



ใบรับรองวิทยานิพนธ์
บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมไฟฟ้า)

ปริญญา

วิศวกรรมไฟฟ้า

วิศวกรรมไฟฟ้า

สาขา

ภาควิชา

เรื่อง การเพิ่มประสิทธิภาพตัวควบคุมอัตโนมัติสำหรับเครื่องสกัดน้ำมันในกระบวนการผลิต
ไบโอดีเซล

Automatic Controller Performance Enhancement for Extractors in Biodiesel Production
Process

นามผู้วิจัย นายสุรเทพ นิลนนท์

ได้พิจารณาเห็นชอบโดย

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์พีระยศ แสนโกชณ์, D.Sc.)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(รองศาสตราจารย์วรวรรณ ศรีนิตราภิมุข, M.S.)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(อาจารย์จันทนี รุ่งเรืองพิทยากุล, D.Sc.)

หัวหน้าภาควิชา

(รองศาสตราจารย์มงคล รักษาพัชรวงค์, Ph.D.)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์รับรองแล้ว

(รองศาสตราจารย์กัญญา วีระกุล, D.Agr.)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

วันที่ เดือน พ.ศ.

ลิขสิทธิ์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

วิทยานิพนธ์

เรื่อง

การเพิ่มประสิทธิภาพตัวควบคุมอัตโนมัติสำหรับเครื่องสกัดน้ำมันในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

Automatic Controller Performance Enhancement for Extractors in Biodiesel Production Process

โดย

นายสุรเทพ นิลนนท์

เสนอ

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

เพื่อความสมบูรณ์แห่งปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมไฟฟ้า)

พ.ศ. 2553

ลิขสิทธิ์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

สุรเทพ นิลนนท์ 2553: การเพิ่มประสิทธิภาพตัวควบคุมอัตโนมัติสำหรับเครื่องสกัด
น้ำมันในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
(วิศวกรรมไฟฟ้า) สาขาวิศวกรรมไฟฟ้า ภาควิชาวิศวกรรมไฟฟ้า อาจารย์ที่ปรึกษา
วิทยานิพนธ์หลัก: ผู้ช่วยศาสตราจารย์พีระยศ แสนโกชณ์, D.Sc. 79 หน้า

งานวิจัยนี้ได้นำเสนอการเพิ่มประสิทธิภาพตัวควบคุมอัตโนมัติสำหรับเครื่องสกัดน้ำมัน
ใน กระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยทำการศึกษหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์
แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล จากนั้นใช้ทฤษฎีควบคุมที่เหมาะสมที่สุด (Optimal
Control Theory) คำนวณหาพลังงานที่เหมาะสมที่สุดในการป้อนเข้าสู่ระบบ เพื่อทำการควบคุม
พลังงานความร้อนในการเร่งปฏิกิริยาในการผลิตไบโอดีเซลให้ได้ความเข้มข้นตามที่ต้องการโดย
ใช้เวลาให้น้อยที่สุดภายใต้เงื่อนไขพลังงานที่จำกัด และได้ใช้วิธี Particle Swarm Optimization เพื่อ
เปรียบเทียบประสิทธิภาพของตัวควบคุมต่างๆ นอกจากนั้นในงานวิจัยนี้ยังได้ทำการทดลองการ
ควบคุมผ่าน FieldPoint และออกแบบส่วนต่อประสานคนกับเครื่อง (Human Machine Interface:
HMI) สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลอีกด้วย

ผลการวิจัยพบว่า การออกแบบตัวควบคุมโดยใช้ทฤษฎีควบคุมที่เหมาะสมที่สุด ที่มี input
saturation โดยมีเงื่อนไขทางด้านเวลาและเงื่อนไขที่จุดสุดท้ายคือความเข้มข้นของเอสเตอร์เท่ากับ
 2.104 mol/l และอุณหภูมิในถังปฏิกรณ์เท่ากับ 333.15°K สามารถลดเวลาและพลังงานในการ
ผลิตได้น้อยและดีที่สุด

ลายมือชื่อนิสิต

ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

Surathep Nilnond 2010: Automatic Controller Performance Enhancement for Extractors in Biodiesel Production Process. Master of Engineering (Electrical Engineering), Major Field: Electrical Engineering, Department of Electrical Engineering. Thesis Advisor: Assistant Professor Peerayot Sanposh, D.Sc. 79 pages.

This research purposed to present about Automatic Controller Performance Enhancement for Extractors in Biodiesel Production Process by studying and finding out the suitable dynamic model of the Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) in Biodiesel production process. After that, we applied the Optimal Control Theory to calculate optimal energy, that was put into the system, for control heat energy which was used to stimulate the reaction in Biodiesel production process. Under the limited energy levels, we expect to use the least time to produce Biodiesel in the assigned concentrations and use Particle Swarm Optimization to compare controller's performance. Moreover, this research also experimented about the control through FieldPoint, and designed Human Machine Interface (HMI) for the Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) in Biodiesel production process.

From the results, Design controller using optimal control theory with input saturation and constrains with time and at final time ester concentration is 2.104 mol/l and temperature in biodiesel tank is $333.15^\circ K$ can minimized for the lowest time and input power for production process.

Student's signature

Thesis Advisor's signature

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณ โครงการทุนสถาบันวิจัยและพัฒนาแห่งมหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ (Kasetsart University Research and Development: KURDI) ที่ให้การสนับสนุนด้านเงินทุน และอุปกรณ์ สำหรับการทำวิทยานิพนธ์นี้

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

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์วรวรรณ ศรีนัตถภิมุข และอาจารย์ ดร. จันทนิ รุ่งเรืองพิทยากุล อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่ให้ความรู้ และคำแนะนำเกี่ยวกับการทำวิทยานิพนธ์นี้

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. เพ็ญจิตร ศรีนพคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. ชงไชย ศรีนพคุณ ที่ให้ความรู้ และคำแนะนำเกี่ยวกับการทำวิทยานิพนธ์นี้

ขอขอบคุณ พี่ๆ ธุรการภาควิชาไฟฟ้า ที่ให้ความช่วยเหลือ ทางด้านเอกสารต่างๆ

ขอขอบคุณ พี่ ๆ เพื่อน ๆ และน้อง ๆ ในห้องปฏิบัติการ IMARC ที่ให้ความช่วยเหลือ ให้คำปรึกษา ให้กำลังใจ ทำให้การทำวิทยานิพนธ์นี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอกราบขอบพระคุณ คุณพ่อสุรศักดิ์ คุณแม่วราภรณ์ ที่ให้การสนับสนุนด้านการเงิน อุปกรณ์ สำหรับการทำวิทยานิพนธ์ และเป็นกำลังใจขณะที่กำลังศึกษาในระดับปริญญาโทจนประสบความสำเร็จ

สุดท้ายขอขอบคุณเทพเกษร วิสุทธารมณ ที่คอยเป็นกำลังใจและเป็นแรงใจให้ตลอดการทำงานวิจัยนี้

สุรเทพ นิลนนท์

เมษายน 2553

สารบัญ

หน้า

สารบัญ	(1)
สารบัญตาราง	(2)
สารบัญภาพ	(3)
คำย่อ	(7)
คำนำ	1
วัตถุประสงค์	3
การตรวจเอกสาร	4
อุปกรณ์และวิธีการ	27
อุปกรณ์	27
วิธีการ	27
ผลและวิจารณ์	43
ผล	43
วิจารณ์	72
สรุปและข้อเสนอแนะ	76
สรุป	76
ข้อเสนอแนะ	76
เอกสารและสิ่งอ้างอิง	77
ประวัติการศึกษา และการทำงาน	79

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
1 ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา	32
2 ค่าตัวแปรที่ใช้ในแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	36
3 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	49
4 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก	52
5 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยใช้วิธี PSO	55
6 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก	58
7 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)	61
8 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)	64
9 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)	66
10 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104, x(7) = 333.15$)	69

สารบัญภาพ

ภาพที่	หน้า
1 Continuous Process	5
2 Batch และ Semi-Batch Process	7
3 ขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง	10
4 ขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซล	11
5 แผนภาพแสดงวิธีการแก้ปัญหาการควบคุมที่เหมาะสมที่สุด	19
6 Collocation methods บนช่วง state profiles, control profiles และ element length	22
7 แผนภาพลักษณะการทำงานของ PSO	24
8 แผนภาพวิธีการดำเนินการ	28
9 แผนภาพการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	29
10 ปฏิกริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชันของ TG กับเมทานอล	30
11 ถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	33
12 การเลือกจุดทำงานสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	40
13 การควบคุมชนิดพีไอ	44
14 การทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	46
15 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	47
16 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	47
17 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	48
18 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.1	
19 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง	48
20 การทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก	49
21 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบ	50

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
22	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คจำกัด u ค่าบวก	50
23	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คจำกัด u ค่าบวก	51
24	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คจำกัด u ค่าบวก	51
25	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คโดยใช้วิธี PSO	53
26	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คโดยใช้วิธี PSO	53
27	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คโดยใช้วิธี PSO	54
28	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คโดยใช้วิธี PSO	54
29	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คโดยใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก	56
30	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คโดยใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก	56
31	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.2	
32	ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คโดยใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก	57
33	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็คโดยใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก	57
34	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมฟีดแบ็คโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)	59
35	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมฟีดแบ็คโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)	59

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่	หน้า
36	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมฟีด
	โดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
37	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมฟีด
	โดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
38	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.2
	ตัวควบคุมฟีดโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation
	(cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
39	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ([E]) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.2
	ตัวควบคุมฟีดโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation
	(cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
40	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.2
	ตัวควบคุมฟีดโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation
	(cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
41	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 3.2
	ตัวควบคุมฟีดโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation
	(cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
42	ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด
	with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
43	ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ([E]) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด
	with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
44	อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด
	with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
45	กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด
	with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่	หน้า
46 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)	67
47 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสม ที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)	68
48 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)	68
49 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)	69
50 แผนภาพแสดงการทำงานของ HMI	71
51 แผนภาพแสดง Block Diagram	71

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)
ρ	=	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

การเพิ่มประสิทธิภาพตัวควบคุมอัตโนมัติสำหรับเครื่องสกัดน้ำมันในกระบวนการ ผลิตไบโอดีเซล

Automatic Controller Performance Enhancement for Extractors in Biodiesel Production Process

คำนำ

ปัจจุบันปริมาณการใช้น้ำมันปิโตรเลียมมีแนวโน้มสูงขึ้นอย่างต่อเนื่องและมีราคาสูงขึ้นทุกวันซึ่งมีผลกระทบเป็นวงกว้างในภาคการคมนาคมขนส่ง ภาคการขยายตัวของเศรษฐกิจและค่าครองชีพ โดยในแต่ละวันประเทศไทยมีการใช้น้ำมันมากกว่ากำลังการผลิตภายในประเทศ จึงจำเป็นต้องนำเข้าน้ำมันปิโตรเลียมจากต่างประเทศซึ่งแม้ว่าจะได้นำก๊าซธรรมชาติมาลดปริมาณการใช้น้ำมันได้บ้างแต่ความต้องการน้ำมันปิโตรเลียมโดยเฉพาะน้ำมันดีเซลในภาคการคมนาคมขนส่งนั้นมีความต้องการที่สูงและไม่แนวโน้มที่จะลดลง ดังนั้นจึงต้องเร่งพัฒนาพลังงานทดแทนที่สามารถตอบสนองต่อความต้องการในการใช้งานได้ ซึ่งพลังงานทดแทนที่สามารถผลิตแทนน้ำมันดีเซลได้ในปริมาณมากก็คือไบโอดีเซล

ไบโอดีเซลคือเชื้อเพลิงทางเลือกที่ผลิตจากทรัพยากรหมุนเวียนเช่นน้ำมันจากพืชหรือไขมันจากสัตว์ กับสารอนุกรมแอลกอฮอล์และตัวเร่งปฏิกิริยา ในปัจจุบันไบโอดีเซลเป็นที่รู้จักกันอย่างแพร่หลายมากขึ้นมีงานวิจัยต่างๆเกี่ยวกับสารตั้งต้นในการผลิตและกระบวนการผลิตไบโอดีเซลออกมามากมาย งานวิทยานิพนธ์นี้ได้นำเสนอการเพิ่มประสิทธิภาพตัวควบคุมอัตโนมัติสำหรับเครื่องสกัดน้ำมันในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลเพื่อเพิ่มกำลังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้เวลาที่ลดลงภายใต้เงื่อนไขการใช้พลังงานที่จำกัด

วิทยานิพนธ์นี้ได้เสนอการเพิ่มประสิทธิภาพตัวควบคุมอัตโนมัติสำหรับเครื่องสกัดน้ำมันในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยทำการศึกษาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลและทำการออกแบบตัวควบคุมโดยใช้ทฤษฎีการควบคุมที่เหมาะสมที่สุดโดยให้ใช้เวลาในการผลิตน้อยที่สุดและใช้พลังงานในการผลิตที่จำกัด ผลลัพธ์ที่ได้จากการควบคุมจะถูกวิเคราะห์ นอกจากนั้นงานวิทยานิพนธ์นี้ยังได้ทำการทดลองควบคุมด้วย

FieldPoint และเขียน HMI ด้วย OpenGL สำหรับถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลอีกด้วย

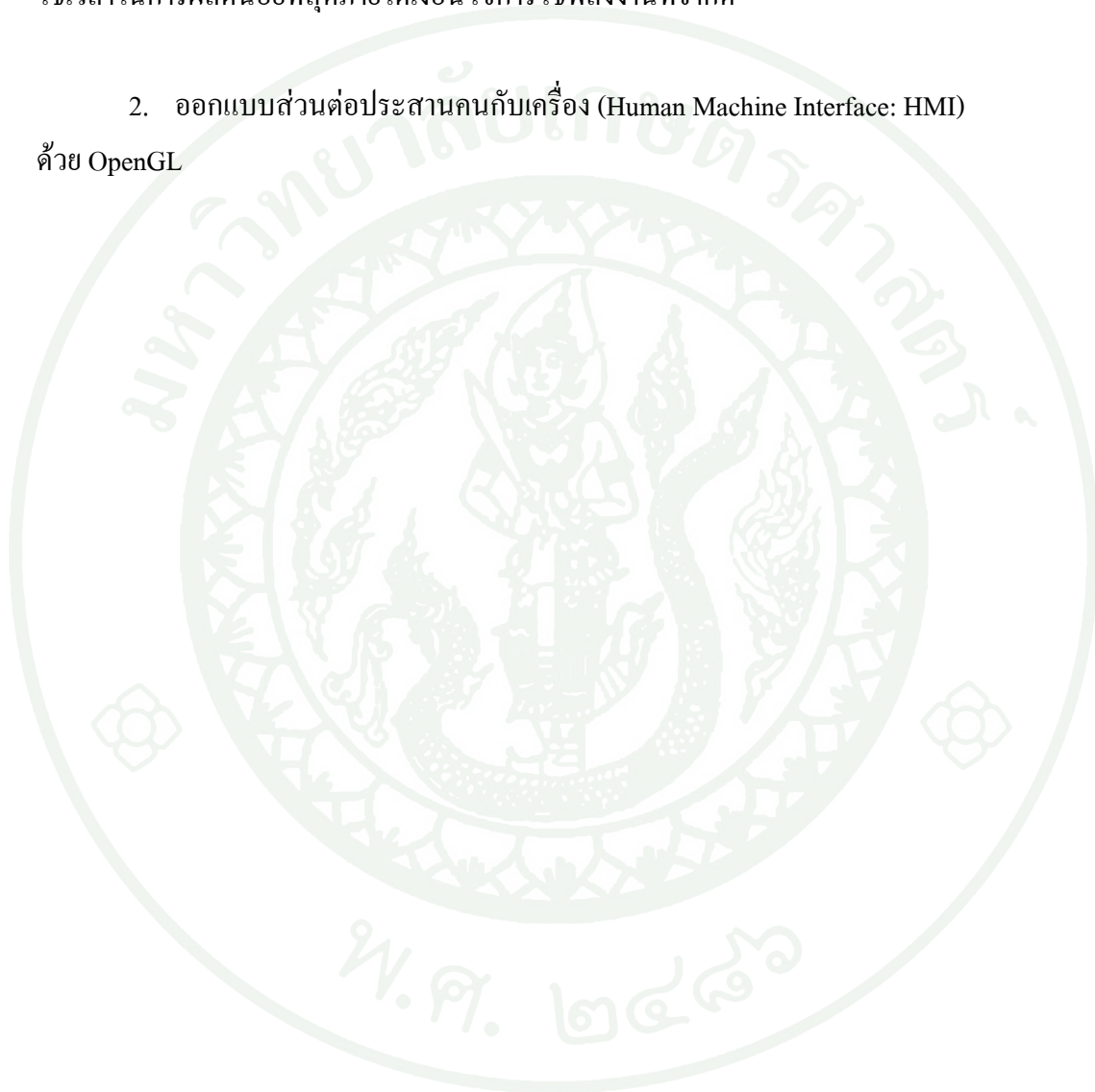
ในขั้นตอนต่อไปจะนำตัวควบคุมที่ออกแบบได้ทดลองควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของจริง



วัตถุประสงค์

1. ออกแบบตัวควบคุมที่สามารถผลิตไบโอดีเซลให้ได้ความเข้มข้นตามที่ต้องการโดยใช้เวลาในการผลิตน้อยที่สุดภายใต้เงื่อนไขการใช้พลังงานที่จำกัด

2. ออกแบบส่วนต่อประสานคนกับเครื่อง (Human Machine Interface: HMI) ด้วย OpenGL



การตรวจเอกสาร

พื้นฐานกระบวนการ

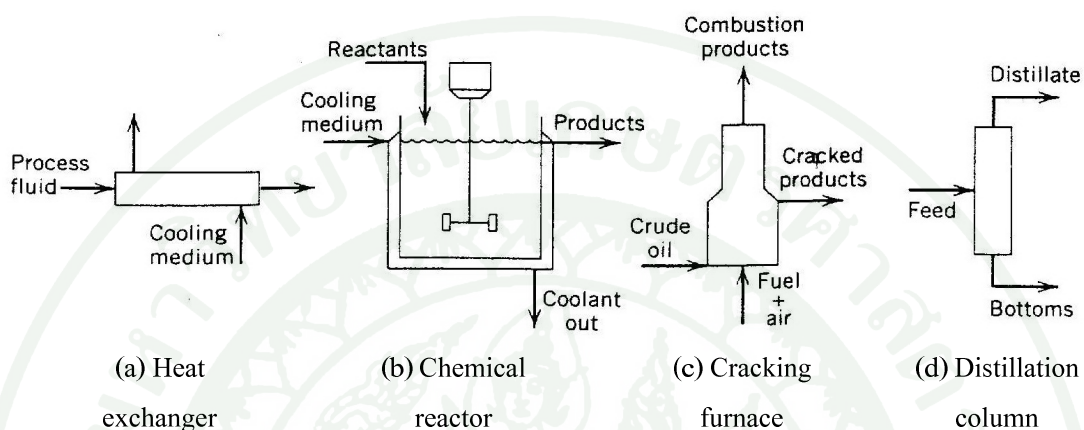
ในปี พ.ศ. 2551 วศิน ถิ่นะนิธิกุล, พีระยศ แสนโกชณ์, เพ็ญจิตร ศรีนพคุณและสุธี ผู้เจริญ หนุนชัย ได้นำเสนอการออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยเสนอว่ารากฐานของการควบคุมกระบวนการ คือ การเข้าใจกระบวนการ ด้วยเหตุนี้ เราเริ่มต้นส่วนนี้ด้วยคำถามพื้นฐาน อะไรคือกระบวนการ (process) สำหรับวัตถุของเรา คือ สารปฏิกิริยาที่เหมาะสม

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 อุณหภูมิทางออกของกระบวนการของไหลถูกควบคุมโดยการจัดการอัตราการไหลของน้ำ การเปลี่ยนแปลงในอุณหภูมิทางเข้า และอัตราการไหลของกระบวนการของไหลมีผลต่อการดำเนินการการแลกเปลี่ยนความร้อน เพราะฉะนั้น ตัวแปรนี้ถูกพิจารณาเป็น disturbance variable

1.2 Continuous stirred-tank reactor (CSTR)

ถ้าปฏิกิริยาเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน (exothermic) มากๆ มันจำเป็นที่จะควบคุม อุณหภูมิของถังปฏิกรณ์ โดยการจัดการอัตราการไหลของสารหล่อเย็นในเปลือกหุ้ม (jacket) หรือ คอยล์เย็น (cooling coil) เงื่อนไขการป้อนเข้า (องค์ประกอบ อัตราการไหล และ อุณหภูมิ) สามารถ เป็น 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 อุณหภูมิภาคใกล้ส่วนบนของ 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

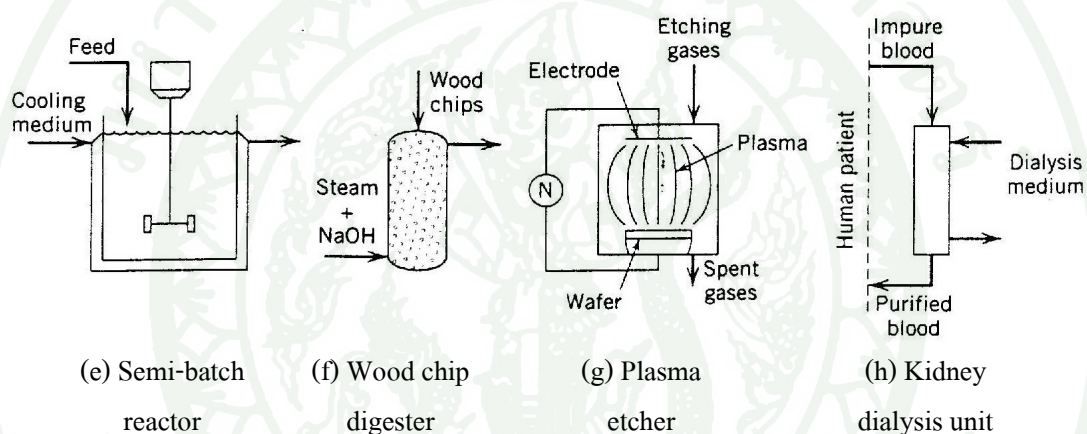
Manipulated variable (MVs) คือ process variable ซึ่งสามารถถูกปรับเพื่อรักษา controlled variable ให้เข้าใกล้ set point ตัวอย่าง เช่น Manipulated variable คือ อัตราการไหล

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-Bath Process

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



ภาพที่ 2 Batch และ Semi-Bath Process

2.1 Batch หรือ Semi-Batch reactor

ประจุเริ่มต้นของตัวทำปฏิกิริยานำมาซึ่งเงื่อนไขของปฏิกิริยา 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

2.2 Wood chip digester

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

2.3 Plasma etcher in a semiconductor processing

single wafer บรรจุแผงวงจรนับร้อยชิ้นถูกควบคุมเพื่อสารผสมของ etching gases ภายใต้เงื่อนไขที่เหมาะสม เพื่อสร้าง และรักษา plasma (ความต่างศักย์สูงถูกใช้ที่อุณหภูมิสูง 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

กระบวนการผลิตไบโอดีเซล

ในปีพ.ศ. 2548 พิศมัย เจนวนิชปัญญกุล ได้นำเสนอว่าไบโอดีเซลเป็นพลังงานทดแทนน้ำมันดีเซล สามารถผลิตขึ้นได้จากกระบวนการเคมีระหว่างน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์กับสารอนุกรมแอลกอฮอล์ เช่น เมทานอล และตัวเร่งปฏิกิริยา โดยเทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซล แบ่งออกได้เป็น 3 ประเภทได้แก่

1. กระบวนการทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน (Transesterification Process)

เป็นกระบวนการที่ใช้ด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาและเมทานอล มีข้อดีคือ เป็นเทคโนโลยีที่มีการลงทุนไม่สูงนักเนื่องจากเป็นกระบวนการที่ใช้อุณหภูมิต่ำ และความดันต่ำกว่า 2 บรรยากาศ ผลได้ของปฏิกิริยาสูงถึง 98 % แต่กระบวนการนี้จะไม่เหมาะกับวัตถุดิบที่มีปริมาณกรดไขมันอิสระสูง เนื่องจากจะเกิดสบู่ และส่งผลให้ผลได้ของกระบวนการลดลง

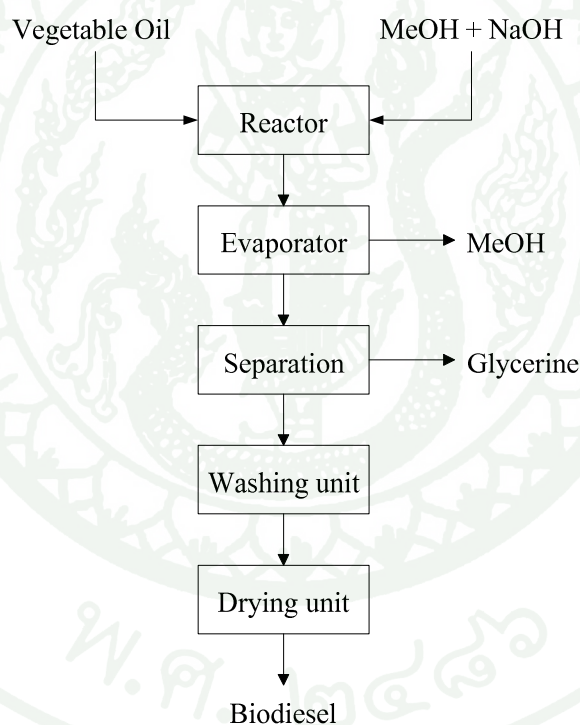
1.1 กระบวนการเอสเทอร์ฟิเคชัน (Esterification Process)

เป็นกระบวนการใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาและเมทานอล จะสามารถใช้ได้กับวัตถุดิบทุกชนิด และค่ากรดไขมันอิสระทุกระดับ แต่ข้อด้อย คือ ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานาน และใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาสูงกว่าในปฏิกิริยา ทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน จึงทำให้ต้นทุนการผลิตต่อหน่วยสูงกว่า

1.2 กระบวนการ 2 ขั้นตอน (Two-stage-Process)

เป็นการแก้ปัญหาจุดด้อยของ 2 กระบวนการข้างต้น กล่าวคือ มีความสามารถใช้ได้กับน้ำมันที่มีค่ากรดไขมันอิสระสูง ในขณะที่เดียวกันก็มีการใช้พลังงานต่ำ โดยหลักการคือใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดกรด เปลี่ยนกรดไขมันของน้ำมันในขั้นตอนแรก และในขั้นตอนที่สอง ใช้ด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เช่นเดียวกับกระบวนการทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน ถึงแม้ว่ากระบวนการนี้จะใช้พลังงานต่ำกว่า กระบวนการเอสเทอร์ฟิเคชันอย่างเดียว แต่หากวัตถุดิบมีค่ากรดสูงมากๆ กระบวนการในขั้นตอนแรกจะใช้เวลามากขึ้น ส่งผลให้ต้นทุนการผลิตต่อหน่วยของไบโอดีเซลสูงขึ้นตามไปด้วย

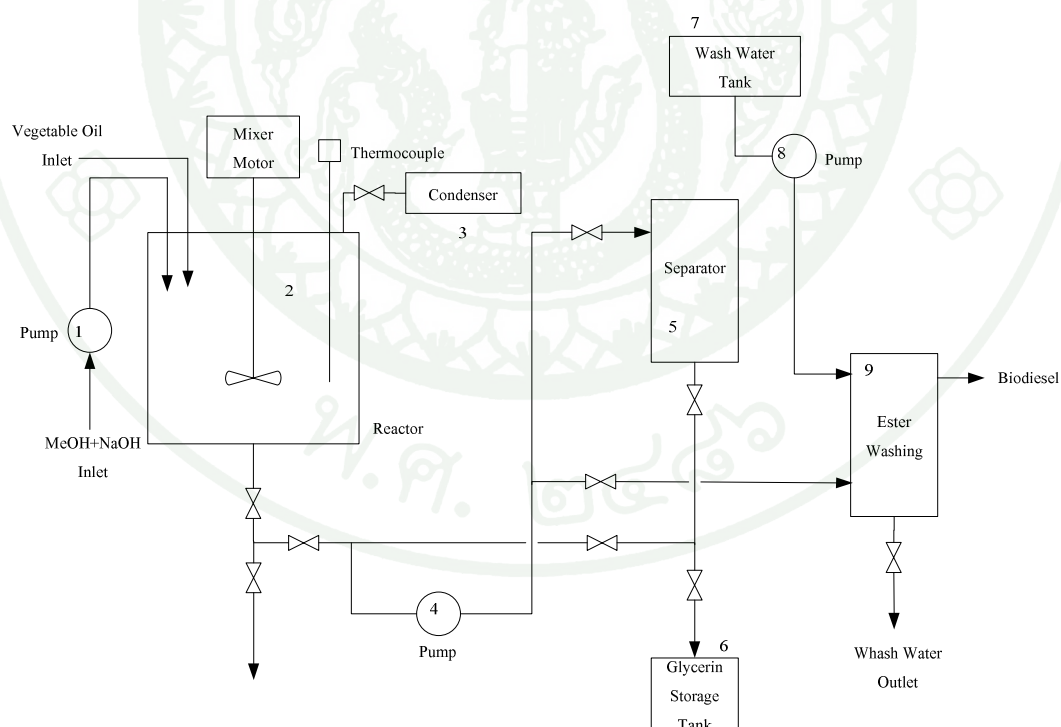
กระบวนการที่ใช้ในงานวิทยานิพนธ์นี้คือการบวนการกระบวนการทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน ซึ่งประกอบด้วย ขั้นตอนการทำปฏิกิริยา ทรานเอสเทอร์ฟิเคชันระหว่างน้ำมันพืช และเมทานอล โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตั้งเร่งปฏิกิริยาในถังปฏิกรณ์ และขั้นตอนสำหรับกำจัดสารเคมีอื่นๆ ที่หลงเหลือหรือเกิดขึ้นในปฏิกิริยา ซึ่งได้แก่ การกำจัดเมทานอลที่ไม่ได้ใช้ในปฏิกิริยาด้วยเครื่องระเหย การแยกกลีเซอรินซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ร่วมออกจากไบโอดีเซล การล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำเพื่อกำจัดปริมาณโซเดียมไฮดรอกไซด์ และขั้นตอนสุดท้ายคือการจำกัดปริมาณน้ำล้างที่เหลืออยู่ในผลิตภัณฑ์ตามภาพที่ 3 แผนภาพขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง



ภาพที่ 3 ขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง

แผนภาพขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลดังแสดงไว้ในภาพที่ 4 โดยมีขั้นตอนต่างๆ ดังที่ได้กล่าวคล้ายคลึงกับขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลดังแสดงในภาพที่ 3 โดยรายละเอียดอุปกรณ์ที่ใช้สำหรับการผลิตไบโอดีเซลระดับ Pilot Scale ประกอบด้วย

1. ปั๊ม (Pump) สำหรับป้อนเมทานอล และ โซเดียมไฮดรอกไซด์เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ (Reactor)
2. ถังปฏิกรณ์ (Reactor)
3. เครื่องควบแน่น (Condenser) สำหรับควบแน่นเมทานอล
4. ปั๊ม (Pump) สำหรับป้อนผลิตภัณฑ์เข้าสู่ถังแยก (Separator)
5. ถังแยก (Separator) เพื่อแยกกลีเซอรินออกจากผลิตภัณฑ์
6. ถังเก็บกลีเซอริน (Glycerin 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 60°C (333.15°K) โดยความเข้มข้นของเอสเทอร์ (E) ของกรดไขมัน หรือไบโอดีเซลเท่ากับ 2.104 mol/l

ทฤษฎีการควบคุมที่เหมาะสมที่สุด

ในปี ค.ศ. 1999 Arthur E. Bryson, Jr ได้นำเสนอประเภทของการควบคุมที่เหมาะสมที่สุด ทฤษฎีการควบคุมที่เหมาะสมที่สุด (Optimal Control Theories) เป็นทฤษฎีที่กล่าวถึงการควบคุมที่เหมาะสมที่สุดในแต่ละระบบ โดยใช้อินพุตและเงื่อนไขที่จำกัด แบ่งเป็น 2 หัวข้อดังนี้

1. ประเภทปัญหาการควบคุมที่เหมาะสมที่สุด

ประเภทปัญหาการควบคุมที่เหมาะสมที่สุดแบ่งได้ 3 ประเภท

1.1 การควบคุมที่เหมาะสมที่สุดโดยไม่คำนึงถึงเงื่อนไขบังคับ (Optimal Control with No Terminal Constraints)

คือการควบคุมที่เหมาะสมที่สุดโดยไม่คำนึงถึงเงื่อนไขบังคับ (Constraint) สามารถแบ่งได้เป็น 2 ระบบคือ

1. ระบบไม่ต่อเนื่อง (Discrete System)

เป็นระบบที่เราทำการ สุ่มค่า (Sampling) ตัวแปรสแตต $x(k)$ ณ เวลาที่ k โดยเราจะกำหนดปัญหา สแตต (State problems) ได้โดย เลือกค่าอินพุต $u(k)$ โดยที่ $k = 0, \dots, N - 1$ ซึ่งทำให้ระบบมีค่าน้อยที่สุดหรือเรียกว่า มินิไมซ์ (Minimize) ดังสมการที่ (1)-(5)

$$\begin{aligned} J &= \phi[x(N)] + \sum_{k=0}^{N-1} L[x(k), u(k), k] \\ x(k+1) &= f[x(k), u(k), k] \\ x(0) &= x_0 \end{aligned} \tag{1}$$

เมื่อ J คือ Cost function, $x(k+1)$ คือตัวแปรสแตต ณ เวลาที่ $k+1$, $x(0)$ คือตัวแปรสแตต ณ เวลาเริ่มต้นและ N คือเวลาสุดท้ายที่ถูกควบคุมดังสมการที่ (2)

โดยเราจะมีเงื่อนไขจำเป็น (Necessary condition) คือ

$$H(k) \triangleq L[x(k), u(k), k] + \lambda^T(k+1)f[x(k), u(k), k] \quad (2)$$

ซึ่งเราสามารถพิจารณาจากสมการ Discrete Euler-Lagrange

$$\begin{aligned} x(k+1) &= f[x(k), u(k), k] \\ \lambda(k) &= H_x^T(k) \equiv L_x^T(k) + f_x^T(k)\lambda(k+1) \\ \lambda(N) &= \phi_x^T \end{aligned} \quad (3)$$

โดยที่ $u(k)$ พิจารณาจาก

$$H_u(k) = 0, k = 0, \dots, N-1 \quad (4)$$

ดังนั้นเราสามารถเขียนได้อีกรูปแบบหนึ่งคือ

$$H_u(k) \equiv L_u(k) + \lambda^T(k+1)f_u(k) = 0 \quad (5)$$

โดยที่ λ จะมีค่าที่ทำให้ ระบบมีค่าน้อยที่สุด

2. ระบบต่อเนื่อง (Continuous System)

เป็นระบบแบบต่อเนื่อง โดยเราจะกำหนดปัญหาสแตต (State problems) ได้โดยเลือกค่าอินพุต $u(t)$ โดยที่ $t_0 \leq t \leq t_f$ ซึ่งทำให้ระบบมีค่าน้อยที่สุดหรือเรียกว่ามินิไมซ์ (Minimize) ดังสมการที่ (6)-(9)

$$\begin{aligned} J &= \phi[x(t_f)] + \int_{t_0}^{t_f} L[x(t), u(t), t] dt \\ \dot{x} &= f[x(t), u(t), t] \\ x(t_0) &= x_0 \end{aligned} \quad (6)$$

เมื่อ J คือ Cost function, $\dot{x}$ คืออัตราการเปลี่ยนแปลงตัวแปรสแตทเทียบกับเวลาและ t_0, t_f คือเวลาเริ่มต้นและสุดท้ายที่กำหนดตามลำดับดังสมการที่ (7) โดยมีเงื่อนไขที่จำเป็น (Necessary condition) คือ

$$H(t) \triangleq L[x(t), u(t), t] + \lambda^T(t) f[x(t), u(t), t] \quad (7)$$

ซึ่งเราสามารถพิจารณาจาก Differential Equations

$$\begin{aligned} \dot{x} &= f[x(t), u(t), t] \\ \dot{\lambda} &= -H_x^T(t) \equiv -L_x^T(t) - f_x^T(t) \lambda(t) \\ \lambda(t_f) &= \phi_x^T \end{aligned} \quad (8)$$

โดยที่ $u(t)$ พิจารณาจาก

$$H_u(t) \equiv L_u(t) + \lambda^T(t) f_u(t) = 0 \quad (9)$$

โดยที่ λ จะมีค่าที่ทำให้ ระบบมีค่าน้อยที่สุด

1.2 การควบคุมเหมาะสมที่สุดโดยคำนึงถึงเงื่อนไขบังคับ (Optimal Control with Terminal Constraints)

คือการควบคุมเหมาะสมที่สุดโดยคำนึงถึงเงื่อนไขบังคับ(Constraint) สามารถแบ่งได้เป็น 2 ระบบคือ

1 ระบบไม่ต่อเนื่อง(Discrete System)

เป็นระบบที่เราทำการ สุ่มค่า (Sampling) ตัวแปรสแตท $x(k)$ ณ เวลาที่ k โดยเราจะกำหนดปัญหาสแตท (State problems) ได้โดย เลือกค่าอินพุท $u(k)$ โดยที่ $k = 0, \dots, N - 1$ ซึ่งทำให้ระบบมีค่าน้อยที่สุดหรือเรียกว่า มินิไมซ์ (Minimize) ดังสมการที่ (10),(11)

$$\begin{aligned}
J &= \phi[x(N)] + \sum_{k=0}^{N-1} L[x(k), u(k), k] \\
x(k+1) &= f[x(k), u(k), k] \\
x(0) &= x_0 \\
\psi[x(N)] &= 0
\end{aligned} \tag{10}$$

เมื่อ J คือ Cost function, $x(k+1)$ คือตัวแปรสแตต ณ เวลาที่ $k+1$, $x(0)$ คือตัวแปรสแตต ณ เวลาเริ่มต้น, N คือเวลาสุดท้ายที่ถูกควบคุมและ ψ คือขอบเขตที่กำหนด โดยเราจะมีเงื่อนไขจำเป็น (Necessary condition) คือ

$$\begin{aligned}
H(k) &\triangleq L[x(k), u(k), k] + \lambda^T(k+1)f[x(k), u(k), k] \\
\Phi &\triangleq \phi[x(N)] + \nu^T \psi[x(N)] \\
x(k+1) &= f[x(k), u(k), k] \\
\lambda(k) &= H_x^T(k) \equiv L_x^T(k) + f_x^T(k)\lambda(k+1) \\
\lambda^T(N) &= \Phi_x \equiv \phi_x + \nu^T \psi_x
\end{aligned} \tag{11}$$

โดยที่ $u(k)$ พิจารณาจาก

$$H_u(k) \equiv L_u(k) + \lambda^T(k+1)f_u(k) = 0$$

จะได้ $x(k)$ และ $\lambda(k)$, ทำให้เราสามารถหาค่า ν ซึ่งเป็นไปตามเงื่อนไข $\psi = 0$

2 ระบบต่อเนื่อง (Continuous System)

เป็นระบบแบบต่อเนื่อง โดยเราจะกำหนดปัญหาสแตต (State problems) ได้โดยเลือกค่าอินพุต $u(t)$ โดยที่ $t_0 \leq t \leq t_f$ ซึ่งทำให้ระบบมีค่าน้อยที่สุดหรือเรียกว่ามินิไมซ์ (Minimize) ดังสมการที่ (12)-(14)

$$\begin{aligned}
J &= \phi[x(t_f)] + \int_{t_0}^{t_f} L[x(t), u(t), t] dt \\
\dot{x} &= f[x(t), u(t), t] \\
x(t_0) &= x_0 \\
\psi[x(t_f)] &= 0
\end{aligned} \tag{12}$$

เมื่อ J คือ Cost function, $\dot{x}$ คืออัตราการเปลี่ยนแปลงตัวแปรสแตทเทียบกับเวลา, t_0, t_f คือเวลาเริ่มต้นและสุดท้ายที่กำหนดตามลำดับและ ψ คือขอบเขตที่กำหนดโดยมีเงื่อนไขที่จำเป็น (Necessary condition) คือ

$$H(t) \triangleq L[x(t), u(t), t] + \lambda^T(t)f[x(t), u(t), t], \Phi \triangleq \phi[x(t_f)] + \nu^T\psi[x(t_f)] \quad (13)$$

ซึ่งเราสามารถพิจารณาจาก Differential Equations

$$\begin{aligned} \dot{x} &= f[x(t), u(t), t], \\ \dot{\lambda} &= -H_x^T(k) \equiv -L_x^T(k) - f_x^T(t)\lambda(t), \lambda^T(t_f) = \Phi_x \equiv \phi_x + \nu^T\psi_x \end{aligned} \quad (14)$$

โดยที่ $u(t)$ พิจารณาจาก

$$H_u(t) \equiv L_u(t) + \lambda^T(t)f_u(t) = 0$$

จะได้ $x(k)$ และ $\lambda(k)$, ทำให้เราสามารถหาค่า ν ซึ่งเป็นไปตามเงื่อนไข $\psi = 0$

1.3 การควบคุมเหมาะสมที่สุดโดยใช้เวลาน้อยที่สุด (Optimal Control with Open Final Time)

คือการควบคุมเหมาะสมที่สุดโดยคำนึงถึงเงื่อนไขบังคับ (Constraint) ทางด้าน

เวลาโดยจะใช้เวลาน้อยที่สุด สามารถแบ่งได้เป็น 2 ระบบคือ

1. ระบบไม่ต่อเนื่อง (Discrete System)

เป็นระบบที่เราทำการ สุ่มค่า (Sampling) ตัวแปรสแตท $x(k)$ ณ เวลาที่ k โดยเราจะกำหนดปัญหาสแตท (State problems) ในรูปของ Mayer form ได้โดย เลือกค่าอินพุต $u(k)$ โดยที่ $k = 0, \dots, N - 1$ และช่วงเวลา Δt ซึ่งทำให้ระบบมีค่าน้อยที่สุดหรือเรียกว่า มินิไมซ์ (Minimize) ดังสมการที่ (15)-(19)

$$\begin{aligned}
J &= \phi[x(N), t_f], t_f = N\Delta \\
x(k+1) &= f[x(k), u(k), k\Delta] \\
x(0) &= x_0 \\
\psi[x(N), t_f] &= 0
\end{aligned} \tag{15}$$

เมื่อ J คือ Cost function, $x(k+1)$ คือตัวแปรสถานะ ณ เวลาที่ $k+1$, $x(0)$ คือตัวแปรสถานะ ณ เวลาเริ่มต้น, N คือเวลาสุดท้ายที่ถูกควบคุมและ ψ คือขอบเขตที่กำหนด โดยเราจะมีเงื่อนไขจำเป็น (Necessary condition) คือ

$$H(k) \triangleq \lambda^T(k+1)f[x(k), u(k), k, \Delta], \Phi \triangleq \phi + \nu^T \psi \tag{16}$$

ซึ่งเราสามารถพิจารณาจากสมการ Discrete Euler-Lagrange

$$\begin{aligned}
x(k+1) &= f[x(k), u(k), k, \Delta] \\
x(0) &= x_0 \\
\lambda(k) &= H_x^T(k) \\
\lambda(N) &= \Phi_x^T
\end{aligned} \tag{17}$$

เมื่อ $u(k)$ พิจารณาจาก

$$H_u(k) = 0 \tag{18}$$

และ Δ พิจารณาจาก Transversality condition

$$\Omega \triangleq \Phi_\Delta + \sum_{k=0}^{N-1} H_\Delta(k) = 0 \tag{19}$$

จะได้ $x(k)$ และ $\lambda(k)$, ทำให้เราสามารถหาค่า ν ซึ่งเป็นไปตามเงื่อนไข $\psi = 0$ และ $\Omega = 0$

2. ระบบต่อเนื่อง (Continuous System)

เป็นระบบแบบต่อเนื่อง โดยเราจะกำหนดปัญหาสแตต (State problems) ในรูปของ Mayer form ได้โดยเลือกค่าอินพุต $u(t)$ โดยที่ $t_0 \leq t \leq t_f$ และช่วงเวลา Δt ซึ่งทำให้ระบบมีค่าน้อยที่สุดหรือเรียกว่ามินิไมซ์ (Minimize)

$$\begin{aligned} J &= \phi[x(t_f)] \\ \dot{x} &= f[x(t), u(t), t] \\ x(t_0) &= x_0 \\ \psi[x(t_f), t_f] &= 0 \end{aligned} \quad (20)$$

เมื่อ J คือ Cost function, $\dot{x}$ คืออัตราการเปลี่ยนแปลงตัวแปรสแตตเทียบกับเวลา, t_0, t_f คือเวลาเริ่มต้นและสุดท้ายที่กำหนดตามลำดับและ ψ คือขอบเขตที่กำหนด โดยมีเงื่อนไขที่จำเป็น (Necessary condition) คือ

$$H \triangleq \lambda^T f, \Phi \triangleq \phi + \nu^T \psi \quad (21)$$

ซึ่งเราสามารถพิจารณาจาก Differential Equations

$$\begin{aligned} \dot{x} &= f[x(t), u(t), t], x(t_0) = x_0 \\ \dot{\lambda} &= -H_x, \lambda^T(t_f) = \Phi_x \end{aligned} \quad (22)$$

เมื่อ $u(k)$ พิจารณาจาก

$$H_u(t) = 0$$

t_f พิจารณาจาก Transversality condition

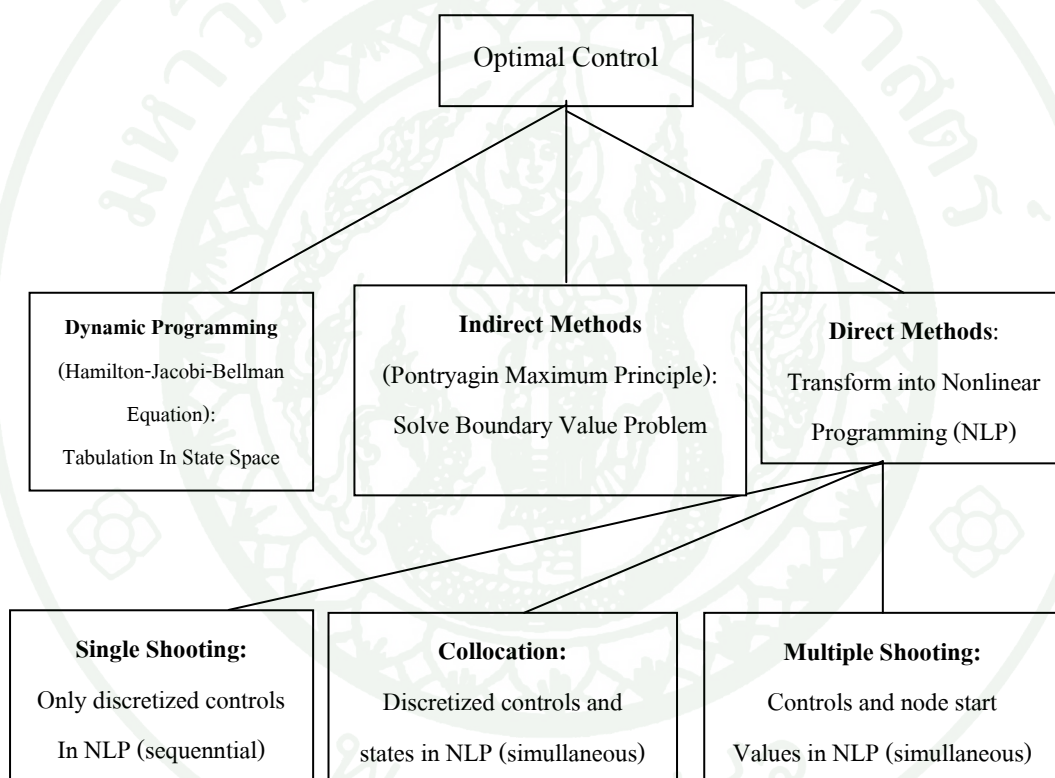
$$\Omega \triangleq \Phi_t + H(t_f) = 0$$

จะได้ $x(k)$ และ $\lambda(k)$, ทำให้เราสามารถหาค่า ν ซึ่งเป็นไปตามเงื่อนไข $\psi = 0$ และ $\Omega = 0$

2. วิธีการแก้ปัญหาควคุมเหมาะสมที่สุด

ในปี ค.ศ. 2006 M. Diehl, H.G. Bock, H. Diedam, P.-B. Wieber ได้นำเสนอวิธีการแก้ปัญหาควคุมเหมาะสมที่สุด

ในการแก้ปัญหาควคุมเหมาะสมที่สุดสามารถแบ่งวิธีการแก้ปัญหออกเป็น 3 วิธี ดังภาพที่ 5 คือ



ภาพที่ 5 แผนภาพแสดงวิธีการแก้ปัญหาควคุมเหมาะสมที่สุด

2.1 Direct Method

เป็นวิธีที่แปลงจากระบบ infinite optimal control problem เป็น finite dimensional nonlinear programming problem (NLP) โดยเราใช้วิธี variants of state-of-the-art numerical optimization ข้อดีของวิธีนี้คือ เราสามารถแก้ปัญหา inequality constraints และ active set changes ได้

2.2 Indirect Method

เป็นวิธีที่ใช้เงื่อนไขที่จำเป็นที่เหมาะสมที่สุดของระบบที่เป็น infinite ซึ่งเราจะประมาณจาก boundary value problem (BVP) ใน ordinary differential equations (ODE) เราจะแก้ปัญหาลำดับแรกโดยใช้ BVP จากนั้นจึงทำการ discretize วิธีการของ indirect method ที่รู้จักกันคือวิธี calculus of variations , วิธี Euler –Lagrange differential equations และวิธี Pontryagin Maximum Principle วิธี BVP นั้นส่วนใหญ่จะใช้ วิธี shooting techniques และ collocations ซึ่ง วิธีนี้จะมีข้อเสียคือ สมการ differential บางครั้งไม่สามารถหาคำตอบได้เนื่องจากมีความไม่เชิงเส้นและความไม่เสถียรสูงซึ่งอาจทำให้เกิดการเปลี่ยน โครงสร้างควบคุม

2.3 Dynamic Programming

เป็นวิธีการที่ใช้การคำนวณช่วงซึ่งอยู่ในทุกๆช่วงเวลา t และ ทุกๆค่า x_0 สำหรับกรณีของ continuous time เราจะใช้วิธี Hamilton-Jacobi-Bellman (HJB) และใช้ อนุพันธ์บางส่วน (partial differential equation - PDE) สำหรับระบบสมการสเตต ซึ่งวิธีนี้จะเป็นการคำนวณหาค่าประมาณ ข้อเสียของวิธีนี้คืออาจจะเกิด “curse of dimensionality” และสามารถใช่วิธีนี้กับระบบที่เป็น small state dimensions.

วัตถุประสงค์หลักของการใช้ทฤษฎีนี้คือ การควบคุมให้ Plant Biodiesel สามารถผลิตเอทานอลได้ตามที่ต้องการโดยใช้พลังงาน (Power) ที่จำกัดและใช้เวลาน้อยที่สุด (minimum time) ทฤษฎีที่ใช้คือ Collocation Method

Collocation Method

ในปี ค.ศ. 2009 M.Cizniar, M. Flkar, M.A. Latifi ได้นำเสนอวิธีการแก้ปัญหาคำนวณที่เหมาะสมที่สุดด้วยวิธี Collocation โดยวิธีนี้จะเป็น การ discretizing ทั้ง controls และ states จาก Optimization Problem Statement สามารถเขียนรูปแบบการแก้ปัญหาก็ได้ 3 แบบ

1. Bolza form

$$J(u(t), p) = G(x(t_f), p, t_f) + \int_{t_0}^{t_f} F(x(t), u(t), p, t) dt$$

2. Lagrange form

$$J(u(t), p) = \int_{t_0}^{t_f} F(x(t), u(t), p, t) dt$$

3. Mayer form

$$J(u(t), p) = G(x(t_f), p, t_f)$$

โดยที่

$J(\cdot)$	— <i>optimization criterion</i>
$G(\cdot)$	— <i>component of objective function evaluated at final conditions</i>
$\int_{t_0}^{t_f} F(\cdot) dt$	— <i>component of objective function evaluated over a period of time</i>
$x(t)$	— <i>vector of state variables</i>
$u(t)$	— <i>vector of control variables</i>
p	— <i>vector of time independent parameters</i>

พิจารณาจาก

$$\min_{u(t), p} J(x(t_f), p, t_f)$$

โดยที่มีเงื่อนไข initial conditions

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= f(x(t), u(t), p, t) ; t \in [t_0, t_f] \\ x(t_0) &= x_0(p) \end{aligned}$$

สามารถกำหนดขอบเขตได้ดังนี้

$$h(x(t), u(t), p, t) = 0$$

$$g(x(t), u(t), p, t) \leq 0$$

$$x(t)^L \leq x(t) \leq x(t)^U$$

$$u(t)^L \leq u(t) \leq u(t)^U$$

$$p^L \leq p \leq p^U$$

โดยที่

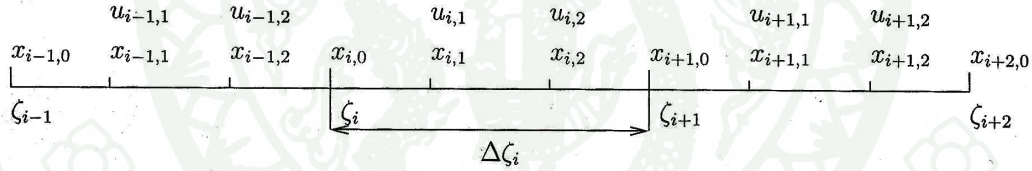
$h(\cdot)$ — equality design constraint vector

$g(\cdot)$ — inequality design constraint vector

$x(t)^L, x(t)^U$ — state profile bounds

$u(t)^L, u(t)^U$ — control profile bounds

p^L, p^U — parameter bounds



ภาพที่ 6 Collocation methods บนช่วง state profiles, control profiles และ element length

เราสามารถประมาณคำตอบได้จาก Lagrange polynomials ตำแหน่งที่ $i, \zeta_i \leq t \leq \zeta_{i+1}$

ดังสมการที่ (23),(24)

$$x_{K_x}^i(t) = \sum_{j=0}^{K_x} x_{ij} \phi_j(t); \quad \phi_j(t) = \prod_{k=0, j}^{K_x} \frac{(t - t_{ik})}{(t_{ij} - t_{ik})} \quad (23)$$

$$i = 1, \dots, NE$$

$$u_{K_u}^i(t) = \sum_{j=0}^{K_u} u_{ij} \phi_j(t); \quad \phi_j(t) = \prod_{k=0, j}^{K_u} \frac{(t - t_{ik})}{(t_{ij} - t_{ik})} \quad (24)$$

$$i = 1, \dots, NE$$

เมื่อ $k = 0, j$ หมายความว่า k เริ่มจาก 0 และ $k \neq j$, NE คือ จำนวนของ elements

$x_{K_x}(t)$ คือจำนวน $(K_x + 1)th$ degree piecewise polynomial

$u_{K_u}(t)$ คือจำนวน $(K_u + 1)th$ degree piecewise polynomial

เมื่อให้ $K = K_x = K_u$ จุดที่ทำการ collocation ในช่วงดังภาพที่ 6 และจาก basis function เราสามารถ normalized ในแต่ละช่วง element $\Delta\zeta_i(\tau \in [0, 1])$ โดยสามารถเขียนได้อีกแบบคือ

$$\Delta\zeta_i r(t_{ik}) = M \sum_{j=0}^{K_x} x_{ij} \dot{\phi}_j(\tau_k) - \Delta\zeta_i f(t_{ik}, x_{ik}, u_{ik}, p)$$

$$i = 1, \dots, NE \quad j = 0, \dots, K_x, \quad k = 1, \dots, K_x$$

เมื่อ $\dot{\phi}_j(\tau_k) = dt\phi_j/dt\tau$ โดยที่ทั้ง $\phi(\tau)$ และ $\theta_j(\tau)$ จะอยู่ในรูปแบบ basis functions ได้ถูกคำนวณไว้ก่อนแล้วซึ่งขึ้นอยู่กับ Legendre root location สังเกตได้ว่า $t_{ik} = \zeta_i + \Delta\zeta_i \tau_k$ ในรูปแบบนี้สามารถใช้ได้ง่ายเมื่อทราบถึงความยาวของ element ซึ่งจะถูกใช้คำนวณหาจุดที่เป็นไปได้ที่จะไม่ต่อเนื่อง

$$x_{K_x}^i(\zeta_i) = x_{K_x}^{i-1}(\zeta_i)$$

$$i = 2, \dots, NE$$

$$x_{i0} = \sum_{j=0}^{K_x} x_{i-1,j} \phi_j(\tau = 1)$$

Particle Swarm Optimization (PSO)

ในปีค.ศ.1995 J. Kennedy และ R. Elberhart ได้นำเสนอวิธีการแก้ปัญหาทางคอมพิวเตอร์ โดยเลียนแบบพฤติกรรมเคลื่อนที่และการสื่อสารของสัตว์ที่อยู่เป็นกลุ่มเช่นนก ปลา ซึ่งสัตว์เหล่านี้แต่ละตัวสมมุติเรียกว่าเป็นอนุภาค (particle) จะสื่อสารกันเป็นกลุ่มใหญ่ๆ (เรียกว่า swarm) วิธีนี้จะช่วยให้กลุ่มสัตว์สามารถตัดสินใจเลือกการแก้ปัญหาได้เร็ว สามารถเลือกเส้นทางการหาอาหารได้ดีกว่าการตัดสินใจเพียงตัวเดียว โดยมีสมการดังนี้

$$\begin{aligned} v_i^{k+1} &= wv_i^k + c_1\gamma_1 \times (p_{best_i} - x_i^k) + c_2\gamma_2 \times (g_{best_i} - x_i^k) \\ x_i^{k+1} &= x_i^k + v_i^{k+1} \end{aligned} \tag{25}$$

โดย

c_1, c_2 คือ สัมประสิทธิ์ค่าคงที่

w คือค่า Weight factor

γ_1, γ_2 คือค่าที่สุ่มในช่วง $[0, 1]$

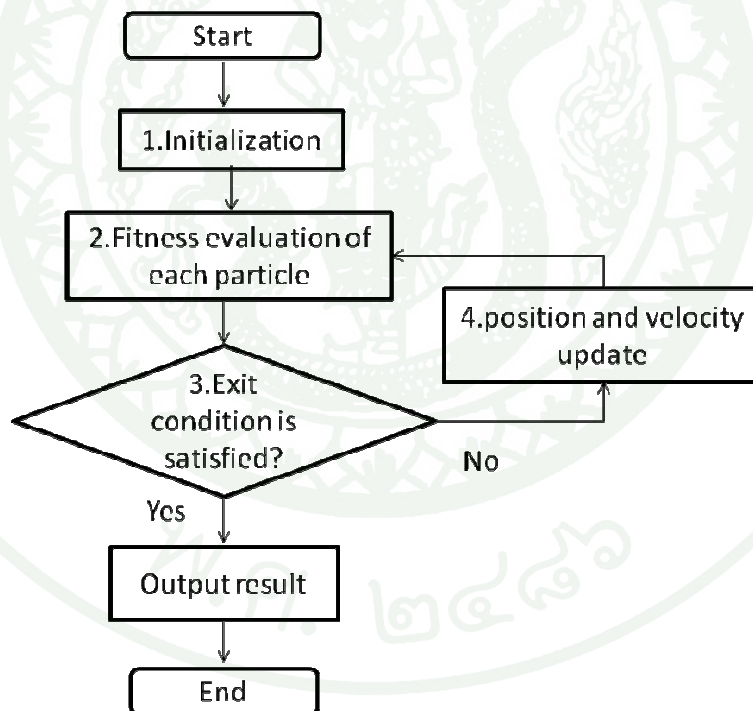
x_i, v_i คือ ตำแหน่งและความเร็วของอนุภาค

p_{best_i} คือ ตำแหน่งที่ดีที่สุดของอนุภาค

g_{best_i} คือ ตำแหน่งที่ดีที่สุดของทั้งกลุ่ม

$k = 1, 2, \dots$ คือจำนวนรอบการคำนวณ(iteration)

ลักษณะการทำงานของ PSO นั้นสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 7 โดยมีขั้นตอนการทำงานดังนี้



ภาพที่ 7 แผนภาพลักษณะการทำงานของ PSO

1. Initialization

ในขั้นตอนนี้ ค่าตัวแปรต่างๆจะถูกกำหนดขึ้น ตำแหน่งและความเร็วจะถูกสุ่มขึ้นมา p_{best_i} และ g_{best_i} จะตั้งให้มีค่าสูงที่สุด

2. Fitness evaluation of each particle

ทุกๆรอบการคำนวณ ($k = 1, 2, \dots$) ค่า fitness หรือ performance แต่ละอนุภาคจะถูกคำนวณ ถ้าค่าใหม่ที่คำนวณได้ดีกว่าค่า p_{best_i} ปัจจุบัน ระบบจะทำการปรับค่า p_{best_i} ให้เป็นค่าที่คำนวณใหม่ ถ้าค่าของ p_{best_i} ดีกว่าค่าของ g_{best_i} ปัจจุบัน ระบบจะทำการปรับค่า g_{best_i} ให้มีค่าเท่ากับค่า p_{best_i}

3. Exit condition

เมื่อค่า g_{best_i} เป็นไปตามเงื่อนไขหรือจำนวนรอบการคำนวณถึงค่าสูงสุดหรือค่า p_{best_i} น้อยกว่าค่าความผิดพลาด (error criterion) ก็จะไปยังขั้นตอนที่ 5 ถ้าไม่เป็นไปตามเงื่อนไขก็จะไปยังขั้นตอนที่ 4

4. Position and Velocity update

ค่าตำแหน่งและความเร็วของอนุภาคจะถูกปรับค่าตามสมการที่ (25) ถ้าค่าตำแหน่งและความเร็วของอนุภาคจะถูกปรับค่าให้อยู่นอกตำแหน่งที่ค้นหา (search space) ค่าที่ปรับตั้งให้อยู่ในขอบเขตที่กำหนดเป็นค่าที่ใช้

5. Output result

คำตอบที่ดีที่สุดของระบบการแก้ปัญหาคือค่า g_{best_i}

ส่วนต่อประสานคนกับเครื่อง Human Machine Interface (HMI)

สิ่งประดิษฐ์ที่มนุษย์สร้างขึ้นเพื่ออำนวยความสะดวกให้กับการใช้ชีวิตประจำวันหรือการทำงานนั้น มีหลักปฏิบัติในการออกแบบคือจะต้องใช้งานง่ายและปลอดภัยโดยคำนึงถึงความปลอดภัยของผู้ใช้เป็นหลัก เทคโนโลยีที่เรียกว่า Human-Machine Interface (HMI) จึงเป็นระบบที่สร้างขึ้นเพื่อเป็นสื่อกลางในการรับ-ส่ง ข้อมูลระหว่างผู้ใช้กับระบบอัตโนมัติหรือหุ่นยนต์ที่รองรับคำสั่งเพื่อทำการประมวลผลและทำงานตามที่โปรแกรมไว้ การประยุกต์ใช้ HMI เช่นการสร้างภาพเสมือนจริงเกี่ยวกับกระบวนการในการทำงานในโรงงานอุตสาหกรรมและนำไปใช้ฝึกหัด

พนักงานเพื่อเป็นการลดต้นทุนในการฝึกสอนและเพิ่มประสิทธิภาพในการทำงานเนื่องจากไม่จำเป็นต้องใช้ชิ้นส่วนจริงในการฝึกสอนซึ่งทำให้ไม่ต้องเสียค่าใช้จ่ายของชิ้นส่วนที่อาจเกิดความเสียหายจากการฝึกสอนอีกทั้งระบบยังสามารถจดจำการเคลื่อนไหวของผู้ที่มีทักษะในการประกอบชิ้นส่วนเพื่อใช้ฝึกสอนทำให้สามารถถ่ายทอดทักษะได้อย่างมีประสิทธิภาพได้ เป็นต้น



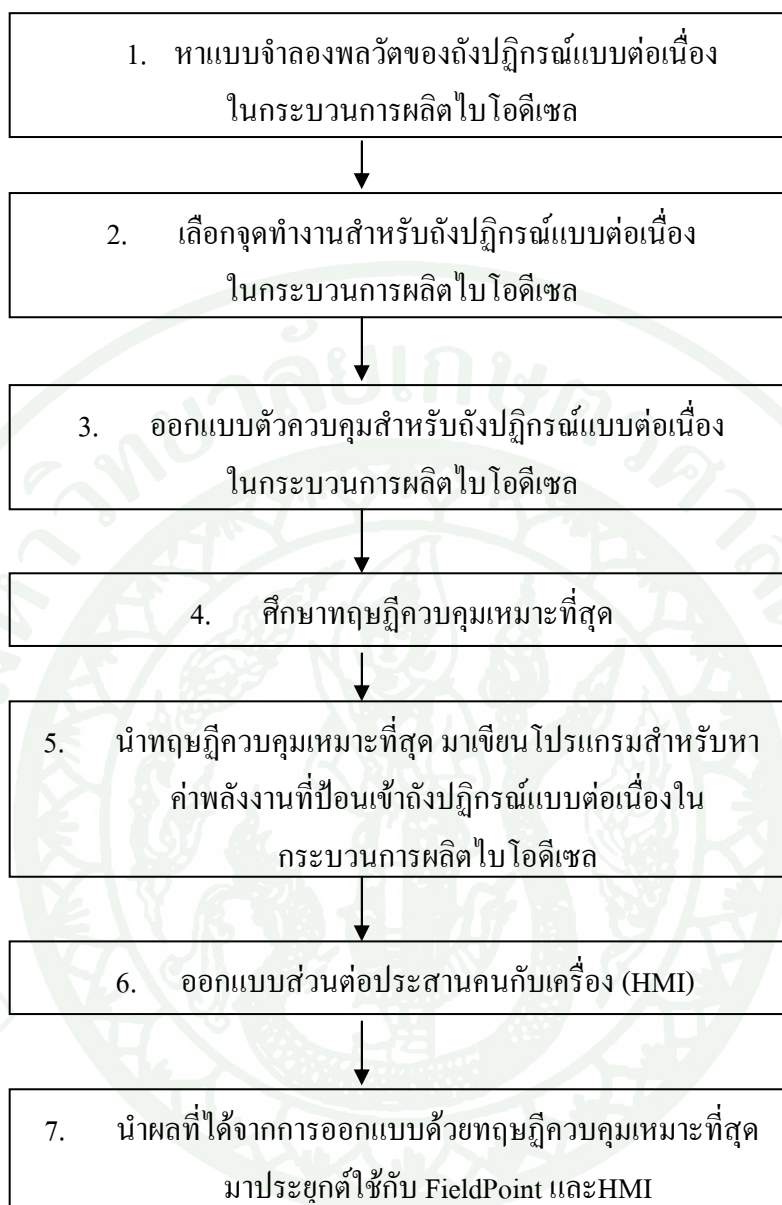
อุปกรณ์และวิธีการ

อุปกรณ์

1. คอมพิวเตอร์ 2 ชุด
2. โปรแกรม MATLAB/SIMULINK
3. โปรแกรม LabVIEW
4. FieldPoint ยี่ห้อ National Instrument รุ่น FP-2000
5. DAQ card ยี่ห้อ National Instrument รุ่น PCI-6251

วิธีการ

งานวิทยานิพนธ์นี้เริ่มต้นจากการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล เลือกจุดทำงานสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล และออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยการจำลองบนคอมพิวเตอร์ ด้วยโปรแกรม MATLAB และ โปรแกรม SIMULINK ในการทดลองสุดท้ายได้ประยุกต์ใช้ FieldPoint เป็นตัวควบคุม และทำการออกแบบ HMI แบบOpenGL เพื่อให้ง่ายต่อการใช้งานและแสดงผล โดยมีขั้นตอนดังนี้



ภาพที่ 8 แผนภาพวิธีการดำเนินการ

1. หาแบบจำลองพลวัตของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

ขั้นตอนนี้อธิบายวิธีการหาแบบจำลองพลวัตของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลดังภาพที่ 8 โดยเริ่มต้นศึกษาพื้นฐานต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับการหาแบบจำลองพลวัตของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง และหาแบบจำลองพลวัตของถึงปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยมีขั้นตอนดังภาพที่ 9



ภาพที่ 9 แผนภาพการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิต โปไอดีเซล

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)

$$\{\text{rate of mass accumulation}\} = \{\text{rate of mass in}\} - \{\text{rate of mass out}\} \quad (26)$$

1.1.2 กฎการอนุรักษ์ของสารประกอบ i (Conservation of Component i)

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{rate of component } i \\ \text{accumulation} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{rate of component } i \\ \text{in} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{rate of component } i \\ \text{out} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{rate of component } i \\ \text{produce} \end{array} \right\} \quad (27)$$

สมการที่ (27) พจน์สุดท้ายทางขวามือของ แทนอัตราของการเกิด (หรือ การหายไป) ของสารประกอบ i ซึ่งเป็นผลของปฏิกิริยาเคมี สมการการอนุรักษ์สามารถถูกเขียนในพจน์ของปริมาณความเข้มข้น ชนิดอะตอม และชนิด โมเลกุล (Felder and Rousseau, 2000)

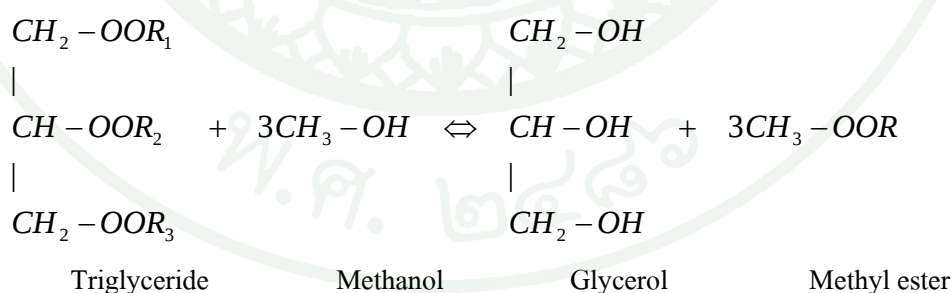
1.1.3 กฎการอนุรักษ์ของพลังงาน (Conservation of Energy)

โดยทั่วไปกฎการอนุรักษ์ของพลังงานถูกเรียกว่า กฎข้อที่หนึ่งของ thermodynamics (Sandler, 1999) เป็นไปตามสมการที่ (28)

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{rate of energy} \\ \text{accumulation} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of energy in} \\ \text{by convection} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of energy out} \\ \text{by convection} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{net rate of heat addition} \\ \text{to the system from} \\ \text{the surroundings} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{net rate of work} \\ \text{performed on the system} \\ \text{by the surroundings} \end{array} \right\} \quad (28)$$

1.2 Kinetics ของปฏิกิริยาในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

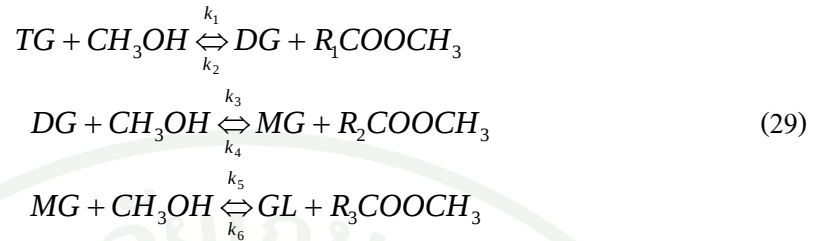
ปัจจุบันปฏิกิริยาที่นิยมใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล คือปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน (Transesterification Reaction) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นระหว่างน้ำมันพืชซึ่งเป็นสารอินทรีย์ประเภทไตรกลีเซอไรด์ (TG) และเมทานอล (A) โดยใช้ด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น โซเดียมไฮดรอกไซด์



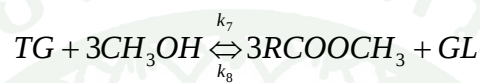
ภาพที่ 10 ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชันของ TG กับเมทานอล

ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชันของ TG กับเมทานอลโดยการเข้าร่วมของตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทด่าง จะได้เอสเทอร์ (E) ของกรดไขมัน หรือไบโอดีเซล และกลีเซอริน (GL) โดยมีโมโนกลี

เซอไรด์ (MG) และ ไดกลีเซอไรด์ (DG) เป็นสารตัวกลางดังสมการที่ โดย k เป็นอัตราค่าคงที่ (rate constants)



ปฏิกิริยารวม



รูปแบบทั่วไปของสมการเชิงอนุพันธ์ที่แสดงลักษณะเฉพาะเป็นลำดับขั้นของปฏิกิริยารานเอสเทอร์ฟิเคชันของ TG เป็นไปตามสมการที่ (29) (Noureddini, H. และ D. Zhu, 1997)

$$\begin{aligned}
 r_{TG} &= -k_1[TG][A] + k_2[DG][E] \\
 r_{DG} &= k_1[TG][A] - k_2[DG][E] - k_3[DG][A] + k_4[MG][E] \\
 r_{MG} &= k_3[DG][A] - k_4[MG][E] + k_5[MG][A] + k_6[GL][E] \\
 r_E &= k_1[TG][A] - k_2[DG][E] + k_3[DG][A] - k_4[MG][E] + k_5[MG][A] - k_6[GL][E] \\
 r_A &= -r_E \\
 r_{GL} &= k_5[MG][A] - k_6[GL][E]
 \end{aligned} \tag{30}$$

เมื่อ $[x]$ คือความเข้มข้นของสาร x

k_i คือ ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา (reaction rate constant) ถูกประมาณโดยนิพจน์ที่เหมือนกับ Arrhenius equation

$$k_i = k_{0i}e^{-E_i/RT} \tag{31}$$

เมื่อ k_{0i} คือ frequency factor E_i คือ activation energy และ R คือ gas constant สมการที่(31) มาจาก transition state theory แสดงว่าอุณหภูมิขึ้นกับค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา (reaction rate constant)

ตารางที่ 1 ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา

ตัวแปร	ค่า	หน่วย
k_1	0.05 (50 °C)	$l/(mol \cdot min)$
k_2	0.11 (50 °C)	$l/(mol \cdot min)$
k_3	0.215 (50 °C)	$l/(mol \cdot min)$
k_4	1.228 (50 °C)	$l/(mol \cdot min)$
k_5	0.242 (50 °C)	$l/(mol \cdot min)$
k_6	0.007 (50 °C)	$l/(mol \cdot min)$
k_{01}	3.8888e+007	$dm^3 / mol \quad min$
k_{02}	5.7421e+005	$dm^3 / mol \quad min$
k_{03}	5.8221e+012	$dm^3 / mol \quad min$
k_{04}	9.7844e+009	$dm^3 / mol \quad min$
k_{05}	5.3305e+003	$dm^3 / mol \quad min$
k_{06}	2.1385e+004	$dm^3 / mol \quad min$
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 Nouredдини, H. และ D. Zhu, 1997 ซึ่งกำหนดค่า k_i ที่อุณหภูมิ 50 °C

ตัวอย่างการคำนวณค่า k_{0i} เช่น k_{01} จาก Arrhenius equation สมการที่ (31) จัดรูปสมการใหม่เป็น

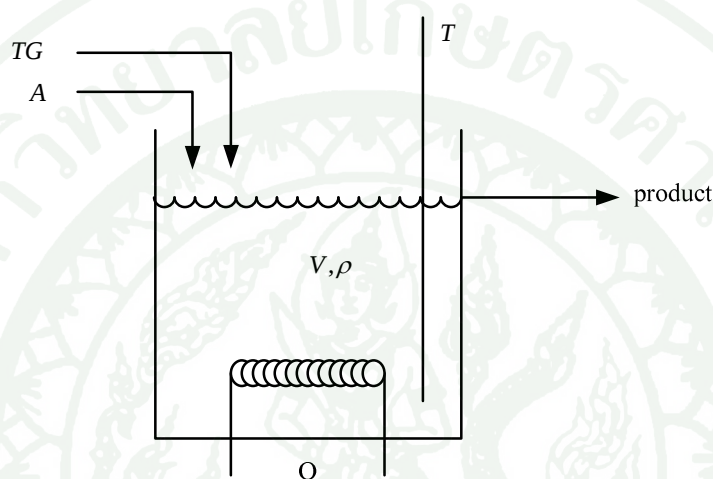
$$k_{01} = k_1 / e^{-E_1/RT} \quad (32)$$

แทนค่า $k_1=0.05$ $E_1=13145$ $R=1.987$ และ $T=323.15$ (50 °C) จะได้

$$k_{01} = 3.8888 \times 10^7 \quad (33)$$

เราสามารถคำนวณค่า k_{0i} ค่าอื่น โดยวิธีเดียวกัน

2. แบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล



ภาพที่ 11 ถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

จากภาพที่ 11 เราเริ่มดำเนินการหาแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์ขึ้นกับสมมติฐานดังนี้

1. ถังปฏิกรณ์ (CSTR) ทำปฏิกิริยากันอย่างสมบูรณ์
2. ความหนาแน่นเชิงมวล (mass density, ρ) ของสารตั้งต้นที่ไหลเข้า และผลิตภัณฑ์ที่ไหลออกเท่ากัน และคงที่
3. ปริมาตรของของเหลว (liquid volume, V) ในถังปฏิกรณ์ถูกรักษาให้คงที่ โดย overflow line

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

$$\frac{d(\rho V)}{dt} = \rho q_{TG_i} + \rho q_{Ai} - \rho q_o \quad (34)$$

เมื่อ q_{TGi} และ q_{Ai} คือ อัตราการไหลเข้าเชิงปริมาตรของ TG และ A ตามลำดับ q_o คือ อัตราการไหลออกเชิงปริมาตร เพราะว่า V และ ρ คงที่ สมการที่(34) ลดรูปเหลือ

$$q_o = q_{TGi} + q_{Ai} \quad (35)$$

ดังนั้น แม้ว่าอัตราการไหลเข้า และอัตราการไหลออกอาจเปลี่ยนแปลง เนื่องจากเงื่อนไขของ upstream หรือ downstream แต่สมการที่(35) 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

$$\begin{aligned} V \frac{d[TG]}{dt} &= q_{TGi}[TG]_i - q_o[TG] + Vr_{TG} \\ V \frac{d[DG]}{dt} &= -q_o[DG] + Vr_{DG} \\ V \frac{d[MG]}{dt} &= -q_o[MG] + Vr_{MG} \\ V \frac{d[E]}{dt} &= -q_o[E] + Vr_E \\ V \frac{d[A]}{dt} &= q_{Ai}[A]_i - q_o[A] + Vr_A \\ V \frac{d[GL]}{dt} &= -q_o[GL] + Vr_{GL} \end{aligned} \quad (36)$$

การดุลสมการนี้เป็นไปตามการดุลส่วนประกอบของสารต่างๆ เมื่อ $[x_i]$ คือความเข้มข้นของสาร ขาเข้า, $[x]$ คือความเข้มข้นของสาร x ในถัง และ r_x คือ อัตราการเกิดของสาร x (rate of reaction of x) ซึ่งเป็นฟังก์ชันของอัตราค่าคงที่และความเข้มข้นของสารตามสมการที่ (36)

ถัดไป เราพิจารณาการดุลพลังงาน (unsteady-state energy balance) สำหรับถังปฏิกรณ์ และสร้างสมมติฐานเพิ่มเติม

4. การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี (enthalpy) ที่เกี่ยวกับการผสมของสารไหลเข้ากับของเหลวในถังมีค่าน้อยเมื่อเทียบกับการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีสำหรับการเปลี่ยนแปลงปฏิกิริยาเคมี หรือความร้อนของการผสมมีค่าน้อยเมื่อเทียบกับความร้อนของปฏิกิริยาเคมี

5. งานอื่นๆ (shaft work) และการสูญเสียความร้อน (heat losses) ผู้ชั้นบรรยากาศมีค่าน้อยมาก

ตามรูปแบบของกฎการอนุรักษ์ของพลังงาน (Conservation of Energy) และสมมติฐาน 1 ถึง 5 จะได้

$$V\rho C_p \frac{dT}{dt} = \dot{m}_{TGi} C_{pTG} (T_{TGi} - T) + \dot{m}_{Ai} C_{pA} (T_{Ai} - T) - \dot{m}_o C_{po} (T - T_o) + Q_{Rx} + Q \quad (37)$$

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

จากสมการที่ (35)- (37) เราสามารถจัดแบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลให้อยู่ในรูปของสมการสถานะ (state equation) ได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \dot{x}_1 &= (q_{TGi}x_1 - q_o x_1 + Vr_{TG})/V \\ \dot{x}_2 &= (-q_o x_2 + Vr_{DG})/V \\ \dot{x}_3 &= (-q_o x_3 + Vr_{MG})/V \\ \dot{x}_4 &= (-q_o x_4 + Vr_E)/V \\ \dot{x}_5 &= (q_{Ai}x_5 - q_o x_1 + Vr_A)/V \\ \dot{x}_6 &= (-q_o x_6 + Vr_{GL})/V \\ \dot{x}_7 &= (\dot{m}_{TGi}C_{pTG}(T_{TGi} - x_7) + \dot{m}_{Ai}C_{pA}(T_{Ai} - x_7) \\ &\quad - \dot{m}_o C_{po}(x_7 - T_o) + Q_{Rx} + u)/V\rho C_p \end{aligned} \quad (38)$$

โดยค่าตัวแปรต่างๆ ถูกแสดงไว้ใน ตารางที่ 2

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

ตัวแปร	ค่า	หน่วย
ρ	0.878	kg / l
V	200	l
q_{TGi}	5	l / min
q_{Ai}	5	l / min
q_o	10	l / min
$\dot{m}_{TGi}$	4.39	kg / min
$\dot{m}_{Ai}$	4.39	kg / min
$\dot{m}_o$	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.M.N 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 (J.M.N 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

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

ต่อมาแปลงหน่วยเพื่อใช้กับระบบที่เราออกแบบมีค่าเท่ากับ 0.3585 cal/mol

3. ศึกษา ปัญหาที่ศึกษา

จากระบบไม่เชิงเส้น (Nonlinear System)

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

$$y = h(x, u)$$

กำหนดตัวแปรสแตต ตัวแปรอินพุต และตัวแปรเอาต์พุต คือ

$$x = ([TG], [DG], [MG], [E], [A], [GL], T)$$

$$u = Q$$

$$y = [E]$$

แบบจำลองพลวัตของถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจะอยู่ในรูปของสมการสถานะ (state equation) ได้ดังนี้

$$\dot{x}_1 = (q_{TG_i}x_1 - q_o x_1 + Vr_{TG})/V$$

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

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

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

$$\dot{x}_5 = (q_{Ai}x_5 - q_o x_1 + Vr_A)/V$$

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

$$\begin{aligned} \dot{x}_7 = & (\dot{m}_{TG_i}C_{pTG}(T_{TG_i} - x_7) + \dot{m}_{Ai}C_{pA}(T_{Ai} - x_7) \\ & - \dot{m}_o C_{po}(x_7 - T_o) + Q_{Rx} + u)/V\rho C_p \end{aligned}$$

โดยกำหนด Initial conditions คือ

$$x_1(0) = 2 \text{ mol/l ; } [TG]$$

$$x_2(0) = 0 \text{ mol/l ; } [DG]$$

$$x_3(0) = 0 \text{ mol/l ; } [MG]$$

$$x_4(0) = 0 \text{ mol/l ; } [E]$$

$$x_5(0) = 12 \text{ mol/l ; } [A]$$

$$x_6(0) = 0 \text{ mol/l ; } [GL]$$

$$x_7(0) = 303.15 \text{ K ; } T$$

$$u = Q \text{ cal/min}$$

$$y = x_4 \text{ mol/l}$$

ปัญหาที่ศึกษาคือ

$$\min J = t_f$$

โดยมีเงื่อนไขดังนี้:

$$x_4(t_f) = 2.29 \text{ mol/l}$$

$$x_7(t_f) = 333.15 \text{ K}$$

$$0 \leq u(t) \leq 128976.7841 \text{ cal/min (9000W)}$$

นั่นก็คือเราต้องการลดเวลาที่จุดสุดท้ายหรือเวลาที่ความเข้มข้นเข้าสู่สภาวะคงตัว โดยมีเงื่อนไขตามที่กำหนด

4. เลือกจุดทำงานสำหรับดังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

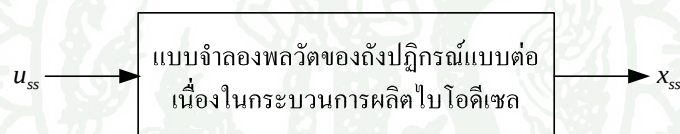
ขั้นตอนนี้จะอธิบายถึงการเลือกจุดทำงานสำหรับดังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยมีรายละเอียดดังนี้

พิจารณาแบบจำลองพลวัตของดังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลตามสมการที่ (38) ให้อยู่ในรูปของ

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

$$y = h(x, u)$$

ทดลองป้อนค่า u เพื่อให้ได้อุณหภูมิที่ 333.15 K (60°C) ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยา (Darnoko, D., Munir Cheryan. 2000.) ตามภาพที่ 12



ภาพที่ 12 การเลือกจุดทำงานสำหรับดังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

ซึ่งค่า u ที่ 84985 cal/min (5.9303 KW) จะให้ค่า x_7 (T) เท่ากับ 333.15 K (60°C) ด้วยเหตุนี้ เราจึงเลือกจุดทำงานที่

$$u_{ss} = 84985$$

$$x_{ss} = \begin{bmatrix} 0.2162 \\ 0.1051 \\ 0.03682 \\ 2.104 \\ 3.896 \\ 0.6419 \\ 333.15 \end{bmatrix}$$

ซึ่งเป็นไปตามเงื่อนไข

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

$$0 = \dot{y}_{ss} = h(x_{ss})$$

5. Linearization ของแบบจำลองไม่เชิงเส้น (nonlinear model)

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

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

เมื่อ x เป็นสถานะ (state) และ u เป็น input การประมาณเชิงเส้นของสมการนี้สามารถทำได้มา โดยใช้ Taylor series expansion และการตัดพจน์หลังพจน์อันดับแรก (first-order term) ออก จุดอ้างอิงสำหรับ linearization คือ จุดทำงาน steady-state ปกติ (x_{ss}, u_{ss})

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

โดยการนิยาม เงื่อนไข steady-state $f(x_{ss}, u_{ss}) = 0$ นอกจากนี้ตัวแปรเบี่ยงเบน (deviation variable) (จาก steady state) เป็นผลจากธรรมชาติของ Taylor series expansion กล่าวคือ $\delta x = x - x_{ss}$ และ $\delta u = u - u_{ss}$ ดังนั้น linearized differential equation ในพจน์ของ δx และ δu คือ (หลังจากแทนค่า $\dot{x}_s = \dot{x}$)

$$\delta \dot{x} = \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \delta x + \left. \frac{\partial f}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \delta u$$

$$\delta \dot{x} = A \delta x + B \delta u$$

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

ทำนองเดียวกัน

$$\delta y = \left. \frac{\partial h}{\partial x} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \delta x + \left. \frac{\partial h}{\partial u} \right|_{x_{ss}, u_{ss}} \delta u$$

$$\delta y = C \delta x + D \delta u$$

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

Linearization สำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

เราสามารถทำการ Linearization ได้ดังนี้

$$\delta \dot{x} = A \delta x + B \delta u$$

$$\delta y = C \delta x + D \delta u$$

เมื่อ

$$A = \begin{bmatrix} -0.4101 & 0.3682 & 0 & 0.0184 & -0.0200 & 0 & -0.0029 \\ 0.3601 & -2.5378 & 5.1221 & 0.0712 & -0.0372 & 0 & -0.0046 \\ 0 & 2.1196 & -6.4450 & -0.0826 & 0.0451 & 0.0231 & 0.0068 \\ -0.3601 & 1.7514 & -3.8492 & -0.1651 & 0.0892 & -0.0231 & 0.0112 \\ -0.3601 & -1.7514 & 3.8492 & 0.1151 & -0.1392 & 0.0231 & -0.0112 \\ 0 & 0 & 1.2729 & -0.0070 & 0.0120 & -0.0731 & 0.0007 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.1419 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 5.0219 \times 10^5 \end{bmatrix}$$

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

$$D = [0]$$

ผลและวิจารณ์

ผล

งานวิทยานิพนธ์นี้ออกแบบการทดลองเป็น 5 การทดลองหลัก ดังนี้

การทดลองโดยการจำลอง (Simulation)

1. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Pole placement
 - 1.1. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Pole placement
 - 1.2. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Pole placement with Input Saturation
2. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = IAE)
 - 2.1. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization
 - 2.2. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation
3. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization
(cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
 - 3.1. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization
 - 3.2. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation
4. ตัวควบคุมที่เหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)
5. ตัวควบคุมที่เหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)

การทดลองโดยการประยุกต์ใช้ (Implementation)

- 1 FieldPoint and HMI โดยใช้การทดลองที่ 5

โดยมีรายละเอียดต่างๆดังนี้

การทดลองที่ 1 ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Pole placement

การทดลองที่ 1 ใช้ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็กที่ออกแบบโดยใช้วิธี Pole placement ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.104 mol/l ที่อุณหภูมิ 333.15 K โดยแบ่งเป็นขั้นตอน ดังนี้

1.1. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Pole placement

พิจารณาระบบ

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

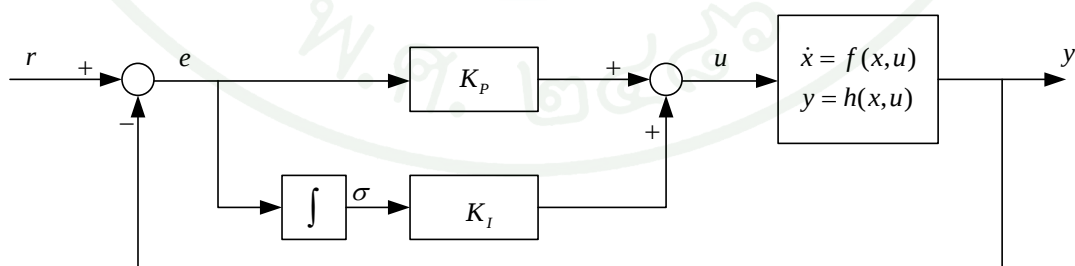
$$y = h(x, u)$$

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 13 การควบคุมชนิดฟีดแบ็ก

จากภาพที่ 13 การควบคุมชนิดพีไอ กำหนดให้

$$u = K_p(r - y) + K_I \sigma$$

โดย K_p , K_I คือ อัตราการขยายพี และ อัตราการขยายไอ ตามลำดับ จากนั้นกำหนดให้

$$\xi = \begin{pmatrix} x \\ \sigma \end{pmatrix}$$

ซึ่งสามารถเขียนในรูปของระบบวงปิด

$$\dot{\xi} = \begin{pmatrix} \dot{x} \\ \dot{\sigma} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} f(x, K_p(r - y) + K_I \sigma) \\ r - y \end{pmatrix} \equiv \bar{f}(\xi, r)$$

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

ทำ linearization ของระบบวงปิดจะได้

$$\delta \dot{\xi} = \left. \frac{\partial \bar{f}(\xi, r)}{\partial \xi} \right|_{\xi = \xi_{ss}, r = r_{ss}} \delta \xi + \left. \frac{\partial \bar{f}(\xi, r)}{\partial r} \right|_{\xi = \xi_{ss}, r = r_{ss}} \delta r$$

เมื่อ

$$\delta \xi = \xi - \xi_{ss}, \quad \bar{A} = \left. \frac{\partial \bar{f}(\xi, r)}{\partial \xi} \right|_{\xi = \xi_{ss}, r = r_{ss}}, \quad \bar{B} = \left. \frac{\partial \bar{f}(\xi, r)}{\partial r} \right|_{\xi = \xi_{ss}, r = r_{ss}}$$

จากนั้นหาค่า K_p , K_I ที่ทำให้ $\bar{A}$ มีเสถียรภาพ

ทำตามขั้นตอนจะได้ค่า K_P , K_I ที่ทำให้ $\bar{A}$ มีเสถียรภาพ คือ

$$K_P = 1.0623 \times 10^5$$

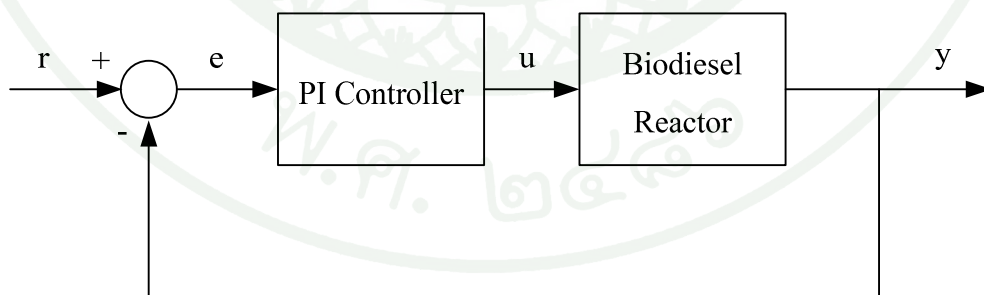
$$K_I = 2.1246 \times 10^4$$

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

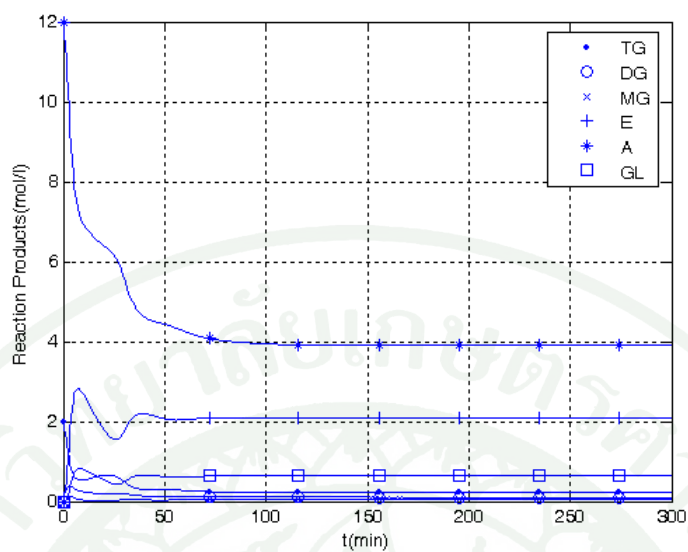
$$eig(\bar{A}) = \begin{bmatrix} 0 \\ -8.4118 \\ -0.8802 \\ -0.3283 \\ -0.0500 \\ -0.0500 \\ -0.0500 \\ -0.1419 \end{bmatrix}$$

ซึ่งอยู่ในระนาบเปิดซ้ายมือ (open left-half plane) ทั้งหมด

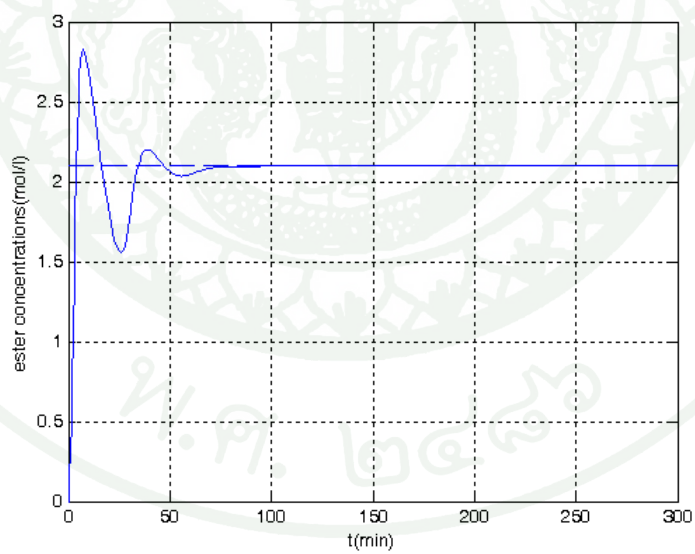
จากขั้นตอนทั้งหมดที่กล่าวมาสามารถควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถัง ปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.104 mol/l ตามภาพที่ 14 โดยค่า $K_P = 1.0623 \times 10^5$ และ $K_I = 2.1246 \times 10^4$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



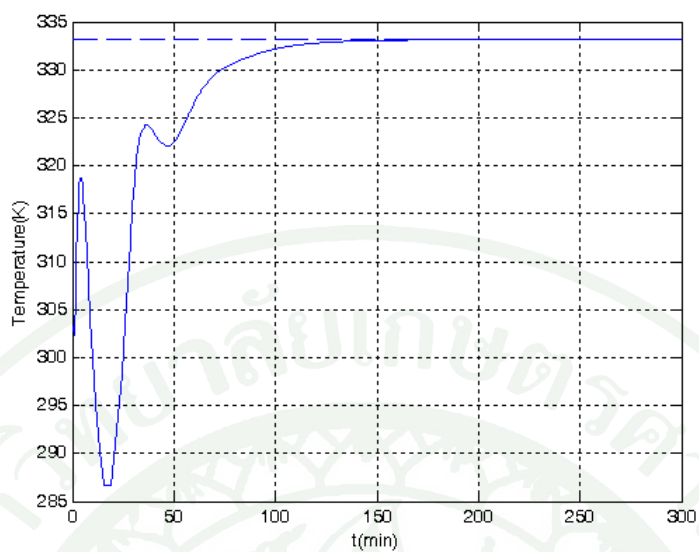
ภาพที่ 14 การทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง



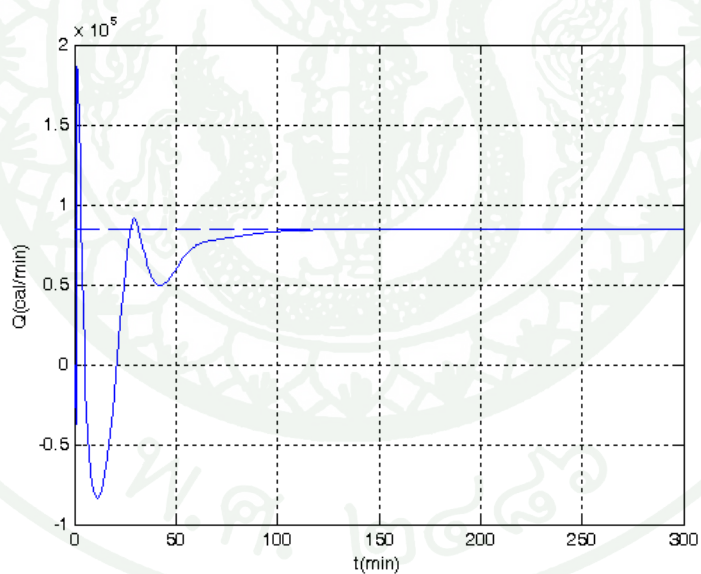
ภาพที่ 15 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิกิริยาของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบฟีดไคโดยตรง



ภาพที่ 16 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถึงปฏิกิริยาของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบฟีดไคโดยตรง



ภาพที่ 17 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง



ภาพที่ 18 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง

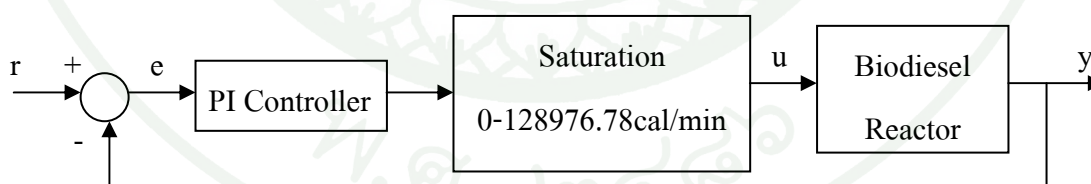
ตารางที่ 3 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.1 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยตรง

	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	7.254	2.825	46.51	2.107
T (K)	149.1	333.2	49.84	322.4
Q (cal/min)	1	1.865×10^5	56.2	7.609×10^4

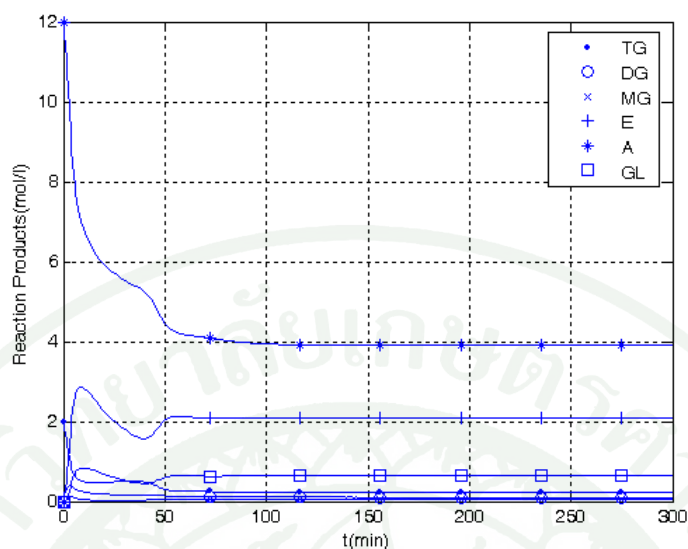
เนื่องจาก การทดลองที่ 1.1 เกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์ จึงเกิด การทดลองที่ 1.2 โดย

1.2 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Pole placement with Input Saturation

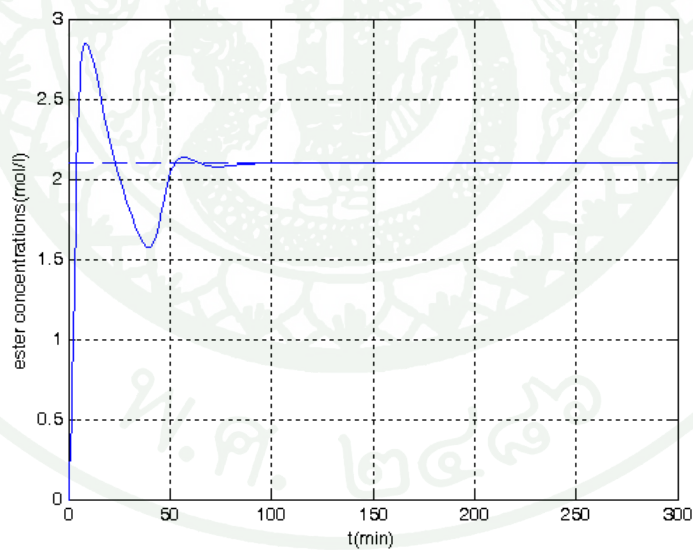
การทดลองที่ 1.2. ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l เพิ่ม saturation block มีค่าตั้งแต่ 0 ถึง $128976.7841 \text{ cal/min}$ (water heater 220V 9000W, บ.แสงชัยมิเตอร์) เพื่อป้องกันการป้อนค่ากำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์ตามภาพที่ 19 โดยค่า $K_P = 1.0623 \times 10^5$ และ $K_I = 2.1246 \times 10^4$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



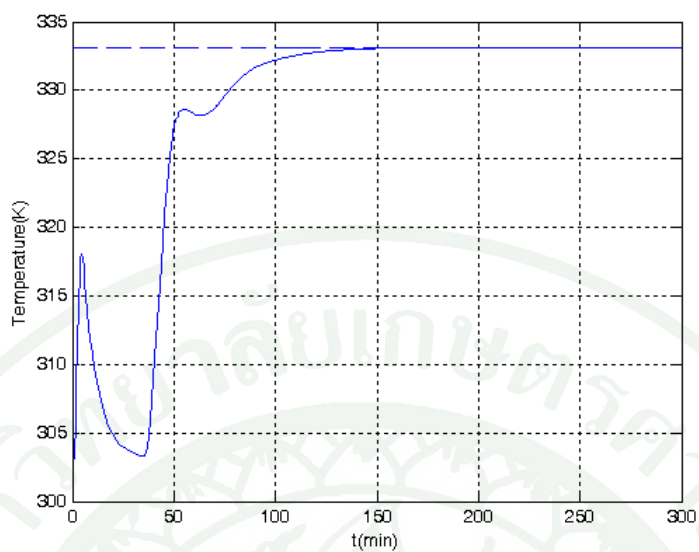
ภาพที่ 19 การทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก



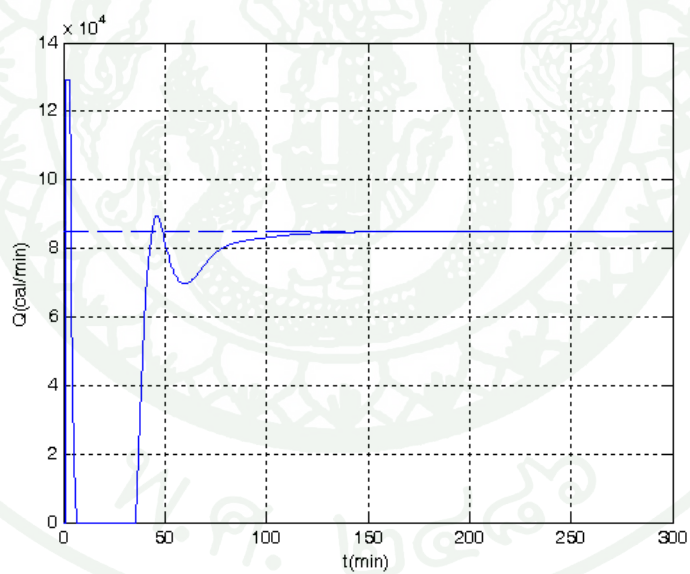
ภาพที่ 20 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิกิริยาของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 21 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถึงปฏิกิริยาของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 22 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 23 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก

ตารางที่ 4 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 1.2 ตัวควบคุมแบบพีไอแบบจำกัด u ค่าบวก

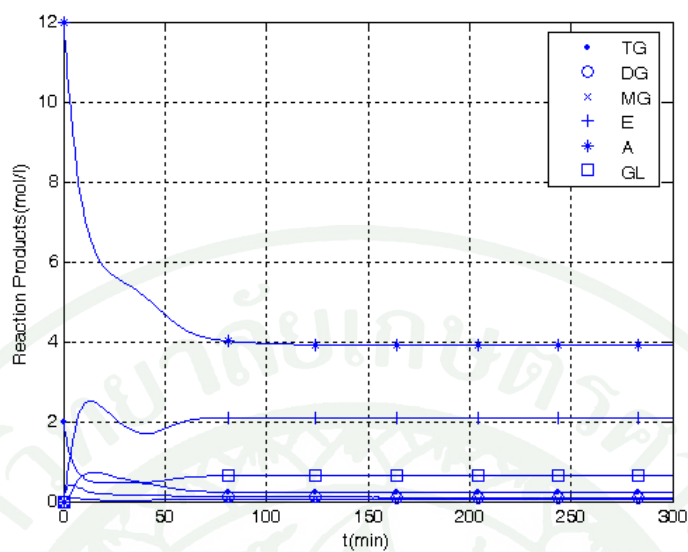
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E]$ (mol/l)	8.105	2.843	50.99	2.061
T (K)	149	333.1	67.96	328.4
Q (cal/min)	1	1.289×10^5	111.7	8.392×10^4

การทดลองที่ 2 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = IAE)

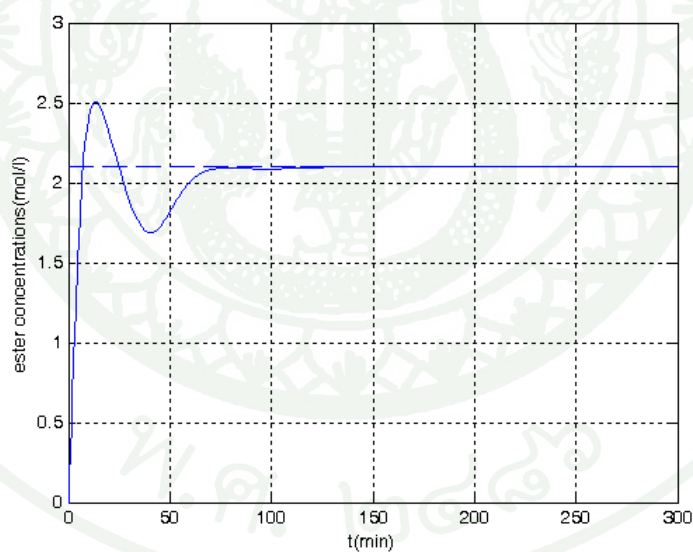
การทดลองที่ 2 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization หาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุดเพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l โดยแบ่งเป็นขั้นตอน ดังนี้

6. ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (PSO)

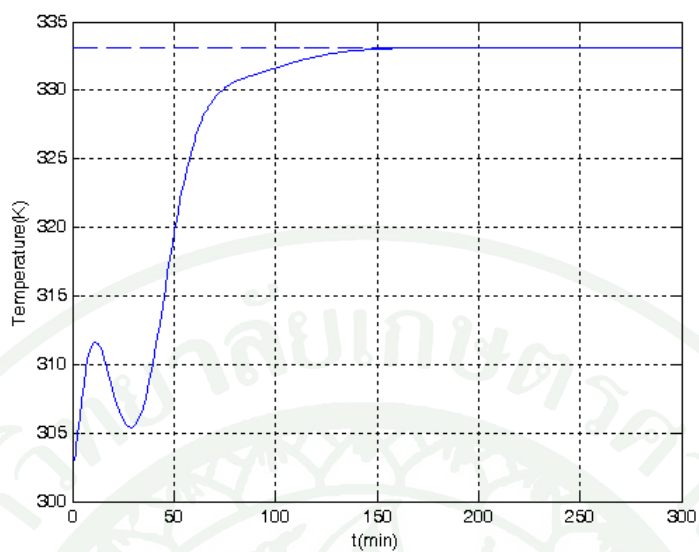
วิธี PSO จะเป็นวิธีที่สามารถหาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุด ณ local optimization โดยจะได้ค่า $K_P = 23492.1221$ และค่า $K_I = 7168.1883$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



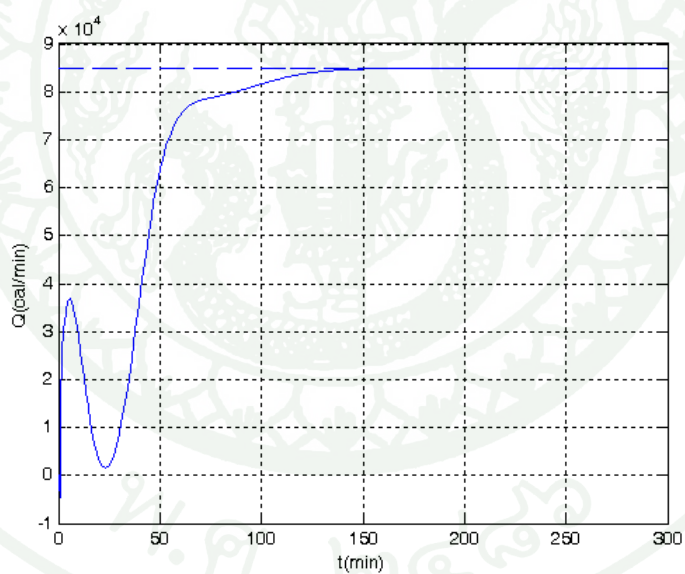
ภาพที่ 24 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดไธ โดยวิธี PSO



ภาพที่ 25 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถึงปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดไธโดยวิธี PSO



ภาพที่ 26 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดโไฟโดยใช้วิธี PSO



ภาพที่ 27 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดโไฟโดยใช้วิธี PSO

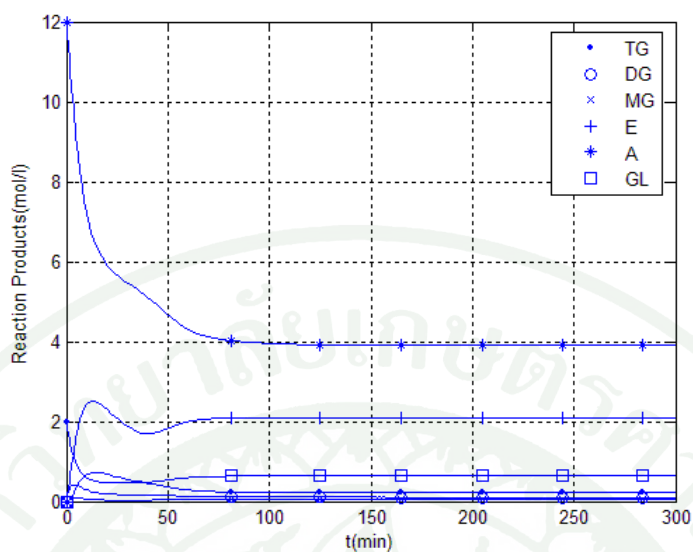
ตารางที่ 5 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 2.1 ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็กโดยใช้วิธี PSO

	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
[E] (mol/l)	8.105	2.843	50.99	2.061
T (K)	149	333.1	67.96	328.4
Q (cal/min)	1	1.289×10^5	111.7	8.392×10^4

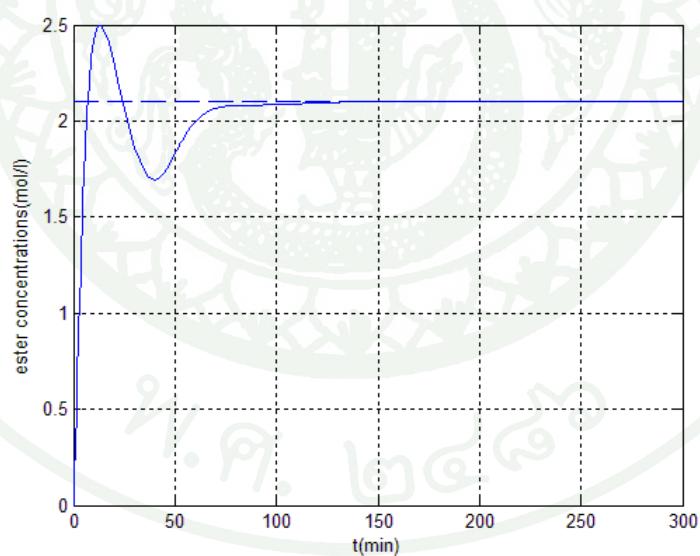
เนื่องจาก การทดลองที่ 2.1 เกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบอยู่เล็กน้อยจึงเกิด การทดลองที่ 2.2 โดย

6. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation

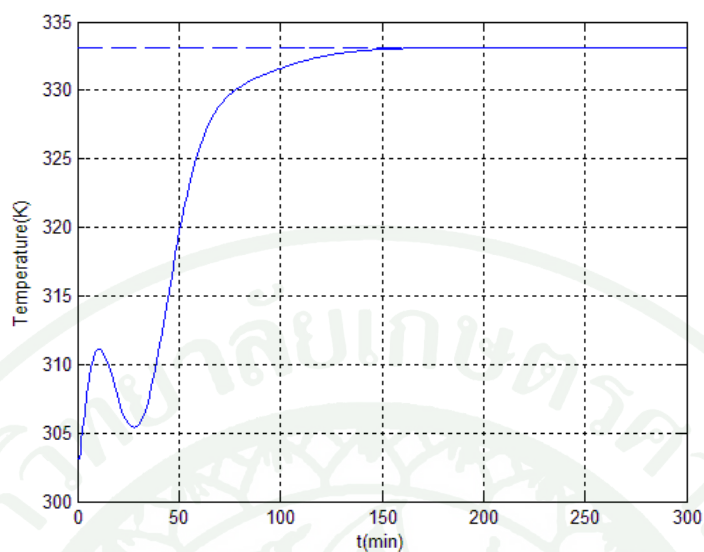
การทดลองที่ 2.2 ใช้ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็กโดยใช้วิธี PSO เพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ([E]) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.104 mol/l โดยเพิ่ม saturation block มีค่าตั้งแต่ 0 ถึง $128976.7841 \text{ cal/min}$ (water heater 220V 9000W, บ.แสงชัยมิเตอร์) เพื่อป้องกันการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบให้กับถังปฏิกรณ์ตามภาพที่ 19 โดยค่า $K_P = 13492.1221$ และ $K_I = 7168.1883$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



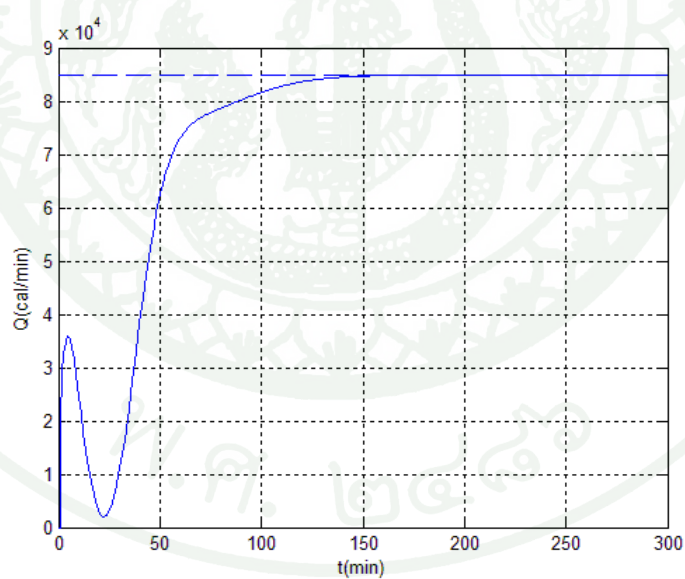
ภาพที่ 28 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิกิริยาของการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบพีไอโดย
ใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 29 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล (E) ในถึงปฏิกิริยาของการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุม
แบบพีไอโดยใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 30 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก



ภาพที่ 31 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยใช้วิธี PSO แบบจำกัด u ค่าบวก

ตารางที่ 6 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 2.2 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยใช้วิธี PSO
แบบจำกัด u ค่าบวก

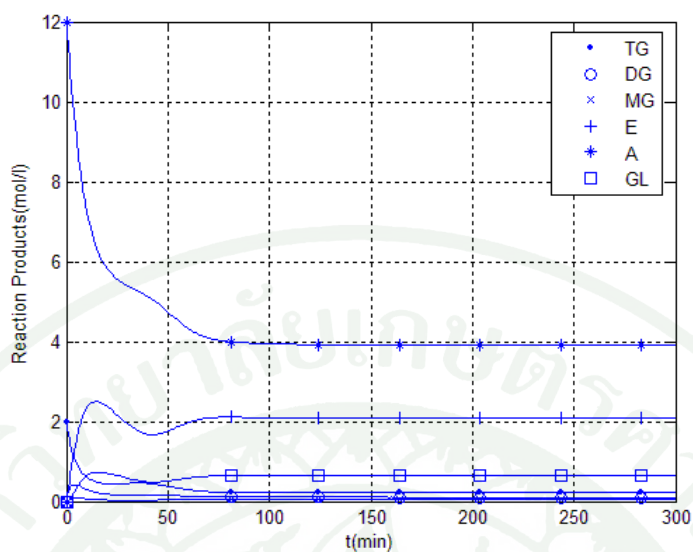
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E] \text{ (mol/l)}$	12.43	2.494	65.3	2.044
$T \text{ (K)}$	164.2	333.1	64.66	327.5
$Q \text{ (cal/min)}$	180.9	8.489×10^4	61.04	7.367×10^4

การทดลองที่ 3 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

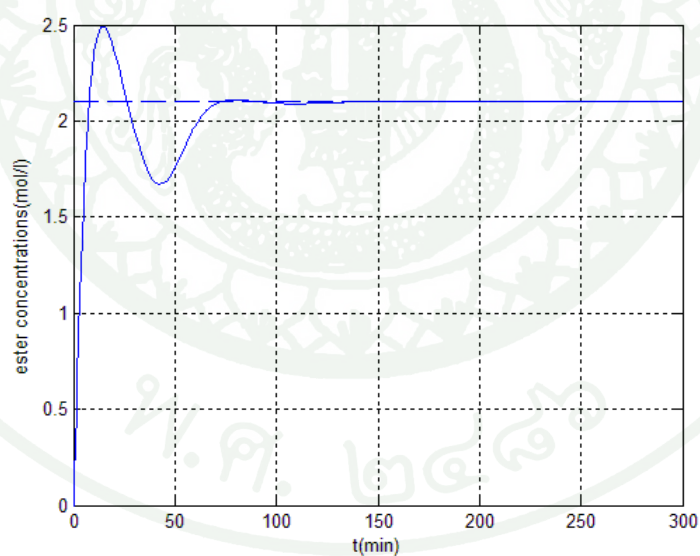
3.1 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

การทดลองที่ 3.1 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization หาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุดเพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l และใช้เวลาในการผลิตน้อยที่สุด

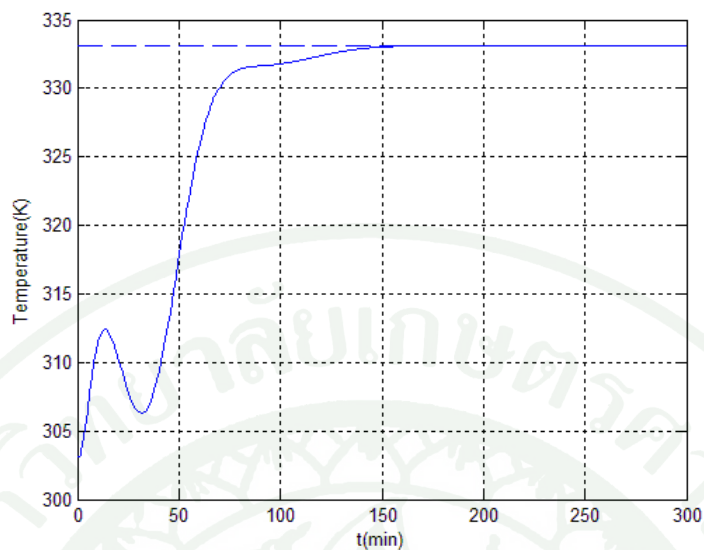
วิธี PSO จะเป็นวิธีที่สามารถหาค่า K_P และค่า K_I ดีที่สุด ณ local optimization โดยจะได้ค่า $K_P = 1453.0657$ และค่า $K_I = 7304.5471$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



ภาพที่ 32 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถึงปฏิบัติการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมพีไอโดย
ใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

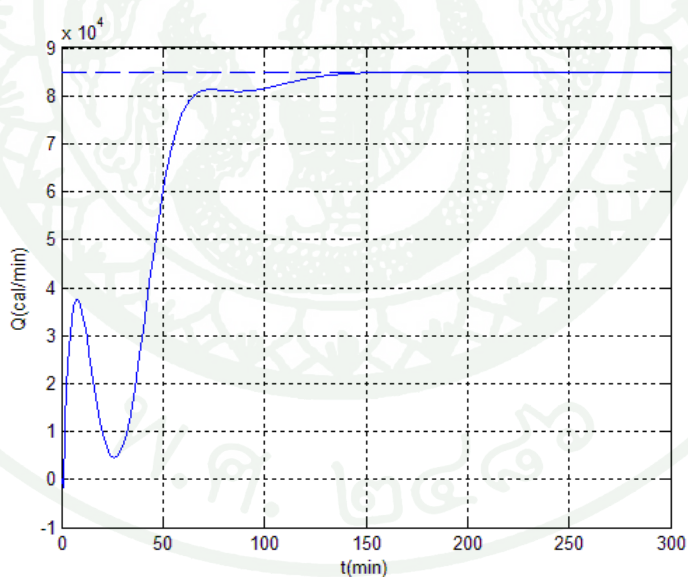


ภาพที่ 33 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถึงปฏิบัติการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมพีไอ
โดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)



ภาพที่ 34 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมพีไอ

โดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)



ภาพที่ 35 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมพีไอ

โดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

ตารางที่ 7 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 3.1 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

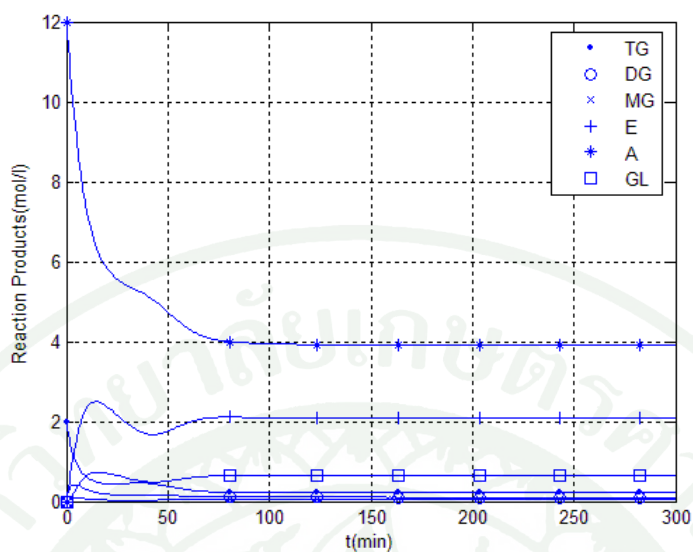
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E] \text{ (mol/l)}$	15	2.492	49.64	1.747
$T \text{ (K)}$	155.5	333.1	52.71	320.1
$Q \text{ (cal/min)}$	166.3	8.489×10^4	42.07	3.643×10^4

เนื่องจาก การทดลองที่ 3.1 เกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าลบน้อยเกินไปจึงเกิด การทดลองที่ 3.2 โดย

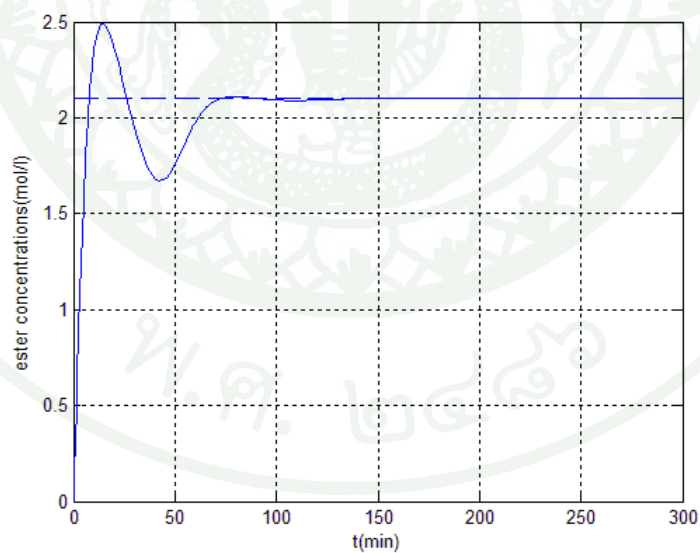
3.2. ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation

การทดลองที่ 3.2 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation หาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุดเพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l และใช้เวลาในการผลิตน้อยที่สุด

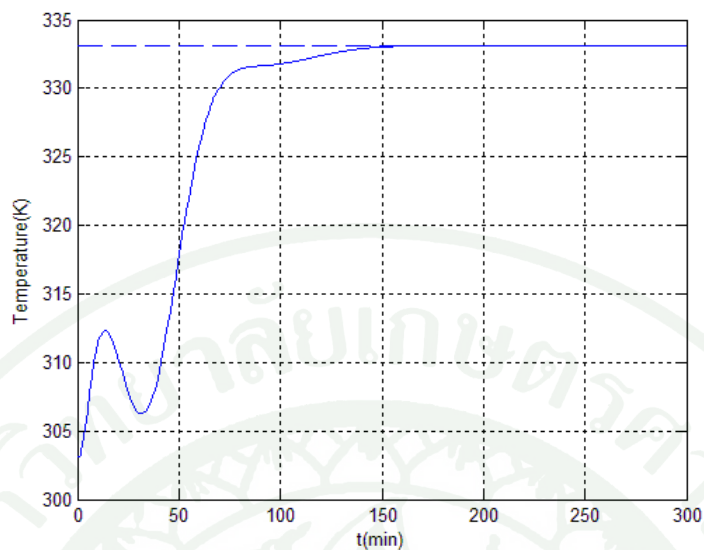
วิธี PSO จะเป็นวิธีที่สามารถหาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุด ณ local optimization โดยจะได้ค่า $K_P = 1453.0657$ และค่า $K_I = 7304.5471$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



ภาพที่ 36 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมฟีด
โดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)



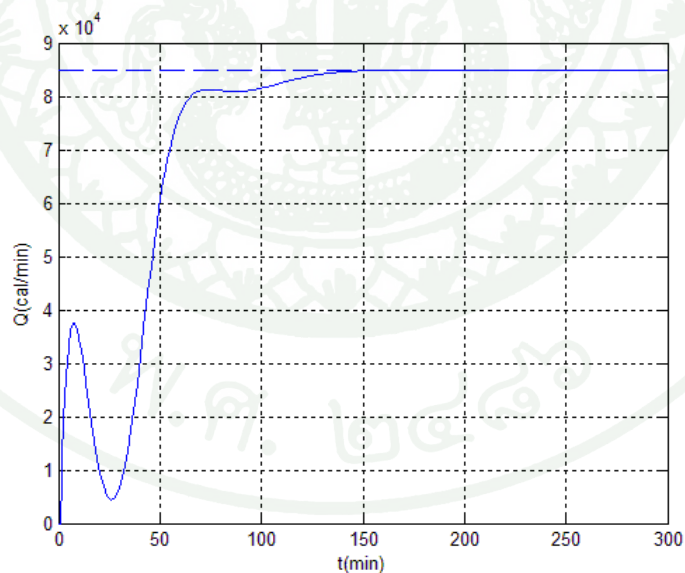
ภาพที่ 37 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.2
ตัวควบคุมฟีดโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation (cost
function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)



ภาพที่ 38 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้

วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation (cost function = tf

ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)



ภาพที่ 39 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถังปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมพีไอ

โดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำ

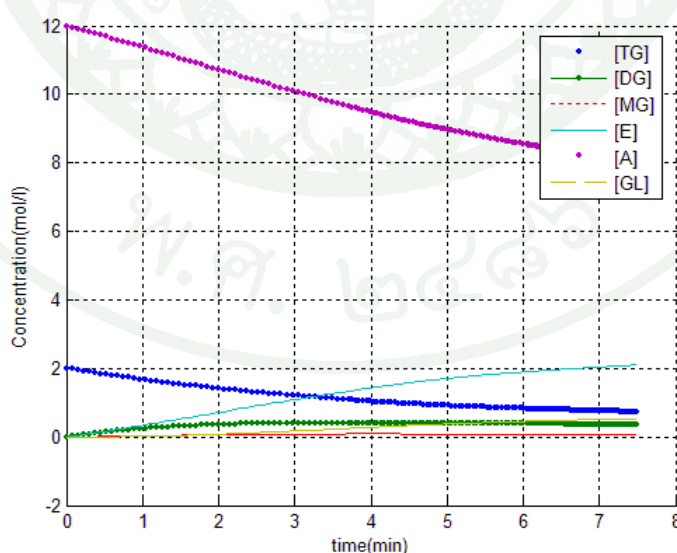
ให้ $x(4) = 2.104$)

ตารางที่ 8 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 3.2 ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

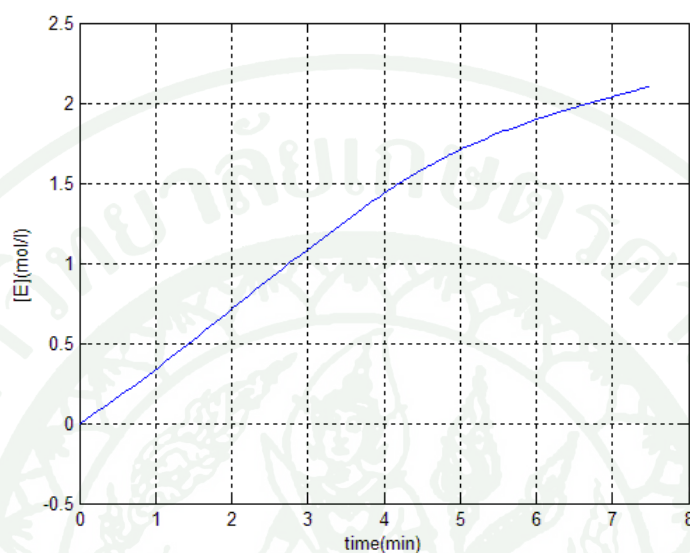
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E] \text{ (mol/l)}$	15	2.492	49.64	1.747
$T \text{ (K)}$	155.5	333.1	52.71	320.1
$Q \text{ (cal/min)}$	166.3	8.489×10^4	42.07	3.643×10^4

การทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

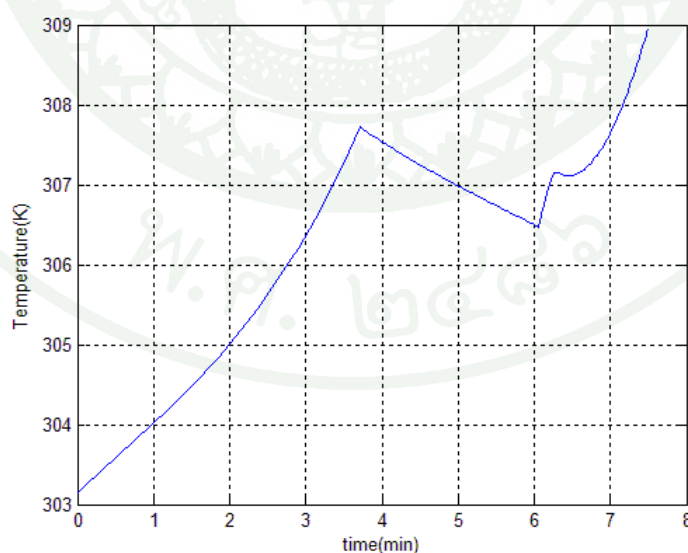
การทดลองที่ 4 ใช้ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุดที่ออกแบบโดยที่มี Input Saturation เพื่อหาค่า Lagrange Multiplier (λ) เพื่อลดเวลาการผลิตให้น้อยที่สุดในการผลิตไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l โดยที่จุดสุดท้ายได้ค่า $\lambda = 0.012902$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



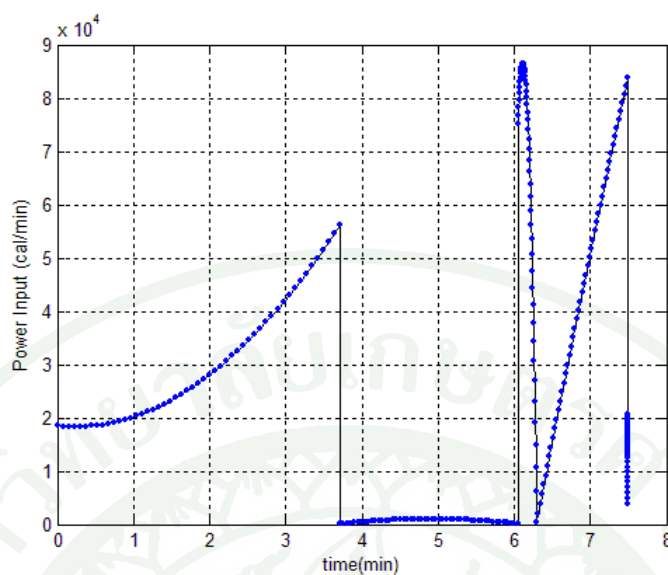
ภาพที่ 40 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)



ภาพที่ 41 ความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)



ภาพที่ 42 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)



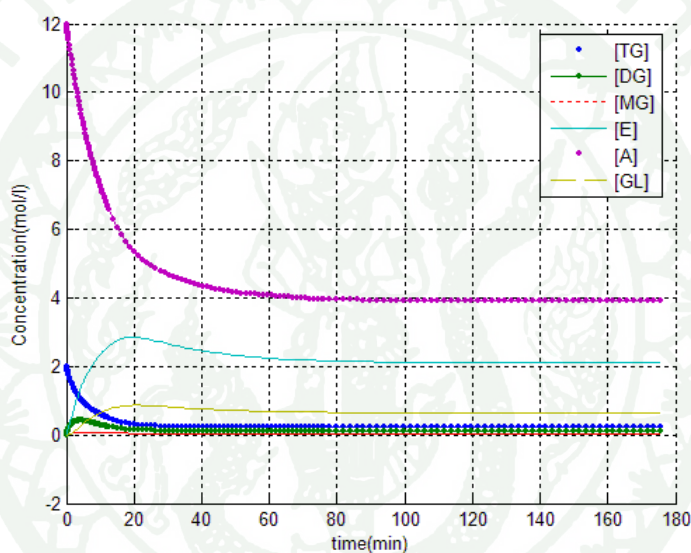
ภาพที่ 43 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

ตารางที่ 9 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

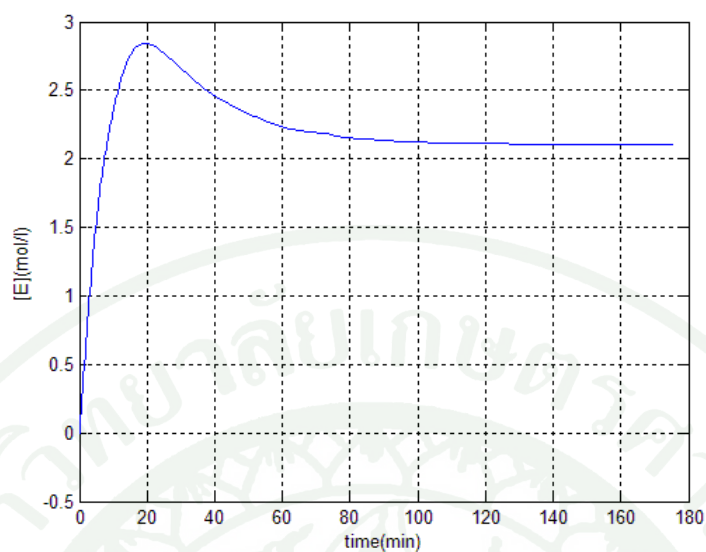
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E] \text{ (mol/l)}$	7.49	2.104	4.694	1.634
$T \text{ (K)}$	7.497	309	6.248	307.1
$Q \text{ (cal/min)}$	6.12	8.489×10^4	6.944	4.68×10^4

การทดลองที่ 5 ตัวควบคุมที่เหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)

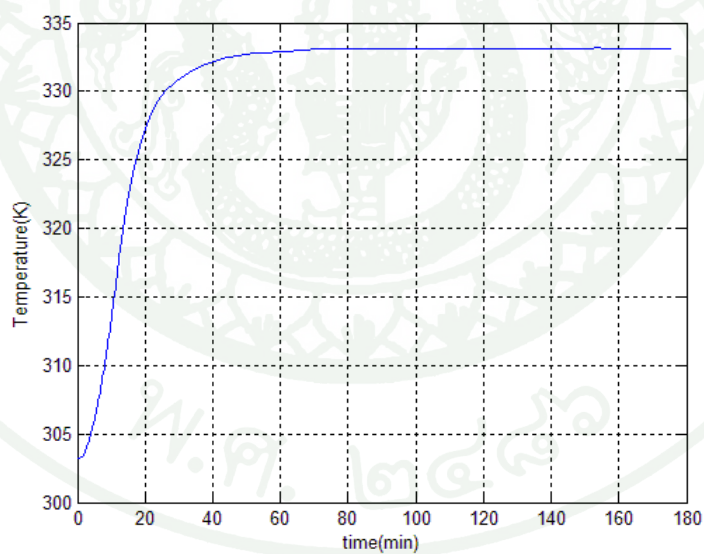
การทดลองที่ 5 ใช้ตัวควบคุมที่เหมาะสมที่สุดที่ออกแบบโดยที่มี Input Saturation เพื่อหาค่า Lagrange Multiplier (λ) เพื่อลดเวลาการผลิตให้น้อยที่สุดในการผลิตไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l และอุณหภูมิเท่ากับ 333.15 K (60°C) โดยที่จุดสุดท้ายได้ค่า $\lambda = -14.865$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง



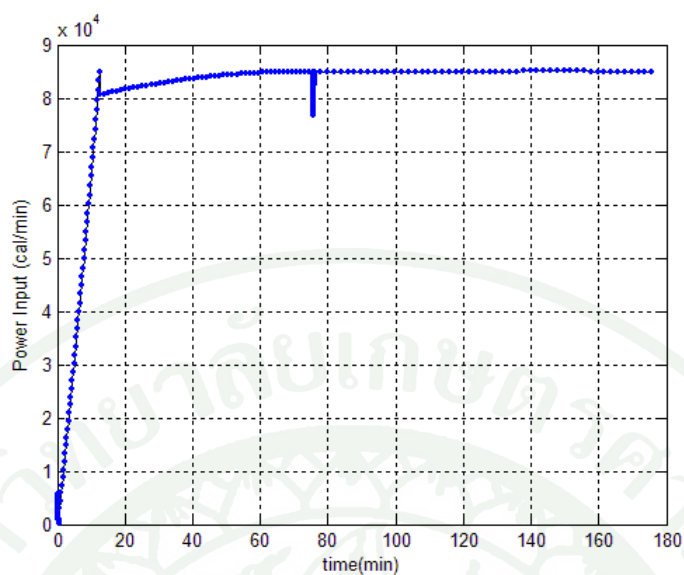
ภาพที่ 44 ความเข้มข้นของสารต่างๆ ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมที่เหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)



ภาพที่ 45 ความเข้มข้นของไบโอไดเซด ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)



ภาพที่ 46 อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)



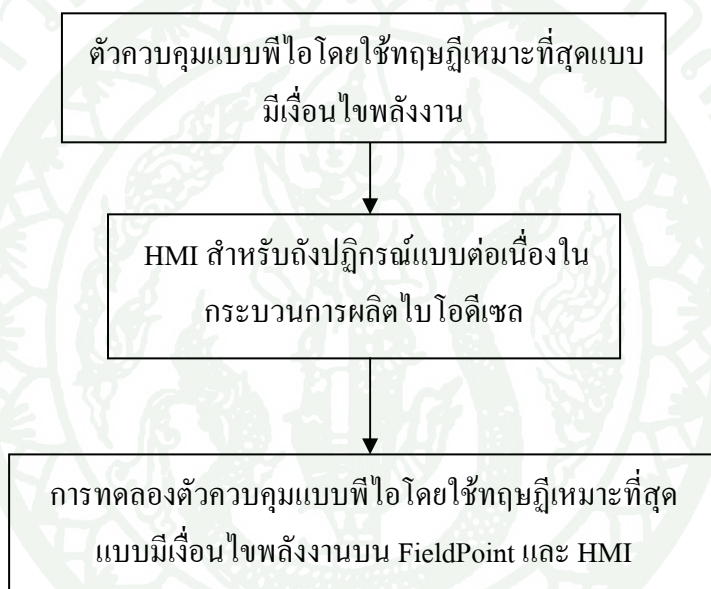
ภาพที่ 47 กำลังงานความร้อนที่ป้อนให้ถึงปฏิกรณ์ (Q) ของการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)

ตารางที่ 10 ค่าที่อ่านได้จากภาพการทดลองที่ 5 ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)

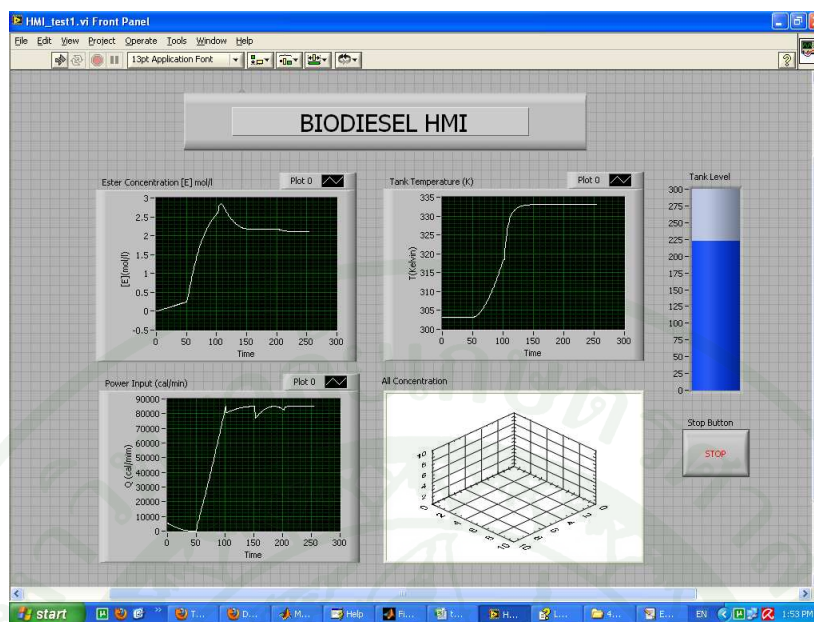
	Peak time (min)	ค่าที่ Peak time	Settling time (min)	ค่าที่ Settling time
$[E] \text{ (mol/l)}$	20.21	2.845	46.78	2.368
$T \text{ (K)}$	69.54	333.1	27.8	330.5
$Q \text{ (cal/min)}$	12.62	8.489×10^4	37.92	8.343×10^4

การทดลองที่ 6 FieldPoint and HMI โดยใช้การทดลองที่ 5

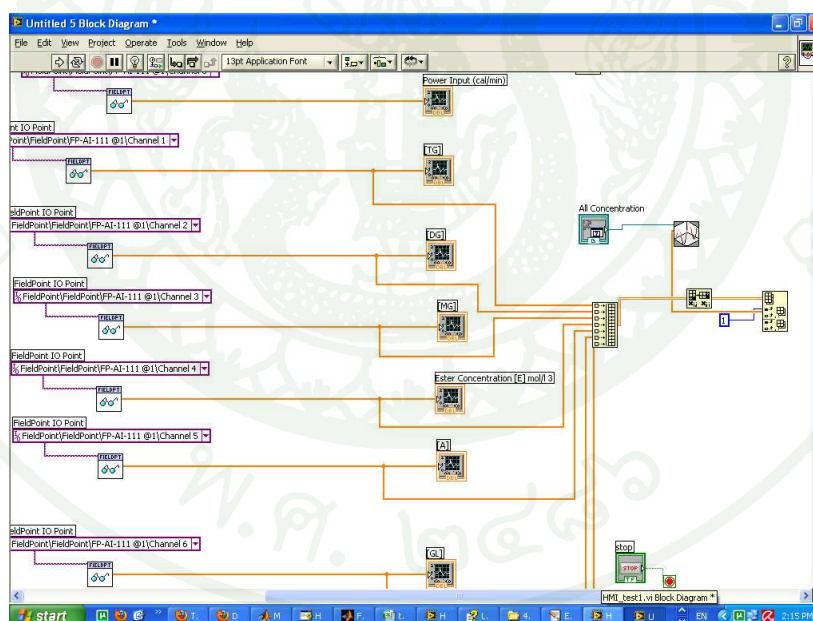
การทดลองที่ 6 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยใช้ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$) บน FieldPoint และ HMI ซึ่งใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบได้ควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l และใช้เวลาน้อยที่สุดภายใต้เงื่อนไขพลังงานไม่ต่ำกว่า 0 cal/min และไม่เกิน $1.28976 \times 10^5 \text{ cal/min}$ ได้ผลการทดลองตามภาพ และตารางด้านล่าง โดยนำไปประยุกต์กับ HMI



ภาพที่ 48 ขั้นตอนการทดลองที่ 4 ตัวควบคุมแบบพีไอโดยใช้ทฤษฎีเหมาะสมที่สุดแบบมีเงื่อนไขพลังงานบน FieldPoint และ HMI



ภาพที่ 49 แผนภาพแสดงการทำงานของ HMI



ภาพที่ 50 แผนภาพแสดง Block Diagram

วิจารณ์

จากการทดลองพบว่า

1. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Pole placement

1.1. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Pole placement

การทดลองที่ 1.1 ใช้ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็กที่ออกแบบโดยใช้วิธี Pole placement สามารถควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.104 mol/l ที่อุณหภูมิ 333.15 K โดยมีค่า setting time = 46.51 นาที แต่เกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าติดลบให้กับถังปฏิกรณ์

1.2. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Pole placement with Input Saturation

การทดลองที่ 1.2 ใช้ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็กที่ออกแบบโดยใช้วิธี Pole placement สามารถควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.104 mol/l และที่อุณหภูมิ 333.15 K และแก้ปัญหการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าติดลบให้กับถังปฏิกรณ์ โดยการเพิ่ม Saturation Block ที่มีค่าตั้งแต่ 0 ถึง $128976.7841 \text{ cal/min}$ (water heater 220V 9000W, บ.แสงชัยมิตร) ซึ่งสามารถป้องกันการป้อนกำลังงานความร้อนติดลบได้ โดยมีค่า setting time = 50.99 นาที แต่ก็ยังมีการใช้ค่า K_p และค่า K_I ค่อนข้างมาก ซึ่งไม่เป็นผลดีต่อ Heater ที่ให้ความร้อนแต่ถังปฏิกรณ์เพราะต้องรับภาระในการเปลี่ยนแปลงพลังงานอย่างรวดเร็ว

2. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = IAE)

2.1. ตัวควบคุมฟีดแบ็กโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization

การทดลองที่ 2.1 ใช้ตัวควบคุมแบบฟีดแบ็กที่ออกแบบโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization หาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุดเพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.104 mol/l และอุณหภูมิที่อุณหภูมิ 333.15 K

มีค่า setting time = 50.99 นาที สามารถควบคุมได้ตามที่ต้องการโดยมีอัตราการเปลี่ยนแปลงของพลังงานที่ป้อนช้ากว่าใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบโดยใช้วิธี Pole Placement ซึ่งเป็นข้อดีสำหรับการผลิตเนื่องจาก Heater จะได้ไม่ต้องรับภาระหนักในการเปลี่ยนระดับพลังงาน แต่ก็ยังเกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าติดลบให้กับถังปฏิกรณ์อยู่

2.2. ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation

การทดลองที่ 2.2 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization หาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุดเพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.104 mol/l และอุณหภูมิที่อุณหภูมิ 333.15 K มีค่า setting time = 65.3 นาที และแก้ปัญหการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าติดลบให้กับถังปฏิกรณ์โดยการเพิ่ม Saturation Block ที่มีค่าตั้งแต่ 0 ถึง $128976.7841 \text{ cal/min}$ (water heater 220V 9000W, บ.แสงชัยมิเตอร์) ซึ่งสามารถป้องกันการป้อนกำลังงานความร้อนติดลบได้ และสามารถควบคุมได้ตามที่ต้องการโดยมีอัตราการเปลี่ยนแปลงของพลังงานที่ป้อนช้ากว่าใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบโดยใช้วิธี Pole Placement ซึ่งเป็นข้อดีสำหรับการผลิตเนื่องจาก Heater จะได้ไม่ต้องรับภาระหนักในการเปลี่ยนระดับพลังงาน

3. ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

3.1. ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization

การทดลองที่ 3.1 ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอที่ออกแบบโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization หาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุดเพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ที่ 2.104 mol/l และใช้เวลาในการผลิตน้อยที่สุด โดยมีค่า setting time = 49.64 นาที แต่ก็ยังเกิดปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าติดลบให้กับถังปฏิกรณ์อยู่เล็กน้อย

3.2. ตัวควบคุมพีไอโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization with Input Saturation

การทดลองที่ 3.2 ใช้ตัวควบคุมแบบฟิโที่ออกแบบโดยใช้วิธี Particle Swarm Optimization หาค่า K_P และค่า K_I ที่ดีที่สุดเพื่อควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l และอุณหภูมิที่อุณหภูมิ 333.15 K และใช้เวลาในการผลิตน้อยที่สุด โดยมีค่า setting time = 49.64 นาที และแก้ปัญหาการป้อนกำลังงานความร้อน (Q) ซึ่งมีค่าติดลบให้กับถังปฏิกรณ์โดยการเพิ่ม Saturation Block ที่มีค่าตั้งแต่ 0 ถึง 128976.7841 cal/min (water heater 220V 9000W, บ.แสงชัยมิเตอร์) ซึ่งสามารถป้องกันการป้อนกำลังงานความร้อนติดลบได้ และสามารถควบคุมได้ตามที่ต้องการ

4. ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$)

การทดลองที่ 4 ใช้ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุดที่ออกแบบโดยที่มี Input Saturation เพื่อหาค่า Lagrange Multiplier (λ) เพื่อลดเวลาการผลิตให้น้อยที่สุดในการผลิตไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l โดยที่จุดสุดท้ายได้ค่า $\lambda = 0.012902$ โดยมีค่า setting time 4.694 นาที เนื่องจากเราไม่ได้กำหนดอุณหภูมิที่จุดสุดท้ายว่าเป็น 333.15 K จึงทำให้ค่าความเข้มข้นของสารอื่นๆ และอุณหภูมิที่จุดสุดท้ายไม่ได้ตามที่ต้องการ

5. ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุด with Input Saturation (cost function = tf ที่ทำให้ $x(4) = 2.104$, $x(7) = 333.15$)

การทดลองที่ 5 ใช้ตัวควบคุมเหมาะสมที่สุดที่ออกแบบโดยที่มี Input Saturation เพื่อหาค่า Lagrange Multiplier (λ) เพื่อลดเวลาการผลิตให้น้อยที่สุดในการผลิตไบโอดีเซล ($[E]$) ในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ได้ 2.104 mol/l และอุณหภูมิเท่ากับ 333.15 K (60°C) โดยที่จุดสุดท้ายได้ค่า $\lambda = -14.865$ ผลที่ได้สามารถควบคุมความเข้มข้นและอุณหภูมิได้ตามที่ต้องการ โดยมีค่า setting time 46.78 นาที

6. การทดลองโดยการประยุกต์ใช้

FieldPoint and HMI โดยใช้ในการทดลองที่ 5 สามารถควบคุมความเข้มข้นและอุณหภูมิได้ตามที่ต้องการโดยใช้ FieldPoint ในการรับส่งข้อมูลเพื่อแสดงผลและควบคุม



สรุปและข้อเสนอแนะ

สรุป

จากการทดลองทั้งหมดที่ผ่านมาสรุปได้ว่า ตัวควบคุมที่เหมาะสมที่สุดที่มี input saturation โดยเงื่อนไขทางด้านเวลาและเงื่อนไขที่จุดสุดท้ายคือความเข้มข้นของเอสเตอร์ $x(4) = 2.104$ อุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ $x(7) = 333.15$ สามารถลดเวลาและพลังงานในการผลิตได้ดีที่สุด โดยข้อดีอีกอย่างคือ อัตราการเปลี่ยนแปลงพลังงานและความร้อนไม่ได้มีการเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็วซึ่งมีผลทำให้อายุการใช้งานของ Heater ยาวนานขึ้นเมื่อเปรียบเทียบกับวิธีตัวควบคุมพีไอ โดย PSO และตัวควบคุมพีไอด้วยวิธี pole placement โดยที่ตัวควบคุมพีไอโดย PSO นั้นสามารถลดเวลาการผลิตและพลังงานได้แต่อัตราการเปลี่ยนแปลงพลังงานและความร้อนนั้นเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็วซึ่งไม่เป็นผลดีต่อ Heater ส่วนตัวควบคุมพีไอด้วยวิธี pole placement นั้นสามารถควบคุมความเข้มข้นและอุณหภูมิได้ตามที่ต้องการแต่มีปัญหาที่พลังงานที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์นั้นติดลบ ซึ่ง Heater ไม่สามารถทำได้จึงต้องใส่ Saturation Block แต่ก็ต้องใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลมากและยังใช้เวลานานในการผลิตรวมทั้งอัตราการเปลี่ยนแปลงพลังงานและความร้อนนั้นเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็วมากซึ่งอาจทำให้อายุการใช้งานของ Heater สั้นลงได้

ข้อเสนอแนะ

ควรนำตัวควบคุมที่ออกแบบได้ ทดลองควบคุมความเข้มข้นของไบโอดีเซลในถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของจริง

เอกสารและสิ่งอ้างอิง

กนกอร บุรณะพาณิชย์กิจ และ อัจฉราพร เมืองพิล. 2549. การออกแบบระบบควบคุมถังปฏิกรณ์แบบ CSTR ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล. วิทยานิพนธ์ปริญญาตรี, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

กัญจนา บุญเกียรติ, ปราโมช รังสรรค์วิจิตร, บุญรัชต์ กิตยานันท์, พิศมัย เจนวนิชปัญกุล, พนิดา ศิริบังเกิดผล, ลลิตา อัดนโ, วิเชียร ตันติธรรมภูษิต, นิโรจน์ อัครปัญญาวิทย์, ปริศนา ปราการวิวัฒน์, ยุทธนา สุวรรณโชติ และ น้ำผึ้ง พิมพา. 2546 โครงการวิจัยและพัฒนาการผลิตไบโอดีเซล (Biodiesel) จากน้ำมันพืชเพื่อใช้ทดแทนสารเติมแต่งที่เพิ่มคุณสมบัติ ในการหล่อลื่น (Lubricity Additive) ในน้ำมันดีเซลกัมมะถันต่ำ. น.124-137. ในการสัมมนาเผยแพร่ผลงานวิจัยด้านพลังงานทดแทน. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ.

เจริญ เพชรมณี, 2545. เรียนลัด Lab VIEW. พิมพ์ครั้งที่ 1 สำนักพิมพ์ซีเอ็ด ยูเคชั่นจำกัด(มหาชน). กรุงเทพฯ.

ชมพกา ตันตระกูล. 2549. การจำลองการสกัดน้ำมันทานตะวันและสบู่ดำเพื่อผลิตไบโอดีเซล. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

ชัยวัฒน์ ทวีจันทร์, 2544. **Advanced Visual Basic**. พิมพ์ครั้งที่ 1 สำนักพิมพ์ซีเอ็ดบุ๊ก. กรุงเทพฯ.

พิศมัย เจนวนิชปัญกุล. 2548. ไบโอดีเซลจากน้ำมันพืช. วิศวกรรมสาร. ฉบับที่ 2. เดือนมีนาคม-เมษายน 2548 : 46-54

วสิน ถิ่นะนิธิกุล, พีระยศ แสนโกชณ์, เพ็ญจิตร ศรีนพคุณและสุธี ผู้เจริญชนะชัย. 2551. การออกแบบตัวควบคุมสำหรับถังปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

Andrew P. Sage and C. Chelsea White III . 1977. **Optimum Systems Control**, 2nd edition
 ,PRENTICE HALL.

Arthur E. and Jr. Bryson. 1999. **Dynamic Optimization**, ADDISON-WESLEY.

Bequette Wayne, B. 1991. **Process Control Modeling, Design and Simulation**. 1st edition.
 PRENTICE HALL.

Darnoko, D. and Munir Cheryan. 2000. Kinetics of Palm Oil Tranesterification in Batch
 Reactor. **JAOCS** 77(12): 1263-1267.

Darnoko, D. and Munir Cheryan. 2000. Continuous Production of Palm Methyl Ester. **JAOCS**
 77(12): 1269-1272.

Franklin F., Gene and J. David Powell. 1998. **Digital Control of Dynamic Systems**. 3rd edition.
 Addison-Wesley Longman, Inc.

Iwasa, T., N. Morizumi and S. Omatu. 1998. Temperature control in a batch process by neural
 networks. Neural Networks Proceedings. **The 1998 IEEE International Joint
 Conference** 1998(2): 992-995

Diehl M., H.G. Bock, H. Diedam and P.-B. Wieber. 2006. Fast Direct Multiple Shooting
 Algorithms for Optimal Robot Control, pp. 65-93. *In* **Fast Motions in Biomechanics
 and Robotics** 340

National Instruments. 2010. **Building a LabVIEW User Interface for a Simulink Model with
 LabVIEW Simulation Interface Toolkit**, Ni Developer Zone Tutorial

Timothy Lawrence Turner. 2005. **Modeling and Simulation of Reaction Kinetics for Biodiesel
 Production**. Graduated Thesis, Faculty of North Carolina State University.

ประวัติการศึกษา และการทำงาน

ชื่อ –นามสกุล	นายสุรเทพ นิลนนท์
เกิดวันที่	24 ธันวาคม 2527
สถานที่เกิด	กรุงเทพฯ
ประวัติการศึกษา	วศ.บ (ไฟฟ้าเครื่องกลการผลิต) มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ (พ.ศ. 2550)
ตำแหน่งปัจจุบัน	-
สถานที่ทำงานปัจจุบัน	-
ผลงานดีเด่นและรางวัลทางวิชาการ	-
ทุนการศึกษาที่ได้รับ	1. ทุนวิจัย สถาบันวิจัยและพัฒนาแห่งมหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ (Kasetsart University Research and Development Institute, KURDI) 2. ทุนวิจัย คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ 3. ทุนผู้ช่วยสอนวิชา Linear Control Systems จากคณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ 4. ทุนผู้ช่วยสอนวิชา Electromechanical Energy Conversion Lab I จากคณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์