



รายงานการวิจัยฉบับสมบูรณ์

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยสำหรับนำไปผลิตเชื้อเพลิงเหลว
Gasification of sugarcane leftover for liquid fuel production

ดร.เนริศธา นิตรรตนะเวช

ได้รับทุนสนับสนุนงานวิจัยจาก

กองทุนวิจัยสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ประจำปีงบประมาณ พ.ศ. 2560

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รายงานการวิจัยฉบับสมบูรณ์

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยสำหรับนำไปผลิตเชื้อเพลิงเหลว

Gasification of sugarcane leftover for liquid fuel production

ดร.นริศรา จิตวิรัตนวงษ์

ได้รับทุนสนับสนุนงานวิจัยจาก

กองทุนวิจัยสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ประจำปีงบประมาณ พ.ศ. 2560

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ชื่อโครงการ (ภาษาไทย) กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเพื่อนำไปผลิตเชื้อเพลิงเหลว
แหล่งเงิน กองทุนวิจัยสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ประจำปีงบประมาณ 2560 จำนวนเงินที่ได้รับการสนับสนุน 478,000 บาท
ระยะเวลาทำการวิจัย 1 ปี ตั้งแต่ 1 กุมภาพันธ์ 2561 ถึง 31 มกราคม 2562

หัวหน้าโครงการ ผศ.ดร. ญาณิพร พัทธวรโชติ

ผู้ร่วมโครงการวิจัย ดร. นริศรา ฉัตรรัตนเวช

คณะ วิศวกรรมศาสตร์ ภาควิชา วิศวกรรมเคมี

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

บทคัดย่อ

ในงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเพื่อหาการดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่สะอาดจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ด้วยโปรแกรมจำลอง AspenPlus™ อีกทั้งยังศึกษากระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อนและปรับสภาพแก๊ส ก่อนนำผลิตภัณฑ์ที่ได้ไปใช้ในการผลิตเชื้อเพลิงเหลว ตัวทำปฏิกิริยาที่ใช้ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมี 3 ชนิดได้แก่ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมโดยให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด และความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนถูกพิจารณา ผลจากการจำลองกระบวนการพบว่า ปริมาณของแก๊สสังเคราะห์ที่เพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญเมื่อมีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิ โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมเท่ากับ 750 °C สำหรับทั้งสามระบบ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล และอากาศต่อชีวมวล มีค่าเท่ากับ 0.6 ส่วนระบบที่ใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ จะกำหนดให้อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล และไอน้ำต่อชีวมวล มีค่าเท่ากับ 0.04 และ 0.6 ตามลำดับ ตัวทำปฏิกิริยาที่ทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่าสูงที่สุดคือไอน้ำ แต่อย่างไรก็ตามการใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาไม่สามารถเกิดภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนได้ มีเพียงแค่ระบบที่ใช้อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศที่สามารถเกิดภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนได้ ในส่วนกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อนผ่านกระบวนการดูดซึมโดยใช้สารละลายมอนอเอทานอเอมีน ความดันที่เหมาะสมสำหรับหอดูดซึมคือ 40 บาร์และจำนวนชั้นที่เหมาะสมคือ 10 ชั้น และเพื่อให้ได้ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่น้อยกว่า 0.1 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ควรกำหนดอัตราการไหลของสารละลายเท่ากับ 325 450 และ 465 สำหรับระบบที่ใช้ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยา

คำสำคัญ: กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย ตัวทำปฏิกิริยา กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Research Title: Gasification of sugarcane leftover for liquid fuel production

Researcher: Dr. Narissara Chatrattanawet

Faculty: Engineering

Department: Chemical Engineering

ABSTRACT

In this work, the aim of research is to present optimal operating conditions for the clean syngas production from sugarcane leftovers through the gasification process by using AspenPlusTM software. In order to obtain the optimal syngas for liquid fuels production, this process should be integrated with gas cleaning. The simulation was performed by comparing three gasifying agents, such as steam, air, and air-steam. To find optimal conditions that provide the highest cold gas efficiency, the effect of operating conditions in gasifier was also examined. In addition, the possibility of syngas production operated under a thermal self-sufficient condition was studied. The gasification results showed that syngas content increases significantly with the increase of temperature. The proper gasifying temperature is 750 °C for three processes. The optimal S/B ratio and A/B ratio are 0.6. For system using air-steam as gasifying agents, the A/B and S/B ratios should be operated at 0.04 and 0.6, respectively. The gasifying agent that gives the highest cold gas efficiency is steam. However, the thermal self-sufficient condition is not achieved in steam due to the endothermic reactions. When considering the using air and air-steam, the operation under self-thermal sufficient is possible. The gas cleaning process by employing the absorption process in order to achieve the cleaner production of syngas with capturing CO₂ and H₂S was studied via using monoethanolamine (MEA) as solvent. The optimal column pressure is 40 bars and the number of trays equals to 10. To obtain the H₂S content below 0.1 mg/m³, the MEA molar flow rates are 325, 450, and 465 kmol/h for systems using steam, air, and air-steam, respectively.

Keywords : Gasification; Sugarcane Leftovers; Gasifying agents; Gas Cleaning Process

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอขอบคุณ ผศ.ดร.ฉวีพร พัชรวร โขติ นักวิจัยที่ปรึกษา ที่คอยให้คำปรึกษา ให้ความรู้ และข้อเสนอแนะในการแก้ไขปัญหาในระหว่างการทำวิจัยด้วยดี มาตลอด รวมถึงชี้แนะ ปรับปรุง และแก้ไขในรายละเอียดหรือข้อบกพร่อง งานวิจัยชิ้นนี้สำเร็จลุล่วงมาได้ นอกจากนี้การวิจัยครั้งนี้ได้รับทุนสนับสนุนการวิจัยจากสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง จากแหล่งทุนกองทุนวิจัยสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ พ.ศ. 2560

ดร.นริศรา ฉัตรรัตนเวช



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	II
กิตติกรรมประกาศ.....	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VI
สารบัญภาพ.....	VII
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย.....	3
1.3 ขอบเขตของการวิจัย.....	3
1.4 วิธีดำเนินการวิจัย.....	4
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	5
2.1 ชีวมวล (Biomass).....	5
2.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน.....	8
2.3 เตาแก๊สไฟแบบฟลูอิดไรซ์เบดหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed gasifier).....	10
2.4 กระบวนการปรับปรุงสภาพแก๊สสังเคราะห์ (syngas treatment processes).....	10
2.5 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	12
บทที่ 3 การออกแบบและวิธีดำเนินการ	15
3.1 การอธิบายกระบวนการ.....	15
3.2 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์.....	19
3.2 วิธีการจำลองกระบวนการ.....	22
บทที่ 4 ผลและการอภิปรายผลการจำลองกระบวนการ	25
4.1 การทดสอบความถูกต้องของแบบจำลอง.....	25
4.2 การหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์.....	26

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.3 การหาสถานะที่เหมาะสมสำหรับความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน.....	34
4.4 ผลของภาวะดำเนินงานของหอดูดซึมโดยใช้สารละลายมोनอเอทานอลามีน.....	35
บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ	42
5.1 สรุปผลการวิจัย.....	42
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	43
บทที่ 6 สรุปผลผลิตงานวิจัย	44
เอกสารอ้างอิง	45
ภาคผนวก	47
ภาคผนวก ก เอกสารผลงานวิจัย.....	47
ภาคผนวก ข สรุปค่าใช้จ่ายการดำเนินงานโครงการวิจัย.....	100
ประวัตินักวิจัย	103
ประวัตินักวิจัยผู้วิจัย.....	104
ประวัตินักวิจัยที่ปรึกษา.....	107

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1 คุณสมบัติของชีวมวลแต่ละชนิด [6].....	6
2.2 ผลการประเมินศักยภาพชีวมวลแต่ละชนิด [7].....	7
3.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) ของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ.....	18
3.2 ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันกับการผลิตเชื้อเพลิงเหลว.....	24
4.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) ของชานอ้อยคั่ว (Filippis และคณะ [20]).....	26
4.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง.....	26
4.3 ภาวะดำเนินงานที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สซิฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส.....	37
4.4 ภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของหอคูดซิม สำหรับแต่ละตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน.....	41

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญญภาพ

ภาพที่	หน้า
2.1 เทคโนโลยีการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบดูดซึมทางเคมี.....	11
3.1 แผนภาพแสดงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำ.....	16
3.2 แผนภาพแสดงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ.....	16
3.3 แผนภาพแสดงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ.....	17
3.4 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟต์.....	20
3.5 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟต์.....	21
4.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิต่อองค์ประกอบของแก๊สโดยใช้ gasifying agents ที่แตกต่างกัน (ก) ไอน้ำ (ข) อากาศ และ (ค) ไอน้ำและอากาศ.....	28
4.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิต่ออัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุดโดยใช้ gasifying agents ที่แตกต่างกัน.....	29
4.3 อิทธิพลของอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวลต่อ (ก) อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ (ข) องค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ และ (ค) ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด.....	31
4.4 อิทธิพลของอัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวลต่อ (ก) อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ (ข) องค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ และ (ค) ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด.....	32
4.5 อิทธิพลของอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำและอากาศต่อชีวมวลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด.....	34
4.6 แสดงการเปลี่ยนแปลงของการใช้พลังงานรวมในระบบเนื่องจาก (ก) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล (ข) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล และ (ค) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำและอากาศต่อชีวมวล.....	36
4.7 แสดงผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมที่มีต่อร้อยละการดูดซึมแก๊สกรดโดยอัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์.....	39
4.8 แสดงอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีผลต่อร้อยละการดูดซึมแก๊ส (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์.....	40

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหาที่ทำการวิจัย

ปัจจุบันปริมาณการใช้พลังงานในประเทศไทยยังคงเติบโตสูงขึ้นตามการเติบโตทางเศรษฐกิจ โดยเฉพาะการใช้พลังงานในโรงงานอุตสาหกรรมและการขนส่ง แต่ปริมาณของเชื้อเพลิงฟอสซิลซึ่งเป็นแหล่งพลังงานหลักในปัจจุบันมีปริมาณที่ลดน้อยลงเรื่อยๆ นอกจากนี้ในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าหรือความร้อนจากเชื้อเพลิงฟอสซิลผ่านกระบวนการเผาไหม้จะก่อให้เกิดปัญหาในด้านมลพิษทางอากาศและปัญหาภาวะโลกร้อน [1] ดังนั้นการศึกษาและวิจัยเพื่อหาเชื้อเพลิงที่มาจากแหล่งพลังงานทดแทนเพื่อผลิตเชื้อเพลิงที่สะอาดและยั่งยืนจึงเป็นทางเลือกที่น่าสนใจ โดยแหล่งพลังงานทดแทนที่เกิดอย่างต่อเนื่องดังเช่นพลังงานแสงและพลังงานลม เป็นแหล่งพลังงานธรรมชาติซึ่งส่งผลต่อสิ่งแวดล้อมต่ำ แต่พลังงานเหล่านี้ยังมีข้อจำกัดในด้านเวลาและการจัดเก็บพลังงาน ดังนั้นแหล่งพลังงานทดแทนที่ได้จากธรรมชาติที่น่าสนใจอีกอย่างได้แก่ชีวมวล (Biomass) โดยพิจารณาเป็นแหล่งพลังงานสำหรับการผลิตไฟฟ้า เชื้อเพลิงสำหรับการขนส่ง และการสังเคราะห์สารเคมีเป็นต้น

ชีวมวล ประกอบด้วยซากพืชซากสัตว์ ของเสียที่ย่อยสลายได้จากกิจกรรมหรืออุตสาหกรรม ซึ่งสามารถเปลี่ยนเป็นเชื้อเพลิงหรือพลังงานได้ [2] โดยชีวมวลสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้โดยตรงผ่านกระบวนการเผาไหม้ไปเป็นพลังงานความร้อน หรือเปลี่ยนเข้าเป็นแก๊สสังเคราะห์ (synthesis gas) และข้อดีอย่างหนึ่งของชีวมวลคือการหมุนเวียนของคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ neutrality) หรือกล่าวคือการไม่ปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิขึ้นบรรยากาศ เพราะถือว่าในช่วงที่ปลูกมีการชดเชยการแพร่กระจายแก๊สพิษ และยังเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม นอกจากนี้ประเทศไทยยังมีสัดส่วนในภาคเกษตรกรรมที่สูง จึงทำให้เกิดสิ่งเหลืออยู่จากการทำเกษตรกรรมที่สูงเช่นเดียวกัน จากข้อมูลผลการประเมินศักยภาพพลังงานชีวมวลปี 2556 พบว่าชีวมวลที่เกิดจากอ้อยมีปริมาณสูงที่สุด โดยชีวมวลที่เกิดจากอ้อยประกอบด้วย ใบอ้อย ยอดอ้อย และชานอ้อย ซึ่งใบและยอดอ้อย หรือเรียกรวมกันว่า ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (sugarcane leftover) ถือว่ามีศักยภาพสูง [3] เนื่องจากปริมาณคงเหลือที่ไม่ได้นำมาใช้ประโยชน์มีมาก อีกทั้งมีส่วนประกอบของไฮโดรเจน และคาร์บอนอยู่มาก ดังนั้น การนำใบและยอดอ้อยมาผลิตเพื่อเพิ่มมูลค่าอย่างเช่นการผลิตแก๊สสังเคราะห์ สารเคมี พลังงานและความร้อนเป็นต้น จึงเป็นทางเลือกที่น่าสนใจ

ในปัจจุบันมีหลายเทคโนโลยีที่เปลี่ยนชีวมวลที่อยู่ในรูปของแข็งให้กลายเป็นพลังงานได้ และในจำนวนเทคโนโลยีที่มีอยู่ทั้งหมดนั้น กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) ถือเป็นวิธีการที่มีประสิทธิภาพสูงสุดสำหรับชีวมวล [4] โดยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเริ่มต้นจากการใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

แต่ปัจจุบันนำมาประยุกต์ใช้เป็นชีวมวลแข็งแทนได้ โดยทำปฏิกิริยากับตัวทำปฏิกิริยา (gasifying agent) เช่น อากาศ ออกซิเจน ไอน้ำ หรือคาร์บอนไดออกไซด์ ผ่านปฏิกิริยาฮาอูมเคมี (thermo-chemical reaction) เพื่อเกิดเป็นแก๊สสังเคราะห์ (synthesis gas) ถ่านชาร์ (char) และน้ำมันดิน (tar) อันดับแรกสารตั้งต้นสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะถูกทำให้แห้งและบดให้ละเอียด นอกจากนี้ควรพิจารณาความชื้นของชีวมวลด้วย จากนั้นจะผ่านกระบวนการไพโรไลซิส (pyrolysis) แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลประกอบด้วยสารประกอบไฮโดรคาร์บอนต่ำ ไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ สารอนินทรีย์อื่นๆ และถ่านชาร์ ก่อนที่จะนำแก๊สสังเคราะห์ไปผ่านกระบวนการอื่นๆ เช่น การผลิตเชื้อเพลิงเหลวหรือแก๊สเชื้อเพลิง ต้องมีการกำจัดสิ่งเจือปนที่ติดมากับแก๊สสังเคราะห์ก่อน เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ กำมะถัน น้ำมันดิน และอื่นๆ

แก๊สสังเคราะห์สามารถนำไปผลิต ไฮโดรเจน เมทานอล ดีเซล ผลิตภัณฑ์เคมีอื่นๆ และยังสามารถนำไปผลิตไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงหรือกังหันแก๊ส ซึ่งการจัดเก็บพลังงานในรูปแบบเชื้อเพลิงเหลวได้รับความสนใจเนื่องจากง่ายต่อการจัดเก็บและการใช้งาน นอกจากนี้กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันยังสามารถนำมาใช้ร่วมกับกระบวนการฟิชเชอร์-โทรป (Fischer-Tropsch) หรือเรียกกระบวนการนี้ว่า BTL (biomass to liquid) เพื่อผลิตเชื้อเพลิงเหลว ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่สะอาด ปราศจากกำมะถัน และพบปริมาณอะโรมาติก ไฮโดรคาร์บอนน้อย โดยเมื่อนำไปเผาไหม้ จะปล่อยมลพิษในปริมาณที่ต่ำลง เมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงเหลวที่ได้มาจากน้ำมันดิบที่ผ่านกระบวนการกลั่น กระบวนการฟิชเชอร์-โทรปสามารถเปลี่ยนสารผสมระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ไปเป็นเชื้อเพลิงเหลว 151 ดังเช่นดีเซล แก๊สโซลีน เป็นต้น โดยต้องปรับอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ให้เหมาะสม นอกจากนี้การผลิตเชื้อเพลิงเหลวผ่านกระบวนการฟิชเชอร์-โทรปสามารถใช้ชีวมวลได้หลากหลาย ดังนั้นกระบวนการนี้จึงน่าสนใจในการผลิตเชื้อเพลิงสำหรับการขนส่งและอุตสาหกรรม แทนกระบวนการเผาไหม้แบบดั้งเดิมของเชื้อเพลิงฟอสซิล

กระบวนการสำหรับผลิตเชื้อเพลิงเหลวจากแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล จะพิจารณา 3 ส่วน คือการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากชีวมวล โดยในงานวิจัยนี้จะพิจารณาส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย ส่วนที่สองจะเป็นการกำจัดสิ่งเจือปนในแก๊สสังเคราะห์ และส่วนสุดท้ายจะเป็นการผลิตเชื้อเพลิงเหลวเช่นดีเซล โดยกระบวนการฟิชเชอร์-โทรป นอกจากนี้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกกำจัดออกจากแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการที่สองโดยกระบวนการดูดซับ และคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดึงออกมานี้สามารถนำไปใช้เป็นส่วนตั้งต้นในการผลิตสารเคมีอื่นๆ ได้ ดังนั้นกระบวนการร่วมระหว่างการผลิตแก๊สสังเคราะห์และเชื้อเพลิงเหลวจากชีวมวลด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและฟิชเชอร์-โทรปจึงมีความน่าสนใจ เนื่องจากมีการปล่อยมลพิษสู่สิ่งแวดล้อมน้อย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นที่จะผลิตแก๊สสังเคราะห์เพื่อใช้สำหรับการผลิตเชื้อเพลิงเหลวด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลโดยใช้ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเป็นวัตถุดิบ การใช้ส่วนเหลือทิ้งของอ้อยเป็นวัตถุดิบนั้นจะเป็นการเพิ่มมูลค่าให้กับวัสดุเหลือทิ้งจากการเกษตร โดยการเปลี่ยนวัสดุเหล่านี้ให้เป็นผลิตภัณฑ์เคมี พลังงานและความร้อนเป็นต้น นอกจากนี้งานวิจัยเกี่ยวกับกระบวนการร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยกับการผลิตเชื้อเพลิงเหลวยังมีไม่มากนัก โดยงานวิจัยนี้จะออกแบบและพัฒนาแบบจำลองกระบวนการของระบบร่วมโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้ได้มากที่สุด และศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน โดยศึกษาตัวทำปฏิกิริยาที่ต่างกันคือ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ อุณหภูมิของเตาแก๊สซิฟิเคชัน อัตราส่วนเชิงโมลของชีวมวลต่อตัวทำปฏิกิริยา และปริมาณความชื้นของชีวมวล แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จะถูกกำจัดสิ่งปนเปื้อนและปรับอัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อผลิตเชื้อเพลิงเหลว โดยพารามิเตอร์ที่ทำการศึกษาได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน และอัตราส่วนเชิงโมลของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

เพื่อออกแบบ พัฒนา และสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย เพื่อใช้เป็นสารตั้งต้นสำหรับการผลิตเชื้อเพลิงเหลวจากกระบวนการไพโรไลซิสไทรอปอยังมีประสิทธิภาพ รวมถึงวิเคราะห์ผลของสภาวะ และรูปแบบการดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด รวมถึงศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1.3.1 ทำการศึกษาและพัฒนาแบบจำลองกระบวนการของการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยใช้ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเป็นชีวมวล เพื่อใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตเชื้อเพลิงเหลวโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus™

1.3.2 ทำการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลองเพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลอง จากนั้นทำการศึกษาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้เงื่อนไขการผลิตแก๊สสังเคราะห์สูงสุด และภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

1.3.3 จำลองกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ โดยศึกษาอิทธิพลของสภาวะการดำเนินงานต่างๆ ในหอดูดซึม (absorber)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

1.4 วิธีดำเนินการวิจัย

1.4.1 ศึกษาหลักการทำงานของการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน กระบวนการดูดซับ การประยุกต์ใช้แก๊สสังเคราะห์ และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง รวมถึงปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล

1.4.2 สร้างแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับกระบวนการดูดซึม โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus™ จากนั้นทำการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลที่ได้จากการทดลอง เพื่อให้มั่นใจว่าแบบจำลองที่นำมาใช้มีความถูกต้อง

1.4.3 ศึกษาหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์ ภายใต้เงื่อนไขการผลิตแก๊สสังเคราะห์สูงสุด และภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน โดยศึกษาตัวทำปฏิกิริยาที่ต่างกันคือ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ อุณหภูมิของแก๊สซิฟายเออร์ และอัตราส่วนเชิงโมลของชีวมวลต่อตัวทำปฏิกิริยา เพื่อศึกษาอิทธิพลของภาวะดำเนินงานต่างๆ ในเตาแก๊สซิฟาย (gasifier) ที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์

1.4.4 ศึกษาหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับหน่วยกำจัดสิ่งปนเปื้อนออกจากแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ โดยศึกษาอิทธิพลของสภาวะการดำเนินงานต่างๆ ในหอดูดซึม (absorber) เช่น จำนวนชั้นของหอดูดซึม ความดันที่ใช้ในหอดูดซึม และอัตราการไหลของตัวทำละลาย (สารละลายมอนอเอทานอลามีน) ที่มีต่อผลการดูดซับเช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์และคาร์บอนไดออกไซด์

1.4.5 วิเคราะห์และสรุปผล และจัดเตรียมรายงานและบทความวิจัยเพื่อตีพิมพ์เผยแพร่

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.5.1 สามารถออกแบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สะอาดสำหรับกระบวนการฟิชเชอร์โทรปจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยได้

1.5.2 ทราบสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ ให้ได้ปริมาณแก๊สสังเคราะห์สูงสุด และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงที่สุด และตัวทำปฏิกิริยาที่สามารถเกิดภายใต้สภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

1.5.3 ทราบตัวทำปฏิกิริยาที่เหมาะสมสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่สามารถเกิดภายใต้สภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

1.5.4 ทราบสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการการดูดซึมสิ่งปนเปื้อน โดยใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีน เพื่อให้ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ในแก๊สสังเคราะห์ไม่เกินค่ากำหนดสำหรับป้อนเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการฟิชเชอร์โทรป

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ชีวมวล (Biomass)

มวลของพืช หรือวัสดุจากพืชชนิดต่างๆ ทั้งบนพื้นดิน ในน้ำ และในทะเล รวมถึงมีชีวิตชั้นต่ำ ตลอดจนมูลสัตว์และของเสียอินทรีย์จากโรงงานอุตสาหกรรมเกษตร เช่น ชานอ้อย แกลบ ชี้เลื่อย เป็นต้น เป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนที่กักเก็บพลังงานจากธรรมชาติในรูปของสารอินทรีย์ที่สำคัญ ธาตุหลักประกอบด้วย คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน และมีกำมะถันเล็กน้อย สำหรับ ค่าความร้อน และความหนาแน่น การวิเคราะห์ธาตุหลักโดยวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) และการวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) เป็นปัจจัยสำคัญที่ต้องคำนึงถึง เพื่อพิจารณาถึงความเหมาะสมในการเลือกชีวมวลมาแปรรูปเป็นพลังงานรูปอื่นๆ และนอกจากนี้ปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อการเลือกสารตั้งต้นที่นำมาใช้ในโรงงาน คือ ผลการประเมินศักยภาพพลังงานชีวมวลแต่ละชนิด ดังแสดงในตารางที่ 2.1 และ 2.2 ตามลำดับ จากตารางที่ 2.1 และ 2.2 แสดงให้เห็นว่าศักยภาพของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยมีมากที่สุด เนื่องจากปริมาณที่คงเหลืออยู่ในประเทศไทยยังมีอยู่มาก อีกหนึ่งค่าความร้อนยังสูงอีกด้วย โดยทั่วไปหากไม่นำมาใช้ประโยชน์ มักจะถูกเผาทิ้งโดยเสียเปล่า ซึ่งก่อให้เกิดปัญหาส่วนสิ่งแวดล้อมตามมา ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงเลือกส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเป็นชีวมวลเพื่อจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สะอาดที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลว

อ้อยเป็นพืชเศรษฐกิจที่เกษตรกรนิยมปลูกกันมากเพื่อผลิตน้ำตาลและได้ชานอ้อย (bagasse) เป็นของเหลือทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำตาล โดยทั่วไปชานอ้อยจะถูกนำมาใช้ในการผลิตกระดาษ ทำปุ๋ย หรือวัสดุคลุมดิน ปัจจุบันใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับหม้อไอน้ำ หรือเตาเผาในโรงงานเอ็อบทั้งหมด นอกจากนี้ ยังนำกากน้ำตาล (molasses) ซึ่งเป็นของเหลือจากการตกผลึกน้ำตาลมาหมักเพื่อผลิตเอทานอลได้ ส่วนยอดและใบอ้อย หรือเรียกรวมกันว่า ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเป็นของเหลือทิ้งที่เกิดขึ้นที่เพาะปลูก เมื่อมีการเก็บเกี่ยว ส่วนใหญ่จะถูกเผาทิ้ง เพื่อเตรียมพื้นที่สำหรับเพาะปลูกในรอบต่อไป ซึ่งการเผาทำให้ออมลพิษ ฝุ่น และควันที่เป็นอันตราย ถ้ามีการจัดเก็บที่เป็นระบบจะมีศักยภาพในการผลิตพลังงานสูง ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงสนใจในการเพิ่มมูลค่าให้กับส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย โดยการนำมาใช้เป็นสารตั้งต้นสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 2.1 คุณสมบัติของชีวมวลแต่ละชนิด [6]

	ชานอ้อย (Baggasse)	ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (sugarcane leftover)	แกลบ (Rice husk)	ฟางข้าว (Rice straw)	ใบยางพารา (Rubber wood)	ใยเปลือก (Palm oil fiber)	กะลาปาล์ม (Palm oil shell)	ทะลายปาล์ม (Palm oil EFB)	ลำต้นปาล์ม (Palm oil tree)	ซังข้าวโพด (Cococob)	เหง้ามันสำปะหลัง (Cassava rhizome)	เปลือกไม้ยูคาลิปตัส (Eucalyptus bark)
การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก												
ความชื้น (Moisture)	50.73	9.20	12.00	10.06	45.00	38.5	12.00	58.60	48.40	40.00	59.40	60.00
ปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed carbon)	5.86	16.90	13.80	18.90	7.71	14.39	16.30	8.90	11.70	13.68	8.10	9.56
สารระเหย (Volatile matter)	41.98	67.80	56.46	60.70	46.70	42.68	66.20	30.46	38.70	45.42	31.00	28.00
เถ้า (Ash)	1.43	6.10	12.65	10.39	1.59	4.42	3.50	2.03	1.20	0.90	1.50	2.44
การวิเคราะห์แบบธาตุ (Ultimate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก												
คาร์บอน (Carbon)	21.33	41.6	37.48	38.17	25.68	30.82	41.44	21.15	23.90	28.19	18.76	18.60
ไฮโดรเจน (Hydrogen)	3.06	5.08	4.41	5.02	3.19	3.74	5.01	2.56	3.04	3.36	2.48	2.12
ออกซิเจน (Oxygen)	23.29	37.42	63.27	35.20	21.48	21.61	34.70	15.34	22.91	27.42	17.50	16.68
ไนโตรเจน (Nitrogen)	0.12	0.40	0.17	0.38	0.14	0.84	0.28	0.27	0.56	0.12	0.32	0.15
กำมะถัน (Sulfur)	0.03	0.17	0.04	0.09	0.02	0.08	0.02	0.04	0.06	0.03	0.04	0.02
เถ้า (Ash)	1.43	6.10	12.65	10.39	1.60	4.42	3.52	2.03	1.20	0.90	1.50	2.44
ความชื้น (Moisture)	50.73	9.20	12.00	10.00	45.00	38.5	12.00	58.60	48.40	40.00	59.40	60.00

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 2.2 ผลการประเมินศักยภาพชีวมวลแต่ละชนิด [7]

ชนิดชีวมวล	ปริมาณที่เกิด (ตัน)	ปริมาณที่นำไปใช้ประโยชน์แล้ว (ตัน)	ปริมาณคงเหลือ (ตัน)	ค่าความร้อน (TJ)	เทียบเท่าน้ำมันดิบ (ktoe)	เทียบเท่าไฟฟ้า (GW-h)	กำลังการผลิตติดตั้ง (MW)
1. ฟางข้าว	19,005,628.14	8,112,801.26	10,892,826.89	134,308.56	3,188.71	7,461.59	942.12
2. แกลบ	8,145,269.20	8,006,283.36	138,985.84	1,879.09	44.61	104.39	13.18
3. ใบและยอดอ้อย	17,016,248.08	1,845,487.74	15,170,760.34	234,843.37	5,575.58	13,046.85	1,647.33
4. ชานอ้อย	28,026,761.54	28,026,761.54	0	0	0	0	0
5. ยอด ใบและลำต้นข้าวโพด	9,315,603.52	465,780.18	8,849,823.34	86,993.76	2,065.38	4,832.99	610.23
6. ชังข้าวโพด	1,215,078.72	1,094,081.58	120,997.14	1,163.99	27.64	64.67	8.16
7. เหม้ามันสำหรับปาล์ม	6,045,508.40	164,196.52	5,881,311.88	32,288.40	766.58	1,793.80	226.49
8. กากมันสำหรับปาล์ม	1,813,652.52	1,813,652.52	0	0	0	0	0
9. เปลือกมันสำหรับปาล์ม	8,463,711.76	8,463,711.76	0	0	0	0	0
10. ลำต้นปาล์มน้ำมัน	1,957,280.00	-	1,957,280.00	14,757.89	350.38	819.88	103.52
11. ใบและทางปาล์ม	18,065,006.01	1,707,454.87	16,357,551.14	28,789.29	683.51	1,599.41	201.95
12. ทะลายปาล์มเปล่า	4,099,359.52	1,891,985.90	2,207,373.62	15,935.00	379.51	888.06	112.13
13. เส้นใยปาล์ม	2,434,291.59	2,434,291.59	0	0	0	0	0
14. กะลาปาล์ม	512,482.44	512,482.44	0	0	0	0	0
15. ใบและลำต้นถั่วเหลือง ถั่วลิสง	65,017.48	3,250.87	61,766.61	1,032.47	23.8	55.89	7.03
16. ตอ รากและกิ่งก้านไม้ยางพารา	1,094,365.00	218,873.00	875,492.00	5,751.98	136.56	319.55	40.35
17. ปลายไม้ยางพารา	2,626,476.00	2,626,476.00	0	0	0	0	0
18. ปีกไม้ยางพารา	2,626,476.00	2,626,476.00	0	0	0	0	0
19. ขี้เลื่อยและเศษไม้ยางพารา	656,619.00	656,619.00	0	0	0	0	0
20. จั่นและทะลายมะพร้าว	292,909.57	56,824.46	236,085.11	3,635.71	86.32	201.98	25.5
21. เปลือกและกาบมะพร้าว	333,310.89	329,976.78	3,334.11	54.11	1.28	3.01	0.38
22. กะลามะพร้าว	252,508.25	230,540.03	21,968.22	393.89	9.35	21.88	2.76
23. เปลือกมะม่วงหิมพานต์	70,038.56	1,674.28	68,364.29	375.32	8.91	20.85	2.63
รวม	134,134,102.21	71,289,681.68	62,844,420.53	562,222.85	13,348.12	31,234.60	3,943.76

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โครงสร้างทางเคมีของชีวมวลนำมาเพื่อพิจารณาความเป็นไปได้ในการเลือกชีวมวลมาใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยแบ่งได้เป็น 2 วิธี คือ การวิเคราะห์แบบประมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ โดยวิธีแรกจะประกอบด้วย ความชื้น (Moisture) ปริมาณน้ำที่มีอยู่ในชีวมวล ซึ่งส่วนมากชีวมวลที่เป็นผลผลิตทางการเกษตรมักจะมี ความชื้นค่อนข้างสูง และหากพิจารณาในด้านการนำไปใช้ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะต้องมีความชื้นไม่เกิน 30 เปอร์เซ็นต์ [8] สารระเหย (Volatile matter) คาร์บอนคงตัว (Fixed carbon) และขี้เถ้า (Ash) ส่วนการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ เป็นการวิเคราะห์หาสัดส่วนของธาตุ ทำให้ทราบองค์ประกอบของธาตุสำคัญต่างๆ ในเชื้อเพลิง เช่น คาร์บอน (C) ไฮโดรเจน (H) ไนโตรเจน (N) ออกซิเจน (O) และกำมะถัน (S) เพื่อใช้ในการหาค่าความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ โดยจะรายงานเป็นปริมาณร้อยละของธาตุต่างๆ

2.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

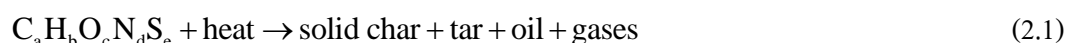
การเปลี่ยนทางอุณหเคมี (thermochemical conversion) ของเชื้อเพลิงแข็งให้เป็น แก๊สเชื้อเพลิง หรือ กล่าวคือ การเกิดปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนกับออกซิเจน และ/หรือ ไฮโดรเจน ส่วนใหญ่ดำเนินการที่อุณหภูมิสูง ประมาณ 800 ถึง 1,300 องศาเซลเซียส ในภาวะออกซิเจนจำกัด และเกิดการเผาไหม้บางส่วน (partial oxidation) ประกอบด้วยกระบวนการย่อย 4 กระบวนการ ดังนี้

2.2.1 การอบแห้ง (drying)

เป็นกระบวนการที่สารระเหย และน้ำจะถูกกำจัดออกจากเชื้อเพลิง หรือชีวมวลโดย ความร้อนที่ใช้ในการระเหยสูงสุดอยู่ที่ประมาณ 160 องศาเซลเซียส ถึง 350 องศาเซลเซียส

2.2.2 การไพโรไลซิส (pyrolysis)

เป็นขั้นตอนแรกของการเปลี่ยนแปลงเมื่อเชื้อเพลิงได้รับความร้อน ในขั้นการไพโรไลซิสปฐมภูมิ (primary pyrolysis) สารระเหยถูกปลดปล่อยและเริ่มเกิดถ่านชาร์ ตามด้วยปฏิกิริยาทุติยภูมิ (secondary reaction) ที่ทำให้ได้ผลผลิตทั้งที่เป็นของแข็ง ได้แก่ ถ่านชาร์หรือคาร์บอน ผลผลิตของเหลว ได้แก่ ทาร์ ไฮโดรคาร์บอนหนัก และน้ำ และผลผลิตที่เป็นแก๊ส ได้แก่ คาร์บอนมอนอกไซด์ ไออน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ ไฮโดรคาร์บอนเบา โดยปฏิกิริยาทั้งหมดภายในกระบวนการไพโรไลซิส รวมได้ ดังสมการ [9]



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

gases ที่ถูกกล่าวถึงในสมการที่ 2.1 ประกอบด้วย แอมโมเนีย ไนโตรเจน ไฮโดรเจน ซัลไฟด์ น้ำ ไโอโดรเจน มีเทน คาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นต้น

2.2.3 การเผาไหม้ (combustion)

ในส่วนนี้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นสารระเหย และถ่านชาร์จะทำปฏิกิริยากับออกซิเจน เพื่อเกิดผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊ส คือ คาร์บอนไดออกไซด์ และคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยปฏิกิริยาที่เป็นไปได้ในกระบวนการ มีดังนี้



2.2.4 การรีดิวซ์ (reduction)

ในกระบวนการนี้ถ่านชาร์จะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ เพื่อผลิตแก๊ส คาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจน โดยปฏิกิริยาที่เป็นไปได้ในกระบวนการ มีดังนี้

ปฏิกิริยาแก๊สน้ำ (Water gas)



ปฏิกิริยาบูดูอาร์ด์ (Boudouard)



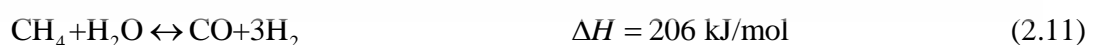
ปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water-gas shift)



ปฏิกิริยามีเทนชัน (Methanation)



ปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ (Methane steam reforming)



ปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ (Methane dry reforming)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.3 เตาแก๊สฟลูอิดไชน์เบดหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed gasifier)

มีลักษณะการทำงานที่ค่อนข้างซับซ้อน เหมาะกับเชื้อเพลิงแข็งที่มีอนุภาคนาขนาดเล็ก ความหนาแน่นต่ำ เพื่อให้สามารถเกิดภาวะฟลูอิดไชน์ (Fluidization) ภายในเตา โดยเบดจะถูกหมุนอยู่ในห้องเผาไหม้ (Reactor) และไซโคลน (Cyclone) ซึ่งในไซโคลนนี้จะเป็นส่วนที่ใช้ในการแยกขี้เถ้าออกทางด้านล่าง ส่วนถ่าน (char) ที่ยังเหลือจะถูกป้อนกลับเข้าไปในห้องเผาไหม้อีกครั้งหนึ่ง ซึ่งข้อดีของเตาประเภทนี้ [9] คือ การสัมผัสระหว่างอากาศหรือสารร่วมทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงมีประสิทธิภาพ ดำเนินงานได้ที่อุณหภูมิต่ำ 800-900 องศาเซลเซียส ซึ่งต่ำกว่าอุณหภูมิการหลอมเหลวของเถ้า เพื่อป้องกันโอกาสเกิดปัญหาเถ้าเกาะตัว (agglomeration)

2.4 กระบวนการปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ (syngas treatment processes)

เนื่องจากสิ่งปนเปื้อนในแก๊สสังเคราะห์ เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H₂S) มีผลต่อค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ ผลต่อการกัดกร่อนอุปกรณ์ ผลต่อการก่อตัวเป็นไฮเดรต (Hydrate) ซึ่งจะมีผลต่อการอุดตัน กัดกร่อนระหว่างถังไหลผ่านท่อ และผลต่อตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์โทรป ดังนั้น การปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์จึงจำเป็นก่อนนำมาใช้งาน ซึ่งมีกรรมวิธีที่ใช้ในการปรับสภาพด้วยหลายวิธี เช่น เทคนิคการดูดซับ (adsorption) เทคนิคการดูดซับ (absorption) และเทคนิคการเลือกผ่านโดยใช้เมมเบรน (membrane) ซึ่งการเลือกใช้เทคโนโลยีที่กล่าวมานั้นจะขึ้นอยู่กับลักษณะของผลิตภัณฑ์แก๊สผสมที่ได้จากกระบวนการ โดยในที่นี่เลือกใช้กระบวนการการดูดซับทางเคมี (Chemical absorption)

สำหรับกระบวนการนี้อาศัยสารละลายเคมี ซึ่งเหมาะกับการมีแก๊สกรดในสัดส่วนที่สูง เช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์ หรือคาร์บอนไดออกไซด์ กล่าวคือการใช้ตัวดูดซับทางเคมีที่มีคุณสมบัติเป็นเบส โดยให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ หรือไฮโดรเจนซัลไฟด์ในแก๊สสังเคราะห์ละลายในตัวดูดซับทางเคมี ซึ่งหลักการของกระบวนการนี้ คือ อาศัยความแตกต่างด้านความสามารถในการละลายของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สสังเคราะห์ในตัวดูดซับทางเคมี ซึ่งตัวดูดซับทางเคมีสามารถฟื้นฟูสภาพ (regenerate) ได้โดยการให้ความร้อนที่มีพลังงานสูงกว่าพลังงานพันธะเคมีระหว่างตัวดูดซับทางเคมีและไฮโดรเจนซัลไฟด์ หรือคาร์บอนไดออกไซด์ ตัวอย่างตัวดูดซับทางเคมีที่ใช้ในปัจจุบัน เช่น สารละลายที่มีอนุพันธ์ของหมู่ฟังก์ชันเอมีน และสารละลายแอมโมเนีย [9] โดยตัวอย่างสมการที่อธิบายกลไกการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้สารมอนอเอทานอลามีน (Monoethanolamine; MEA) มีดังนี้ [10-11]

ปฏิกิริยารับโปรตอน (amine protonation)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปฏิกิริยาสร้างไบคาร์บอเนต (bicarbonate formation)



ปฏิกิริยาสร้างคาร์บอเนต (carbonate formation)



ปฏิกิริยาสร้างคาร์บาเมต (carbamate formation)



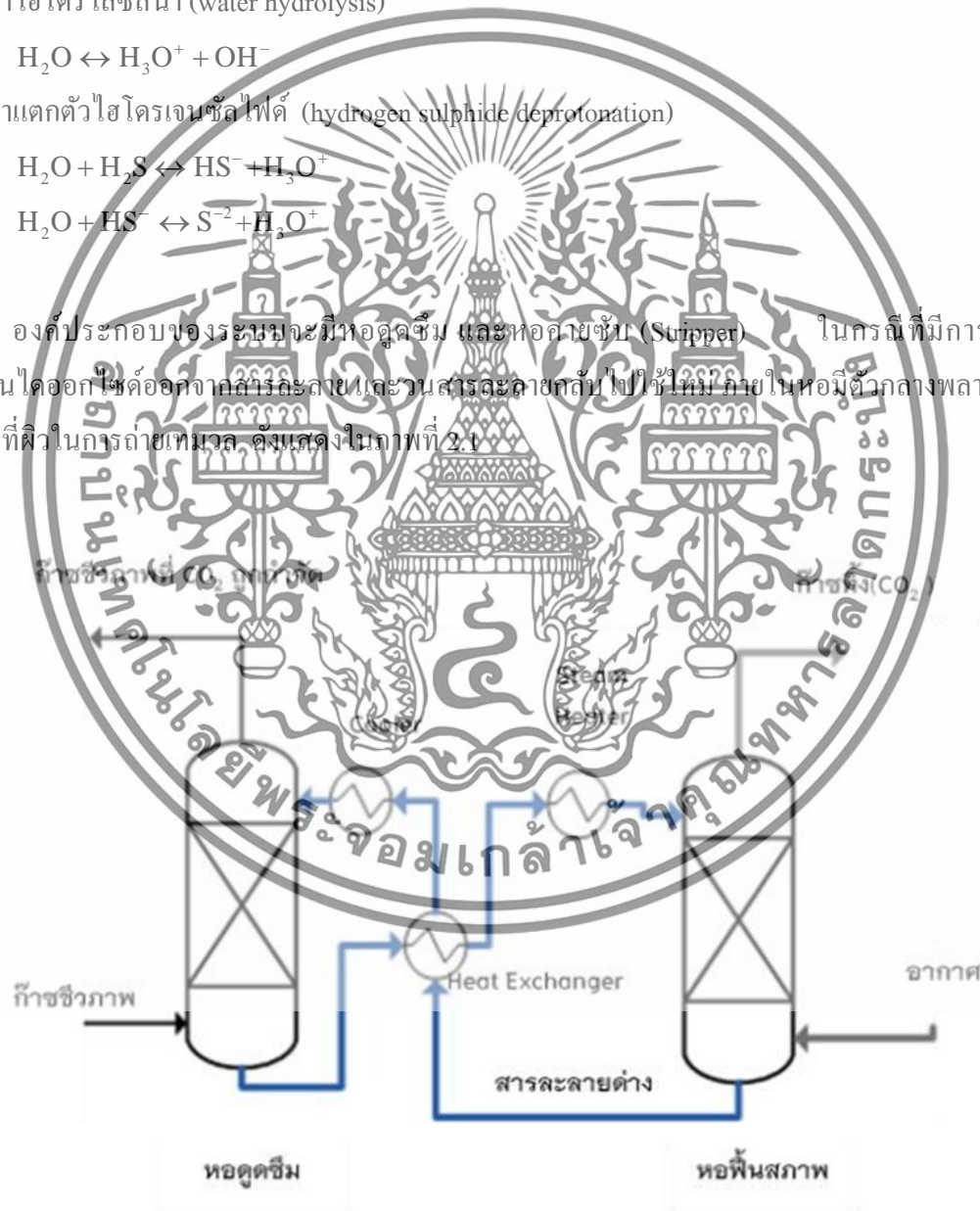
ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส (water hydrolysis)



ปฏิกิริยาแตกตัวของไฮโดรเจนซัลไฟด์ (hydrogen sulphide deprotonation)



องค์ประกอบของระบบจะมีหอดูดซึม และหอคายซับ (Stripper) ในกรณีที่มีการไล่แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายและวนสารละลายกลับไปใช้ใหม่ ภายในหอดูดซับพลาสติกเพื่อเพิ่มพื้นที่ผิวในการถ่ายเทมวล ดังแสดงในภาพที่ 2.1



ภาพที่ 2.1 เทคโนโลยีการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบดูดซึมทางเคมี

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.5 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.4.1 การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากชีวมวลด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

Chutichat B. และคณะ [12] เสนอการพัฒนาแบบจำลองของเตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียนโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ เพื่อวิเคราะห์ปัจจัยหลักในการดำเนินงานที่มีผลกระทบต่อประสิทธิภาพของเตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียน สำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีสัดส่วนไฮโดรเจนสูงโดยให้ชีวมวลทำปฏิกิริยากับไอน้ำ จากการศึกษาพบว่าแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ประกอบด้วยปริมาณไฮโดรเจนในช่วงร้อยละ 50 ถึง 60 โดยปริมาตร และแก๊สสังเคราะห์จะมีประสิทธิภาพสูงสุดที่อุณหภูมิในช่วง 650 ถึง 700 องศาเซลเซียส ซึ่งที่อุณหภูมิของไอน้ำที่สูงจะทำให้การหมุนเวียนพลังงานภายในเตาแก๊สฟายไม่เพียงพอ จึงส่งผลทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนรวมของกระบวนการลดลงเหลือร้อยละ 16 นอกจากนี้ยังพบว่า การใช้ตัวทำปฏิกิริยาร่วมกันระหว่างอากาศ และไอน้ำ สามารถหลีกเลี่ยงการใช้พลังงานในกระบวนการที่สูง แต่จะทำให้ไฮโดรเจนที่ผลิตได้ลดลง ดังนั้น งานวิจัยนี้จึงเป็นแนวทางในการเลือกใช้เตาแก๊สฟาย เนื่องจากงานวิจัยนี้กล่าวว่าเตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียนถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายในเชิงการค้า เพราะมีข้อดี หลายประการ เช่น การผสมกันของของแข็งที่ดี ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูง และความสามารถในการขยายขนาดของอุปกรณ์ นอกจากนี้ยังได้แนวทางการกำหนดขอบเขตการศึกษาของปัจจัยหลักในการดำเนินงานของเตาแก๊สฟาย

Im-orb K. และคณะ [13] ทำการวิเคราะห์การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากฟางข้าวด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ ในกรณีจำลองกระบวนการซึ่งตัวทำปฏิกิริยาที่ถูกนำมาใช้เป็นปัจจัยในการพิจารณา คือ ไอน้ำร่วมกับอากาศ และไอน้ำร่วมกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการปรับอัตราส่วนโดยโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน นอกจากนี้ยังศึกษาผลกระทบของการเปลี่ยนอัตราส่วนตัวทำปฏิกิริยาเทียบกับสัดส่วนผลได้ของแก๊สสังเคราะห์ อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ พลังงานทั้งหมดที่ใช้ในระบบ และประสิทธิภาพของแก๊ส ซึ่งขอบเขตอุณหภูมิที่ศึกษาอยู่ในช่วง 500 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส จากการศึกษา พบว่า ตัวทำปฏิกิริยาทั้งสองระบบได้สัดส่วนผลได้ของแก๊สสังเคราะห์ที่เพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญจนเริ่มคงที่ที่อุณหภูมิสูงกว่า 700 องศาเซลเซียส โดยระบบไอน้ำร่วมกับคาร์บอนไดออกไซด์จะให้อัตราการผลิตที่สูงกว่า แต่ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ต่ำกว่า ด้านพลังงานทั้งหมดที่ใช้ในระบบ พบว่า ระบบที่ใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศมีการใช้พลังงานน้อยกว่า และมีช่วงที่ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน ดังนั้น งานวิจัยนี้สามารถนำมาเป็น

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

แนวทางในการศึกษาอิทธิพลของตัวทำปฏิกิริยาร่วมระหว่างไอน้ำและอากาศที่มีผลต่อกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากชีวมวล และทำให้ทราบช่วงขอบเขตของอุณหภูมิที่ใช้ในการศึกษาในโรงงาน

Sommas K. และคณะ [14] ทำการทดลองเพื่อหาศักยภาพของแก๊สสังเคราะห์จากเศษไม้ยางพารา โดยใช้เตาแก๊สฟายฟลูอิดซ์แบบฟองแก๊ส ซึ่งในการทดลองใช้ตัวทำปฏิกิริยาเป็นอากาศ และมีขอบเขตการศึกษาของอัตราส่วนระหว่างอากาศกับชีวมวลอยู่ในช่วง 0.32 ถึง 0.43 จากการศึกษาพบว่า การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศกับชีวมวลจะทำให้อุณหภูมิของเตาแก๊สฟายสูงขึ้น ซึ่งส่งผลให้สัดส่วนผลได้ของแก๊สสังเคราะห์เพิ่มสูงขึ้น และสัดส่วนผลได้น้ำมันดินลดต่ำลง นอกจากนี้ยังส่งผลต่อค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ลดต่ำลง เนื่องจากผลของไนโตรเจน และงานวิจัยนี้ยังทำการประเมินทางด้านเศรษฐศาสตร์ของแก๊สสังเคราะห์ในด้านการนำไปใช้ให้ความร้อน และผลิตกระแสไฟฟ้า โดยพบว่า การนำแก๊สสังเคราะห์จากไม้ยางพารากลับมาใช้ให้ความร้อนแทนน้ำมันหนัก หรือแก๊สธรรมชาติสามารถลดค่าดำเนินงานต่อปีประมาณร้อยละ 70 และ 50 ตามลำดับ แต่ในด้านการนำไปผลิตกระแสไฟฟ้ายังไม่ใช่ตัวเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจากราคาไฟฟ้าที่ผลิตได้ในประเทศไทยมีราคาถูก และต้องใช้เทคโนโลยีในการกำจัดสารปนเปื้อนในแก๊สสังเคราะห์ จากงานวิจัยนี้ จึงทำให้ทราบถึงแนวโน้มการนำชีวมวลกับอากาศที่เป็นตัวทำปฏิกิริยา และความคุ้มค่าในการผลิตในเชิงเศรษฐศาสตร์ของแก๊สสังเคราะห์

จากงานวิจัยข้างต้น Sommas K. และคณะ [15] ได้ทำการศึกษาเพิ่มเติมโดยพิจารณาผลของความชื้นของเศษไม้ยางพารา เนื่องจาก โดยทั่วไปเศษไม้ยางพารามีความชื้นสูง จึงทำให้ก่อนเข้ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ต้องทำการลดความชื้นเพราะหากความชื้นของเศษไม้ยางพาราเกินกว่าร้อยละ 30 จะทำให้ไม่สามารถนำมาดำเนินการได้ ในงานวิจัยนี้จึงผสมเศษยางรถยนต์ลงไปเพื่อลดความชื้นแทนการอบแห้ง จากการศึกษา พบว่า ผลของความชื้นที่สูงของเศษไม้ยางพาราทำให้อุณหภูมิเตาแก๊สฟายลดลง องค์ประกอบของคาร์บอนมอนอกไซด์ และ ไฮโดรเจนในแก๊สสังเคราะห์ลดลง จึงเป็นผลให้ค่าความร้อนและประสิทธิภาพลดต่ำลง ส่วนการผสมเศษยางรถยนต์ที่มากขึ้นจะช่วยเพิ่มค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และลดอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวล ซึ่งเมื่อเทียบแบบไม่ผสมยางรถยนต์จะมีค่าอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวลที่ต่ำกว่า จึงนำไปสู่การเพิ่มสัดส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์ต่อคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ แต่การผสมเศษยางรถยนต์เพิ่มเข้าไปนั้น ส่งผลให้มีปริมาณเถ้าลอยเพิ่มขึ้น แต่อย่างไรก็ตามประสิทธิภาพโดยรวมของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากเศษไม้ยางพาราที่มีความชื้นสูงร่วมกับเศษยางรถยนต์ มีค่าเพิ่มสูงขึ้นแบบมีนัยสำคัญเมื่อเทียบกับการใช้เศษไม้ยางพาราความชื้นสูงเพียงอย่างเดียว ซึ่งจากการศึกษานี้ทำให้ได้แนวทางในการกำหนดขอบเขตความชื้น เนื่องจากทราบความชื้นสูงสุดที่เตาแก๊สฟายสามารถดำเนินงานได้ และแนวโน้มผลกระทบจากความชื้นของชีวมวล

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.4.2 กระบวนการปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์

Shehzad A. และคณะ [16] เสนอการวิเคราะห์แบบจำลองสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์จากขยะมูลฝอยในป่ากีสถานที่ทำปฏิกิริยากับออกซิเจนผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้เตาแก๊สฟายฟลูอิดซ์เบดหมุนเวียนร่วมกับกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการดักจับโดยใช้สารเคมี โดยในงานวิจัยนี้เลือกใช้ขยะมูลฝอยก็เพื่อช่วยลดปริมาณขยะที่จะนำไปกำจัดด้วยกระบวนการฝังกลบ ผลที่ได้จากการศึกษาในงานวิจัยนี้ พบว่า ปริมาณความชื้นที่สูงจะทำให้แก๊สสังเคราะห์มีประสิทธิภาพลดลง การเพิ่มปริมาณขยะมูลฝอยจะทำให้ต้องป้อนความร้อนที่สูงขึ้น ซึ่งเป็นการเพิ่มค่าดำเนินงาน และอุณหภูมิของเตาแก๊สซิฟายมีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์มากกว่าปัจจัยอื่นๆ ซึ่งจากการศึกษางานวิจัยนี้จึงได้แนวทางในการศึกษากระบวนการปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ก่อนจะนำแก๊สสังเคราะห์ไปใช้เป็นสารตั้งต้นต่อไป ซึ่งจะมีขั้นตอนการจัดตั้งเจือปน และการปรับอัตราส่วนโดยโมเลกุลระหว่างไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ให้เหมาะสม เช่น การเพิ่มประสิทธิภาพของแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการดูดซึม โดยใช้สารที่มีหมู่เอมีนเป็นฟังก์ชัน เช่น MEA เป็นต้น และการปรับอัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ผ่านปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟ

Chery-rod N. และคณะ [17] ได้ศึกษาการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจาก ก๊าซเซอร์อลดิว โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlusTM โดยวิเคราะห์ด้วยวิธีการหาค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด (Gibbs free energy minimization) เพื่อศึกษาผลของอุณหภูมิ ความดัน และอัตราส่วนโมลของไอน้ำเหนือวิกฤตต่อก๊าซเซอร์อลในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และ อุณหภูมิและความดันในการดำเนินงานของเครื่องแยกแก๊สของเหลวที่มีผลต่อร้อยละผลได้ของไฮโดรเจน ซึ่งจากการศึกษาทำให้ทราบภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และเครื่องแยกแก๊สของเหลว โดยจากผลการจำลองกระบวนการ พบว่า แก๊สสังเคราะห์ที่ได้มีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ในปริมาณสูง จึงศึกษากระบวนการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อปรับปรุงกระบวนการผลิต ซึ่งจากการศึกษา อิทธิพลของจำนวนชั้น ความดัน และความเข้มข้นของสารละลายมอนอเอทานอลามีน พบว่า เมื่อจำนวนชั้น ความดัน และความเข้มข้นของสารละลายมอนอเอทานอลามีนสูงขึ้นจะทำให้ดูดซึมแก๊สคาร์บอน ไดออกไซด์ ได้มากขึ้น ซึ่งภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม คือ ความดันของหอดูดซึมเท่ากับ 20 บรรยากาศ จำนวนชั้นของหอดูดซึมเท่ากับ 5 อัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 4,834 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยใช้ความเข้มข้นสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับร้อยละ 40 โดยมวล ซึ่งภายใต้ภาวะดำเนินงานดังกล่าวจะมีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เจือปนอยู่กับแก๊สสังเคราะห์ 50 ส่วนในล้านส่วน ดังนั้นจากงานวิจัยนี้ทำให้สามารถนำแนวทางการศึกษาอิทธิพลของหอดูดซึมที่ใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีนมาใช้เพื่อลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ก่อนนำไปเข้ากระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ และกระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์โทป ตามลำดับ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 3

การออกแบบและวิธีดำเนินการ

งานวิจัยนี้แสดงการออกแบบและจำลองกระบวนการการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย สำหรับป้อนเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลวโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ ซึ่งวิธีดำเนินงานแบ่งเป็น 3 ส่วน ได้แก่ การสร้างแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย โดยแสดงไว้ในหัวข้อที่ 3.1 การสร้างแบบจำลองกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ โดยแสดงไว้ในหัวข้อที่ 3.2 และหัวข้อที่ 3.3 จะแสดงวิธีการจำลองกระบวนการ

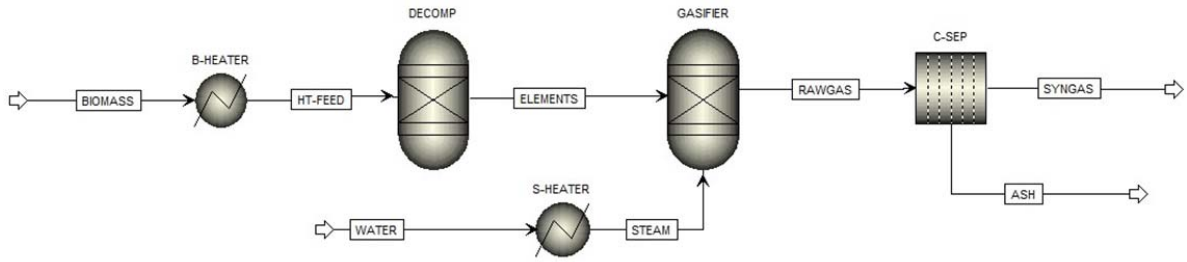
3.1 การอธิบายกระบวนการ

กระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ gasifying agents ที่แตกต่างกัน 3 ชนิดนั้นคือ ไอ้ น้ำ อากาศ และ ไอ้ น้ำร่วมกับอากาศ

3.1.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอ้ น้ำ

ภาพที่ 3.1 แสดงแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอ้ น้ำเพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ โดยส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (BIOMASS) ซึ่งจัดเป็น non-conventional component กล่าวคือ เป็นของแข็งผสมที่โปรแกรม AspenPlus™ ไม่สามารถกำหนดมวลโมเลกุลที่แน่นอนได้ จะถูกป้อนผ่านเครื่องให้ความร้อน (B-HEATER) เพื่อเพิ่มความร้อนก่อนป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ (DECOMP) เพื่อให้สายป้อนแยกออกเป็นองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) โดยคำนวณสัดส่วนผลได้ของแต่ละธาตุในส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยจากการวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์ที่แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) จากนั้นองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) และไอ้ น้ำ (STEAM) ที่ได้มาจากการนำน้ำ (WATER) มาผ่านเครื่องให้ความร้อน (S-HEATER) จะถูกป้อนสู่เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบฟลูอิดเบดหมุนเวียน (GASIFIER) โดยปฏิกิริยาย่อยทั้งหมดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดภายในเตาแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งแก๊สสังเคราะห์ (RAWGAS) ที่ได้จะนำไปแยกแฉะลอย (ASH) ที่ปะปนมากับผลิตภัณฑ์ที่หน่วยแยกของแข็ง (C-SEP) สุดท้ายจึงได้ผลิตภัณฑ์ (SYNGAS) ออกมา

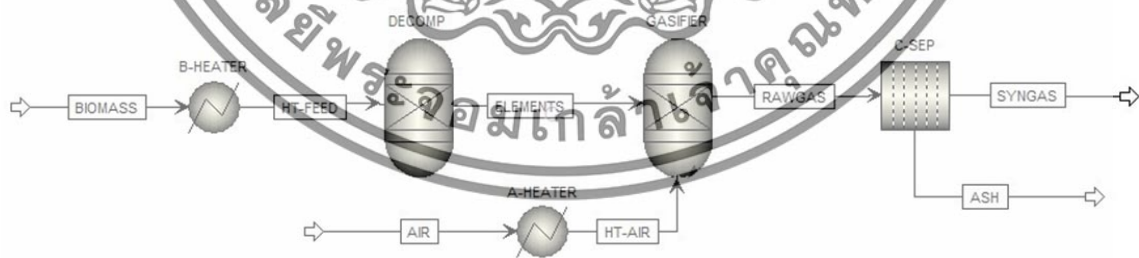
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



ภาพที่ 3.1 แผนภาพแสดงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำ

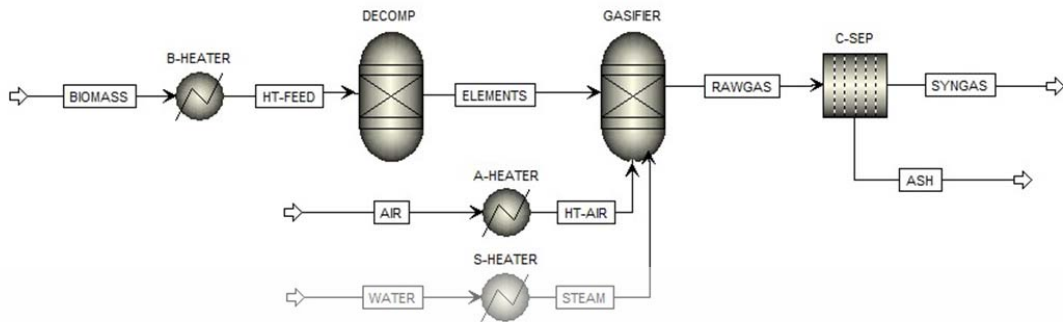
3.1.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ เพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ เริ่มต้นจากการนำส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (BIOMASS) ไปเข้าสู่เครื่องให้ความร้อน (B-HEATER) ก่อนเข้าเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ (DECOMP) เพื่อให้สายป้อนแตกเป็นองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) โดยคำนวณองค์ประกอบจากสัดส่วนผลได้ของแต่ละธาตุซึ่งได้จากการวิเคราะห์แบบประมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย จากนั้นอากาศร้อน (HT-AIR) ที่ถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วยเครื่องให้ความร้อน (A-HEATER) และองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) ไปเข้าสู่เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียน (GASIFIER) โดยปฏิกิริยาย่อยทั้งหมดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดภายในเตา โดยแก๊สสังเคราะห์ที่ได้ (RAWGAS) จะนำไปแยกแก๊สออกโดยใช้หน่วยแยกของแข็ง (C-SEP) สุดท้ายจึงได้ผลิตภัณฑ์ (SYNGAS) ออกมา โดยแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศแสดงดังรูปที่ 3.2



ภาพที่ 3.2 แผนภาพแสดงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



ภาพที่ 3.3 แผนภาพแสดงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ

3.1.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ

รูปที่ 3.3 แสดงแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (BIOMASS) ถูกป้อนเข้าเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ (BRKDOWN) ก่อนเพื่อทำให้สายป้อนแยกออกเป็นองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) โดยองค์ประกอบของธาตุคำนวณได้จากผลการหาสัดส่วนผลได้ของแต่ละธาตุที่มีในส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย ซึ่งได้จากการวิเคราะห์แบบปริมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ ส่วนไอน้ำ (STEAM) และอากาศ (AIR) จะก่อนป้อนเข้าสู่เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบฟลูอิดเบดหมุนเวียน (GASIFIER) ร่วมกับองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) จะนำไปเพิ่มอุณหภูมิโดยใช้เครื่องให้ความร้อนของน้ำ (S-HEATER) และเครื่องให้ความร้อนของอากาศ (A-HEATER) ซึ่งปฏิกิริยาทั้งหมดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดภายในเตาแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ (RAWGAS) ต้องนำไปผ่านการแยกแฉะ (ASH) โดยใช้หน่วยแยกของแข็ง (C-SEP) เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์สุดท้ายเป็นแก๊สสังเคราะห์ (SYNGAS)

3.1.4 รายละเอียดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย

ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยสามารถทราบองค์ประกอบได้จากข้อมูลการวิเคราะห์แบบปริมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ ซึ่งข้อมูลองค์ประกอบของสารที่ใช้ในการจำลองกระบวนการได้ดัดแปลงมาจากตารางที่ 2.1 โดยแสดงดังตารางที่ 3.1 และภาวะดำเนินงานเริ่มต้นที่ใช้ใน คือ อัตราการป้อนส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ น้ำที่ใช้ในกระบวนการเป็นน้ำที่มีสัดส่วนโมลเป็น 1 มีอัตราการป้อน 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ ซึ่งเมื่อผ่านการเพิ่มอุณหภูมิให้กลายเป็นไอน้ำแล้ว คิดเป็นสัดส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) เท่ากับ 1 ส่วนอากาศที่ใช้ประกอบด้วยร้อยละโดยโมลของไนโตรเจน 79 และร้อยละโดยโมลของออกซิเจน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

21 ซึ่งอัตราการป้อนอากาศ 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และ ความดัน 1 บาร์ ซึ่งคิดเป็นสัดส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวล (A/B) หรืออัตราส่วนสมมูล (equivalence ratio หรือ ER) เท่ากับ 1 การนำส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย ซึ่งเป็นชีวมวลแข็งจำพวก non-convectational component มาเข้ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่จำลองผ่านโปรแกรม AspenPlus™ ต้องทำการเพิ่มเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบเพื่อทำให้ชีวมวลแข็งแตกองค์ประกอบออกมาในรูปแบบของธาตุ โดยสัดส่วนเป็นไปตามการวิเคราะห์แบบประมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ ซึ่งภาวะเริ่มต้นในการดำเนินงานของเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบคือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ โดยภาวะดำเนินงานของเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบจะเปลี่ยนแปลงไปตามการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินงานของเตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียน กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดขึ้นภายในเตาแก๊สฟาย ซึ่งในที่นี้ใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์แบบ RGIBBS ในการจำลองกระบวนการ โดยใช้วิธีการหาค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด เพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ ซึ่งภาวะเริ่มต้นของการจำลองกระบวนการ คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ นอกจากนี้ปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นภายในเตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียนแสดงดังสมการที่ (2.2) ถึง (2.13) สำหรับหน่วยแยกของแข็ง (Solid Separator) ทำหน้าที่กรองถ่าน และคาร์บอนที่ไม่ทำปฏิกิริยาออกจากแก๊สสังเคราะห์ โดยใช้ตัวกรองแก๊สสังเคราะห์ที่สามารถทนไฟได้ (thermal-resistant particle filter) [18]

ตารางที่ 3.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) ของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ

การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก	
ความชื้น (Moisture)	9.20
ปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed carbon)	16.90
สารระเหย (Volatile matter)	67.80
เถ้า (Ash)	6.10
การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก	
คาร์บอน (Carbon)	46.152
ไฮโดรเจน (Hydrogen)	5.632
ออกซิเจน (Oxygen)	41.485
ไนโตรเจน (Nitrogen)	0.443
กำมะถัน (Sulfur)	0.188
เถ้า (ash)	6.10

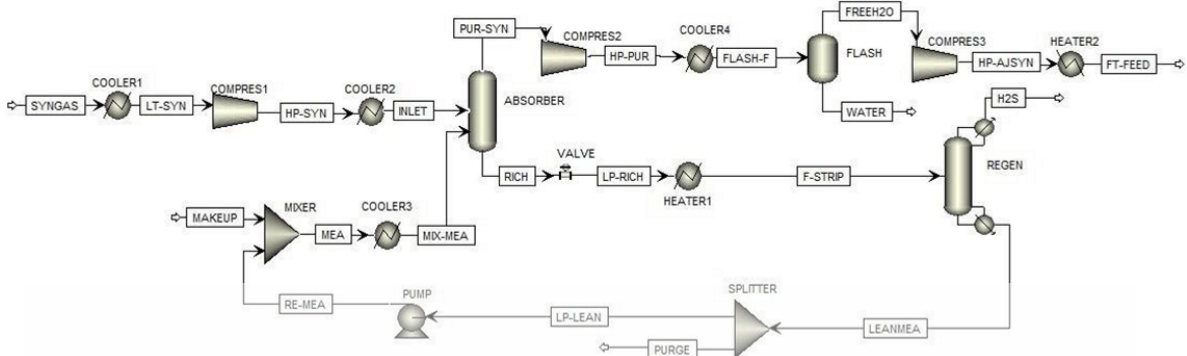
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.2 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์

3.2.1 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์

กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการแก๊สชิฟต์เค็ชท์ที่ใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา โดยเริ่มต้นแก๊สสังเคราะห์ (SYNGAS) ถูกป้อนเข้าสู่เครื่องทำความเย็น (COOLER1) แล้วจึงนำมาผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMPRES1) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่เหมาะสมสำหรับหอดูดซึม จากนั้นแก๊สสังเคราะห์ที่มีความดันสูง (HP-SYN) จะถูกลดอุณหภูมิให้เหมาะสมกับการดูดซึมที่เครื่องทำความเย็น (COOLER2) ซึ่งสายที่ออกจากเครื่องทำความเย็น (INLET) จะถูกป้อนเข้าสู่หอดูดซึม (ABSORBER) ที่ใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีน (MIX-MEA) เป็นตัวดูดซึมไฮโดรเจนซัลไฟด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ หลังจากแก๊สสังเคราะห์กำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์แล้ว (PUR-SYN) จะส่งต่อไปยังคอมเพรสเซอร์ (COMPRES2) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่ใช้ในเครื่องแยกน้ำ แล้วจึงป้อนเข้าสู่เครื่องทำความเย็น (COOLER4) เพื่อปรับอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การแยกน้ำออกจากแก๊สสังเคราะห์ จากนั้นป้อนเข้าสู่เครื่องแยกน้ำ (FLASH) และส่งต่อไปยังส่งต่อไปยังคอมเพรสเซอร์ (COMPRES3) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่เหมาะสมสำหรับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์-โทรป ซึ่งแก๊สที่เพิ่มความดันแล้ว (HP-AJSYN) จะนำไปเพิ่มอุณหภูมิเป็นอุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาฟิชเชอร์-โทรปด้วยเครื่องให้ความร้อน (HEATER2) เพื่อให้ได้แก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับกระบวนการฟิชเชอร์-โทรป (FT-FEED) ส่วนสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่ผ่านการดูดซึมแล้ว (RICH) จะนำมาผ่านวาล์ว (VALVE) เพื่อลดความดันให้เหมาะสมสำหรับหอดูดซึม และนำมาผ่านเครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสมกับการแยก ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ออกจากสารละลายมอนอเอทานอลามีน (LEANMEA) ภายในหอดูดซึม (REGEN) จากนั้นจึงป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเข้าสู่หน่วยแยก (SPLITTER) เพื่อปรับสัดส่วนความเข้มข้นให้เหมาะสมก่อนป้อนเข้าปั๊ม (PUMP) เพื่อปรับความดันให้เหมาะสมกับหอดูดซึม แล้วจึงป้อนสายรีไซเคิล (RE-MEA) ร่วมกับสารละลายมอนอเอทานอลามีนใหม่ (MAKEUP) ที่เครื่องผสม (MIXER) และสุดท้ายจึงนำไปปรับอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การดูดซึมด้วยเครื่องลดอุณหภูมิ (COOLER3) ก่อนจะป้อนกลับเข้าสู่หอดูดซึม โดยแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์จากการใช้ไอน้ำ แสดงดังรูปที่ 3.4

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

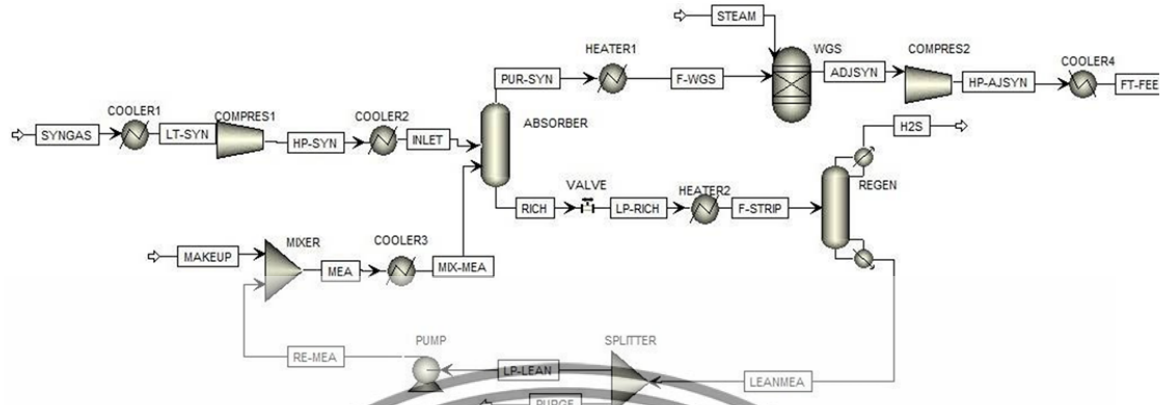


ภาพที่ 3.4 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊ส

3.2.2 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟต์

รูปที่ 3.5 แสดงแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ใช้อากาศ หรือ ใยน้ำร่วมกับอากาศ เริ่มต้นจากการนำแก๊สสังเคราะห์ (SYNGAS) ป้อนเข้าสู่เครื่องทำความเย็น (COOLER1) แล้วจึงป้อนเข้าสู่คอมเพรสเซอร์ (COMPRES1) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่เหมาะสมสำหรับหอดูดซึม จากนั้นนำผ่านเครื่องทำความเย็น (COOLER2) เพื่อลดอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การดูดซึม โดยสายที่ออกจากเครื่องทำความเย็น (INLET) จะถูกป้อนเข้าสู่หอดูดซึม (ABSORBER) ซึ่งใช้สารละลายมอโนเอทานอลามีน (MIX-MEA) เพื่อดูดซึมแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากแก๊สสังเคราะห์ หลังจากนั้นป้อนแก๊สสังเคราะห์ที่กำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์ (PUR-SYN) เข้าสู่เครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิไปยังอุณหภูมิที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟต์ แล้วจึงป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟต์ (WGS) เพื่อปรับสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ให้เหมาะสมกับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์-โทรป จากนั้นป้อนแก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านการปรับสภาพ (ADJSYN) เข้าสู่คอมเพรสเซอร์ (COMPRES2) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่เหมาะสมสำหรับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์-โทรป แล้วจึงลดอุณหภูมิเพื่อให้เหมาะสมกับสำหรับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์-โทรปที่เครื่องทำความเย็น (COOLER4) สุดท้ายจึงได้แก๊สสังเคราะห์ผลิตภัณฑ์สำหรับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์-โทรป (FT-FEED) ส่วนสารละลายเอมีนที่ผ่านกระบวนการดูดซึมแล้ว (RICH) จะนำมาผ่านวาล์ว (VALVE) เพื่อลดความดันให้เหมาะสมสำหรับหอคืนสภาพ แล้วนำมาเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การแยกแก๊สกรดโดยใช้เครื่องให้ความร้อน (HEATER2) ก่อนป้อนเข้าสู่หอคืนสภาพ (REGEN) โดยสุดท้ายสารละลายมอโนเอทานอลามีน (LEANMEA) ที่ได้จากหอคืนสภาพนำมาผ่านหน่วยแยก (SPLITTER) เพื่อปรับสัดส่วนความเข้มข้นให้เหมาะสมก่อนป้อนเข้าปั๊ม (PUMP) เพื่อปรับความดันให้เหมาะสมกับกระบวนการดูดซึม ซึ่ง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



ภาพที่ 3.5 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์ วอเตอร์แก๊สชิฟต์

สุดท้ายสายรีไซเคิลที่ผ่านการเพิ่มความดัน (RE-MEA) จะป้อนร่วมกับสารละลายมอนอเอทานอลามีนใหม่ (MAKEUP) ที่เครื่องผสม (MIXER) ก่อนปรับอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การดูดซึมด้วยเครื่องลดอุณหภูมิ (COOLER3) แล้วจึงป้อนเข้าสู่หอดูดซึม

3.2.3 รายละเอียดของกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์

แก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากหัวข้อที่ 3.1 ดังนั้นองค์ประกอบ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนจะขึ้นอยู่กับผลการจำลองภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของแต่ละตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน สารละลายมีความเข้มข้นของมอนอเอทานอลามีนร้อยละ 20 โดยมวล และน้ำร้อยละ 80 โดยมีมวลนี้เนื่องจากหากใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีนเข้มข้นมากกว่าร้อยละ 20 โดยมวลจะทำให้เกิดปัญหาการกัดกร่อนอุปกรณ์ สภาพะการดำเนินงานเริ่มต้น คือ อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1.4 บาร์ และอัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีน 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง ใช้น้ำถูกนำมาใช้ทำปฏิกิริยาเอเตอร์แก๊สชิฟต์เพื่อปรับสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ให้เหมาะสมกับกระบวนการฟิชเชอร์-โทรปสำหรับแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากตัวทำปฏิกิริยาเป็นอากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งไอน้ำที่ใช้เป็นน้ำที่มีสัดส่วนโมลเป็น 1 อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์

แก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันต้องการแยกเอาสิ่งเจือปน เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกก่อน เพื่อป้องกันตัวเร่งปฏิกิริยาเสียหาย โดยหลังจากผ่านหน่วยแยกของแข็ง แก๊สสังเคราะห์จะถูกปรับภาวะดำเนินงานให้เหมาะสมแก่การดูดซึมแล้วป้อนทางด้านล่างหอ ส่วนสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่ใช้ดูดซึมแก๊สจะป้อนเข้าสู่ด้านบนของหอดูดซึมทำให้เกิดการไหลแบบสวนทางกัน โดยภาวะเริ่มต้นหอดูดซึมมีจำนวนชั้น 5 ชั้น ดำเนินการภายใต้ความดัน 20 บาร์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

[17] สารละลายมอนอเอทานอลามีนจะดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ไว้แล้วไหลผ่านลงมาด้านล่างของหอคูดซับ ซึ่งจะถูกนำไปปรับภาวะดำเนินงานก่อนป้อนเข้าไปยังหอฟื้นฟูสภาพ (Regenerator) เพื่อนำสารละลายกลับมาใช้ใหม่ ส่วนแก๊สสังเคราะห์ที่กำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์แล้วจะนำไปปรับสภาพให้เหมาะสมกับการสังเคราะห์ฟิซเซอร์โทรต่อไป

หอฟื้นฟูสภาพ ทำหน้าที่แยกแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ หรือคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายมอนอเอทานอลามีน เพื่อนำสารละลายกลับมาใช้ใหม่ ซึ่งสารละลายรีไซเคิลที่ได้จะถูกนำไปพร้อมกับสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่ถูกป้อนใหม่ โดยมีจำนวนชั้นทั้งหมด 6 ชั้น และ สภาวะการดำเนินงาน คือ อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส และความดัน 1.4 บาร์ [17] ส่วนหน่วยแยกน้ำ ทำหน้าที่แยกน้ำที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ออก ซึ่งแก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยใช้ตัวทำปฏิกิริยาเป็นไอน้ำแล้ว ยังคงมีไอน้ำปะปนมากับแก๊ส จึงต้องป้อนเข้าสู่หน่วยแยกน้ำ โดยเมื่อป้อนสังเคราะห์เข้าเครื่องแยกน้ำแล้วแก๊สสังเคราะห์จะแยกออกในส่วนบนของหน่วยแยก และน้ำจะออกทางด้านล่างของหน่วยแยก โดยภาวะดำเนินงานที่ใช้ คือ อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส และความดัน 10 บาร์

ผลิตภัณฑ์แก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านการกำจัดสิ่งเจือปน หรืออัตราส่วนโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ยังไม่เหมาะสมสำหรับการสังเคราะห์ฟิซเซอร์โทรป จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ เพื่อปรับสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ให้เหมาะสมก่อนที่จะเข้ากระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์โทรป โดยสภาวะการดำเนินงานที่ใช้ คือ อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ [18] โดยแบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้คือ RGIBBS ซึ่งใช้วิธีการหาค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด เพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ โดยปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ แสดงดังสมการที่ (2.9)

3.3 วิธีการจำลองกระบวนการ

วิธีการจำลองกระบวนการแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน และกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์

ส่วนแรก กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยด้วยตัวทำปฏิกิริยาที่ต่างกัน คือ ไอน้ำอากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งเมื่อกำหนดภาวะดำเนินงานภายในเตาแก๊สซิฟาย ได้แก่ อุณหภูมิ (TGs) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล (Equivalence ratio, ER) และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล (Steam to biomass ratio, S/B) จะสามารถคำนวณหาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สมดุลได้จากวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด และใช้สมการทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Equation of State) ของ Soave-Redlich-Kwong [19] ในการคำนวณ ซึ่งจุดประสงค์ในส่วนนี้เพื่อหาภาวะดำเนินงานที่

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เหมาะสมเมื่อใช้ตัวทำปฏิกิริยาที่แตกต่างกัน โดยพิจารณาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ ดังแสดงในสมการ (3.1) และเปรียบเทียบผลที่ได้เพื่อหาตัวทำปฏิกิริยาที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพของแก๊สสังเคราะห์สูงที่สุด และศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ (Cold Gas Efficiency, CGE)

$$\%CGE = \frac{(n_{H_2} \times LHV_{H_2}) + (n_{CO} \times LHV_{CO})}{(n_{Biomass} \times LHV_{Biomass})} \times 100 \quad (3.1)$$

โดยที่ n_{H_2} , n_{CO} และ $n_{Biomass}$ คือ อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ และส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (กิโลโมลต่อชั่วโมง) ส่วน LHV_{H_2} , LHV_{CO} และ $LHV_{Biomass}$ คือ ค่าความร้อนต่ำสุดของไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ และส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (เมกะจูลต่อโมล)

ส่วนที่สอง คือ กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ เป็นการนำแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมาผ่านกระบวนการเพื่อกำจัดสารที่ทำความเสียหายต่อตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์ ปรับอัตราส่วนโมลระหว่างไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ และปรับภาวะดำเนินงนของแก๊สสังเคราะห์ที่เหมาะสมก่อนนำไปใช้เป็น สารตั้งต้นในกระบวนการสังเคราะห์ฟิเชอร์โทรป โดยสมการทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Equation of State) ที่ใช้ในการคำนวณในส่วนที่สอง คือ ELECNRTE เนื่องจากเป็นสมการที่เหมาะสมในการจำลองกระบวนการดูดซึมด้วยสารละลายเอมีน [10]

ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันกับการสังเคราะห์ฟิเชอร์โทรป แสดงดังตารางที่ 3.2

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.2 แสดงค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันกับการผลิตเชื้อเพลิงเหลว

พารามิเตอร์	ค่าพารามิเตอร์
กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	
T_{Gs} (องศาเซลเซียส)	800
ER (อัตราส่วนสมมูล)	1
S/B (อัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อชีวมวล)	1
LHV_{H_2} (เมกกะจูลต่อกิโลโมล)	239.82
LHV_{CO} (เมกกะจูลต่อกิโลโมล)	282.912
$LHV_{Biomass}$ (เมกกะจูลต่อกิโลโมล)	330.76116
กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์	
n-tray (จำนวนชั้นของหอดูดซึม)	5
P_{abs} (บาร์)	20

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 4

ผลและการอภิปรายผลการจำลองกระบวนการ

งานวิจัยนี้ทำการออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน จากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย เพื่อนำไปเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลวโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ ซึ่งวิธีคำนวณงานแบ่งเป็น 3 ส่วน ได้แก่ การเปรียบเทียบผลจากการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง โดยแสดงไว้ในหัวข้อที่ 4.1 ผลของสภาวะการดำเนินงานของเตาแก๊สซิฟาย ซึ่งประกอบด้วยผลของอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงาน อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล เพื่อวิเคราะห์หาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมที่ผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด และความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนโดยไม่จำเป็นต้องป้อนพลังงานให้แก่ระบบ โดยแสดงไว้ในหัวข้อที่ 4.2 และหัวข้อที่ 4.3 ส่วนสุดท้ายคือผลของกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อนและปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม จะถูกแสดงในหัวข้อที่ 4.4

4.1 การทดสอบความถูกต้องของแบบจำลอง

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่สร้างขึ้นเทียบกับการทดลองในงานวิจัยของ Filippis และคณะ [20] ซึ่งเป็นทำการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ (bench scale) ที่ใช้เตาแก๊สซิฟายแบบสองขั้นตอนที่โรงงานอ้อยคิวบาเป็นสารตั้งต้น โดยผลการวิเคราะห์แบบประมาณและแบบวิเคราะห์แยกธาตุของชานอ้อยคิวบา แสดงได้ดังตารางที่ 4.1 และภาวะดำเนินงานที่ใช้มีค่าเช่นเดียวกับการทดลอง คือ อัตราการป้อนชีวมวลเป็น 0.8 กรัมต่อนาที อัตราส่วนโดยมวลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวลเป็น 2.4 อัตราส่วนโดยมวลระหว่างออกซิเจนต่อชีวมวลเป็น 0.49 อุณหภูมิภายในเตาแก๊สซิฟายเท่ากับ 800 องศาเซลเซียส และความดันที่ใช้เท่ากับ 1 บาร์ ซึ่งการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง แสดงได้ดังตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 แสดงให้เห็นว่าองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากการจำลองกระบวนการมีความใกล้เคียงกับข้อมูลจากการทดลอง ซึ่งค่าความคลาดเคลื่อนของแต่ละองค์ประกอบยกเว้นมีเทนมีค่าน้อยกว่า 10 เปอร์เซ็นต์ เนื่องจากเวลาที่ใช้ในการทดลองยังไม่เพียงพอจึงส่งผลให้ปฏิกิริยายังไม่เข้าสู่สมดุล จึงทำให้ผลขององค์ประกอบมีเทนจากการทดลองเหลือมากกว่าผลการจำลองกระบวนการ ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการนี้สามารถนำมาใช้ในการทำโครงการต่อไปได้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.1 แสดงการวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) ของชานอ้อยคั่ว [20]

Proximate Analysis	% weight	Ultimate Analysis	% weight
Moisture	11.1	Carbon	42.9
Fixed carbon	9.3	Hydrogen	5.9
Volatile matter	88.7	Oxygen	49.0
Ash	2	Nitrogen	0.2
		Sulfur	<0.01

ตารางที่ 4.2 แสดงการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง

Gas composition (% volume)	Experimental data	Simulation data
H ₂	46.8	45.63
CO	8.8	8.09
CO ₂	42.9	46.28

4.2 การหาสถานะที่เหมาะสมสำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์

อิทธิพลของพารามิเตอร์ในเตาแก๊สซิฟายสังเคราะห์อุณหภูมิ อัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อชีวมวล อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำและอากาศต่อชีวมวล ต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด ถูกพิจารณาโดยวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด

4.2.1 อิทธิพลของอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีต่อองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

อุณหภูมิของเตาแก๊สซิฟายถูกศึกษาในช่วง 500 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส โดยป้อนอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล อากาศต่อชีวมวล และไอน้ำและอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังภาพที่ 4.1 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะทำให้ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ได้มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ และเริ่มคงที่ที่อุณหภูมิสูงกว่า 750 องศาเซลเซียส เนื่องจากในช่วงอุณหภูมิ 500 ถึง 700 องศาเซลเซียส ร้อยละโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ภายในแก๊สสังเคราะห์เพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งเป็นผลจากอิทธิพลของปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ ปฏิกิริยาบูคูอาร์ท ปฏิกิริยาริฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ และปฏิกิริยาริฟอร์ม

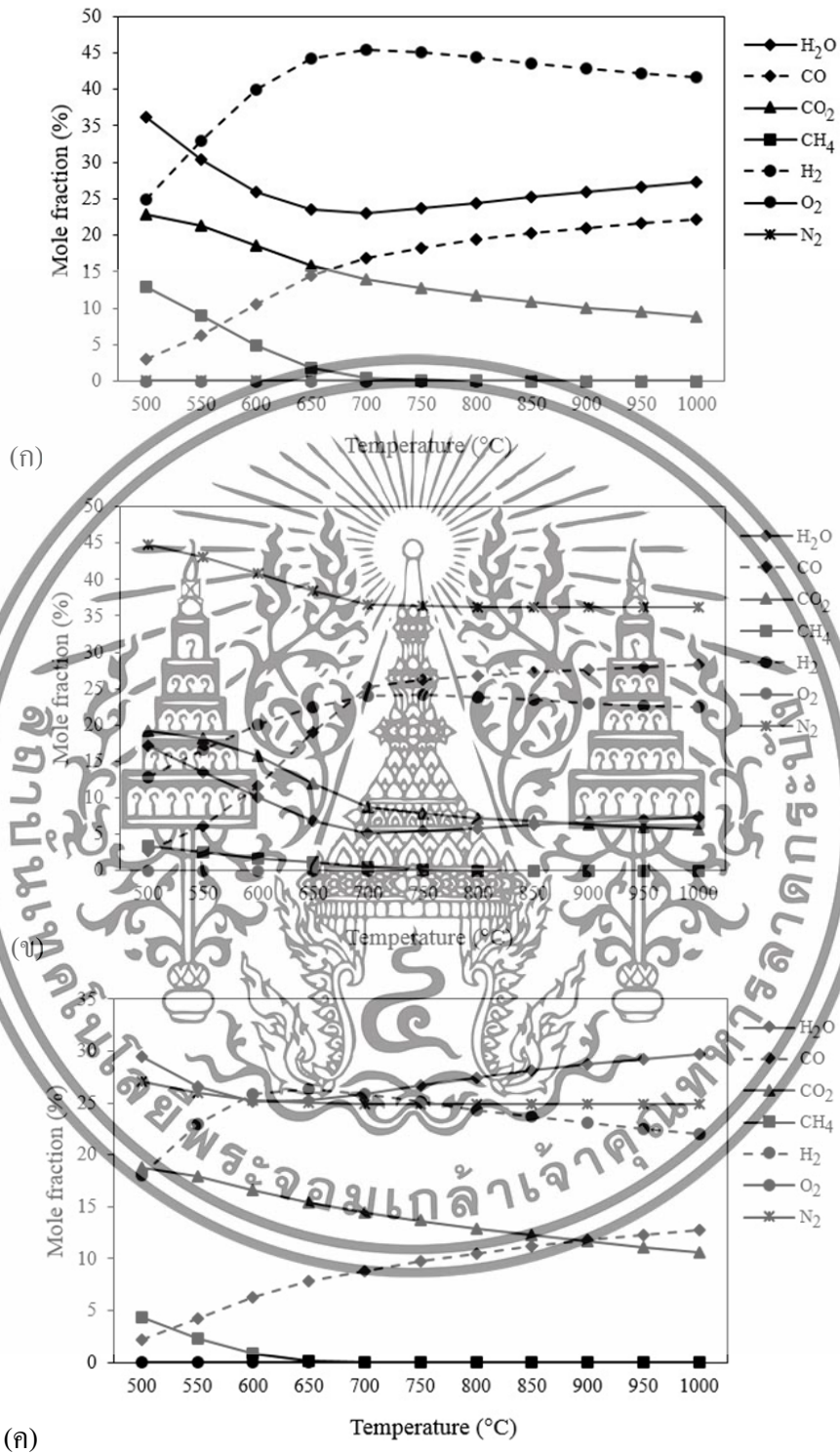
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

มีเทนด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ (สมการที่ (2.7), (2.8) และ (2.11) ถึง (2.13)) ดังพิจารณาจากร้อยละโดยโมลของน้ำ มีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลง ในส่วนของการใช้อากาศในระบบจะมีอิทธิพลของปฏิกิริยาการสันดาปดังสมการที่ (2.2) มาเกี่ยวข้องด้วย โดยนอกจากปฏิกิริยาสันดาปที่เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนแล้ว ปฏิกิริยาทั้งหมดที่กล่าวมาเป็นปฏิกิริยาคูด ความร้อน ดังนั้น เมื่ออุณหภูมิที่ใช้ดำเนินการสูงขึ้นจึงทำให้ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้ามากยิ่งขึ้น ส่วนร้อยละโดยโมลของไฮโดรเจนมีแวนโน้มเช่นเดียวกับคาร์บอนมอนอกไซด์ แต่ไม่มีอิทธิพลของปฏิกิริยาบูคูอาร์ด และในช่วงอุณหภูมิที่สูงกว่า 700 องศาเซลเซียส ร้อยละโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ยังคงเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ในขณะที่ร้อยละโดยโมลของไฮโดรเจนค่อยๆลดลง เนื่องจากอิทธิพลของปฏิกิริยาผันกลับของปฏิกิริยาออกเซอร์แก๊สซิฟด์ (สมการที่ (2.9)) โดยสังเกตได้จาก การลดลงของร้อยละโดยโมลของไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนร้อยละโดยโมลของน้ำ และคาร์บอนมอนอกไซด์นั้นเพิ่มขึ้น และขาดอิทธิพลของปฏิกิริยาอีฟอร์มมีเทน เนื่องจากปริมาณมีเทนหมดลง

สำหรับการเลือกอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟายที่เหมาะสมนั้น ควรพิจารณาร่วมกับประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ โดยผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินการที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังภาพที่ 4.2 โดยจากการคำนวณ พบว่า ในช่วงอุณหภูมิต่ำกว่า 750 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญ และช่วงหลังจากอุณหภูมิสูงกว่า 750 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเล็กน้อย เนื่องจากค่าความร้อนของไฮโดรเจนที่สูงกว่าคาร์บอนมอนอกไซด์ ทำให้เมื่อปริมาณไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้น มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนมากกว่าการลดลงของคาร์บอนมอนอกไซด์ แต่ทั้งประสิทธิภาพเชิงความร้อน และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ในระบบ ไอน้ำมีค่าสูงกว่าการใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยา เนื่องจากปฏิกิริยาส่วนใหญ่ที่เกิดจากการใช้อากาศเป็นปฏิกิริยาสันดาป (สมการที่ (2.2)) ซึ่งผลิตได้แก่คาร์บอนมอนอกไซด์ จึงทำให้ค่าความร้อนที่ได้ต่ำกว่า ส่วนความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ในอากาศจะต่ำกว่า เนื่องจากผลของความเข้มข้นของไนโตรเจนในอากาศ ในขณะที่ความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์จะเริ่มคงที่ เพราะการเพิ่มขึ้นของไฮโดรเจน และการลดลงของคาร์บอนมอนอกไซด์มีปริมาณที่เท่าๆ กัน ซึ่งสอดคล้องกับองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

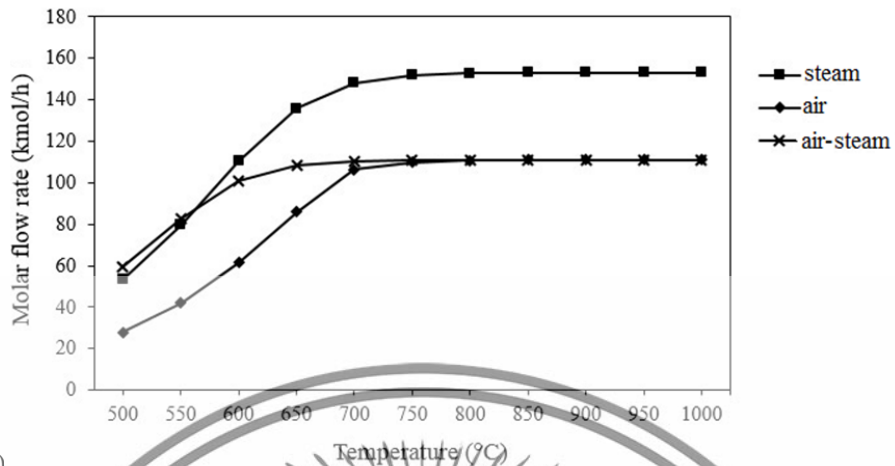
จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดที่มีผลต่ออุณหภูมิที่ใช้ดำเนินการ จึงสรุปได้ว่าอุณหภูมิที่ใช้ภายในเตาแก๊สฟายที่เหมาะสมที่สุด คือ อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส นอกจากนี้ยังนำอุณหภูมิที่เหมาะสมไปใช้จำลองกระบวนการเพื่อศึกษาผลของภาวะดำเนินการอื่นๆ ต่อไป

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

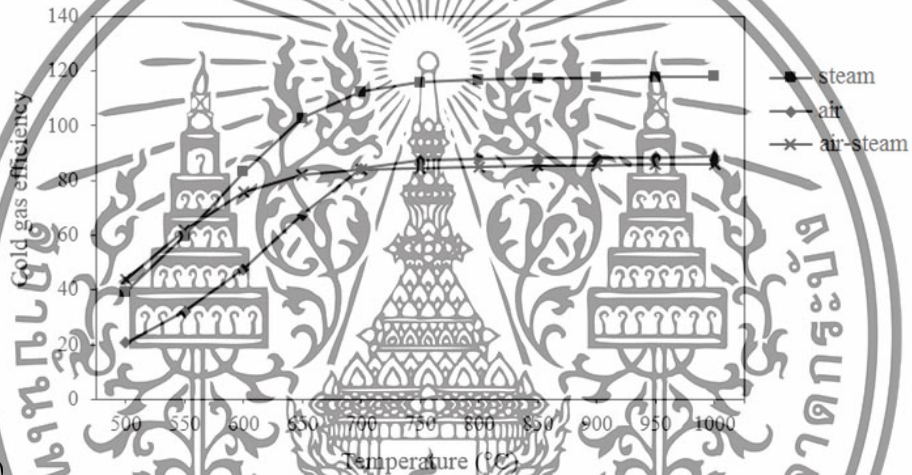


ภาพที่ 4.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิต่อองค์ประกอบของแก๊สโดยใช้ gasifying agents ที่แตกต่างกัน
(ก) ไอน้ำ (ข) อากาศ และ (ค) ไอน้ำและอากาศ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



(ก)



(ข)

ภาพที่ 4.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิต่ออัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุดโดยใช้ gasifying agents ที่แตกต่างกัน

4.2.2 อิทธิพลของอัตราส่วน โดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล

อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 2 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่ออัตราการไหล และองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ ที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส แสดงได้ดังภาพที่ 4.3 (ก) และ 4.3 (ข) ตามลำดับ โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลจะทำให้อัตราการไหลของไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มสูงขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ และปฏิกิริยรีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ (สมการที่ (2.7) และ (2.11) ถึง (2.12)) จนกระทั่งอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.2 จะมีปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มสูงขึ้น เมื่ออัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเพิ่มขึ้น ซึ่งเกิดจากปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟด์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

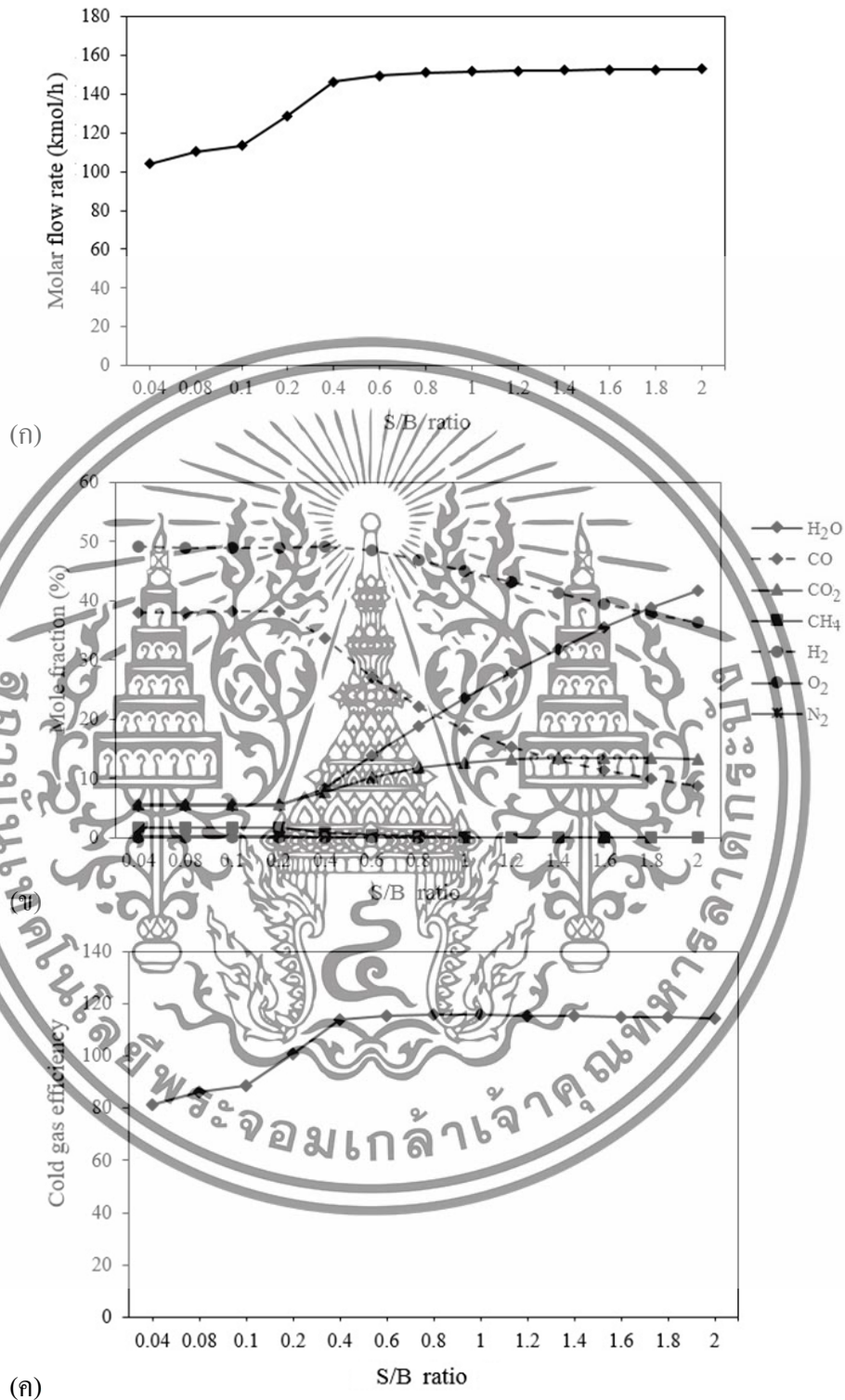
(สมการที่ (2.9)) โดยในช่วงนี้ปริมาณของคาร์บอนมอนอกไซด์ยังคงเพิ่มขึ้น เนื่องจากอิทธิพลของปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ และปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำมีอิทธิพลมากกว่าปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟต์ และสุดท้ายในช่วงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลมากกว่า 0.4 ปริมาณมีเทนที่คงเหลืออยู่น้อย และขาดทำให้ปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ เนื่องจากปริมาณถ่านชาร์ที่การไพโรไลส์หมดลง ทำให้อิทธิพลของปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟต์มีอิทธิพลมากกว่าปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ ซึ่งสังเกตได้จากการเพิ่มขึ้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ในขณะที่คาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง

สำหรับการเลือกอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่เตาแก๊สฟายที่เหมาะสมนั้น ควรพิจารณาพร้อมกับประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ โดยผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังภาพที่ 4.3 (ค) โดยจากการคำนวณ พบว่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญ เมื่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเพิ่มขึ้นจนกระทั่งอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 หลังจากนั้นจึงเริ่มคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลมากกว่า 0.6 ซึ่งเกิดขึ้นจากค่าความร้อนจากไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้น และค่าความร้อนที่ลดลงเนื่องจากปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงที่มีปริมาณที่เท่ากัน ส่วนความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์จะเริ่มลดลง เมื่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลมากกว่า 0.2 ซึ่งเกิดขึ้นจากปริมาณไอน้ำที่เหลือจากการทำปฏิกิริยามีน้อย ซึ่งภายหลังในส่วนการจัดตั้งป้อนจะนำไปแยกไอน้ำออกจากแก๊สสังเคราะห์เพื่อเพิ่มความเข้มข้นโดยใช้เครื่องแยกแก๊ส-ของเหลว จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดที่มีผลต่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล จึงสรุปได้ว่าอัตราส่วนที่เหมาะสมสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้มีประสิทธิภาพมากที่สุด คือ 0.6

4.2.3 อิทธิพลของอัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล

อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 2 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อผลต่ออัตราการไหล และองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ ที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส แสดงได้ดังภาพที่ 4.4 (ก) และ 4.4 (ข) ตามลำดับ โดยผลจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะทำให้อัตราการไหลของคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง ในขณะที่อัตราการไหลของไฮโดรเจนค่อนข้างคงที่ ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาสันดาป (สมการที่ (2.2)) จนกระทั่งอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 จะมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มสูงขึ้น ในขณะที่อัตราการไหลของไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงอย่างเป็นนัยสำคัญ เมื่ออัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นผลมาจากปฏิกิริยาสันดาป ดังสมการที่ (2.3) ถึง (2.6)

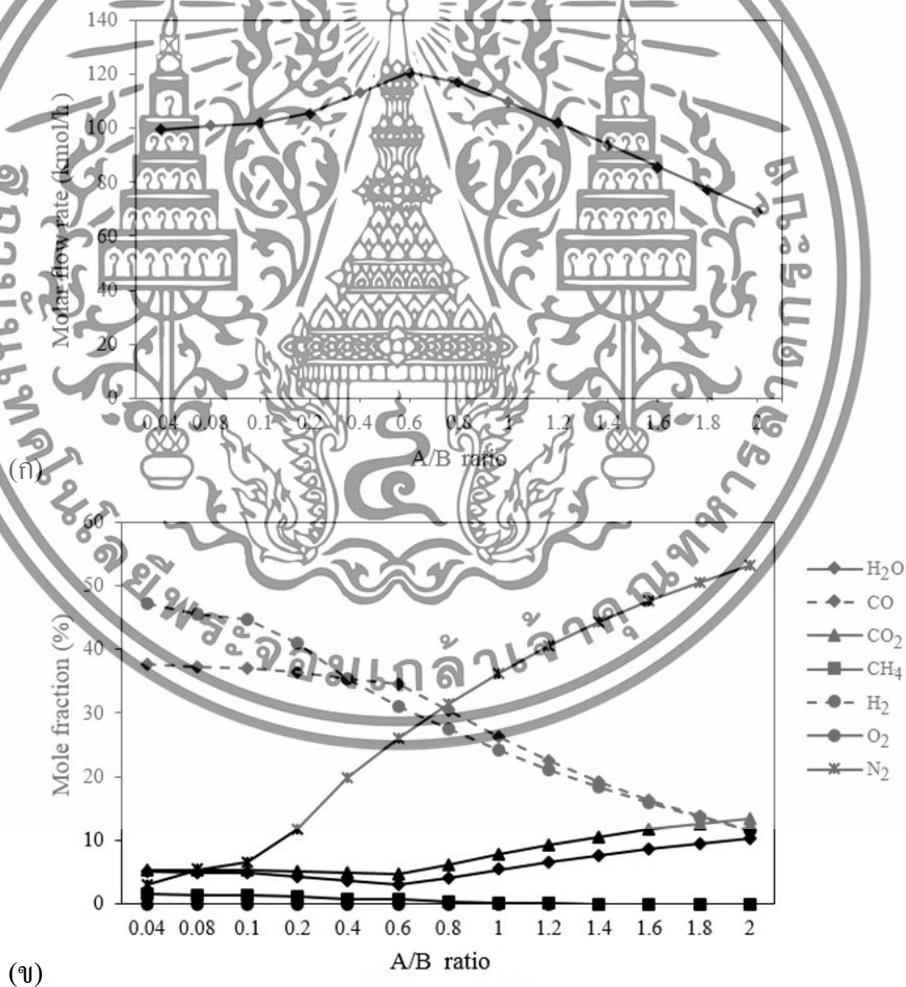
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



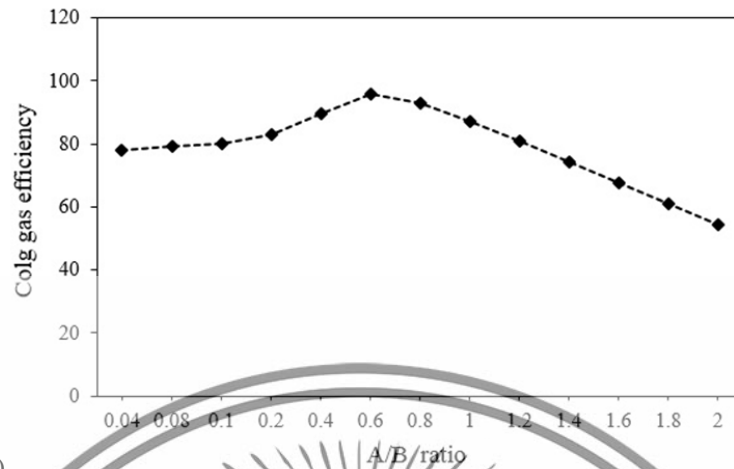
ภาพที่ 4.3 อิทธิพลของอัตราส่วน โดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวลต่อ (ก) อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ (ข) องค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ และ (ค) ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สำหรับการเลือกอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่เตาแก๊สไฟที่เหมาะสมนั้น ควรพิจารณาพร้อมกับประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังภาพที่ 4.4 (ค) โดยจากการคำนวณ พบว่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญ เมื่ออัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเพิ่มขึ้นจนกระทั่งอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 ซึ่งเกิดขึ้นจากค่าความร้อนจากคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เพิ่มขึ้น ส่วนความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์จะเริ่มลดลง เมื่ออัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเพิ่มขึ้น ซึ่งเกิดขึ้นจากผลของความเข้มข้นไนโตรเจนในอากาศ จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดที่มีผลต่ออัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล จึงสรุปได้ว่าอัตราส่วนที่เหมาะสมสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้มีประสิทธิภาพมากที่สุด คือ 0.6



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



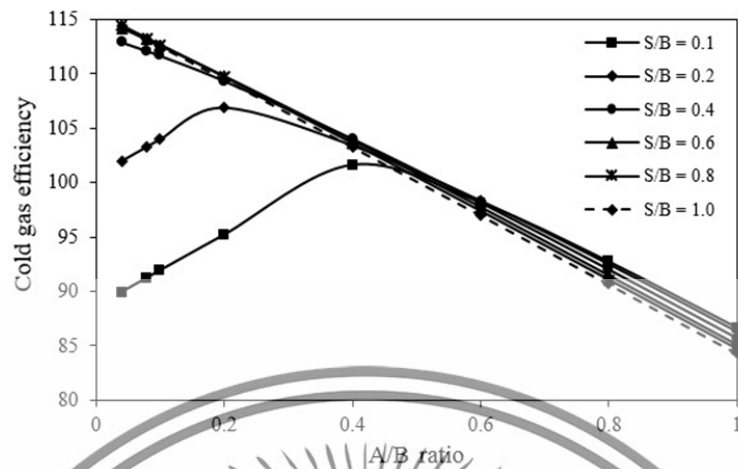
(ก)

ภาพที่ 4.4 อธิพลของอัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวลต่อ (ก) อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ (ข) องค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ และ (ค) ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด

4.2.4 อธิพลของอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำและอากาศต่อชีวมวล

อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล ถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 1 ซึ่งหากศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำและอากาศต่อชีวมวลในรูปแบบขององค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์จะพิจารณาในรูปแบบกราฟได้ยาก จึงแสดงในรูปแบบของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์แทน โดยอุณหภูมิที่ใช้คือ 750 องศาเซลเซียส แสดงได้ดังภาพที่ 4.5 โดยจากการคำนวณ พบว่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญ เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลจนกระทั่งเริ่มคงที่ที่อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 เช่นเดียวกับในระบบไอน้ำ ซึ่งอิทธิพลของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นถูกกล่าวไว้ในระบบไอน้ำแล้ว ส่วนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะเพิ่มประสิทธิภาพเชิงความร้อนในช่วงต้นของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.1 และ 0.2 เนื่องจากยังมีปริมาณคาร์บอนที่เหลือจากชั้นไพโรไลส์ ซึ่งนอกจากช่วงที่กล่าวมา การเพิ่มอัตราส่วนอากาศโดยโมลต่อชีวมวลจะลดประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ลง เนื่องจากการใช้อากาศทำให้ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นส่วนใหญ่มีเพียงคาร์บอนมอนอกไซด์ที่มีค่าความร้อนที่สูง ในขณะที่การใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะเกิดทั้งไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยอิทธิพลของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเมื่อเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถูกกล่าวไว้แล้วระบบอากาศ ดังนั้น หากต้องการผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูงที่สุด ควรใช้อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.8 และใช้อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลให้น้อยที่สุดเท่าที่เป็นไปได้ ซึ่งในที่นี้คือ 0.04

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

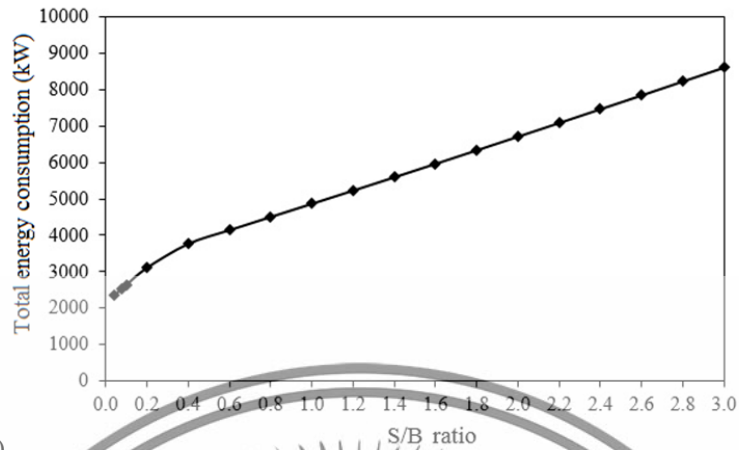


ภาพที่ 4.5 อิทธิพลของอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำและอากาศต่อชีวมวลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด

4.3 การหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 3 ที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส แสดงได้ดังภาพที่ 4.6 (ก) และ (ข) และอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.1 ถึง 1.0 ส่วนอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 3 ที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส ดังแสดงในภาพที่ 4.6 (ค) จากภาพที่ 4.6 (ก) พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลจะทำให้พลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาคูดความร้อนที่เกิดภายในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำ ทำให้การใช้พลังงานรวมในระบบมากกว่าศูนย์ ดังนั้น ระบบจึงต้องการแหล่งเชื้อเพลิงจากภายนอก และไม่พบภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน จากภาพที่ 4.6 (ข) พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะทำให้พลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการลดลงอย่างต่อเนื่อง ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาสังคายที่เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ทำให้เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลมากกว่า 1.309 จะพบช่วงที่การใช้พลังงานรวมในระบบต่ำกว่าศูนย์ หรือกล่าวคือ ภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน ซึ่งที่สภาวะนี้จุดที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูงที่สุด คือจุดแรกที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนได้ หรือที่อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.309 ดังนั้น การใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาก็มีช่วงที่ไม่ต้องการแหล่งเชื้อเพลิงจากภายนอก หรือพบภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน จากภาพที่ 4.6 (ค) พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลจะทำให้พลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาคูดความร้อน ในขณะที่เพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะทำให้พลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการลดลงอย่าง

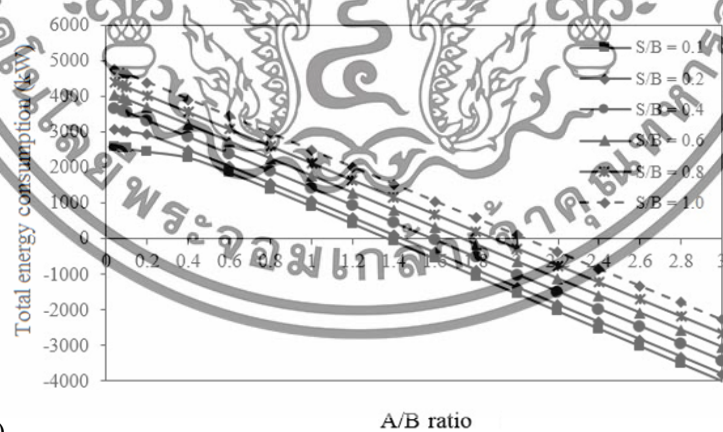
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



(ก)



(ข)



(ค)

ภาพที่ 4.6 แสดงการเปลี่ยนแปลงของการใช้พลังงานรวมในระบบเนื่องจาก (ก) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล (ข) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล และ (ค) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำและอากาศต่อชีวมวล

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.3 ภาวะดำเนินงานที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโดยโมล ไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโดยโมล อากาศต่อชีวมวล	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิง ความร้อนของแก๊สสังเคราะห์
0.1	1.375	95.0282	74.7560
	1.600	85.7161	67.3803
	2.400	52.2440	40.9614
	3.000	27.0520	21.1688
0.2	1.443	92.2632	72.1573
	1.600	85.7382	67.0221
	2.400	52.2450	40.7418
	3.000	27.0520	21.0582
0.4	1.585	86.3974	66.9185
	1.600	85.7710	66.4308
	2.400	52.2467	40.3827
	3.000	27.0521	20.8777
0.6	1.734	80.1840	61.6334
	2.400	52.2480	40.1020
	3.000	27.0521	20.7369
0.8	1.887	73.7790	56.3629
	2.400	52.2489	39.8771
	3.000	27.0522	20.6240
1	2.046	67.1112	51.0118
	2.400	52.2497	39.6929
	3.000	27.0522	20.5316

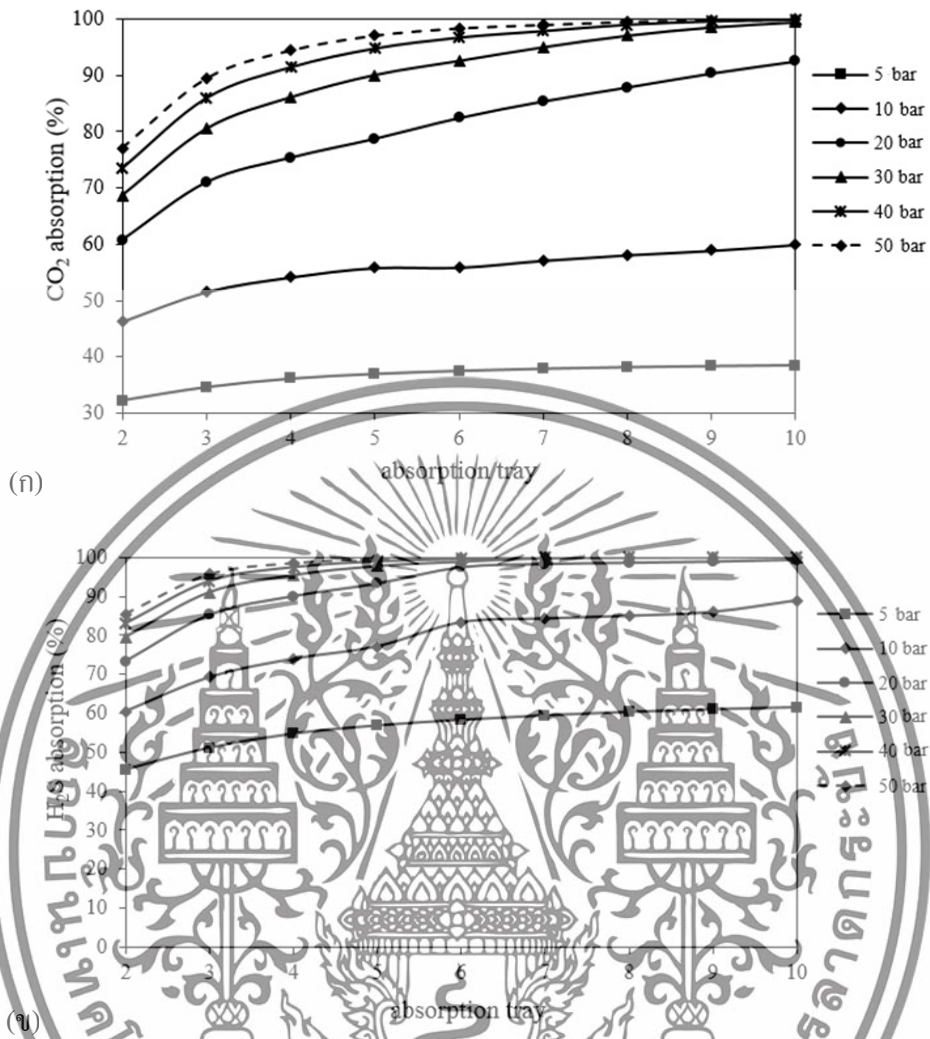
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.4.1 ผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมที่มีต่อร้อยละการดูดซึมแก๊สกรด

จำนวนชั้นของหอดูดซึมถูกศึกษาในช่วง 2 ถึง 10 ส่วนความดันของหอดูดซึมถูกศึกษาในช่วง 5 ถึง 50 โดยอัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมต่อร้อยละการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากแก๊สสังเคราะห์ถูกศึกษาโดยใช้ข้อมูลแก๊สสังเคราะห์จากค่าที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยใช้ระบบไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งแสดงได้ดังภาพที่ 4.7 โดยจากการจำลองกระบวนการพบว่า เมื่อกำหนดความดันที่ การเพิ่มจำนวนชั้นของหอดูดซึมจะส่งผลให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ภายในแก๊สสังเคราะห์ลดน้อยลง หรือกล่าวคือ มีการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากแก๊สสังเคราะห์ได้ดีมากขึ้น เนื่องจากภายในหอดูดซึมมีการทำปฏิกิริยาระหว่างสารละลายมอนอเอทานอลามีนกับคาร์บอนไดออกไซด์ และสารละลายมอนอเอทานอลามีนกับไฮโดรเจนซัลไฟด์ ดังนั้น การเพิ่มจำนวนชั้นของหอดูดซึมจะช่วยทำให้มีการสัมผัสกันระหว่างสารละลายมอนอเอทานอลามีนกับแก๊สกรดได้มากขึ้น และเมื่อพิจารณาผลของความดันภายในหอดูดซึม จะพบว่า การเพิ่มความดันจะส่งผลให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ภายในแก๊สสังเคราะห์ลดน้อยลง หรือกล่าวคือ มีการดูดซึมแก๊สกรดออกจากแก๊สสังเคราะห์ได้ดียิ่งขึ้นเช่นเดียวกันกับผลของจำนวนชั้น เนื่องจากการเพิ่มความดันจะทำให้เกิดความแตกต่างของความดันระหว่างแก๊สกรด และสารละลายมอนอเอทานอลามีน ซึ่งถือเป็นแรงขับเคลื่อน (driving force) ที่ทำให้เกิดการสัมผัส และถ่ายเทมวลกันได้ดียิ่งขึ้น

เมื่อพิจารณาภาวะดำเนินงานของหอดูดซึมที่เหมาะสม พบว่า หอดูดซึมที่มีจำนวนชั้นเท่ากับ 10 และความดันภายในหอเท่ากับ 40 บาร์ เป็นภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม เนื่องจาก การใช้ความดันภายในหอที่สูงจะส่งผลให้เกิดการดูดซึมทางกายภาพที่เพิ่มมากขึ้น ทำให้ปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์บางส่วนถูกดูดซึมไปด้วย ดังนั้นควรใช้ความดันที่ต่ำที่สุดที่สามารถดูดซึมไฮโดรเจนซัลไฟด์ให้ต่ำกว่าค่าที่ยอมรับได้สำหรับป้อนเข้าสู่กระบวนการฟิชเชอร์-โทรป ซึ่งที่ความดันเท่ากับ 40 บาร์ มีแค่จำนวนชั้นเท่ากับ 10 ที่สามารถลดไฮโดรเจนซัลไฟด์ให้ต่ำกว่าค่าที่กำหนดได้ โดยค่าที่กำหนดคือ มีปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ไม่เกิน 0.1 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ณ ภาวะดำเนินงานมาตรฐาน (ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



ภาพที่ 4.7 แสดงผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมที่มีต่อร้อยละการดูดซึมแก๊สกรดโดยอัตราการป้อนสารละลายอมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข)

ไฮโดรเจนซัลไฟด์

4.4.2 ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายอมอนอเอทานอลามีนที่มีต่อร้อยละการดูดซึมแก๊สกรด

อัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายอมอนอเอทานอลามีนสำหรับระบบไอน้ำร่วมกับอากาศ ถูกศึกษาในช่วง 100 ถึง 1000 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยใช้จำนวนชั้นของหอดูดซึมเท่ากับ 10 และความดันภายในหอดูดซึมเท่ากับ 40 บาร์ ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายอมอนอเอทานอลามีนต่อร้อยละการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ และ ไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากแก๊สสังเคราะห์ถูกศึกษาโดยใช้ข้อมูลแก๊สสังเคราะห์จากค่าที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยใช้ระบบไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งแสดงได้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ดั่งภาพที่ 4.8 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนจะมีผลทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ และ ไฮโดรเจนซัลไฟด์ภายในแก๊สสังเคราะห์ลดลง หรือกล่าวคือ มีการดูดซึมแก๊สกรดได้เพิ่มมากขึ้น เนื่องจากการเพิ่มอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนจะทำให้เกิดการสัมผัส และถ่ายเทมวลระหว่างสารละลายมอนอเอทานอลามีนกับแก๊สกรดได้ดียิ่งขึ้น

จากการจำลองกระบวนการเพื่อหาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากแต่ละตัวทำปฏิกิริยาภายในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เมื่อกำหนดให้ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่มีในแก๊สสังเคราะห์ที่ยอมรับได้เพื่อป้อนเข้าสู่กระบวนการฟิชเชอร์โทรป คือ ไม่เกิน 0.1 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ณ สภาวะดำเนินงานมาตรฐาน สามารถสรุปได้ดังตารางที่ 4.4



ภาพที่ 4.8 แสดงอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีผลต่อร้อยละการดูดซึมแก๊ส (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.4 แสดงสถานะการดำเนินงานที่เหมาะสมของหอดูดซึม สำหรับแต่ละตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	ความดันของหอดูดซึม(บาร์)	จำนวนชั้นของหอดูดซึม	อัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีน (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่เหลือ (มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
ไอน้ำ	5	10	325	0.0911
อากาศ			450	0.0989
ไอน้ำร่วมกับอากาศ			465	0.0989



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาและพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย เพื่อใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลวสะอาดจากกระบวนการฟิชเชอร์โทรปโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ ซึ่งแบ่งการจำลองกระบวนการออกเป็น 2 ส่วน ได้แก่

ส่วนที่หนึ่ง การผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย ซึ่งตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการที่นำมาเปรียบเทียบเพื่อศึกษา คือ ไอน้ำ อากาศ และ ไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งแก๊สสังเคราะห์ที่ได้ถูกวิเคราะห์ผ่านคำนวณหาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สมดุลได้โดยวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด และใช้สมการทางเทอร์โมไดนามิกส์ของ Soave-Redlich-Kwong จากการจำลองกระบวนการที่ภาวะเริ่มต้นในการดำเนินงาน คือ อุณหภูมิภายในเตาแก๊สไฟ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บาร์ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1 พบว่า ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาที่ให้อัตราการไหลเชิงโมล และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่สูงที่สุด ในขณะที่ศึกษาภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน พบว่า มีเพียงอากาศ และ ไอน้ำร่วมกับอากาศที่สามารถดำเนินงานภายใต้ภาวะดำเนินงานนี้ได้ ซึ่งภายใต้ภาวะดำเนินงานนี้ อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาที่ให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่สูงที่สุด นอกจากนี้ยังทำการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงภาวะดำเนินงานภายในเตาแก๊สไฟ ได้แก่ อุณหภูมิภายในเตาแก๊สไฟ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลที่มีต่อองค์ประกอบและอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ นอกจากนี้ยังทำการศึกษาอัตราส่วนไอน้ำและอากาศต่อชีวมวล ที่มีต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ ซึ่งพบว่า ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ประสิทธิภาพสูงสุดของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา คือ อุณหภูมิภายในเตาแก๊สไฟ 750 องศาเซลเซียส และเมื่อใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะใช้อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 สำหรับการใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะใช้อัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 และหากใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศจะใช้อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.8 และควรใช้อัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลให้น้อยที่สุดเท่าที่เป็นไปได้ ซึ่งมีค่าเท่ากับ 0.04 ส่วนภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนที่ทำให้ผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ประสิทธิภาพสูงสุดของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา คือ อุณหภูมิภายในเตาแก๊สไฟ 750 องศาเซลเซียส และเมื่อใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะใช้อัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.309 สำหรับไอน้ำร่วมกับอากาศ คือ ที่อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.1 และอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.375

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ส่วนที่สอง กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ ด้วยระบบที่ต้องผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์เพื่อปรับอัตราส่วน โดยโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งในส่วนนี้เป็น การนำแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สชิฟต์เคชันภายใต้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมจากส่วนที่ หนึ่งของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา ซึ่งจากการจำลองกระบวนการเพื่อศึกษาผลของจำนวนชั้น ความดันของหอดูด ชิม และอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีต่อร้อยละการดูดซึมแก๊สกรด เพื่อให้ ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่มีในแก๊สสังเคราะห์ต่ำกว่าค่าที่ยอมรับได้เพื่อป้อนเข้าสู่กระบวนการฟิชเชอร์ โทโรป พบว่า ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับทุกตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สชิฟต์เคชัน คือ จำนวน ชั้นของหอดูดชิมเท่ากับ 10 และค่าดำเนินงานที่ความดันเท่ากับ 40 บาร์ โดยอัตราการไหลเชิงโมลของ สารละลายมอนอเอทานอลามีนของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา คือ เมื่อใช้ไอน้ำจะต้องใช้อัตราการไหลเชิงโมลของ สารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 325 กิโลโมลต่อชั่วโมง ในขณะที่เมื่อใช้อากาศจะต้องอัตราการไหล เชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 450 กิโลโมลต่อชั่วโมง และสุดท้ายหากใช้ไอน้ำร่วมกับ อากาศจะต้องอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 465 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดย เมื่อผ่านหอดูดชิมเพื่อลดปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์แล้ว การใช้อากาศและไอน้ำร่วมกับอากาศจำเป็นต้อง นำมาผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์เพื่อปรับอัตราส่วน โดยโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ให้ เหมาะสมก่อน ในขณะที่การใช้ไอน้ำจะนำไปแยกน้ำโดยใช้หน่วยแยกน้ำเนื่องจากมีอัตราส่วนโดยโมล ไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เหมาะสมแล้ว

5.2 ข้อเสนอแนะ

แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สชิฟต์เคชัน และผ่านกระบวนการกำจัดแก๊สปนเปื้อน แล้ว จะถูกนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตเชื้อเพลิงเหลว โดยในส่วนนี้ควรที่จะเพิ่มการประเมินทาง เศรษฐศาสตร์เพื่อประเมินความคุ้มค่าในการนำส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยมาใช้ประโยชน์ และประเมินความ เป็นไปได้ในการผลิตเชื้อเพลิงเหลว

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 6
สรุปผลผลิตที่ได้จากการวิจัย

การเผยแพร่งานวิจัย

1. Chatrattanawet, N., Kanjanasorn, W., Authayanun, S., Saebea, D., Patcharavorachot, Y., (2018). Biomass steam gasification of sugarcane leftover for green diesel production. *Chemical Engineering Transactions*, 70, 1693-1698. (Scopus)
2. Chatrattanawet, N., Authayanun, S., Saebea, D., Patcharavorachot, Y., (2019). Syngas production from sugarcane leftovers through gasification integrated with adsorption process. *Journal of Cleaner Production* (Revised)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เอกสารอ้างอิง

- [1] Yang, Q., Zhou, H., Zhang, X., Nielsen, C.P., Li, J., Lu, X., et al. Hybrid life-cycle assessment for energy consumption and greenhouse gas emissions of a typical biomass gasification power plant in China. *Journal of Cleaner Production* 2018, 205: 661-671.
- [2] Yan, W.C., Shen, Y., You, S., Sim, S.H., Luo, Z.H., Tong, Y.W., Wang, C.H., Model-based downdraft biomass gasifier operation and design for synthetic gas production. *Journal of Cleaner Production* 2018, 178: 476-493.
- [3] Scheiterle, L., Ulmer, A., Birner, R., Pyka, A., From commodity-based value webs: The case of sugarcane in Brazil's bioeconomy. *Journal of Cleaner Production* 2017, 1-13.
- [4] Zeng, J., Xiao, R., Zhang, H., Chen, X., Zeng, D., Ma, Z., Syngas production via biomass self-moisture chemical looping gasification. *Biomass and Bioenergy* 2017, 104: 1-7.
- [5] Zhang, L., Xu, C., Champagne, P., Overview of recent advances in thermo-chemical conversion of biomass. *Energy Conversion and Management* 2010, 51: 969-982.
- [6] ศูนย์ส่งเสริมพลังงานชีวภาพ มูลนิธิพลังงานเพื่อสิ่งแวดล้อม. (2551). ผลการวิเคราะห์ของพืชพลังงาน พ.ศ.2550: ชีวมวล (Biomass). พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพฯ: ศูนย์ส่งเสริมพลังงานชีวภาพ.
- [7] กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. (2556). "ผลการประเมินศักยภาพ พลังงานชีวภาพแต่ละชนิด" [Online]. Available: http://biomass.dede.go.th/biomass_web/index.html
- [8] Im-orb, K., Simasatitkul, L., Arpornwichanop, A., Analysis of synthesis gas production with a flexible H₂/CO ratio from rice straw gasification. *Fuel* 2016, 164: 361-373.
- [9] Strezov, V., Evans, T.J., *Gasification of Biomass: Biomass Processing Technologies*. Washington, DC: CRC Press. 2014.
- [10] Abu-Zahra, M.R.M., Schneiders, L.H.J., Niederer, J.P.M., Feron, P.H.M., Versteeg, G.F., CO₂ capture from power plants: Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 2017, 1: 37-46.
- [11] White, C.W., ASPEN Plus Simulation of CO₂ Recovery Process. Final report. Morgantown, US: EG&G Technical Services, Inc; 2002 Sep. DOE/NETL-2002/1182.
- [12] Chutichai, B., Patcharavorachot, Y., Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production. *Energy* 2015, 82: 406-413.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- [13] Im-orb, K., Simasatitkul, L., Arpornwichanop, A., Analysis of synthesis gas production with a flexible H_2/CO ratio from rice straw gasification. *Fuel* 2016, 164: 361-373.
- [14] Kaewluan, S., Pipatmanomai, S., Potential of Synthesis Gas Production from Rubber Wood Chip Gasification in a Bubbling Fluidised Bed Gasifier. *Energy Conversion and Management* 2011, 52: 75–84.
- [15] Kaewluan, S., Pipatmanomai, S., Gasification of high moisture rubber woodchip with rubber waste in a bubbling fluidized bed. *Fuel Processing Technology* 2011, 92: 671–677.
- [16] Shehzad, A., Bashir, M.J.K., Sethupathi, S., System analysis for synthesis gas (syngas) production in Pakistan from municipal solid waste gasification using a circulating fluidized bed gasifier. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2016, 60: 1302-1311.
- [17] Chery-rod, N., Nudchamong, S., Patcharavorachot, Y., Hydrogen production from glycerol by using supercritical water reforming. Bachelor thesis in Chemical Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, 2012.
- [18] Im-orb, K., Simasatitkul, L., Arpornwichanop, A., Techno-economic analysis of the biomass gasification and Fischer-Tropsch integrated process with off-gas recirculation. *Energy* 2016, 94: 483-496.
- [19] Edwards, J.E., Process modelling selection of thermodynamic methods, Thornaby, P&I Design Ltd. 2008.
- [20] Filippis, P.D., Borgianni, C., Paolucci, M., Pochetti, F., Gasification process of Cuban bagasse in a two-stage reactor. *Biomass and Bioenergy* 2004, 27: 247-252.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารผลงานวิจัยที่ 1

Chatrattanawet, N., Kanjanasorn, W., Authayanun, S., Saebea, D.,
Patcharavorachot, Y., (2018). Biomass steam gasification of sugarcane
leftover for green diesel production. *Chemical Engineering Transactions*, 70,
1693-1698. (Scopus)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Biomass Steam Gasification of Sugarcane Leftover for Green Diesel Production

Narissara Chatrattanawet^a, Worameth Kanjanasorn^a, Suthida Authayanun^b, Dang Saebea^c, Yaneeporn Patcharavorachot^{a,*}

^aDepartment of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok, 10520, Thailand

^bDepartment of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Srinakharinwirot University, Nakhon Nayok 26120, Thailand

^cDepartment of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Burapha University, Chonburi 20131, Thailand
yaneeporn.pa@kmitl.ac.th

Biomass gasification is one of attractive processes for syngas production. In this research, sugarcane leftover is selected to use as feedstock. The produced gas has a purpose to use for green liquid fuels production through Fischer-Tropsch process. Consequently, this search aims to develop the model of syngas production from sugarcane leftover by using AspenPlus™ simulation software. In order to obtain syngas that suitable for producing liquid fuel, the content of some contaminants, i.e., CO₂ and H₂S must be concerned and thus, this process should be integrated with gas cleaning. The simulation was performed by using steam as gasifying agent. The effect of operating conditions in gasifier was also examined to find optimal conditions that provide the highest cold gas efficiency. The results showed that syngas content increases significantly with an increase in temperature and it reaches a stable at temperature higher than 750 °C. The optimal steam to biomass molar ratio is 0.6. Moreover, the absorption process by monoethanolamine (MEA) was studied to reduce H₂S in syngas (below 0.1 mg/Nm³). Under this requirement, it was found that the optimal operating condition of adsorber is pressure of 40 bar and tray number of 10 by using MEA molar flow rate of 325 kmol/h.

1. Introduction

Presently, biomass is an interesting renewable energy source that can directly replace the depleting fossil fuels for fuel production, leading to a decrease in climate change and pollutant emission (Gadsboll et al., 2017). The advantage of using biomass is to not have CO₂ emissions into the environment owing to the cogeneration neutralization reaction. This means that the CO₂ quantities occurred via the biomass conversion is approximately same as the amount of CO₂ consumed during the plant growth (Katare and Madurwar, 2017). Many researchers have been focused on the conversion of various biomasses into fuel. Sugarcane is one of the most interesting agricultural plants with the highest bioconversion efficiency. Many parts of sugarcane can use as raw materials for industrial processes. For example, the sweet liquid (juice) inside sugarcane stalks containing sucrose is used to produce sugar and ethanol. With the sugar and ethanol productions are growing, residues from sugarcane, i.e., bagasse, leaves and tops are more generated. Bagasse can be used as alternative sources for paper production (Rainey et al., 2006), power generation, and energy production (Khatiwada et al., 2012) whereas the leaves and tops of sugarcane stalks (referred to sugarcane leftovers) are generally combusted in the field, not used for energy production. Therefore, this work is concentrated on the using sugarcane leftovers as raw material for the fuel production to add value of the agricultural waste. Many researchers have been concentrated to develop methods to use more biomass as fuel. Biomass can be converted to synthesis gas (syngas) by gasification process considered as a key technology for biofuels production and then syngas can be continuously converted to liquid fuels or chemicals such as green diesel and methanol. This process is called biomass to liquid (BTL). Syngas production from this process is a high temperature endothermic process that also is suitable for heat and power generation (Miao et al., 2014). According to these benefit, the gasification process through thermo-chemical reactions is presently considered

as a promising choice in industrial applications. Among gasifiers used in the gasification process, circulated fluidized bed (CFB) gasification technology is considered to convert biomass to syngas due to its high reaction rates and high thermal efficiency (Chutichai et al., 2015). There are several kinds of gasifying agents including steam, air, and air-steam. The use of steam as agent is the common alternative for biomass gasification process to produce the syngas rich in hydrogen (Detchusananard et al., 2017). However, the steam biomass gasification has unavoidable problem with undesirable H_2S and tar occurred during the process. Thus, the obtained syngas should be purified by removing contaminants, i.e. H_2S and CO_2 before supplying to other process. For eliminating impurities, the product gas leaving the gasifier is fed into a gas cleaning unit. An absorption process using monoethanolamine (MEA) as solvent is an interesting technology for implementing to remove CO_2 and H_2S from power plants (Abu-Zahra et al., 2007).

The aim of present work is to concentrate on the steam biomass gasification process to produce clean syngas for the green diesel production under highest cold gas efficiency. Sugarcane leftovers are used as biomass input for syngas production. The process design flow sheet for circulating fluidized bed gasifier is developed in the Aspen Plus. Then, the effect of gasifier operating conditions such as gasifying temperature and steam to biomass (S/B ratio) on product gas compositions, cold gas efficiency (CGE), and total energy consumption is studied to define the optimal operating condition for syngas production. Moreover, the effect of absorber parameters on the H_2S and CO_2 removal is considered.

2. Description of gasification process

In order to study the gasification process, there are many researches using process simulation software as Aspen Plus software that is the most commonly used to simulate process (Muslim et al., 2017). The flowsheet of steam biomass gasification of sugarcane leftovers is designed in Aspen Plus simulator, as shown in Figure 1 to analyze syngas composition and its efficiency. Firstly, sugarcane leftovers used as a non-conventional biomass are heated by B-HEATER unit and then they (HT-FEED) are fed into a conversion reactor (DECOMP) that can convert to conventional components, i.e. carbon, hydrogen, oxygen, nitrogen, sulphur, and ash (ELEMENTS). The components in ELEMENTS stream are calculated via considering proximate and ultimate analyzes. Water also heated by S-HEATER and the outlet stream from DECOMP unit are fed to circulating fluidized bed gasifier (GASIFIER) to simulate the biomass gasification using RGIBB reactor. Finally, the gases obtained from GASIFIER unit are sent to C-SEP unit to separate ash from syngas. Figure 2 shows the diagram of gas cleaning unit. The gases (SYNGAS) produced from steam gasification process should be sent to gas cleaning unit in order to remove all contaminants before using as a fuel for liquid fuels production. The chemical absorption process is considered to eliminate contaminants such as H_2S and CO_2 . MEA is used as absorption solvent for CO_2 and H_2S captures in ABSORBER unit. Cleaned syngas in FT-FEED stream will be used as reactant for the production of liquid fuels through Fisher-Tropsch process.

3. Methodology

In this work, the thermodynamic calculation is performed by using AspenPlus™. The sugarcane leftovers are selected as the feedstock for steam biomass gasification process and its properties such as proximate analysis and ultimate analysis are presented in Table 1. The initial operating conditions for biomass and steam in gasification process include the inlet molar flow rate of 100 kmol/h, temperature of 25 °C, and pressure of 1 bar. Decomposition reactor and circulating fluidized bed gasifier are the same condition at 800 °C and 1 bar. For gas cleaning unit, the solvent used for absorber included 20 % MEA and 80 % H_2O is fed with the molar flow rate of 500 kmol/h, temperature of 25 °C, and pressure of 1.4 bar. The absorption column is operated at 5 trays and 1 bar.

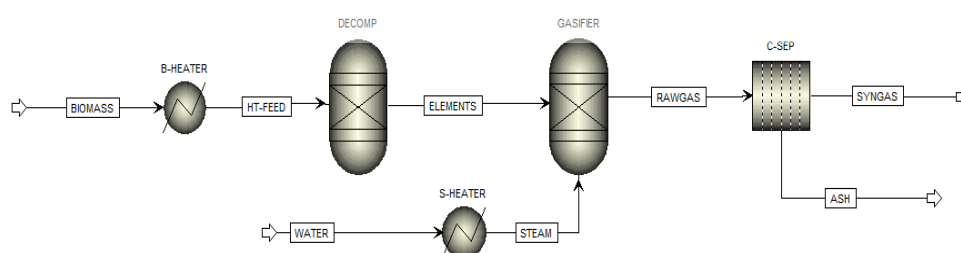


Figure 1: A schematic diagram of steam biomass gasification of sugarcane leftovers

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

The cold gas efficiency, CGE is defined as expressed in Eq(13). ELECNRTL is used as equation of state for absorption process.

$$\%CGE = \frac{(n_{H_2} \times LHV_{H_2}) + (n_{CO} \times LHV_{CO})}{(n_{Biomass} \times LHV_{Biomass})} \times 100 \quad (13)$$

4. Results and discussion

Biomass gasification of sugarcane leftovers using steam as gasifying agent is studied for the syngas production. This part presents the validation result for ensuring the proposed model, the syngas production section for finding the optimal operating condition, and the gas cleaning unit for syngas purification.

4.1 Comparison with experimental results

Since the experiment data of sugarcane leftovers gasification has not been reported in the literatures, the simulation result was validated with data extracted from Kaewpanha et al. (2014). In their experiment, Japanese cedar and steam were used as feedstock in biomass gasification. The gasifier was operated at 700 °C with steam to biomass (S/B) ratio of 1. The proximate analysis and ultimate analysis of Japanese cedar are presented in Table 2. The comparison of the model predictions and the experimental data is shown in Table 3. The result can indicate that the simulation results are rather close to the experiment data, leading to ensuring to implement this model prediction for this study. Although the feedstock proposed in this work is different from the literature, if the simulation value is close to the experiment result under same feedstock and operating condition and thus, it can guarantee the accuracy of proposed model. This is reasonable to use the proposed model for studying the gasification from sugarcane leftovers.

4.2 The production of synthesis gas

The effect of gasifier temperature and S/B ratio are investigated to select the suitable operating conditions under the maximum cold gas efficient. Figure 3(a) shows the effect of the gasifying temperature (500-1,000 °C) on the product gas components, syngas molar flow rate, and cold gas efficiency by setting the S/B ratio at 1. An increase in the gasifier temperature causes a significant increase in the amount of H₂ and CO because of boudouard reaction, heterogeneous water-gas reaction, and steam and dry reforming reactions of methane, as expressed in Eqs. (6), (7), and (10)-(12). Thus, the concentrations of CO₂, CH₄, and H₂O decrease. At higher temperature (> 700 °C), it can be seen that the concentration of H₂O slightly increases and that of H₂ decreases due to reverse water gas shift, Eq.(9). The effect of temperature on the cold gas efficiency is also investigated, as shown in Figure 3(b). The cold gas efficiency will significantly increase when the temperature is operated below 750 °C. Then it slightly increases. Moreover, the cold gas efficiency shows the same trend with the syngas composition. Therefore, the suitable gasifier temperature is selected at 750 °C, leading to the maximum cold gas efficiency of 115.

The variations of the product gas composition, syngas molar flow rate, and cold gas efficiency due to changing in the S/B ratio (0.04-2) are shown in Figure 4. The gasifier temperature is set at 750 °C. The results show that the concentrations of H₂ and CO are a little increase due to heterogeneous water-gas reaction (Eq(7)) and methane steam reforming reaction Eq(10). Then, they will significantly decrease at S/B ratio operated higher 0.2 and 0.4 for CO and H₂, respectively. This is because the water gas shift reaction (Eq(9)) has more influence than heterogeneous water-gas reaction. Like the gasifier temperature effect, the syngas molar flow rate and cold gas efficiency show the same trend. Hence, the proper S/B ratio is selected at 0.6.

Table 2: Proximate and ultimate analysis of Japanese Cedar (Kaewpanha et al., 2014)

Proximate analysis (wt.% dry basis)			
Moisture	5.0	Volatile matter	52.8
Fixed carbon	33.7	Ash	13.5
Ultimate analysis (wt.% dry basis)			
C	39.2	N	1.9
H	5.0	S	1.5
O	52.4		

Then, the total energy consumption is studied as a wider range of S/B ratio (0.04-3) while the gasifier temperature is kept as constant at 750 °C. The steam generator, gasifier, and product gas cooler are included

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

in the calculation of the total energy consumption. The result as shown in Figure 5 indicates that the total energy consumption increases when the S/B ratio increases due to the highly endothermic reaction, i.e., water gas, and steam and dry reforming reaction of methane. Although this process requires the external heat source, it has opportunity to perform energy integration with other units. Furthermore, if the thermal self-sufficient operation is concerned, air or steam-air should be used as gasifying agents instead of only-steam.

Table 3: Comparison between simulation result and experimental data from (Kaewpanha et al., 2014)

Gas composition (% volume)	Experimental data	Simulation data
H ₂	44.4	45.9
CO	18.5	21.3
CO ₂	29.6	27.6

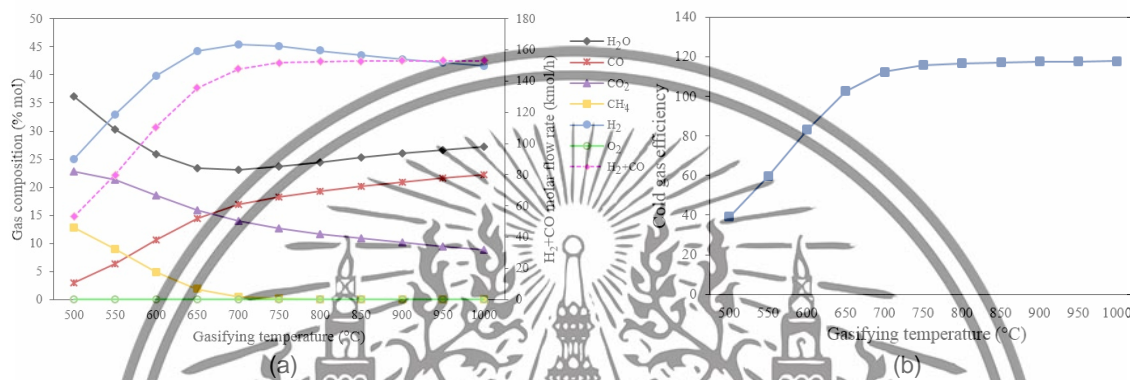


Figure 3: Effect of gasifying temperature on (a) gas composition (solid line) and H₂+CO molar flow rate (dash line) and (b) cold gas efficiency

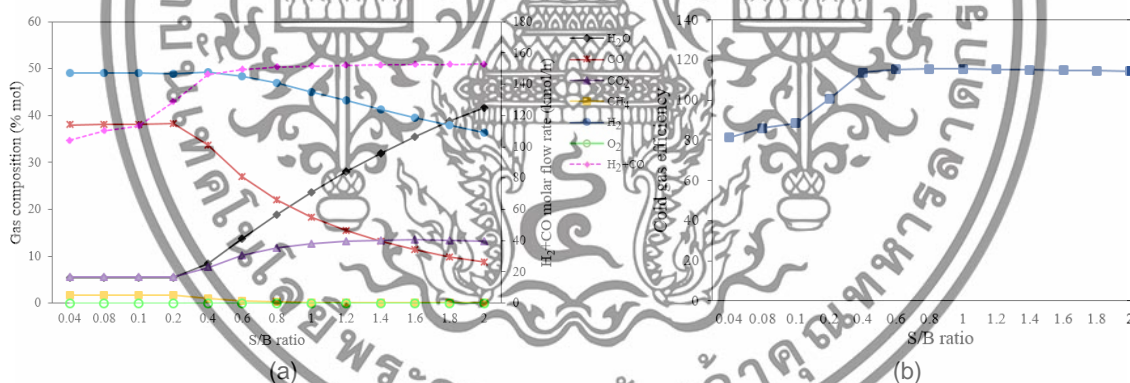


Figure 4: Effect of S/B ratio on (a) gas composition (solid line) and H₂+CO molar flow rate (dash line) and (b) cold gas efficiency

4.3 Gas cleaning unit

The product gas obtained from biomass gasification process still consists of impurities such as H₂S and CO₂. Syngas used for Fisher-Tropsch must have H₂S content less than 0.1 mg/nm³. Thus, the adsorption unit is studied by varying the pressure (5-50 bar) and tray (2-10) of adsorber, and molar flow rate of MEA (100-1,000 kmol/h). The simulation result shows that an increase in column pressure and tray and molar flow rate of MEA causes better the absorption of H₂S and CO₂. The suitable operating condition for absorption process is defined at MEA molar flow rate of 325 kmol/h, column pressure of 40 bar, and column tray of 10. Although the adsorption unit can remove H₂S and CO₂, it may provide high cost. In order to ensure that the use of adsorption unit as purification process is suitable for gasification, the economic analysis should be considered.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

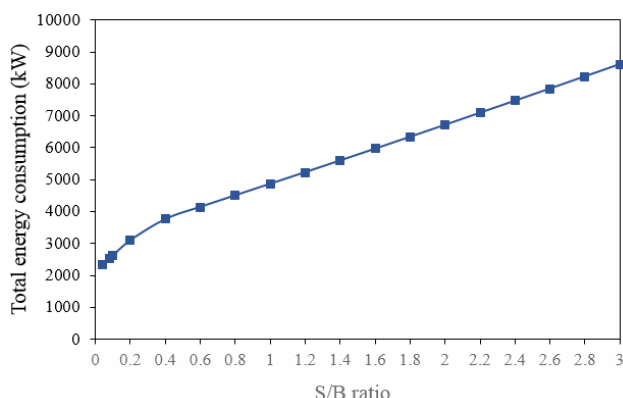


Figure 5: Effect of S/B ratio on total energy consumption

5. Conclusions

The biomass gasification of sugarcane leftovers was analyzed by using steam as gasifying agent. The syngas generated from this process will be used to produce the green liquid fuels via Fisher-Tropsch process. The effects of gasifying temperature and S/B ratio on product gas composition, cold gas efficiency, and total energy consumption were studied to determine the optimal operating condition for biomass gasification process. The simulation results showed that the operating condition for steam biomass gasification under the maximum cold gas efficiency was the gasifier temperature of 750 °C and S/B ratio of 0.6. Then, the effect of operating conditions of adsorber was examined. In order to reduce the H₂S content below 0.1 mg/Nm³, the adsorber with 10 trays should be operated at 40 bar by using MEA molar flow rate of 325 kmol/h.

Acknowledgments

The authors gratefully acknowledge the supports from King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang (KREF146101).

References

- Abu-Zahra M.R.M., Schneiders L.H.J., Niederer J.P.M., Feron P.H.M., Versteeg G.F., 2007, CO₂ capture from power plants: Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1, 37-46.
- Chutichai B., Patcharavorachot Y., Assabumrungrat S., Arpornwihanop A., 2015, Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production, *Energy*, 82, 406-413.
- Detchusanand T., Pongesh P., Saebae D., Authayanun S., Arpornwihanop A., 2017, Modeling and analysis of sorption enhanced chemical looping biomass gasification, *Chemical Engineering Transactions*, 57, 103-108.
- Gadsboll R.O., Thomsen J., Bang-Møller C., Ahrenfeldt J., Henriksen U.B., 2017, Solid oxide fuel cells powered by biomass gasification for high efficiency power generation, *Energy*, 131, 198-206.
- Katare V.D., Madurwar M.V., 2017, Experimental characterization of sugarcane biomass ash – A review, *Construction and Building Materials*, 152, 1-15.
- Kaewpanha M., Guan G., Hao X., Wang Z., Kasai Y., Kusakabe K., Abudula A., 2014, Steam cogasification of brown seaweed and land-based biomass. *Fuel Processing Technology*, 120, 106-112.
- Khawiwada D., Seabra J., Silveira S., Walter A., 2012, Power generation from sugarcane biomass - A complementary option to hydroelectricity in Nepal and Brazil, *Energy*, 48, 241-254.
- Miao Q., Zhu J., Barghi S., Wu C., Yin Z., Zhou Z., 2014, Model validation of a CFB biomass gasification model, *Renewable Energy*, 63, 317-323.
- Muslim M.B., Saleh S., Samad N.A.F.A., 2017, Effects of purification on the hydrogen production in biomass gasification process, *Chemical Engineering Transactions*, 57, 1495-1500.
- Rainey T.J., Covey G., Shore D., 2006, An analysis of Australian sugarcane regions for bagasse paper manufacture. *International Sugar Journal*, 108, 640-644.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารผลงานวิจัยที่ 2

Chatrattanawet, N., Anthayanun, S., Saebea, D., Patcharavorachot, Y.,
(2019). Syngas production from sugarcane leftovers through gasification
integrated with adsorption process. *Journal of Cleaner Production* (Revised)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

View Letter

Close

Date: Feb 13, 2019
To: "Yaneeporn Patcharavorachot" kpyaneep@kmitl.ac.th,yaneepon.p@hotmail.com
cc: j.klemes.jclepro@outlook.com;evnfan0072002@gmail.com;yv.fan.JCLEPRO@outlook.com
From: Jiri Klemeš eesserver@eesmail.elsevier.com
Reply To: Jiri Klemeš j.klemes.jclepro@outlook.com
Subject: Your Submission

Ms. Ref. No.: JCLEPRO-D-19-00816

Title: Syngas production from sugarcane leftovers through gasification integrated with adsorption process

Note: While submitting the revised manuscript, please double check the author names provided in the submission so that authorship related changes are made in the revision stage. If your manuscript is accepted, any authorship change will involve approval from co-authors and respective editor handling the submission and this may cause a significant delay in publishing your manuscript. Also, please make sure to submit editable source files for the manuscript. Because our production can only use the editable files (e.g., Word, LaTeX) to typeset your article for final publication. Moreover, remove any items that are being changed (including Manuscript) and submit only the latest version of manuscript files during the revision.

Dear Dr. Yaneeporn Patcharavorachot,

Thank you for considering Journal of Cleaner Production.
Please see the comments of the reviewers on the article Syngas production from sugarcane leftovers through gasification integrated with adsorption process. I suggest you consider these comments, suggestions and questions and revise your article accordingly. The revised version of your submission is due by Apr 14, 2019.

For your guidance, reviewers' comments are appended below.

If you decide to revise the work, please submit a list of changes or a rebuttal against each point which is being raised when you submit the revised manuscript.

To submit a revision, please go to <https://ees.elsevier.com/jclepro/> and login as an Author.

Your username is: *****

If you need to retrieve password details, please go to:
http://ees.elsevier.com/jclepro/automail_query.asp

On your Main Menu page is a folder entitled "Submissions Needing Revision". You will find your submission record there.

Please note that this journal offers a new, free service called AudioSlides: brief, webcast-style presentations that are shown next to published articles on ScienceDirect (see also <http://www.elsevier.com/audioslides>). If your paper is accepted for publication, you will automatically receive an invitation to create an AudioSlides presentation.

Journal of Cleaner Production features the Interactive Plot Viewer, see:
<http://www.elsevier.com/interactiveplots>. Interactive Plots provide easy access to the data behind plots. To include one with your article, please prepare a .csv file with your plot data and test it online at <http://authortools.elsevier.com/interactiveplots/verification> before submission as supplementary material. Data in Brief (optional)

We invite you to convert your supplementary data (or a part of it) into a Data in Brief article. Data in Brief articles are descriptions of the data and associated metadata which are normally buried in supplementary material. They are actively reviewed, curated, formatted, indexed, given a DOI and freely available to all upon publication. Data in Brief should be uploaded with your revised manuscript directly to Journal of Cleaner Production. If your Journal of Cleaner Production research article is accepted, your Data in Brief article will automatically be transferred over to our new, fully Open Access journal, Data in Brief, where it will be editorially reviewed and published as a separate data article upon acceptance. The Open Access fee for Data in Brief is \$500.

Please just fill in the template found here:
https://www.elsevier.com/_data/assets/word_doc/0004/215779/Datainbrief_template.docx. Then, place all Data in Brief files (whichever supplementary files you would like to include as well as your completed Data in

Submitted to Journal of Cleaner Production

Type of manuscript: Full length article

Syngas production from sugarcane leftovers through gasification integrated with adsorption process

Narissara Chatrattanawet^a, Suthida Authayanun^b, Dang Saebea^c and Yaneeporn Patcharavorachot^{a,*}

^aDepartment of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok 10520, Thailand

^bDepartment of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Srinakharinwirot University, Nakhon Nayok 26120, Thailand

^cDepartment of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Burapha University, Chonburi 20131, Thailand

* Corresponding author. Email: yaneeporn.pa@kmitl.ac.th. (Y. Patcharavorachot)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ABSTRACT

The aim of research is to present optimal operating conditions for the clean syngas production from sugarcane leftovers through the gasification process by using AspenPlus™ software. In order to obtain the optimal syngas for liquid fuel production, this process should be integrated with gas cleaning. The simulation was performed by comparing three gasifying agents, such as steam, air, and air-steam. To find optimal conditions that provide the highest cold gas efficiency, the effect of operating conditions in gasifier was also examined. In addition, the possibility of syngas production operated under a thermal self-sufficient condition was studied. The gasification results showed that syngas content increases significantly with the increase of temperature. The proper gasifying temperature is 750 °C for three processes. The optimal S/B ratio and A/B ratio are 0.6. For system using air-steam as gasifying agents, the A/B and S/B ratios should be operated at 0.04 and 0.6, respectively. The gasifying agent that gives the highest cold gas efficiency is steam. However, the thermal self-sufficient condition is not achieved in steam due to the endothermic reactions. When considering the using air and air-steam, the operation under self-thermal sufficient is possible. The gas cleaning process by employing the absorption process in order to achieve the cleaner production of syngas with capturing CO₂ and H₂S was studied via using monoethanolamine (MEA) as solvent. The optimal column pressure is 40 bars and the number of trays equals to 10. To obtain the H₂S content below 0.1 mg/m³, the MEA molar flow rates are 325, 450, and 465 kmol/h for systems using steam, air, and air-steam, respectively.

Keywords: Syngas; Biomass gasification; Sugarcane leftover; Absorption

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

1. Introduction

Currently, an energy consumption in the world grows continuously according to an economic growth especially the energy consumed in the industries and transportation. The major energy source is mainly derived from non-renewable energy such as fossil fuels which take a long time to form and are a limited resource depending on demand. The growing consumption of fossil fuels via the combustion process for heat and power generations leads to the air pollution and global energy crisis (Yang et al., 2018). This awareness has forced many researchers to utilize renewable energy sources to produce a clean and sustain energy. The renewable energy replenished continuously with natural resources such as solar and wind has a low environmental impact but it is still restricted in terms of the time and proper energy storage. Recently, a biomass as the organic matter has been focused as the attractively renewable energy source to produce the chemical product, electricity, and fuels for transportation because of its CO₂ neutral, environmentally friendly, its ease of storage, flexibility, and low price due to the utilization of wastes.

Biomass can be converted to fuels or energy and can either be utilized instantly via a general combustion process to generate heat, or circuitously after changing it to synthesis gas (Yan et al., 2018). Biomass is considered for synthesis gas production and the biomass utilized as energy is increasingly valued worldwide (Berruoco et al., 2014). Biomass comprises a wide range of agriculture materials or industrial wastes, i.e., bagasse, sugarcane, rice straw, and saw dust, these organic materials are received from green plants. When considering the property of agriculture wastes, sugarcane is the most grown agriculture products and its some part such as leaves and top of sugarcane referred to “sugarcane leftovers” is discarded as agriculture wastes. Sugarcane generates spontaneously common compounds that are promptly available for high-

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

technology processing and has a higher yield potential than sugar beet or corn (Scheiterle et al., 2017). Moreover, a sugarcane bagasse also is a residual biomass waste occurred after the industrial process. Therefore, the sugarcane is an interesting biomass because it can be used all parts to product heat and energy. The advantages of the conversion of sugarcane waste to energy include a decrease in the agriculture wastes and low CO₂ emission to the environment owing to the cogeneration neutralization reaction (Katare and Madurwar, 2007). Because the amount of CO₂ released from the conversion of biomass is approximately identical as the consumption of CO₂ during the plant growth (Nakyai et al., 2017). Katare and Madurwar (2007) studied the biomass ash from sugarcane obtained from the biomass combustion process. Sugarcane in Nepal is utilized to produce not only sugar and ethanol but also heat and power from bagasse cogeneration plants (Silveira and Khatiwada, 2010). Khatiwada et al. (2012) investigated the development of sugarcane biomass for power generation in Brazil and Nepal. The estimated value of power generation potential from sugarcane residues in Peru was analyzed (Marcelo et al., 2017). As mentioned above, sugarcane was used for various processes in various areas that have a large amount of sugarcane. Both sugarcane bagasse and sugarcane leftovers are considered as agriculture wastes but the use of sugarcane leftovers is received more attention since there are higher amount of residue. Additionally, the gasification from sugarcane leftovers has not been reported yet. Thus, the conversion of sugarcane leftovers into the value-added products (syngas) becomes an attractive option that is focused in this research.

In general, agriculture residues or other wastes are burned to produce steam and then, electricity is generated via a turbine, or steam provides heat to industries. To apply the biomass as fuel, the conversion of solid to gaseous fuel is considered, this can be accomplished via the gasification process. A gasification process that can change the solid biomass to synthesis gas (or

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

syngas) via a thermo-chemical reaction is considered as the promising technology with low cost and high efficiency (Zeng et al., 2017). Then, this syngas can be transformed into many other valuable products depending on type of process, such as reverse steam reforming process to form methane (CH₄), Fischer-Tropsch reaction to produce liquid fuels (Zhang et al., 2010), and methanol synthesis to produce methanol (Carvalho et al., 2017). The gasification process operates at high temperature (above 700 °C) with using steam and/or air as gasifying agents. Chemical reactions occurring in gasifier include several different processes that almost depend on temperature. Operational conditions of gasification process and the oxidizing agents (air, oxygen, and steam) should be considered to determine the syngas composition. Air is the most general gasifying agent due to its plentitude and cheapness. Nevertheless, using only air as agent gets low H₂ content owing to nitrogen (N₂) in air directly causing the low quality. The syngas produced through the biomass gasification using pure oxygen (O₂) as agent has a more quality than that using air; however, the oxygen cost is rather high (Li et al., 2004). To obtain high H₂ contents, a steam gasification is considered. This gasifying agent can produce syngas with high heating value (Saxena et al., 2008) but the gasification reactions of steam are endothermic, leading to the requirement of external energy source for the gasifier (Umeke et al., 2010). Using the mixture of air and steam as agents is a choice for procuring energy based on the partial combustion of biomass with O₂; however, the product quality may be lower (Lv et al., 2004). Imorb et al. (2016) analyzed the production of syngas from rice straw via gasification process. Air-steam and steam-CO₂ were implemented as gasifying agents to study the possibility of H₂/CO ratio adjustment in a gasifier under thermal self-sufficient condition. The result showed that the air-steam system spends lightly energy and can operate at the thermal self-sufficient conditions.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Therefore, the studying of using gasifying agents for biomass (sugarcane leftovers) gasification should be considered via using the different agents, e.g., air, steam, and mixture of air and steam.

The optimal gasifier and its control strategy are essential factors to achieve efficient and clean energy production. The selection of biomass gasifiers depends on complex chemical reactions, including fast pyrolysis, partial oxidation of pyrolysis products, gasification of char, conversion of tar and lower hydrocarbons, and water-gas shift (Villetta et al., 2017). Sales et al. (2017) studied the experiment assessment of biomass (eucalyptus spp.) gasification by using two stage downdraft reactor and using air, steam and oxygen as gasifying agent. Using air with saturated steam or even of O₂ with saturated steam is interesting not only as a way to improve the H₂ content and the heating value of syngas but also to handle quality steam normally found in the industry. Circulating fluidized bed gasifier was applied to produce hydrogen from biomass (Chutichai et al., 2015). The result showed the syngas generated via steam gasification using circulating fluidized bed gasifier achieves the highest hydrogen content and the quality of product gas. Circulating fluidized bed gasifier has attracted important concentration due to its high reaction rates, high solid mixing, high thermal efficiency, and good scalability (Gomez-Barea and Leckner, 2010, Peng et al., 2017, Liu et al., 2016). Moreover, the main advantage of fluidized bed gasifier is that the relatively low operating temperature (around 800 °C or below) of this biomass gasifier prevents ash sintering, which can cause de-fluidization in the bed (Loo and Koppejan, 2004). Therefore, this study focuses on the implementing of circulating fluidized bed gasifier as gasification reactor. Product gases attained from the biomass gasification include lower hydrocarbon, H₂, CO, CO₂, inorganic impurities, and tars (Gadsboll et al., 2017). It must be purified via syngas treatment process such as tar removal before applying to other processes (Hernández et al., 2016). Syngas can be utilized to produce hydrogen, methanol,

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

dimethyl ether, diesel, and other chemical products (Boerrigter and Rauch, 2006) and to generate electricity via fuel cells or gas turbine (Ruiz et al., 2013). The energy storage in form of liquid fuels has acquired great concentration owing to ease of utilizing and handling. Therefore, the suitable H_2/CO ratio and gas cleaning process are also considered to achieve the high-quality syngas for the production of green liquid fuels.

Interestingly, the investigated system of biomass gasification from sugarcane leftovers and liquid fuel production has not been reported in the literature. Therefore, the aim of this research is to design and develop the production of syngas via the biomass gasification from sugarcane leftovers to obtain the optimal syngas for liquid fuels production. The model of syngas production through gasification of sugarcane leftovers is designed and developed by using AspenPlus™ simulation software. The varying process parameters such as gasifying agents, gasifier temperature, and agent/biomass ratio as well as feedstock composition are examined to define the optimal operating condition that can maximize syngas production and cold gas efficiency. The operation under the thermal self-sufficient condition is one of issues that should be considered to provide the potential process operation. Moreover, the absorption process that uses MEA as solvent is considered via focusing on the effect of the number of trays, column pressure, and MEA molar flow rate.

2. Description of syngas production

The liquid fuels production from synthesis gas obtained from biomass gasification process consists of three main steps: the production of syngas from biomass (sugarcane leftovers), the purification of raw syngas, and the production of liquid fuels like diesel via Fischer-Tropsch and/or the methanol production. Fig. 1 shows the process layout of the diesel

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

and/or methanol production from syngas produced by the gasification process of sugarcane leftovers. From this process layout, if CO₂ is removed from syngas in the gas cleaning unit by the absorption or adsorption process, the captured CO₂ can be also used as gasifying agent or feedstock for methanol production. This drives the integrated process of biomass gasification and liquid fuels production more attractive since there is less amount of carbon released to the atmosphere. However, only gasification and gas cleaning processes are investigated in this research. The suitable syngas will be defined for the liquid fuels production that will be studied in the future work.

The syngas production through biomass gasification process from sugarcane leftovers is simulated by using AspenPlus™ simulation software to find the component of syngas. The process flowsheets of biomass gasification using sugarcane leftovers as feed with the different gasifying agents are illustrated in Fig. 2. The gasifying agents applied in this research include steam, air, and air-steam. First step, sugarcane leftovers focused as the non-conventional component are heated and decomposed before feeding to gasifying unit via B-HEATER and DECOMP (decomposition reactor) units, respectively. The components obtained from DECOMP units (ELEMENTS stream) comprise hydrogen, oxygen, carbon, nitrogen, sulphur, and ash. The gasifying agent such as steam and/or air is also heated via S-HEATER and A-HEATER following steam and air, respectively. Then, ELEMENTS stream and STEAM and/or HT-AIR stream are fed to GASIFIER unit which the type of gasifier used in this research is the circulating fluidized bed gasifier. Last step, the raw gases received from gasifier are sent to remove solid like ash through C-SEP unit (solid separator). Afterwards, the syngas will be obtained.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

The second step is to purify the syngas gained from gasification process. All contaminants such as carbon dioxide (CO₂) and hydrogen sulfide (H₂S) will be eliminated from syngas before feeding liquid fuel production unit. The gas cleaning flowsheet is shown in Fig. 3. The absorption process using monoethanolamine (MEA) as absorption solvent is considered to capture H₂S and CO₂. The main units include absorber, water gas shift, and regenerator. Syngas is fed through COOLER1 for cooling down and then compressed via COMPRES1 to the specified pressure. MEA is cooled via COOLER3. Then, INLET and MIX-MEA streams are fed to absorption chamber (ABSORBER) to eliminate contaminants. The up-stream from absorber (PUR-SYN) is heated before feeding to water gas shift reactor (WGS) to adjust the H₂/CO ratio and then, the purified syngas (ADJSYN) is compressed and cooled before using in the liquid fuels production. FT-FEED stream is the purified and adjusted syngas that is suitable for the liquid fuels production. Moreover, the down-stream (RICH) is heated and sent to regeneration unit (REGEN). MEA obtained from regenerator process (LEANMEA) is adjusted to the appropriate concentration of MEA via SPLITTER unit and then, RE-MEA is recycled to mix with the new-MEA solvent (MAKEUP). Lastly, the contaminants (H₂S) will be separated and removed.

3. Process simulation

In this part, the initial operating conditions for components and reactors, reactions considered in the gasification process, and chart diagram of syngas production will be shown and explained. The proximate analysis and ultimate analysis of sugarcane leftovers considered as the feedstock for syngas production are revealed in Table 1. The initial conditions for all components and reactors can be seen in Table 2. The inlet molar flow rates of biomass, steam,

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

and air equal to 100 kmol/h. This can be concluded that the steam to biomass (S/B) ratio is 1 and equivalence ratio (ER) or air to biomass (A/B) ratio is also 1. The molar flow rate of MEA solution is 500 kmol/h, Moreover, the initial conditions for absorber, regenerator, and water gas shift reactor are obtained from literatures (Patcharavorachot et al., 2014, Im-orb et al., 2016).

The gasification process operates at high temperature (above 700 °C) with using air and/or steam as a gasifying agent. The chemical reactions occurring in gasifier include several different processes: drying, pyrolysis, combustion, and reduction. The main reactions occurring in the biomass gasification process are expressed in Table 3. Gas obtained from the pyrolysis or devolatilization process includes CO, CO₂, H₂, CH₄, H₂O, and light hydrocarbons. Char as a residual solid reacts with O₂, CO₂, H₂O, and H₂ to generate CO, CH₄, and H₂. The almost reactions depend on temperature (Vilfetta et al., 2017) and thus, the operating temperature should be considered in the biomass gasification.

In this research, the procedure of synthesis gas production using different gasifying agents and purification process performed on AspenPlus™ simulation based on thermodynamic calculation is expressed in Fig. 4. The process simulation is divided into two parts: biomass gasification from sugarcane leftovers and purification process using MEA as absorbent solvent. The initial conditions for syngas production are assigned. The operating condition in gasifier as temperature (T), steam to biomass (S/B) ratio, and equivalence ratio (ER) and gasifying agents as steam, air, and air-steam are specified. Next, the equilibrium compositions are calculated by the minimization of Gibbs free energy method. The equation of state (EOS) used in this part is Soave-Redlich-Kwong (SRK) method (Edwards, 2008). Moreover, the cold gas efficiency (CGE) is also computed. The cold gas efficiency can be calculated via using Eq. (16). If the operating condition defined can provide the maximum cold gas efficiency, then the energy

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

consumption will be calculated. In this part, the possibility of syngas production under thermal self-sufficient operation is also concentrated. The next part concerns the gas cleaning unit that eliminates the contaminant like H₂S. Number of trays and pressure in the absorber and the MEA molar flow rate are defined. ELECNRTL is used as equation of state for absorption process (Abu-Zahra et al., 2007). The content of H₂S in the syngas used for the production of liquid fuels should be limited less than 0.1 mg/m³.

$$\%CGE = \frac{(n_{H_2} \times LHV_{H_2}) + (n_{CO} \times LHV_{CO})}{(n_{Biomass} \times LHV_{Biomass})} \times 100 \quad (16)$$

where n_i refers to molar flow rate of component i and LHV_i refers to lower heating value of component i . The values of LHV for hydrogen, carbon monoxide, and biomass are 239.82, 282.91, and 330.76 MJ/kmol.

4. Results and discussion

The syngas production from biomass gasification using sugarcane leftovers as feed is designed and simulated with different gasifying agents to find the suitable syngas for the liquid fuels production. In this research, the main aim is to achieve not only the maximum cold gas efficiency but also the suitable syngas to feed to another process and keeping the thermal self-sufficient. To ensure the model used in this work, the comparison between the simulation result and the experiment data from literatures is firstly investigated. Then, the effects of operating parameter are studied to find the gas compositions via Gibbs free energy method and cold gas

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

efficiency. Furthermore, the possibility of thermal self-sufficient condition depending on the different gasifying agents is studied. The gas cleaning process to purify syngas is finally focused.

4.1 Comparison with experimental results

The use of sugarcane leftovers as biomass in the gasification process has not been appeared in the experiment. So, the experiment result of the usage of Cuban bagasse is considered to guarantee the proposed model. Filippis et al. (2004) studied the gasification of Cuban bagasse with an oxygen-steam as gasifying agents in the bench scale. The proposed model is validated by setting it under the same various operating conditions as the experiment. The model is simulated at the biomass flow rate of 0.8 g/min, steam to biomass (S/B) ratio of 2.4, oxygen to biomass ratio of 0.49, gasifying temperature of 800 °C, and gasifying pressure of 1 bar. The proximate analysis and ultimate analysis of Cuban bagasse are presented in Table 4. Table 5 expresses the model prediction data compared with the experimental result from literature. The result of simulation indicates the small error on each gas component comparing the experiment data. The gas compositions of H₂, CO, and CO₂ calculated by the performed model are close to the experimental results. Therefore, the proposed model can use in this present work.

4.2 Optimal condition for syngas production

The effect of operating parameters such as gasifying temperature, S/B ratio, A/B ratio (ER), and air-steam to biomass ratio on the gas compositions and cold gas efficiency is firstly investigated through the Gibbs free energy minimization method using AspenPlusTM simulation

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

software. According to Eq. (16), the cold gas efficiency can be determined. The optimal conditions for the syngas production will be reported.

4.2.1 Effect of gasifying temperature

The effect of gasifying temperature is considered in the range of 500 to 1000 °C. The molar ratios of S/B, ER, and air-steam to biomass are the same as 1 for three different gasifying agents. Fig. 5 shows the variation of product gas compositions for three processes (different gasifying agents) due to the changing of gasifying temperature. From the simulation, it is found that the syngas (H_2 and CO) concentration increases when the temperature increases for three processes. The mole of CO increases significantly according to the following reactions: boudouard, heterogeneous water-gas shift, and steam and dry reforming of methane as expressed in Eqs. (9), (10), (13), and (14). These reactions mentioned are endothermic reaction, when the temperature increases, leading to more shifting to product side. Hence, the mole fractions of H_2O , CH_4 , and CO_2 will decrease with an increase in temperature. For the mole fraction of H_2 has the same trend as CO , but the influence of boudouard reaction is not considered. Moreover, the char partial combustion reaction that is the exothermic reaction also affects the increasing CO for the system using air as the gasifying agent. The mole fraction of CO still increases continuously, but the mole fraction of H_2 slightly decreases at the temperature above 700 °C for using steam and air as agents and 650 °C for using air-steam as agent. This is because of the influence of reverse reaction of water gas shift (Eq. (12)), as observed by the reduction of the mole fraction of H_2 and CO_2 and the increase in the mole fraction of CO and H_2O . Moreover, the methane reforming reactions significantly affect the H_2 production due to the lack of CH_4 .

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

In order to define the optimum gasifying temperature, it is necessary to consider both the cold gas efficiency and molar flow rate of syngas as well. The molar flow rate of syngas and cold gas efficiency are investigated in the gasifying temperature range from 500 to 1000 °C, as illustrated in Fig. 6. The results show that the both of them increase significantly and be constant at the temperature of 750 °C, for the three systems. Moreover, it is found that the cold gas efficiency of the steam gasification is the highest since the implement of air and air-steam as agents involves the combustion reactions that produce only CO, leading to lower cold gas efficiency.

According to all simulation results, the gasifying temperature has more influence on the gas composition, molar flow rate, and cold gas efficiency. It can be concluded that the suitable gasifying temperature for the syngas production is 750 °C, for the three systems. The maximum cold gas efficiency can be found at this temperature. In addition, this gasifying temperature will be applied to simulate the other process in the next sections.

4.2.2 Effect of steam to biomass ratio

In this section, the gas composition, molar flow rate of syngas, and cold gas efficiency are focused on the S/B ratio range from 0.04 to 2, as illustrated in Fig. 7. The gasifying temperature is set as 750 °C. As shown in Fig.7(a), the molar flow rate of syngas increases with the S/B ratio rises owing to the heterogeneous water–gas shift and the steam and dry reforming of methane as seen in Eqs. (10), (13), and (14). Considering the mole fraction of each composition, it can be seen in Fig. 7b that increasing S/B ratio above 0.2 leads to decreases in the mole fraction of H₂ and CO whereas the mole fraction of H₂O and CO₂ is higher. Because the

amount of methane is lacking, the water- gas shift reaction, Eq. (12) has more influence than the heterogeneous water–gas shift and the methane reforming.

To determine the suitable S/B ratio for gasification process, the cold gas should be considered. Fig. 7(c) shows the effect of S/B ratio on the cold gas efficiency. It can be described that the cold gas efficiency rises essentially with the increase of S/B ratio due to increasing the H₂ and CO contents and it becomes constant when the S/B ratio is greater than 0.6. Therefore, the optimal S/B ratio for the syngas production is selected at 0.6.

4.2.3 Effect of equivalent ratio (ER)

As presented in Fig. 8, the molar flow rate of syngas, gas composition, and cold gas efficiency as a function of A/B ratio (ER) varying from 0.04 to 2 are investigated to achieve the suitable ER for the syngas production. The temperature for gasifier is fixed at 750 °C. The molar flow rate of syngas increases when the ER increases due to the char partial combustion reaction, leading to more CO, as seen in Fig. 8(a). However, the molar flow rate of syngas decreases significantly by ER raising above 0.6 as a result of the char combustion and the oxidation of CO₂, H₂, and CH₄, as mentioned in Eqs. (4)-(7). The mole fraction of CO₂ and H₂O will be increase, as observed in Fig. 8(b). Therefore, the cold gas efficiency will decrease at the ER above 0.6 because the amount of H₂O and CO₂ is a greater than that of H₂ and CO. As the same reason, the maximum cold gas efficiency is examined to indicate the optimal A/B ratio. It can be observed that the optimal A/B ratio for the syngas production is selected at 0.6, as shown in Fig. 8(c).

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.2.4 Effect of air-steam to biomass ratio

The effect of air-steam to biomass ratio on cold gas efficiency is studied on the S/B ratio range from 0.1 to 1.0 and the A/B ratio range from 0.04 to 1.0, as expressed in Fig. 9. The gasifying temperature is operated at 750 °C. The simulation result shows that the cold gas efficiency will increase significantly when the A/B ratio increases in range between 0.04-0.4 for S/B ratio of 0.1 and in range between 0.04-0.2 for S/B ratio of 0.2. Moreover, the increasing S/B ratio results in the increase of cold gas efficiency. This is the result of the char partial combustion, methane partial oxidation, heterogeneous water-gas shift, and methane steam reforming reactions, leading to the production of more CO and H₂. The cold gas efficiency depends on the amounts of H₂ and CO, so this is the reason why the cold gas efficiency has increased. However, the cold gas efficiency decreases with higher A/B ratio since the amounts of H₂ and CO decrease due to the influence of the char complete combustion and the oxidation of CO₂, H₂, and CH₄ reactions. Therefore, the syngas production to achieve the highest cold gas efficiency should be defined the A/B ratio as low as possible. The suitable S/B and A/B ratios are 0.6 and 0.04, respectively.

4.3 Thermal self-sufficient condition

The thermal self-sufficient condition is investigated via using the different gasifying agents that are steam, air, and air-steam. The effect of S/B ratio and A/B ratio are varied in the range between 0.04 to 3.0, as shown in Figs. 10(a) and (b). For Fig. 10(c), the cold gas efficiency changes due to the A/B-S/B ratios in range 0.04-3.0 and 0.1-1.0, respectively. Three systems are operated at the temperature of 750 °C. The simulation results show that the increase of S/B ratio makes the continuous increase in total heat consumption due to the highly endothermic reaction

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

occurred in steam biomass gasification. Then, the total heat consumption is greater than zero. Consequently, the system using steam as agents requires the external heat in the process. This system can not operate under the thermal self-sufficient condition. The energy consumption for system using air as agent will be continuously decrease as a result of the exothermic reaction of the combustion reactions such as char combustion and methane oxidation reactions, as seen in Fig. 10(b). It can be concluded that the system can operate under the thermal self-sufficient when the A/B ratio is higher than 1.309. Moreover, the maximum cold gas efficiency can be found at the A/B ratio of 1.309. For the co-agents system, the heat consumption increases according to the increase in S/B ratio and it decreases when the A/B ratio increases. If the higher S/B ratio is operated, it also needs to operate at the high A/B ratio to achieve the thermal self-sufficient condition. The conditions that can operate under the thermal self-sufficient condition for system using air-steam as agent is concluded in Table.6. Moreover, it can be observed that the first point that can operate under this condition can achieve the maximum cold gas efficiency.

4.4 Syngas-cleaning unit

The syngas produced from gasification process using sugarcane leftovers as biomass still includes the impurities such as hydrogen sulfide (H_2S) and carbon dioxide (CO_2). In order to supply syngas for the liquid fuels production, the amount of H_2S content should be less than 0.1 mg/m^3 . Accordingly, the quality improvement of syngas before feeding to other process is considered via the absorption unit. The effects of a number of trays, absorber pressure, and the molar flow rate of MEA on the amount of gas absorption are investigated to find the optimal condition for the three systems.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.4.1 Effect of a number of trays and absorber pressure

The number of trays for absorber are focused in the range of 2-10 and the pressure of absorber between 5-50 bars is studied. The molar flow rate of MEA is defined to be constant at 500 kmol/h. The components of syngas obtained from the gasification of sugarcane leftovers via using air-steam as agent are implemented in this section. Fig. 11 shows the deviation of the CO₂ and H₂S absorptions due to the no. of trays and pressure. The simulation result shows that the increasing the no. of trays leads to the ability of the gas absorption better. The reaction area between MEA solution and H₂S and CO₂ is increased according to the increase of trays. When considering the effect of column pressure, it has a same tendency as increasing the number of trays, that is, the increase of pressure making the significantly better absorption. The driving force affects the good mass transfer, leading to better H₂S and CO₂ eliminations. This can conclude that the increasing column trays and pressure cause the decrease in amount of contaminants in syngas. Therefore, the suitable operating condition should be operated under the column trays and pressure of 10 and 40 bars, respectively, leading to the H₂S content below 0.1 mg/m³.

4.4.2 Effect of the MEA molar flow rate

In this part, the syngas from the air-steam gasification of sugarcane leftovers is studied to achieve the suitable molar flow rate of MEA to remove the contaminants. Fig. 12 shows the effect of MEA molar flow rate to the absorption of H₂S and CO₂ in the range between 100 to 1000 kmol/h. The no. of trays and column pressure are defined as 10 and 40 bars, respectively. From the simulation result, the amounts of H₂S and CO₂ decrease with the increase of the absorption ability because the molar flow rate of MEA increases, leading to the better mass

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

transfer between MEA solution and contaminants. The appropriate condition of absorption process for syngas produced via using air-steam as agent is defined at MEA molar flow rate of 465 kmol/h. Moreover, the operating conditions that are suitable for the liquid fuels production (H_2S content below 0.1 mg/m^3) for three different system are summarized in Table 7. The molar flow rate of MEA is operated at 325, 450, and 465 kmol/h for the systems using steam, air, and air-steam as agents, respectively. At these conditions, the H_2S content appears below 0.1 mg/m^3 .

5. Conclusions

In this work, the sugarcane leftovers used to produce synthesis gas through the gasification process with three different gasifying agents have been studied. The syngas will be used for the production of liquid fuels, leading to the requirement of the gas cleaning unit to remove all contaminants. The effect of the gasifying temperature, S/B ratio, ER, and air-steam to biomass ratio on the gas composition and cold gas efficiency was investigated to find the optimal conditions. The operation under thermal self-sufficient condition was also studied. The absorption process using MEA as solvent was considered. Additionally, the effect of column trays and pressure on the gas absorption was focused. The simulation result showed that the suitable gasifying temperatures for three processes are $750 \text{ }^\circ\text{C}$. At the same temperature, the steam gasification has the maximum cold gas efficiency because the mole fraction of CO and H_2 of system using steam as agent is higher than that of the other systems. The complete combustion and the oxidation of CO, CH_4 , and H_2 is more effective in the production of CO_2 and H_2O for the air-related systems, leading to lower cold gas efficiency. In investigating the three different types of gasifying agents, it was found that the gasification processes using air and air-steam as gasifying agents can be operated under the thermal-self sufficient condition. The using steam as

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

agents need the external heat due to the highly endothermic reaction. The main reason for the use of gas cleaning unit is to reduce the H₂S content below 0.1 mg/m³ and to remove other contaminants from syngas before feeding to the liquid fuel production unit. The no. of trays and pressure of absorber should be defined at 10 and 40 bars, respectively. The cleaned syngas will be further used to produce diesel and/or methanol, presented in the future work.

Acknowledgements

This work was financially supported by King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang (KREF146101).

References

- Abu-Zahra, M.R.M., Schneiders, L.H.J., Niederer, J.P.M., Feron, P.H.M., Versteeg, G.F., 2007. CO₂ capture from power plants: Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine. *Int. J. Greenh. Gas Control* 1, 37-46.
- Berrueco, C., Recari, J., Güell, B., Alamo, G., 2014. Pressurized gasification of torrefied woody biomass in a lab scale fluidized bed. *Energy* 70, 68-78.
- Boerrigter, H., Rauch, R., 2006. Review of applications of gases from biomass gasification. Energy Research Centre of the Netherlands (ECN)- ECN-RX-06-066.
- Carvalho, L., Furusji, E., Kirtania, K., Wetterlund, E., Lundgren, J., Anheden, M., Wolf, J., 2017. Techno-economic assessment of catalytic gasification of biomass powders for methanol production. *Bioresour. Technol.* 237, 167-177.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- Chutichai, B., Patcharavorachot, Y., Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., 2015. Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production. *Energy* 82, 406-413.
- Edwards, J.E., 2008. Process modelling selection of thermodynamic methods. Thornaby, P&I Design Ltd.
- Filippis, P.D., Borgianni, C., Paolucci, M., Pochetti, F., 2004. Gasification process of Cuban bagasse in a two-stage reactor. *Biomass Bioenergy* 27, 247-252.
- Gadsboll, R.O., Thomsen, J., Bang-Moller, C., Ahrenfeldt, J., Henriksen, U.B., 2017. Solid oxide fuel cells powered by biomass gasification. *Energy* 131, 198-206.
- Gomez-Barea, A., Leckner, B., 2010. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. *Prog. Energy Combust. Sci.* 36, 444-509.
- Hernández, J.J., Lapuerta, M., Monedero, E., 2016. Characterisation of residual char from biomass gasification: effect of the gasifier operating conditions. *J. Clean. Prod.* 138, 83-93.
- Im-orb, K., Simasatitkul, L., Arpornwichanop, A., 2016. Analysis of synthesis gas production with a flexible H₂/CO ratio from rice straw gasification. *Fuel* 164, 361-373.
- Im-orb, K., Simasatitkul, L., Arpornwichanop, A., 2016. Techno-economic analysis of the biomass gasification and Fischer-Tropsch integrated process with off-gas recirculation. *Energy* 94, 483-496.
- Katare, V.D., Madurwar, M.V., 2007. Experimental characterization of sugarcane biomass ash – A review. *Constr. Build. Mater.* 152, 1-15.
- Khatiwada, D., Seabra, J., Silveira, S., Walter, A., 2012. Power generation from sugarcane biomass – A complementary option to hydroelectricity in Nepal and Brazil. *Energy* 48, 241-254.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- Li, X.T., Grace, J.R., Lim, C.J., Watkinson, A.P., Chen, H.P., Kim, J.R., 2004. Biomass gasification in a circulating fluidized bed. *Biomass Bioenergy* 26, 171-193.
- Liu, Z., Peng, W., Motahari-Nezhad, M., Shahraki, S., Beheshti, M., 2016. Circulating fluidized bed gasification of biomass for flexible end-use of syngas: a micro and nano scale study for production of bio-methanol. *J. Clean. Prod.* 129, 249-255.
- Loo, S., Koppejan, J., 2004. Handbook of biomass combustion and co-firing, prepared by task 32 of the implementing agreement on bioenergy under the auspices of the International Energy Agency. Twente University Press, ISBN: 9036517737.
- Lv, P., Xiong, Z., Chang, J., Wu, C., Chen, Y., Zhu, J., 2004. An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed. *Bioresour. Technol.* 95, 95-101.
- Marcelo, D., Bizzo, W., Alamo, M., Vasquez, E., 2017. Assessment of sugarcane byproducts for energy use in Peru. *Energy Procedia* 115, 397-408.
- Nakyai, T., Authayanun, S., Patcharavorachot, Y., Arpornwichanop, A., Assabumrungrat, S., Saebea, D., 2017. Exergoeconomics of hydrogen production from biomass air-steam gasification with methane co-feeding. *Energy Convers. Manag.* 140, 228-239.
- Patcharavorachot, Y., Chery-rod, N., Nudchapong, S., Authayanun, S., Arpornwichanop, A., 2014. Hydrogen Production form Glycerol Steam Reforming in Supercritical Water with CO₂ Absorption Unit. *Chem. Eng. Trans.* 39, 349-254.
- Peng, W., Ge, S., Ebadi, A.G., Hisoriev, H., Esfahani, M.J., 2017. Syngas production by catalytic co-gasification of coal-biomass blends in a circulating fluidized bed gasifier. *J. Clean. Prod.* 168, 1513-1517.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- Ruiz, J.A., Juarez, M.C., Morales, M.P., Munoz, P., Mendivil, M.A., 2013. Biomass gasification for electricity generation: review of current technology barriers. *Renew. Sust. Energy Rev.* 18, 174-183.
- Sales, C.V.B., Maya, D.M.Y., Lora, E.E.S., Jaen, R.L., Reyes, A.M.M., Gonzalez, A.M., Andrade, R.V., Martinez, J.D., 2017. Experimental study on biomass (eucalyptus spp.) gasification in a two-stage downdraft reactor by using mixtures of air, saturated steam and oxygen as gasifying agents. *Energy Convers. Manag.* 145, 314-323.
- Saxena, R., Seal, D., Kumar, S., Goyal, H., 2008. Thermo-chemical routes for hydrogen rich gas from biomass: a review. *Renew. Sust. Energy Rev.* 12, 1909-1927.
- Scheiterle, L., Ulmer, A., Birner, R., Pyka, A., 2017. From commodity-based value webs: The case of sugarcane in Brazil's bioeconomy. *J. Clean. Prod.* 1, 1-13.
- Silveira, S., Khatiwada, D., 2010. Ethanol production and fuel substitution in Nepal-opportunity to promote sustainable development and climate change mitigation. *Renew. Sust. Energy Rev.* 14, 1644-1652.
- Umeki, K., Yamamoto, Kouichi., Namioka, T., Yoshikawa, K., 2010. High temperature steam-only gasification of woody biomass. *Appl. Energy* 87, 791-798.
- Villetta, M.L., Costa, M., Massarotti, N., 2017. Modelling approaches to biomass gasification: A review with emphasis on the stoichiometric method. *Renew. Sust. Energy Rev.* 74, 71-88.
- Yan, W.C., Shen, Y., You, S., Sim, S.H., Luo, Z.H., Tong, Y.W., Wang, C.H., 2018. Model-based downdraft biomass gasifier operation and design for synthetic gas production. *J. Clean. Prod.* 178, 476-493.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Yang, Q., Zhou, H., Zhang, X., Nielsen, C.P., Li, J., Lu, X., et al. 2018. Hybrid life-cycle assessment for energy consumption and greenhouse gas emissions of a typical biomass gasification power plant in China. *J. Clean. Prod.* 205, 661-671.

Zeng, J., Xiao, R., Zhang, H., Chen, X., Zeng, D., Ma, Z., 2017. Syngas production via biomass self-moisture chemical looping gasification. *Biomass Bioenergy.* 104, 1-7.

Zhang, L., Xu, C., Champagne, P., 2010. Overview of recent advances in thermo-chemical conversion of biomass. *Energy Convers. Manag.* 51, 969-982.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Figure Captions

Fig. 1. A schematic diagram of an integrated process of biomass gasification and liquid fuels production.

Fig. 2. A schematic diagram of biomass gasification with different gasifying agents: (a) steam, (b) air, and (c) air-steam.

Fig. 3. A simulation flowchart of the gas cleaning unit.

Fig. 4. Chart diagram of syngas production using different gasifying agents and purification process.

Fig. 5. Effect of gasifying temperature on product gas compositions via using different gasifying agents: (a) steam, (b) air, and (c) air-steam.

Fig. 6. Effect of gasifying temperature on (a) molar flow rate of syngas (H_2+CO) and (b) cold gas efficiency.

Fig. 7. Effect of S/B ratio on (a) mole flow rate of syngas (H_2+CO), (b) product gas compositions, and (c) cold gas efficiency.

Fig. 8. Effect of A/B ratio on (a) mole flow rate of syngas (H_2+CO), (b) product gas compositions, and (c) cold gas efficiency.

Fig. 9. Effect of air-steam to biomass ratio on cold gas efficiency.

Fig. 10. The variation of total energy consumption due to (a) S/B ratio, (b) A/B ratio, and (c) A/B-S/B ratios.

Fig. 11. The effect of a number of trays and pressure on (a) CO_2 absorption and (b) H_2S absorption with the MEA molar flow rate of 500 kmol/h.

Fig. 12. The effect of the MEA molar flow rate on the gas absorption: (a) CO_2 and (b) H_2S at the pressure of 40 bar.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table Captions

Table 1 Proximate and ultimate analysis of sugarcane leftovers implemented in process.

Table 2 The initial conditions of component and reactor in the gasification process.

Table 3 Reactions appearing in gasification process.

Table 4 The proximate analysis and ultimate analysis of Cuban bagasse (Filippis et al., 2004).

Table 5 Comparison between the simulation result and experimental data from Filippis et al. (2004).

Table 6 The cold gas efficiency under thermal self-sufficient conditions.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

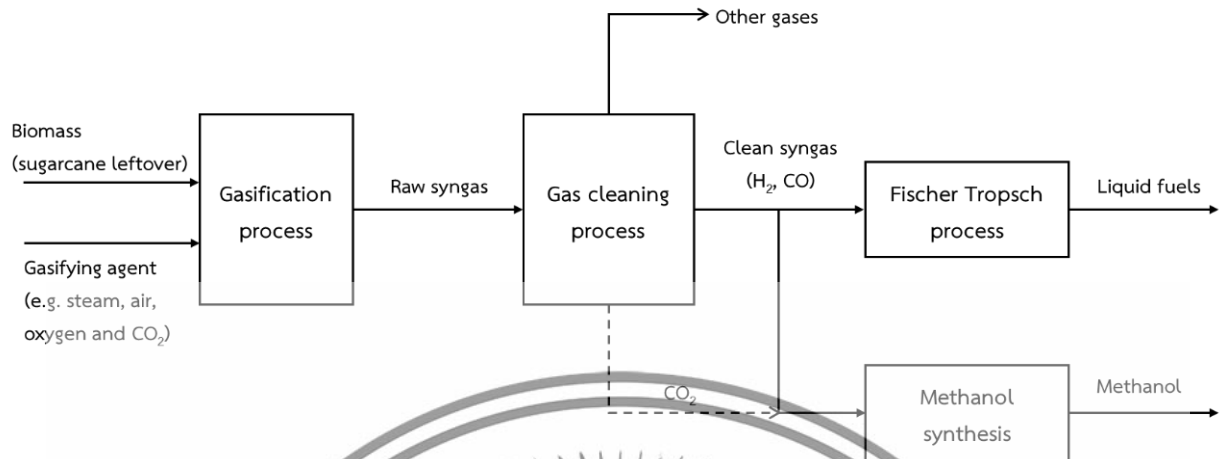
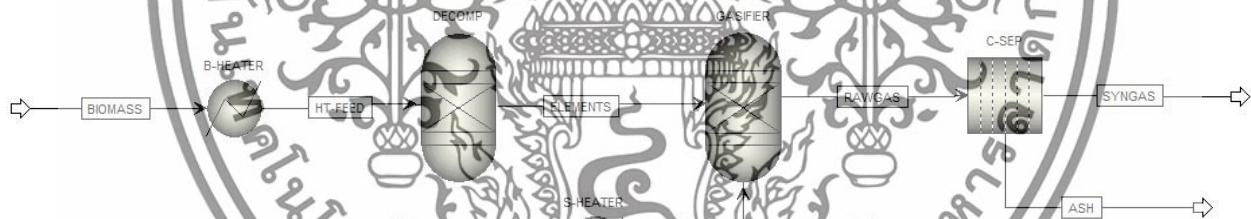
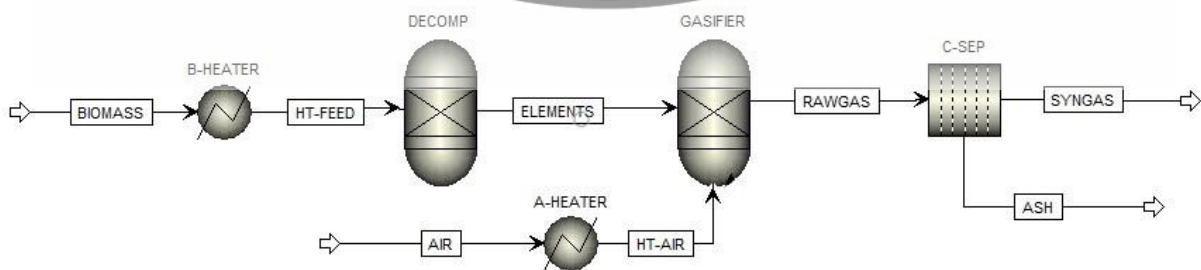


Fig. 1. A schematic diagram of an integrated process of biomass gasification and liquid fuels production.

(a)



(b)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(c)

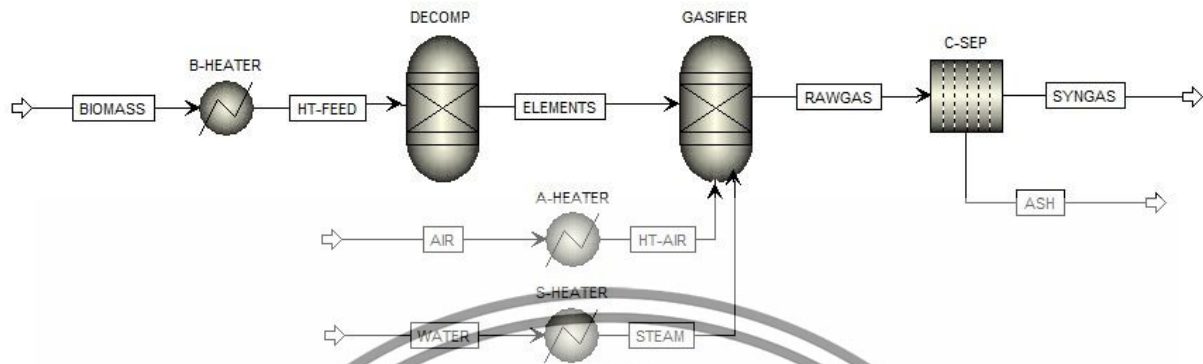


Fig. 2. A schematic diagram of biomass gasification with different gasifying agents: (a) steam, (b) air, and (c) air-steam.

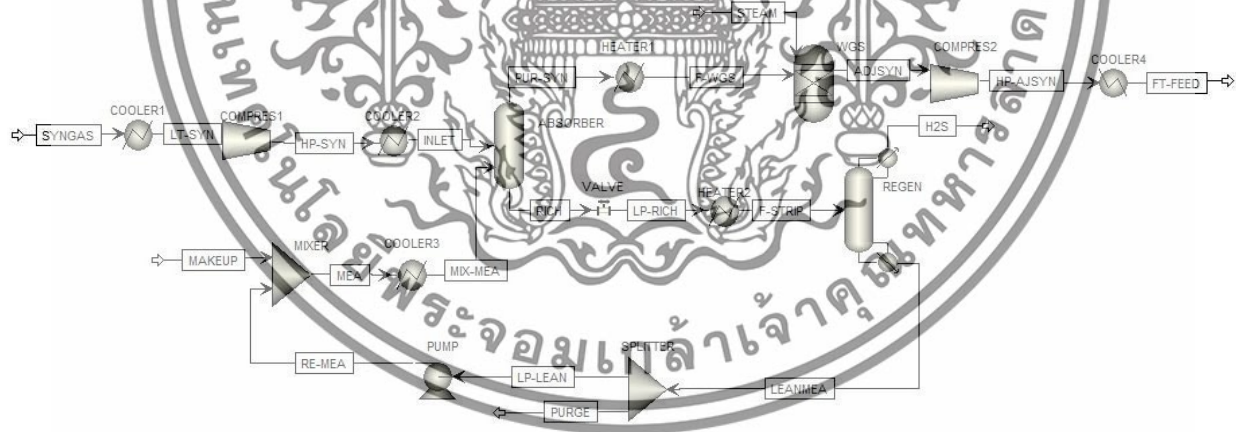


Fig. 3. A simulation flowchart of the gas cleaning unit.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

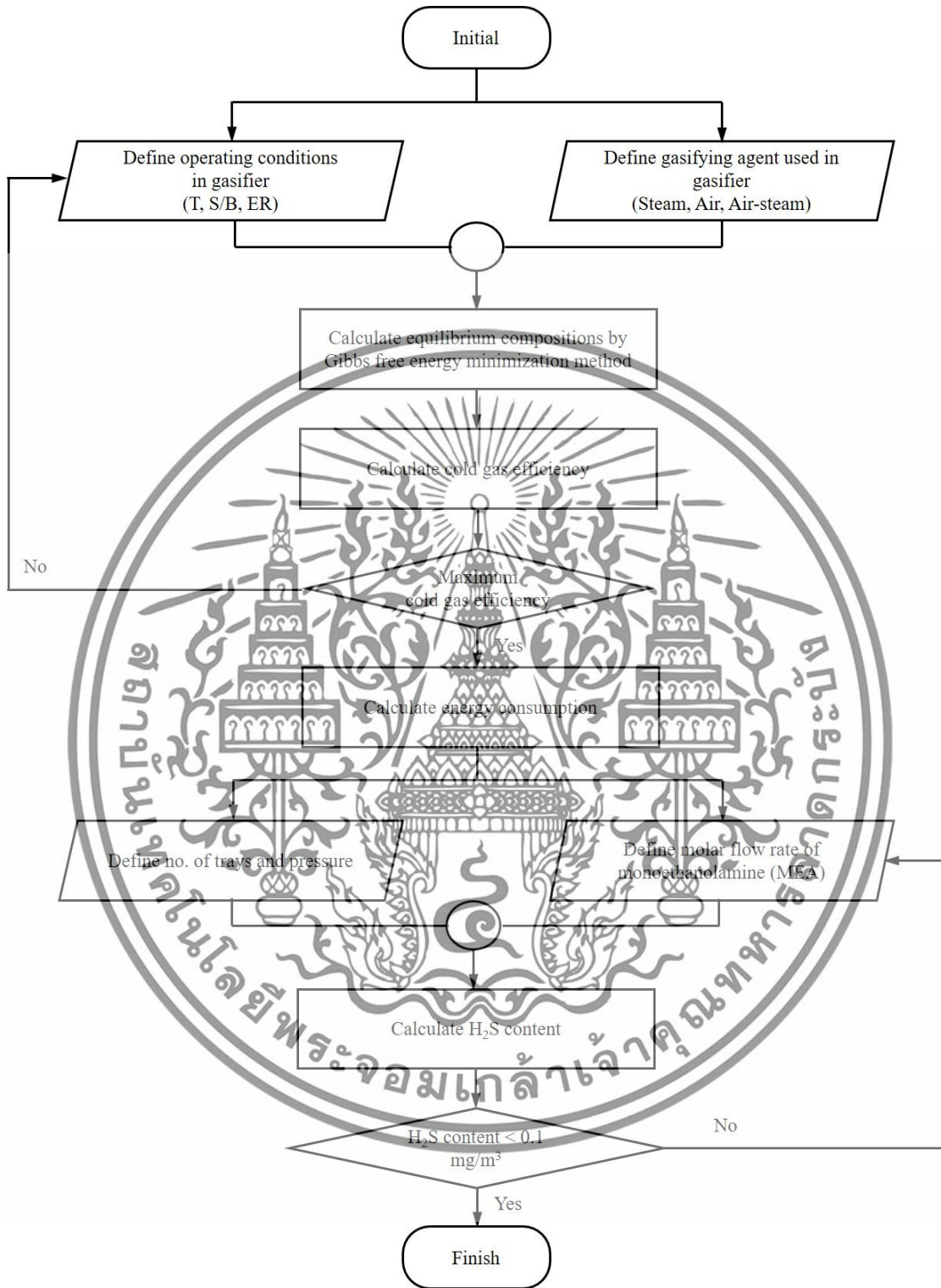
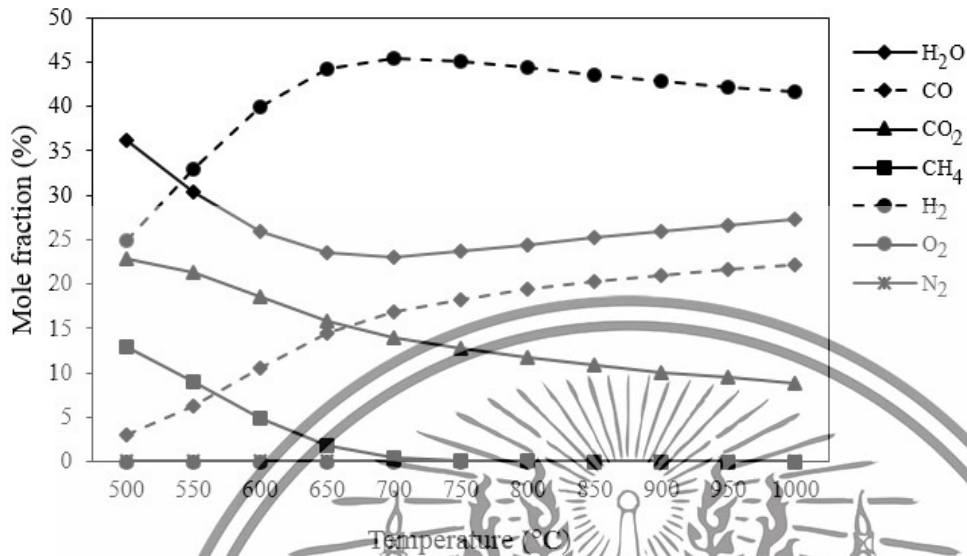


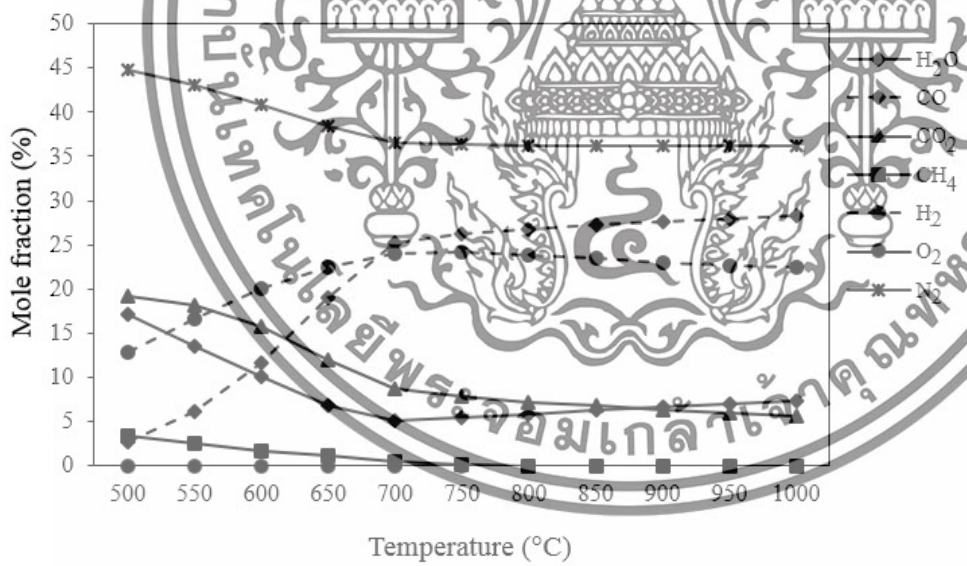
Fig. 4. Chart diagram of syngas production using different gasifying agents and purification process.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(a)



(b)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(c)

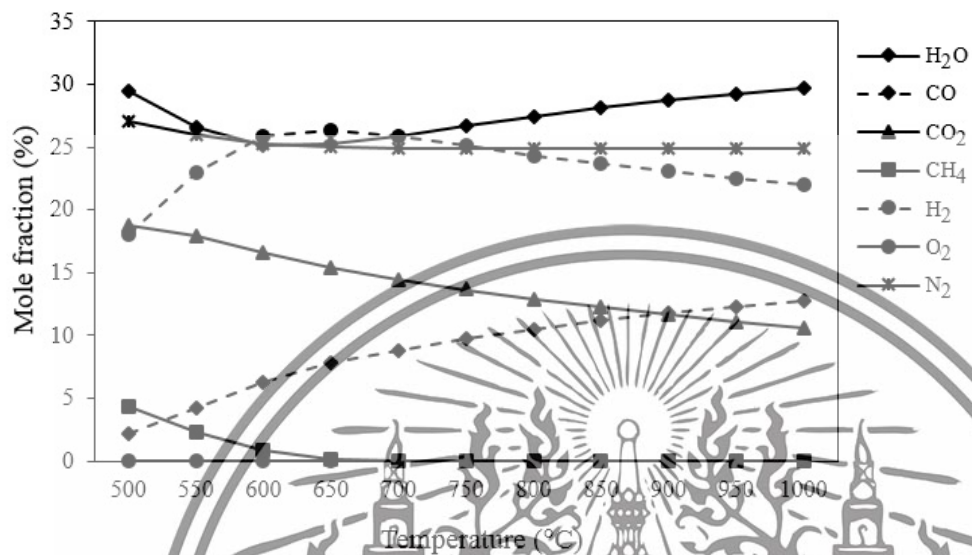
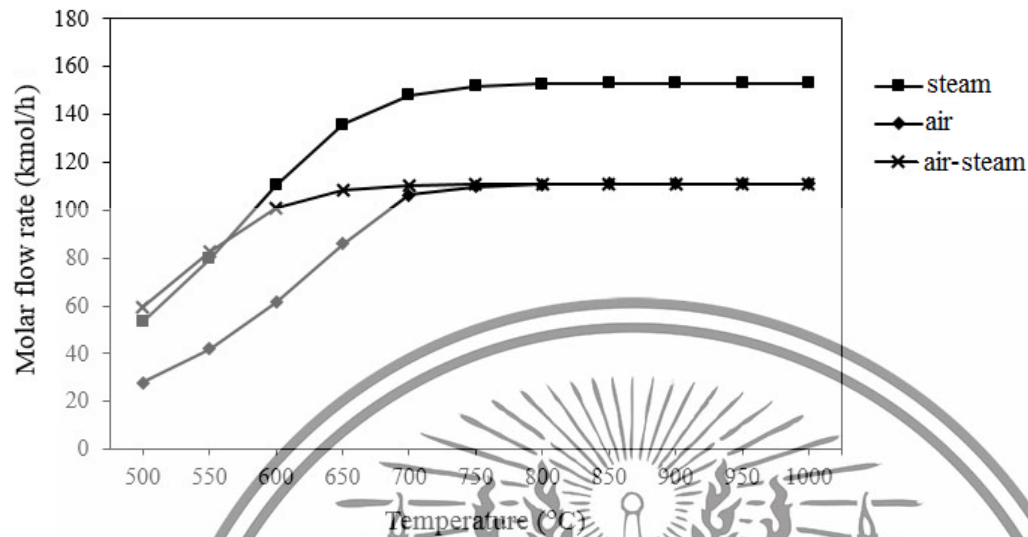


Fig. 5. Effect of gasifying temperature on product gas compositions via using different gasifying agents: (a) steam, (b) air, and (c) air-steam.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(a)



(b)

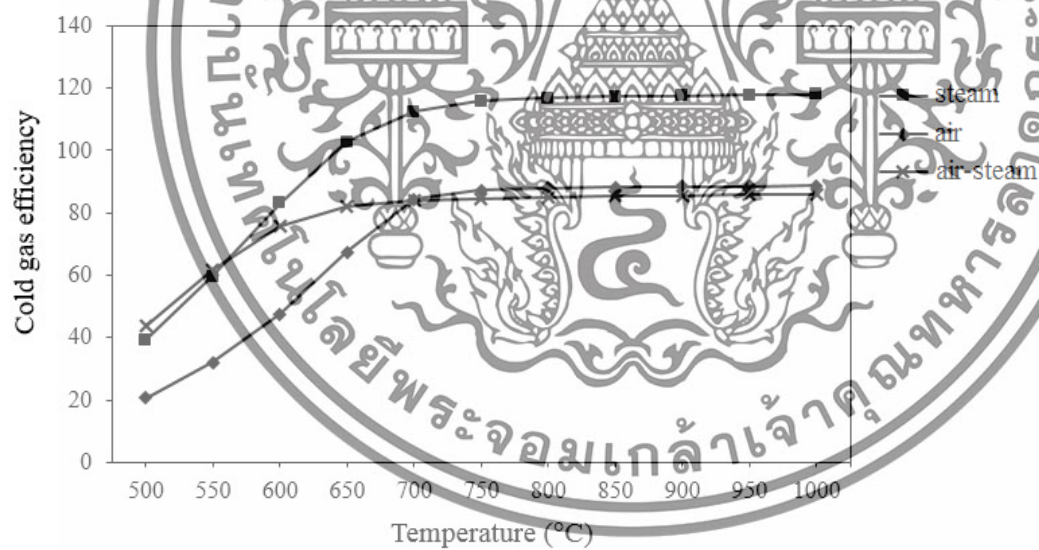
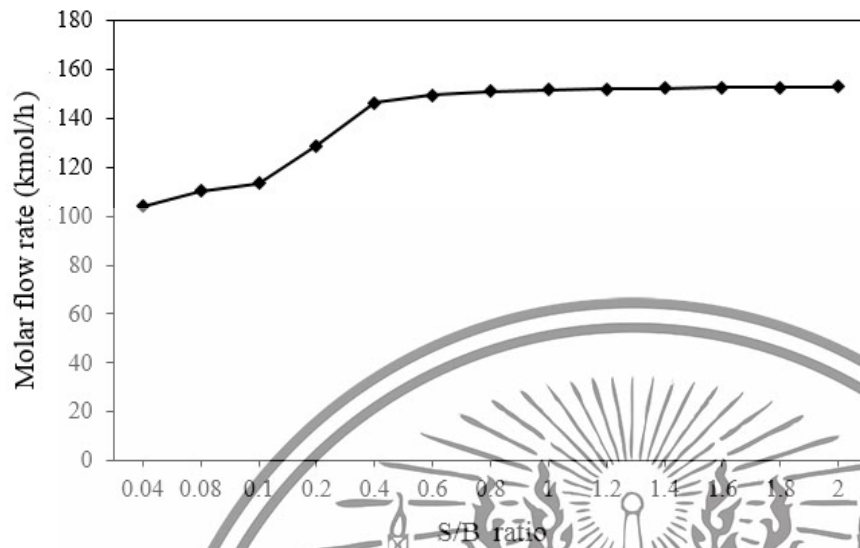


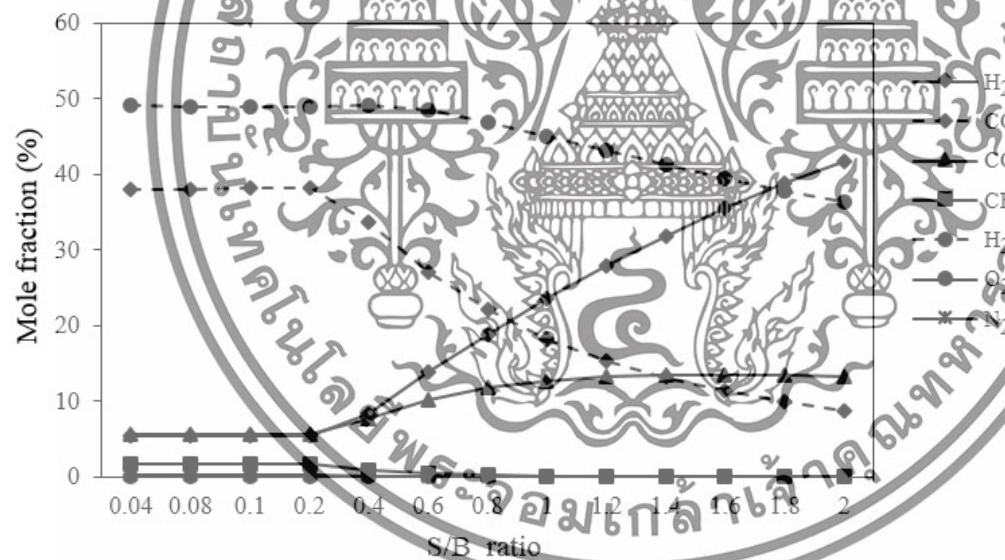
Fig. 6. Effect of gasifying temperature on (a) molar flow rate of syngas (H_2+CO) and (b) cold gas efficiency.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(a)



(b)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(c)

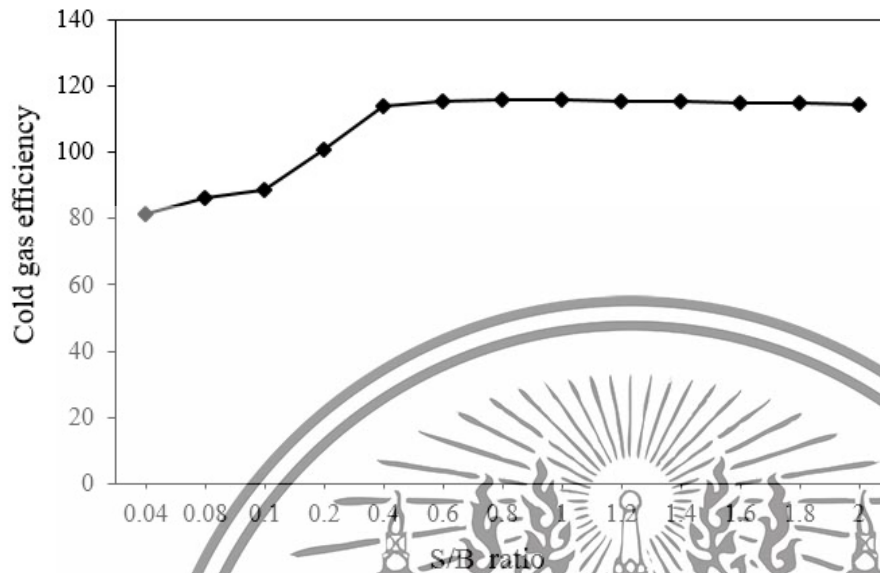
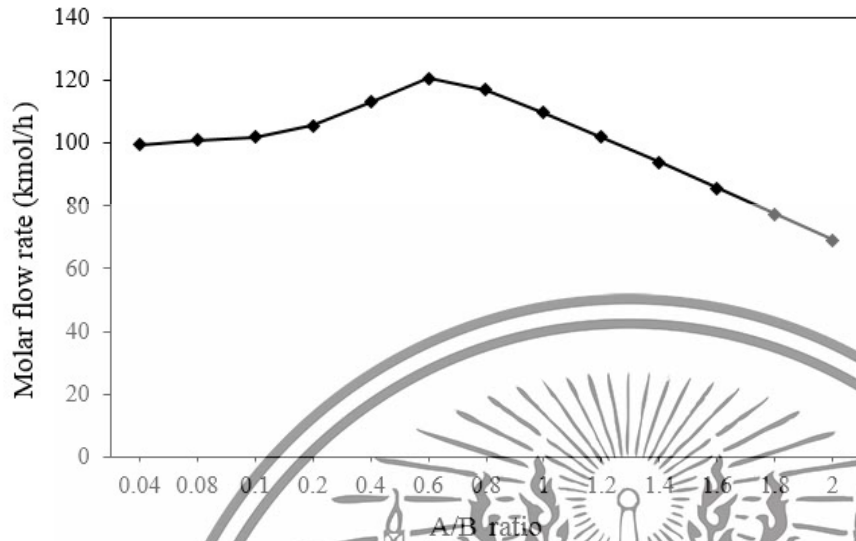


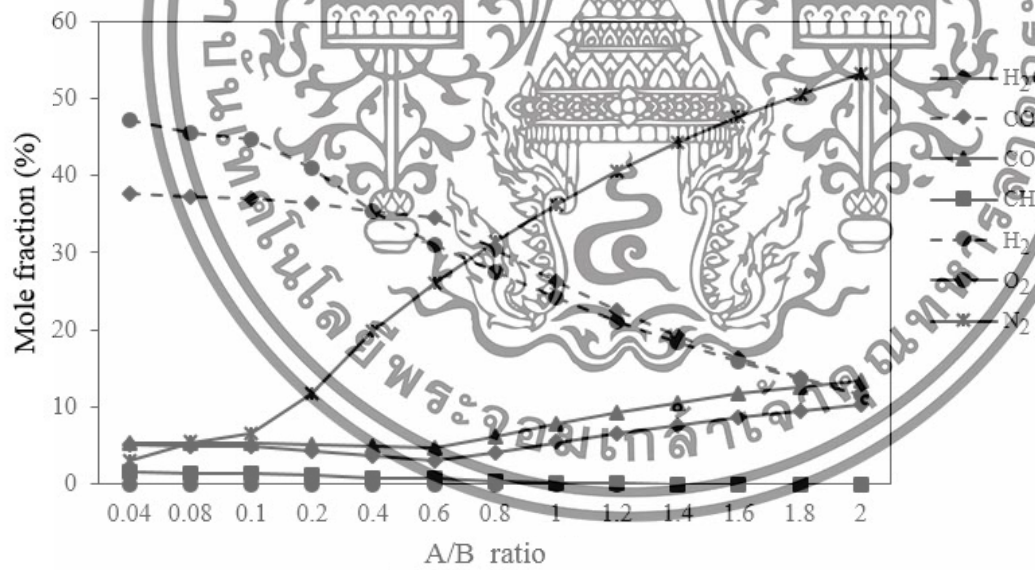
Fig. 7. Effect of S/B ratio on (a) mole flow rate of syngas (H_2+CO), (b) product gas compositions, and (c) cold gas efficiency.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(a)



(b)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(c)

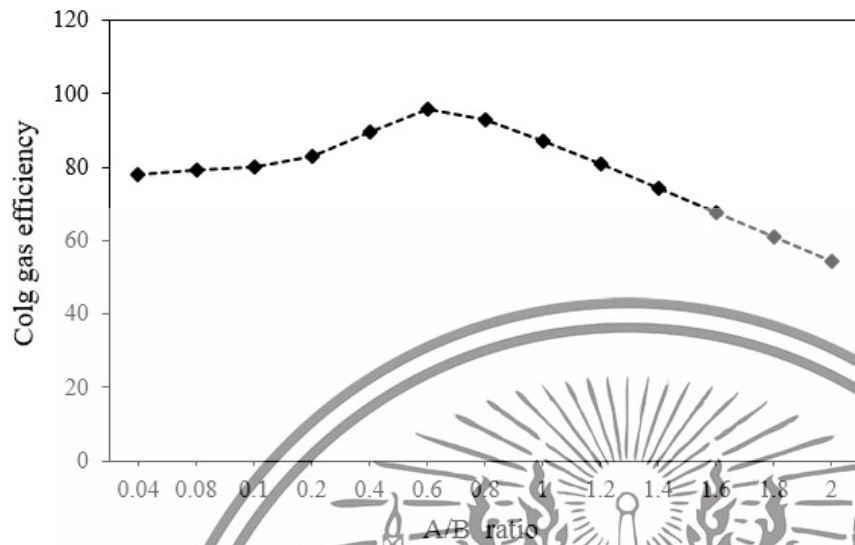


Fig. 8. Effect of A/B ratio on (a) mole flow rate of syngas (H_2+CO), (b) product gas compositions, and (c) cold gas efficiency.

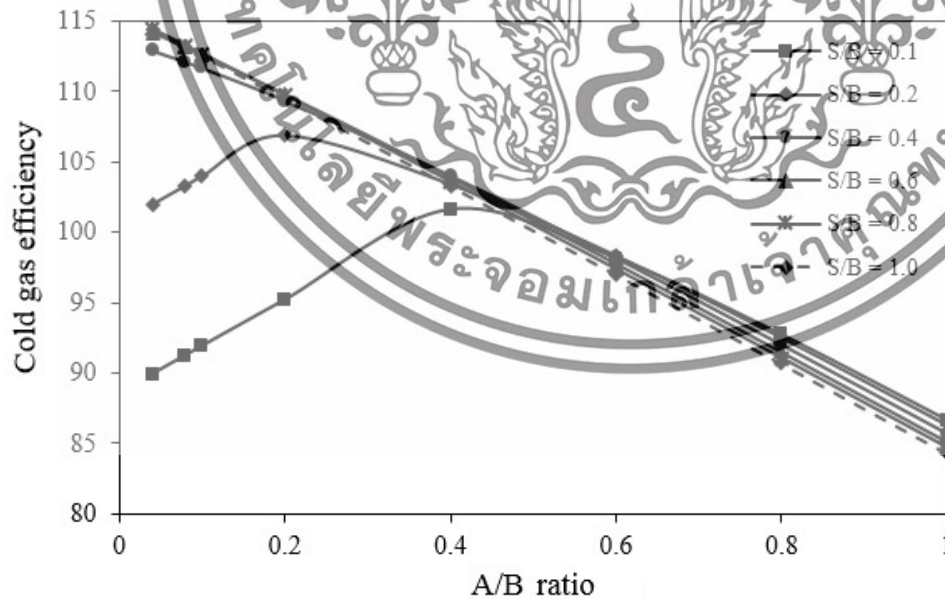
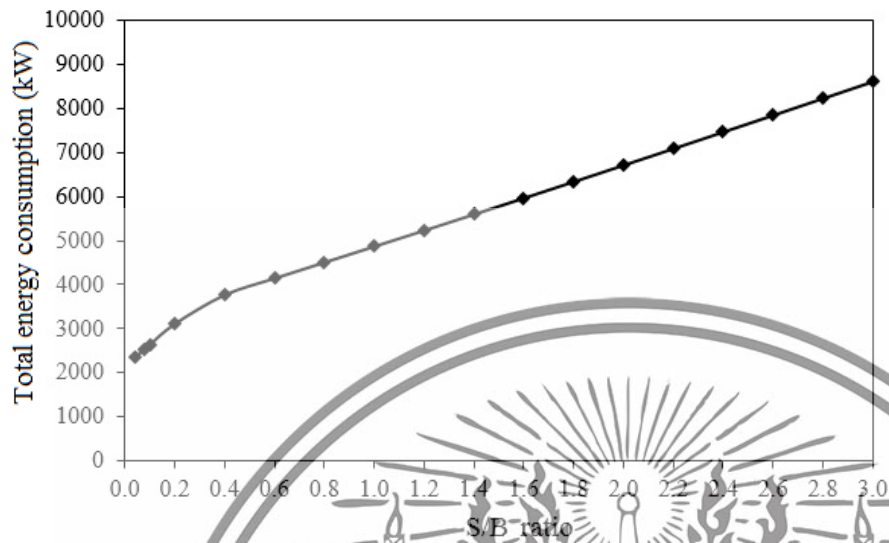


Fig. 9. Effect of air-steam to biomass ratio on cold gas efficiency.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(a)



(b)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(c)

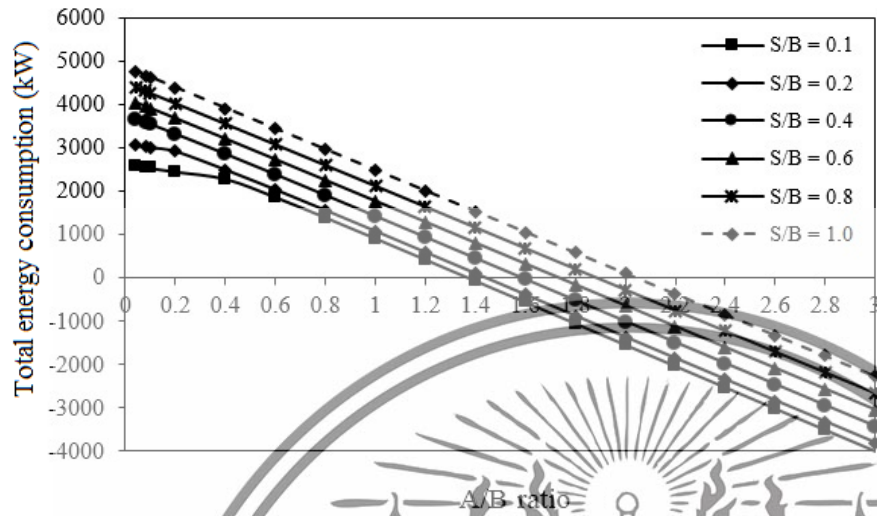


Fig. 10. The variation of total energy consumption due to (a) S/B ratio, (b) A/B ratio, and (c) A/B-S/B ratios.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

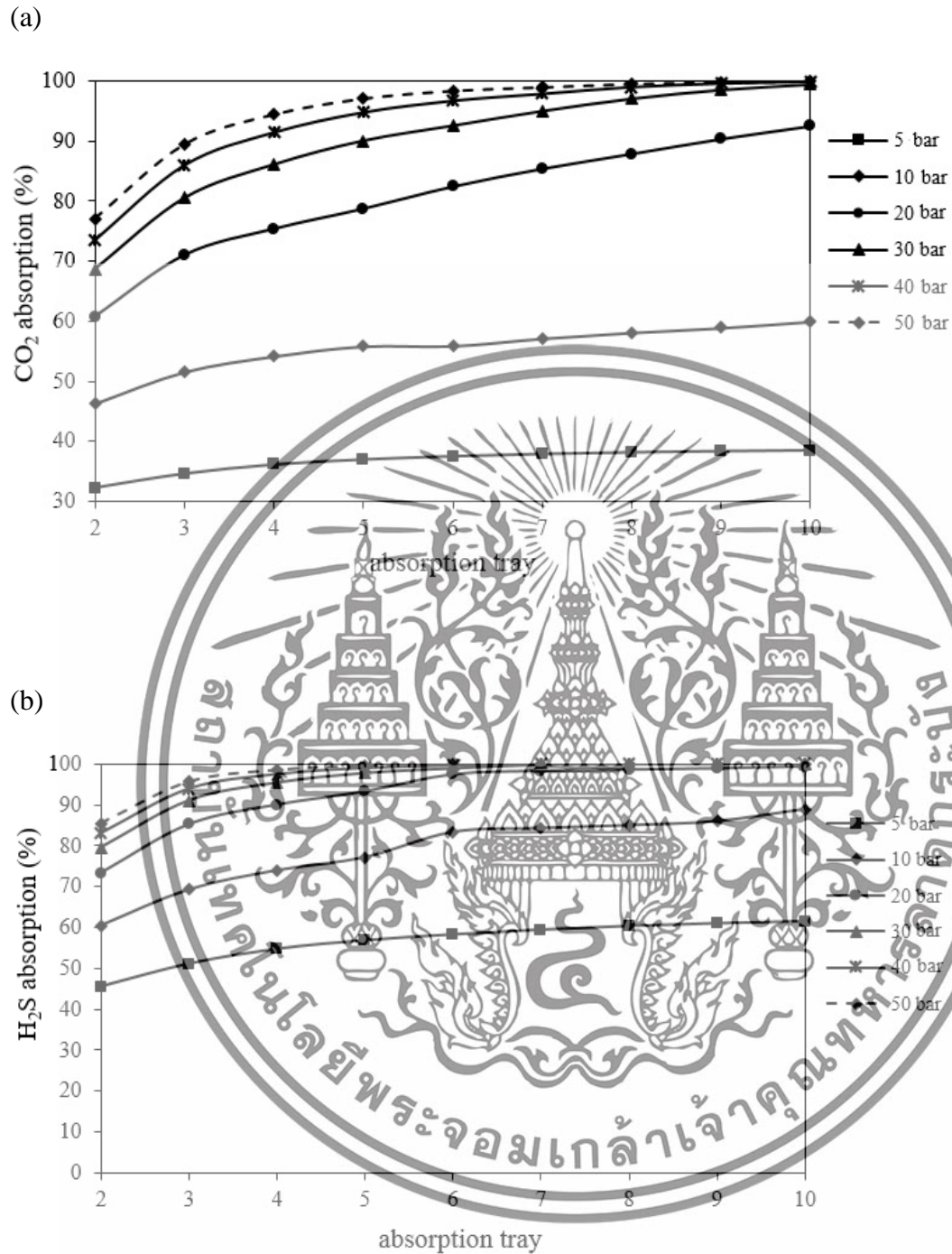
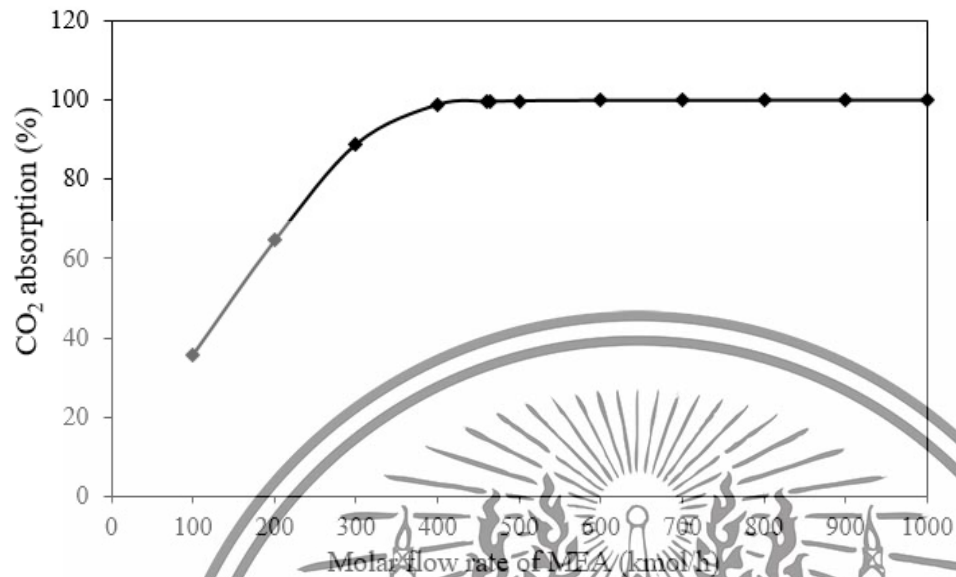


Fig. 11. The effect of a number of trays and pressure on (a) CO₂ absorption and (b) H₂S absorption with the MEA molar flow rate of 500 kmol/h.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(a)



(b)

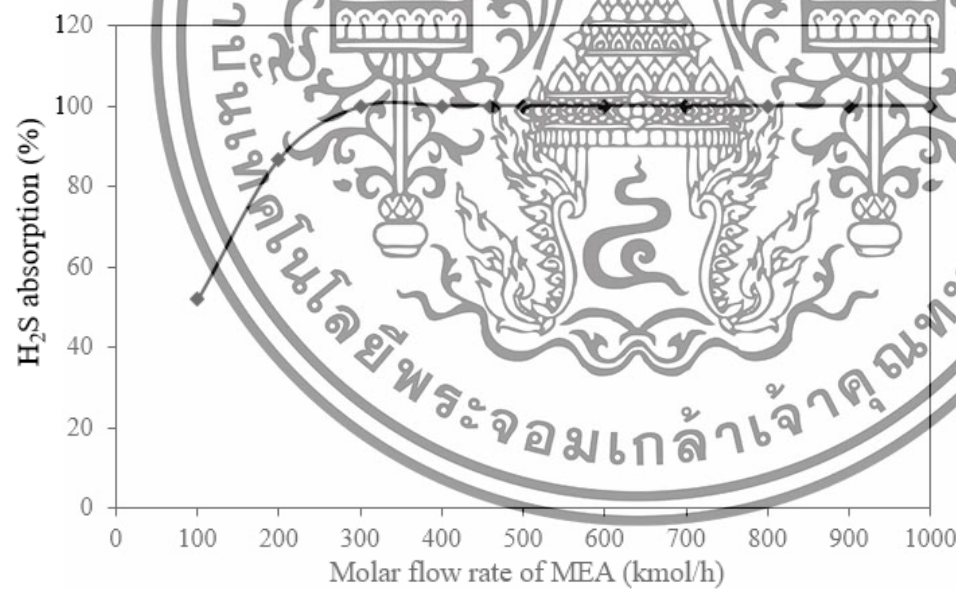


Fig. 12. The effect of the MEA molar flow rate on the gas absorption: (a) CO₂ and (b) H₂S at the pressure of 40 bar.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 1 Proximate and ultimate analysis of sugarcane leftovers implemented in process.

Proximate analysis (wt.% dry basic)	Ultimate analysis (wt.% dry basic)		
Moisture	9.20	C	46.152
Fixed carbon	16.90	H	5.632
Volatile matter	67.80	O	41.485
Ash	6.10	N	0.443
		S	0.188

Table 2 The initial conditions of component and reactor in the gasification process.

Component	Initial Conditions	Operating condition range
biomass	25 °C, and 1 bar	
steam	25 °C, and 1 bar	
air	25 °C, and 1 bar	
solvent (20% MEA: 80% H ₂ O)	25 °C, and 1.4 bar	
steam for WGS	150 °C, and 1 bar	
Reactor	Initial Conditions	Operating condition range
decomposition reactor	800 °C and 1 bar	
circulating fluidized bed gasifier	800 °C and 1 bar	500-1000 °C
absorber	5 trays and 20 bars	2-10 trays and 5-50 bars
regenerator	6 trays, 80 °C, and 1.4 bar	
water gas shift reactor	150 °C and 1 bar	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 3 Reactions appearing in gasification process.

Reaction name	Reactions	Equation
Drying zone	$\text{Biomass}_{\text{wet}} \rightarrow \text{Biomass}_{\text{dry}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{vapor}}$	(1)
Devolatilization	$\text{Biomass}_{\text{dry}} \rightarrow \text{Char} + \text{Volatiles (Gas+Tar)}$	(2)
Combustion Zone		
Char partial combustion	$\text{C} + 1/2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}$	(3)
Char complete combustion	$\text{C} + \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2$	(4)
Carbon monoxide oxidation	$\text{CO} + 1/2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2$	(5)
Hydrogen oxidation	$\text{H}_2 + 1/2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O}$	(6)
Methane oxidation	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	(7)
Methane partial oxidation	$\text{CH}_4 + 1/2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2$	(8)
Reduction zone		
Boudouard reaction	$\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO}$	(9)
Heterogeneous water-gas shift	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$	(10)
Methane reaction	$\text{C} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4$	(11)
Water-gas shift reaction	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	(12)
Methane steam reforming	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$	(13)
Dry reforming	$\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO} + 2\text{H}_2$	(14)
Methane combined reaction	$\text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 4\text{H}_2$	(15)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 4 The proximate analysis and ultimate analysis of Cuban bagasse (Filippis et al., 2004).

Proximate Analysis	% weight	Ultimate Analysis	% weight
Moisture	11.1	Carbon	42.9
Fixed carbon	9.3	Hydrogen	5.9
Volatile matter	88.7	Oxygen	49.0
Ash	2	Nitrogen	0.2
		Sulfur	<0.01

Table 5 Comparison between the simulation result and experimental data from Filippis et al. (2004).

Gas composition (% volume)	Experimental data	Simulation data
H ₂	46.8	45.63
CO	8.8	8.09
CO ₂	42.9	46.28

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 6 The cold gas efficiency (CDG) under thermal self -sufficient conditions.

S/B ratio	A/B ratio	Molar flow rate of syngas	CDG
0.1	1.375	95.03	74.76
	2.4	52.24	40.96
	3.0	27.05	21.17
0.2	1.443	92.26	72.16
	2.4	52.25	40.74
	3.0	27.05	31.06
0.4	1.585	86.40	66.92
	2.4	52.25	40.38
	3.0	27.05	20.88
0.6	1.734	80.18	61.63
	2.4	52.25	40.10
	3.0	27.05	20.74
0.8	1.887	73.78	56.36
	2.4	52.25	39.88
	3.0	27.05	20.62
1.0	2.046	67.11	51.01
	2.4	52.25	39.69
	3.0	27.05	20.53

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 7 The suitable operating conditions of absorber for each process.

Gasifying agents	Pressure	No. of trays	MEA flow rate (kmol/h)	Remaining H ₂ S (mg/m ³)
Steam	40	10	325	0.0911
Air			450	0.0989
Air-steam			465	0.0989



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สัญญาเลขที่ KREF146101

โครงการ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยสำหรับนำไปผลิตเชื้อเพลิงเหลว.....

Gasification of sugarcane leftover for liquid fuel production.....

รายงานสรุปการเงินรอบ 12 เดือน

หัวหน้าโครงการ..... ผศ.ดร. ญาณีพร พัทธวร โขติ

ผู้ร่วมโครงการวิจัย..... ดร. นริศรา นัตรรัตนเวช

รายงานในช่วงตั้งแต่วันที่ 1 กุมภาพันธ์ 2561 ถึงวันที่ 31 มกราคม พ.ศ.2562

สรุปงบประมาณค่าใช้จ่ายที่ใช้นับตั้งแต่เริ่มทำการวิจัยถึงปัจจุบัน

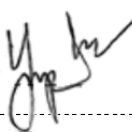
หมวดค่าใช้จ่าย	งบประมาณรวมทั้งโครงการ	ค่าใช้จ่ายจากรายงานครั้งก่อน	ค่าใช้จ่ายงวดปัจจุบัน	รวมค่าใช้จ่ายสะสมถึงปัจจุบัน	คงเหลือ (หรือเกิน)
1. ค่าตอบแทนนักวิจัย หลังปริญญาเอก 12 เดือน เดือนละ 31,500 บาท	378,000	-	378,000	378,000	-
2. อื่นๆ	100,000	-	100,000	100,000	-
รวม	478,000	-	478,000	478,000	-

จำนวนเงินที่ได้รับและจำนวนเงินที่ใช้จ่าย

งวดเงินที่ได้รับ	จำนวนเงินที่ได้รับ(บาท)	เมื่อ (ระบุวัน เดือน ปี)
งวดที่ 1	463,000.00	06/03/18
ดอกเบี้ย ครั้งที่ 1	286.36	25/06/18
ดอกเบี้ย ครั้งที่ 2	1.97	25/12/18
รวม	463,288.33	

งวดที่	จำนวนเงินที่ใช้จ่าย (บาท)	
งวดที่ 1	463,000.00	20/04/19
รวม	463,000.00	2

จำนวนเงินคงเหลือ ① - ② 288.33 บาท



ลงนามหัวหน้าโครงการวิจัยผู้รับทุน

ลงนามเจ้าหน้าที่การเงินโครงการ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปเผยแพร่ภายนอกการดำเนินงาน

ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



ข้อมูลประวัติคณะผู้วิจัย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ประวัตินักวิจัยผู้วิจัย

ประวัติส่วนตัว

ชื่อ-สกุล นาวสาวนริศรา ฉัตรรัตนเวช

ตำแหน่งปัจจุบัน -

ประวัติการศึกษา

ชื่อย่อปริญญา	สาขา	สถาบันที่จบ	ปีที่จบ
วศ.ด.	วิศวกรรมเคมี	จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย	2015
วศ.บ.	วิศวกรรมเคมี	มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์	2008

สาขาวิจัยที่มีความชำนาญพิเศษ (แตกต่างจากวุฒิการศึกษา) เซลล์เชื้อเพลิง (fuel cell) การจำลองกระบวนการทางคณิตศาสตร์ (modeling and simulation) การควบคุมกระบวนการ (control design)

รางวัลด้านวิชาการ/ด้านวิจัย/งานสร้างสรรค์ (ด้านศิลปะ หรืออื่นๆ) ที่ได้รับ

ปี พ.ศ.	ชื่อรางวัล	สถาบันที่ให้

ทุนการศึกษาและทุนวิจัยที่เคยได้รับ

ปี พ.ศ.	ทุนการศึกษาและทุนวิจัย	สถาบันที่ให้
2551-2556	โครงการปริญญาเอกกาญจนาภิเษก (คปก)	จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ผลงานวิจัย/งานสร้างสรรค์

ผลงานวิจัย/งานสร้างสรรค์ที่ตีพิมพ์เผยแพร่ (ระดับชาติและนานาชาติ)

1. Chatrattanawet, N., Skogestad, S., Arpornwichanop, A., (2014). Control structure design and controllability analysis for solid oxide fuel cell. *Chemical Engineering Transactions*, 39, 1291-1296. (Scopus)
2. Chatrattanawet, N., Kheawhom, S., Arpornwichanop, A., (2015). Robust model predictive control strategy for LTV and LPV systems of the internal reforming solid oxide fuel cell. *Computer Aided Chemical Engineering*, 37, 1733-1738. (Scopus)
3. Chatrattanawet, N., Skogestad, S., Arpornwichanop, A., (2015). Control structure design and dynamic modeling for a solid oxide fuel cell with direct internal reforming of methane. *Chemical Engineering Research and Design*, 98, 202-211. (IF-2014=2.348)
4. Chatrattanawet, N., Hakhen, T., Saebea, D., Arpornwichanop, A., (2016). Performance analysis and control structure design for proton exchange membrane fuel cell. *Chemical Engineering Transactions*, 52, 997-1002. (Scopus)
5. Chatrattanawet, N., Thanaphorn, H., Kheawhom, S., Arpornwichanop, A., (2017). Control structure design and robust model predictive control for controlling a proton exchange membrane fuel cell. *Journal of Cleaner Production*, 148, 934-947.
6. Chatrattanawet, N., Saebea, D., Authayanun, S., Arpornwichanop, A., Patcharavorachot, Y., (2018). Performance and environmental study of a biogas-fuelled solid oxide fuel cell with different reforming approaches. *Energy*, 146, 131-140.
7. Saebea, D., Authayanun, S., Patcharavorachot, Y., Chatrattanawet, N., Arpornwichanop, A., (2018). Electrochemical performance assessment of low-temperature solid oxide fuel cell with YSZ-based and SDC-based electrolytes. *International Journal of Hydrogen Energy*, 43, 921-931.
8. Chatrattanawet, N., Kanjanasorn, W., Authayanun, S., Saebea, D., Patcharavorachot, Y., (2018). Biomass steam gasification of sugarcane leftover for green diesel production. *Chemical Engineering Transactions*, 70, 1693-1698. (Scopus)
9. Patcharavorachot, Y., Chatrattanawet, N., Arpornwichanop, A., Assabumrungrat, S., (2019). Optimization of hydrogen production from three reforming approaches of glycerol via using supercritical water with in situ CO₂ separation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44, 2128-2140

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การเสนอผลงานวิชาการ

1. Performance Analysis and Dynamic Modeling of Solid Oxide Fuel Cell with Methane Steam Reforming. In RGJ-Ph.D. Congress XIII “From Green Revolution to Green Innovation”. (Poster Presentation)
2. Control Structure Design and Controllability Analysis for Solid Oxide Fuel Cell. In 17th Conference Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction (PRES 2014). (Poster Presentation)
3. Off-Line Robust Model Predictive Control of the Internal Reforming Solid Oxide Fuel Cell. In The 4th TICHE International Conference 2014 “Changes: Cleaner Energy, Leaner Processes, Better Living” (TICHE 2014). (Oral Presentation)
4. Robust Model Predictive Control Strategy for LTV and LPV Systems of the Internal Reforming Solid Oxide Fuel Cell. In 12th International Symposium on Process Systems Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering (PSE2015/ESCAPE25). (Oral Presentation)
5. Performance Analysis and Control Structure Design for Proton Exchange Membrane Fuel Cell. In 19th Conference Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction (PRES 2016). (Poster Presentation)

ผลงานสิทธิบัตร/สิ่งประดิษฐ์/งานสร้างสรรค์ (ศิลปะ หรือ อื่นๆ)

อื่นๆ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ประวัตินักวิจัยที่ปรึกษา

1. ชื่อ - นามสกุล (ภาษาไทย) ผศ.ดร. ญาณิพร พัชรวร โขติ
ชื่อ - นามสกุล (ภาษาอังกฤษ) Asst.Prof.Dr. Yaneeporn Patcharavorachot
2. ตำแหน่งปัจจุบัน ผู้ช่วยศาสตราจารย์
3. หน่วยงานและสถานที่อยู่ที่ติดต่อได้สะดวก พร้อมหมายเลขโทรศัพท์ โทรสาร และไปรษณีย์
อิเล็กทรอนิกส์ (e-mail)
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ถ. นนทบุรี แขวง/เขตลาดกระบัง กรุงเทพมหานคร 10520
โทรศัพท์ 02-3298360-3 ต่อ 151
โทรสาร 02-3298360+3 กด 4
E-mail: yaneeporn.p@hotmail.com และ yaneeporn.pa@kmitl.ac.th
4. ประวัติการศึกษา
ปริญญาตรี มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ วศ.บ. (วิศวกรรมเคมี), 2548
ปริญญาเอก จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย วศ.ด. (วิศวกรรมเคมี), 2553
5. สาขาวิชาการที่มีความชำนาญพิเศษ (แตกต่างจากวุฒิการศึกษา) ระบุสาขาวิชาการ
Process simulation/Renewable energy/Hydrogen production/Solid oxide fuel cell
6. ประสบการณ์ที่เกี่ยวข้องกับการบริหาร งานวิจัยทั้งภายในและภายนอกประเทศ โดยระบุสถานภาพในการทำการวิจัยว่าเป็นผู้อำนวยการแผนงานวิจัย หัวหน้าโครงการวิจัย หรือผู้ร่วมวิจัยในแต่ละผลงานวิจัย
 - 6.1 หัวหน้าโครงการวิจัย
 - 6.1.1 การวิเคราะห์สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบนำโปรตอนที่มีการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงออกไซด์เทอร์มัลแบบภายใน ด้วยทุนวิจัยจากเงินรายได้คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ 2555
 - 6.1.2 ระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบที่นำโปรตอนกับกระบวนการเกิดรีฟอร์มมิงแบบออกไซด์เทอร์มัลของเอทานอล ด้วยทุนวิจัยจากเงินรายได้คณะ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

วิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปี
งบประมาณ 2556

6.1.3 การจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่มีการแยกก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ใน
ขั้นตอนเดียวโดยใช้ ASPEN PLUS ด้วยทุนวิจัยจากเงินรายได้คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ 2557

6.1.4 ระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบนำโปรตอนที่ดำเนินงานด้วยความดัน
สูงและการรีฟอร์มมิ่งกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต ด้วยทุนวิจัยจากสำนักงานกองทุน
สนับสนุนการวิจัย (สกว.) และ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ประจำปีงบประมาณ 2557

6.1.5 ระบบร่วมของกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำเหนือวิกฤติของกลีเซอรอลและเซลล์
เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง ด้วยทุนวิจัยจากเงินรายได้คณะ
วิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปี
งบประมาณ 2558

6.1.6 การประเมินสมรรถนะของระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งและเครื่องรี
ฟอร์มมิ่งของกลีเซอรอลซึ่งใช้กระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน ด้วย
ทุนวิจัยจากกองทุนวิจัยสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปี
งบประมาณ 2558

6.1.7 การผลิตเมทานอลจากถ่านหินและไอน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์ในเซลล์อิเล็ก
โทรไลซิสแบบออกไซด์แข็งที่นำโปรตอน
ด้วยทุนวิจัยจากสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) และสำนักงานคณะกรรมการ
อุดมศึกษา (สกอ.) ประจำปีงบประมาณ 2559

6.2 งานวิจัยที่ทำเสร็จแล้ว

6.2.1 ผลงานวิจัยตีพิมพ์เผยแพร่ (ตั้งแต่ 2011)

6.2.1.1 Mongkolsiri, P., Jitkeaw, S., Patcharavorachot, Y., Arpornwichanop, A.,
Authayanun, S., (2019). Comparative analysis of biomass and coal based co-
gasification processes with and without CO₂ capture for HT-PEMFCs.
International Journal of Hydrogen Energy, 44, 2216-2229.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- 6.2.1.2 **Patcharavorachot, Y.,** Chatrattanawet, N., Arpornwichanop, A., Assabumrungrat, S., (2019). Optimization of hydrogen production from three reforming approaches of glycerol via using supercritical water with in situ CO₂ separation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44, 2128-2140.
- 6.2.1.3 Saithong, N., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.,** Arpornwichanop, A., (2019). Thermodynamic analysis of the novel chemical looping process for two-grade hydrogen production with CO₂ capture. *Energy Conversion and Management*, 180, 325-337.
- 6.2.1.4 **Patcharavorachot, Y.,** Saebea, D., Authayanun, S., Arpornwichanop, A., (2018). Hydrogen and power generation from supercritical water reforming of glycerol and pressurized SOFC integrated system: Use of different CO₂ adsorption process. *International Journal of Hydrogen Energy*, 43, 17821-17834.
- 6.2.1.5 Chatrattanawet, N., Kanjanasorn, W., Authayanun, S., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.,** (2018). Biomass steam gasification of sugarcane leftover for green diesel production. *Chemical Engineering Transactions*, 70, 1693-1698. (Scopus)
- 6.2.1.6 Saebea, D., Authayanun, S., Arpornwichanop, A., **Patcharavorachot, Y.,** (2018). Performance Evaluation of Biogas-fed Solid Oxide Fuel Cell System Coupling with CO₂-selective Membrane Separator. *Chemical Engineering Transactions*, 70, 1963-1968. (Scopus)
- 6.2.1.7 Chatrattanawet, N., Saebea, D., Authayanun, S., Arpornwichanop, A., **Patcharavorachot, Y.,** (2018). Performance and environmental study of a biogas-fuelled solid oxide fuel cell with different reforming approaches. *Energy*, 146, 131-140.
- 6.2.1.8 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.,** Chatrattanawet, N., Arpornwichanop, A., (2018). Electrochemical performance assessment of low-temperature solid oxide fuel cell with YSZ-based and SDC-based electrolytes. *International Journal of Hydrogen Energy*, 43, 921-931.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- 6.2.1.9 Jienkulsawad, P., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Kheawhom, S., Arpornwichanop, A., (2018). Analysis of a solid oxide fuel cell and a molten carbonate fuel cell integrated system with different configurations. *International Journal of Hydrogen Energy*, 43, 932-942.
- 6.2.1.10 Im-orb, K., Visitdumrongkul, N., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2018). Flowsheet-based model and exergy analysis of solid oxide electrolysis cells for clean hydrogen production. *Journal of Cleaner Production*, 170, 1-13.
- 6.2.1.11 Mahisanana, C., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2017). Design of SOFC based oxyfuel combustion systems with anode recycling and steam recycling options. *Energy Conversion and Management*, 151, 723-736.
- 6.2.1.12 Nakyan, T., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., Assabumrungrat, S., Saebea, D., (2017). Exergoeconomics of hydrogen production from biomass air-steam gasification with methane co-feeding. *Energy Conversion and Management*, 140, 228-239. (IF-2015=4.801)
- 6.2.1.13 Authayanun, S., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., (2017). Optimal design of different reforming processes of the actual composition of bio-oil for high-temperature PEMFC systems. *International Journal of Hydrogen Energy*, 42, 1977-1988. (IF-2014=3.313)
- 6.2.1.14 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2016). Performance Evaluation of Low-Temperature Solid Oxide Fuel Cells with SDC-Based Electrolyte. *Chemical Engineering Transactions*, 52, 223-228.
- 6.2.1.15 Authayanun, S., Pornjarungsak, T., Prukpraipadung, T., Saebea, D., Arpornwichanop, A., **Patcharavorachot, Y.**, (2016). SOFC Running on Steam Reforming of Biogas: External and Internal Reforming. *Chemical Engineering Transactions*, 52, 361-366.
- 6.2.1.16 Namwong, L., Authayanun, S., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2016). Modeling and optimization of proton-conducting

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- solid oxide electrolysis cell: Conversion of CO₂ into value-added products. *Journal of Power Sources*, 331, 515-526. (IF-2015=6.333)
- 6.2.1.17 **Patcharavorachot, Y.**, Thongdee, S., Saebea, D., Authayanun, S., Arpornwichanop, A., (2016). Performance comparison of solid oxide steam electrolysis cells with/without the addition of methane. *Energy Conversion and Management*, 120, 274-286. (IF-2015=4.801)
- 6.2.1.18 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2016). Effect of anode-cathode exhaust gas recirculation on energy recuperation in a solid oxide fuel cell-gas turbine hybrid power system. *Energy*, 94, 218-232. (IF-2015=4.292)
- 6.2.1.19 Thanomjit, C., **Patcharavorachot, Y.**, Pongpesh, P., Arpornwichanop, A., (2015). Thermodynamic analysis of solid oxide fuel cell system using different ethanol reforming processes. *International Journal of Hydrogen Energy*, 40, 6950-6958.
- 6.2.1.20 Chutichai, B., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., (2015). Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production. *Energy*, 82, 406-413.
- 6.2.1.21 Authayanun, S., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2015). Evaluation of an integrated methane autothermal reforming and high-temperature proton exchange membrane fuel cell system. *Energy*, 80, 331-339.
- 6.2.1.22 **Patcharavorachot, Y.**, Sangduan, K., Pongpesh, P., Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., (2014). Integration of Ethanol Processor and CO₂ Absorption to Produce Hydrogen for Fuel Cell. *Energy Procedia*, 61, 2215-2218.
- 6.2.1.23 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2014). Thermodynamic Analysis of Hydrogen Production from the Adsorption-enhanced Steam Reforming of Biogas. *Energy Procedia*, 61, 2254-2257.
- 6.2.1.24 Authayanun, S., Patniboon, A., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2014). Effect of Flow Pattern on Single and Multi-stage

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

High Temperature Proton Exchange Membrane Fuel Cell Stack Performance. *Computer Aided Chemical Engineering*, 33, 1471-1476.

- 6.2.1.25 **Patcharavorachot, Y.**, Tiraset, S., Wiyaratn, W., Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., (2014). Using a membrane reactor for the oxidative coupling of methane: simulation and optimization. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 16, 1295–1306.
- 6.2.1.26 **Patcharavorachot, Y.**, Chery-rod, N., Nudchapong, S., Authayanun, S., Arpornwichanop, A., (2014). Hydrogen Production from Glycerol Steam Reforming in Supercritical Water with CO₂ Absorption Unit. *Chemical Engineering Transactions*, 39, 349-354.
- 6.2.1.27 Likkasith, C., Saebea, D., Arpornwichanop, A., Piemnernkoom, N., **Patcharavorachot, Y.**, (2014). Simulation of Hydrogen Production with *in Situ* CO₂ Removal Using Aspen Plus. *Chemical Engineering Transactions*, 39, 415-420.
- 6.2.1.28 Arpornwichanop, A., Suwanmanee, U., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Authayanun, S., (2014). Study on a Proton Exchange Membrane Fuel Cell System Fueled by a Mixture of Bio-ethanol and Methane. *Chemical Engineering Transactions*, 39, 1033-1038.
- 6.2.1.29 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2014). Enhancement of Hydrogen Production for Steam Reforming of Biogas in Fluidized Bed Membrane Reactor. *Chemical Engineering Transactions*, 39, 1177-1182.
- 6.2.1.30 Authayanun, S., Aunsup, P., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2014). Theoretical analysis of a biogas-fed PEMFC system with different hydrogen purifications: Conventional and membrane-based water gas shift processes. *Energy Conversion and Management*, 86, 60-69.
- 6.2.1.31 Authayanun, S., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2014). Effect of different fuel options on performance of high-temperature PEMFC (proton exchange membrane fuel cell) systems. *Energy*, 68, 989-997.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- 6.2.1.32 **Patcharavorachot, Y.**, Tiraset, S., Saebea, D., Paengjuntuek, W., Arpornwichanop, A., (2013). Optimization of a Membrane-based Oxidative Coupling of Methane Reactor Using Surface Response Methodology. *Chemical Engineering Transactions*, 35, 121-126.
- 6.2.1.33 Arpornwichanop, A., **Patcharavorachot, Y.**, (2013). Investigation of a proton-conducting SOFC with internal autothermal reforming of methane. *Chemical Engineering Research and Design*, 91, 1508-1516.
- 6.2.1.34 Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., (2013). Analysis of a pressurized solid oxide fuel cell–gas turbine hybrid power system with cathode gas recirculation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 38, 4748-4759.
- 6.2.1.35 Saebea, D., Authayaiun, S., **Patcharavorachot, Y.**, Paengjuntuek, W., Arpornwichanop, A., (2013). Use of different renewable fuels in a steam reformer integrated into a solid oxide fuel cell: Theoretical analysis and performance comparison. *Energy*, 51, 305-313.
- 6.2.1.36 **Patcharavorachot, Y.**, Wasuleewan, M., Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., (2012). Analysis of hydrogen production from methane autothermal reformer with a dual catalyst-bed configuration. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 46, 658-665.
- 6.2.1.37 Thanomjit, C., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2012). Design and Thermal Analysis of a Solid Oxide Fuel Cell System Integrated with Ethanol Steam Reforming. *Computer Aided Chemical Engineering*, 30, 287-291.
- 6.2.1.38 Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Arpornwichanop, A., (2012). Analysis of an ethanol-fuelled solid oxide fuel cell system using partial anode exhaust gas recirculation. *Journal of Power Sources*, 208, 120-130.
- 6.2.1.39 Chaichana, K., **Patcharavorachot, Y.**, Chutichai, B., Saebea, D., Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., (2012). Neural network hybrid model of a direct internal reforming solid oxide fuel cell. *International Journal of Hydrogen Energy*, 37, 2498-2508.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- 6.2.1.40 Saebea, D., Arpornwichanop, A., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., (2011). Adsorption-membrane hybrid system for ethanol steam reforming: Thermodynamic analysis. *International Journal of Hydrogen Energy*, 36, 14428-14434.
- 6.2.1.41 Arpornwichanop, A., Wasuleewan, M., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., (2011). Investigation of a Dual-Bed Autothermal Reforming of Methane for Hydrogen Production. *Chemical Engineering Transactions*, 25, 929-934.
- 6.2.2 ผลงานที่นำเสนอในการประชุมวิชาการ (ตั้งแต่ 2011)
- 6.2.2.1 Inpakdee, W., Chattrattanawet, N., and **Patcharavorachot, Y.** Hydrogen production from reforming of cooking oil with carbon dioxide removal process. The 8th International TICHe Conference (TICHe 2018), Nov 8-9, 2018, Pattaya, Thailand.
- 6.2.2.2 Sakulkhunsawatt, N., Arpornwichanop, A., and **Patcharavorachot, Y.** Hydrogen production from chemical looping reforming of glycerol by using supercritical water with in situ CO_2 separation. The 2nd International Conference on Alternative Fuels: Futures and Challenges (ICAFE2017), Oct 23 - 25, 2017, Daegu, South Korea.
- 6.2.2.3 Rattanachai, W., Saebea, D., Authayanun, S., Arpornwichanop, A. and **Patcharavorachot, Y.** Performance of an Integrated Adsorption-Enhanced Glycerol Supercritical Water Reforming and Pressurized SOFC System. The 2nd International Conference on Chemical, Metallurgy and Environmental Engineering (CMAEE-16), Apr 12-13, 2016, Kyoto, Japan.
- 6.2.2.4 Namwong, L., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Modeling of Proton-Conducting Solid Oxide Electrolyzer. The 5th TICHe International Conference 2015, Nov 8-10, 2015, Pattaya, Thailand.
- 6.2.2.5 Wiranarongkorn, K., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Thermodynamic Analysis of the Bio-oil Sorption Enhanced Steam Reforming

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- and SOFC Integrated Process. The 5th TIChE International Conference 2015, Nov 8-10, 2015, Pattaya, Thailand.
- 6.2.2.6 Authayanun, S., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Theoretical Analysis of Different Bio-oil Reforming Processes Integrated with PEMFC System. The 5th International Conference on Green and Sustainable Innovation (ICGSI 2015), Nov 8-10, 2015, Pattaya, Thailand.
- 6.2.2.7 Rattanachai, W., Arpornwichanop, A., and **Patcharavorachot, Y.** Performance Analysis of an Integrated System of Pressurized SOFC and Glycerol Reformer with Different CO₂ Removal Process. The 5th International Conference on Green and Sustainable Innovation (ICGSI 2015), Nov 8-10, 2015, Pattaya, Thailand.
- 6.2.2.8 Nuthong, W., Arpornwichanop, A., and **Patcharavorachot, Y.** Effect of Different Fuel Options on a Performance of Proton Conducting SOFC. The 5th International Conference on Green and Sustainable Innovation (ICGSI 2015), Nov 8-10, 2015, Pattaya, Thailand.
- 6.2.2.9 Rattanachai, W., Saebea, D., and **Patcharavorachot, Y.** Thermodynamic analysis of glycerol supercritical water reforming with different CO₂ removal process. The 4th TIChE International Conference 2014, Dec 18-19, 2014, Chiang Mai, Thailand.
- 6.2.2.10 Mahisanan, C., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Optimization of an Integrated SOFC-SOEC System for Clean Power Generation. The 4th TIChE International Conference 2014, Dec 18-19, 2014, Chiang Mai, Thailand.
- 6.2.2.11 Thongdee, S., Wiyaratn, W., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Theoretical Analysis of the Solid Oxide Steam Electrolysis Cell: Effect of Methane Addition. The 4th TIChE International Conference 2014, Dec 18-19, 2014, Chiang Mai, Thailand.
- 6.2.2.12 Sampavapon, A., Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Effect of Different Feedstock Types on a Biomass

Gasification. The 4th TIChE International Conference 2014, Dec 18-19, 2014, Chiang Mai, Thailand.

- 6.2.2.13 **Patcharavorachot, Y.**, Chery-rod, N., Nudchapong, S., Authayanun, S., and Arpornwichanop, A. Hydrogen Production from Glycerol Steam Reforming in Supercritical Water with CO₂ Absorption Unit. The 17th Conference “Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction” (PRES 2014), 23 – 27, August 2014, Prague, Czech Republic.
- 6.2.2.14 Likkasith, C., Saebea, D., Arpornwichanop, A., Piemnernkoom, N., and **Patcharavorachot, Y.** Simulation of Hydrogen Production with In Situ CO₂ Removal Using Aspen Plus. The 17th Conference “Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction” (PRES 2014), 23 – 27, August 2014, Prague, Czech Republic.
- 6.2.2.15 Arpornwichanop, A., Suwanmanee, U., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, and Authayanun, S. Study on a Proton Exchange Membrane Fuel Cell System Fuelled by a Mixture of Bio-Ethanol and Methane. The 17th Conference “Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction” (PRES 2014), 23 – 27, August 2014, Prague, Czech Republic.
- 6.2.2.16 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Enhancement of hydrogen production for steam reforming of biogas in fluidized bed membrane reactor. The 17th Conference “Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction” (PRES 2014), 23 – 27, August 2014, Prague, Czech Republic.
- 6.2.2.17 **Patcharavorachot, Y.**, Tanthaworn, P., and Urailert, P. Integrated system of glycerol supercritical water reforming process and pressurized solid oxide fuel cell. The 4th International Conference on Engineering and Applied Science (ICEAS 2014), 22-24 July 2014, Sapporo, Japan.
- 6.2.2.18 **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A. Integration of ethanol processor and CO₂ absorption to produce hydrogen for fuel cell. The

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

6th International Conference on Applied Energy – ICAE2014, 30 May – 2 June, 2014, Taipei City, Taiwan.

6.2.2.19 Saebea, D., Authayanun, S., Patcharavorachot, Y., Arpornwichanop, A. Thermodynamic analysis of hydrogen production from the adsorption-enhanced steam reforming of biogas. The 6th International Conference on Applied Energy – ICAE2014, 30 May – 2 June, 2014, Taipei City, Taiwan.

6.2.2.20 Saebea, D., Arpornwichanop, A. and Patcharavorachot, Y. Integrated system of a proton-conducting SOFC and ethanol autothermal reformer: Design and performance evaluation. Fifth European Fuel Cell Technology & Applications Conference, Piero Lunghi Conference, December 11-13, 2013, Rome, Italy

6.2.2.21 Saebea, D., Authayanun, S., Patcharavorachot, Y., Arpornwichanop, A. design of energy recuperation in a solid oxide fuel cell-gas turbine hybrid system with ethanol as fuel. Fifth European Fuel Cell Technology & Applications Conference, Piero Lunghi Conference, December 11-13, 2013, Rome, Italy

6.2.2.22 Saebea, D., Arpornwichanop, A., and Patcharavorachot, Y. Integrated system of a proton-conducting SOFC and ethanol autothermal reformer: Design and performance evaluation. The Fifth European Fuel Cell Technology & Applications Conference – Piero Lunghi Conference (EFC13), December 11-13, 2013, Rome, Italy.

6.2.2.23 Patcharavorachot, Y., Cheryrod, N., and Nudchamong, S., Hydrogen Production from Glycerol Steam Reforming in Supercritical Water with CO₂ Absorption Unit. The 5th Regional Conference on Chemical Engineering (RCCHE2013), Feb 7-8, 2013, Pattaya, Thailand.

6.2.2.24 Patcharavorachot, Y., and Arpornwichanop, A., Investigation of a proton-conducting SOFC with internal autothermal reforming of methane. the 22nd European Symposium on Computer Aided Process Engineering (ESCAPE22), Jun 17 – 20, 2012, London.

6.2.2.25 Thanomjit, C., Patcharavorachot, Y., and Arpornwichanop, A., Design and Thermal Analysis of a Solid Oxide Fuel Cell System Integrated with Ethanol

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- Steam Reforming. The 22nd European Symposium on Computer Aided Process Engineering (ESCAPE22), Jun 17 – 20, 2012, London.
- 6.2.2.26 Supawimon, P., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S. and Arpornwichanop, A., Analysis of Steam Biomass Gasification for Synthesis Gas Production. The 4th KKU International Engineering Conference 2012 (KKU-IENC 2012), May 10-12, 2012, Khon Kaen University, Thailand.
- 6.2.2.27 Saebea, D., Authayanun, A., **Patcharavorachot, Y.**, Paengjuntuek, W., and Arpornwichanop, A., Performance Analysis of SOFC Systems Integrated with Steam Reforming of Different Renewable Fuels. International Conference on Renewable Energies and Power Quality (ICREPO'12), Mar 28 – 30, 2012, Santiago de Compostela (Spain).
- 6.2.2.28 Tippawan, P., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Thermodynamic Evaluation of Ethanol Steam Reforming via Acetaldehyde as an Intermediate. The 21th Thai Institute of Chemical Engineering and Applied Chemistry International Conference (TICChE 2011), Nov. 10-11, 2011, Hatyai, Songkhla, Thailand.
- 6.2.2.29 Aunsup, P., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S. and Arpornwichanop, A. (2011). Comparison of Different Hydrogen Production Processes from Biogas: Thermodynamic Analysis. The 21th Thai Institute of Chemical Engineering and Applied Chemistry International Conference (TICChE 2011), Nov. 10-11, 2011, Hatyai, Songkhla, Thailand.
- 6.2.2.30 Saebea, D., Arpornwichanop, A., **Patcharavorachot, Y.**, and Assabumrungrat, S., Design of a Solid Oxide Fuel Cell-Gas Turbine Hybrid Power System with Cathode Gas Recycling. 6th Asia Pacific Chemical Reaction Engineering Symposium (APCRE'11), Sep. 18-21, 2011, Beijing, China.
- 6.2.2.31 Arpornwichanop, A., Wasuleewan, M., **Patcharavorachot, Y.**, and Assabumrungrat, S., Investigation of a Dual-Bed Autothermal Reforming of Methane for Hydrogen Production. 14th International Conference on Process

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction (PRES11), May 8-11, 2011, Florence, Italy

- 6.2.2.32 Sangduan, K., **Pacharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Analysis of CO₂ absorption for purification of hydrogen in ethanol reforming processes. The 3rd Regional Conference on Chemical Engineering (RCCE), Jan. 20-21, 2011, Metro Manila, Philippines.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้