

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมแพลนท์ไวด์ของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล
แบบอากาศไหลลง



นายวัชรพงษ์ ทรงศิลป์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CHULALONGKORN UNIVERSITY

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

The abstract and full text of theses from the academic year 2011 in Chulalongkorn University Intellectual Repository (CUIR)
are the thesis authors' files submitted through the University Graduate School.

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2557

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Design of plantwide control structure of downdraft biomass gasification process

Mr. Watcharapong Songsil



A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Engineering Program in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2014

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การออกแบบโครงสร้างการควบคุมแผ่นที่โวด์ของ
	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลแบบอากาศไหลลง
โดย	นายวัชรพงษ์ ทรงศิลป์
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ดร.พิมพ์พร พลเพชร

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัย
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.บัณฑิต เอื้ออาภรณ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติศุภกร)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ดร.พิมพ์พร พลเพชร)

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ดร.พรชัย บำรุงศรี)

วัชรพงษ์ ทรงศิลป์ : การออกแบบโครงสร้างการควบคุมแพลนท์ไวด์ของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลแบบอากาศไหลลง (Design of plantwide control structure of downdraft biomass gasification process) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ดร.พิมพ์พร พลเพชร, 97 หน้า.

แก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล เป็นกระบวนการความร้อนเคมีซึ่งผลิตแก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีมูลค่าโดยปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วนของชีวมวลในสภาวะซึ่งมีเชื้อเพลิงมากร่วมกับอากาศ ไอน้ำหรือออกซิเจน แก๊สผลิตภัณฑ์ประกอบด้วย แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สมีเทน แก๊สไฮโดรเจน และสารประกอบที่สามารถกลั่นตัวได้ เช่น น้ำมันดิน อย่างไรก็ตามโดยทั่วไปแก๊สผลิตภัณฑ์จะมีน้ำมันดินปะปนอยู่มาก ดังนั้นจำเป็นต้องใช้ระบบทำความสะอาดแก๊ส ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษา กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบเบดหยุดนิ่งอากาศไหลลง ชีวมวลป้อนที่ศึกษาคือ ชิ้นไม้สับและวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร น้ำมันดินที่เกิดขึ้นจะกำจัดด้วยการบำบัดอากาศแบบเปียก แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ทำความสะอาดแล้วจะป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายในเพื่อผลิตเป็นกระแสไฟฟ้า การจำลองระบบทั้งหมดจะดำเนินการโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการเชิงพาณิชย์ PRO/II จากนั้นจะหา สภาวะการดำเนินงานที่ดีที่สุดภายใต้ตัวแปรบวกรที่กำหนด โครงสร้างการควบคุมจะถูกออกแบบและทดสอบโดยใช้โปรแกรมจำลองเชิงพลวัต DYNASIM ท้ายที่สุดจะวิเคราะห์สมรรถนะการควบคุมของระบบ โครงสร้างการควบคุมที่เสนอสามารถจัดการระบบได้อย่างมีประสิทธิภาพ



ภาควิชา วิศวกรรมเคมี

ลายมือชื่อนิสิต

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

ปีการศึกษา 2557

5670371221 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORDS: DOWNDRAFT BIOMASS GASIFICATION / PLANTWIDE CONTROL / PROCESS SIMULATION

WATCHARAPONG SONGSIL: Design of plantwide control structure of downdraft biomass gasification process. ADVISOR: PIMPORN PONPESH, Ph.D., 97 pp.

Biomass gasification is a thermo-chemical process that generates valuable gas products by partial oxidation of biomass in fuel-rich conditions with of gasifying agents such as air, steam or oxygen. The gas product contains carbon-monoxide, methane, hydrogen, and other condensable compounds such as tars. However, the gas product usually contains high amounts of tars. Thus, a gas cleaning system is often required. In this work, a down-draft biomass fixed bed gasifier is investigated. The biomass feedstock considered includes wood chip and agricultural residues. Tar is removed by water in a wet scrubber. The clean gas product is fed through an internal combustion engine in order to produce electricity. Simulation of the whole system is performed in a commercial simulator, PRO/II. Optimal operating conditions under various given disturbances are identified. The control structure is then designed and tested by using a commercial dynamic simulator, DYN SIM. Finally, control performance of the system is analyzed. The control structure proposed can effectively handle the system.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

Department: Chemical Engineering Student's Signature

Field of Study: Chemical Engineering Advisor's Signature

Academic Year: 2014

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้ สำเร็จลุล่วงไปได้ ด้วยได้รับคำปรึกษาจากท่านผู้ทรงคุณวุฒิและความเมตตาช่วยเหลือจากคณาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมีทุกท่าน

รศ.ดร.สุรเทพ เขียมหอม ที่ได้ให้คำปรึกษาเรื่องการออกแบบกระบวนการ การออกแบบโครงสร้างการควบคุม การจำลองกระบวนการ รวมถึงสิ่งต่างๆที่ใช้ในการศึกษาวิจัย

อาจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร อาจารย์ที่ปรึกษาที่ได้ให้คำปรึกษาในหัวข้อวิทยานิพนธ์ การใช้ชีวิตและการทำงานของนักวิจัย การวางแผนในการทำงาน และทุกสิ่งที่ได้รับคำแนะนำต่างๆ

ศ.ดร.ไพศาล กิตติศุภกร ประธานการสอบวิทยานิพนธ์ ที่ได้ให้คำแนะนำให้หัวข้อที่ศึกษาวิจัยและข้อเสนอแนะต่างๆที่ปรับปรุงให้งานวิจัยสมบูรณ์ขึ้น

อาจารย์ ดร.พรชัย บำรุงศรี คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ที่ได้ให้คำแนะนำให้หัวข้อที่ศึกษาวิจัยและข้อเสนอแนะต่างๆที่ปรับปรุงให้งานวิจัยสมบูรณ์ขึ้น

และความดีอันเกิดจากการศึกษาค้นคว้าครั้งนี้ ผู้เขียนขอบแต่บิดา มารดา ครูอาจารย์ และผู้มีพระคุณทุกท่าน

ผู้เขียนมีความซาบซึ้งในความกรุณาอันดีจากทุกท่านที่ได้กล่าวนามมา และขอกราบขอบพระคุณมา ณ โอกาสนี้

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฌ
สารบัญรูปภาพ.....	ญ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ปัญหาและความสำคัญ	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	3
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย	3
1.4 ผลที่คาดว่าจะได้รับ	4
บทที่ 2 การทบทวนวรรณกรรม	7
2.1 ชนิดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	7
2.2 น้ำมันดินและการกำจัดออกจากกระบวนการ.....	8
2.3 การจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	9
2.4 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและนำแก๊สที่ได้ไปผลิตไฟฟ้า	10
บทที่ 3 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง	12
3.1 เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชัน	12
3.2 องค์ประกอบของชีวมวล.....	14
3.3 ปฏิกิริยาเคมี.....	14
3.4 ประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	19
3.5 การกำจัดน้ำมันดินของกระบวนการ (tar removal).....	19

3.6 เครื่องยนต์แก๊ส (gas engine).....	21
3.7 การออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์	22
3.7 การปรับการควบคุม (Tuning controller).....	30
บทที่ 4 การจำลองกระบวนการในสถานะคงตัวและหาจุดดำเนินงานของกระบวนการ	31
4.1 ผลการดำเนินงานกระบวนการในสถานะคงตัว	31
4.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกับผลการทดลอง (validation)	33
4.3 ประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	34
บทที่ 5 โครงสร้างการควบคุมและการจำลองกระบวนการแบบพลวัต	36
5.1 การออกแบบโครงสร้างการควบคุม	36
5.2 การปรับจูนตัวควบคุม	44
5.3 การจำลองกระบวนการแบบพลวัต	45
5.4 เพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10.....	48
5.5 ลดกำลังการผลิตร้อยละ 10.....	54
5.6 เพิ่มความชื้นชีวมวลร้อยละ 5.....	60
5.7 เปลี่ยนชนิดของชีวมวลจากชิ้นไม้สับเป็นฟางข้าว	63
5.8 โครงสร้างแบบจำลองแบบควบคุมอุณหภูมิของแก๊สผลิตภัณฑ์	68
บทที่ 6 สรุปผลงานวิจัย.....	75
รายการอ้างอิง	77
ภาคผนวก ก. การจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันระบบคงตัวในโปรแกรม PRO/II.....	81
ภาคผนวก ข. การจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันระบบพลวัตในโปรแกรม DYN SIM	90
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์	97

สารบัญตาราง

ตารางที่ 3.1 การวิเคราะห์ห้องค์ประกอบของซีมวล	15
ตารางที่ 3.2 ปฏิกริยาบริเวณการเผาไหม้	17
ตารางที่ 3.3 ปฏิกริยาในบริเวณแก๊สซิฟเคชัน	18
ตารางที่ 3.4 ค่าความร้อนของแต่ละสาร	18
ตารางที่ 3.5 องค์ประกอบของแก๊สที่ป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน	22
ตารางที่ 4.1 ผลการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟเคชันในสภาวะคงตัว	32
ตารางที่ 4.2 ผลการจำลองที่คำนวณหาประสิทธิภาพของระบบ	34
ตารางที่ 5.1 ข้อจำกัดในกระบวนการ	40
ตารางที่ 5.2 ตัวแปรเข้าหนึ่งตัวกับตัวแปรออกหนึ่งตัว (single-input single-output)	42
ตารางที่ 5.3 ค่าที่ใช้คำนวณ K_c และ τ_i	44
ตารางที่ 5.4 ค่าในการปรับจูนตัวควบคุมแบบ PI	45
ตารางที่ 5.5 องค์ประกอบและคุณสมบัติของแก๊สผลิตภัณฑ์เปรียบเทียบกับองค์ประกอบที่เครื่องยนต์สันดาปภายในต้องการ	47
ตารางที่ 5.6 ผลการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบขึ้นไม้สับและฟางข้าว	63
ตารางที่ ก.1 อุณหภูมิการจำลองกระบวนการในการบริเวณต่างๆ	86
ตารางที่ ก.2 ค่าพารามิเตอร์ในการป้อนอัตราการไหลของสารในกระบวนการ	87
ตารางที่ ก.3 การออกแบบหน่วยที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ	89
ตารางที่ ข.1 แถบเครื่องมือที่ใช้เป็นรูปแบบในการออกแบบกระบวนการ	93

สารบัญรูปภาพ

รูปที่ 3. 1	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไหลทางเดียวกันแบบเบดหยุดนิ่ง	12
รูปที่ 3.2	การเติบโตของพืชที่เป็นชีวมวล	13
รูปที่ 3.3	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไหลทางเดียวกันแบบเบดหยุดนิ่ง	15
รูปที่ 3.4	การกำจัดน้ำมันดินด้วยวิธีทำความสะอาดแก๊สแบบเปียก (Wet scrubber)	20
รูปที่ 3.5	เครื่องยนต์แก๊สแบบ 4 จังหวะ	20
รูปที่ 3.6	กระบวนการผลิตไฟฟ้าจากแก๊สซิฟิเคชัน	21
รูปที่ 3. 7	การปรับปรุงการควบคุม SIMC [26].....	30
รูปที่ 4.1	ผลการจำลองโดยโปรแกรม PRO/II.....	31
รูปที่ 4.2	ผลการเปรียบเทียบการจำลองและการทดลอง	33
รูปที่ 5.1	การตั้งค่าการควบคุมกระบวนการ	38
รูปที่ 5.2	การควบคุมกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบอากาศไหลลง	43
รูปที่ 5. 3	อุณหภูมิที่ความสูงต่างๆของเครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชัน[13].....	46
รูปที่ 5.4	ก.อัตราการไหลของชีวมวล ข.อุณหภูมิบริเวณเผาไหม้ และ ค. อัตราการไหลของอากาศ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10	49
รูปที่ 5. 5	ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข.ร้อยละแก๊สออกซิเจนบริเวณแก๊ส ซิฟิเคชัน เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10.....	50
รูปที่ 5. 6	ก.อัตราการไหลของน้ำ ข.ความชื้นของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10.....	52
รูปที่ 5. 7	ก. อัตราการไหลอากาศที่เข้าสู่เครื่องยนต์ ข. ร้อยละออกซิเจนเมื่อเพิ่มกำลังการผลิต ร้อยละ 10.....	52
รูปที่ 5. 8	ไฟฟ้าที่ผลิตได้เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10.....	53
รูปที่ 5. 9	ร้อยละของน้ำมันดินเมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10.....	53

รูปที่ 5.10 ก. อัตราการไหลของชีวมวล ข. อุณหภูมิ และ ค. อัตราการไหลของอากาศเมื่อลดกำลังการผลิต 10 เปอร์เซ็นต์	55
รูปที่ 5. 11 ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละของแก๊สออกซิเจนบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน เมื่อลดกำลังการผลิตร้อยละ 10.....	56
รูปที่ 5. 12 ก. ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ข. ร้อยละแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อลดกำลังการผลิตลงร้อยละ 10.....	57
รูปที่ 5. 13 ก. อัตราการไหลของน้ำ ข. ความชื้นของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อลดกำลังการผลิตร้อยละ 10.....	58
รูปที่ 5. 14 ก. อัตราการไหลอากาศที่เข้าสู่เครื่องยนต์ ข. เปอร์เซ็นต์ออกซิเจนเมื่อเพิ่มกำลังการผลิต	58
รูปที่ 5. 15 ก. อัตราการไหลชีวมวล ข. ไฟฟ้าที่ผลิตได้เมื่อลดกำลังการผลิต 10 เปอร์เซ็นต์.....	59
รูปที่ 5. 16 ร้อยละของน้ำมันดินเมื่อลดกำลังการผลิตร้อยละ 10	59
รูปที่ 5.17 ก. ความชื้นของชีวมวล ข. อุณหภูมิ และ ค. อัตราการไหลอากาศเมื่อเพิ่มความชื้นร้อยละ 5.....	60
รูปที่ 5. 18 ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ค. ร้อยละแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อเพิ่มความชื้นร้อยละ 5.....	61
รูปที่ 5. 19 ไฟฟ้าที่ผลิตได้เมื่อเพิ่มความชื้นของชีวมวล 5 เปอร์เซ็นต์	62
รูปที่ 5. 20 ก. อัตราการไหลของชีวมวล ข. อุณหภูมิบริเวณเผาไหม้ และ ค. อัตราการไหลของอากาศ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10 และเปลี่ยนชนิดชีวมวล	64
รูปที่ 5. 21 อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ค. ร้อยละของแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10และเปลี่ยนชนิดชีวมวล	65
รูปที่ 5. 22 ก. อัตราการไหลของชีวมวล ข. อุณหภูมิบริเวณเผาไหม้ และ ค. อัตราการไหลของอากาศ เมื่อลดกำลังการผลิตและเปลี่ยนชนิดชีวมวล	66
รูปที่ 5. 23 อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. เปอร์เซ็นต์แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ค. เปอร์เซ็นต์แก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อลดกำลังการผลิตและเปลี่ยนชนิดชีวมวล	67

รูปที่ 5.24 โครงสร้างการควบคุมที่ควบคุมอุณหภูมิของแก๊สผสมหลังออกจากกระบวนแก๊สซิฟิเคชัน.....	68
รูปที่ 5. 25 ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ค. ร้อยละของแก๊สไฮโดรเจน เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตและเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน.....	69
รูปที่ 5. 26 ก. ร้อยละแก๊สมีเทน ข. ร้อยละของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตและเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน.....	70
รูปที่ 5. 27 ปริมาณน้ำมันดินเมื่อเพิ่มกำลังการผลิต เปรียบเทียบการควบคุมอุณหภูมิ และการควบคุมร้อยละออกซิเจนของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน.....	71
รูปที่ 5. 28 ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ค. ร้อยละของแก๊สไฮโดรเจน เมื่อลดกำลังการผลิตและเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน.....	72
รูปที่ 5. 29 ก. ร้อยละแก๊สมีเทน ข. ร้อยละของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อลดกำลังการผลิตและเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน.....	73
รูปที่ 5. 30 ปริมาณน้ำมันดินเมื่อลดกำลังการผลิต เปรียบเทียบการควบคุมอุณหภูมิ และการควบคุมร้อยละออกซิเจนของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน.....	73
รูปที่ ก.1 สารเคมีที่เกี่ยวข้องในการจำลองกระบวนการ.....	82
รูปที่ ก.2 การคำนวณชีวมวลโดยใช้การวิเคราะห์หึ่งค์ประกอบ.....	83
รูปที่ ก.3 ขั้นตอนการกำหนดชีวมวลในโปรแกรม PRO/II.....	83
รูปที่ ก.4 ขั้นตอนการกำหนดปฏิกิริยาในโปรแกรม PRO/II.....	84
รูปที่ ก.5 การออกแบบกระบวนการที่ใช้จำลองในสถานะคงตัว.....	85
รูปที่ ก.6 กระบวนการที่ใช้จำลองในโปรแกรม PRO/II.....	86
รูปที่ ก.7 การเลือกคำสั่ง controller ในโปรแกรม PRO/II.....	88
รูปที่ ก.8 การกำหนดค่าในคำสั่ง controller.....	89
รูปที่ ก.9 คำสั่ง run simulation ในโปรแกรม PRO/II.....	90
รูปที่ ข. 1 การเลือกสารเคมีที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการในโปรแกรม DYNISIM.....	90

รูปที่ ข.2 การสร้างสารเคมีใหม่ในโปรแกรม DYN SIM	91
รูปที่ ข.3 ขั้นตอนการกรอกข้อมูลการสร้างสารใหม่ในโปรแกรม DYN SIM	92
รูปที่ ข.4 การเลือกสารเคมีที่สร้างขึ้น	92
รูปที่ ข.5 การเลือกรูปแบบในการออกแบบกระบวนการ1	94
รูปที่ ข.6 การเลือกรูปแบบในการออกแบบกระบวนการ2.....	94
รูปที่ ข.7 สถานะของโปรแกรมหลังจากคำสั่ง Start.....	95
รูปที่ ข.8 การจำลองกระบวนการแบบพลวัตในโปรแกรม DYN SIM.....	95
รูปที่ ข.9 ผลจากการจำลองจากโปรแกรม DYN SIM	96



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ปัญหาและความสำคัญ

ความต้องการความพลังงานนั้นเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง เนื่องจากการขยายตัวทางเศรษฐกิจ และการเพิ่มขึ้นของประชากร โดยเชื้อเพลิงหลักที่ใช้ในการผลิตพลังงานนั้น คือเชื้อเพลิงฟอสซิล แต่เนื่องจากการเข้าถึงเชื้อเพลิงฟอสซิลนั้น แต่เนื่องจากการเข้าถึงเชื้อเพลิงฟอสซิลนั้นมีข้อจำกัด ส่งผลให้ราคาของเชื้อเพลิงฟอสซิลมีราคาเพิ่มสูงขึ้น ดังนั้นจำเป็นต้องจัดหาพลังงานที่สามารถใช้ทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลได้

แหล่งพลังงานที่สามารถทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลได้ คือ ชีวมวล ซึ่งเป็นแหล่งพลังงานที่ได้รับจากส่วนต่างๆ ของพืชและสัตว์ โดยมีข้อดี คือ ชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียน เนื่องจากสามารถเจริญเติบโตได้เพียงแค่ แสงแดด น้ำ และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การที่จะเปลี่ยนจากชีวมวลให้เป็นพลังงานนั้นมี 2 วิธี คือ การเผาไหม้แบบสมบูรณ์ และการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ (โดยการควบคุมการป้อนออกซิเจน) หรือเรียกว่าแก๊สซิฟิเคชัน

แก๊สซิฟิเคชันคือกระบวนการในการเปลี่ยนรูปของชีวมวลเป็นเชื้อเพลิง ชีวมวลที่ใช้กันนั้นต้องมี ความชื้นไม่เกิน 20 เปอร์เซ็นต์ อุณหภูมิในการดำเนินงานจะอยู่ที่ 700 องศาเซลเซียส และมีการควบคุมอัตราการป้อนออกซิเจน เชื้อเพลิงที่ได้ จะเป็น แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และ แก๊สไฮโดรเจน เป็นหลัก ซึ่งเราจะเรียกรวมกันว่าแก๊สสังเคราะห์ (synthesis gas) แก๊สสังเคราะห์ที่ได้สามารถใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเครื่องสันดาปแก๊ส (gas engine) กังหันแก๊สผลิตไฟฟ้า (gas turbine) หรือ เซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell) โดยสามารถแบ่งประเภทของแก๊สซิฟิเคชันตามการเคลื่อนที่ของเบดเป็นสองชนิดคือ แบบเบดเคลื่อนที่ (fluidize bed) และแบบเบดหยุดนิ่ง (fixed bed)

ข้อดีของแก๊สซิฟิเคชันแบบเบตหยุดนิ่งเป็นเทคโนโลยีที่ลงทุนต่ำ และง่ายต่อการดำเนินงาน
ผลิตภัณฑ์ที่ได้ประกอบด้วยหลัก คือ แก๊สไฮโดรเจน (H_2 :16.5%) แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO : 15.9%)
แก๊สมีเทน (CH_4 :2.1%) และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2 :15.3%) [1] เทคโนโลยีชนิดนี้ยังแบ่งออก
ตามความแตกต่างที่การป้อนออกซิเจน คือ ทางเดียวกัน (co current or down-draft) และสวน
ทางกัน (counter current or up draft) แต่ข้อดีของการป้อนแบบทางเดียวกันจะดีกว่าแบบสวนทาง
คือ แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีความสะอาดกว่าและปริมาณน้ำมันดิน (น้ำมันดินเป็นปัญหาหลักในการอุด
ตันของกระบวนการ) มีปริมาณต่ำกว่าแบบไหลสวนทางกัน (น้ำมันในแบบไหลสวนทาง คือ 10 ถึง
150 กรัมต่อลูกบาศก์เมตร และ แบบไหลทางเดียวกันคือ 0.01 ถึง 6 กรัมต่อลูกบาศก์เมตร [2]

การศึกษาวิจัยในอดีตส่วนใหญ่ การจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะดำเนินการใน
สภาวะคงตัว และไม่มีการศึกษาพฤติกรรมเชิงพลวัตและระบบการควบคุม ซึ่งพฤติกรรมเชิงพลวัตและ
ระบบควบคุมนั้นมีความสำคัญต่อการดำเนินการของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ในงานวิจัยนี้จะจำลอง
กระบวนการเชิงพลวัต และออกแบบระบบควบคุมกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล โดยแบ่ง
การศึกษาออกเป็น 2 กรณี คือ สภาวะคงตัว (Steady state) และพลวัต (dynamics) ในสภาวะตัว
จะศึกษาผลกระทบต่างๆ ที่จะส่งผลต่อแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยจำลองด้วยโปรแกรม PRO/II 9.3 หลังจาก
ได้ผลลัพธ์จากการทำสภาวะคงตัวแล้ว จะจำลองกระบวนการเชิงพลวัต และออกแบบระบบควบคุม
โดยใช้โปรแกรม DYN SIM 5.2 ในการจำลองกระบวนการ

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

- 1.2.1 จำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลแบบเบดหยุดนิ่งไหลทางเดียวกัน (down draft gasification process) และหาจุดดำเนินงาน
- 1.2.2 ออกแบบโครงสร้างการควบคุม (control structure) ของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

- 1.3.1 จำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลแบบเบดหยุดนิ่งไหลทางเดียวกัน โดยแบ่งการศึกษาออกเป็น 4 ส่วน คือ
 - ก. บริเวณการอบแห้ง กำหนดค่าความชื้นของชีวมวลไม่เกิน 35 เปอร์เซ็นต์
 - ข. บริเวณไฟโรไลซิส แบบจำลองการเปลี่ยนแปลงปฏิกิริยา (conversion) กำหนดให้อัตราการเปลี่ยนแปลงของชีวมวล 100 เปอร์เซ็นต์
 - ค. บริเวณการเผาไหม้แบบจำกัดออกซิเจน ใช้แบบจำลองการเปลี่ยนแปลงปฏิกิริยา กำหนดให้อัตราการเปลี่ยนแปลงของถ่าน (char) 92 เปอร์เซ็นต์
 - ง. บริเวณแก๊สซิฟิเคชัน แบบจำลองอัตราการเกิดปฏิกิริยาแบบจลนพลศาสตร์เคมี (kinetic model)
- 1.3.2 แบบจำลองของเครื่องยนต์แก๊สแบบ 4 จังหวะ
- 1.3.3 ชีวมวล คือ ชิ้นไม้สับ (wood chip) และมีความชื้นไม่เกิน 50 เปอร์เซ็นต์ และอากาศที่ความดัน 1 บรรยากาศ

1.3.4 ตัวแปรต้น คือ อัตราการป้อนของชีวมวล อัตราการป้อนของอากาศ และค่าความชื้นของชีวมวล ตัวแปรที่ศึกษา คือ ความความร้อนของแก๊สผสม (heating value) และพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้จากเครื่องยนต์แก๊ส

1.4 ผลที่คาดว่าจะได้รับ

โครงสร้างการควบคุมของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับเครื่องยนต์แก๊สซึ่งให้สมรรถนะในการดำเนินงานที่ดี



บทที่ 2

การทบทวนวรรณกรรม

ในบทนี้จะกล่าวถึงการศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่ผ่านมามีการศึกษาไปในแนวทางใดบ้าง และงานที่ศึกษาจากจำลองทางโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ใกล้เคียงกับงานวิจัยจริง รวมถึงปัญหาที่เกิดขึ้นและการแก้ปัญหาโดยแบ่งหัวข้อได้ดังนี้

2.1 ชนิดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ในปี ค.ศ.2000 Warnecke และคณะ[3] ได้ทำการวิจัยถึงการออกแบบระบบของเครื่องปฏิกรณ์แบบเบตหยุดนิ่ง (fixed bed) และแบบเบตเคลื่อนที่หรือฟลูอิดไดซ์เบด โดยทำการเปรียบเทียบในหัวข้อเทคโนโลยีวัสดุที่ใช้ พลังงานที่ใช้ ความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม และทางด้านเศรษฐศาสตร์ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบเบตหยุดนิ่งจะมีการกระจายตัวของอุณหภูมิในช่วงกว้าง จะมีความร้อนเป็นจุด (hot spot) เกิดขึ้นจากการเกิดขึ้นของเถ้า จะใช้เวลานานในการเพิ่มความร้อนให้กับเครื่องปฏิกรณ์ตอนเริ่มต้น และถ้าต้องการที่จะเพิ่มกำลังการผลิตจะต้องใช้ค่าใช้จ่ายที่สูง แต่ข้อดีของแบบเบตหยุดนิ่ง คือ ประสิทธิภาพการเปลี่ยนไปเป็นผลิตภัณฑ์ของสารกลุ่มคาร์บอนจะมีค่าสูง และข้อดีที่สำคัญของแบบหยุดนิ่ง คือ จะให้ปริมาณน้ำมันดินที่ต่ำ ส่งผลให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความสะอาดสูงมาก ส่วนกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบเบตเคลื่อนที่นั้น ข้อดี คือ การกระจายตัวของอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ดีกว่าแบบแรกใช้ระยะเวลาเร็วในการเพิ่มความร้อนให้กับระบบ ข้อเสียของระบบนี้ คือ ฝนจากการเผาไหม้จะปนไปกับแก๊สขาออกด้วยส่งผลให้แก๊สที่ต้องการมีความสกปรกมาก และได้ทำการศึกษากำลังการผลิตที่ 15 เมกกะวัตพบว่าจะต้องใช้ถึงแบบเบตหยุดนิ่ง 2 เครื่อง

แต่แบบเบดเคลื่อนที่จะใช้เพียงเครื่องเดียว โดยการลงทุนในแบบแรกจะสูงกว่า 10 เปอร์เซ็นต์ แต่จะต้องเพิ่มค่าใช้จ่ายในการทำชีวมวลให้เป็นขนาดของอนุภาคที่เท่ากัน

2.2 น้ำมันดินและการกำจัดออกจากกระบวนการ

ในปี ค.ศ. 1999 Milne และคณะ [4] ทำการทดลองและศึกษาน้ำมันดิน ซึ่งประกอบไปด้วย เบนซีน (benzene) 37.9 เปอร์เซ็นต์ โทลูอิน (Toluene) 14.3 เปอร์เซ็นต์ สารอะโรมาติกส์ 1 วง อื่นๆ นอกจากสองสารที่กล่าวมา 13.9 เปอร์เซ็นต์ แนฟทาลีน (Naphthalene) 9.6 และสารอื่นๆ หลังจากนั้นในปี ค.ศ. 2002 Van Paasen และคณะ [5] ได้ทำการทดลองและกำหนดน้ำมันดินว่าเป็น สารประกอบอินทรีย์ที่มวลโมเลกุลมากกว่า 78 ซึ่งใกล้เคียงกับมวลโมเลกุลของเบนซีน หลังจากนั้นในปี ค.ศ. 2013 Wu, Y และคณะ [6] ได้ทำการทดลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเพื่อหาองค์ประกอบ ของน้ำมันดิน พบว่าน้ำมันดินมีปริมาณเบนซีนในองค์ประกอบถึง 85 เปอร์เซ็นต์ หลังจากนั้นผู้วิจัย นำเสนอการกำจัดน้ำมันดินโดยในปี ค.ศ. 2008 Han, J. และ H. Kim [7] ได้เสนอการกำจัดน้ำมันดิน โดยใช้ลักษณะทางกายภาพด้วยวิธีต่างๆ คือ ระบบทำความสะอาดแก๊สแบบเวนทูรี (Venturi scrubber) สามารถกำจัดน้ำมันดินได้ 50 ถึง 90 เปอร์เซ็นต์ การแยกอนุภาคโดยการเคลื่อนที่แบบ หมุน (Rotational particle separator) สามารถกำจัดน้ำมันดินได้ 30 ถึง 70 เปอร์เซ็นต์ และการ แยกอนุภาคด้วยถุงกรอง (fabric filters) สามารถกำจัดน้ำมันดินได้ 0 ถึง 50 เปอร์เซ็นต์ ต่อมาในปี ค.ศ. 2010 Basu, P [2] ได้ทำสรุปการเกิดน้ำมันดินและวิธีการกำจัดออกจากกระบวนการโดยวิธีแตก ตัวแบ่งออกเป็น การแตกตัวด้วยความร้อน จะต้องเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดินที่ 1,200 องศาเซลเซียส และการแตกตัวโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา คือ นิเกิล นิเกิลออกไซด์ ทองคำขาว นิเกิลโมลิดินัม นิเกิลโค รบอลต์โมลิดินัม และรูทีเดียม โดยมีซิลิกาและอลูมินา เป็นตัวรองรับ และในปี ค.ศ. 2012 Knoef, H

[8] ได้เสนอการกำจัดน้ำมันดินโดยใช้ไซโคลน (cyclone) แต่มีข้อเสียคือไม่สามารถแยกอนุภาคที่มีขนาดเล็กกว่า 1 ไมโครเมตรได้ และได้นำเสนอวิธีระบบทำความสะอาดแก๊สแบบเปียก (wet scrubber) พบว่ามีประสิทธิภาพในการแยกน้ำมันดินออกจากแก๊สผสมที่มากกว่า 90 เปอร์เซ็นต์ ดังนั้นจะทำให้แก๊สผสมหลังจากแยกน้ำมันดินมีอุณหภูมิที่ลดลง ในปี ค.ศ. 2013 Srinivas, S., R.P. Field และ H.J. Herzog [9] ทำการศึกษาการจำลองกำจัดน้ำมันดินโดยใช้วิธีดูดซับ โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป ASPEN Plus โดยนำส่วนผสมของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมาเป็นสารตั้งต้น และทำการเปลี่ยนตัวทำละลายที่ใช้คือ น้ำมันดีเซล น้ำมันพีช และไบโอดีเซล พบว่าน้ำมันดีเซล มีประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำมันดินสูงถึง 99 เปอร์เซ็นต์ ที่ความเข้มข้นของน้ำมันดิน 2,500 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร โดยมี Di Blasi และคณะ [10] เป็นผู้ทำการวิจัยกระบวนการเกิดขึ้นของน้ำมันดิน

2.3 การจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ในปี ค.ศ. 2009 Sulaiman, S.M.A.a.S.A [11] ได้ทำการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบหยุดนิ่งไหลทางเดียวกัน โดยใช้ใบและส่วนต่างของปาล์มน้ำมันที่เหลือจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม จำลองด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป ASPEN Plus ทำการเปลี่ยนค่า อุณหภูมิ ความดัน และอัตราส่วนระหว่างอากาศต่อเชื้อเพลิง เพื่อดูส่วนประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ พบว่าปริมาณอัตราส่วนของแก๊สเชื้อเพลิงคือแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน จะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนของอากาศและเชื้อเพลิงชีวมวลมีค่าลดลงและ ในปี ค.ศ. 2009 Doherty, W., A. Reynolds [12] ได้ทำการศึกษาผลกระทบของการเพิ่มอุณหภูมิของอากาศก่อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป ASPEN Plus และทำการเปรียบเทียบกับผลการทดลองจริง พบว่าที่อุณหภูมิของอากาศ 650 องศาเซลเซียส จะเกิดเป็นแก๊สสังเคราะห์หรือคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊ส

ไฮโดรเจนมากที่สุด ส่งผลให้ค่าความร้อนที่ได้รับจากการเผาไหม้เชื้อเพลิง (High heating value) มากที่สุด หลังจากนั้นในปี ค.ศ. 2013 Di Blasi, C. และ C. Branca [13] ได้ทำการศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเบดหยุดนิ่งไหลทางเดียวกันโดยใช้ไม้เป็นสารตั้งต้น ทำการป้อนอากาศเข้าทางด้านบน และเพิ่มอัตราการป้อนของอากาศเข้าที่กลางเครื่องปฏิกรณ์ โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ทำการศึกษาโดยการเปลี่ยนแปลงค่าอากาศที่เข้ากลางเครื่องปฏิกรณ์ที่ 0 เปอร์เซ็นต์ และ 50 ถึง 60 เปอร์เซ็นต์ พบว่าถ้าเพิ่มอัตราการป้อนอากาศเข้ากลางเครื่องปฏิกรณ์จะทำให้การแตกตัวของไม้ ในบริเวณการแตกตัวโดยใช้ความร้อน (Pyrolysis zone) และจะทำให้เบดภายในมีอุณหภูมิสูงขึ้น ส่งผลให้ น้ำมันดินและถ่านมีปริมาณสูงเนื่องจากเผาไหม้ได้ดีขึ้น และได้ทำการเปลี่ยนตำแหน่งของการป้อนอากาศที่ความสูงจากด้านบนห่อที่ 0.1 0.2 0.3 และ 0.4 เมตร พบว่ายิ่งใกล้ด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์จะมีปริมาณน้ำมันดินออกมาน้อยที่สุดเมื่อเทียบกับความสูงอื่นๆ

2.4 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและนำแก๊สที่ได้ไปผลิตไฟฟ้า

ในปี ค.ศ. 2011 Bhattacharya, A และคณะ [14] ทำการศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันนำแก๊สที่ได้ไปผลิตไฟฟ้า โดยจำลองผ่านโปรแกรมสำเร็จรูป ASPEN Plus ทำการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังจากการเผาไหม้ ทำการป้อนชีวมวลที่ 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และออกแบบใช้กังหันไอน้ำและกังหันแก๊ส ผลิตไฟฟ้าโดยที่อุณหภูมิของไอน้ำความดันสูง 538 องศาเซลเซียสและความดัน 12.4 เมกกะปาสคาล จะผลิตไฟฟ้าได้ 2 เมกกะวัตต์ แบ่งเป็นกังหันไอน้ำ 0.8 เมกกะวัตต์ และ กังหันแก๊ส 1.2 เมกกะวัตต์ พบว่าประสิทธิภาพของกระบวนการนี้จะสูงสุดเมื่อทำการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ 50 เปอร์เซ็นต์ออกจากระบบ และในปี ค.ศ.2014 Jana, K. และ S. De [15] ได้ทำการศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน และนำแก๊สที่ได้ไปผลิตไฟฟ้า โดยใช้ชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงผสมกับขานอ้อย วิเคราะห์ผลการดำเนินงานด้านพลังงานและเอ็กเซอร์จี (exergy) ของ

ระบบ โดยการเปลี่ยนแปลงค่าของสัดส่วนความดัน 12 16 และ 20 และสัดส่วนของอุณหภูมิ 4 4.5 และ 5 ของ กังหันแก๊ส (gas turbine) ที่เป็นวัฏจักรแรนคิน (Rankine cycle) อุณหภูมิของไอน้ำ 500 องศาเซลเซียส และความดัน 80 บาร์ ผลิตไฟฟ้า 20 ถึง 50 MWe พบว่าประสิทธิภาพสูงสุดของ กระบวนการที่กล่าวมา สัดส่วนของความดัน 16 และสัดส่วนของอุณหภูมิ 5 ประสิทธิภาพของการ ดำเนินงานด้านพลังงานความร้อนที่ 42.48 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของทั้งกระบวนการที่ 36.86 เปอร์เซ็นต์



บทที่ 3 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

ในบทนี้จะกล่าวถึงทฤษฎีที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบอากาศไหลลงของชีวมวล เครื่องยนต์แก๊ส และผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมของกระบวนการดังกล่าวนี้ รวมถึงค่าต่างๆ ในการดำเนินงานโดยสามารถแบ่งเป็นหัวข้อได้ดังนี้

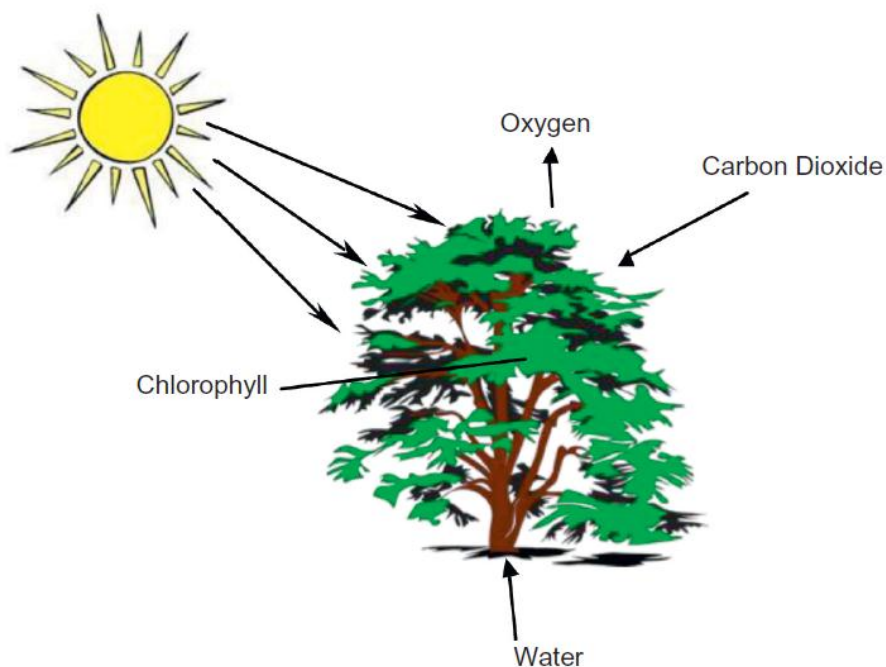
3.1 เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชัน

แก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการที่เปลี่ยนสารตั้งต้น คือ ชีวมวลหรือถ่านหิน โดยให้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้โดยการจำกัดแก๊สออกซิเจน เพื่อเป็นการควบคุมไม่ให้เป็นการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ ให้กลายเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สไฮโดรเจน แก๊สมีเทน แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำ ซึ่งจะนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงหรือเป็นสารตั้งต้นในอุตสาหกรรมปิโตรเคมีในกระบวนการต่อไป



รูปที่ 3.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไหลทางเดียวกันแบบเบดหยุดนิ่ง

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไหลทางเดียวกันแบบเบดหยุดนิ่ง (Co-current fixed bed gasification or downdraft gasification) เป็นกระบวนการที่ชีวมวล และแก๊สออกซิเจนหรืออากาศ จะเข้าทางด้านบน แก๊สผลิตภัณฑ์และซีเถ้าหรือชีวมวลที่ไม่เผาไหม้จะออกสู่ด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์แสดงดังรูปที่ 3.1 ปฏิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์จะเรียงลำดับจากด้านบนลงล่าง แบ่งเป็น 5 บริเวณ คือ บริเวณการอบแห้ง (drying zone) หลังจากนั้นจะเข้าสู่บริเวณไพโรไลซิส (Pyrolysis zone) บริเวณการเผาไหม้แบบจำกัดออกซิเจน (combustion zone) และบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน (gasification zone) ตามลำดับ สิ่งที่สำคัญที่สุดในกระบวนการนี้คือในบริเวณการเผาไหม้ อุณหภูมิในบริเวณนี้จะมีค่าสูงมากประมาณ 1,000 องศาเซลเซียสซึ่งเครื่องปฏิกรณ์จะต้องออกแบบให้สามารถทำงานที่อุณหภูมิดังกล่าวได้



รูปที่ 3.2 การเติบโตของพืชที่เป็นชีวมวล

3.2 องค์ประกอบของชีวมวล

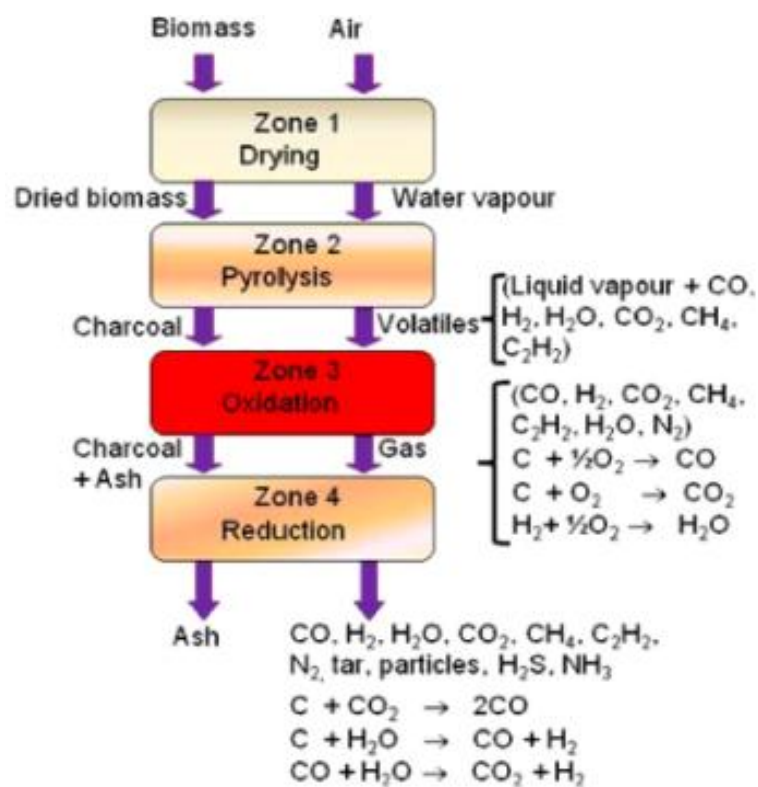
ชีวมวล คือ สารอินทรีย์ที่มาจากพืชหรือสัตว์ โดยชีวมวลนั้นจะทำปฏิกิริยาระหว่าง แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ อากาศ น้ำ แร่ธาตุในดิน และแสงอาทิตย์โดยดังรูปที่ 3.2 [2] Hodge, B.K. และ B. Hodge [16] ได้อธิบายไว้ดังสมการที่(1) โดยชีวมวลนั้นจะประกอบด้วยธาตุคาร์บอน ไฮโดรเจน และ



ออกซิเจนเป็นองค์ประกอบหลัก โดยจะใช้ใช้คำนวณมวลโมเลกุล สูตรโมเลกุล และค่าความจุความร้อน (heat capacity) ในการจำลองกระบวนการ แบบวิธีการวิเคราะห์ขั้นสุดท้าย (ultimate analysis) ซึ่งในงานวิจัยนี้จะใช้ชีวมวลจากชิ้นไม้สับ (wood chip) คือ ประกอบด้วยไม้หลายชนิดที่พบภายในประเทศนำมาปะปนกัน องค์ประกอบของไม้ที่จะนำมาเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการ แก๊สซิฟิเคชันแบบใช้ชีวมวล จะแสดงในตารางที่ 1 และค่าความร้อนของชีวมวลชนิดนี้ คือ 4,333 แคลอรีต่อกรัมของชีวมวล [17] ซึ่งวิธีวิเคราะห์แบบนี้จะทำให้ตัวอย่างจะต้องทำความแห้งหรือ ค่าความชื้นเท่ากับศูนย์

3.3 ปฏิกิริยาเคมี

ปฏิกิริยาเคมีของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไหลทางเดียวกันแบบเบดหยุดนิ่ง ตามรูปที่ 3.3 [18] แสดงขั้นตอนแต่ละบริเวณ โดยเรียงลำดับจากด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์ไปยังด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ ในแต่ละบริเวณจะมีการเกิดปฏิกิริยาที่แตกต่างกันออกไป คือ การอบแห้ง การเผาไหม้แบบจำกัดออกซิเจน และแก๊สซิฟิเคชัน ตามลำดับ โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้จะเป็นแก๊สผสมของ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์



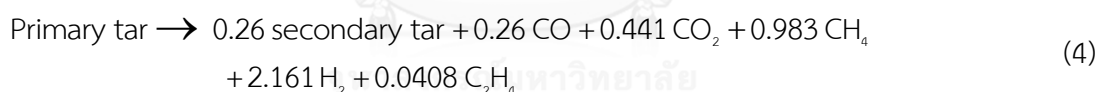
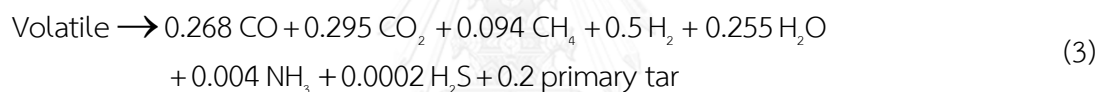
รูปที่ 3.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไหลทางเดียวกันแบบเบดหยุดนิ่ง

ตารางที่ 3.1 การวิเคราะห์องค์ประกอบของชีวมวล

องค์ประกอบ	ค่าการวิเคราะห์สุดท้าย (ultimate analysis) (%)
เถ้า (Ash)	1.9
สารระเหย (Volatile matter)	79.6
คาร์บอนคงที่ (Fixed carbon)	18.5
คาร์บอน (C)	51.6
ไฮโดรเจน (H)	6
ไนโตรเจน (N)	0.75
ซัลเฟอร์ (S)	0.04
ออกซิเจน (O)	39.7

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แก๊สไฮโดรเจน แก๊สมีเทน แก๊สเอทิลีน แก๊สไนโตรเจน แก๊สไซโนเน่า แก๊สแอมโมเนีย น้ำ น้ำมันดิน และอนุภาคต่างๆรวมถึงบางส่วนที่ไม่ทำปฏิกิริยา ดังต่อไปนี้

3.3.1 บริเวณการอบแห้ง (drying zone) ชีวมวลที่มีความชื้นสูงประมาณ 50 เปอร์เซ็นต์ขึ้นไป จะได้รับความร้อนมากจากบริเวณการเผาไหม้ (combustion zone) ทำให้น้ำระเหยออกไปจากชีวมวลบางส่วน อุณหภูมิประมาณ 100 – 120 องศาเซลเซียส โดยชีวมวลที่มีความชื้นต่ำกว่า 35 เปอร์เซ็นต์ แสดงดังสมการที่ (2)



3.3.2 บริเวณไพโรไลซิส (Pyrolysis zone) ชีวมวลที่มีความชื้นน้อยจะถูกเผาไหม้ด้วยความร้อน อุณหภูมิประมาณ 200 – 500 องศาเซลเซียส (ความร้อนมาที่ใช้นั้นจะมาจากบริเวณการเผาไหม้) จะทำให้ชีวมวลสลายตัวกลายเป็นถ่านชาร์ (Char) น้ำมันดินขั้นปฐมภูมิ (primary tar) และแก๊สผสม โดยที่น้ำมันจะทำปฏิกิริยาแตกตัวออกเป็นแก๊สผสม และน้ำมันดินขั้นทุติยภูมิ (secondary tar) [10] ในการจำลองกระบวนการจะแทนด้วย เบนซีน โทลูอิน และเนฟทาลีน น้ำมันดินเป็นสิ่งที่ทำให้เกิดผลิตภัณฑ์สกปรก และยังเป็นปัญหาในการอุดตันของเครื่องปฏิกรณ์หรือท่อ สำหรับปฏิกิริยาการ

ตารางที่ 3.2 ปฏิกิริยาบริเวณการเผาไหม้

ปฏิกิริยา	ค่าความร้อน ΔH (kJ/mol)	ปฏิกิริยาที่
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	+394	(5)
$C + 0.5 O_2 \rightarrow CO$	-111	(6)
$C + CO_2 \rightarrow 2 CO$	+173	(7)
$C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$	-75	(8)
$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	+131	(9)

แตกตัวชีวมวลปฏิกิริยาแสดงดังสมการที่ (3) และปฏิกิริยาการ แตกตัวของน้ำมันดินชั้นปฏิกิริยาแสดงดังสมการที่ (4) [6] และค่าการเปลี่ยนแปลงของถ่านทั้งหมด คือ 92 เปอร์เซ็นต์ [19]

3.3.3 บริเวณการเผาไหม้ (combustion zone) หลังจากชีวมวลได้รับความร้อนแล้วแตกตัวเป็นถ่านชาร์จะเผาไหม้ที่อุณหภูมิ 800 ถึง 1200 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นแบบคายความร้อนสูงซึ่งความร้อนจากส่วนนี้จะถูกใช้ไปในบริเวณไพโรไลซิส ทำให้ชีวมวลเกิดการแตกตัวจากความร้อน ดังตารางที่ 3.2 ปฏิกิริยา 5 6 7 8 และ 9 [20]

3.3.4 บริเวณแก๊สซิฟิเคชัน (gasification zone) แก๊สที่เกิดขึ้นจากบริเวณการเผาไหม้จะทำปฏิกิริยาต่อเนื่องอุณหภูมิภายในบริเวณนี้คือ 600 ถึง 800 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น โดยแบ่งออกเป็นปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันสมการที่ (10) (11) (12) (13) และ (14) ซึ่งแก๊สผสมที่ได้จากปฏิกิริยาเหล่านี้จะใช้เป็นเชื้อเพลิง คือ แก๊สผสมระหว่าง แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สมีเทน [21] และปฏิกิริยาที่ (15) และ (16) คือปฏิกิริยา น้ำมันดิน ทำปฏิกิริยากับแก๊สออกซิเจนได้เป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำ [22] ในตารางที่ 3.3

ตารางที่ 3.3 ปฏิกิริยาในบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน

ปฏิกิริยา	K_a (s^{-1})	E (kJ/mol)	ปฏิกิริยาที่
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	2.78×10^3	12.6	(10)
$CO + 0.5 O_2 \rightarrow CO_2$	2.32×10^{12}	1.67×10^2	(11)
$H_2 + 0.5 O_2 \rightarrow H_2O$	2.2×10^9	1.09×10^2	(12)
$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3 H_2$	3.0×10^8	1.25×10^2	(13)
$CH_4 + 1.5 O_2 \rightarrow CO + 2 H_2O$	4.4×10^{11}	1.26×10^2	(14)
$C_6H_6 + 7.5 O_2 \rightarrow 6 CO_2 + 3 H_2O$	9.55×10^8	1.25×10^2	(15)
$C_6H_6 + 4.5 O_2 \rightarrow 6 CO + 3 H_2O$	1.35×10^9	1.25×10^2	(16)
$C_7H_8 + 3.5 O_2 \rightarrow 7 CO + 4 H_2$	2.08×10^9	1.65×10^2	(17)
$C_{10}H_8 + 5 O_2 \rightarrow 10 CO + 4 H_2$	2.07×10^4	80.2	(18)

หลังจากได้แก๊สผสมแล้ว คือ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สมีเทน จะนำมาคำนวณค่าความร้อนสูงสุดรวม (high heating value) สามารถคำนวณจากค่าสัมประสิทธิ์หรือสัดส่วนของแก๊สนั้นๆต่อแก๊สทั้งหมด โดยค่าความของแต่ละสารในตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3.4 ค่าความร้อนของแต่ละสาร

สาร	ค่าความร้อน (MJ/kg)
แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์	10.056
แก๊สไฮโดรเจน	120.038
แก๊สมีเทน	50.090

3.4 ประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ปัจจัยที่สำคัญในการดำเนินงานจริงคือหลักในทางเศรษฐศาสตร์สามารถบอกได้จากค่าประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันดังสมการที่ (15)

$$\text{Efficiency (\%)} = \frac{H_g \times Q_g}{H_s \times M_s} \times 100 \quad (19)$$

Efficiency คือ ประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (%)

H_g คือค่าความร้อนของแก๊สผสม (heating value of the gas, กิโลจูลต่อลูกบาศก์เมตร)

Q_g = อัตราการป้อน (volume flow of gas, ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที)

H_s = ค่าความร้อนต่ำที่สุดของแก๊สผสม ((lower heating value of gasification fuel, กิโลจูลต่อ กิโลกรัม)

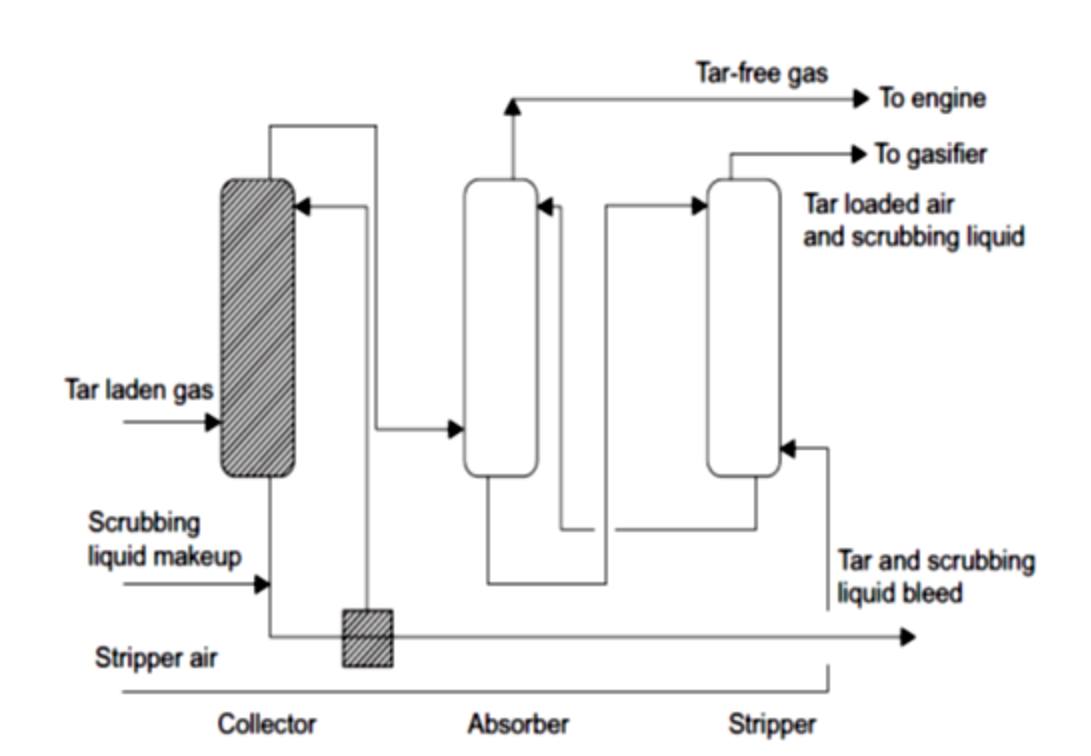
M_s = ค่าการป้อนของชีวมวล (gasification solid fuel consumption, กิโลกรัมต่อวินาที)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

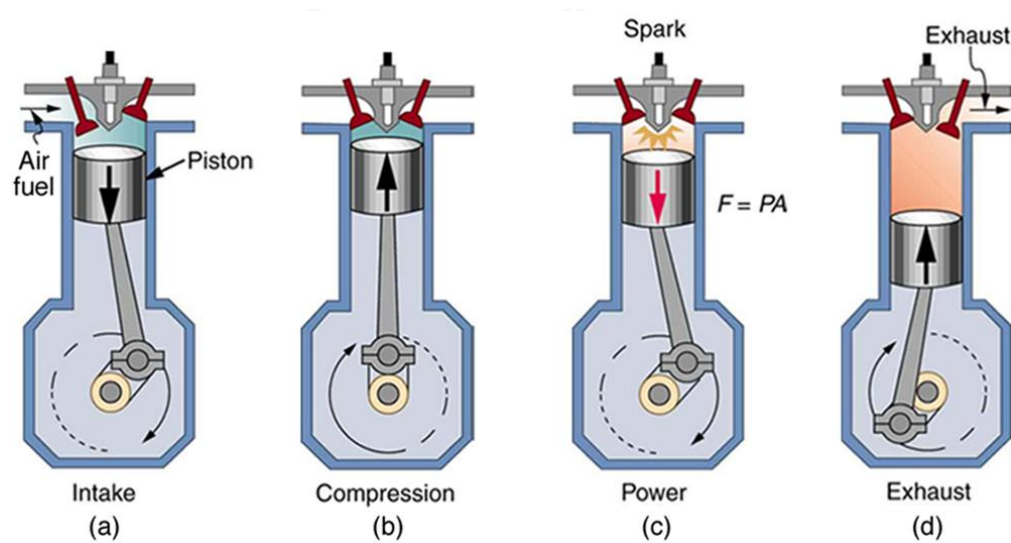
3.5 การกำจัดน้ำมันดินของกระบวนการ (tar removal)

แก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จะมีฝุ่นละอองและความชื้นปะปนมากับแก๊สด้วย ดังนั้นจึงใช้ไซโคลน (cyclone) และชุดทำความสะอาดแก๊สแบบเปียกด้วยน้ำ (Wet scrubber) หลักการทำงาน คือ จะ ฉีดน้ำ หรือ สารที่เป็นของเหลวไปผสมกับแก๊ส จะทำให้อนุภาคขนาดเล็กและน้ำมันดินหลุดออกมา กับ น้ำหรือของเหลว หลังจากนั้นของเหลวที่มีน้ำมันดินปริมาณมากจะถูกส่งกลับไปยังเครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชันเพื่อเพิ่มค่าเปลี่ยนแปลงเป็นผลิตภัณฑ์ (conversion) แสดงดังรูปที่ 3.4 [8] อุณหภูมิแก๊สจะ

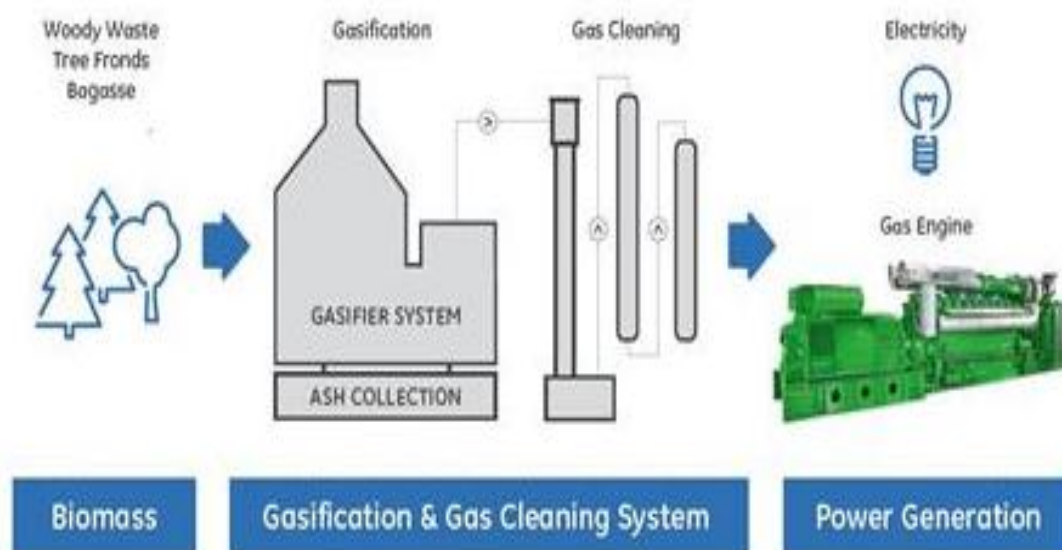
เหลือประมาณ 100 องศาเซลเซียส แล้วเข้าสู่เครื่องแก๊สยนต์ต่อไป ซึ่งวิธีนี้มีประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำมันดินถึง 90 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ 3.4 การกำจัดน้ำมันดินด้วยวิธีทำความสะอาดแก๊สแบบเปียก (Wet scrubber)



รูปที่ 3.5 เครื่องยนต์แก๊สแบบ 4 จังหวะ



รูปที่ 3.6 กระบวนการผลิตไฟฟ้าจากแก๊สซิฟิเคชัน

3.6 เครื่องยนต์แก๊ส (gas engine)

เครื่องยนต์แก๊ส (Gas Engine) หมายถึง เครื่องยนต์ที่ใช้แก๊สเป็นเชื้อเพลิงในการเดินเครื่อง เช่น แก๊สที่ได้จากถ่านหิน การหมัก การฝังกลบขยะ และแก๊สธรรมชาติ โดยข้อดีของเครื่องยนต์แก๊สคือ สามารถเดินเครื่องได้ง่าย ไม่ต้องอาศัยแก๊สที่มีความดันสูง จึงไม่จำเป็นต้องติดตั้งระบบเพิ่มความดันแก๊ส (Gas Compressor) อีกทั้งยังสามารถเร่งกำลังการผลิตได้เร็ว และอุณหภูมิของแก๊สที่ส่งเข้าสู่ระบบไม่มีผลต่อเครื่องยนต์มากนัก จึงไม่ต้องติดตั้งระบบเพิ่มหรือลดอุณหภูมิของแก๊สที่เข้าสู่เครื่องยนต์แสดงดังรูปที่ 3.5 [23] กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและมีการทำความสะอาดแก๊สผสม ต่อเข้ากับเครื่องยนต์เกิดแสดงในรูปที่ 3.6 [24] และแก๊สที่ป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์ประกอบด้วยแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สมีเทน แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจน ดังตารางที่ 3.5 โดยที่อุณหภูมิของแก๊ส 40 – 120 องศาเซลเซียส ค่าความชื้นของแก๊สไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์ ค่าความร้อนของแก๊สตั้งแต่ 4.0 – 6.0 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร อุณหภูมิขาออกหลังจากการเผาไหม้มีค่าน้อย

กว่า 600 องศาเซลเซียส ปริมาณน้ำดินหรือสกปรกต้องไม่เกิน 1 เปอร์เซ็นต์ และค่าเปอร์เซ็นต์ออกซิเจนที่เหลือจากการเผาไหม้ 1 ถึง 2 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ 3.5 องค์ประกอบของแก๊สที่ป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน

แก๊ส	ปริมาณ
คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)	15 – 25 %
คาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂)	5 - 15 %
มีเทน (CH ₄)	2 – 5 %
ไฮโดรเจน (H ₂)	10 – 20 %

3.7 การออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบแพลนที่ไวด์

กระบวนการทางวิศวกรรมเคมีเป็นกระบวนการที่มีความซับซ้อนมีการเกิดปฏิกิริยา การสะสมของสาร และความร้อน ดังนั้นจึงต้องมีการสารในระบบทั้งหมดและพลังงานของกระบวนการ โดยต้องให้การสูญเสียพลังงานและสารต่างๆน้อยที่สุด เพื่อให้กระบวนการดำเนินได้ตามเป้าหมายได้ จึงต้องนำการออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบแพลนที่ไวด์มาประยุกต์ใช้ในการออกแบบ โดยแบ่งเป็นขั้นตอนดังต่อไปนี้

- ก. การเลือกตัวแปรปรับ (manipulated variable)
- ข. การเลือกตัวแปรควบคุม (control variable)
- ค. การเลือกการวัดหรือจุดวัดในระบบสำหรับการควบคุมเพื่อให้มีเสถียรภาพ (stabilizer)
- ง. การเลือกการตั้งค่าการควบคุม (control configuration)
- จ. การเลือกประเภทการควบคุม

ในปี ค.ศ.2004 Skogestad [25] เสนอการออกแบบการควบคุมเริ่มจากการกำหนดวัตถุประสงค์ ของงานและหลักทางเศรษฐศาสตร์ แบ่งออกเป็น 2 หัวข้อหลัก คือ

3.7.1 การวิเคราะห์แบบบนลงล่าง (top-down analysis)

ในขั้นตอนนี้จะแบ่งออกเป็น 4 ขั้นตอนคือ

1. การกำหนดวัตถุประสงค์ของการดำเนินงานและข้อจำกัด

วัตถุประสงค์ในการดำเนินงานต้องกำหนดชัดเจนก่อนการเริ่มการออกแบบควบคุมระบบ โดยเฉพาะวัตถุประสงค์การดำเนินงานจะต้องมีต้นทุนที่น้อยที่สุด (minimize function J) ในหลายกรณี ฟังก์ชัน J อาจจะเป็นเพียงการเลือกค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน แต่ยังมีความเป็นไปได้อื่นๆอีกมากมาย เช่น ข้อจำกัดทางด้านความปลอดภัย ควรจะถูกกำหนดเป็นเงื่อนไขในวัตถุประสงค์ด้วย

2. การเลือกตัวแปรปรับ และการหาองศาความเป็นอิสระ

เริ่มจากการหาองศาความเป็นอิสระพลวัตหรือองศาความอิสระควบคุม N_m คือ จำนวนตัวแปรปรับ มักจะหาได้ง่ายโดยภายในกระบวนการซึ่งคือตัวแปรที่สามารถปรับได้ (โดยปกติ คือจำนวนวาล์วบวกกับตัวแปรที่สามารถปรับทางไฟฟ้า และทางเครื่องกล)

ต่อมา กำหนดตัวแปร N_{opt} คือ องศาความอิสระการหาค่าที่เหมาะสม (optimization) เป็นองศาความอิสระที่มีผลต่อต้นทุนการดำเนินงาน ตัวแปร J ในกรณีส่วนใหญ่จะคิดจากสภาวะคงตัวเท่านั้น และ N_{opt} จึงเท่ากับจำนวนองศาความอิสระในสภาวะคงตัว กำหนดให้คือ N_{ss} แสดงดังสมการที่ (20)

$$N_{ss} = N_m - (N_{om} + N_{oy}) \quad (20)$$

เมื่อ N_{om} คือ จำนวนตัวแปรปรับ (ขาเข้า) โดยไม่มีผลกระทบต่อสภาวะคงตัว (โดยทั่วไปคือไม่กระทบต่อต้นทุน) โดยปกติจะเป็นตัวแปรที่ใช้ปรับปรุงการตอบสนองระบบที่เป็นพลวัต เช่น บายพาสเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน เป็นต้น

N_{oy} คือ จำนวนตัวแปรที่ต้องการใช้ควบคุม (ขาออก) แต่ไม่ส่งผลกระทบต่อสภาวะคงตัว (โดยทั่วไปคือจะไม่ส่งผลกระทบต่อต้นทุน) เช่น ระดับของเหลวที่อยู่ภายในถัง เป็นต้น

3. ตัวแปรควบคุมปฐมภูมิ (primary controlled variable)

การเลือกตัวแปรในการควบคุมระบบ ต้องเลือกตัวแปรที่ส่งผลโดยตรงที่สุดต่อ การดำเนินงานในด้านเศรษฐศาสตร์ (โดยกำหนดให้ตัวแปรควบคุมปฐมภูมิ คือ $y_1 = c$) ตามขั้นตอนดังนี้ ดังนี้

3.1 การควบคุมต้องครอบคลุมข้อจำกัดต่างๆ

3.2 เลือกตัวแปรควบคุมที่ไม่ติดข้อจำกัด ด้วยการกำหนดเป้าหมายระบบควบคุม (set point) ให้ใกล้เคียงกับค่าที่เหมาะสม แม้จะมีตัวแปรรบกวนระบบ (disturbance) หรือ ข้อผิดพลาดที่เกิดขึ้น ซึ่งสามารถควบคุมอย่างมีประสิทธิภาพด้วยตนเอง (self-optimizing control) นอกจากนี้ต้องควบคุมตัวแปรเพื่อที่จะทำให้สัมฤทธิ์ผลหลักการควบคุม (satisfactory regulatory control)

3.3 ขั้นตอนการเลือกตัวแปรควบคุม

การเลือกตัวแปรควบคุมที่สามารถควบคุมอย่างมีประสิทธิภาพด้วยตนเอง มีขั้นตอนดังต่อไปนี้

3.3.1 นิยามการดำเนินงานที่ดีที่สุด (ต้นทุนและข้อจำกัด)

3.3.2 กำหนดและหาองศาความเป็นอิสระของประสิทธิภาพที่ดีที่สุด

3.3.3 กำหนดตัวแปรรบกวนระบบที่สำคัญ

3.3.4 การหาประสิทธิภาพ (Optimization)

3.3.5 กำหนดตัวแปรควบคุม

3.3.6 การประเมินความสูญเสียสำหรับตัวแปรควบคุม

3.3.7 ประเมินผลและเลือก

การเลือกตัวแปรควบคุมระบบ c ที่ดีนั้นต้องเลือกตัวแปรที่มีข้อกำหนดดังต่อไปนี้

- ก. ค่าตัวแปร c ที่เหมาะสม จะต้องไม่ตอบสนองต่อสิ่งรบกวน
- ข. ตัวแปร c นั้นต้องง่ายต่อการวัด และควบคุม
- ค. ค่าของตัวแปร c ต้องตอบสนองต่อการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรปรับ
- ง. สำหรับกรณีที่มีมากกว่าหนึ่งข้อไม่จำกัดองศาความอิสระ (unconstrained degree of freedom) ตัวแปรควบคุมที่เลือกควรจะเป็นอิสระ (independent)

4. อัตราการผลิตและควบคุมปริมาณผลิตภัณฑ์

ในโรงงานเคมีนั้น จะมีการเคลื่อนที่ของสารในกระบวนการ เริ่มต้นจากการป้อนสารตั้งต้น และจบลงที่สารผลิตภัณฑ์ ต้องมีการคำนวณสมดุลมวลของระบบในสภาวะคงตัว โดยการไหลของสารเข้าสู่ทุกหน่วยจะเกิดการสะสมมวลภายใน (mass hold-up) ซึ่งเป็นการเก็บสารโดยทางอ้อมในแต่ละหน่วย การอภิปรายในส่วนนี้ระบบหลักคือของเหลว และของแข็ง ซึ่งในการเก็บทั้งหมดไม่จำเป็นต้องมีการควบคุมระบบการเก็บรักษาผลิตภัณฑ์

อัตราการผลิตนั้นจะถูกกำหนดโดยอัตราการป้อนของแต่ละโรงงาน หนึ่งเหตุผลสำคัญที่สุดอาจเป็นโครงสร้างการควบคุมที่ใช้ในขั้นตอนการออกแบบ (ก่อนการสร้างโรงงานจริง) ซึ่งก็คือการกำหนดอัตราการป้อนที่คงที่ อย่างไรก็ตามอัตราการในระหว่างการทำงานป้อนบางครั้งเป็นองศาความอิสระ และบ่อยครั้งสภาวะทางเศรษฐกิจก็อาจจะเป็นตัวกำหนดให้ต้องการกำลังการผลิตสูงสุด

นอกจากนี้เมื่อเราคำนิ่งถึงข้อจำกัด เราจะสูญเสียองศาความอิสระของการควบคุม และการชดเชยสิ่งนี้มีหลายตัวเลือกดังต่อไปนี้

4.1 ลดอัตราการป้อน

4.2 ใช้อัตราการป้อนเป็นตัวแปรปรับเพื่อแทนที่หลังจากการสูญเสียการควบคุม (แต่มักจะเกิดการวนซ้ำอย่างช้าๆ) เพื่อหลีกเลี่ยงการวนซ้ำ

4.2.1 ติดตั้งถังลดผลกระทบต่อระบบ (surge tank) ในสายก่อนถึงจุดคอขวด (bottom neck) และให้การไหลออกเป็นการสูญเสียการควบคุม และใช้อัตราการป้อนมาตั้งระดับของถังลดผลกระทบต่อระบบ

4.2.2 กำหนดระดับการทำซ้ำการควบคุมในสายก่อนถึงจุดคอขวดจากขาออกถึงขาเข้า (ซึ่งอาจจะเกี่ยวข้องกับหลายกับวนซ้ำ)

ตัวเลือกทั้งหมดเป็นตัวเลือกไม่เป็นที่ปรารถนา ทางออกที่ดีกว่าคือการกำหนดระดับของการทำซ้ำ (ในหัวข้อ 4.2.2) ซึ่งมีกฎคือ ระบุจุดคอขวดหลักในโรงงานโดยการเพิ่มประสิทธิภาพของการดำเนินงานที่มีอัตราการป้อนตามองศาความอิสระ (สถานะคงตัว ในขั้นตอนที่ 3) กำหนดอัตราการผลิตในตำแหน่งนี้

3.7.2 การออกแบบจากล่างขึ้นบน (bottom-up design)

ในขั้นตอนนี้จะแบ่งออกเป็น 4 ขั้นตอนคือ

1. ชั้นการควบคุม (regulatory layer)

ชั้นการควบคุมมักจะควรมีความซับซ้อนต่ำ (low complexity) โดยทั่วไปจะเป็นตัวแปรเข้าหนึ่งตัวกับตัวแปรออกหนึ่งตัว (single-input single-output (SISO)) การควบคุมวนซ้ำแบบ PI วัตถุประสงค์หลักคือ โรงงานจะมีเสถียรภาพ (stabilize) ทำการใส่เสถียรภาพในการอ้างอิง เพราะใช้

คำพูดในการขยายความหมาย และรวมทั้งวิธีการซึ่งไม่แน่นอนทางคณิตศาสตร์ที่ต้องเป็นเสถียรภาพ จากมุมมองของผู้ประกอบการ ตัวแปรควบคุมสำหรับเสถียรภาพจะวัดผลจากตัวแปร y_2 และค่าเป้าหมาย (set points) y_2 สามารถใช้เป็นองศาความอิสระดังกล่าวข้างต้น โดยทั่วไปวัตถุประสงค์ของชั้นการควบคุมการวัดเครื่องรอง (secondary measurement y_2) เพื่อให้ผลการรบกวนระบบแสดงในผลหลัก (primary output $y_1=c$) สามารถจัดการได้ ในชั้นการควบคุม มักจะหลีกเลี่ยงตัวแปรปรับที่อิ่มตัว (saturate) เพราะจะสูญเสียการควบคุม และจำเป็นต้องกำหนดค่าในการทำซ้ำใหม่

โครงสร้างหลักในชั้นการควบคุมถูกกำหนดด้วยตัวแปร y_2 ใช้ควบคุมเพื่อรักษาเสถียรภาพของกระบวนการและกำจัดตัวแปรรบกวนระบบ ตัวแปรควบคุมรองที่ติดนั้น มักจะมีคุณสมบัติดังนี้

- 1.1 ตัวแปรนั้นต้องง่ายต่อการวัดค่า
- 1.2 ตัวแปรนั้นต้องง่ายต่อการควบคุมโดยใช้ตัวแปรปรับเพียงตัวเดียวในการจัดการ
- 1.3 เพื่อรักษาเสถียรภาพ เมื่ออยู่ในรูปแบบที่ไม่เสถียรควรได้รับการตรวจพบโดยเร็วจากการวัด
- 1.4 เพื่อรักษาระบบจากการรบกวน ตัวแปรนี้ต้องสามารถจัดการการรบกวนหลักได้ตั้งแต่ต้นทาง

ในขั้นตอนนี้มีตัวแปรที่โดดเด่นคือการรักษาเสถียรภาพและการจัดการตัวแปรรบกวนระบบแต่ในทางปฏิบัติจะรวมกันเป็นตัวแปรความต้องการ หรือ ตัวแปร x ข้อดีของการพิจารณาตัวแปรความต้องการในระบบคือระบบที่ควบคุมโดยชั้นการควบคุม (regulatory control system) จะไม่เชื่อมโยงกับวัตถุประสงค์หลักซึ่งอาจเปลี่ยนแปลงตามเวลา นอกจากนี้การรักษาสถานะทั้งหมดเป็นสิ่งสำคัญที่หลีกเลี่ยงผลกระทบปัญหาแบบไม่เชิงเส้น ความตอบสนองต่อระบบที่มีการควบคุมแบบลูปปิด อาจวิเคราะห์โดยใช้ตัวควบคุมบางส่วน (partial control)

จากที่กล่าวมาการออกแบบขั้นของการควบคุม มักจะเริ่มจากการกำหนดอัตราการผลิต (ใน
 ขั้นตอนที่ 4 ของการออกแบบจากบนลงล่าง) และจากนั้นกำหนดระดับของเหลวให้คงที่ ต้องมี
 รูปแบบเชิงเส้นและเพื่อลดการใช้การป้อนข้อมูลที่จำเป็นต้องใช้กฎคือการเลือกสำหรับการรักษา
 เสถียรภาพตัวแปรวัดการควบคุมและการจัดการปัจจัยการผลิตที่สอดคล้องกับองค์ประกอบที่มีขนาด
 ใหญ่ ยกเว้นกรณีที่เราทำควบคุมสุดท้ายในขั้นการควบคุม ไม่มีองศาความเป็นอิสระจะหายเป็น ค่า
 การควบคุม y_{2s} สำหรับตัวแปรที่ควบคุมอยู่ในองศาความเป็นอิสระสำหรับขั้นข้างบน

2. การกำกับการควบคุม (supervisory control)

วัตถุประสงค์ของการกำกับการควบคุมคือจะเก็บค่าแสดงผลการควบคุม c ค่าเหมาะสม c_s
 โดยใช้อองศาความเป็นอิสระของค่าที่ต้องการ y_{2s} ในขั้นการกำกับการควบคุมที่ไม่ได้จัดการปรับแปร
 ปรับ (manipulated inputs) ซึ่งตัวแปรที่ใช้ควบคุมและค่าที่ต้องการจะถูกกำหนดโดยในขั้นการหา
 ค่าที่เหมาะสม (optimization layer) โปรดสังเกตว่าตัวแปรควบคุมอาจเปลี่ยนแปลงได้ถ้าข้อจำกัด
 การใช้งานเปลี่ยน

สำหรับขั้นการกำกับการควบคุม ปัญหาแรกคือการตัดสินใจว่าจะใช้การควบคุมแบบกระจาย
 (decentralized) หรือการควบคุมหลายตัวแปร (multivariable) โดยทั่วไปการควบคุมแบบกระจาย
 มักจะเป็นการรวมเอาการควบคุมแบบหลายตัวแปรและการควบคุมแบบลูปเดียว (single loop) เข้า
 ด้วยกัน

การควบคุมแบบลูปเดียวจะเป็นการควบคุมที่ง่ายที่สุด เป็นการควบคุมที่ไม่กระทบต่อ
 กระบวนการและข้อจำกัดทำให้ง่ายต่อการควบคุม

การควบคุมแบบหลายตัวแปรจะส่งผลกระทบต่อกระบวนการเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงข้อจำกัด สำหรับกรณีที่ข้อจำกัดอาจมีการเปลี่ยนแปลง จำเป็นต้องมีตัวควบคุมแบบหลายตัวแปรอย่างน้อยหนึ่งตัวมาจัดการกับข้อจำกัดนั้น (ยกตัวอย่างการควบคุมแบบเอ็มพีซี)

3. การหาค่าที่เหมาะสม (optimization)

วัตถุประสงค์ของการหาค่าที่เหมาะสมคือจะต้องระบุข้อจำกัดในการใช้งานและค่าที่ต้องการ c_s สำหรับตัวแปรที่ควบคุม (control variable) ปัญหาโครงสร้างหลักคือการตัดสินใจว่าถ้ามันเป็นสิ่งจำเป็นที่จะใช้หาค่าที่เหมาะสม หรือสามารถปรับด้วยมือแล้วทำให้หาค่าที่เหมาะสมได้ ด้วยค่าที่เหมาะสมที่ตำแหน่งปัจจุบัน (real-time optimization) โดยทั่วไปจะคำนวณทุกชั่วโมงหรือหลังจากเข้าสู่สภาวะคงตัวแบบจำลองจะถูกปรับให้ตรงกับสภาพปัจจุบัน

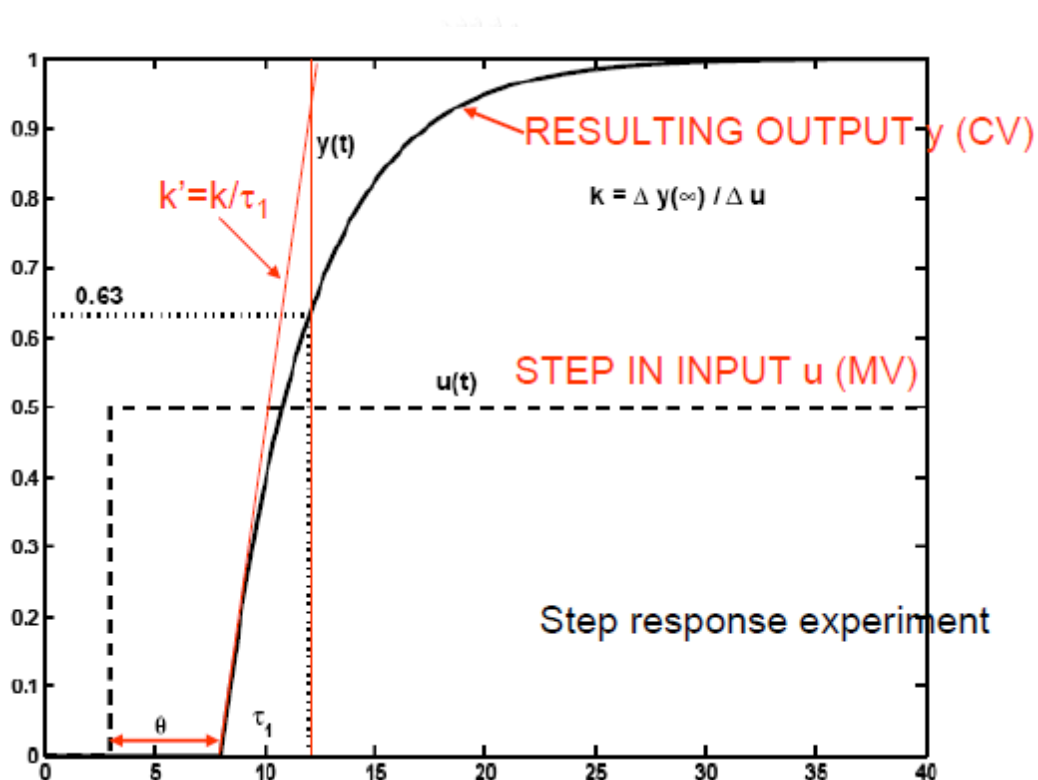
การหาค่าที่เหมาะสมที่ตำแหน่งปัจจุบันจะใช้เวลานานในการต้องการรายละเอียดแบบจำลองคอมพิวเตอร์ในสภาวะคงตัวที่ต้องปรับปรุงอย่างต่อเนื่อง หากข้อจำกัดการใช้งานไม่เปลี่ยนแปลงและเรามีความสามารถที่จะหาค่าตัวแปรควบคุมที่เหมาะสมด้วยตัวเอง นอกจากนี้ยังมีสถานการณ์ที่ข้อจำกัดงานจะเปลี่ยนไป แต่ที่ผู้ควบคุมระบบอาจจะสามารถระบุและดำเนินการเปลี่ยนแปลงที่จำเป็นได้เอง

4. การตรวจสอบความถูกต้อง (validation)

หลังจากที่มีการกำหนดโครงสร้างการควบคุมแพลนท์ไว้ดีอาจเป็นสิ่งที่จำเป็นในการตรวจสอบโครงสร้างการควบคุม ตัวอย่างเช่น การจำลองแบบพลวัตในจุดที่สำคัญ

3.7 การปรับการควบคุม (Tuning controller)

หลังจากการออกแบบโครงสร้างการควบคุมแล้ว ต้องมีการปรับการควบคุมให้สามารถควบคุมกระบวนการได้โดย ใช้การปรับการควบคุม แบบ SIMC [26] ซึ่งอธิบายการปรับการควบคุมดังรูปที่ 3.7 โดยเริ่มจากการควบคุมกระบวนการแบบลูบเปิด (open loop) และเพิ่มตัวแปรปรับขึ้น 1 ชั้น และดูตัวแปรกระบวนการที่ได้ ทำการหาค่า k' θ τ_1 และค่า τ_c ซึ่งต้องมีค่ามากกว่าหรือเท่ากับค่า θ และคำนวณหาค่า K_c และ τ_i ดังสมการต่อไปนี้



รูปที่ 3.7 การปรับจูนการควบคุม SIMC [26]

$$K_c = \frac{1}{k'} \cdot \frac{1}{(\theta + \tau_c)} \quad (21)$$

$$\tau_i = \min(\tau_1, 4(\theta + \tau_c)) \quad (22)$$

หลังจากนั้นนำค่าที่คำนวณได้ใส่ตัวควบคุม P และตัวควบคุม I ให้โปรแกรมจำลอง
กระบวนการแบบพลวัตโดยสามารถปรับตัวแปร τ_c ได้ถ้าต้องการปรับตัวควบคุมในกระบวนการให้มี
ค่าตามที่ต้องการ

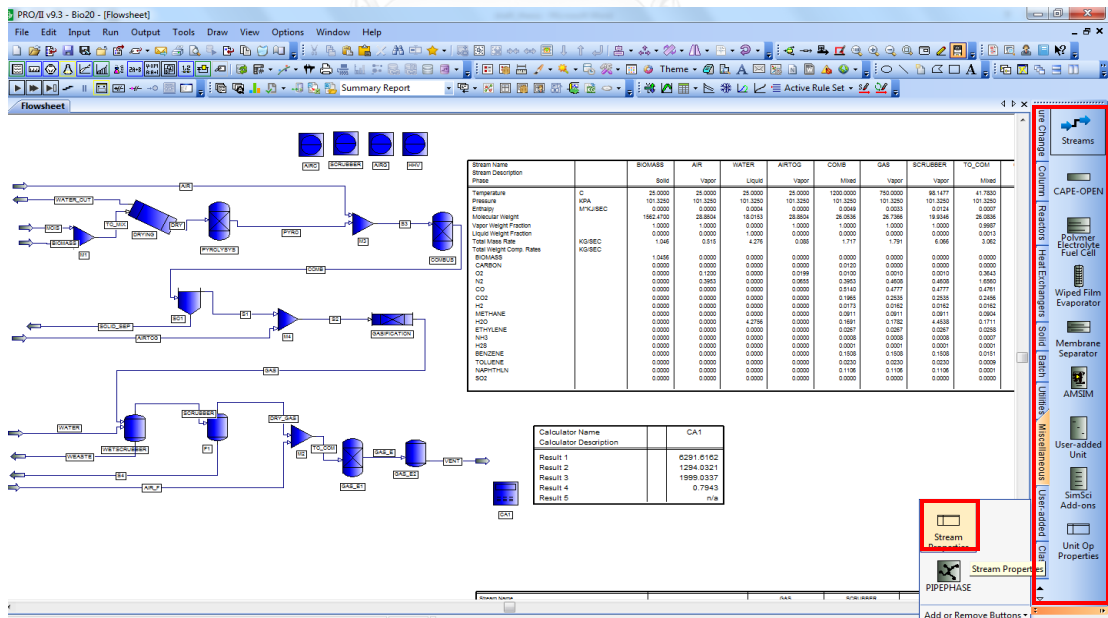


บทที่ 4

การจำลองกระบวนการในสถานะคงตัวและหาจุดดำเนินงานของกระบวนการ

4.1 ผลการดำเนินงานกระบวนการในสถานะคงตัว

หลังจากการกำหนดในการจำลองกระบวนการแสดงในภาคผนวก ก. แล้ว ขั้นตอนต่อมาคือ การจำลองกระบวนการโดยสามารถสั่งโปรแกรมทำการจำลองได้ที่ คำสั่ง run แล้วเลือก run simulation หรือกด F9 ที่คีย์บอร์ด ดังรูป 4.1 โปรแกรมจะทำการคำนวณผลลัพธ์ออกมาเราสามารถดับเบิลคลิกแต่ละสายหรือแต่ละหน่วยได้หรือจะทำการสร้างเป็นตารางผลลัพธ์การคำนวณขึ้นมาสามารถทำได้โดยไปที่แถบเครื่องมือด้านขวามือของโปรแกรมแล้วเลือก Miscellaneous เลือกเพิ่มเติมและเลือกคำสั่ง steam property แล้วนำมาวางในหน้า flow sheet การจำลองกระบวนการ เมื่อมีการควบคุมกระบวนการ 4 ชนิด คือ 1. ควบคุมปริมาณแก๊สออกซิเจนหลังบริเวณเผาไหม้ไม่เกิน 0.01



รูปที่ 4.1 ผลการจำลองโดยโปรแกรม PRO/II

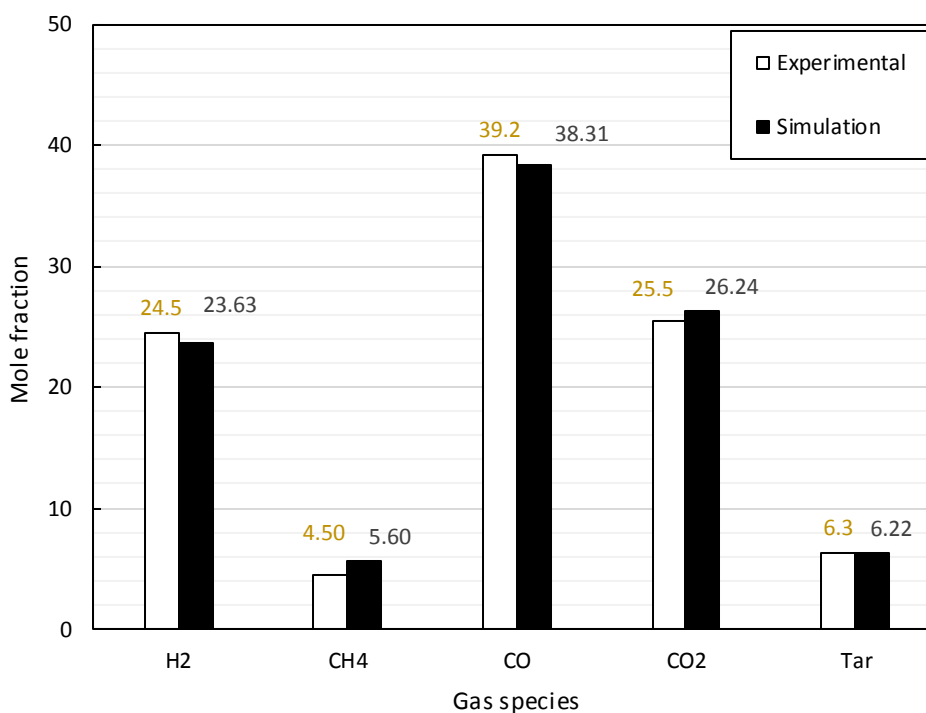
ตารางที่ 4.1 ผลการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในสภาวะคงตัว

พารามิเตอร์	ผลการดำเนินงาน
อัตราการป้อนชีวมวล (กิโลกรัมต่อวินาที)	0.713
ความชื้นของชีวมวลหลังจากผ่านการอบ (เปอร์เซ็นต์)	15
อัตราการป้อนอากาศบริเวณเผาไหม้ (กิโลกรัมต่อวินาที)	0.365
อัตราการป้อนอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน (กิโลกรัมต่อวินาที)	0.972
อุณหภูมิของแก๊สผลิตภัณฑ์ (องศาเซลเซียส)	675
อัตราการไหลของแก๊สผลิตภัณฑ์ (กิโลกรัมต่อวินาที)	2.149
อัตราการป้อนน้ำ (กิโลกรัมต่อวินาที)	2.346
อัตราการไหลของแก๊สก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน (กิโลกรัมต่อวินาที)	2.067
อัตราการป้อนอากาศ (กิโลกรัมต่อวินาที)	3
กำลังที่ผลิต (เมกกะวัตต์)	2.00
ประสิทธิภาพของเครื่องยนต์สันดาปภายใน (เปอร์เซ็นต์)	79.18

กิโลกรัมต่อวินาที โดยการปรับอัตราของอากาศบริเวณเผาไหม้ 2. ควบคุมควบคุมปริมาณแก๊สออกซิเจนหลังบริเวณแก๊สซิฟิเคชันให้มีปริมาณแก๊สออกซิเจน 10 เปอร์เซ็นต์ โดยมวล โดยการปรับอัตราการป้อนของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน 3. ควบคุมปริมาณน้ำมันดินที่ปะปนไปกับผลิตภัณฑ์ โดยการปรับอัตราการป้อนน้ำที่หอทำความสะอาบบนเปียก และ 4. ควบคุมกำลังงานในระบบโดยการปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล ผลการจำลองกระบวนการแสดงดังตารางที่ 4.1 ซึ่งการดำเนินงานมีการควบคุมหลักในกระบวนการคือกำลังที่ผลิตได้ 2 เมกกะวัตต์

4.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกับผลการทดลอง (validation)

หลังจากการจำลองกระบวนการแล้วนำผลที่ได้มาเปรียบเทียบกับผลการทดลองโดยผลของสัดส่วนโมลของแก๊สผสมหลังออกจากบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน (ประกอบไปด้วย แก๊สไฮโดรเจน แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แก๊สมีเทน และน้ำมันดิน) การทดลองที่ใช้เป็นการเปรียบเทียบจาก Yueshi Wu [6] ดังรูปที่ 4.2 ซึ่งความคาดเคลื่อนของการจำลองและการทดลองมีความคาดเคลื่อนทั้งหมด 6.89 เปอร์เซ็นต์ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจนมีปริมาณมากกว่าการทดลอง แก๊สมีเทนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงกว่าการทดลอง และความคลาดเคลื่อนของจากจำลองกระบวนการนั้นเนื่องมาจากการจำลองกระบวนการมีการกำหนดอัตราการเกิดปฏิกิริยาแบบการเปลี่ยนแปลง (conversion) ในบริเวณไพโรไลซิสและบริเวณเผาไหม้



รูปที่ 4.2 ผลการเปรียบเทียบการจำลองและการทดลอง

ตารางที่ 4.2 ผลการจำลองที่คำนวณหาประสิทธิภาพของระบบ

พารามิเตอร์	ผลจากการจำลอง
ค่าความร้อนของแก๊สผสม (กิโลจูลต่อลูกบาศก์เมตร)	5,128
อัตราการป้อน (ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที)	2.266
ค่าความร้อนต่ำที่สุดของแก๊สผสม (กิโลจูลต่อกิโลกรัม)	19,466
ค่าการป้อนของชีวมวล (กิโลกรัมต่อวินาที)	0.717

4.3 ประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

จากสมการคำนวณหาประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันซึ่งในหัวข้อที่ 3.4 ดังแสดงสมการต่อไปนี้โดยผลการจำลองดังตารางที่ 4.2

$$Efficiency (\%) = \frac{H_g \times Q_g}{H_s \times M_s} \times 100 \quad (21)$$

H_g คือค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ (heating value of the gas, กิโลจูลต่อลูกบาศก์เมตร)

Q_g = อัตราการไหลของแก๊สผลิตภัณฑ์ (volume flow of gas, ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที)

H_s = ค่าความร้อนต่ำที่สุดของแก๊สผลิตภัณฑ์ ((lower heating value of gasification fuel, กิโลจูลต่อกิโลกรัม)

M_s = อัตราการป้อนของชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการ (gasification solid fuel consumption, กิโลกรัมต่อวินาที)

ซึ่งสามารถคำนวณประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันได้ดังนี้

$$\text{Efficiency (\%)} = \frac{5128 \times 2.266}{19466 \times 0.717} \times 100 \quad (22)$$

ดังนั้นประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมีประสิทธิภาพ 83.26 เปอร์เซ็นต์



บทที่ 5

โครงสร้างการควบคุมและการจำลองกระบวนการแบบพลวัต

5.1 การออกแบบโครงสร้างการควบคุม

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการโดยใช้การออกแบบของ Sigurd Skogestad [25] การออกแบบเริ่มจากการกำหนดตัวแปรต่างๆที่เกี่ยวข้องให้กับระบบซึ่งต้องเริ่มต้นทำการออกแบบโครงสร้างการควบคุม รวมถึงข้อจำกัดต่างๆที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการซึ่งสามารถแบ่งขั้นตอนการออกแบบโครงสร้างการควบคุมได้ดังนี้

5.1.1 การเลือกตัวแปรปรับ (manipulated variable)

ตัวแปรปรับในกระบวนการนี้จะเป็นตัวแปรที่สามารถปรับค่าได้จะมีวาล์วทำหน้าที่ในการปรับค่าต่ำหรือสูง ซึ่งประกอบไปด้วยการป้อนสารเข้าระบบ และ อัตราการไหลของแก๊สก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายในซึ่งสามารถหาได้จากการคำนวณองศาความเป็นอิสระ ซึ่งจะแสดงหลังจากนี้ ตัวแปรปรับที่ได้ดังต่อไปนี้

- ก. อัตราการป้อนของชีวมวล
- ข. ความชื้นของชีวมวล
- ค. อัตราการป้อนของอากาศในบริเวณเผาไหม้
- ง. อัตราการป้อนของอากาศในบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน
- จ. อัตราการป้อนของน้ำที่หน่วยทำความสะอาดแบบเปียก
- ฉ. อัตราการป้อนอากาศก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน
- ช. ปริมาณแก๊สออกซิเจนหลังออกจากเครื่องยนต์สันดาปภายใน

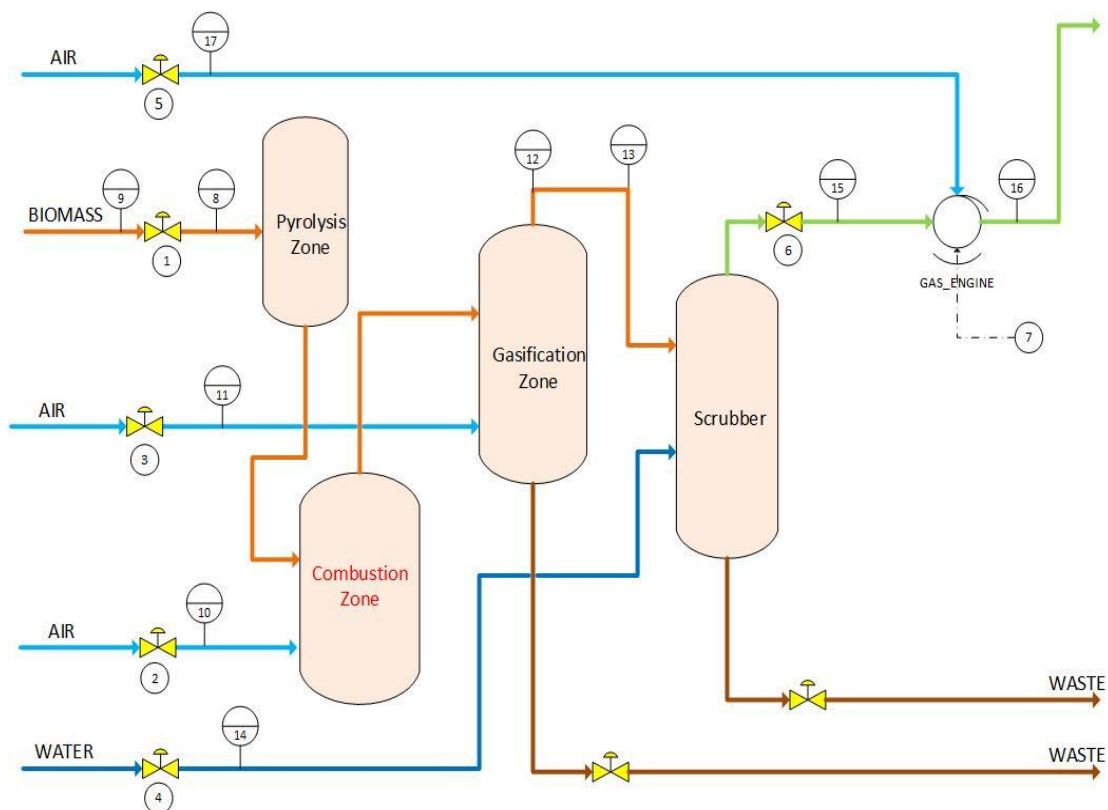
5.1.2 การเลือกตัวแปรควบคุม (control variable)

สำหรับการเลือกตัวแปรควบคุมจะเลือกจากตัวแปรผลผลิต (output) หรือตัวแปรที่ต้องการ ในกระบวนการนี้คืออัตราการป้อนของชีวมวลเนื่องจากส่งผลกระทบต่อต้นทุนรวมถึงหลัก เศรษฐศาสตร์มากที่สุด

5.1.3 การเลือกการวัดหรือจุดวัดในระบบสำหรับการควบคุมเพื่อให้มีเสถียรภาพ (stabilizer)

การเลือกจุดวัดสำหรับการควบคุมจะเลือกจากตัวแปรปรับในกระบวนการรวมถึงข้อจำกัด ต่างๆที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการและจุดที่จะทำให้ตัวแปรควบคุมสามารถได้ค่าตามที่ต้องการ ดังต่อไปนี้

- ก. อัตราการไหลของชีวมวล
- ข. อัตราการไหลของน้ำ (ความชื้น) ที่รับกวนระบบ
- ค. อัตราการไหลของอากาศในบริเวณเผาไหม้
- ง. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน
- จ. สัดส่วนของของออกซิเจนหลังจากเครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชัน
- ฉ. อัตราการไหลของแก๊สผลิตภัณฑ์หลังออกการบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน
- ช. อัตราการไหลของน้ำที่หน่วยทำความสะอาดแบบเปียก
- ซ. สัดส่วนของน้ำในแก๊สผลิตภัณฑ์หลังหน่วยทำความสะอาดแบบเปียก
- ฅ. อัตราการไหลของแก๊สผลิตภัณฑ์ก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน
- ญ. อัตราการไหลของอากาศที่ผสมกับแก๊สผลิตภัณฑ์ก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน



รูปที่ 5.1 การตั้งค่าการควบคุมกระบวนการ

5.1.4 การเลือกการตั้งค่าการควบคุม (control configuration)

การเลือกการตั้งค่าการควบคุมจะประกอบด้วยตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุม และตัวแปรที่วัด ในระบบสำหรับการควบคุมเพื่อให้มีเสถียรภาพค่า ในรูปที่ 5.1 คือการตั้งค่าการควบคุมของโครงสร้าง การควบคุมของกระบวนการนี้ซึ่งตัวแปรจะแสดงดังหมายเลขดังรูปที่แสดงดังต่อไปนี้

1. อัตราการป้อนของชีวมวล
2. อัตราการป้อนของอากาศในบริเวณเผาไหม้
3. อัตราการป้อนของอากาศในบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน
4. อัตราการป้อนของน้ำที่หน่วยทำความสะอาดแบบเปียก

5. อัตราการป้อนอากาศก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน
6. อัตราการไหลของแก๊สผลิตภัณฑ์ก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน
7. พลังงานจากการผลิตไฟฟ้าจากเครื่องยนต์สันดาปภายใน
8. อัตราการไหลของชีวมวล
9. อัตราการไหลของน้ำ (ความชื้น) ที่รับจวนระบบ
10. อัตราการไหลของอากาศในบริเวณเผาไหม้
11. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน
12. สัดส่วนของของออกซิเจนหลังจากแก๊สซิฟิเคชัน
13. อัตราการไหลของแก๊สผลิตภัณฑ์หลังออกการบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน
14. อัตราการไหลของน้ำที่หน่วยทำความสะอาดแบบเปียก
15. สัดส่วนของน้ำในแก๊สผลิตภัณฑ์หลังหน่วยทำความสะอาดแบบเปียก
16. ปริมาณแก๊สออกซิเจนหลังจากออกจากเครื่องยนต์สันดาปภายใน
17. อัตราการไหลของอากาศที่ผสมกับแก๊สผลิตภัณฑ์ก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน

5.1.5 การเลือกประเภทการควบคุม

การเลือกประเภทการควบคุมในกระบวนการจะใช้การควบคุมแบบพีไอดี (PID-controller)

โดยใช้การจูนแบบ SIMC [26]

5.1.6 การวิเคราะห์จากบนลงล่าง

การวิเคราะห์จากบนลงล่างสามารถแบ่งออกเป็น 4 ขั้นตอนซึ่งได้กล่าวไปในเนื้อหาที่เกี่ยวข้องในบทที่ 3 แล้วดังต่อไปนี้

ตารางที่ 5.1 ข้อกำหนดในกระบวนการ

ข้อกำหนด	ค่าที่ต้องการ
ความชื้นของชีวมวล	ไม่เกิน 35 เปอร์เซ็นต์โดยมวล
อัตราส่วนของอากาศในบริเวณเผาไหม้และชีวมวล	0.4923 ต่อ 1
ปริมาณแก๊สออกซิเจนหลังออกจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	10 เปอร์เซ็นต์
ความชื้นของแก๊สผสมที่ออกจากหน่วยทำความสะอาดแบบเปียก	ไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์โดยมวล
ปริมาณของอากาศหลังจากเข้าเผาในเครื่องยนต์สันดาปภายใน	2 เปอร์เซ็นต์
ไฟฟ้าที่ผลิตได้	1 ถึง 5 เมกกะวัตต์
อุณหภูมิของแก๊สหลังจากเผาไหม้ผ่านเครื่องสันดาปภายใน	ไม่เกิน 400 องศาเซลเซียส

ก. การกำหนดวัตถุประสงค์ของการดำเนินงานและข้อกำหนด

วัตถุประสงค์นี้จะส่งผลโดยตรงต่อหลักเศรษฐศาสตร์ซึ่งในกระบวนการนี้คืออัตราการป้อนชีวมวลที่เป็นสารตั้งต้น ตารางที่ 5.1 แสดงข้อกำหนดต่างๆที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการซึ่งข้อกำหนดเหล่านี้มาจากผลการทดลองและค่าที่เหมาะสมในการควบคุมกระบวนการ

ข. องศาความอิสระ

จากสมการที่ (3.19) สามารถหาองศาความเป็นอิสระของการกระบวนการได้คือ

$$N_{ss} = N_m - (N_{om} + N_{oy})$$

โดยที่ตัวแปรที่ต้องการทราบคือ N_m ซึ่งมีค่าดังนี้

$$N_m = N_{ss} + (N_{0m} + N_{0y})$$

N_{ss} คือ องศาความอิสระในสภาวะคงตัว ซึ่งประกอบไปด้วย อัตราการป้อนชีวมวล อัตราการป้อนอากาศในบริเวณเผาไหม้ อัตราการป้อนอากาศในบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน อัตราการป้อนน้ำที่หน่วยทำความสะอาดแบบเปียก อัตราการป้อนอากาศที่เครื่องยนต์สันดาปภายใน

N_{0m} คือ จำนวนตัวแปรปรับ (ขาเข้า) โดยไม่มีผลกระทบต่อสภาวะคงตัว ซึ่งประกอบไปด้วย ความชื้นของชีวมวล

N_{0y} คือ จำนวนตัวแปรที่ต้องการใช้ควบคุม (ขาออก) แต่ไม่ส่งผลต่อสภาวะคงตัว ซึ่งประกอบไปด้วย อัตราการไหลของแก๊สผลิตภัณฑ์ก่อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน

ดังนั้น $N_m = 5 + (1+1) = 7$

นั่นคือต้องมีตัวแปรในการปรับค่า 7 ตัว ซึ่งได้กล่าวไปในหัวข้อ 5.1.1 แล้ว

ค. ตัวแปรควบคุมปฐมภูมิ (primary controlled variable)

ตัวแปรควบคุมจะประกอบไปด้วยตัวแปรปรับในกระบวนการและครอบคลุมถึงข้อจำกัดต่างๆที่เกี่ยวข้องกับระบบดังรูปที่ 5.2 ซึ่งประกอบไปด้วย

- อัตราการป้อนชีวมวล
- อัตราการป้อนของอากาศในบริเวณเผาไหม้ที่เป็นอัตราส่วนกับชีวมวล
- อัตราการป้อนของอากาศในบริเวณแก๊สซิฟิเคชันที่ทำให้ปริมาณแก๊สออกซิเจนหลังกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์
- อัตราการป้อนของน้ำที่ทำให้แก๊สผสมหลังจากออกจากหอทำความสะอาดแบบเปียกมีความชื้นไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์

- อัตราการป้อนของอากาศก่อนเข้าเครื่องสันดาปภายในโดยให้มีปริมาณแก๊สออกซิเจนเหลือหลังจากเข้าสู่เครื่องยนต์ 2 เปอร์เซ็นต์
- ง. อัตราการผลิตและควบคุมปริมาณผลิตภัณฑ์

อัตราการผลิตสำหรับกระบวนการกำหนดโดยเลือกอัตราป้อนของชีวมวล 0.75 กิโลกรัมต่อวินาที อัตราการป้อนอากาศจะถูกควบคุมตามอัตราการป้อนชีวมวล อุณหภูมิของแก๊สผลิตภัณฑ์ และแก๊สผสมที่ผ่านหน่วยทำความสะอาดแบบเปียกแล้ว สามารถผลิตไฟฟ้าได้ประมาณ 2 เมกกะวัตต์ (จากหัวข้อที่ 4.4 และตารางที่ 4.4) ซึ่งเป็นค่าที่ต้องการ (optimization) และแสดงในหัวข้อการจำลองระบบแบบคงตัว

ตารางที่ 5.2 ตัวแปรเข้าหนึ่งตัวกับตัวแปรออกหนึ่งตัว (single-input single-output)

ตัวแปร	การควบคุม
การป้อนชีวมวล	อัตราการไหล
การป้อนอากาศที่บริเวณเผาไหม้	อัตราส่วนระหว่างอัตราการไหลของชีวมวล โดยค่าสัดส่วนควบคุมจากอุณหภูมิในบริเวณเผาไหม้
การป้อนอากาศบริเวณแก๊สซีพีเคชั่น	สัดส่วนของแก๊สออกซิเจนหลังออกจากบริเวณแก๊สซีพีเคชั่น
การป้อนน้ำ	ความชื้นของแก๊สผสมหลังออกจากหน่วยทำความสะอาดแบบเปียก
การป้อนอากาศในเครื่องสันดาปภายใน	ปริมาณเปอร์เซ็นต์แก๊สออกซิเจนหลังออกจากเครื่องยนต์

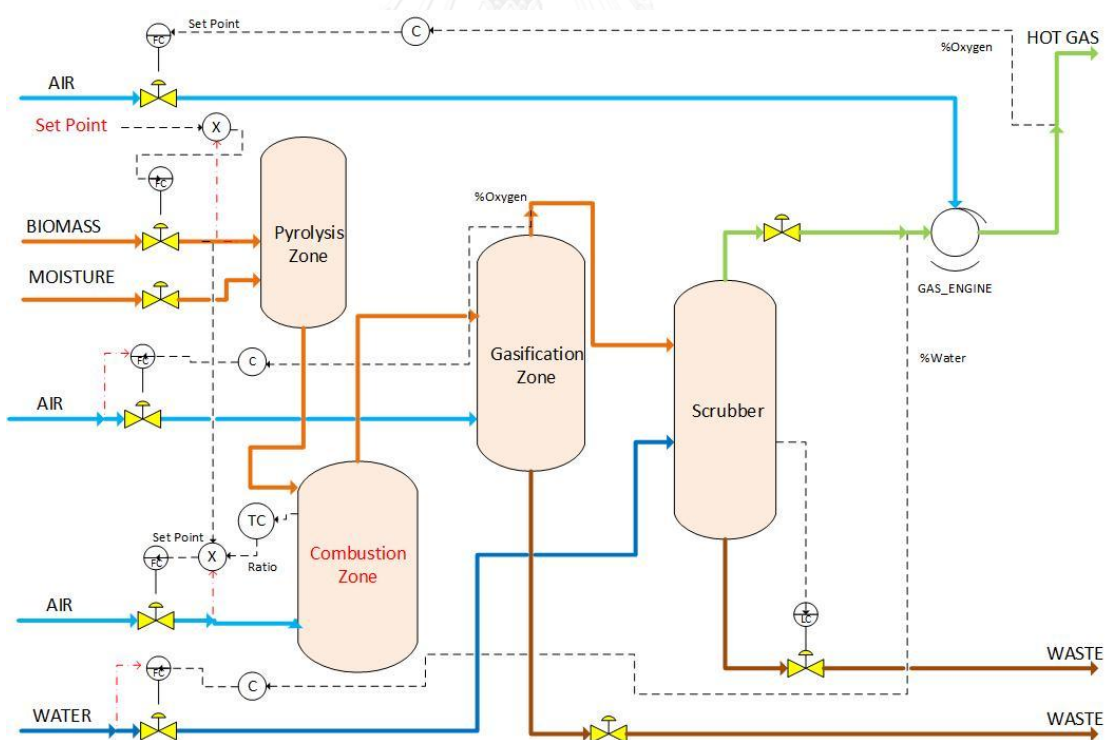
5.1.7 การออกแบบจากล่างขึ้นบน (bottom-up design)

1. ชั้นการควบคุม (regulatory layer)

ชั้นการควบคุมมักจะควรมีความซับซ้อนต่ำ (low complexity) โดยทั่วไปจะเป็นตัวแปรเข้าหนึ่งตัวกับตัวแปรออกหนึ่งตัว (single-input single-output (SISO)) การควบคุมวนซ้ำแบบ PI ซึ่งการควบคุมเหล่านั้นแสดงดังตาราง 5.2 ตัวแปรเข้าหรือตัวแปรปรับในกระบวนการที่สภาวะคงตัว และการควบคุมตัวแปรนั้นๆ

2. การกำกับการควบคุม (supervisory control)

หลังจากการออกแบบชั้นการควบคุมแล้วต่อมาคือการนำเอาตัวควบคุมทั้งหมดมาออกแบบโครงสร้างการควบคุมในกระบวนการดังรูปที่ 5.2 แสดงโครงสร้างการคุมกระบวนการซึ่งนำไปใช้ใน



รูปที่ 5.2 การควบคุมกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบอากาศไหลลง

การจำลองกระบวนการแบบพลวัตเพื่อศึกษาผลเมื่อมีการเปลี่ยนค่าเป้าหมายหรือการรบกวนระบบว่าโครงสร้างนี้สามารถควบคุมตามที่ออกแบบและสามารถควบคุมในกระบวนการได้ค่าที่เป้าหมายโดยครอบคลุมข้อจำกัดต่างๆที่ได้ระบุไปข้างต้นแล้ว

3. การหาค่าที่เหมาะสม (optimization)

การหาค่าที่เหมาะสมของกระบวนการอธิบายเช่นเดียวกับหัวข้อ 4.1 ซึ่งแสดงดังตารางที่ 4.1

4. การตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลอง (validation)

การตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองอธิบายเช่นเดียวกับข้อ 4.2

5.2 การปรับปรุงตัวควบคุม

หลังจากได้โครงสร้างการควบคุมและวิธีการควบคุมแล้วจำเป็นต้องมีการปรับปรุงตัวควบคุม

$$K_c = \frac{1}{k'} \cdot \frac{1}{(\theta + \tau_c)}$$

$$\tau_i = \min(\tau_1, 4(\theta + \tau_c))$$

ตารางที่ 5.3 ค่าที่ใช้คำนวณ K_c และ τ_i

วาล์ว	θ	τ_1	k'	τ_c
อัตราการไหลซีวมวล	8	90	0.0222	10
อัตราการไหลอากาศบริเวณเผาไหม้	5	32	1.125	5
อัตราการไหลอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน	12	45	0.0977	12
อัตราไหลของน้ำ	11	25	0.1033	11
อัตราไหลของอากาศที่เครื่องยนต์	5	30	0.33	10

ตารางที่ 5. 4 ค่าในการปรับจูนตัวควบคุมแบบ PI

ตัวแปรปรับ	K_c (proportion Gain)	T_i (Integral reset time)
อัตราการไหลซีวมวล	3.75	72
อัตราการไหลอากาศบริเวณเผาไหม้	0.088	32
อัตราการไหลอากาศบริเวณแก๊สสี่พีเคชั่น	0.4261	45
อัตราการไหลของน้ำ	0.1033	25
อัตราการไหลของอากาศที่เข้าเครื่องยนต์	0.202	30

ตามตารางที่ 5.3 และปรับให้สามารถควบคุมได้โดยใช้วิธี SIMC ให้หัวข้อที่ 3.8 โดยการเพิ่มตัวแปรปรับขึ้น 1 ชั้นและสังเกตตัวแปรควบคุมโดยหาค่า $k' \theta$ T_1 และ T_c จากตารางที่ 5.3 จากนั้นคำนวณหาค่า K_c และ T_i จากสมการตามลำดับมาป้อนเข้าสู่ตัวควบคุมแบบ PI ดังแสดงตามตารางที่ 5.4 และมีการปรับค่าเวลาวิกฤต (dead time) จากวาล์วควบคุมให้มี เวลาวิกฤตในการเปิดและปิด 5 นาที

5.3 การจำลองกระบวนการแบบพลวัต

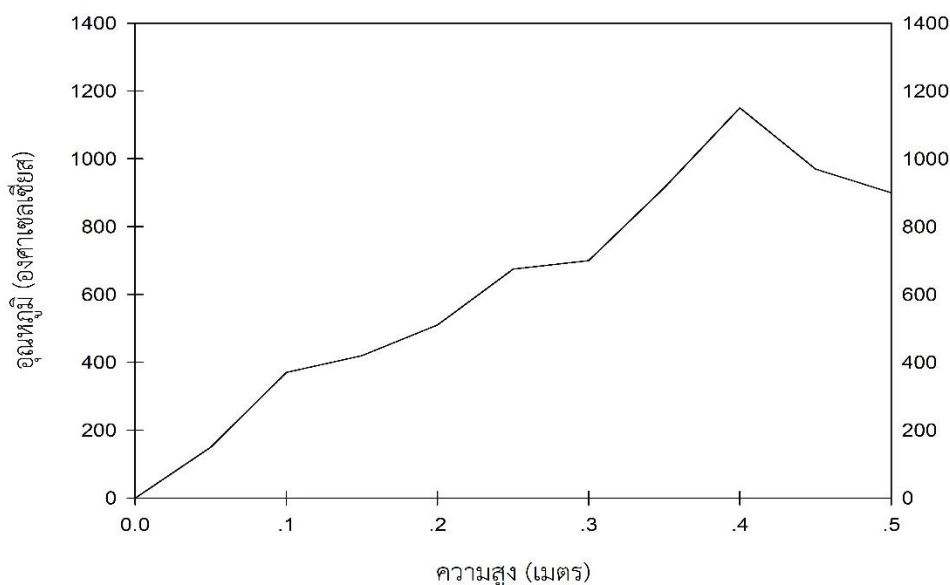
การจำลองกระบวนการแบบพลวัตใช้การออกแบบการจำลองกระบวนการแบบพลวัตขั้นตอนการสร้างแบบจำลองในโปรแกรม Dynsim 9.3 ซึ่งได้อธิบายวิธีการใช้โปรแกรมในการสร้าง

กระบวนการการกำหนดค่าต่างๆที่เกี่ยวข้อง ตามภาคผนวก ข. และแบ่งการจำลองกระบวนการแบบ พลวัตออกเป็นหัวข้อดังต่อไปนี้

5.2.1 ขนาดเครื่องปฏิกรณ์ในแต่ละบริเวณ

การกำหนดขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ในบริเวณต่างๆทำได้โดยการเปรียบเทียบอุณหภูมิใน เครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชัน [13] ซึ่งขนาดของเครื่องปฏิกรณ์มีเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.1 เมตร และ ความสูง 0.5 เมตร ดังรูปที่ 5.3 แสดงอุณหภูมิที่ความสูงต่างๆของเครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชัน เมื่อทำ การจำลองกระบวนการจึงได้แบ่งบริเวณต่างๆตามอุณหภูมิและความสูงดังนี้

- ก. บริเวณไพโรไลซิส (รวมบริเวณอบแห้ง) มีช่วงอุณหภูมิ 200 ถึง 400 องศาเซลเซียส กำหนดให้บริเวณนี้มีความสูง 0.1 เมตร
- ข. บริเวณเผาไหม้มีช่วงอุณหภูมิ 400 ถึง 700 องศาเซลเซียสกำหนดให้บริเวณนี้มีความ สูง 0.2 เมตร
- ค. บริเวณแก๊สซิฟิเคชันมีความสูง 0.2 เมตร



รูปที่ 5.3 อุณหภูมิที่ความสูงต่างๆของเครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชัน[13]

5.2.2 องค์ประกอบและคุณสมบัติของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้รับการจำลองจากระบวนการแก๊ส

ซีพีเคชั่น

ในการจำลองกระบวนการแบบพลวัตที่มีการกำหนดการควบคุมที่แตกต่างจากกระบวนการคงตัว จึงทำให้องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีค่าแตกต่างกันซึ่งค่าดังกล่าวดังแสดงในตารางที่ 5.5 ซึ่งค่าดังกล่าวต้องสามารถป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายในซึ่งประกอบไปด้วย เพอร์เซ็นต์แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ เพอร์เซ็นต์แก๊สมีเทน เพอร์เซ็นต์แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เพอร์เซ็นต์แก๊สไฮโดรเจน อุณหภูมิก่อนเข้าสู่กระบวนการและความชื้นของแก๊สผลิตภัณฑ์ [27] โดยพบว่าผลจากการจำลองกระบวนการปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สไฮโดรเจน แก๊สมีเทน ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ และอุณหภูมิของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์มีค่าอยู่ในช่วงที่สามารถป้อนเข้าเป็นเชื้อเพลิงในเครื่องยนต์ได้

ตารางที่ 5.5 องค์ประกอบและคุณสมบัติของแก๊สผลิตภัณฑ์เปรียบเทียบกับองค์ประกอบที่เครื่องยนต์สันดาปภายในต้องการ

องค์ประกอบหรือคุณสมบัติ	คุณสมบัติก่อนเข้าเครื่องยนต์	ค่าจากการจำลอง
แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (เปอร์เซ็นต์)	15 - 25	25.2944
แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (เปอร์เซ็นต์)	6 - 14	6.755
แก๊สมีเทน (เปอร์เซ็นต์)	2 - 8	9.3755
แก๊สไฮโดรเจน (เปอร์เซ็นต์)	10 - 20	13.3185
ค่าความร้อน (เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร)	4.0 - 6.0	6.001
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	40 - 120	118

5.4 เพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10

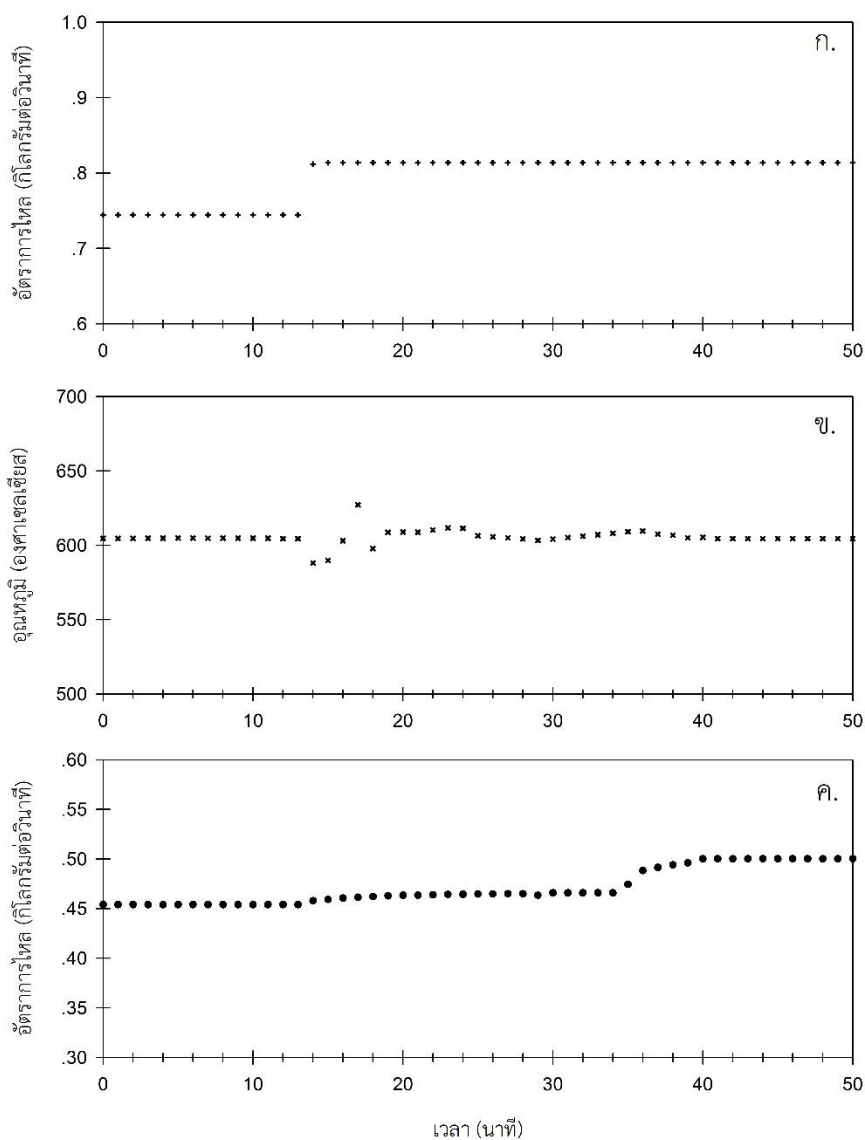
หลังจากกระบวนการเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้วเมื่อเพิ่มกำลังการผลิตขึ้นร้อยละ 10 โดยเพิ่มจากอัตราการไหลของชีวมวล ณ ตำแหน่งนาที่ที่ 12 ดังแสดงในรูปที่ 5.4 ก พบว่าอัตราการไหลของชีวมวลจะเข้าสู่สภาวะคงตัวใหม่ใช้เวลา 16 นาที

ผลกระทบจากการเพิ่มกำลังการผลิตต่ออุณหภูมิของบริเวณเผาไหม้แสดงในรูปที่ 5.4 ข. เมื่อมีการเพิ่มอัตราการไหลของชีวมวลในช่วงแรกอุณหภูมิจะลดลงเนื่องจากชีวมวลซึ่งมีอุณหภูมิต่ำปริมาณมากขึ้นถูกป้อนเข้าระบบส่งผลให้บริเวณไฟโรไลซิสต้องการความร้อนเพิ่มขึ้นเพื่อรักษาสมดุล จึงนำเอาความร้อนจากบริเวณเผาไหม้มาชดเชยหลังจากนั้นระบบจะต้องรักษาอุณหภูมิโดยการเพิ่มอัตราการป้อนอากาศขึ้นจึงทำให้อุณหภูมิบริเวณเผาไหม้กลับมาสู่ค่าเป้าหมายที่ 600 องศาเซลเซียส โดยการเพิ่มขึ้นของอัตราการไหลของอากาศแสดงดัง รูปที่ 5.4 ค.

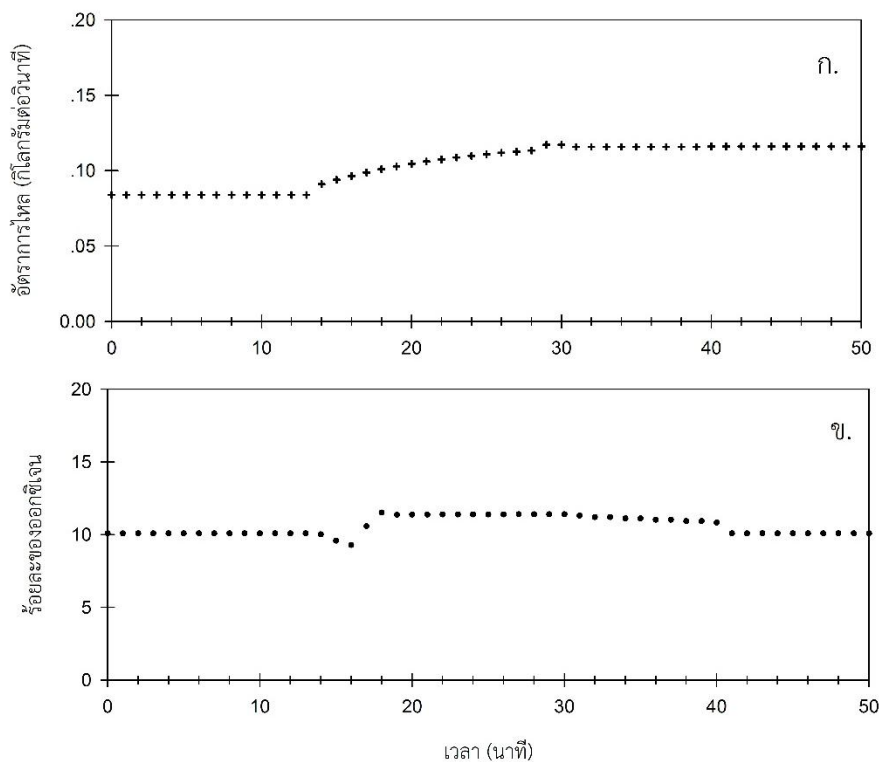
เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของชีวมวลในช่วงแรกปริมาณร้อยละ ของออกซิเจนในสายออกของบริเวณแก๊สซิฟิเคชันจะมีค่าต่ำลงแสดงดังรูปที่ 5.5 ข. เนื่องจากแก๊สที่ทำปฏิกิริยากับออกซิเจนมีมากขึ้นส่งผลให้ปริมาณออกซิเจนในระบบมีค่าลดลง หลังจากนั้นจะมีการชดเชยอัตราการไหลของอากาศเข้าสู่บริเวณแก๊สซิฟิเคชันรูปที่ 5.5 ก. ทำให้ปริมาณร้อยละของออกซิเจนกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมาย และจะเข้าสู่สภาวะคงตัวใช้เวลา 42 นาที

ส่วนประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ประกอบไปด้วยดังแสดงรูปที่ 5.6 แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 25 แก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 13.68 แก๊สมีเทนร้อยละ 9.88 และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 11.7 เมื่อทำการเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10 อัตราการไหลของอากาศที่ป้อนเข้าสู่บริเวณแก๊สซิฟิเคชันบริเวณนี้จะเพิ่มขึ้น โดยที่ส่งผลให้แก๊สผลิตภัณฑ์ประกอบไปด้วย แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ

18.22 ลดลงเนื่องจากเปลี่ยนเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 10.9734 แก๊สมีเทน ร้อยละ 6.4579 และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 2.44



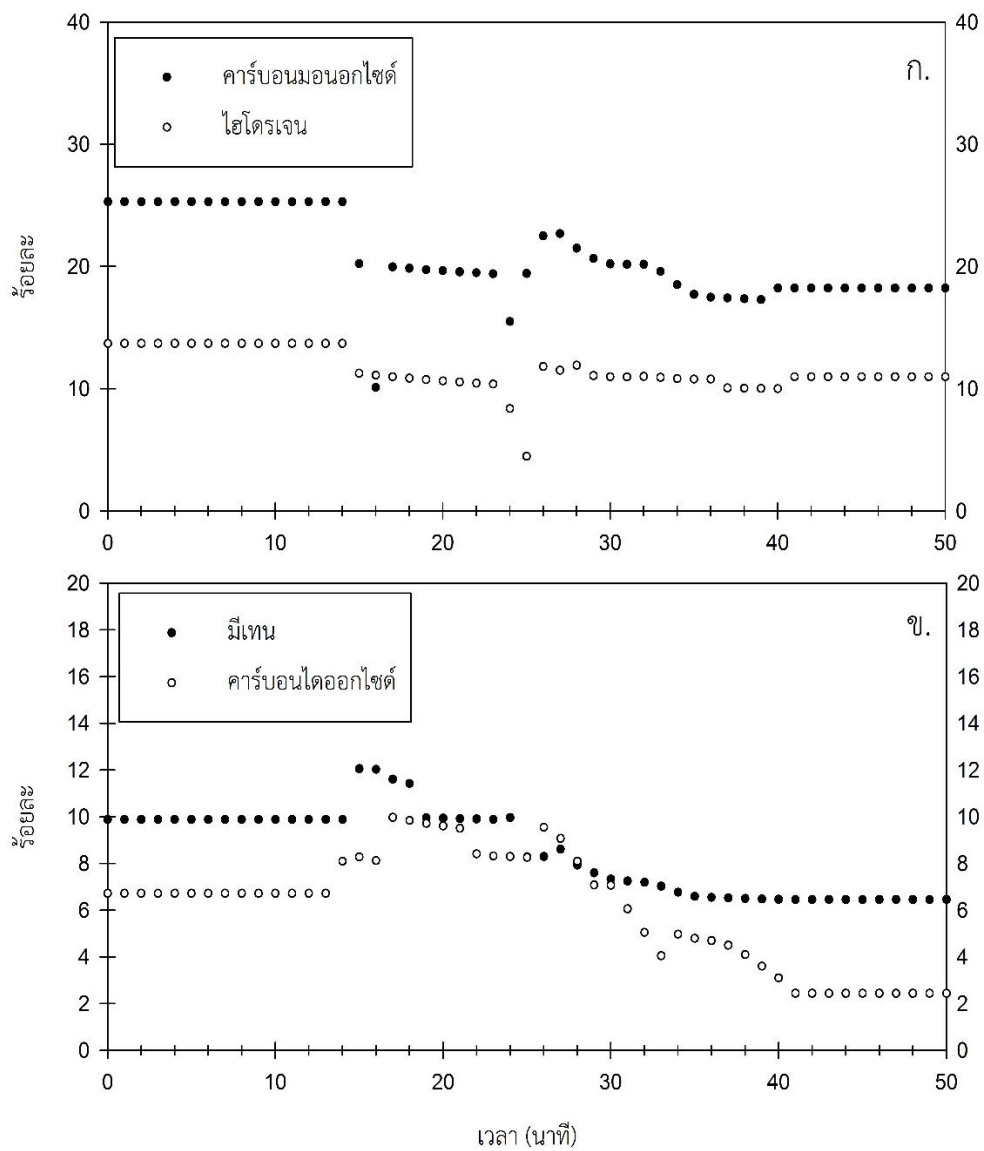
รูปที่ 5.4 ก. อัตราการใช้ของชีวมวล ข. อุณหภูมิบริเวณเผาไหม้ และ ค. อัตราการใช้ของอากาศ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10



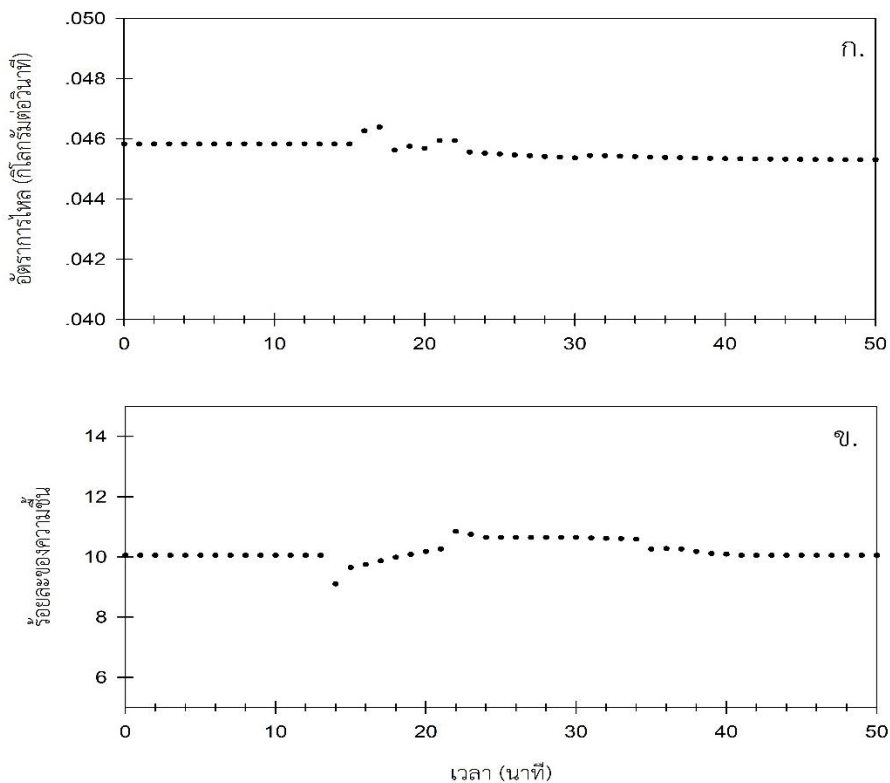
รูปที่ 5.5 ก. อัตราการใช้ไฟของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละแก๊สออกซิเจนบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10

ความชื้นของแก๊สผลิตภัณฑ์จะลดลงแสดงดังรูปที่ 5.7 ข. เนื่องจากปริมาณแก๊สที่เข้าสู่หน่วยทำความสะอาดแบบเปียกมีปริมาณมากขึ้นส่งผลให้ความชื้นลดลง หลังจากนั้นมีการปรับอัตราการใช้ไฟของน้ำเพิ่มขึ้นรูปที่แสดงดังรูป 5.7 ก.

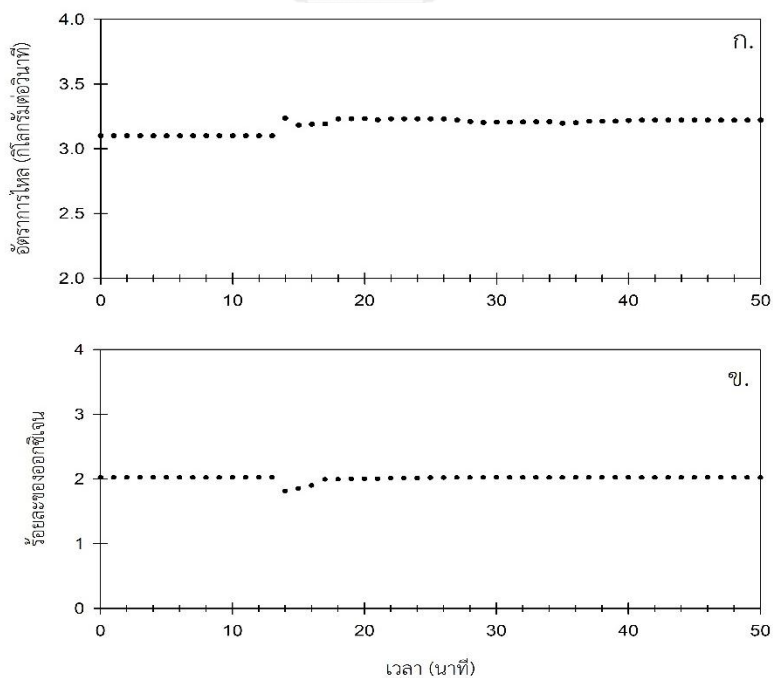
อัตราการใช้ไฟของอากาศที่ป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตจะต้องเพิ่มอัตราการใช้ไฟของอากาศเนื่องจากปริมาณเชื้อเพลิงเพิ่มมากขึ้น จำเป็นต้องเพิ่มอากาศแสดงดังรูปที่ 5.8 ก. โดยร้อยละของออกซิเจนหลังจากออกจากเครื่องยนต์จะมีค่าไม่เกิน 2 เปอร์เซ็นต์แสดงดังรูปที่ 5.8 ข.



รูปที่ 5. ก.ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ข.ร้อยละแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิต 10 เปอร์เซ็นต์

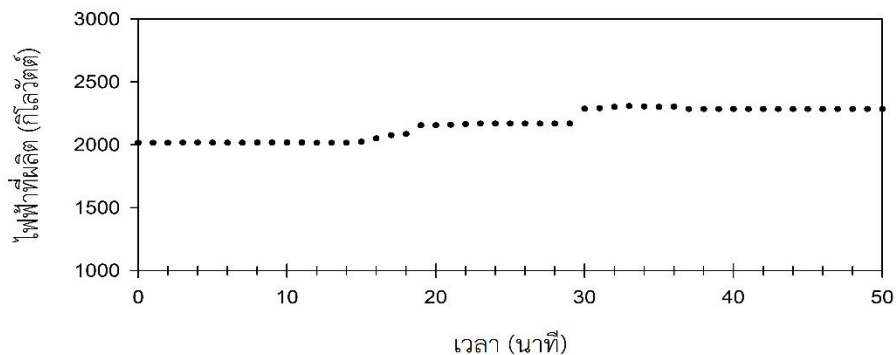


รูปที่ 5.6 ก.อัตราการไหลของน้ำ ข.ความชื้นของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10

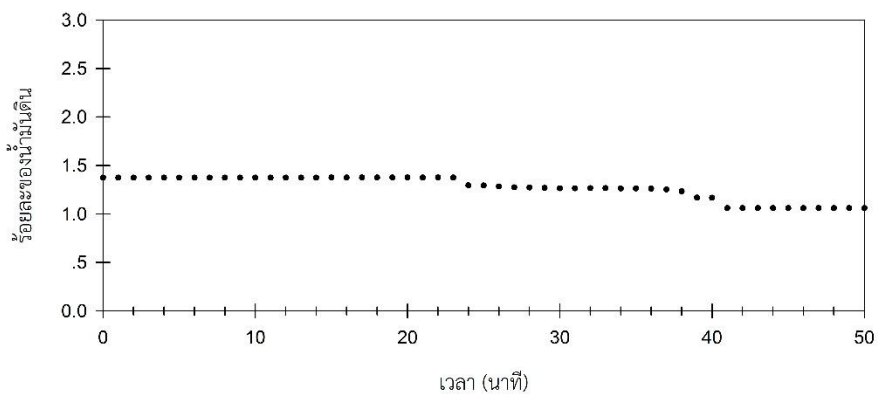


รูปที่ 5.7 ก. อัตราการไหลอากาศที่เข้าสู่เครื่องยนต์ ข. ร้อยละออกซิเจนเมื่อเพิ่มกำลังการผลิต ร้อย

ละ 10



รูปที่ 5.8 ไฟฟ้าที่ผลิตได้เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10



รูปที่ 5.9 ร้อยละของน้ำมันดินเมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10

ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์จากเดิม 24.5465 เมกกะจูลต่อวินาที เพิ่มขึ้นเป็น 27.1423 เมกกะจูลต่อวินาที เพิ่มขึ้นคิดเป็นร้อยละ 10.57 ค่าความร้อนของแก๊ส ยังสามารถป้อนเข้าสู่ เครื่องยนต์สันดาปภายในเพื่อผลิตพลังงานได้ปริมาณไฟฟ้าเพิ่มขึ้นจาก 2,000 กิโลวัตต์ เป็น 2,280 กิโลวัตต์ ดังรูปที่ 5.8 ปริมาณน้ำมันร้อยละ 1.0591 แสดงดังรูปที่ 5.9

5.5 ลดกำลังการผลิตร้อยละ 10

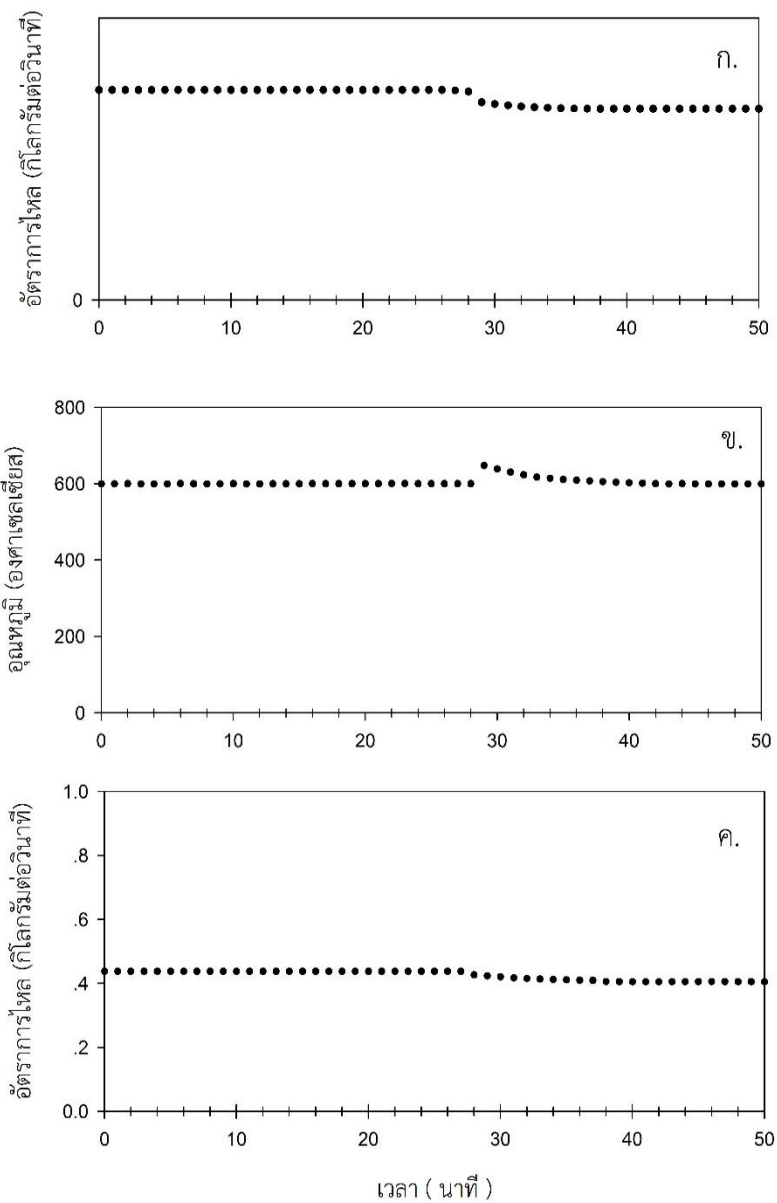
หลังจากกระบวนการเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้วเมื่อลดกำลังการผลิตขึ้นร้อยละ 10 โดยลดจากอัตราการไหลของชีวมวล ดังแสดงในรูปที่ 5.10 ก. พบว่าอัตราการไหลของชีวมวลจะเข้าสู่สภาวะคงตัวใหม่ใช้เวลา 36 นาที

ผลกระทบจากการลดกำลังการผลิตต่ออุณหภูมิของบริเวณเผาไหม้แสดงในรูปที่ 5.11 ข. เมื่อมีการลดอัตราการไหลของชีวมวลในช่วงแรกอุณหภูมิจะเพิ่มขึ้นเนื่องจากชีวมวลมีซึ่งอุณหภูมิที่ต่ำมีปริมาณลดลงทำให้บริเวณไฟโรไลซิสมีอุณหภูมิสูงขึ้นส่งผลให้อุณหภูมิที่บริเวณเผาไหม้เพิ่มขึ้นตามลำดับและหลังจากนั้นจะลดอัตราการป้อนของอากาศให้สอดคล้องกับอุณหภูมิเพื่อรักษาให้ระบบเข้าสู่ค่าเป้าหมายที่ตั้งไว้ดังแสดงในรูปที่ 5.11 ค. ส่งผลให้อุณหภูมิเริ่มลดลงตั้งแต่วันที่ 32 นาที และกลับมาสู่ค่าเป้าหมายที่ 600 องศาเซลเซียส และเข้าสู่สภาวะคงตัวที่ 45 นาที

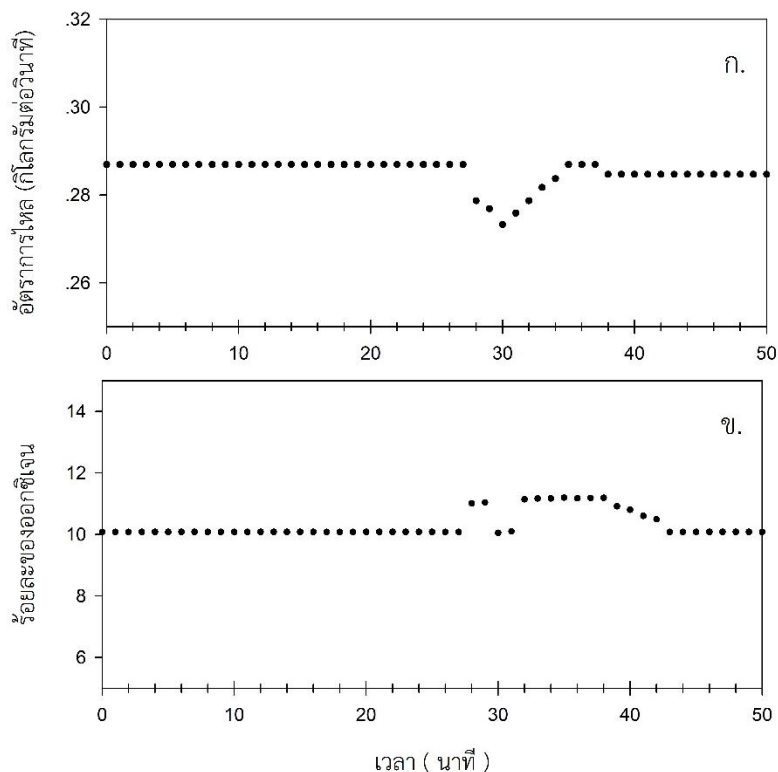
เมื่อลดอัตราการไหลของชีวมวลในช่วงแรกปริมาณร้อยละออกซิเจนในสายออกของบริเวณแก๊สซิฟิเคชันจะมีเพิ่มสูงขึ้นแสดงดังรูปที่ 5.12 ข. เนื่องจากแก๊สที่ทำปฏิกิริยากับออกซิเจนมีลดลงส่งผลให้ปริมาณออกซิเจนในระบบมีค่าเพิ่มขึ้น หลังจากนั้นจะมีลดอัตราการไหลของอากาศเข้าสู่บริเวณแก๊สซิฟิเคชันรูป 5.12 ก. ทำให้มีออกซิเจนเข้าสู่ค่าเป้าหมาย

ส่วนประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ประกอบไปด้วย แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 25 แก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 13.68 แสดงดังรูปที่ 5.13 ข. แก๊สมีเทนร้อยละ 9.88 และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 11.7 แสดงดังรูปที่ 5.13 ค. เมื่อทำการลดกำลังการผลิตลงร้อยละ 10 ในช่วงแรกร้อยละของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สไฮโดรเจน และแก๊สมีเทนจะลดลงเนื่องจากเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น ในทางกลับกันร้อยละของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะเพิ่มขึ้น โดยที่แก๊สผลิตภัณฑ์ประกอบไปด้วย แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 19.509 แก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 11.239 แก๊สมีเทนร้อยละ 5.4212 และ

แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 10.5866 ลดลงเนื่องจากการลดการป้อนเชื้อเพลิงลงส่งผลให้ปริมาณแก๊สเกิดปฏิกิริยาในบริเวณต่างๆลดลง



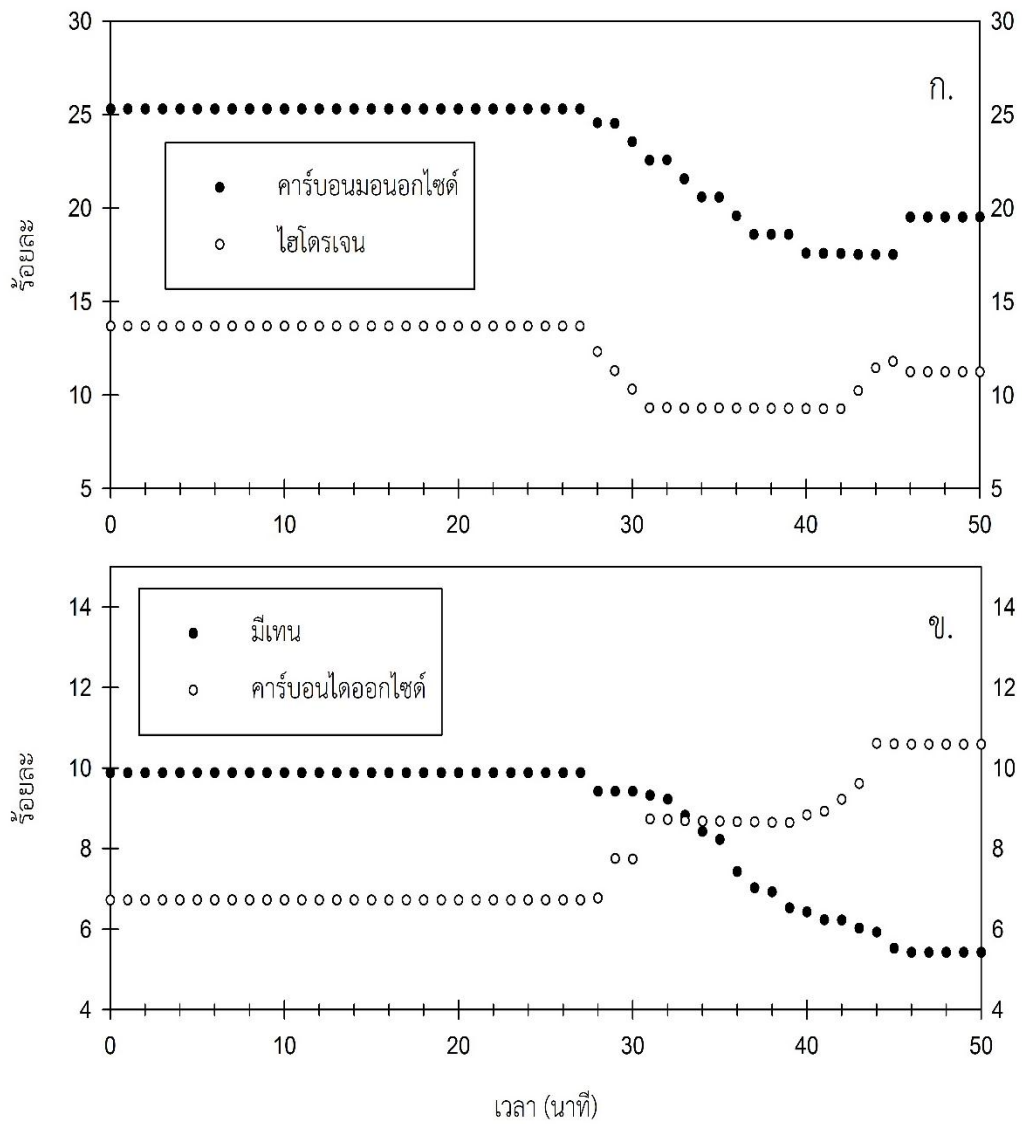
รูปที่ 5.10 ก.อัตราการใช้ของชีวมวล ข.อุณหภูมิ และ ค.อัตราการใช้ของอากาศเมื่อลดกำลังการผลิต 10 เปอร์เซ็นต์



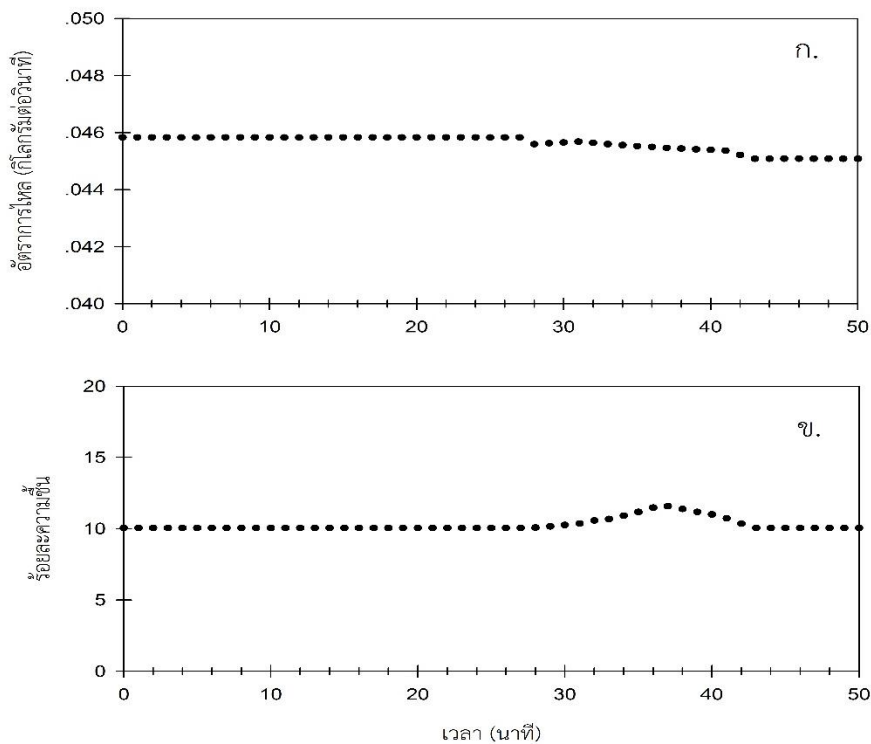
รูปที่ 5.11 ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละของแก๊สออกซิเจนบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน เมื่อลดกำลังการผลิตร้อยละ 10

ความชื้นของแก๊สหลังจากบำบัด แสดงดังรูปที่ 5.14 ข. พบว่าเมื่อลดกำลังการผลิตแล้ว เชื้อเพลิงชีวมวลเข้าสู่ระบบน้อยลงส่งผลให้ความชื้นของแก๊สเพิ่มขึ้นทำให้การใช้น้ำที่หน่วยทำความสะอาดแบบเปียกในการบำบัดมีการใช้น้ำลดลงแสดงดังรูปที่ 5.14 ก. ความชื้นของแก๊สผลิตภัณฑ์มีค่าไม่เกินร้อยละ 10

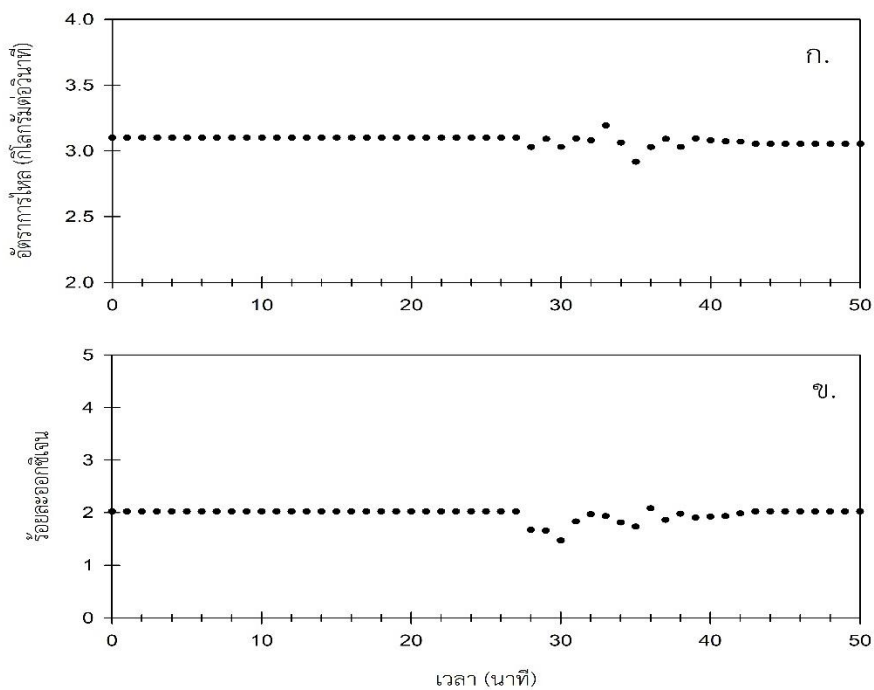
อัตราการไหลของอากาศที่ป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์เมื่อลดกำลังการผลิตจะต้องลดอัตราการไหลของอากาศเนื่องจากปริมาณเชื้อเพลิงลดลงแสดงดังรูปที่ 5.15 ก. จำเป็นต้องลดปริมาณอากาศ โดยร้อยละของออกซิเจนหลังจากออกจากเครื่องยนต์จะมีค่าไม่เกิน 2 ดังรูปที่ 5.15 ข.



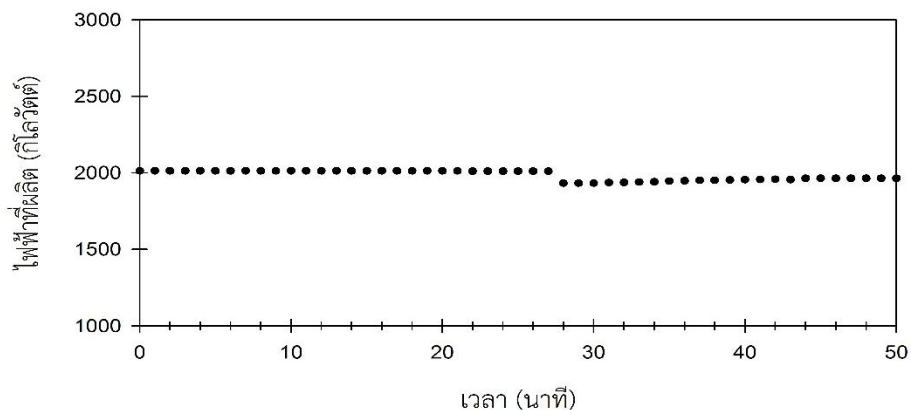
รูปที่ 5.12 ก. ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ข. ร้อยละแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อลดกำลังการผลิตลงร้อยละ 10



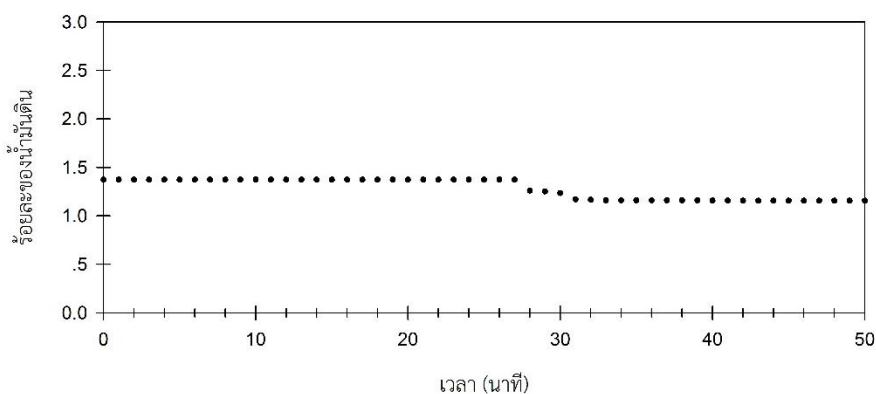
รูปที่ 5.13 ก. อัตราการไหลของน้ำ ข. ความชื้นของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อลดกำลังการผลิตร้อยละ 10



รูปที่ 5.14 ก. อัตราการไหลอากาศที่เข้าสู่เครื่องยนต์ ข. เปอร์เซนต์ออกซิเจนเมื่อเพิ่มกำลังการผลิต



รูปที่ 5.15 ก.อัตราการไหลชีวมวล ข.ไฟฟ้าที่ผลิตได้เมื่อลดกำลังการผลิต 10 เปอร์เซ็นต์

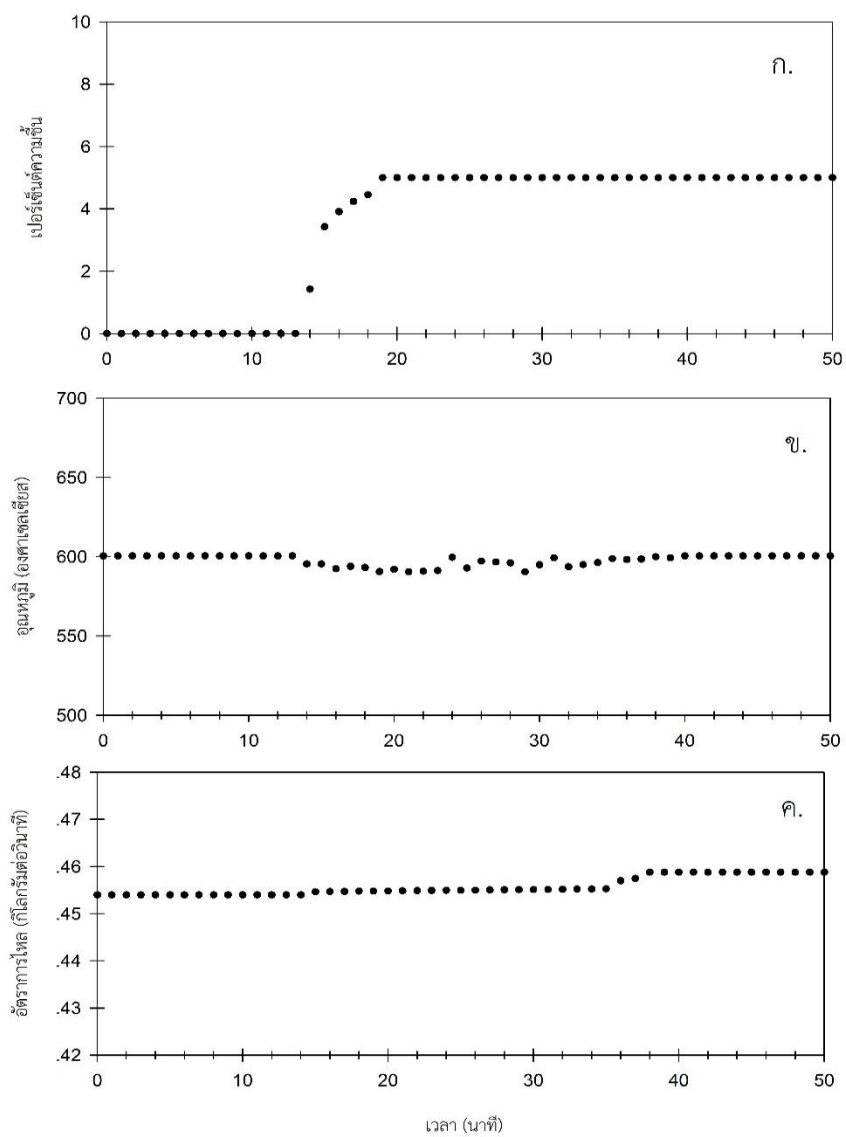


รูปที่ 5.16 ร้อยละของน้ำมันดินเมื่อลดกำลังการผลิตร้อยละ 10

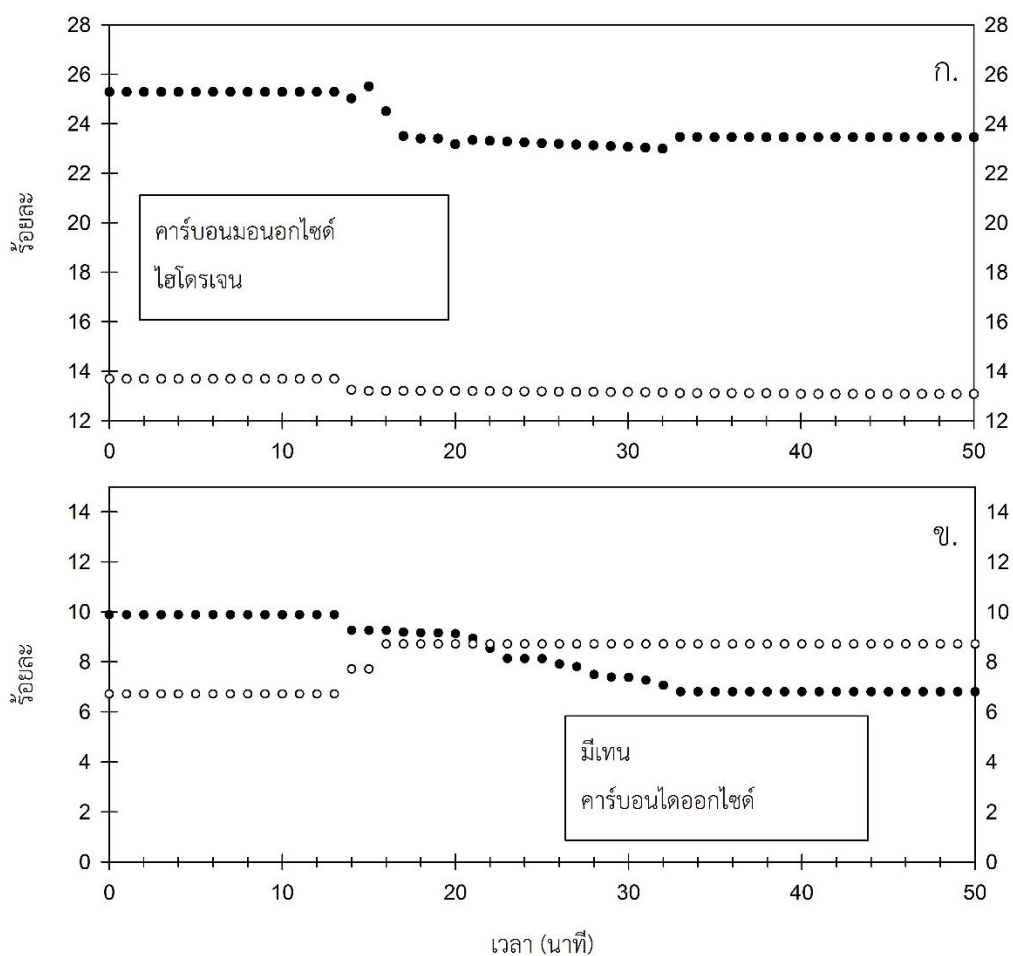
ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์จากเดิม 24.5464 เมกกะจูลต่อวินาที ลดลงเหลือ 16.99129 เมกกะจูลต่อวินาทีคิดเป็นลดลงร้อยละ 30.77 โดยองค์ประกอบของแก๊สต่างๆ และ ค่าความร้อนของแก๊ส ยังสามารถป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายในเพื่อผลิตพลังงานได้

ปริมาณไฟฟ้าลดลงจาก 2,000 กิโลวัตต์ เป็น 1,964 กิโลวัตต์ แสดงดังรูปที่ 5.15 ร้อยละของปริมาณน้ำมันดิน 1.156 แสดงดังรูป 5.16

5.6 เพิ่มความชื้นชีวมวลร้อยละ 5



รูปที่ 5.17 ก. ความชื้นของชีวมวล ข. อุณหภูมิ และ ค. อัตราการไหลอากาศเมื่อเพิ่มความชื้นร้อยละ 5



รูปที่ 5.18 ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ค. ร้อยละแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อเพิ่มความชื้นร้อยละ 5

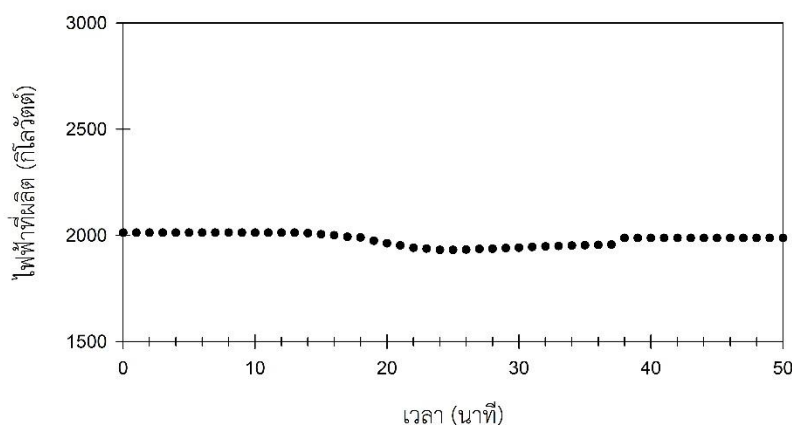
หลังจากกระบวนการเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้วทำการรบกวนระบบโดยเพิ่มความชื้นของชีวมวลร้อยละ 5 เมื่อเวลา 12 นาทีเป็นเข้าสู่สภาวะคงตัวที่เวลา 20 นาที แสดงดังรูปที่ 5.17 ก.

ผลกระทบจากการเพิ่มความชื้นของชีวมวลอุณหภูมิของบริเวณเผาไหม้แสดงดังรูปที่ 5.17 ข. เมื่อมีการเพิ่มความชื้นในช่วงแรกอุณหภูมิจะลดลงเนื่องจากชีวมวลที่มีความชื้นทำให้บริเวณไพโรไลซิสมีอุณหภูมิลดลง ส่งผลต้องนำความร้อนจากบริเวณเผาไหม้มาชดเชย และหลังจากนั้นอัตราการการ

ไหลของอากาศจะถูกปรับเพิ่มให้สอดคล้องกับอุณหภูมิเพื่อรักษาให้ระบบเข้าสู่ค่าเป้าหมายที่ตั้งไว้ แสดงดังรูปที่ 5.17 ค.

สำหรับแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อเพิ่มความชื้นของชีวมวล ประกอบไปด้วย แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ร้อยละ 23.456 แก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 13.078 แสดงดังรูป 5.18 ข. แก๊สมีเทนร้อยละ 6.85 และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ 8.71 เปอร์เซ็นต์ ดังรูปที่ 5.18 ค. สาเหตุที่มีการเพิ่มอัตราการไหลอากาศแสดงรูปที่ 5.17 ก. ทำให้แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เนื่องจากเปลี่ยนเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นจากปฏิกิริยาที่ คาร์บอนมอนอกไซด์ ทำปฏิกิริยากับน้ำ กลายเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน

ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ลดลงจาก 24.54643 เมกกะจูลต่อวินาทีเหลือ 20.4867 เมกกะจูลต่อวินาที โดยองค์ประกอบของแก๊สต่างๆ ยังสามารถป้อนแก๊สเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน ปริมาณ ไฟฟ้าลดลงจาก 2,000 กิโลวัตต์ เป็น 1,987 กิโลวัตต์ ดังรูปที่ 5.18 เนื่องจากค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ลดลงและไม่มีการชดเชยปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์จำทำให้ค่าดังกล่าวลดลง



รูปที่ 5. 19 ไฟฟ้าที่ผลิตได้เมื่อเพิ่มความชื้นของชีวมวล 5 เปอร์เซ็นต์

5.7 เปลี่ยนชนิดของชีวมวลจากชั้นไม้สับเป็นฟางข้าว

เมื่อทำการเปลี่ยนชีวมวลที่ใช้ในการจำลองกระบวนการคือ ชั้นไม้สับ เป็น ฟางข้าว ผลการจำลองต่างๆ ตามตารางที่ 5.6

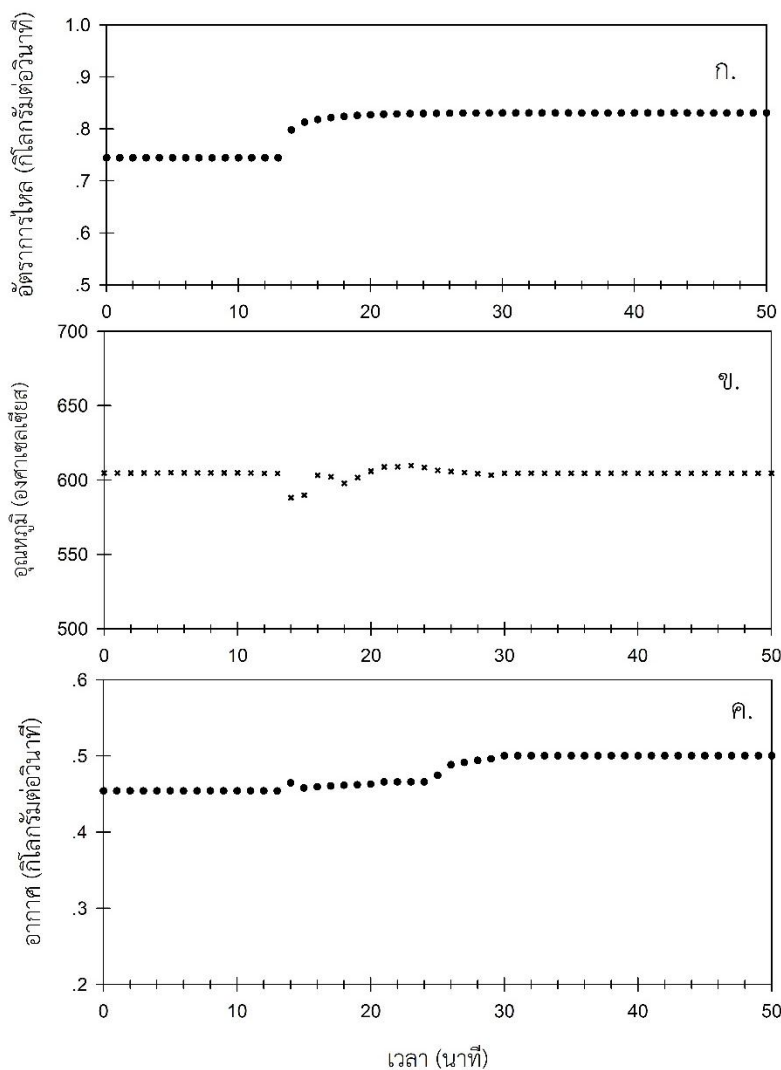
ตารางที่ 5. 6 ผลการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบชั้นไม้สับและฟางข้าว

หัวข้อ	ชั้นไม้สับ	ฟางข้าว
อัตราการไหล (กิโลกรัมต่อวินาที)	0.75	0.75
อัตราการไหลอากาศบริเวณเผาไหม้ (กิโลกรัมต่อวินาที)	0.465	0.474
ร้อยละของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในผลิตภัณฑ์	25.291	26.235
ร้อยละของแก๊สไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์	13.686	13.857
ร้อยละของแก๊สมีเทนในผลิตภัณฑ์	9.811	9.8611
ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ (กิโลจูลต่อลูกบาศก์เมตร)	6.001	6.994

5.7.1 เพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10

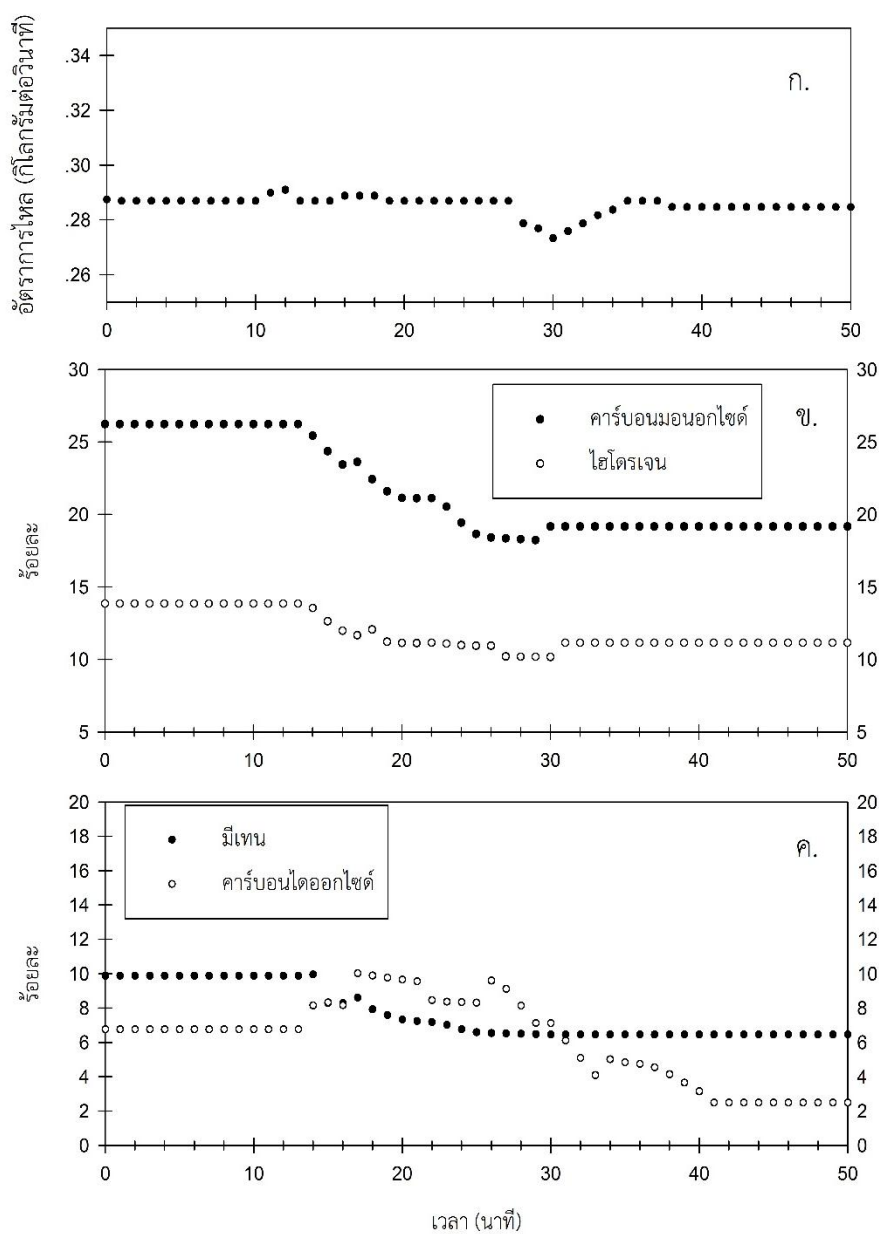
เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตแสดงดังรูปที่ 5.20 ก. แล้วอุณหภูมิในบริเวณเผาไหม้ลดลงรูปที่ 5.20

ข. เนื่องจากจากอัตราการไหลของชีวมวลเพิ่มส่งผลให้อุณหภูมิบริเวณเผาไหม้ลดลง และจะมีการเพิ่มอัตราการป้อนของอากาศเพิ่มการเผาไหม้แสดงดังรูปที่ 5.20 ค. ซึ่งพบว่าผลการจำลองกระบวนการ เหมือนกับการใช้ชั้นไม้สับเป็นเชื้อเพลิง



รูปที่ 5.20 ก. อัตราการผลิตของชีวมวล ข.อุณหภูมิบริเวณเผาไหม้ และ ค. อัตราการผลิตของอากาศ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10 และเปลี่ยนชนิดชีวมวล

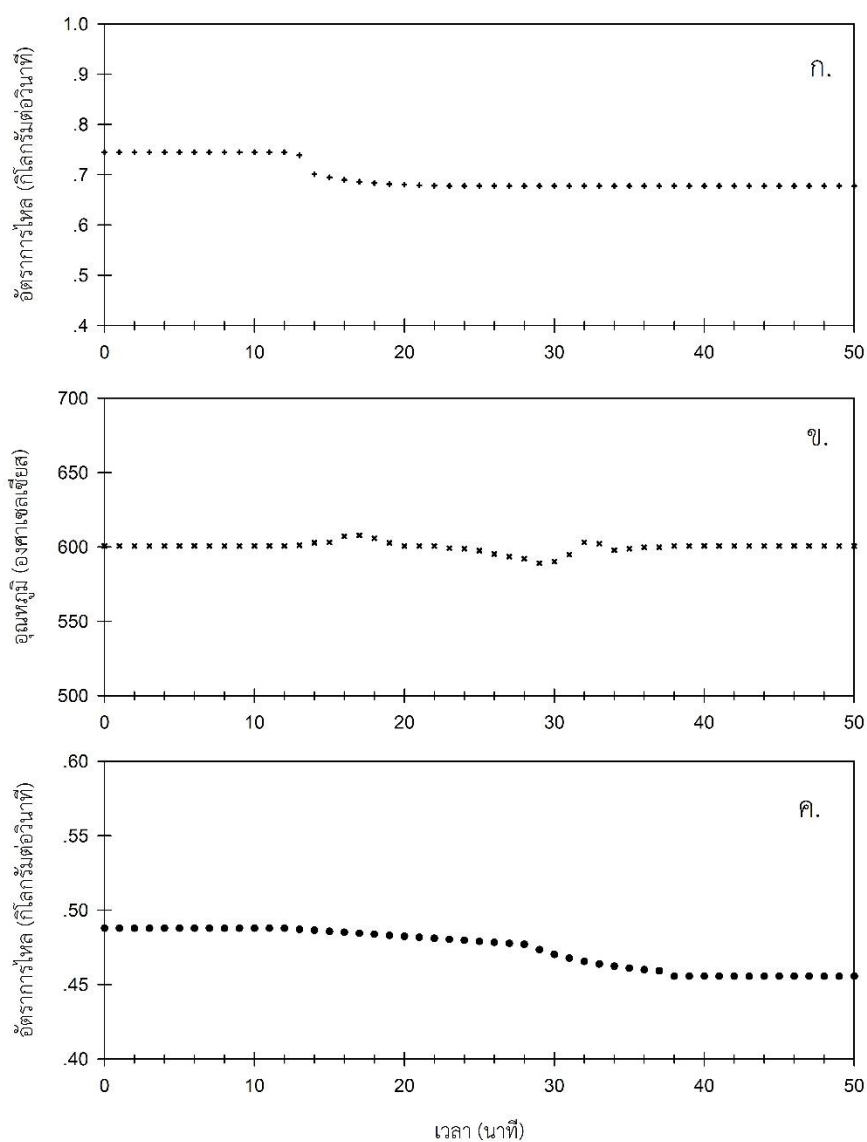
ส่วนประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อเพิ่มกำลังการผลิต ประกอบไปด้วย แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 19.173 แก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 11.144 แสดงดังรูปที่ 5.21 ข. แก๊สมีเทนร้อยละ 6.45 และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 2.49 แสดงดังรูปที่ 5.21 ค. ในช่วงแรกแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สไฮโดรเจน และแก๊สมีเทนจะลดลงเนื่องจากเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น ในทางกลับกันแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะเพิ่มขึ้น



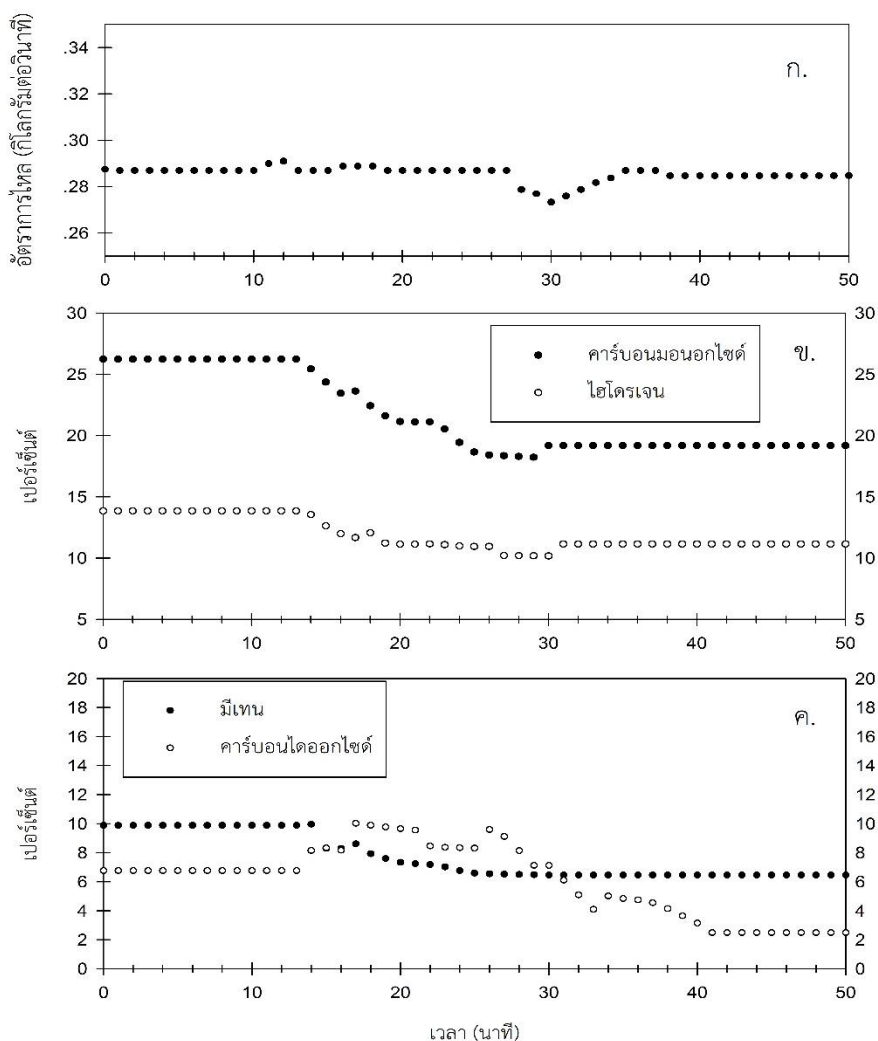
รูปที่ 5.21 อัตรากาโรไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข.ร้อยละของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจน ค.ร้อยละของแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตร้อยละ 10 และเปลี่ยนชนิดชีวมวล

5.7.2 ลดกำลังการผลิตร้อยละ 10

ผลกระทบจากการลดกำลังการผลิต อุณหภูมิในบริเวณเผาไหม้เพิ่มแสดงขึ้นรูปที่ 5.22 ข. จะส่งผลให้อุณหภูมิในบริเวณเผาไหม้เพิ่มขึ้น และจะมีการปรับอัตราการไหลของอากาศเพิ่มขึ้น แสดงดังรูปที่ 5.22 ค.

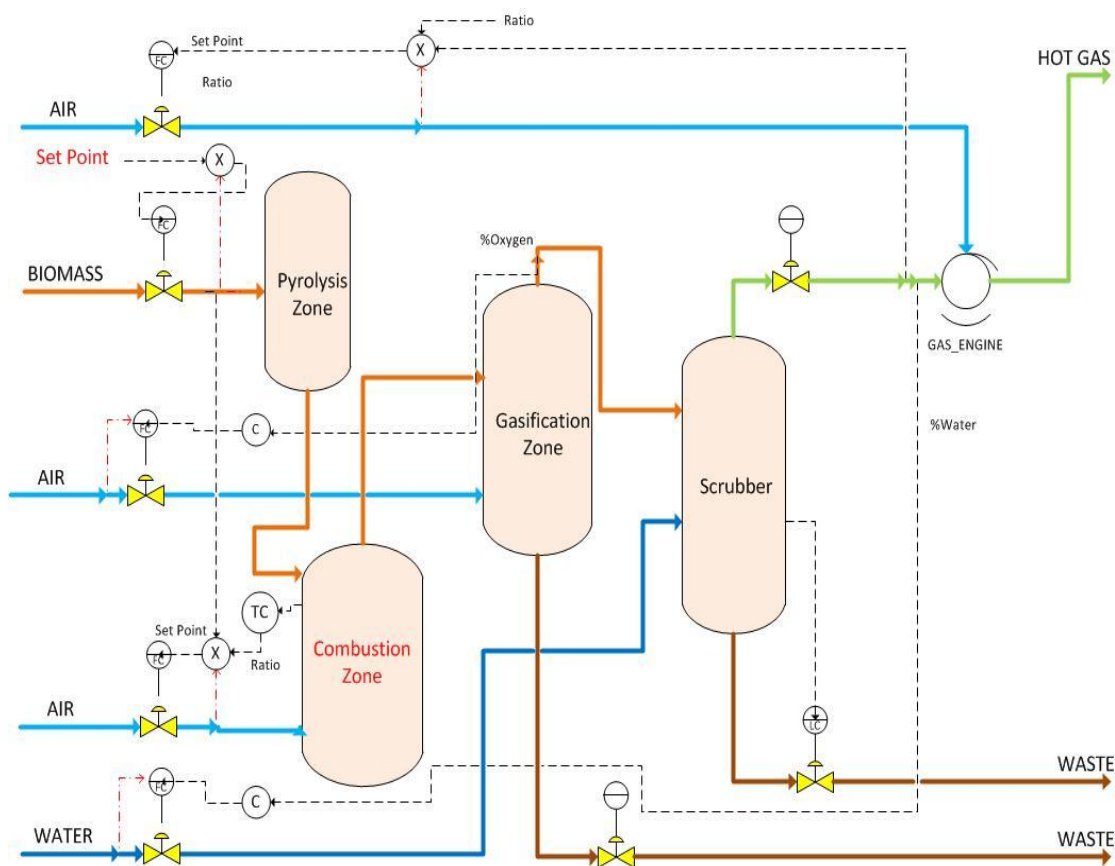


รูปที่ 5.22 ก. อัตราการไหลของชีวมวล ข.อุณหภูมิบริเวณเผาไหม้ และ ค. อัตราการไหลของอากาศ เมื่อลดกำลังการผลิตและเปลี่ยนชนิดชีวมวล



รูปที่ 5.23 อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข.เปอร์เซ็นต์แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจน ค.เปอร์เซ็นต์แก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อลดกำลังการผลิตและเปลี่ยนชนิดชีวมวล

ส่วนประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อเพิ่มกำลังการผลิต ประกอบไปด้วย แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 19.5098 แก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 11.2329 แสดงดังรูปที่ 5.23 ข. แก๊สมีเทนร้อยละ 5.42 และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 10.588 แสดงดังรูปที่ 5.23 ค. แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สไฮโดรเจน และแก๊สมีเทนจะลดลงเนื่องจากเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น ในทางกลับกันแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะเพิ่มขึ้น



รูปที่ 5.24 โครงสร้างการควบคุมที่ควบคุมอุณหภูมิของแก๊สผสมหลังจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

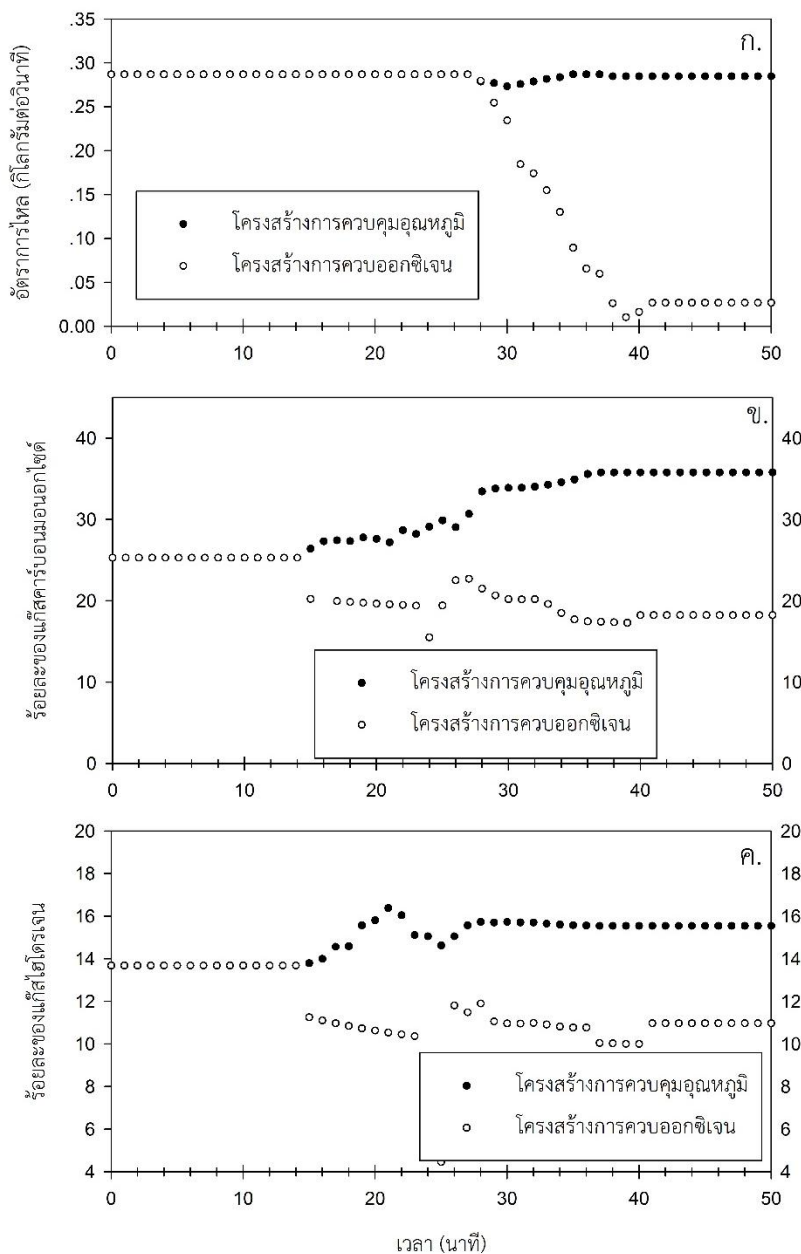
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

5.8 โครงสร้างแบบจำลองแบบควบคุมอุณหภูมิของแก๊สผลิตภัณฑ์

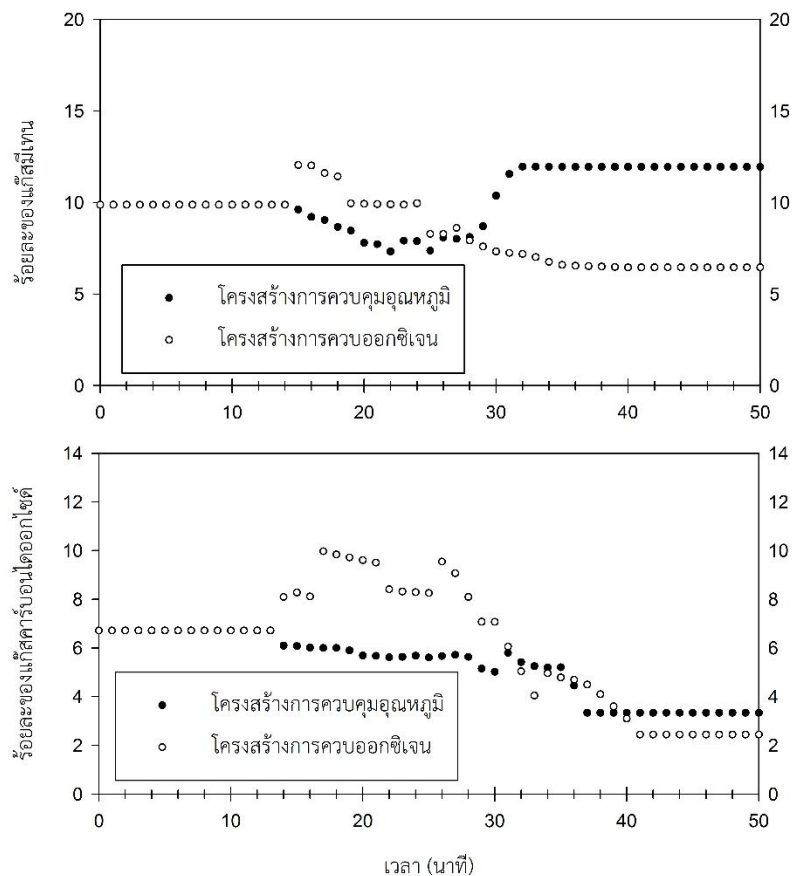
ในปี ค.ศ. 2008 Luyben และคณะ [28] ได้เสนอโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของถ่านหินโดยมีการควบคุมอุณหภูมิของแก๊สหลังจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ดังนั้นผู้ศึกษาวิจัยจึงได้ทดสอบโครงสร้างการควบคุมที่ Luyben และคณะ ได้นำเสนอซึ่งเปลี่ยนจากการควบคุมออกซิเจนเป็นอุณหภูมิแทนดังรูปที่ 5.17 อัตราการไหลของอากาศที่บริเวณแก๊สซิฟิเคชันจะถูกควบคุมด้วยอุณหภูมิของแก๊สผสมหลังจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่อุณหภูมิ 675 องศาเซลเซียส โดยใช้ชิ้นไม้สับเป็นสารตั้งต้นเหมือนกัน

5.8.1 เพิ่มกำลังการผลิต 10 เปอร์เซ็นต์

เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตแล้วพบว่าอุณหภูมิบริเวณเผาไหม้และอัตราการไหลของอากาศมีการเปลี่ยนแปลงไปในทิศทางเดียวกับการเพิ่มกำลังการผลิตแบบควบคุมปริมาณร้อยละออกซิเจน

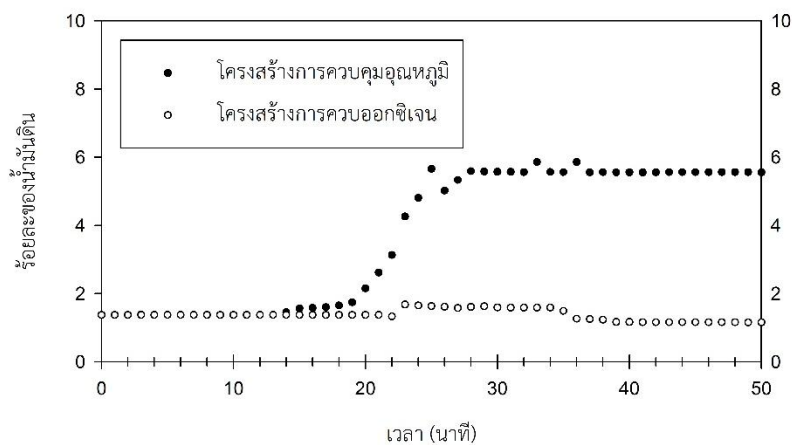


รูปที่ 5.25 ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ค. ร้อยละของแก๊สไฮโดรเจน เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตและเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน



รูปที่ 5.26 ก.ร้อยละแก๊สมีเทน ข.ร้อยละของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตและเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน

ปริมาณร้อยละ ออกซิเจนและ อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน แสดงดังรูปที่ 5.25 ก.อัตราการไหลของอากาศจะลดลงเพื่อรักษาอุณหภูมิให้ได้ค่าเป้าหมายที่ตั้งไว้หลังจากเพิ่มกำลังการผลิตซึ่งจะแตกต่างจากการควบคุมร้อยละ ออกซิเจน ส่งผลให้ร้อยละ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์แสดงดังรูป 5.25 ข. เพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับโครงการควบคุมออกซิเจน เนื่องจากแก๊สออกซิเจนเข้าทำปฏิกิริยาลดลง แก๊สไฮโดรเจนแสดงดังรูป 5.25 ค. และแก๊สมีเทนดังรูปที่ 5.26 ก. และร้อยละของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แสดงดังรูป 5.26 ค.



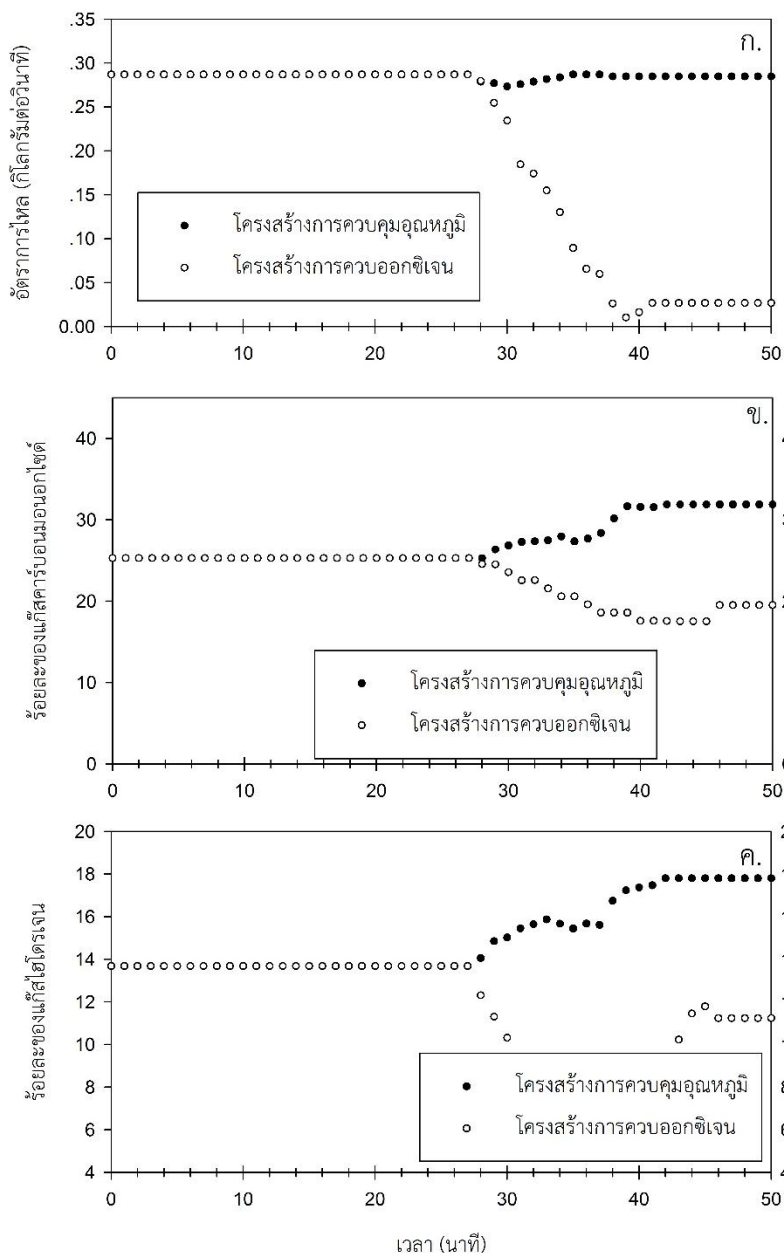
รูปที่ 5. 27 ปริมาณน้ำมันดินเมื่อเพิ่มกำลังการผลิต เปรียบเทียบการควบคุมอุณหภูมิ และการควบคุมร้อยละออกซิเจนของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน

ปริมาณน้ำมันดินจะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราไหลชีวมวลแสดงรูปที่ 5.27 เนื่องจากอัตราการไหลของแก๊สออกซิเจนลดลงส่งผลให้ออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยากับสารประกอบน้ำมันดินน้อยลง ทำให้น้ำมันดินเพิ่มขึ้น และจะมีค่าสูงกว่าเมื่อเทียบกับการควบคุมร้อยละออกซิเจน

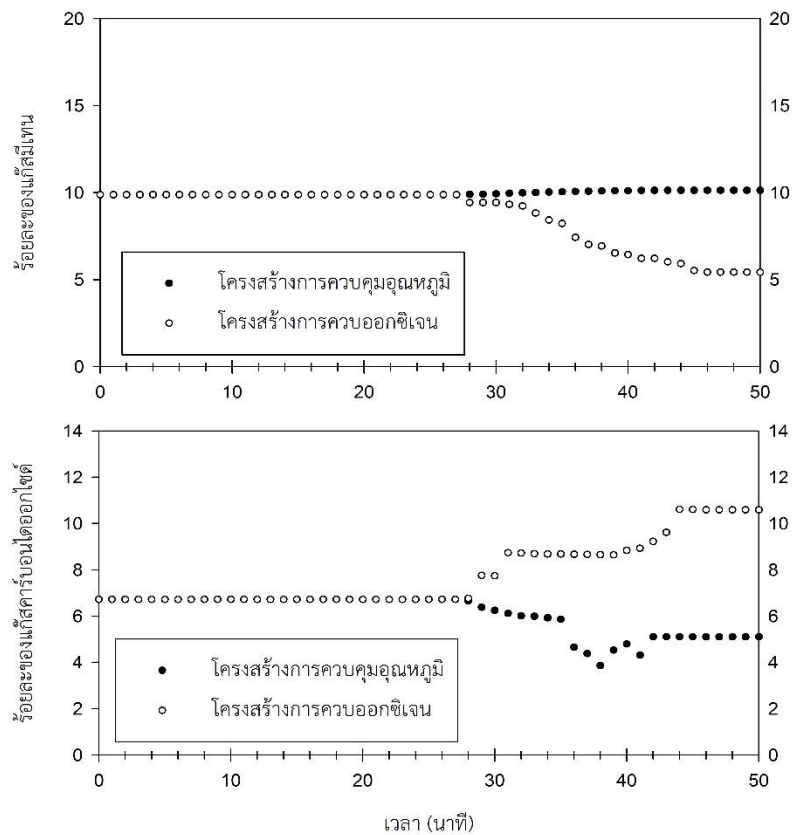
5.8.2 ลดกำลังการผลิต 10 เปอร์เซ็นต์

ปริมาณร้อยละออกซิเจนและอัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน แสดงดังรูปที่ 5.28 ก. อัตราการไหลของอากาศจะลดลงเพื่อรักษาอุณหภูมิให้ได้ค่าเป้าหมายที่ตั้งไว้หลังจากลดกำลังการผลิตซึ่งจะแตกต่างจากการควบคุมร้อยละออกซิเจน ส่งผลให้ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์แสดงดังรูป 5.28 ข. เพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับโครงการควบคุมออกซิเจนเนื่องจากแก๊สออกซิเจนเข้าทำปฏิกิริยาลดลง แก๊สไฮโดรเจนแสดงดังรูป 5.28 ค. และแก๊สมีเทนดังรูปที่ 5.29 ก. และร้อยละของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แสดงดังรูป 5.29 ค.

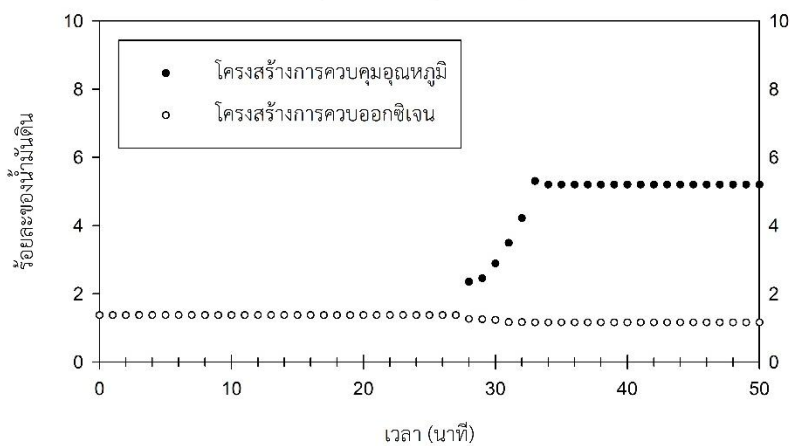
ปริมาณน้ำมันดินจะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราไหลชีวมวล รูปที่ 5.30 เนื่องจากอัตราการไหลของแก๊สออกซิเจนลดลงส่งผลให้ออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยากับสารประกอบน้ำมันดินน้อยลง ทำให้น้ำมันดินเพิ่มขึ้น



รูปที่ 5.28 ก. อัตราการไหลของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน ข. ร้อยละแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ค. ร้อยละของแก๊สไฮโดรเจน เมื่อลดกำลังการผลิตและเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน



รูปที่ 5. 29 ก.ร้อยละแก๊สมีเทน ข.ร้อยละของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อลดกำลังการผลิตและเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน



รูปที่ 5. 30 ปริมาณน้ำมันดินเมื่อลดกำลังการผลิต เปรียบเทียบการควบคุมอุณหภูมิ และการควบคุมร้อยละออกซิเจนของบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน

สามารถอธิบายได้ว่า

- ก. ปริมาณแก๊สออกซิเจนในการควบคุมอุณหภูมิมีน้อยมากทำให้ปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับน้ำมันดินในบริเวณแก๊สซิฟิเคชันที่ใช้ ออกซิเจนเกิดได้น้อยได้แก่ปฏิกิริยา



- ข. จากข้อ ก. จึงส่งผลให้ปริมาณน้ำมันดินที่ผสมอยู่ในแก๊สผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มสูงขึ้นจากปกติประมาณ 1 เปอร์เซ็นต์เพิ่มสูงขึ้นเป็น 5.624 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งปริมาณที่เพิ่มมากขึ้นจะส่งผลให้เกิดการอุดตันภายในกระบวนการและไม่สามารถนำเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายในอาจเกิดความเสียหายได้ (ปริมาณน้ำมันดินหรือสิ่งสกปรกที่ปะปนไปต้องไม่เกิน 1 เปอร์เซ็นต์ ในบทที่3)
- ค. จาก ข้อ ก. ทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าน้อยลงมากเนื่องจากไม่มีออกซิเจนเพียงพอในการเกิดปฏิกิริยา
- ง. จากข้อ ค. เมื่อปริมาณออกซิเจนน้อยทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สมีเทนสูงขึ้น ส่งผลให้ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มสูงขึ้น

บทที่ 6

สรุปผลงานวิจัย

ผลการจำลองกระบวนการเพื่อหาค่าเหมาะสมคือ เมื่ออัตราการไหลของชีวมวล 1 ส่วน ต่ออากาศที่บริเวณเผาไหม้ 0.513 ส่วน และชีวมวล 1 ส่วนต่ออากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน 1.473 ส่วน เพื่อควบคุมในมีปริมาณแก๊สออกซิเจนเหลือหลังจากทำปฏิกิริยา 10 เปอร์เซ็นต์ ผลิตกำลังไฟฟ้าได้ 2 เมกกะวัตต์โดยที่ประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน 75.915 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของเครื่องยนต์สันดาปภายในที่ 79 เปอร์เซ็นต์ และแก๊สผลิตภัณฑ์ประกอบไปด้วยแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สมีเทน แก๊สไฮโดรเจน แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำมันดิน โดยแบบจำลองกระบวนการมีความคลาดเคลื่อนจากการทดลอง 6.89 เปอร์เซ็นต์

โครงสร้างการควบคุมของกระบวนการโดยที่มีตัวแปรปรับกระบวนการ (though put manipulated variable)คือ อัตราการไหลของชีวมวล โดยมีการควบคุมอัตราการไหลของอากาศบริเวณเผาไหม้เป็นสัดส่วนกับชีวมวลโดยที่มีอุณหภูมิเป็นตัวช่วยในการปรับสัดส่วน (cascade) อัตราการไหลอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชันโดยควบคุมปริมาณแก๊สออกซิเจนหลังจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไม่เกิน 20 เปอร์เซ็นต์ อัตราการไหลของน้ำโดยควบคุมความชื้นหลังจากหอบำบัดแบบเปียกไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์ และอัตราการไหลของอากาศที่เครื่องยนต์สันดาปแก๊สเป็นอัตราส่วนกับแก๊สผลิตภัณฑ์ ซึ่งโครงสร้างการควบคุมดังกล่าวสามารถจัดการตัวแปรกระบวนการเพิ่มกำลังการผลิต ลกกำลังการผลิต เพิ่มความชื้นของชีวมวล และเปลี่ยนชนิดของชีวมวล

เมื่อทำการเปลี่ยนโครงสร้างการควบคุมกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยควบคุมอุณหภูมิบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน มีข้อดีคือ ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์มีค่าสูงเหมาะสมในการนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในวิธีการอื่นๆ แต่มีข้อเสียกว่าโครงสร้างการควบคุมออกซิเจนแก๊สหลังจากแก๊สซิฟิเคชันคือ ปริมาณ

น้ำมันดินที่ออกจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมีค่ามาก ทำให้เกิดผลกระทบคือ เกิดการอุดตันในอุปกรณ์ต่างๆได้ และส่งผลกระทบต่อการผลิตไฟฟ้าในเครื่องยนต์สันดาปภายใน ทำให้โครงสร้างการควบคุมอุณหภูมิบริเวณแก๊สซิฟิเคชันจึงไม่เหมาะกับการควบคุมกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลแบบอากาศไหลลงที่นำแก๊สผลิตภัณฑ์ไปผลิตไฟฟ้าโดยเครื่องยนต์สันดาปแก๊ส



รายการอ้างอิง

1. Son, Y.-I., et al., *Gasification and power generation characteristics of woody biomass utilizing a downdraft gasifier*. Biomass and Bioenergy, 2011. 35(10): p. 4215-4220.
2. Basu, P., *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*. 2010: Elsevier Science.
3. Warnecke, R., *Gasification of biomass: comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier*. Biomass and Bioenergy, 2000. 18(6): p. 489-497.
4. Milne, T.A., et al., *Biomass Gasifier "tars": Their Nature, Formation, and Conversion*. 1999: National Renewable Energy Laboratory.
5. Van Paasen, S., et al., *Guideline for sampling and analysis of tar and particles in biomass producer gases*. Final report documenting the Guideline, R&D work and dissemination, 2002: p. 95.
6. Wu, Y., et al., *Two-dimensional computational fluid dynamics simulation of biomass gasification in a downdraft fixed-bed gasifier with highly preheated air and steam*. Energy & Fuels, 2013. 27(6): p. 3274-3282.
7. Han, J. and H. Kim, *The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2008. 12(2): p. 397-416.
8. Knoef, H., *Handbook biomass gasification*. 2012: BTG Biomass Technology Group.
9. Srinivas, S., R.P. Field, and H.J. Herzog, *Modeling Tar Handling Options in Biomass Gasification*. Energy & Fuels, 2013. 27(6): p. 2859-2873.
10. Di Blasi, C., *Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis*. Progress in Energy and Combustion Science, 2008. 34(1): p. 47-90.
11. Sulaiman, S.M.A.a.S.A., *Modeling and Simulation Study of Downdraft Gasifier Using Oil-Palm Fronds*. Proceedings of ICEE 2009 3rd International Conference on Energy and Environment, 2009: p. 284-289.

12. Doherty, W., A. Reynolds, and D. Kennedy, *The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using ASPEN Plus simulation*. Biomass and Bioenergy, 2009. 33(9): p. 1158-1167.
13. Di Blasi, C. and C. Branca, *Modeling a stratified downdraft wood gasifier with primary and secondary air entry*. Fuel, 2013. 104(0): p. 847-860.
14. Bhattacharya, A., et al., *Biomass integrated gasification combined cycle power generation with supplementary biomass firing: Energy and exergy based performance analysis*. Energy, 2011. 36(5): p. 2599-2610.
15. Jana, K. and S. De, *Biomass Integrated Combined Power Plant with Post Combustion Co2 Capture – Performance Study by ASPEN Plus®*. Energy Procedia, 2014. 54(0): p. 166-176.
16. Hodge, B.K. and B. Hodge, *Alternative energy systems and applications*. 2010: Wiley.
17. service, D.o.s., *Chip before drying*. 2012.
18. Asadullah, M., *Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2014. 29(0): p. 201-215.
19. Campbell, P.A., R.E. Mitchell, and L. Ma, *Characterization of coal char and biomass char reactivities to oxygen*. Proceedings of the Combustion Institute, 2002. 29(1): p. 519-526.
20. Nemtsov, D.A. and A. Zabaniotou, *Mathematical modelling and simulation approaches of agricultural residues air gasification in a bubbling fluidized bed reactor*. Chemical Engineering Journal, 2008. 143(1-3): p. 10-31.
21. Gómez-Barea, A. and B. Leckner, *Modeling of biomass gasification in fluidized bed*. Progress in Energy and Combustion Science, 2010. 36(4): p. 444-509.
22. Westbrook, C.K. and F.L. Dryer, *Chemical kinetic modeling of hydrocarbon combustion*. Progress in energy and combustion science, 1984. 10(1): p. 1-57.
23. carnewscafe. <http://www.carnewscafe.com/>. 2014; Available from: <http://www.carnewscafe.com/2014/10/car-engine-works/>.
24. conBio. *Bulgaria: Spanish Integrated Gasified Biomass Power technology and GE Gas Engine in new plant*. 2014; Available from:

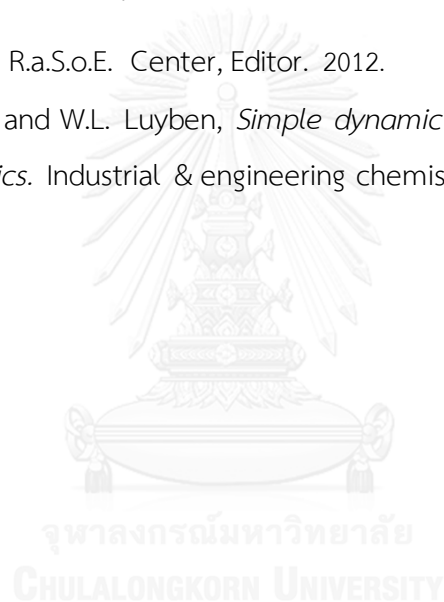
<http://www.conbio.info/post/integrated-gasified-biomass-power-plant-will-use-gas-engine-technology-to-help-bulgaria-achieve-greater-energy-independence/>.

25. Skogestad, S., *Control structure design for complete chemical plants*. Computers & Chemical Engineering, 2004. 28(1-2): p. 219-234.
26. Skogestad, S., *Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning*. Journal of Process Control, 2003. 13(4): p. 291-309.
27. Pianthong, A.P.D.K., *Seminar on Renewable Energy Technology*

implementation in Thailand Experience

transfer from Europe, R.a.S.o.E. Center, Editor. 2012.

28. Robinson, P.J. and W.L. Luyben, *Simple dynamic gasifier model that runs in Aspen Dynamics*. Industrial & engineering chemistry research, 2008. 47(20): p. 7784-7792.





ภาคผนวก

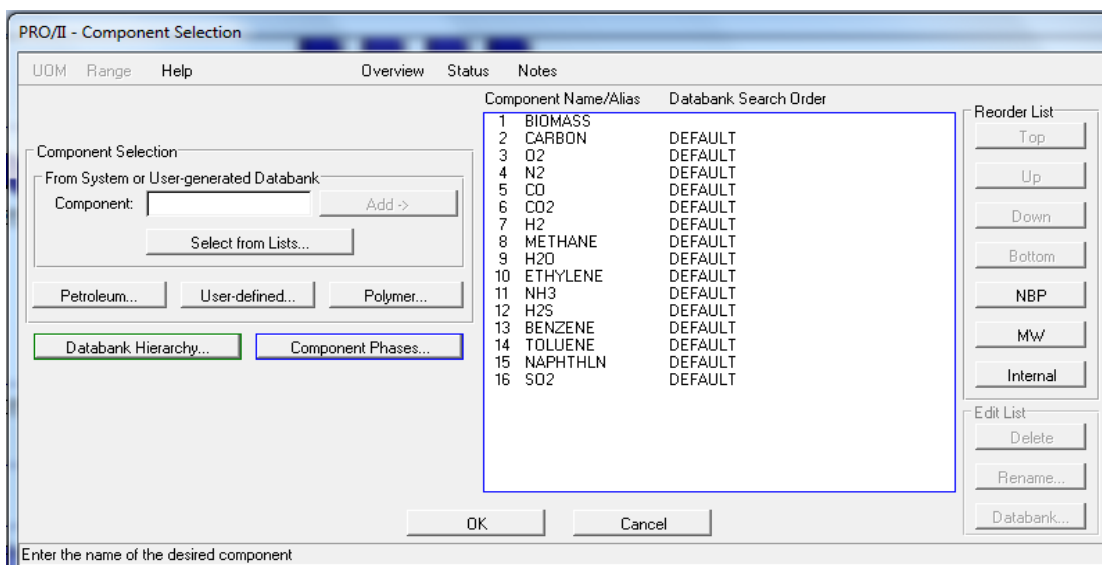
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ก. การจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันระบบคงตัวในโปรแกรม PRO/II

การจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในสภาวะคงตัว (steady state) ทำการจำลองในโปรแกรม Pro/II 9.3 หลังจากนั้นจะนำผลของการจำลองมาเปรียบเทียบกับกระบวนการที่เคยมีการทดลองในสภาวะที่เหมือนกัน โดยภาษาในวงเล็บแสดงถึงคำศัพท์ที่ปรากฏในโปรแกรม ซึ่งวิธีการจำลองกระบวนการเป็นดังนี้

ก. การกำหนดสารเคมีภายในระบบ

การจำลองกระบวนการจำเป็นต้องกำหนดสารเคมีภายในระบบทั้งหมดเพื่อให้โปรแกรมทำการดึงข้อมูลสารเคมีเหล่านั้น (เทอร์โมไดนามิกส์ ไคนेटิก และทรานสปอร์ต) มาทำการคำนวณการจำลองทางวิศวกรรมเคมี สารที่เกี่ยวข้องในกระบวนการนี้ประกอบด้วย ชีวมวล (BIOMASS) ถ่านชาร์ (CARBON) แก๊สออกซิเจน (O_2) แก๊สไนโตรเจน (N_2) แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) แก๊สไฮโดรเจน (H_2) แก๊สมีเทน (METHANE) น้ำ (H_2O) แก๊สเอทิลีน (ETHYLENE) แก๊สแอมโมเนีย (NH_3) แก๊สไฮโดรซัลไฟด์ (H_2S) แก๊สเบนซีน (BENZENE) แก๊สโทลูอีน



รูปที่ ก.1 สารเคมีที่เกี่ยวข้องในการจำลองกระบวนการ (TOLUENE) แก๊สเนฟทาลิน (NAPHTHLN) และแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO2) ดังแสดงในรูปที่ ก.1 เนื่องจากชีวมวลไม่มีข้อมูลในโปรแกรมจึงต้องกำหนดขึ้นมาโดยใช้วิธีวิเคราะห์ขั้นสุดท้าย (ultimate analysis) โดยใช้การคำนวณดังรูปที่ ก.2 โดยป้อนค่า (สีเหลืองที่แสดงในรูป) เปอร์เซ็นต์คาร์บอน (C) ออกซิเจน (O) ไฮโดรเจน (H) ไนโตรเจน (N) ซัลเฟอร์ (S) และค่าความร้อน (Heating value)

หลังจากที่ป้อนค่าแล้ว ให้กดปุ่ม Run solver โปรแกรมจะทำการคำนวณและหาสูตรโครงสร้าง(สีฟ้าแสดงในรูปที่ ก. 2) หลังจากนั้นนำค่าที่ได้ป้อนในโปรแกรม Pro/II ดังแสดงในรูปที่ ก.3 โดยกดที่ไอคอนรูปขวดชมพู UNIFAC structure และทำการป้อนค่าตามที่คำนวณมาหลังจากนั้นกด Fill from structure โปรแกรมจะคำนวณคุณสมบัติต่างๆออกมาให้ตามสูตรโครงสร้างที่ทำการป้อน

Ultimate Analysis Conversion 2012-02-16_1 - Microsoft Excel

Formula Bar: =IF((G20<0),"Error! Do not use this analysis!","")

Fuel Ultimate Analysis										
Elemental Analysis	Wt % (Dry Basis)	MW	Moles	Mole %	Oxygen Ratio	Molecule Ratio	Molecular Formula	Integer Molecular Formula	Error	Wt. Avg Error
C	51.7000	12.011	4.3044	33.4134	1.6397	37.8	61.98085771	62	-0.000308842	0.000102947
H	6.0000	1.00794	5.9527	46.2089	2.2676	Step Size	85.71617358	86	-0.003311235	0.001531001
N	0.0000	14.00674	0.0000	0.0000	0.0000	0.1	0	0	0	0
S	0.0000	32.066	0.0000	0.0000	0.0000	Run Solver	0	0	0	0
O	42.0000	15.9994	2.6251	20.3777	1.0000		37.8	38	-0.005291005	0.001080958
Ash	0.0000	Without Ash								
Total	99.7000	99.7000	12.8822	100.0000	4.9073			Constraint	186	Goal
Fuel HHV (Dry Basis) =	8,351.81	BTU/LB	-64,637.57	BTU/b-mol				Maximum	200	0.271491%
Fuel Type:	Coal				Enter as dhf. Tune to match HHV to Rx Duty.					

UNIFAC Representation										
Elemental Analysis	Mole Ratio	Check	AMUs	MW	UNIFAC Formula	# of groups	SimSci Group	Enter these UNIFAC groups to build the fuel molecule fragment		
N	0	0	14.007	0.000	N	0	566			
S	0	0	32.066	0.000	CS	0	1514	C Remaining	62	
O	38	38	15.999	607.977	OH	38	200	H Remaining	48	
C	62	62	12.011	744.682	CH3	16	900	H Remaining	0	
H	86	86	1.008	86.683	CH2	0	901	H Remaining	0	
					CH	0	902			
					C	46	903			

รูปที่ ก.2 การคำนวณชีวมวลโดยใช้การวิเคราะห์องค์ประกอบ

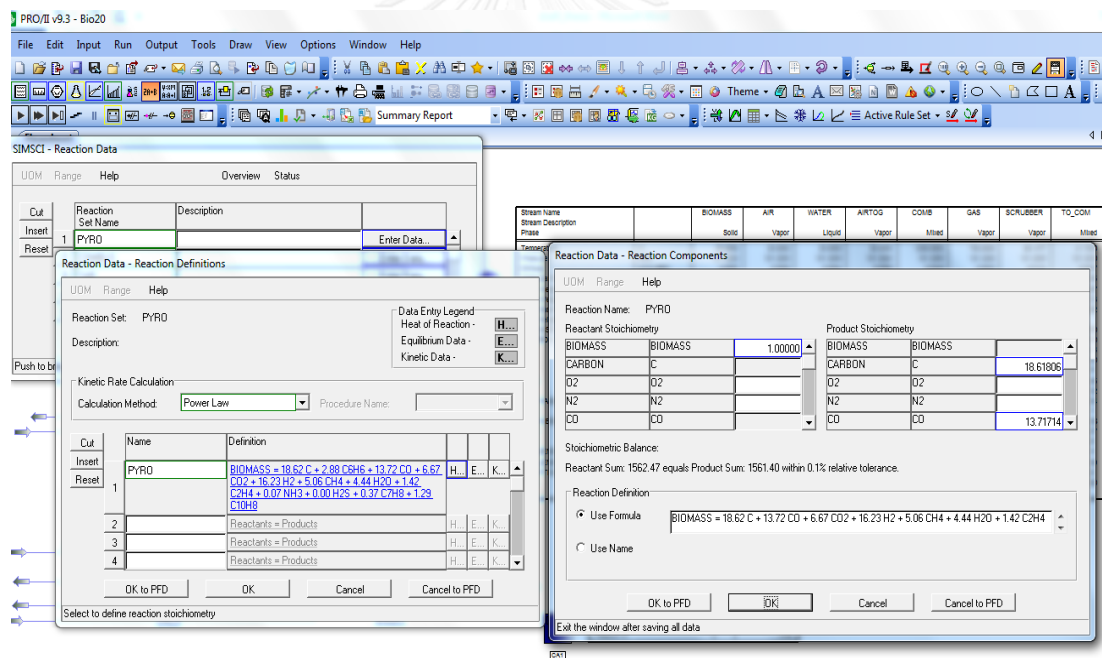
PRO/II v9.3 - Bio20 - [Flowsheet]

SimSci Group ID	Number	Structure	
1	566	1	-N-
2	200	44	-OH
3	900	18	-CH3

รูปที่ ก.3 ขั้นตอนการกำหนดชีวมวลในโปรแกรม PRO/II

ข. การกำหนดปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้อง

ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการที่แสดงในหัวข้อ 3.3 โดยทำการแบ่งปฏิกิริยาออกเป็นแต่ละบริเวณ คือ บริเวณไพโรไลซิส เกิด 1 ปฏิกิริยากำหนดการเกิดปฏิกิริยาแตกตัวชีวมวลทั้งหมด (Conversion 100%) บริเวณเผาไหม้เกิด 5 ปฏิกิริยากำหนดการเกิดปฏิกิริยาแตกตัวของถ่านชาร์บางส่วน (Conversion 92%) และบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน เกิด 9 ปฏิกิริยากำหนดการปฏิกิริยาแบบพลศาสตร์ (kinetic) แต่ละปฏิกิริยา ดังตารางที่ 3.3 ขั้นตอนการกำหนดปฏิกิริยาคลิกที่แถวคำสั่ง Reaction data ดังรูปที่ ก.4 ขั้นตอนการกำหนดปฏิกิริยาในโปรแกรม PRO/II หลังจากที่ได้กำหนดสารในระบบแล้วทำการเลือกสารที่ใช้เกิดปฏิกิริยาโดยสารตั้งต้นอยู่ทางซ้ายของแถบคำสั่ง และสารผลิตภัณฑ์จะอยู่ทางด้านขวาของแถบคำสั่ง โดยการใส่จะใส่เลขดุลสมการเคมี (stoichiometry) โดย



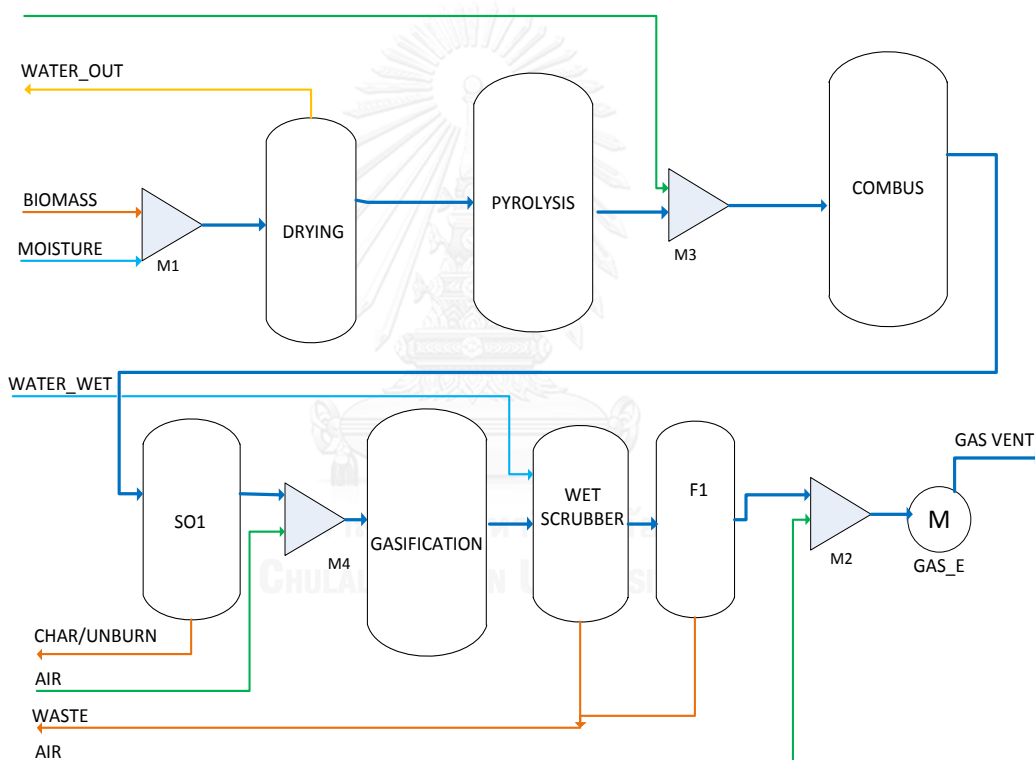
รูปที่ ก.4 ขั้นตอนการกำหนดปฏิกิริยาในโปรแกรม PRO/II

ค่าที่ใส่ในสมการจำนวนมวลโมเลกุลสารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์ จะต้องมีค่าต่างกันไม่เกิน 0.1 เปอร์เซ็นต์ (relative tolerance) ซึ่งโปรแกรม PRO/II จะมีค่าคำนวณให้ ถ้ามีอัตราการเกิดปฏิกิริยา

จำลองให้ค่าคำสั่ง K ในแถบคำสั่ง Reaction data – Reaction definition โดยคลิกที่ define kinetic data และป้อนค่าตามที่ต้องการ

ค. การออกแบบกระบวนการในสภาวะคงตัว (steady-state)

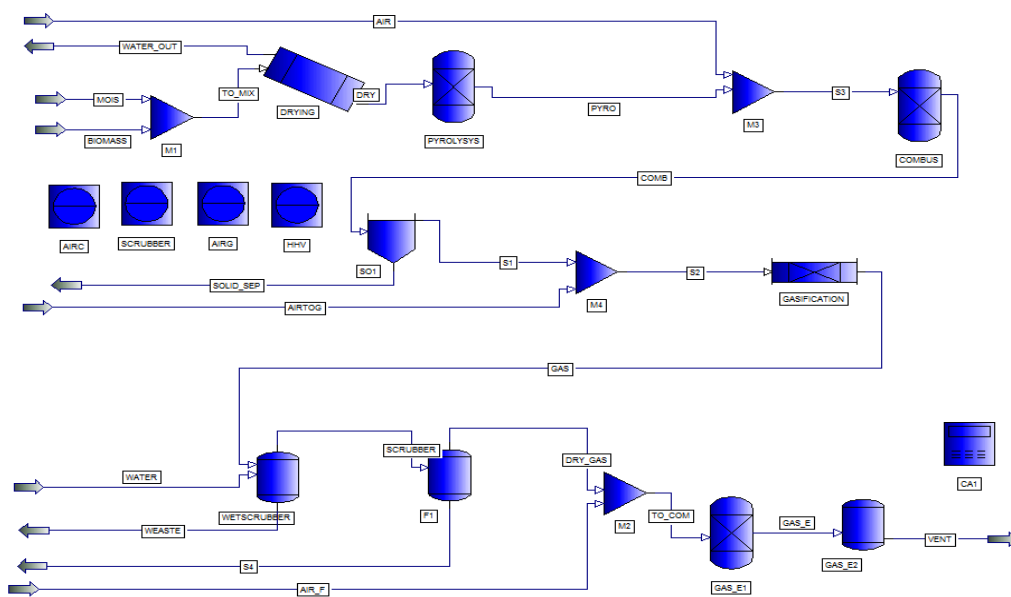
หลังจากการกำหนดสารเคมีทั้งหมดแล้วขั้นตอนต่อมาคือการออกแบบระบบ (design flow sheet) กระบวนการแสดงดังรูปที่ ก.5 โดยขาเข้าชีวมวล (BIOMASS) และความชื้น (MOISTURE) เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชัน จะถูกแบ่งออกเป็น 4 เครื่องปฏิกรณ์ย่อย โดยจะเข้าสู่บริเวณอบแห้ง



รูปที่ ก.5 การออกแบบกระบวนการที่ใช้จำลองในสภาวะคงตัว

(DRYING) ทำหน้าที่ระเหยน้ำให้ชีวมวล หลังจากนั้นชีวมวลจะป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ไพโรไลซิส (PYROLYSIS) ชีวมวลจะแตกตัวโดยใช้ความร้อนกลายเป็นแก๊สต่างๆ และถ่านชาร์ จากนั้นจะเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เผาไหม้ (COMBUSTION) จะมีการป้อนอากาศเข้าสู่บริเวณนี้ ถ่านชาร์และอากาศจะ

เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ กลายเป็น แก๊สคาร์บอนมอนอไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และแก๊สมีเทนบางส่วน จะมีชีวมวลบางส่วนที่ไม่เกิดปฏิกิริยาจะถูกแยกออกจากกระบวนการ ส่วนแก๊สผลิตภัณฑ์จะเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชัน แก๊สจะเกิดปฏิกิริยาตามหัวข้อที่ 3.3.4 (ตารางที่ 3.3) แก๊สที่เกิดขึ้นยังมีส่วนประกอบของน้ำมันดิน (tar) จึงต้องมีการกำจัดออกโดยใช้การทำความสะอาดแบบเปียก (WET SCRUBBER) มีการป้อนน้ำเข้าสู่บริเวณนี้ น้ำจะทำการดักจับน้ำมันดินในแก๊ส ผลิตภัณฑ์มีความบริสุทธิ์ประมาณ 99 เปอร์เซ็นต์ และจะทำการป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์สันดาปภายใน โดยมีการป้อนอากาศเข้ามาผสมในอัตราส่วน 1 ต่อ 1 การออกแบบกระบวนการในการจำลองเป็นดังรูปที่ ก.6 แสดงการจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม PRO/II ค่าการดำเนินงานเป็นตามตาราง ก.1



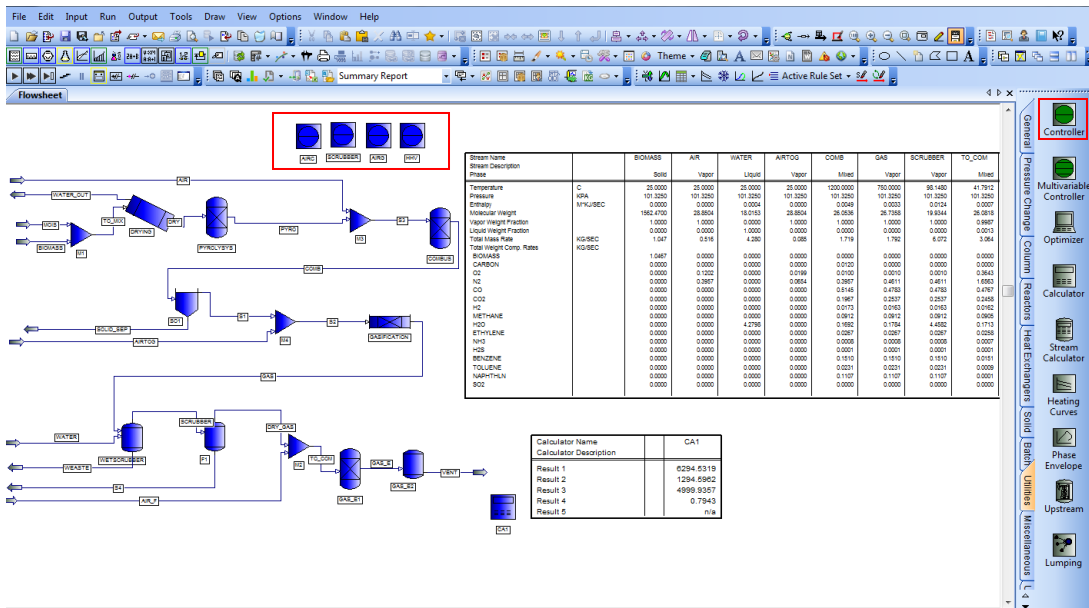
รูปที่ ก.6 กระบวนการที่ใช้จำลองในโปรแกรม PRO/II

ตารางที่ ก.1 อุณหภูมิการจำลองกระบวนการในการบริเวณต่างๆ

บริเวณ	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)
ระเหย	200-300
ไฟโรไลซิส	300-500
เผาไหม้	850-1300
แก๊สซิฟิเคชัน	700-950

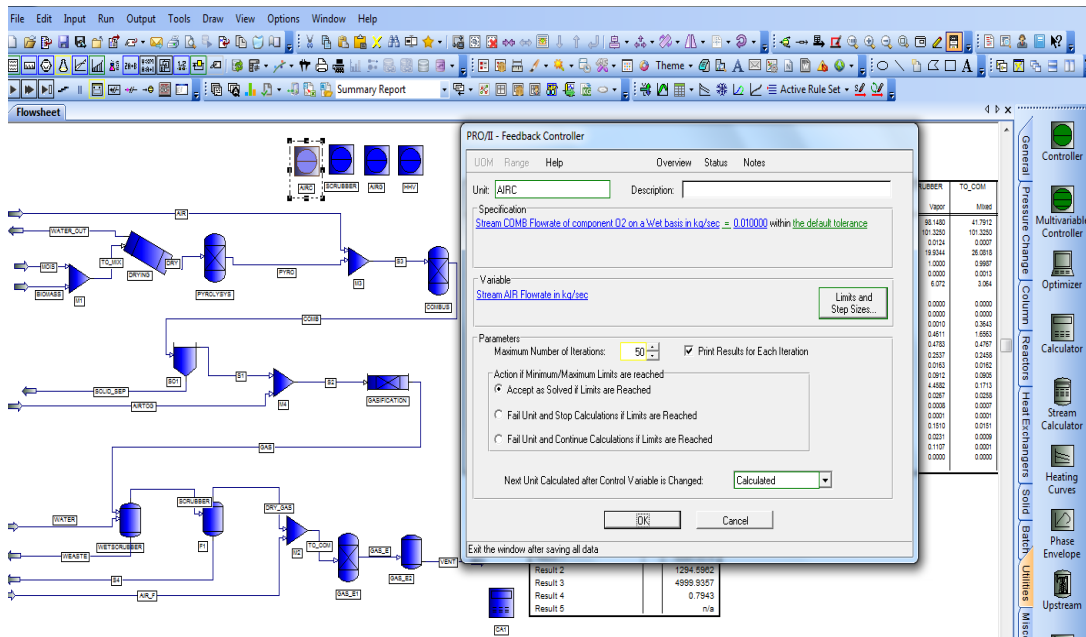
ตารางที่ ก.2 ค่าพารามิเตอร์ในการบ่อนอัตราการไหลของสารในกระบวนการ

พารามิเตอร์	ค่า
อัตราการป้อนชีวมวล (กิโลกรัมต่อวินาที)	0 - 5
อัตราการป้อนอากาศบริเวณเผาไหม้ (กิโลกรัมต่อวินาที)	0 - 5
อัตราการป้อนอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชัน (กิโลกรัมต่อวินาที)	0 - 5
อุณหภูมิของแก๊สผลิตภัณฑ์ (องศาเซลเซียส)	700 - 900
อัตราการป้อนน้ำ (กิโลกรัมต่อวินาที)	0 - 10



รูปที่ ก.7 การเลือกคำสั่ง controller ในโปรแกรม PRO/II

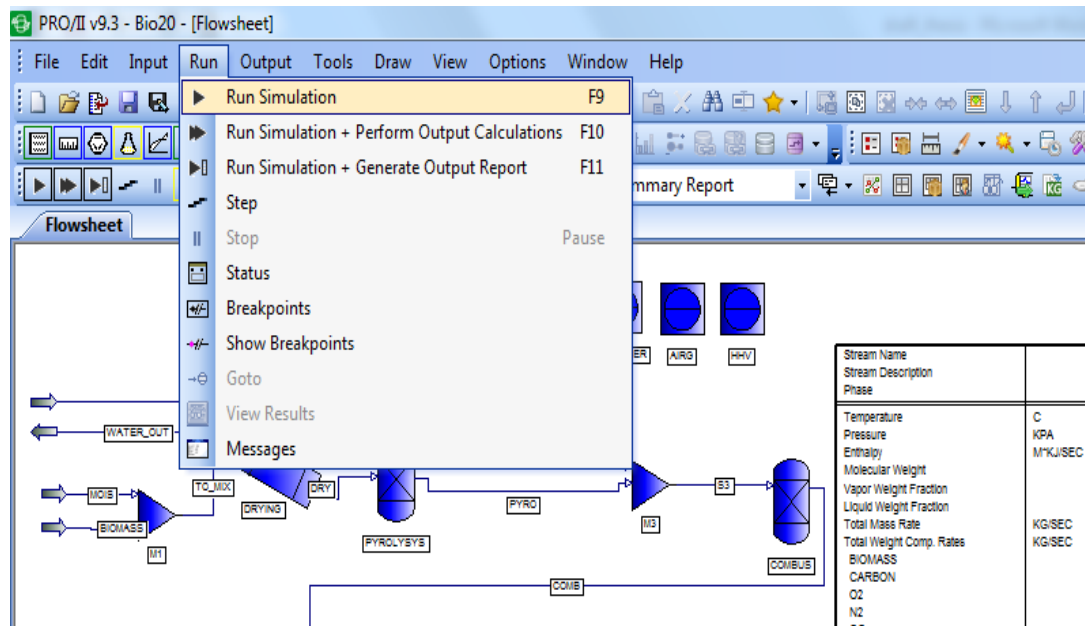
แสดงอุณหภูมิในการจำลองในบริเวณต่างๆ และตารางที่ ก.2 พารามิเตอร์การป้อนสารและการกำหนดหน่วยในกระบวนการ และมีการกำหนดให้อัตราการป้อนของอากาศในบริเวณเผาไหม้ให้ปริมาณออกซิเจนหลังจากการเผาไหม้ให้มีค่าใกล้เคียงศูนย์ กำหนดอัตราการป้อนของอากาศบริเวณแก๊สซิฟิเคชันให้ปริมาณออกซิเจนหลังจากการเผาไหม้ให้มีค่าใกล้เคียงศูนย์ และกำหนดอัตราการป้อนน้ำให้มีปริมาณของสารประกอบน้ำมันดินปะปนไปในแก๊สผลิตภัณฑ์ไม่เกิน 1 เปอร์เซ็นต์ซึ่งใส่โมเดล controller ในโปรแกรม PRO/II ดังรูปที่ ก.7 โปรแกรมจะทำการคำนวณตามที่เรากำหนดดังแสดงตามรูปที่ ก.8 กำหนดค่าที่ต้องการในแถบคำสั่ง Specification และค่าที่ต้องการเปลี่ยนแปลงในคำสั่ง variable ตามลำดับ ในการคำนวณงานที่ได้จากเครื่องยนต์สันดาปภายในจะใช้การคำนวณจากกฎจักรวัตต์ และตารางที่ ก.3 แสดงหน่วย(unit) ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการซึ่งสามารถเลือกได้จากหน้าต่าง PFD ด้านขวามือของโปรแกรม



รูปที่ ก.8 การกำหนดค่าในคำสั่ง controller

ตารางที่ ก.3 การออกแบบหน่วยที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ

ชื่อ	หน่วยที่ใช้โปรแกรม PRO/II
M1 M2 M3 และ M4	Mixer
DRYING	Solid dryer
PYROLYSYS และ COMBUS	Conversion reactor
SO1	Solid separator
GASIFICATION	Plug flow reactor
WETSCRUBBER และ F1	Flash
GAS_E1	Gibbs reactor
GAS_E2	Flash
CA1	Calculator



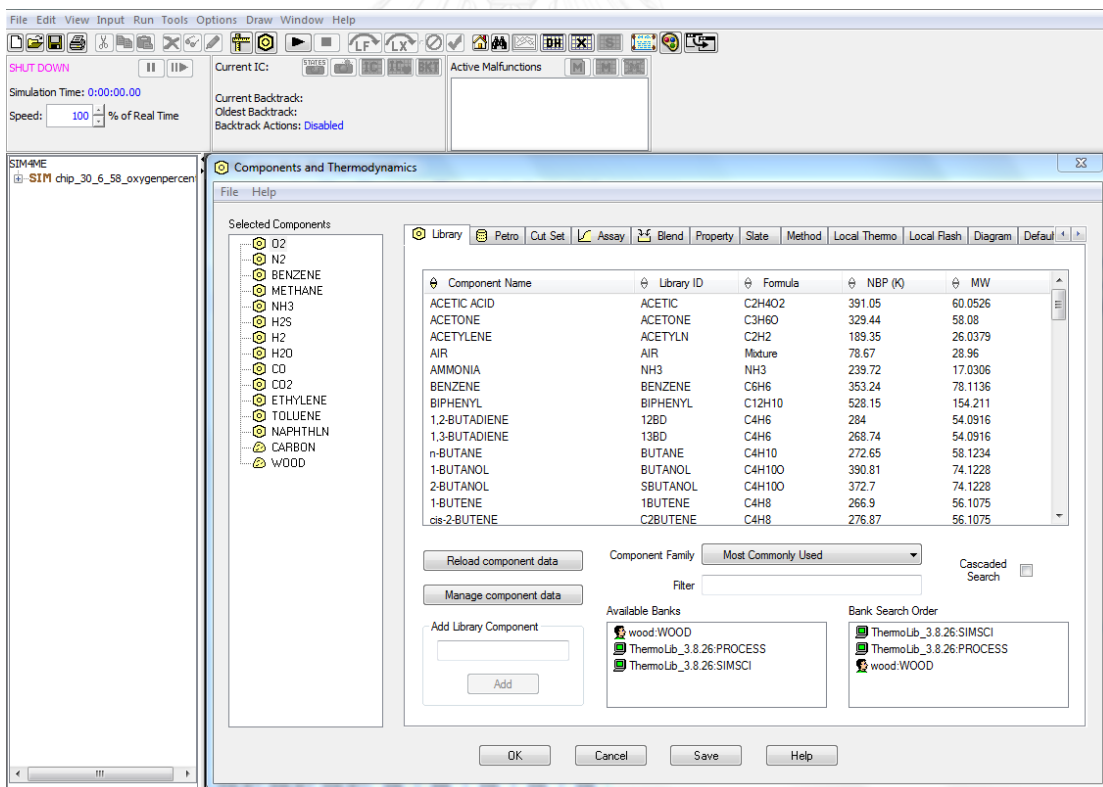
รูปที่ ก.9 คำสั่ง run simulation ในโปรแกรม PRO/II

ภาคผนวก ข. การจำลองกระบวนการแก๊สซีพีเคชั้นระบบพลวัตในโปรแกรม DYN SIM

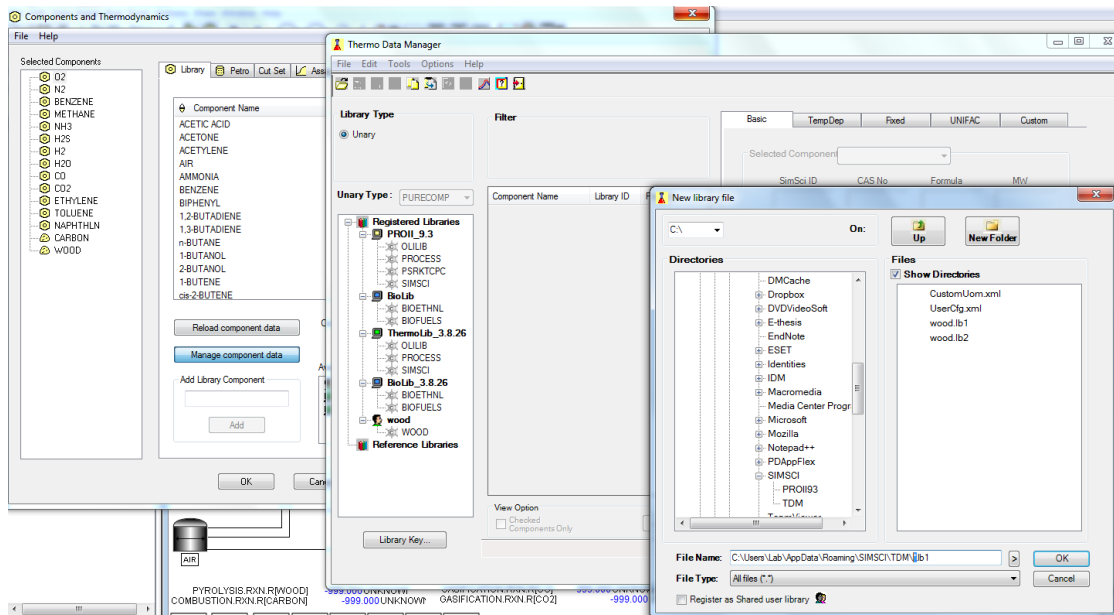
การจำลองกระบวนการแบบพลวัตโดยใช้โปรแกรม DYN SIM เริ่มจากการกำหนดสารเคมีในระบบ การออกแบบกระบวนการ และการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการโดย มีขั้นตอนดังนี้

ก. การกำหนดสารเคมีในระบบ

ขั้นตอนการกำหนดสารเคมีในระบบในโปรแกรม DYN SIM เริ่มจากการกำหนดสารเคมีทั้งหมดที่เกี่ยวข้องดังรูปที่ ข.1 ซึ่งประกอบไปด้วย แก๊สออกซิเจน แก๊สไนโตรเจน แก๊สเบนซีน แก๊สมีเทน แก๊สแอมโมเนีย แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (แก๊สไข่เน่า) แก๊สไฮโดรเจน น้ำ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แก๊สเอทิลีน แก๊สโพลีเอทิลีน แก๊สเนฟทาซีน คาร์บอน (ถ่านชาร์) และชีวมวล ซึ่งสาร

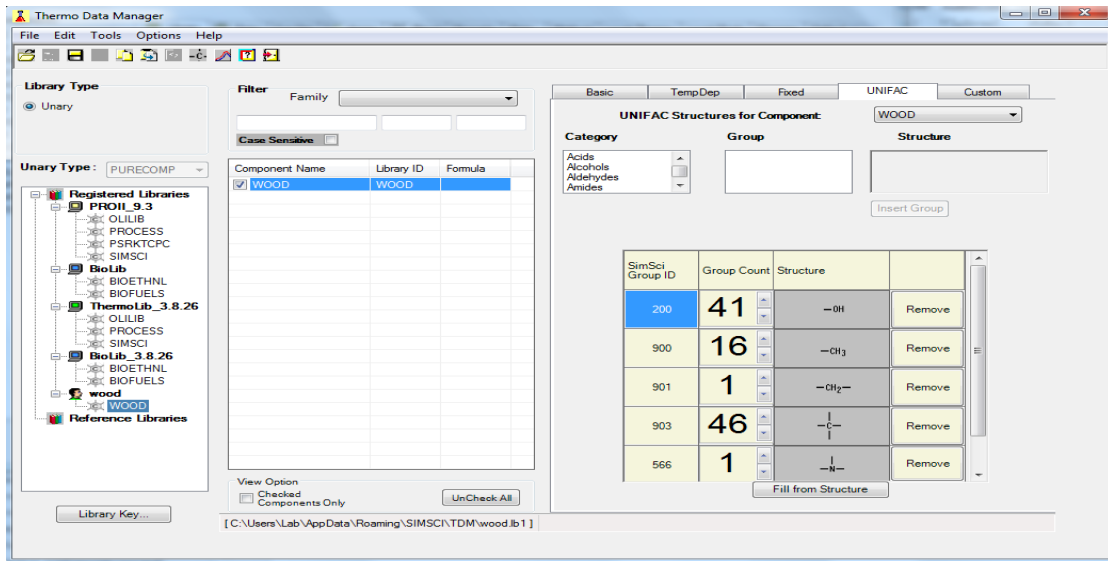


รูปที่ ข. 1 การเลือกสารเคมีที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการในโปรแกรม DYN SIM



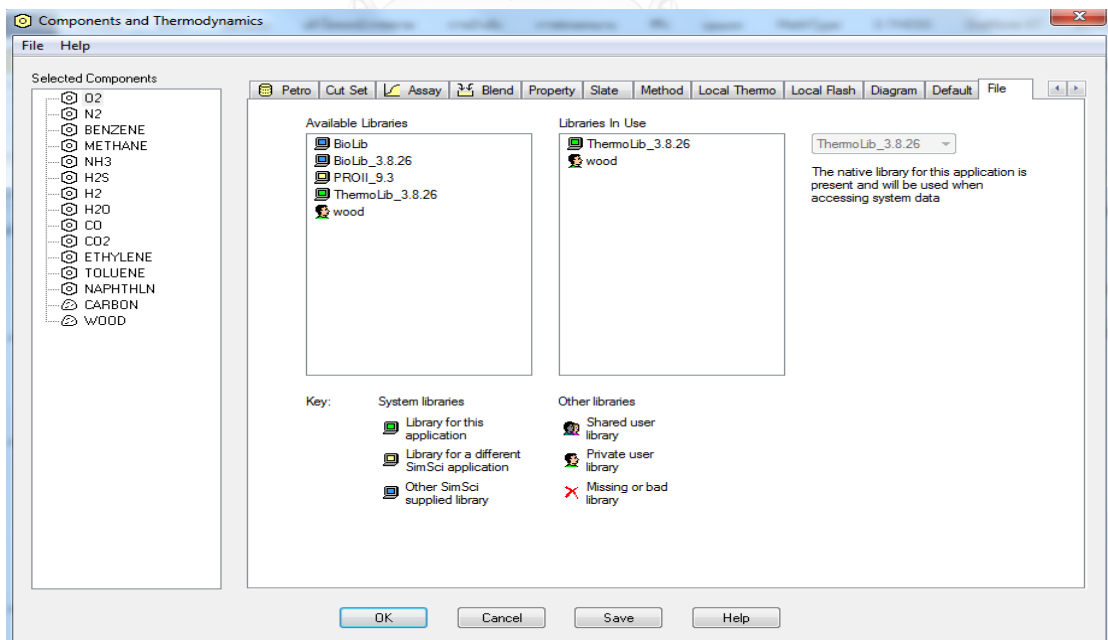
รูปที่ ข.2 การสร้างสารเคมีใหม่ในโปรแกรม DYNsIM

เคมีเกือบทั้งหมดมีภายในโปรแกรมแล้ว ยกเว้นชีวมวลที่จำเป็นต้องสร้างขึ้นมากจากวิเคราะห์ขั้นสุดท้าย โดยใช้ค่าที่คำนวณเช่นเดียวกับภาคผนวก ก. รูปที่ ข.2 ขั้นตอนการสร้างใหม่เริ่มจากเลือกคำสั่ง Manage component data จะขึ้นหน้าต่าง Thermo data manager เลือกคำสั่ง file new จะขึ้นหน้าต่าง New library file และเปลี่ยนชื่อตรงเครื่องหมาย * ตามที่ต้องการในที่นี้จะกำหนดชื่อสารใหม่ว่า wood หลังจากนั้นเลือกคำสั่ง OK หลังจากนั้นคลิกหน้าชื่อสารใหม่ที่เราสร้างคลิกขวาเลือกคำสั่ง Add new databank ตั้งชื่อสาร และคลิกขวาบริเวณที่ว่างในตาราง component name ตั้งชื่อสาร ขั้นตอนต่อมาคือเลือกคำสั่ง UNIFAC และกรอกข้อมูลตามที่ได้จากการวิเคราะห์ขั้นสุดท้าย ดังรูปที่ ข.3 และคลิกที่คำสั่ง Fill from structure หลังจากนั้นโปรแกรมจะทำการคำนวณค่าคุณสมบัติต่างๆของสารตามที่ได้กรอกแล้ว ขั้นตอนสุดท้ายคือการกรอกมวลโมเลกุลของสารที่เราได้คำนวณมาจากวิเคราะห์แบบสุดท้ายเช่นเดียวกัน หลังจากนั้นคลิกที่คำสั่ง save และปิดหน้าต่างคำสั่ง Thermo data manager ขั้นตอนการเลือกสารเคมีที่กำหนดใหม่ทำได้โดย



รูปที่ ข.3 ขั้นตอนการกรอกข้อมูลการสร้างสารใหม่ในโปรแกรม DYNsIM

เลือกจากคำสั่ง component and thermodynamics เลือกที่คำสั่ง File แล้วลากชื่อที่สร้างไว้จากคำสั่ง Available library มาไว้ในสิ่ง Library in use ดังรูปที่ ข.4



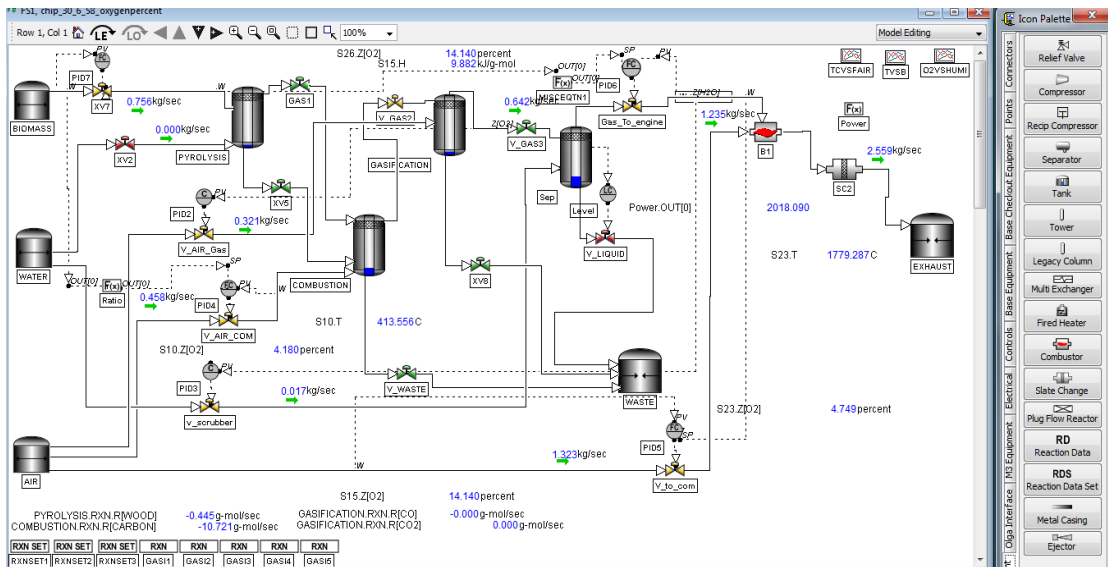
รูปที่ ข.4 การเลือกสารเคมีที่สร้างขึ้น

ตารางที่ ข.1 แถบเครื่องมือที่ใช้เป็นรูปแบบในการออกแบบกระบวนการ

ชื่อ	หน่วยที่ใช้ในโปรแกรมแกรม DYNSIM
BIOMASS	Source
WATER	Source
AIR	Source
PYROLYSIS	Drum
COMBUSTION	Drum
GASIFICATION	Drum
Sep	Drum
WASTE	Sink
B1	Combustor
SC2	Slate Change
EXHAUST	Sink
RDS	Reaction Data Set
RD	Reaction Data

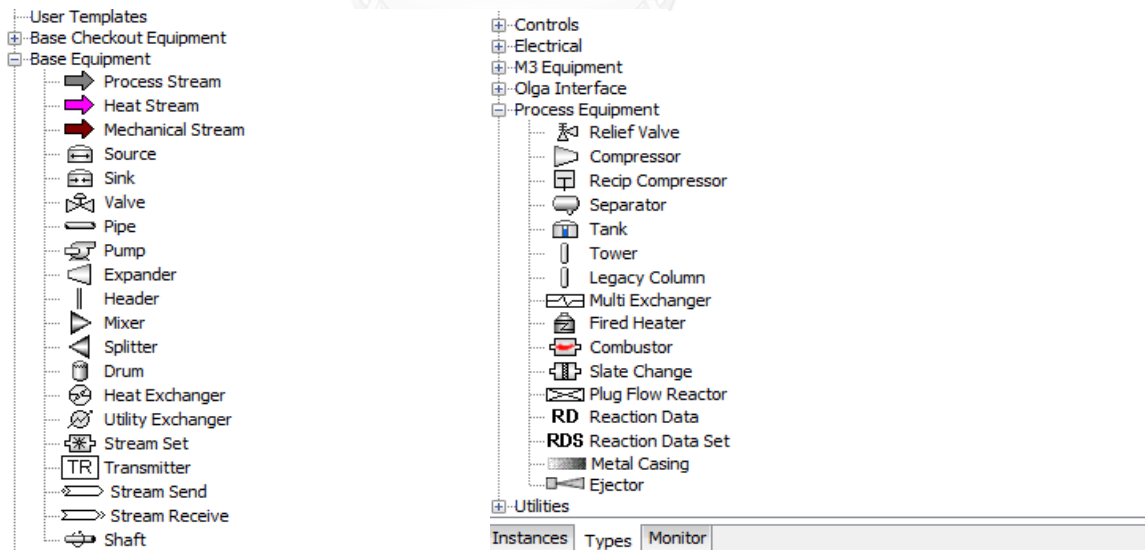
ข. การออกแบบกระบวนการในการจำลอง

หลังจากการกำหนดสารเคมีในระบบแล้วขั้นตอนต่อมาคือการออกแบบกระบวนการโดยเลือกที่แถบเครื่องมือ icon palette ซึ่งจะมีรูปแบบของแต่ละหน่วยอยู่ดังรูปที่ ข.5 และ ข.6 โดยสามารถเลือก

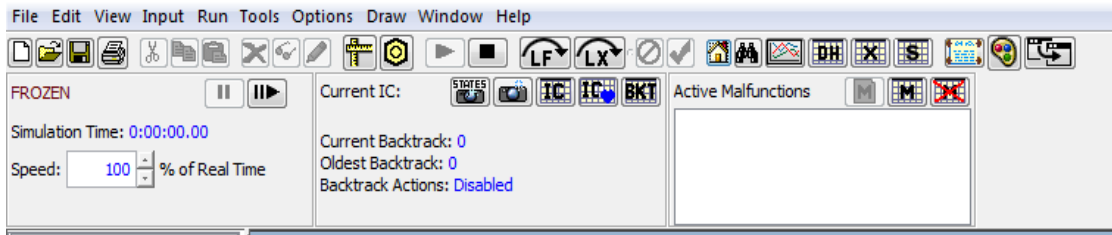


รูปที่ ข.5 การเลือกรูปแบบในการออกแบบกระบวนการ 1

และนำมาวางในหน้าต่างการออกแบบได้ซึ่งรูปแบบที่เลือกการออกแบบแสดงดังตารางที่ ข.1 หรือเลือกได้จาก คำสั่ง Type ทางด้านล่างซ้ายมือ



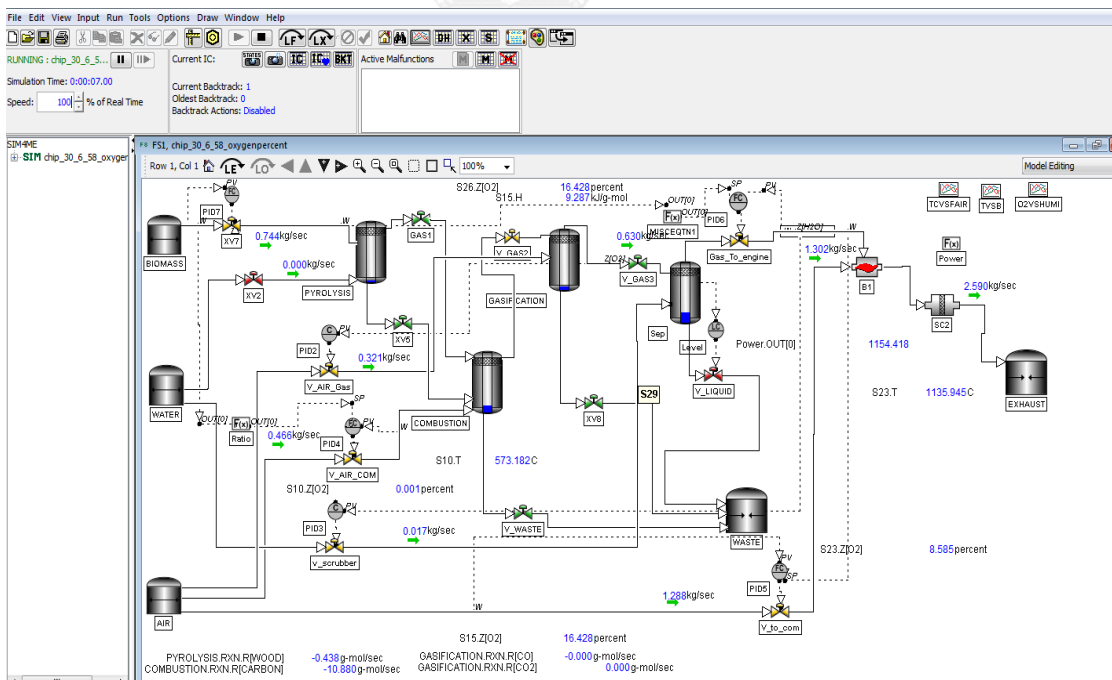
รูปที่ ข.6 การเลือกรูปแบบในการออกแบบกระบวนการ 2



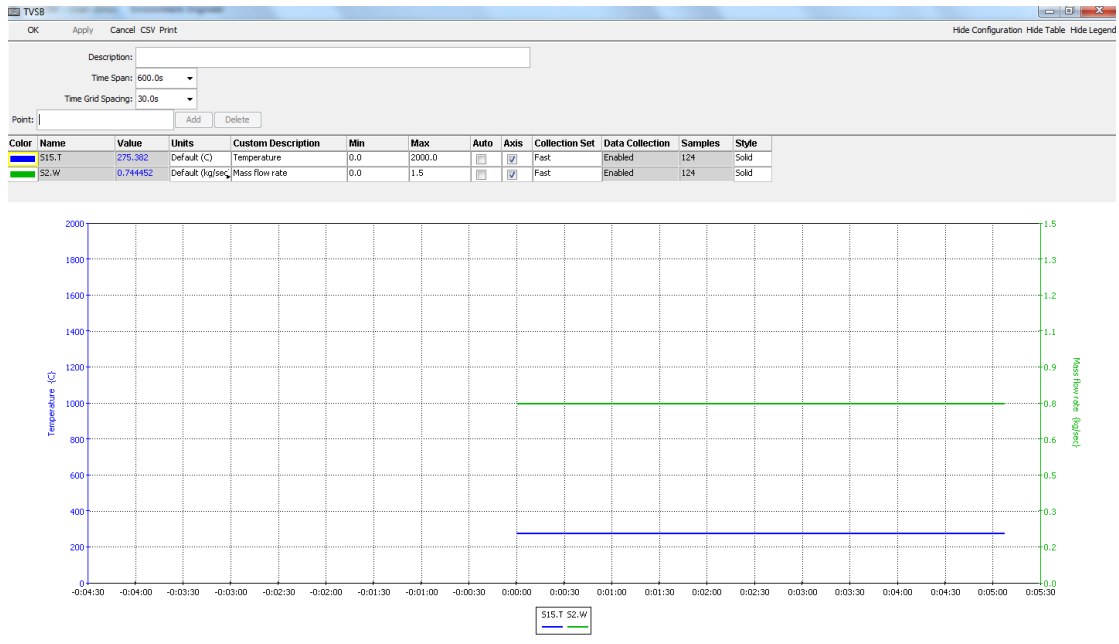
รูปที่ ข.7 สถานะของโปรแกรมหลังจากคำสั่ง Start

ค. การจำลองกระบวนการแบบพลวัต

หลังจากการออกแบบกระบวนการแล้วขั้นตอนต่อมาคือการจำลองกระบวนการแบบพลวัต โดยดังรูปที่ ข.7 ไปที่คำสั่ง Run แล้วเลือก Start สถานะของโปรแกรมจะเป็นสถานะแช่แข็ง (Frozen) โปรแกรมจะทำการหยุดจำลองสามารถสั่งเปิดวาล์ว ปิดวาล์วหรือสามารถเปลี่ยนแปลงค่าต่างๆได้ จากนั้นให้ไปที่คำสั่ง run อีกครั้งและเลือก resume โปรแกรมจะทำการจำลอง จะสามารถสังเกตได้จากเวลาในการจำลองจะเพิ่มขึ้นไปเรื่อยตามความเร็วในการจำลองที่ได้ปรับ ดังรูปที่ ข.8



รูปที่ ข.8 การจำลองกระบวนการแบบพลวัตในโปรแกรม DYNsim



รูปที่ ข.9 ผลจากการจำลองจากโปรแกรม DYNsim

เมื่อทำการจำลองกระบวนการแล้ว สามารถที่ดูผลจากการจำลองได้โดยเลือกคำสั่ง create a new default trend และเลือกค่าที่ต้องการให้แสดง ดังรูปที่ ข.7 จะได้ผลจากการจำลอง เช่น อัตราการไหล กับเวลาค่าดังกล่าวสามารถเลือกออกมาเป็นค่าจริงได้ ทำให้สามารถนำมาสร้างกราฟได้หลายรูปแบบ

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

ข้าพเจ้าชื่อนายวัชรพงษ์ ทรงศิลป์ ชื่อเล่นดิฟ เกิดวันที่ 23 กุมภาพันธ์ พ.ศ. 2532 อายุ 26 ปี มีพี่น้อง 1 คน ภูมิลำเนาเดิมเกิดที่จังหวัดสุรินทร์ ปัจจุบันอาศัยที่ จังหวัดนนทบุรี จบการศึกษามัธยมศึกษาจากโรงเรียนสุรวิทยาคาร จังหวัดสุรินทร์ จบการศึกษาปริญญาตรี จากคณะวิศวกรรมศาสตร์ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ หลังจากจบการศึกษาปริญญาตรีได้ทำงานที่บริษัท แนนชั่นแนล เพาเวอร์แพลน 5 ในตำแหน่งวิศวกร และกำลังศึกษาปริญญาโท คณะวิศวกรรมศาสตร์ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

