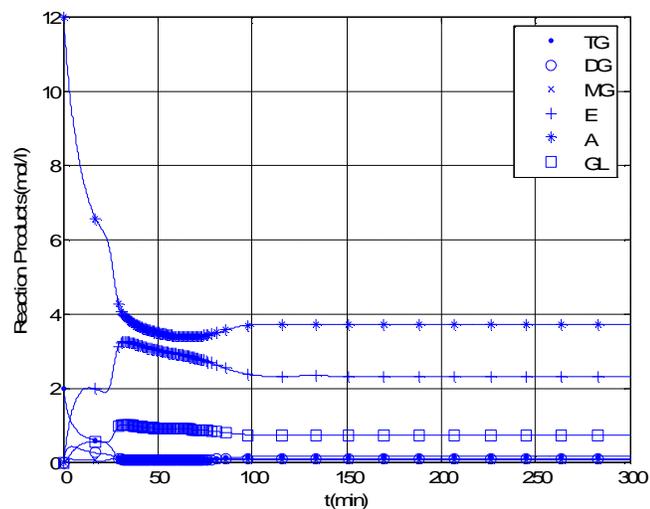
ภาพที่ 76 แผนภาพการทดลองย่อยตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ

41 การทดลองที่ **41** ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก

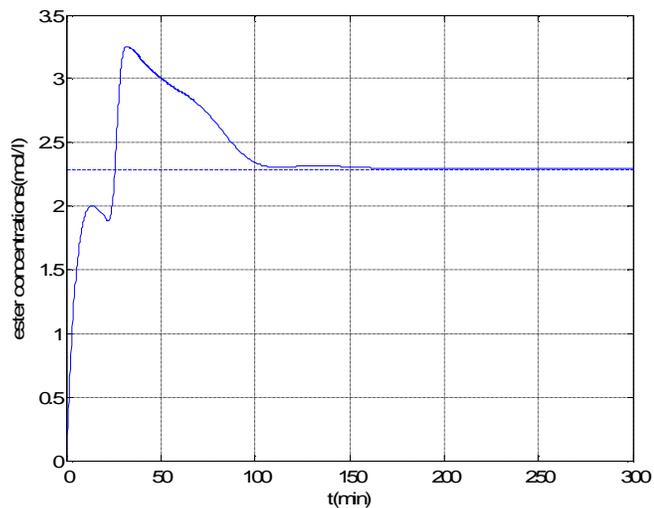
การทดลองที่ **41** ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ จากการทดลองที่ **22** และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) จากการทดลองที่ **3** ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ **2.29** mol/l ตามภาพที่ **77** โดยค่า $L = [-0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01 \ -0.01]^T$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



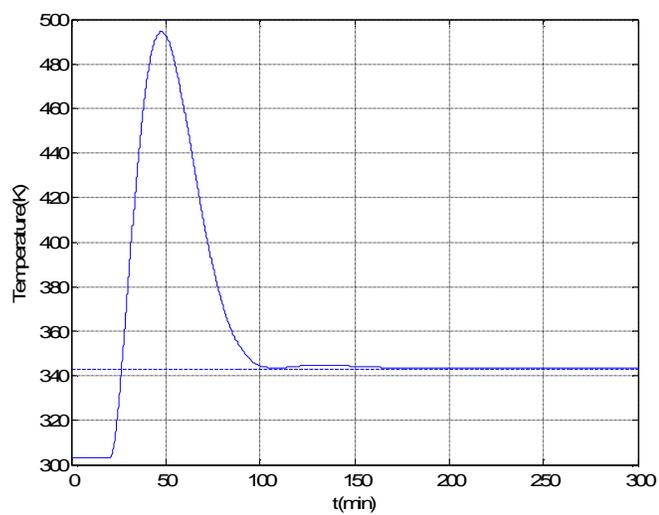
ภาพที่ **77** การทดลองที่ **41** ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก



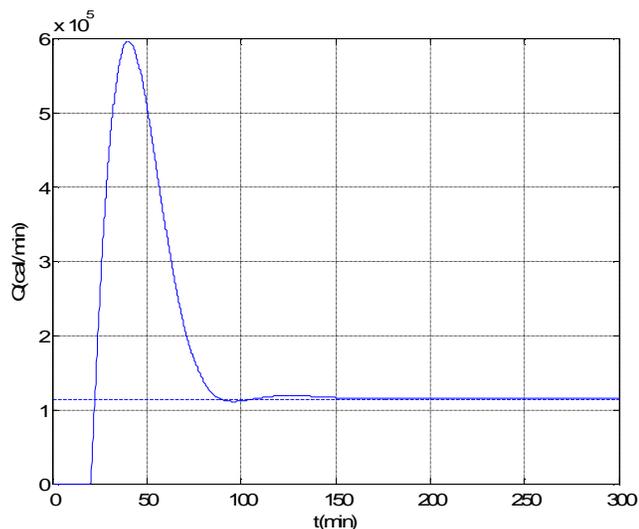
ภาพที่ **78** ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ **41** ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 79 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด n ค่าบวก



ภาพที่ 80 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด n ค่าบวก



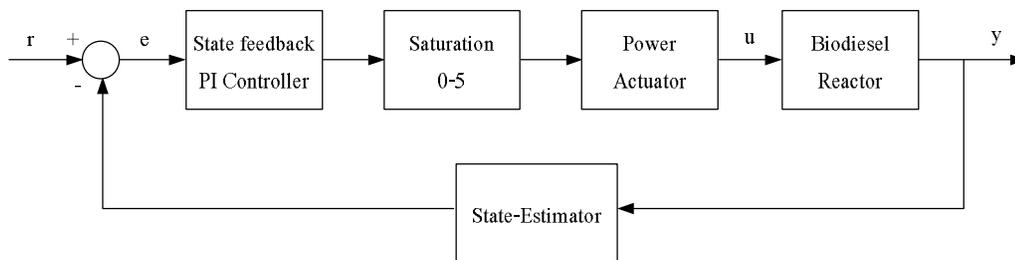
ภาพที่ 81 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก

ตารางที่ 15 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 41 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่าบวก

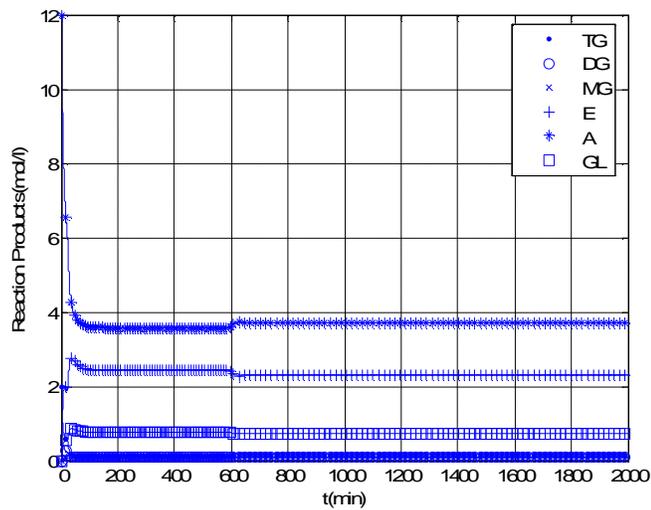
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	32.14	3.249	101.3	2.335
T (K)	48.06	494.5	91.84	350
Q (cal/min)	40.4	5.963e+005	151.3	1.157e+005

42 การทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะแบบมี Power Actuator

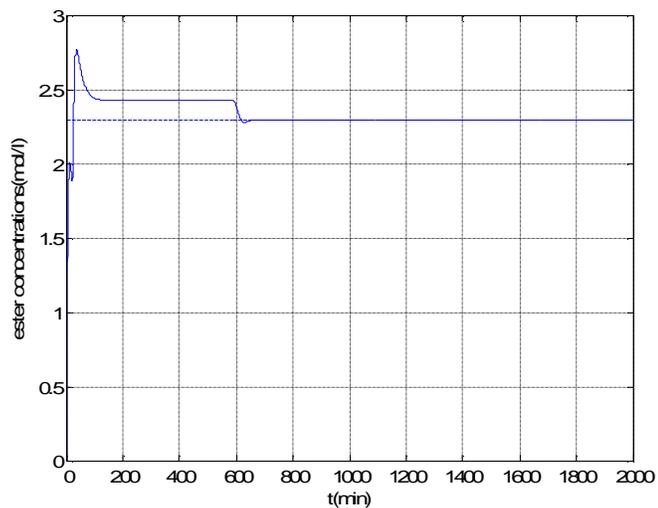
การทดลองที่ 42 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ จากการทดลองที่ 23 และการประมาณค่าสถานะ (state estimator) จากการทดลองที่ 3 ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l ตามภาพที่ 82 โดยค่า $L = [-0.01 \text{ } -0.01 \text{ } -0.01 \text{ } -0.01 \text{ } -0.01 \text{ } -0.01]^T$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



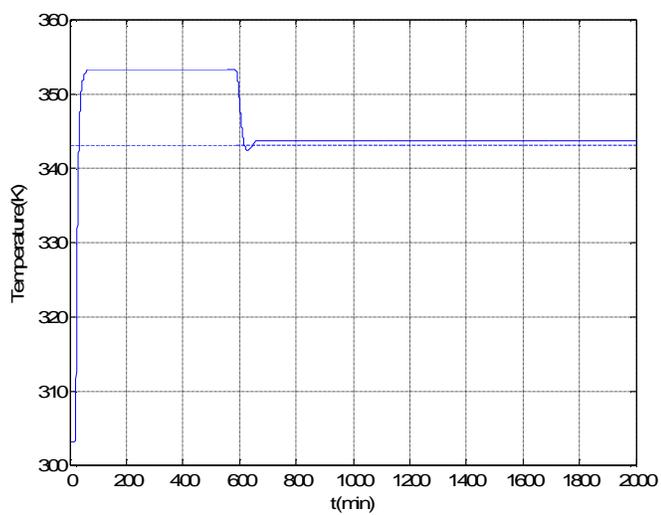
ภาพที่ 82 การทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator



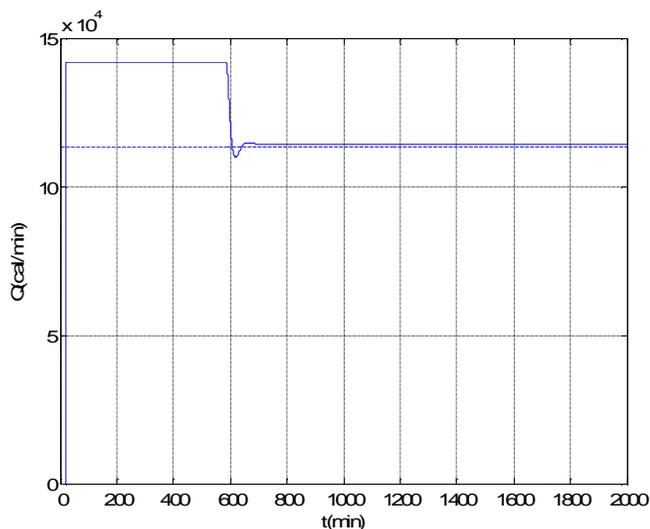
ภาพที่ 83 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ แบบไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator



ภาพที่ 84 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบ
ป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator**



ภาพที่ 85 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ
และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator**



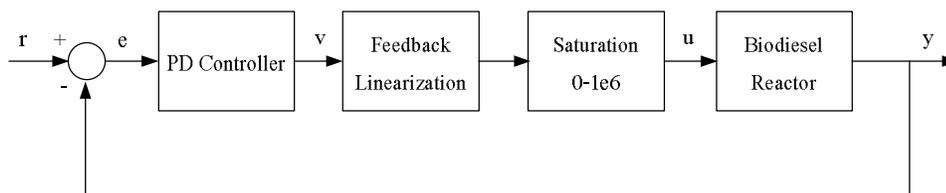
ภาพที่ 86 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบ
ป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator

ตารางที่ 16 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 42 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ
และการประมาณค่าสถานะ แบบมี Power Actuator

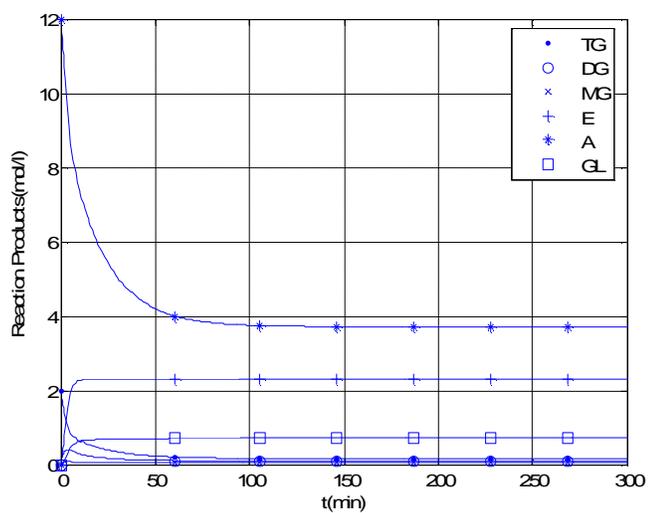
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	35.67	2.765	608.3	2.335
T (K)	71.46	353.3	598.2	350
Q (cal/min)	22.96	1.419e+005	604.4	1.156e+005

5. การทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization

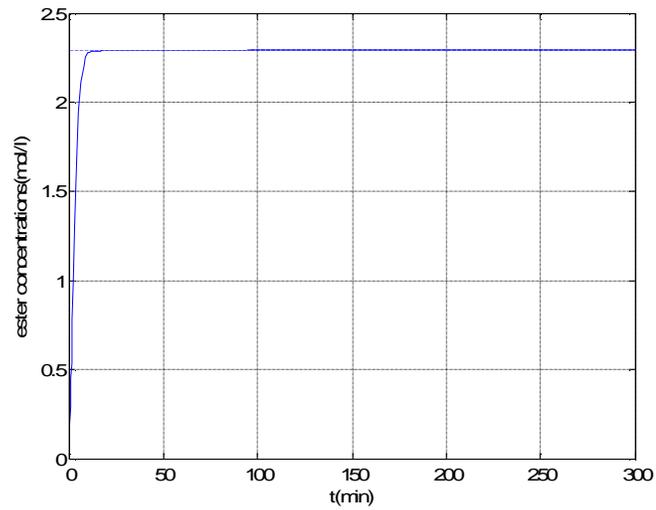
การทดลองที่ 5 ใช้ตัวควบคุมแบบพีดี และ Feedback Linearization ที่ออกแบบได้ควบคุม
ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l เพิ่ม saturation
block มีค่าตั้งแต่ 0 ถึง $1e6$ เพื่อป้องกันการป้อนกำลังงาน (Q) ที่มากเกินไปให้กับถังปฏิกรณ์ ตาม
ภาพที่ 87 ค่า $K_p=2$ และ $K_D=6$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



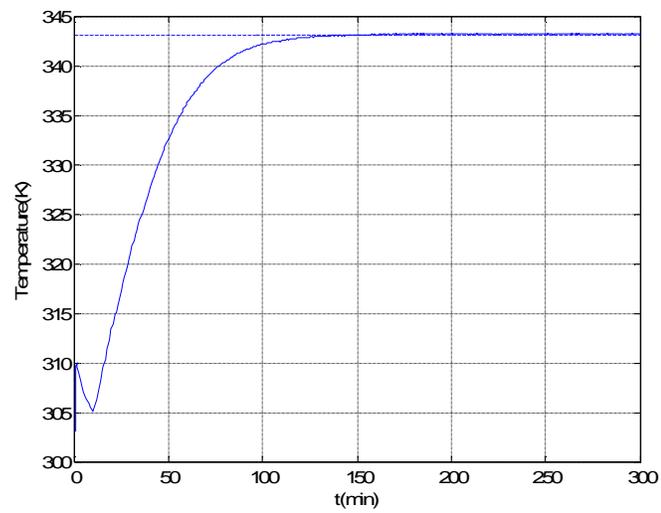
ภาพที่ 87 การทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization**



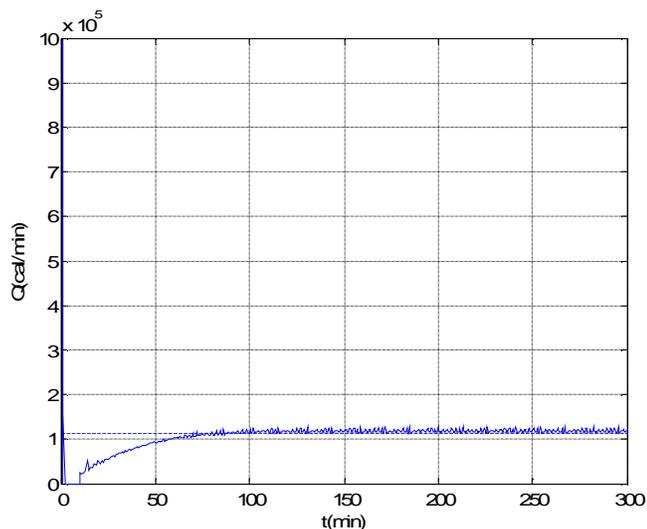
ภาพที่ 88 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5
ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization**



ภาพที่ 89 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5
ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization**



ภาพที่ 90 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization**



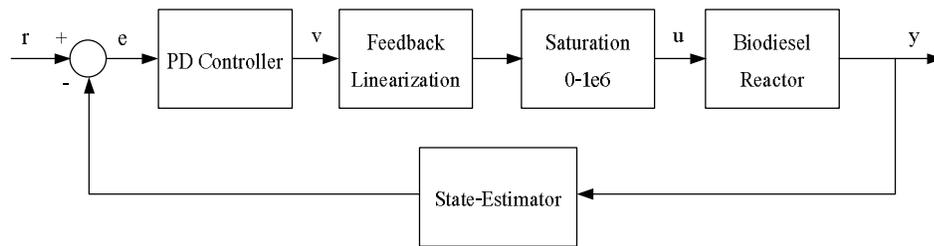
ภาพที่ 91 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 5
ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization**

ตารางที่ 17 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization**

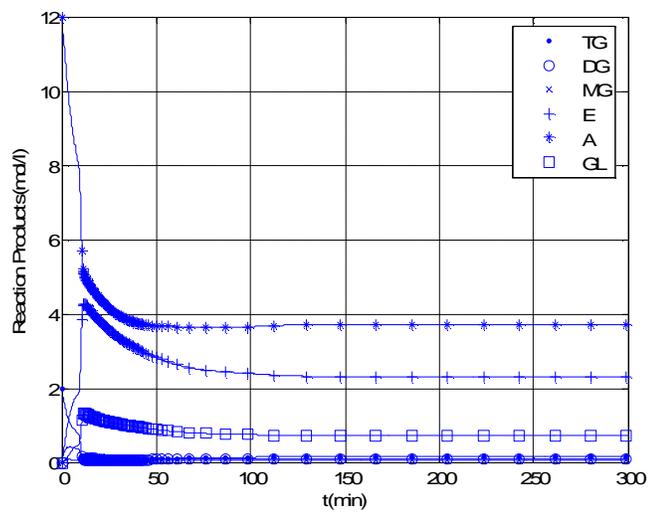
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	23.15	2.29	8.842	2.253
T (K)	138.7	343.1	60.62	336.4
Q (cal/min)	1-1.05	1e6	70.01	1.122e+005

6 การทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** และการประมาณค่าสถานะ

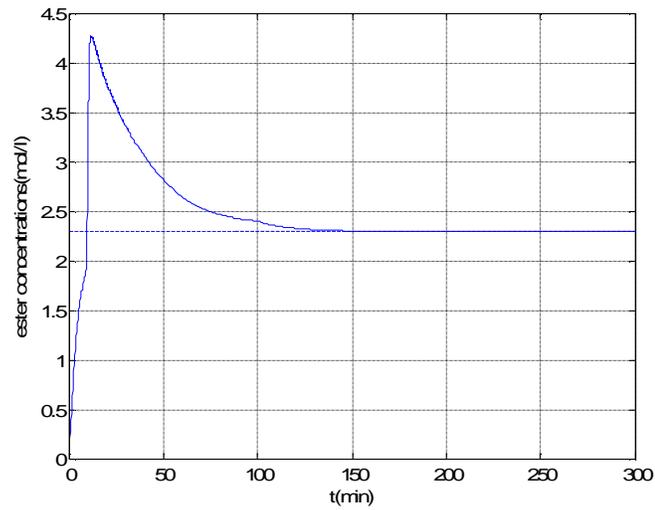
การทดลองที่ 6 ใช้ตัวควบคุมแบบพีดี และ **Feedback Linearization** จากการทดลองที่ 5 และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) จากการทดลองที่ 3 ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l ตามภาพที่ 92 ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



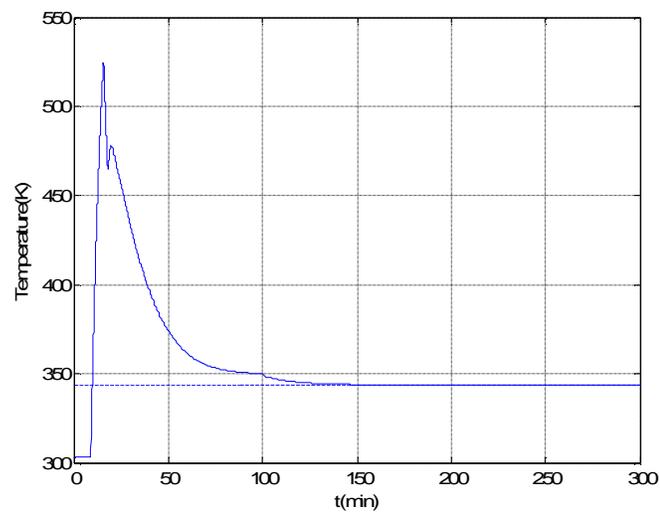
ภาพที่ 92 การทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** และการประมาณค่าสถานะ



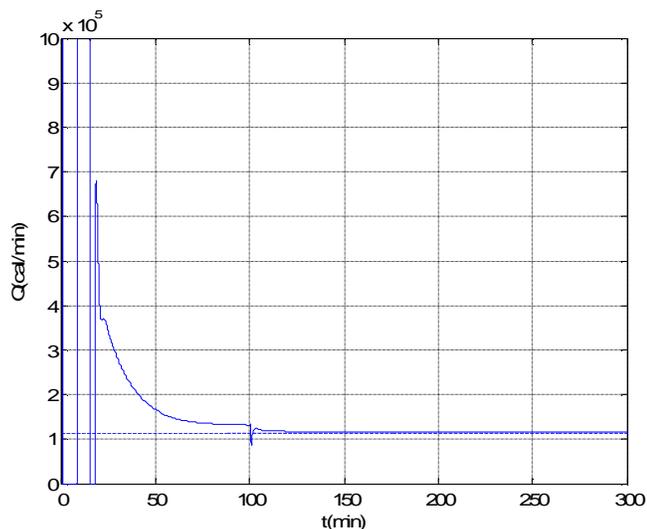
ภาพที่ 93 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** และการประมาณค่าสถานะ



ภาพที่ 94 ความเข้มข้นของ ไบโอดีเซล ($[E]$) ในถึงปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** และการประมาณค่าสถานะ



ภาพที่ 95 อุณหภูมิในถึงปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** และการประมาณค่าสถานะ



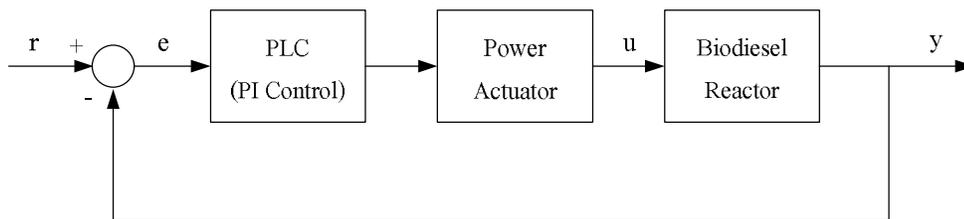
ภาพที่ 96 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization และการประมาณค่าสถานะ

ตารางที่ 18 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ Feedback Linearization และการประมาณค่าสถานะ

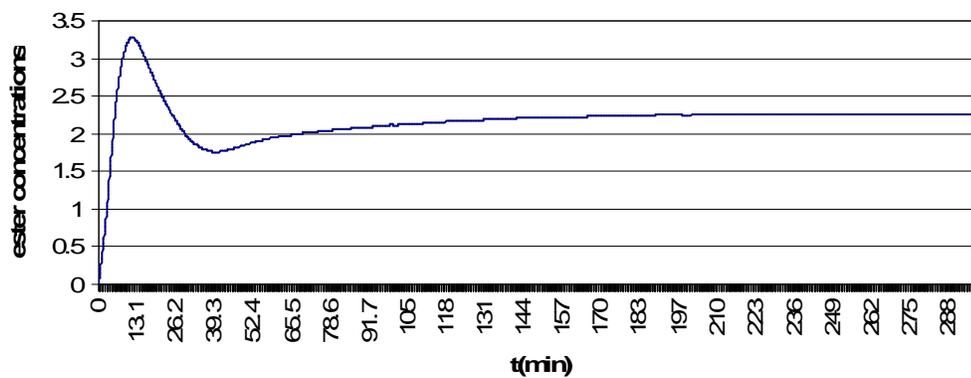
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	11.97	4.268	116.5	2.335
T (K)	15.8	525.1	98.55	350
Q (cal/min)	1,8913-15.76	1e6	101.6	1.09e+005

7. การทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI

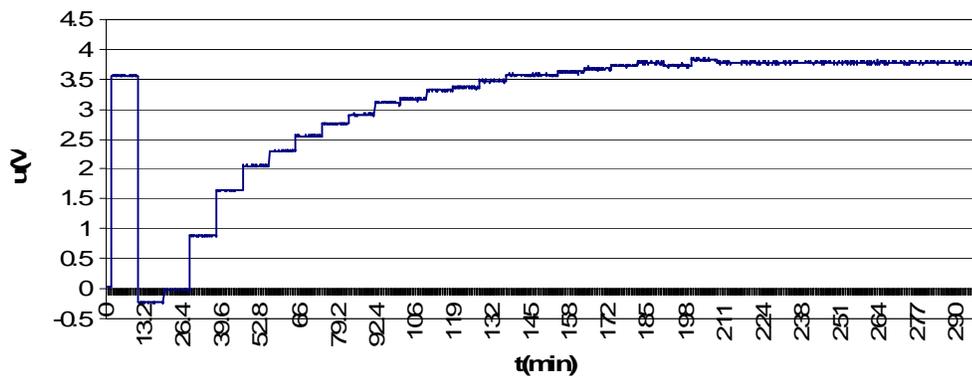
การทดลองที่ 7. ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.29 mol/l (ค่าใน PLC คือ 45%) โดยใช้ PLC เป็นตัวควบคุมแบบพีไอ ตามภาพที่ 97 ค่า $K_p=1$ และ $K_I=1$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



ภาพที่ 97 การทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI



ภาพที่ 98 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ([E]) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI



ภาพที่ 99 control input (u) ของการทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบพีไอบน PLC และ HMI

วิจารณ์

1. การทดลองที่ 1 ตัวควบคุมแบบพีไอ

การทดลองที่ 1. ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l ดังนี้

1.1 การทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง

การทดลองที่ 1.1. ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l **settling time** เท่ากับ 71.62 min แต่เกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์

1.2 การทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก

การทดลองที่ 1.2 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l **settling time** เท่ากับ 71.73 min และแก้ปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์โดยการเพิ่ม **saturation block** มีค่าตั้งแต่ 0 ถึงอนันต์ (**infinity**) แต่มีการใช้ค่าอัตราการขยายพี และอัตราการขยายไอค่อนข้างมาก

1.3 การทดลองที่ 1.3 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบมี **Power Actuator**

การทดลองที่ 1.3 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l **settling time** เท่ากับ 71.73 min และมีการออกแบบให้ใช้ค่าอัตราการขยายพี และอัตราการขยายไอให้น้อยลง โดยการเพิ่ม **Power Actuator** เพื่อให้ใกล้เคียงกับการประยุกต์ใช้งานจริง หรือการประยุกต์ใช้งานกับ **PLC**

2 การทดลองที่ 2 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ

การทดลองที่ 2 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l ดังนี้

21 การทดลองที่ 21 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ โดยตรง

การทดลองที่ 21 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l **settling time** เท่ากับ 93.1 min แต่เกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์

22 การทดลองที่ 22 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบจำกัด u ค่าบวก

การทดลองที่ 22 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l **settling time** เท่ากับ 111.4 min และแก้ปัญหการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์โดยการเพิ่ม **saturation block** มีค่าตั้งแต่ 0 ถึงอนันต์ (**infinity**) แต่มีการใช้ค่าอัตราการขยายป้อนกลับสถานะและอัตราการขยายไอ ค่อนข้างมาก

23 การทดลองที่ 23 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ แบบมี Power Actuator

การทดลองที่ 23 ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ ที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง แต่ไม่สามารถควบคุมได้

3 การทดลองที่ 3 ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ

การทดลองที่ 3 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอจากการทดลองที่ 1 และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) ที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l ดังนี้

31. การทดลองที่ **31** ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบจำกัด u ค่า
บวก

การทดลองที่ **31** ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอจากการทดลองที่ **1.2** และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l **settling time** เท่ากับ 99.93 min

32 การทดลองที่ **3.2** ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator**

การทดลองที่ **3.2** ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอจากการทดลองที่ **1.3** และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l แต่ **settling time** มีค่ามากถึง 770.8 min

33 การทดลองที่ **3.3** ตัวควบคุมแบบพีไอ และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator** โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายพีไอใหม่

การทดลองที่ **3.3** ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบใหม่ เพื่อแก้ปัญหาค่าความเข้มข้นของไบโอดีเซลที่มีค่า **Settling time** มาก โดย **settling time** ใหม่มีค่าเท่ากับ 361 min และใช้การประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) ที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l

4 การทดลองที่ **4** ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะ

การทดลองที่ **4** ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ จากการทดลองที่ **2** และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) จากการทดลองที่ **3** ที่ออกได้แบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ 2.29 mol/l ดังนี้

41 การทดลองที่ **41** ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะแบบจำกัด u ค่าบวก

การทดลองที่ **41** ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ จากการทดลองที่ **22** และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) จากการทดลองที่ **3** ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ **2.29 mol/l** **settling time** เท่ากับ **101.3min**

42 การทดลองที่ **42** ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และการประมาณค่าสถานะแบบมี **Power Actuator**

การทดลองที่ **42** ใช้ตัวควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ จากการทดลองที่ **23** และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) จากการทดลองที่ **3** ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ **2.29 mol/l** แต่ **settling time** มีค่ามากถึง **608.3min**

5. การทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization**

การทดลองที่ **5** ใช้ตัวควบคุมแบบพีดี และ **Feedback Linearization** ที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ **2.29 mol/l** **settling time** เท่ากับ **8842min** แม้ว่าใช้ค่าอัตราการขยายพี และอัตราการขยายไอ น้อยลงมาก โดยไม่ต้องใช้ **Power Actuator** แต่กำลังงานความร้อน (Q) ที่ป้อนให้กับถังปฏิกรณ์มีค่าสูงมากในช่วงแรก คือ เท่ากับ **1e6 cal / min (69.733 kW)** อาจจะประยุกต์ใช้งานจริงได้ยาก

ในการทดลองเราสามารถลดกำลังงานความร้อน (Q) ที่ป้อนให้กับถังปฏิกรณ์ โดยเพิ่ม **saturation block** มีค่าตั้งแต่ **0** ถึง **1.135e5** แต่ยังคงมีปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อนในช่วงสั้นๆ เท่ากับ **1.135e5 cal / min (7.914 kW)** ที่ **1** นาที่ ถึง **1.95** นาที่ เป็นเวลา **57** วินาที และ ที่ **10.03** นาที่ ถึง **10.06** นาที่ เป็นเวลา **1.8** วินาที ทำให้ประยุกต์ใช้งานจริงได้ยาก

ถ้าเราลดกำลังงานความร้อน (Q) ที่ป้อนให้กับถังปฏิกรณ์ต่ำลงมากกว่านี้จะทำให้ไม่สามารถควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้เข้าสู่ **set point** ที่ต้องการได้

6 การทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** และการประมาณค่าสถานะ

การทดลองที่ 6 ใช้ตัวควบคุมแบบพีดี และ **Feedback Linearization** จากการทดลองที่ 5 และการประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) จากการทดลองที่ 3 ที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ **2.29 mol/l** **settling time** เท่ากับ **116.5 min** แต่กำลังงานความร้อน (Q) ที่ป้อนให้กับถังปฏิกรณ์มีค่าสูงมากในช่วงแรก คือ เท่ากับ **1e6 cal/min (69.733 kW)** และเป็น **impulse** เท่ากับ **1e6 cal/min (69.733 kW)** ที่ 1 นาทีแรก อาจจะประยุกต์ใช้งานจริงไม่ได้

7 การทดลองที่ 7 ตัวควบคุมแบบฟิวชัน PLC และ HMI

การทดลองที่ 5 ใช้ตัวควบคุมแบบฟิวชันที่ออกแบบควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ที่ **2.29 mol/l** (ค่าใน PLC คือ **45%**) โดยใช้ PLC เป็นตัวควบคุมแบบฟิวชัน

สรุปและข้อเสนอแนะ

สรุป

งานวิทยานิพนธ์นี้ได้นำเสนอวิธีการออกแบบตัวควบคุม และ **HMI** สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยทำการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล และทำการจำลองการควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซลให้ได้ความเข้มข้นตามที่ต้องการ โดยใช้วิธีการควบคุมแบบฟีดแบ็ค วิธีการควบคุมแบบป้อนกลับสถานะ-ไอ และวิธีการควบคุมแบบ **Feedback Linearization** และออกแบบตัวประมาณค่าสถานะเพื่อประมาณค่าความเข้มข้นจากอนุกรมในถังปฏิกรณ์ เพื่อศึกษาผลลัพธ์ที่ได้ในการควบคุมความเข้มข้นแต่ละวิธี โดยออกแบบการทดลองเป็น 7 การทดลองหลัก ซึ่งทั้ง 7 การทดลองสามารถควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซลที่ 2.29 mol/l ได้ตามต้องการ ในทางทฤษฎีการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมแบบ **Feedback Linearization** ให้ผลการทดลองที่ดีในด้านของ **transient response** โดยเฉพาะ **settling time** ที่มีค่าน้อยเมื่อเทียบกับการทดลองอื่นแต่อาจทำได้ยากในทางปฏิบัติ ในทางปฏิบัติ การทดลองที่ 33 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็ค และการประมาณค่าสถานะ แบบมี **Power Actuator** โดยทดลองปรับค่าอัตราขยายฟีดแบ็คใหม่ เป็นการทดลองที่คาดว่าจะนำไปประยุกต์ใช้งานจริงได้ เพราะให้ผลการทดลองที่ยอมรับได้ในด้านของ **transient response** และ **settling time** เมื่อเทียบกับการทดลองอื่น นอกจากนี้ยังใช้การประมาณค่าสถานะ (**state estimator**) ประมาณค่าความเข้มข้นจากอนุกรมซึ่งวัดได้ง่ายกว่า

ข้อเสนอแนะ

1. นำตัวควบคุม และตัวประมาณค่าสถานะที่ออกแบบได้ทดลองควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของจริง
2. ทดลองออกแบบตัวควบคุมใหม่ๆ เพื่อทดลองควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ผลลัพธ์ที่ดีขึ้น

เอกสารและสิ่งอ้างอิง

กนกอร บุรณะพานิชย์กิจ และ อัจฉราพร เมืองพิล. 2549. การออกแบบระบบควบคุมถังปฏิกรณ์แบบ CSTR ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล.

กัญจนา นุชนเกียรติ, ปราโมช รั้งสรรค้วจิตร, บุญรัชต์ กิตยานันท์, พิสมัย เจนวนิชปัญจกุล, พนิดา ศิริบังเกิดผล, ลลิตา อัตนโอ, วิเชียร ตันดิธรรมภูษิต, นิโรจน์ อัครปัญญาวิทย์, ปริศนา ปราการวิวัฒน์, ยุทธนา สุวรรณโชติ และ น้ำผึ้ง พิมพา. 2546. โครงการวิจัยและพัฒนาการผลิตไบโอดีเซล (Biodiesel) จากน้ำมันพืชเพื่อใช้ทดแทนสารเติมแต่งที่เพิ่มคุณสมบัติในการหล่อลื่น (Lubricity Additive) ในน้ำมันดีเซลกัมมะถันต่ำ, น. 124-137. ใน การสัมมนาเผยแพร่ผลงานวิจัยด้านพลังงานทดแทน.

พิสมัย เจนวนิชปัญจกุล. 2548. ไบโอดีเซลจากน้ำมันพืช, น. 46-54. ใน วิศวกรรมสาร.

ชยานนท์ งามรัศมีวงศ์. 2549. การออกแบบโปรแกรม PLC & HMI ด้วย Genesis 32 เพื่อการควบคุมระดับน้ำ.

Chen, C. 1984. Linear System Theory and Design. Holt, Rinehart and Winston, Inc.

E. Seborg, D. F. Edgar, T and A. Mellichamp, D. 2004. Process Dynamics and control. 2nd. WILEY.

Felder, R. M. and R. W. Rousseau. 2000. Elementary Principles of Chemical Processes. 3d ed John Wiley, New York

H. Scott, F. 1999. Elements of Chemical Reaction Engineering 3rd edition Prentice Hall, Inc.

K. Khalil, H. 2002. Nonlinear System. 3rd edition Prentice Hall, United States of America

Kasteren, J. M. N. and A. P. Nisworo. 2007. A process model to estimate the cost of industrial scale biodiesel production from waste cooking oil by supercritical transesterification, pp 442-458. *In Resources. Conservation and Recycling* 50

N. Bateson, R. 2002. *Introduction to Control System Technology*. Seventh edition Prentice Hall, Inc.

Noureddini, H. and D. Zhu. 1997. Kinetics of Transesterification of Soybean Oil, pp 1457-1463 *In Ibid* 74

S. Nise, N. 2000. *CONTROL SYSTEMS ENGINEERING*. 3d ed John Wiley & Sons, Inc.

Sandler, S. I. 1999. *Chemical and Engineering thermodynamics*. 3d ed. John Wiley, New York

ประวัติการศึกษา และการทำงาน

ชื่อ -นามสกุล	นายวศิน ลีณะนธิกุล
วัน เดือน ปี ที่เกิด	วันที่ 9 กรกฎาคม 2526
สถานที่เกิด	ภูเก็ต
ประวัติการศึกษา	วศ.บ. (ไฟฟ้า) มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ (พ.ศ. 2548)
ตำแหน่งหน้าที่การงานปัจจุบัน	-
สถานที่ทำงานปัจจุบัน	-
ผลงานดีเด่นและรางวัลทางวิชาการ	ได้รับรางวัลเอกรัฐวิศวกรรม AWARD ในโครงการ Industrial Awards for Outstanding Engineering Project ประจำปี 2548 เรื่อง การออกแบบการทำงานร่วมของ PLC และแขนหุ่นยนต์เพื่อใช้ในกระบวนการผลิตทางอุตสาหกรรม ณ วันที่ 1 สิงหาคม 2548
ผลงานตีพิมพ์ทางวิชาการ	1. วศิน ลีณะนธิกุล, พีระยศ แสนโกชณ์, เพ็ญจิตร ศรีนพคุณและสุธี ผู้เจริญชนะชัย. 2550. การออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล, น. 1301-1304 ใน การประชุมวิชาการทางวิศวกรรมไฟฟ้า ครั้งที่ 30 2. พีระยศ แสนโกชณ์, ธงไชย ศรีนพคุณ, สุธี ผู้เจริญชนะชัยและ วศิน ลีณะนธิกุล. 2551. การออกแบบตัวควบคุมและตัวประมาณค่าสเตรตสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล, น. 249-256 ใน การประชุมวิชาการทางวิชาการ ครั้งที่ 46 มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ 3. Peerayot Sanposh, Wasin Leenanithikul, Suthee Phoojaruencharachai, Perjit Sinophakun, Thongchai Sinophakun and Chanin Panjapompon. 2551. Feedback Linearization Controller Design for Continuous Stirred-Tank Reactor (CSTR) in Biodiesel Production Process.

ทุนการศึกษาที่ได้รับ

ECTICON2008

1. ทุนสถาบันบัณฑิตวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีไทย
(Thailand Graduate Institute of Science and Technology,
TGIST)
2. ได้รับทุนผู้ช่วยสอนวิชา **linear control systems** จาก
คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์