สำนักหอสมุดกลาง พระจอมเกล้าลาดกระบัง

การพัฒนาเตาปฏิกรณ์และหัวพ่นไฟสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์

THE DEVELOPMENT OF REACTOR AND BURNER FOR SYNTHESIS GAS

T129253

พีระวัฒน์ ศิลปอริยะ
วีรโชติ ชูโชติ
สตวรรษ สังขนิมิตร

วพ.
พ749ก
2555

เลขหมู่.....
เลขทะเบียน 129253
วัน,เดือน,ปี - 2 S.ก. 2556

.b. 12567231
.i.....

ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล
คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ปีการศึกษา 2555

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

THE DEVELOPMENT OF REACTOR AND BURNER FOR SYNTHESIS GAS

PERAWAT SILAPA-ARIYA
WEERACHOTE CHUCHOTE
SATAWAT SANGKHANIMIT

A THESIS SUBMITTED IN PARTIAL FULFILLMENT
OF THE REQUIREMENT FOR THE DEGREE OF
BACHELOR OF ENGINEERING IN MECHANICAL ENGINEERING
FACULTY OF ENGINEERING
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG
2012

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญานิพนธ์ปีการศึกษา 2555

สาขาวิชา วิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

เรื่อง การพัฒนาเตาปฏิกรณ์และหัวพ่นไฟสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์

THE DEVELOPMENT OF REACTOR AND BURNER FOR SYNTHESIS GAS

ผู้จัดทำ

1. นายพีระวัฒน์ ศิลปอริยะ รหัสประจำตัว 52010866
2. นายวีรโชติ ชูโชติ รหัสประจำตัว 52011145
3. นายสตวรรษ สังขนิมิตร รหัสประจำตัว 52011231

_____ อาจารย์ที่ปรึกษา

(รศ.ดร. จารุวัตร เจริญสุข)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การพัฒนาเตาปฏิกรณ์และหัวพ่นไฟสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์

นายพีระวัฒน์ ศิลปอริยะ 52010866
นายวีรโชติ ชูโชติ 52011145
นายสตวรรษ สังขนิมิตร 52011231
รศ.ดร.จารุวัตร เจริญสุข อาจารย์ที่ปรึกษา
ปีการศึกษา 2555

บทคัดย่อ

โครงงานนี้เป็นการออกแบบและสร้างต้นแบบเตาปฏิกรณ์ก๊าซจากชีวมวลเพื่อศึกษาพฤติกรรมการเผาไหม้และทดสอบสมรรถนะ โดยสร้างต้นแบบเตาปฏิกรณ์ร่วมกับหัวพ่นไฟเพื่อเผาเชื้อเพลิงชีวมวลให้ได้ก๊าซสังเคราะห์ และนำผลผลิตที่ได้ไปเผาไหม้ โดยเพิ่มวัสดุพรุนลงในเตาปฏิกรณ์เพื่อทำให้น้ำมันดินแตกตัวกลายเป็นก๊าซ โดยเตาปฏิกรณ์ที่ออกแบบมีความสูง 2.1 เมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง 1.2 เมตร แต่ไม่สามารถทดสอบสมรรถนะของเตาปฏิกรณ์ที่ออกแบบได้เนื่องจากเหตุผลด้านความปลอดภัยและความพร้อมของอุปกรณ์ จึงได้จัดทำเตาปฏิกรณ์ขึ้นมาเพื่อทำการศึกษาพฤติกรรมการเผาไหม้ ผลการศึกษาจากเตาปฏิกรณ์จำลองพบว่าการใช้วัสดุพรุนทำให้อุณหภูมิที่ใช้การเผาไหม้เชื้อเพลิงลดลง 15.38% เวลาที่ใช้การเผาไหม้เชื้อเพลิงลดลง 10.48% ซึ่งคาดว่าการใช้วัสดุพรุนจะทำให้ประสิทธิภาพของเตาปฏิกรณ์จะมีค่าสูงมากพอที่จะนำก๊าซที่ได้ไปใช้ในอุตสาหกรรมการผลิตความร้อนและไฟฟ้าได้ในอนาคต

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

THE DEVELOPMENT OF REACTOR AND BURNER FOR SYNTHESIS GAS

Mr. Perawat Silapa-ariya
Mr. Weerachote Chuchote
Mr. Satawat Sangkhanimit
Assoc.Prof.Dr. Jarruwat Chareonsuk (Advisor)
year 2012

ABSTRACT

This project is designed and built the biomass gas reactor to study the combustion behavior and test the performance. By produce the prototype reactor with burner in order to burn biomass pellet to synthesis gas. And bring the output gas to burn. By put the porous material into the reactor, to make the tar crack into gas. The reactor is designed with a 1.2 meters high, 2.1 meters in diameter, but we can not test the performance of the reactor that was designed because of safety reasons and the availability of equipment, therefore, we built a small scale of reactor to study the combustion behavior. The results of a small scale of reactor showed that using porous materials make combustion temperature reduced by 15.38% and the time to burn fuel was reduced by 10.48%. Which is expected that the use of porous materials will make the performance of the reactor will be high enough to bring the gas to produce heat and electricity generation industry in the future.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กิตติกรรมประกาศ

ปริญญานิพนธ์ฉบับนี้คงไม่อาจเสร็จสมบูรณ์ได้ด้วยดี หากไม่ได้รับความช่วยเหลือและความร่วมมือจากหลายๆ ฝ่ายด้วยกัน ได้แก่ รศ.ดร. จารุวัตร เจริญสุข อาจารย์ที่ปรึกษาปริญญานิพนธ์ที่ให้คำแนะนำ เอาใจใส่ รวมทั้งให้ความรู้ ให้คำปรึกษาและความช่วยเหลือเสมอมา ขอขอบคุณคณาจารย์ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล และขอขอบคุณ ผศ. วีระชัย ลิ้มพรชัยเจริญ หลักสูตรวิศวกรรมเครื่องกล สาขาวิศวกรรมเกษตร สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง สำหรับการให้คำปรึกษา ข้อคิดเห็นและคำแนะนำต่างๆ และที่ขาดไม่ได้คือมาบข่าการช่าง ที่คอยให้ความช่วยเหลืออำนวยความสะดวก ในการสร้างเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ รวมทั้งขอขอบคุณทุกท่านที่ได้มีส่วนช่วยเหลือในการทำโครงงานนี้ให้สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดี

สุดท้ายขอขอบพระคุณบุคคลสำคัญที่ทำให้ข้าพเจ้ามีวันนี้ ก็คือ บิดา มารดา อันเป็นที่เคารพรักยิ่ง ซึ่งได้เลี้ยงดูข้าพเจ้ามาเป็นอย่างดี พร้อมทั้งให้โอกาสในการศึกษาอย่างเต็มที่ และยังให้กำลังใจเอาใจใส่เสมอมา ในทุกๆ ด้านอันหาที่เปรียบมิได้ ข้าพเจ้าขอกราบขอบพระคุณมา ณ ที่นี้

นายพีระวัฒน์ ศิลปะอริยะ 52010866
นายวีรโชติ ชูโชติ 52011145
นายสตวรรษ สังขนิมิตร 52011231

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย.....I

บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....II

กิตติกรรมประกาศ.....III

สารบัญ.....IV

สารบัญตาราง.....VI

สารบัญภาพ.....VII

บทที่ 1 บทนำ..... 1

1.1 ที่มาและความสำคัญ..... 1

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงงาน..... 1

1.3 ขอบเขตของโครงงาน..... 1

1.4 วิธีการดำเนินงาน..... 2

บทที่ 2 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง..... 3

2.1 เชื้อเพลิง..... 3

2.2 กระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง.....8

2.3 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิง.....10

2.4 วัสดุพรุน.....14

2.5 เนื้อหางานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....16

บทที่ 3 การออกแบบเตปฏิกรณ์.....20

3.1 เงื่อนไขการออกแบบเตาปฏิกรณ์.....20

3.2 ขั้นตอนการออกแบบเตาปฏิกรณ์.....20

บทที่ 4 อุปกรณ์และวิธีการทดลอง.....26

4.1 อุปกรณ์การทดลอง.....26

4.2 วิธีการทดลอง.....30

บทที่ 5 ผลการทดลอง.....32

5.1 การออกแบบเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ.....32

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

5.2 การทดลองเตาปฏิกรณ์จำลอง.....33

บทที่ 6 สรุปผลการทดลอง.....35

6.1 สรุปผลการทดลอง.....35

6.2 วิจารณ์ผลการทดลอง.....35

6.3 ปัญหาและอุปสรรค.....35

6.4 ข้อเสนอแนะ.....40

บรรณานุกรม.....40

ภาคผนวก ก การคำนวณและการออกแบบเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

ภาคผนวก ข แบบสั่งผลิตเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

ภาคผนวก ค งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2.1 ค่าทางความร้อนของเชื้อเพลิงชีวมวลต่างๆ....4
ตารางที่ 2.2 ค่าเปอร์เซ็นต์ความชื้นของเชื้อเพลิงชีวมวลต่างๆ....4
ตารางที่ 2.3 ค่าเปอร์เซ็นต์เถ้าของเชื้อเพลิงชีวมวลต่างๆ....5
ตารางที่ 2.4 ค่าเปอร์เซ็นต์ความหนาแน่นบัลค์ของเชื้อเพลิงชีวมวล....6
ตารางที่ 3.1 Ultimate Analysis of Rice Husk....20

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญรูป

รูปที่ **หน้า**

รูปที่ 2.1 องค์ประกอบของชีวมวล....6
รูปที่ 2.2 ชีวมวลอัดเม็ดชนิดต่างๆ....7
รูปที่ 2.3 คุณสมบัติของชีวมวลอัดเม็ด....7
รูปที่ 2.4 กระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง....8
รูปที่ 2.5 แผนภาพแสดงปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง....10
รูปที่ 2.6 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น....11
รูปที่ 2.7 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง....11
รูปที่ 2.8 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขวาง....12
รูปที่ 2.9 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบ Bubbling Fluidized Bed....13
รูปที่ 2.10 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบ Circulating Fluidized Bed....13
รูปที่ 2.11 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบ Entrained Flow....13
รูปที่ 2.12 ข้อมูลของวัสดุพรุน....14
รูปที่ 2.13 วัสดุพรุนรูปร่างต่างๆ....15
รูปที่ 2.14 กลไกการถ่ายเทความร้อนภายในวัสดุพรุน....16
รูปที่ 2.15 ระบบ Bubbling fluidized bed gasification....16
รูปที่ 2.16 ความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการเผาไหม้และปริมาณ CO เมื่อปรับเปลี่ยนชนิดของวัสดุพรุน....17
รูปที่ 2.17 ผลของวัสดุพรุนต่อส่วนประกอบของก๊าซ....18
รูปที่ 3.1 ความสัมพันธ์ระหว่าง Gasification efficiency กับ Equivalence ratio....21
รูปที่ 3.2 หลักการทำงานของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ....23
รูปที่ 3.3 ห้องเผาไหม้ชั้นใน....23
รูปที่ 3.4 ห้องเผาไหม้ชั้นนอก....24
รูปที่ 3.5 ปล่องกระจายอากาศ....24
รูปที่ 3.6 หลักการทำงานของเตาปฏิกรณ์จำลอง....25
รูปที่ 3.7 ส่วนประกอบของเตาปฏิกรณ์จำลอง....25
รูปที่ 4.1 เตาปฏิกรณ์จำลอง....26
รูปที่ 4.2 ชีวมวลอัดเม็ดจากแกลบ....27
รูปที่ 4.3 เม็ดอลูมินา....27
รูปที่ 4.4 ปั๊มลมแบบแรงดันต่ำ....28

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่ **หน้า**

รูปที่ 4.5 ชุดจ่ายก๊าซ LPG....28
รูปที่ 4.6 เทอร์โมคัพเปิล....29
รูปที่ 4.7 อุปกรณ์ป้องกันความปลอดภัย....29
รูปที่ 4.7 ชุดการทดลอง....31
รูปที่ 4.8 โปรแกรม Temp Monitor....31
รูปที่ 5.1 เตาปฏิกรณ์ต้นแบบที่ผลิตสำเร็จแล้ว....32
รูปที่ 5.2 ฐานของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบที่ผลิตสำเร็จแล้ว....32
รูปที่ 5.3 ข้อมูลแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเวลาเมื่อไม่ใช้วัสดุพรุน....33
รูปที่ 5.4 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเวลาเมื่อไม่ใช้วัสดุพรุน....33
รูปที่ 5.5 ข้อมูลแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเวลาเมื่อใช้วัสดุพรุน....34
รูปที่ 5.6 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเวลาเมื่อใช้วัสดุพรุน....34
รูปที่ 5.1 ระบบผลิตก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวล....36
รูปที่ 5.2 ช่องป้อนเชื้อเพลิงที่พบปัญหา....36
รูปที่ 5.3 ช่องป้อนเชื้อเพลิงที่แก้ไขแล้ว....37
รูปที่ 5.4 ช่องป้อนอากาศที่พบปัญหา....37
รูปที่ 5.5 ช่องป้อนอากาศที่แก้ไขแล้ว....38
รูปที่ 5.6 ช่องป้อนเปลวไฟที่พบปัญหา....38
รูปที่ 5.7 ช่องป้อนเปลวไฟที่แก้ไขแล้ว....39
รูปที่ 5.8 แบบของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบที่แก้ไขแล้ว....39

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 1
บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

ในปัจจุบันเชื้อเพลิงที่ใช้ในประเทศไทยส่วนใหญ่เป็นเชื้อเพลิงฟอสซิล ซึ่งเชื้อเพลิงเหล่านี้ก่อให้เกิดมลพิษต่อสิ่งแวดล้อม ทั้งยังมีราคาสูง และกำลังจะหมดไปในอนาคต เนื่องจากปริมาณความต้องการใช้พลังงานเหล่านี้มีมากขึ้นเรื่อยๆ ดังนั้นจึงต้องหาเชื้อเพลิงอื่นมาใช้แทนเพื่อลดปริมาณความต้องการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิล และสามารถนำเชื้อเพลิงทดแทนนี้มาใช้เป็นเชื้อเพลิงหลักในการผลิตพลังงานได้โดยไม่ต้องคำนึงว่าเชื้อเพลิงทดแทนชนิดนี้จะหมดไปในอนาคต อีกทั้งยังเกิดมลพิษน้อยกว่าด้วย ซึ่งเชื้อเพลิงที่นำมาใช้ทดแทนนี้คือ ก๊าซจากชีวมวลที่ได้จากการเผาไหม้ในเตาปฏิกรณ์ โดยเตาปฏิกรณ์ได้มีผู้พัฒนาออกมาหลายชนิด อาทิ Fixed Bed Reactor, Fluidized Bed Reactor, Entrained Flow Reactor ฯลฯ โดยมีลักษณะการเผาไหม้แตกต่างกันออกไป ซึ่งในโครงงานนี้ผู้ทดลองได้ออกแบบ และสร้างเตาปฏิกรณ์แบบ Fixed Bed Reactor แบบผสมระหว่าง Updraft Reactor และ Downdraft Reactor โดยชีวมวลที่ใช้ผลิตก๊าซสังเคราะห์ คือ แกลบ ที่หาซื้อได้ง่ายและมีราคาถูก ซึ่งในการออกแบบ และสร้างเตาปฏิกรณ์ดังกล่าวต้องคำนึงถึง อุณหภูมิการเผาไหม้ การกำหนดขนาดของเตาปฏิกรณ์ และโซนความร้อนที่อาจจะเกิดขึ้นในการเผาไหม้ ซึ่งจะนำไปวัดค่าและนำผลที่ได้ไปเป็นข้อมูลเบื้องต้นสำหรับการวิเคราะห์ข้อมูลต่อไป

โครงงานนี้เป็นการออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ต้นแบบจากชีวมวลเพื่อทดสอบประสิทธิภาพของเตาปฏิกรณ์เมื่อใช้ร่วมกับหัวพ่นไฟ โดยสร้างต้นแบบเพื่อเผาเชื้อเพลิงชีวมวลให้ได้ก๊าซชีวมวลและนำผลผลิตที่ได้ไปเผาไหม้ให้ความร้อนแก่ภาชนะหุงต้ม ซึ่งคาดว่าประสิทธิภาพของเตาปฏิกรณ์จะมีค่าสูงมากพอที่จะนำก๊าซที่ได้ไปใช้ในอุตสาหกรรมการผลิตกระแสไฟฟ้าได้ในอนาคต

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงงาน

1.2.1 เพื่อศึกษา และสร้างต้นแบบเตาปฏิกรณ์สำหรับผลิตก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวลที่ให้พลังงาน 1000 กิโลวัตต์

1.2.2 เพื่อศึกษาพฤติกรรมการเผาไหม้ของก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวลในต้นแบบเตาปฏิกรณ์สำหรับผลิตก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวล

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

1.3 ขอบเขตของโครงงาน

1.3.1 คำนวณ และออกแบบเตาปฏิกรณ์ต้นแบบสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวล

1.3.2 ประสานงาน และควบคุมการสร้างเตาปฏิกรณ์ต้นแบบสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวล

1.3.3 ทดสอบการเผาไหม้เตาปฏิกรณ์ต้นแบบสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวล

1.4 วิธีการดำเนินงาน

1.4.1 ศึกษาทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง ได้แก่ Combustion, Gas Turbine, Fluid Mechanics, Solid Mechanics เพื่อใช้ในการออกแบบการทดลอง

1.4.2 ศึกษางานวิจัยที่เกี่ยวข้องเพื่อนำมาพัฒนา และนำมาประยุกต์ในโครงงาน

1.4.3 ประสานงานกับบริษัทเพื่อสอบถามรายระเอียดของขอบเขตโครงงานที่ต้องการให้ศึกษา

1.4.4 คำนวณค่าที่ใช้ในการทดสอบเพื่อใช้ออกแบบการทดลอง โดยอ้างอิงจากทฤษฎีที่ได้ศึกษามา

1.4.5 ออกแบบและเขียนแบบเตาปฏิกรณ์ต้นแบบสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวลให้สอดคล้องกับค่าที่คำนวณได้

1.4.6 ประสานงานกับโรงงานเพื่อสั่งผลิตเตาปฏิกรณ์ต้นแบบสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวลที่ได้ออกแบบไว้

1.4.7 ทดสอบการเผาไหม้เตาปฏิกรณ์ต้นแบบสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวลเพื่อวิเคราะห์ปัญหาที่เกิดขึ้น

1.4.8 แก้ไขปัญหาที่เกิดขึ้นโดยสร้างเตาปฏิกรณ์จำลองเพื่อนำไปใช้ในการทดสอบ

1.4.9 ทดสอบการเผาไหม้ของเตาปฏิกรณ์จำลองเพื่อบันทึกข้อมูล

1.4.10 ประเมินผลการทดลองและจัดทำรายงานสรุปส่งภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 2
ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

2.1 เชื้อเพลิง

เชื้อเพลิงที่ใช้ในการเผาไหม้สามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภท คือ เชื้อเพลิงที่ได้จากการทับถมตัวของซากพืชซากสัตว์ภายใต้ผิวโลกภาคใต้อุณหภูมิ และความดันสูงเป็นเวลานับล้านปีหรือที่เรียกว่า “เชื้อเพลิงดึกดำบรรพ์” (Fossil Fuel) ได้แก่ ถ่านหิน น้ำมัน และก๊าซธรรมชาติ เชื้อเพลิงอีกประเภท คือ เชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass) ซึ่งเป็นวัตถุที่ได้จากสิ่งมีชีวิตซึ่งมีองค์ประกอบพวกเซลลูโลสเป็นหลัก เช่น ไม้ ขี้เลื่อย และแกลบข้าว เป็นต้น ซึ่งเชื้อเพลิงชีวมวลสามารถแบ่งได้เป็น 4 ประเภท ดังนี้

2.1.1 เชื้อเพลิงชีวมวลที่ได้จากไม้ (Forest Biomass)

ซึ่งสามารถแยกออกเป็นไม้เนื้ออ่อน (Soft Wood) และไม้เนื้อแข็ง (Hard Wood) ในเชื้อเพลิงประเภทนี้จะมีปริมาณของลิกนิน (Lignin) อยู่ประมาณ 40 เปอร์เซ็นต์ในไม้เนื้อแข็ง ตัวอย่างของเชื้อเพลิงประเภทนี้ ได้แก่ เศษไม้ เปลือกไม้ และขี้เลื่อย

2.1.2 เชื้อเพลิงชีวมวลที่ได้จากการเกษตร (Agriculture Biomass)

ส่วนใหญ่จะเป็นของเหลือที่ใช้จากการเกษตร เช่น ข้าว ฟางข้าว เป็นต้น ซึ่งสารพวกนี้จะมีปริมาณลิกนินต่ำโดยประมาณ 0-20 เปอร์เซ็นต์

2.1.3 เชื้อเพลิงชีวมวลที่ได้จากอุตสาหกรรม (Industrial Biomass)

ได้แก่ เชื้อเพลิงที่ได้จากการผลิตน้ำตาล คือ ชานอ้อย นอกจากนี้ยังมีกากสับปะรดที่ได้จากโรงงานผลิตสับปะรดกระป๋อง เชื้อเพลิงประเภทนี้จะมีความชื้นสูงมาก

2.1.4 เชื้อเพลิงที่ได้จากของเหลือใช้จากคน (Domestic Waste)

ได้แก่ เชื้อเพลิงที่ได้จากขยะเทศบาล เป็นต้น

คุณสมบัติต่างๆที่สำคัญของเชื้อเพลิงชีวมวล

1. พลังงานของเชื้อเพลิง (Energy Content of Fuel) คือ พลังงานความร้อนที่ปล่อยออกมาเมื่อเกิดการสันดาปซึ่งหาได้โดยใช้ Adiabatic Bomb Calorimeter

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 2.1 ค่าทางความร้อนของเชื้อเพลิงชีวมวลต่างๆ

เชื้อเพลิง	ค่าเฉลี่ยความร้อนสูงสุดของเชื้อเพลิงแห้ง (MJ/kg)
ต้นถั่วอัลฟาฟา	18.4
เปลือกถั่วอัลมอนด์	19.4
ต้นบาร์เลย์	17.3
ต้นถั่ว	16.8
เปลือกเมล็ดกาแฟ	28.8
ซังข้าวโพด	18.9
ก้านใบข้าวโพด	18.3
ก้านใบฝ้าย	15.8
เปลือกถั่ว	19.7
แกลบ	15.0
เปลือกเมล็ดทานตะวัน	20.0
ถ่านไม้สารพัดเอลี่ย	29.0

2. ความชื้นของเชื้อเพลิง (Moisture Content of Fuel) เชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูงจะลดประสิทธิภาพเชิงความร้อน (Thermal Efficiency) เนื่องจากความร้อนส่วนหนึ่งจะถูกนำไปใช้ในการขับน้ำ ทำให้ขาดพลังงานความร้อนสำหรับปฏิกิริยารีดักชัน และการเปลี่ยนพลังงานทางความร้อนไปเป็นพลังงานพันธะเคมี (Chemical Bond Energy) ในก๊าซ ดังนั้น ความชื้นสูงจะส่งผลทำให้พลังงานความร้อนของก๊าซต่ำ

ตารางที่ 2.2 ค่าเปอร์เซ็นต์ความชื้นของเชื้อเพลิงชีวมวลต่างๆ

เชื้อเพลิง	% ความชื้นโดยน้ำหนัก
ต้นถั่วอัลฟาฟา	8
เปลือกถั่วอัลมอนด์	7
ต้นบาร์เลย์	8 - 20
ต้นถั่ว	5 - 20
เปลือกเมล็ดกาแฟ	70
ซังข้าวโพด	8 - 20
ก้านใบข้าวโพด	8 - 20
ก้านใบฝ้าย	25 - 45
เปลือกถั่ว	-
แกลบ	-
เปลือกเมล็ดทานตะวัน	-
ถ่านไม้สารพัดเอลี่ย	5 - 10

3. สารระเหยง่ายในเชื้อเพลิง (Volatile Content of Fuel) เชื้อเพลิงที่มีองค์ประกอบของสารระเหยง่ายปนอยู่ด้วยเป็นปริมาณสูง จะทำให้ก๊าซที่ได้มีน้ำมันดินปนอยู่มาก

4. เถ้าและส่วนประกอบทางเคมีของเถ้า (Ash Content and Ash Composition) เถ้าสามารถก่อให้เกิดปัญหาหลายประการ เช่น ตะกรันหรือเถ้าแข็ง ซึ่งเกิดจากการหลอมเหลวแล้วรวมตัวกันเป็นก้อนเถ้า ทำให้เกิดการอุดตันและขัดขวางทางเดินของอากาศ ซึ่งการเกิดตะกรันเถ้าจะ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ขึ้นอยู่กับปริมาณเถ้า (Ash Content) คุณลักษณะการหลอมเหลวของเถ้า (Melting Characteristic) และอุณหภูมิ

ตารางที่ 2.3 ค่าเปอร์เซ็นต์เถ้าของเชื้อเพลิงชีวมวลต่างๆ

เชื้อเพลิง	% ปริมาณเถ้าโดยน้ำหนักแห้ง
ถานไม้	2 - 5
เปลือกเมล็ดกาแฟ	1.3
ถ่านหิน	5 - 17
ซังข้าวโพด	1.5
ก้านใบข้าวโพด	0.4
ใบอ้อย	17.6
เปลือกถั่ว	1.5
แกลบ	16 - 23

5. ความไวต่อปฏิกิริยาของเชื้อเพลิง (Reactivity of Fuel) เป็นองค์ประกอบที่สำคัญในการพิจารณาถึงอัตรารีดักชันของ CO_2 ไปเป็น CO ในเตาปฏิกรณ์ โดยเฉพาะความสูงของเตา อย่างไรก็ตามเป็นที่ทราบกันดีว่าความไวของปฏิกิริยาของถ่านสามารถปรับปรุงขึ้นได้หลายกระบวนการ เช่น การใช้ไอน้ำทำให้เป็น Activated Carbon หรือการใช้ปูนขาวและโซเดียมคาร์บอเนต

6. ขนาดอนุภาค และการกระจายขนาด (Particle Size and Size Distribution) ใน Updraft และ Downdraft Reactor นั้นมีข้อจำกัดหลายอย่างมากในช่วงของขนาดเชื้อเพลิงที่ใช้ป้อน โดยเฉพาะในระบบต่อเนื่อง ถ้าเชื้อเพลิงมีขนาดเล็กเกินไปจะมีปัญหาการป้อนเชื้อเพลิง และปัญหาความดันลดของระบบ รวมถึงก๊าซที่ได้จะมีฝุ่นติดอยู่มาก ส่วนเชื้อเพลิงที่มีขนาดใหญ่เกินไปจะมีผลต่อความไวของปฏิกิริยา และการเริ่มต้นเดินเครื่อง การเกิดโพรงในเตาซึ่งทำให้คุณภาพของก๊าซไม่สม่ำเสมอ

7. ความหนาแน่นบัลค์ของเชื้อเพลิง (Bulk Density of Fuel) ความหนาแน่นบัลค์ของเชื้อเพลิงเป็นค่าที่แสดงลักษณะการเปลืองเนื้อที่ของเชื้อเพลิงนั่น กล่าวคือ เมื่อเทเชื้อเพลิงที่เป็นเม็ดลงในภาชนะ รูปทรงของแต่ละเม็ดทำให้พื้นที่ผิวของเม็ดเชื้อเพลิงแนบกันไม่ได้ นั่นคือการเกิดช่องว่างระหว่างเม็ดเชื้อเพลิง ทำให้เปลืองเนื้อที่ในภาชนะเพราะบรรจุน้ำหนักได้น้อยลง เนื่องจากมีช่องว่างให้อากาศแทรกอยู่มากทำให้ความหนาแน่นของเม็ดเชื้อเพลิงต่ำลง ก็ยิ่งทำให้เปลืองพื้นที่มากขึ้น ยิ่งมีผลให้ความหนาแน่นบัลค์ของเชื้อเพลิงยิ่งต่ำลงด้วย เชื้อเพลิงที่มีความหนาแน่นทั้งก้อนสูงจะมีผลดี กล่าวคือ จะทำให้ค่าพลังงานต่อปริมาตรมีค่าสูงและไม่ต้องเติมเชื้อเพลิงบ่อย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 2.4 ค่าเปอร์เซ็นต์ความหนาแน่นบัลค์ของเชื้อเพลิงชีวมวล

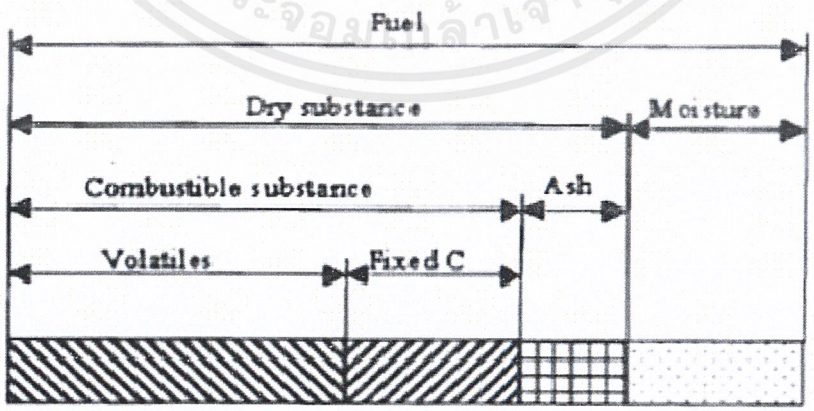
เชื้อเพลิง	ขนาด	ความหนาแน่นบัลค์ (kg/m^3)
ขี้เลื่อย	แท่ง ยาว 10 cm เส้นผ่าศูนย์กลาง = 7.5 cm	555
ต้นอ้อฟ่าฟ่า	เป็นลูกบาศก์ 3 x 3 x 5 cm^3 ความชื้น 7%	298
ซังข้าวโพด	ความชื้น 7%	304
ต้นข้าวโพด	3 x 3 x 5 cm^3	391
แกลบ	3 x 3 x 5 cm^3	679

8. คุณสมบัติการกลายเป็นถ่านของเชื้อเพลิง (Charring Property of Fuel) เชื้อเพลิงชีวมวลเมื่อกลายเป็นถ่านแล้วถ้าลุกไหม้เร็วหรือแตกร่วนได้ง่าย จะทำให้ความดันภายในเตาปฏิกรณ์ลดลงและส่งผลต่อคุณภาพของก๊าซองค์ประกอบของชีวมวล โดยองค์ประกอบของชีวมวลหรือสสารทั่วไปจะแบ่งออกเป็น 3 ส่วนหลักๆ คือ

1) ความชื้น (Moisture) คือ ปริมาณที่มีอยู่ ชีวมวลส่วนมากจะมีความชื้นค่อนข้างสูง เพราะเป็นผลผลิตทางการเกษตร ถ้าต้องการนำชีวมวลมาเปลี่ยนเป็นพลังงานโดยการเผาไหม้ ความชื้นไม่ควรเกิน 50 เปอร์เซ็นต์

2) ส่วนที่เผาไหม้ได้ (Combustible Substance) ส่วนที่เผาไหม้ได้จะแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ Volatile Matter และ Fixed Carbon (Volatile Matter คือ ส่วนที่ถูกเผาไหม้ได้ง่าย ดังนั้น ชีวมวลใดที่มีค่า Volatile Matter สูงแสดงว่าติดไฟง่าย)

3) ส่วนที่เผาไหม้ไม่ได้ คือ ขี้เถ้า (Ash) ชีวมวลส่วนใหญ่จะมีขี้เถ้าประมาณ 1-3 เปอร์เซ็นต์ ยกเว้นแกลบและฟางข้าว จะมีสัดส่วนขี้เถ้าประมาณ 10-20 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งจะมีปัญหาในการเผาไหม้และการกำจัดพอสมควร



รูปที่ 2.1 องค์ประกอบของชีวมวล[3]

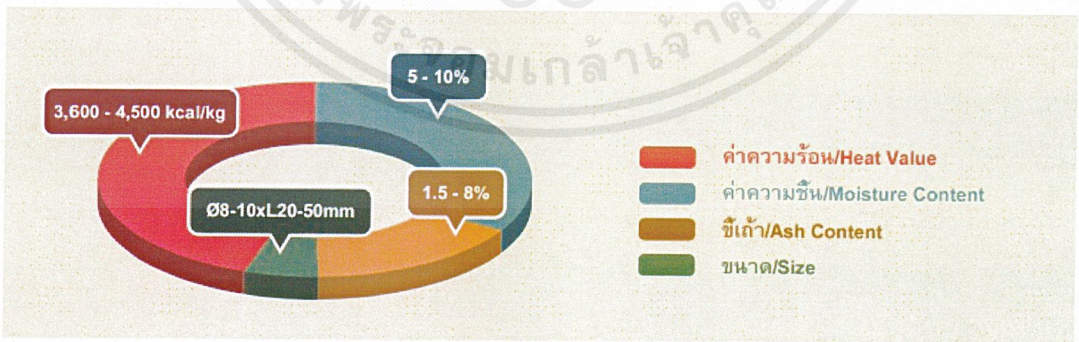
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass Fuel)



รูปที่ 2.2 ชีวมวลอัดแท่งชนิดต่างๆ[4]

Biomass Fuel ที่ผลิตขึ้นมาโดยวัสดุเหลือใช้จากการเกษตร เช่น เหง้ามันสำปะหลัง ซังข้าวโพด เปลือกยูคาลิปตัส และต้นไม้โตเร็ว เช่น ต้นตะกู ต้นกระถินยักษ์ นำมาผ่านกระบวนการย่อยและลดความชื้นแล้วนำมาอัดเป็นแท่ง ต่อจากนั้นก็เอาไปลดอุณหภูมิก่อนจัดเก็บเข้า (Silo) โดยสามารถรักษาความชื้น (Moisture Content) อยู่ระหว่าง 5-8 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งจะทำให้การนำไปใช้งานเป็นเชื้อเพลิงมีประสิทธิภาพในการเผาไหม้และให้ปริมาณค่าความร้อนที่สูง พลังงานที่ได้จากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงอัดเม็ด (Wood Pellet) ประมาณ 4.8 เมกะวัตต์ต่อชั่วโมงต่อตัน หรือประมาณ 17 ล้านบีทียูต่อตัน การปล่อยก๊าซที่เป็นมลพิษต่อสิ่งแวดล้อม เช่น CO_2 NOx และ Volatile Organic Compounds มีปริมาณที่น้อยมาก ทำให้การใช้เชื้อเพลิงอัดเม็ด (Wood Pellet) เป็นพลังงานที่เป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม โดยเชื้อเพลิงอัดเม็ด (Wood Pellet) 18 กิโลกรัม จะมีเศษขี้เถ้าเพียง 85 กรัมเท่านั้น



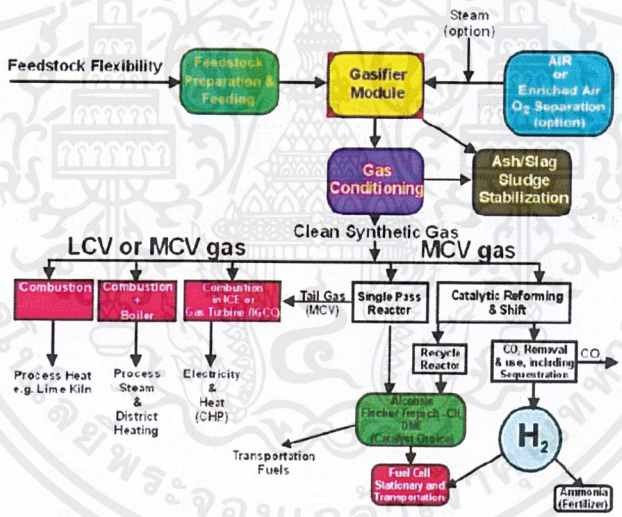
รูปที่ 2.3 คุณสมบัติของชีวมวลอัดเม็ด[4]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ประโยชน์ของชีวมวลอัดเม็ด (Biomass Pellets)

1. ให้พลังงานความร้อนมากกว่าชีวมวลประเภทอื่น
2. ต้นทุนต่ำกว่าเชื้อเพลิงชนิดอื่น อาทิ น้ำมันดิบ ก๊าซธรรมชาติ หรือเชื้อเพลิงจากฟอสซิลอื่นๆ
3. สะดวกในการขนส่งประหยัดค่าขนส่งเนื่องจากมีความหนาแน่นสูงประมาณ 600-650 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
4. สามารถควบคุมปริมาณการใช้ได้ง่าย เพราะ มีขนาดเท่าๆกัน ทำให้มีอัตราการเผาไหม้ที่สม่ำเสมอ และการเผาไหม้ที่สมบูรณ์
5. ควันที่เกิดจากการเผาไหม้ไม่เป็นอันตรายต่อสิ่งแวดล้อม อีกทั้งพืชยังสามารถนำมาสังเคราะห์ด้วยแสงต่อได้
6. ค่าความชื้นต่ำ ซึ่งน้อยกว่า 10 เปอร์เซ็นต์

2.2 กระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง



รูปที่ 2.4 กระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง

การเปลี่ยนสถานะของเชื้อเพลิงแข็งให้กลายเป็นก๊าซที่ยังคงมีสมบัติการเป็นเชื้อเพลิงด้วยกระบวนการความร้อน โดยกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงประกอบด้วยกระบวนการย่อย 4 กระบวนการ คือ กระบวนการอบแห้ง กระบวนการโพโรไลซิส กระบวนการเผาไหม้ และกระบวนการรีดักชัน

2.2.1 โซนอบแห้ง (Drying Zone)

คือ กระบวนการระเหยความชื้นออกจากเชื้อเพลิงแข็ง โดยใช้ความร้อนที่ผ่านจากโซนโพโรไลซิส ไอน้ำ และเชื้อเพลิงแห้งที่ได้จากกระบวนการอบแห้งจะลงไปสู่โซนโพโรไลซิสซึ่งอยู่ในโซนถัดไป

เชื้อเพลิงชื้น + ความร้อน → ไอน้ำ + เชื้อเพลิงแห้ง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.2.2 โซนโพโรไลซิส (Pyrolysis Zone)

คือ กระบวนการย่อยสลายด้วยความร้อนแบบไม่ใช้ออกซิเจน สารระเหยที่เป็นองค์ประกอบของเชื้อเพลิงแห้งจะถูกกลั่นสลายออกมาจากเชื้อเพลิงแข็งด้วยความร้อนที่ได้จากโซนเผาไหม้ที่อยู่บริเวณด้านล่างของโซนโพโรไลซิส ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการโพโรไลซิส คือ ถ่าน และก๊าซโพโรไลซิส

เชื้อเพลิงแห้ง + ไอน้ำ + ความร้อน → ถ่าน + ก๊าซโพโรไลซิส + ไอน้ำ

2.2.3 โซนเผาไหม้ (Combustion Zone)

ก๊าซโพโรไลซิส และถ่านที่ผ่านเข้ามาในโซนการเผาไหม้จะทำปฏิกิริยาออกซิเดชันกับอากาศที่จ่ายเข้าสู่โซนการเผาไหม้ เพื่อผลิตพลังงานความร้อนสำหรับใช้ในโซนปฏิกิริยาอื่น กระบวนการออกซิเดชันจะมีโอกาสเกิดขึ้นกับก๊าซโพโรไลซิสมากกว่าถ่านที่เป็นสถานะของแข็ง เมื่อผ่านโซนการเผาไหม้จึงยังคงเหลือถ่านเพื่อนำไปทำปฏิกิริยาในโซนถัดไป

ก๊าซโพโรไลซิส + ถ่าน + ไอน้ำ + อากาศ → ก๊าซผลิตภัณฑ์ + ถ่าน + ไอน้ำ + ความร้อน

ปฏิกิริยาที่ได้ $C + O_2 \rightarrow CO_2 +$ ความร้อน

$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O +$ ความร้อน

2.2.4 โซนรีดักชัน (Reduction Zone)

หลังจากผ่านโซนเผาไหม้ ผลิตภัณฑ์ที่เข้าสู่โซนรีดักชันประกอบด้วยถ่าน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ ก๊าซไนโตรเจนที่เข้ามาพร้อมกับอากาศ และจากเชื้อเพลิง ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ และก๊าซโพโรไลซิสที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาการเผาไหม้ในโซนเผาไหม้ ผลิตภัณฑ์ที่ออกมาจากโซนเผาไหม้จะทำปฏิกิริยาต่อในโซนรีดักชันเพื่อผลิตก๊าซที่สามารถเผาไหม้ได้

ปฏิกิริยาที่ได้

ปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation Reaction) :

$C + O_2 \leftrightarrow CO_2 +$ ความร้อน

ปฏิกิริยาบูดูยาร์ด (Boudouard Reaction) :

$C + CO_2 +$ ความร้อน $\leftrightarrow 2CO$

ปฏิกิริยาวอร์เตอร์ก๊าซ (Water Gas Reaction) :

$C + H_2O +$ ความร้อน $\leftrightarrow CO + H_2$

ปฏิกิริยาไฮโดรจิเนชัน (Hydrogenation Reaction) :

$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4 +$ ความร้อน

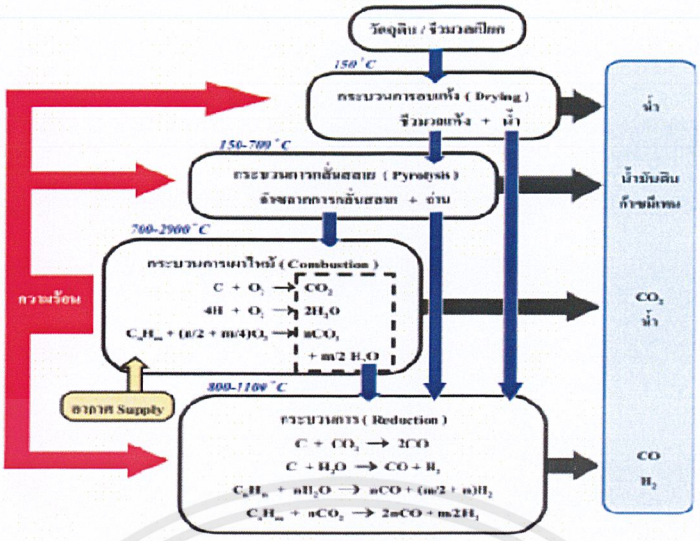
ปฏิกิริยาเมทาเนชัน (Methanation Reaction) :

$CO + 3H_2 \leftrightarrow H_2O + CH_4 +$ ความร้อน

ปฏิกิริยาวอร์เตอร์ชิฟท์ (Water Shift Reaction) :

$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 +$ ความร้อน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.5 แผนภาพแสดงปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง[3]

2.3 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิง

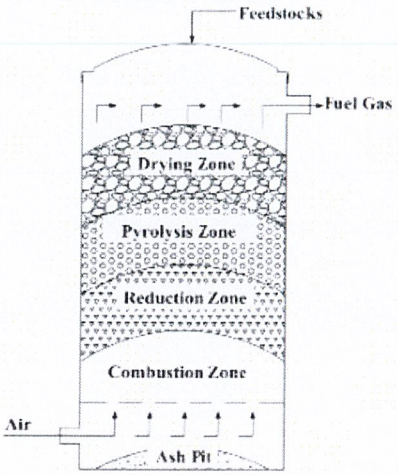
ในปัจจุบันได้มีการศึกษาและค้นคว้าการออกแบบเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงในแบบต่างๆขึ้นมาอย่างมากมาย ซึ่งสามารถแบ่งได้เป็น 3 ประเภท ดังนี้

2.3.1 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบฟิกซ์เบด (Fixed Bed Reactor)

จำแนกได้จากลักษณะการไหลของก๊าซเชื้อเพลิงในเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิง โดยจำแนกได้ 3 ประเภทย่อย คือ

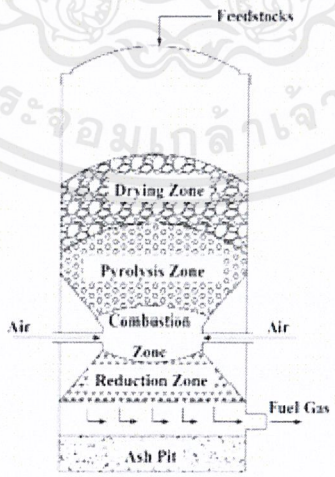
1) เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น (Updraft Reactor) ทิศทางการไหลของก๊าซเชื้อเพลิงของเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้นมีทิศทางการไหลขึ้นไปสู่ด้านบนของเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิง ซึ่งสวนทางกับการเคลื่อนที่ของเชื้อเพลิงแข็ง จากลักษณะการไหลของก๊าซเชื้อเพลิงที่จ่ายอากาศเข้าสู่โซนเผาไหม้ (Combustion Zone) เพื่อผลิตความร้อน และก๊าซที่ออกจากเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงบริเวณด้านบน ผ่านโซนรีดักชัน โซนโพโรไลซิส และโซนอบแห้ง ระหว่างที่ก๊าซเชื้อเพลิงไหลผ่านทั้ง 3 โซน ความร้อนจากก๊าซจะถ่ายเทไปยังเชื้อเพลิงแข็ง เพื่อนำไปใช้สำหรับกระบวนการที่เกิดขึ้นในโซนนั้นๆ สุดท้ายก๊าซที่ออกจากเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจะเป็นก๊าซเชื้อเพลิงที่มีอุณหภูมิต่ำ นอกจากนี้รูปแบบการทำงานที่ไม่ซับซ้อนของเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น จึงสามารถนำไปใช้กับเชื้อเพลิงได้หลายรูปแบบ เนื่องจากก๊าซเชื้อเพลิงผ่านโซนอุณหภูมิต่ำ น้ำมันดินซึ่งส่วนใหญ่เกิดจากโพโรไลซิสจึงปะปนออกไปกับก๊าซเชื้อเพลิง และกลั่นตัวที่อุณหภูมิต่ำ เป็นผลให้ก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้มีองค์ประกอบของน้ำมันดินสูง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.6 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น[3]

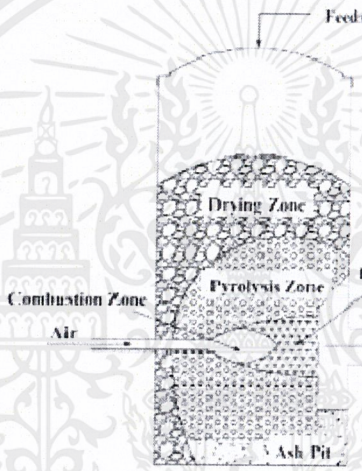
2) เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง (Downdraft Reactor) ปัญหาเกี่ยวกับน้ำมันดินที่เกิดขึ้นกับเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น สามารถแก้ไขได้ด้วยการให้ก๊าซเชื้อเพลิงผ่านส่วนที่มีอุณหภูมิสูงก่อนออกจากเครื่องผลิตก๊าซเชื้อเพลิง เพื่อให้ก๊าซไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูงที่เกิดจากโซนโพโรไลซิส ซึ่งเป็นต้นเหตุของการเกิดน้ำมันดินสลายตัวเป็นก๊าซไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลเบา เช่น มีเทน จากลักษณะการทำงานของเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง ทิศทางการไหลของก๊าซเชื้อเพลิงจะมีทิศทางเดียวกับการเคลื่อนที่ของเชื้อเพลิงแข็ง ก๊าซเชื้อเพลิงแข็งจะผ่านโซนเผาไหม้และโซนรีดักชันที่มีอุณหภูมิสูงก่อนออกจากเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิง จึงสามารถลดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงได้



รูปที่ 2.7 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง[3]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3) เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขวาง (Crossdraft Reactor) ก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จากเตาเชื้อเพลิงแบบไหลขวางจะมีองค์ประกอบของน้ำมันดินน้อย เนื่องจากก๊าซเชื้อเพลิงผ่านโซนที่มีอุณหภูมิสูงเช่นเดียวกับเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง แต่จะมีโซนเผาไหม้และโซนรีดักชันที่แคบกว่า จึงส่งผลให้ช่วงการเริ่มต้นทำงานของเตาผลิตก๊าซใช้เวลาน้อย จากลักษณะของโซนรีดักชันที่แคบส่งผลให้ก๊าซที่ผ่านโซนรีดักชันมีความเร็วสูงซึ่งส่งผลต่อปฏิกิริยาในโซนนี้ คาร์บอนไดออกไซด์จะมีเวลาทำปฏิกิริยากับคาร์บอนแข็งได้น้อย ทำให้เชื้อเพลิงที่ผลิตได้มีคุณภาพต่ำ และโซนการเผาไหม้ที่แคบจะส่งผลให้อุณหภูมิในโซนนี้มีค่าสูง ประกอบกับเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงชนิดนี้ไม่มีตะกรันแยกเถ้าออกจากโซนเผาไหม้ และโซนรีดักชัน จึงมีโอกาสสูงที่เถ้าจะเกิดการหลอมภายในเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิง ดังนั้นเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงชนิดนี้จึงต้องการเชื้อเพลิงที่มีองค์ประกอบของเถ้าน้อย เช่น ไม้ถ่านหิน หรือถ่านโค๊ก เป็นต้น



รูปที่ 2.8 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขวาง[3]

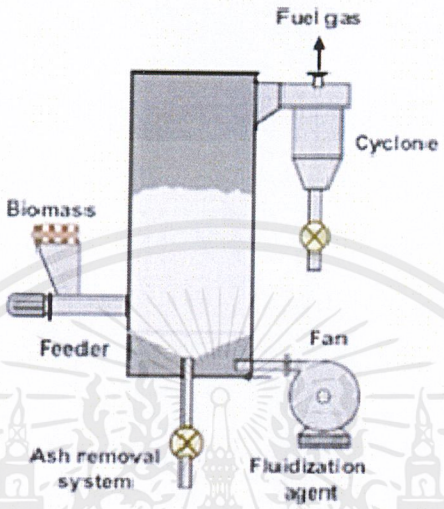
2.3.2 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบ Fluidized Bed (Fluidized Bed Reactor)

เตาผลิตก๊าซชีวมวลที่กล่าวมาแล้วทั้งสามแบบขั้นต้น การทำงานของกระบวนการในระบบขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาทางเคมีและสภาพทางฟิสิกส์ของเชื้อเพลิง โดยจะเกิดปัญหาทางด้านตะกรันที่เกิดขึ้นมากเกินไป จึงทำให้เกิดการอุดตันในการเผาบ่อยครั้ง เพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจึงได้มีการนำเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบ Fluidized Bed มาใช้ เตาเผาแบบนี้อากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิงแข็ง เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศที่ไหลผ่านสูงจนกระทั่งทำให้เชื้อเพลิงที่วางอยู่เริ่มลอยตัวขึ้นมีลักษณะคล้ายการไหล ดังภาพ ในขณะติดไฟนั้นเบดจะเริ่มร้อนขึ้นจนถึงจุดติดไฟของเชื้อเพลิง หลังจากนั้นเชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าไปอย่างสม่ำเสมอ ภายใต้เตาจะใส่วัสดุเฉื่อย เช่น ทราย หรือ วัสดุเร่งปฏิกิริยา เช่น หินปูน ซึ่งช่วยในการถ่ายเทความร้อนและช่วยในการทำความสะอาดก๊าซที่ได้จากเบด เตาเผาแบบนี้มีข้อดี คือ การควบคุมอุณหภูมิในเตาเผาสามารถควบคุมได้ง่าย จึงสามารถรักษาอุณหภูมิได้ต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของเถ้าได้ ทำให้ไม่เกิดการจับตัวของตะกรันที่เกิดขึ้นจึงสามารถใช้กับเชื้อเพลิงที่มีเถ้ามาก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

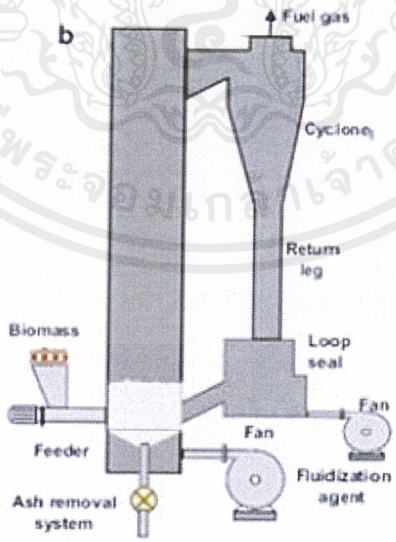
ได้ แต่ข้อเสียของเตาเผาแบบนี้ คือ ก๊าซชีวมวลที่ออกจากเตาเผาจะมีปริมาณเถ้าและฝุ่นละอองออกมาด้วย เนื่องจากความเร็วของอากาศในเตาสูง จึงต้องมีการนำไซโคลนมาใช้กับระบบนี้ด้วย เราสามารถแบ่งประเภทของเตาก๊าซเชื้อเพลิงแบบ Fluidized Bed ออกเป็น 2 ประเภท คือ

2.3.2.1 Bubbling Fluidized Bed



รูปที่ 2.9 Bubbling Fluidized Bed[3]

2.3.2.2 Circulating Fluidized Bed

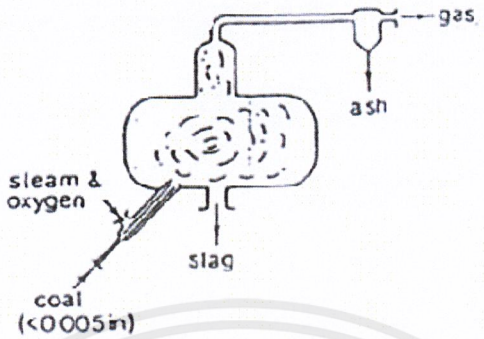


รูปที่ 2.10 Circulating Fluidized Bed[3]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.3.3 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบ Entrained Flow (Entrained Flow Reactor)

เป็นการใช้ส่วนผสมของวัตถุดิบกับก๊าซเพื่อนำเอาผงละเอียดเล็กๆของวัตถุดิบเข้าสู่เตาผลิตก๊าซ โดยที่ขนาดของวัตถุดิบและความเร็วของก๊าซที่เข้าจะต้องพอดีกัน



รูปที่ 2.11 เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบ Entrained Flow[3]

2.4 วัสดุพรุน

วัสดุพรุนที่เลือกใช้ คือ เม็ดอลูมินา โดยจะนำมาบรรจุในช่องว่างระหว่างเตาปฏิกรณ์ชั้นในและชั้นนอก โดยตั้งสมมุติฐานให้มีลักษณะ และคุณสมบัติใกล้เคียงกับวัสดุพรุนที่ดี คือ เป็นวัสดุที่มีพื้นที่ผิวต่อปริมาตรสูง ทนอุณหภูมิได้สูง และมีบทบาทสำคัญต่อการเผาไหม้ คือ เป็นตัวทำให้เกิดการหมุนเวียนพลังงานในระบบ โดยวัสดุพรุนจะดูดซับเอนทาลปีบางส่วนของแก๊สร้อนไว้ แล้วแผ่รังสีความร้อนออกมาที่กระแสบนของการเผาไหม้ (Upstream) และเนื่องจากวัสดุพรุนมีพื้นที่ในการสัมผัสกับของไหลสูงหรือมีอัตราส่วนพื้นที่ผิวต่อปริมาตรสูง ดังนั้นการถ่ายเทความร้อนจึงมีประสิทธิภาพที่ดี วัสดุพรุนจึงจัดได้ว่าเป็นอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่มีประสิทธิภาพสูง

■Alumina Micro Beads Specification

Dimention	Φ0.1~0.5	Φ0.6~1	Φ2~3	Φ4~6	Φ7~10	Φ11~15	Φ16~19	Φ20~29
Size and Tolerance(mm)	0.1~0.5	0.6~1±0.1	2~3±0.1	4~6±0.1	7~10±0.1	11~15±0.5	16~19±0.5	20~29±0.5

■Specification

Specification / Type / Function item	90%-Al_2O_3	92%-Al_2O_3	95%-Al_2O_3	97%-Al_2O_3
Al_2O_3 Content(%)	≥90	≥92	≥95	≥97
Bulk Density(g/cm³)	≥3.63	≥3.65	≥3.78	≥3.81
Wear Rate(%)	≤0.15	≤0.12	≤0.10	≤0.02
Hardness (Mohs)	≥9	≥9	≥9	≥9
Compression strength(Mpa)	≥1900	≥2000	≥2100	≥2300
Water Absorption(%)	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
Color	White	White	White	White

รูปที่ 2.12 ข้อมูลของวัสดุพรุน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

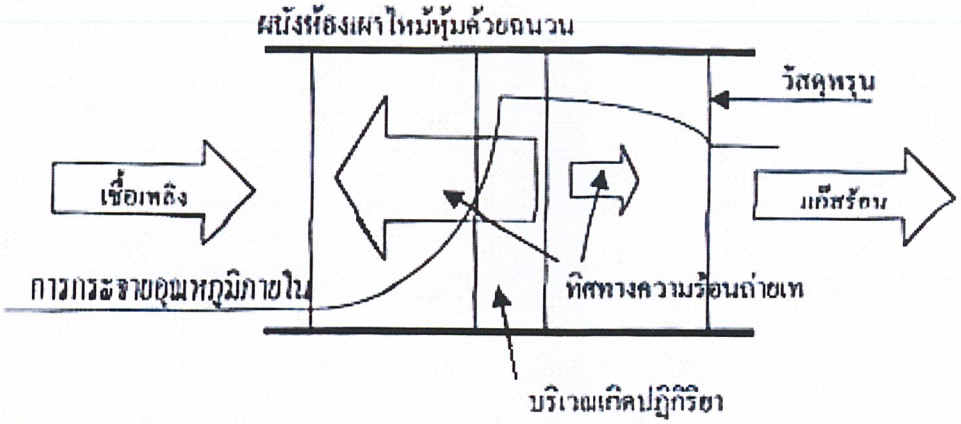
อลูมินา มีชื่อทางเคมีว่า อลูมิเนียมออกไซด์ สูตรทางเคมี คือ Al_2O_3 พบในธรรมชาติในรูปของแร่คอรันดัม (Corundum) โดยปกติจะมีสีขาวหรือไม่มีสี แต่หากมีสิ่งเจือปนในโครงสร้าง ของอลูมินาเล็กน้อย จะทำให้เกิดสีต่าง ๆ ทำให้มีความสวยงามมากขึ้น กลายเป็นแร่ที่มีค่า เช่น สีแดงของทับทิม เกิดจากมีธาตุโครเมียมอยู่ในเนื้ออลูมินา เป็นต้น โครงสร้างของอลูมินาประกอบด้วยพันธะระหว่างอะลูมิเนียมกับออกซิเจนที่มีความแข็งแรงมาก การทำลายพันธะดังกล่าวต้องใช้พลังงานสูง ซึ่งทำให้อลูมินามีความแข็งมาก โดยวัสดุที่แข็งแรงมากกว่าอลูมินามีเพียงเพชรเท่านั้น นอกจากนั้นแล้วอลูมินายังทนความร้อนและการกัดกร่อนจากสารเคมีชนิดต่างๆได้ดีอย่างยิ่ง และมีสมบัติเป็นฉนวนไฟฟ้าที่ดีอีกด้วย ซึ่งปัจจุบันวัสดุพรุนถูกผลิตขึ้นในรูปแบบต่างๆกัน เนื่องจากมีผู้สนใจนำมาใช้เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของเตาปฏิกรณ์เป็นจำนวนมาก อีกทั้งยังมีแนวโน้มในการนำวัสดุพรุนไปใช้กับอุปกรณ์ให้ความร้อนอื่นๆ เช่น เครื่องยนต์ความร้อน (Heat Engines) อุปกรณ์ผลิตกระแสไฟฟ้าโดยใช้ความแตกต่างของอุณหภูมิ อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนประสิทธิภาพสูง เป็นต้น



รูปที่ 2.13 วัสดุพรุนรูปร่างต่างๆ

เมื่อก๊าซร้อนจากการเผาไหม้ไหลผ่านวัสดุพรุน วัสดุพรุนจะทำการดูดซับเอนทาลปีส่วนหนึ่งจากก๊าซร้อนเอาไว้ แล้วแผ่รังสีความร้อนส่วนใหญ่ไปยังวัสดุพรุนทางด้านกระแสบนของการเผาไหม้ (Upstream) ดังนั้นเมื่ออากาศและเชื้อเพลิงที่มีอุณหภูมิต่ำไหลผ่านก็จะได้รับความร้อนที่วัสดุพรุนดูดซับเอาไว้ ทำให้อากาศและเชื้อเพลิงมีค่าเอนทาลปีสูงขึ้นอย่างรวดเร็ว จากหลักการดังกล่าวทำให้ระบบการเผาไหม้ภายใต้การแผ่รังสีของวัสดุพรุนมีประสิทธิภาพในการเผาไหม้สูง และเป็นการประหยัดเชื้อเพลิงที่ป้อนแก่ระบบ

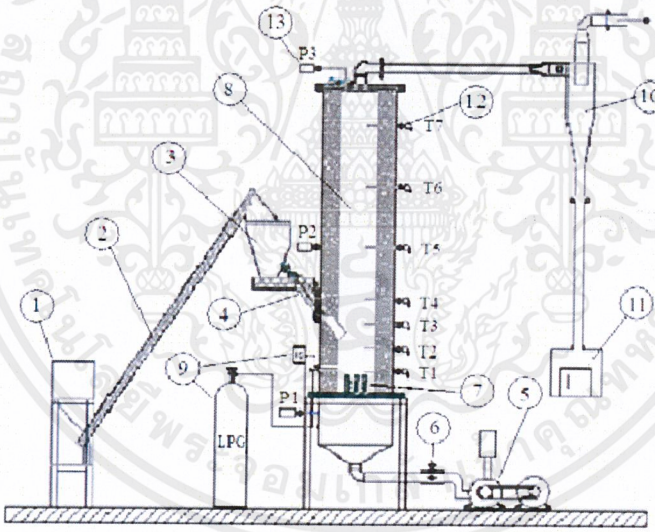
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.14 กลไกการถ่ายเทความร้อนภายในวัสดุพรุน[3]

2.5 เนื้อหางานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.5.1 Overview and Experiences of Biomass Fluidized Bed Gasification in Thailand by S. Pipatmanomai



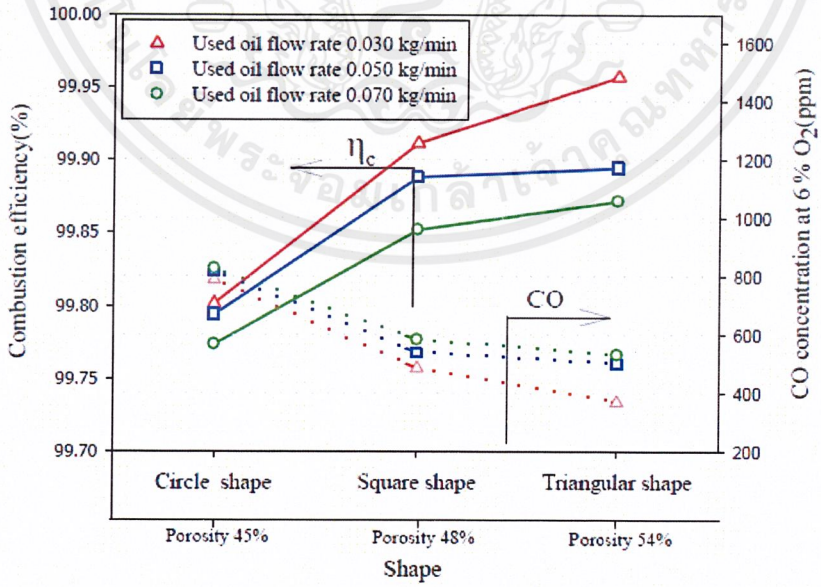
รูปที่ 2.15 ระบบ Bubbling fluidized bed gasification[6]

พบว่า ชีวมวลเปลี่ยนเป็นก๊าซสังเคราะห์มีค่าความร้อน 5 เมกะจูลต่อนอร์มอลคิวบ์ และมีประสิทธิภาพการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงเย็นอยู่ที่ประมาณ 65 เปอร์เซ็นต์ การสูญเสียพลังงานส่วนใหญ่หรือหนึ่งในสามของพลังงานที่ถูกป้อนเข้าในชีวมวลคือการสูญเสียโดยรอบรัศมีของเตา และความร้อนแฝงที่เหมาะสมในก๊าซผลิตภัณฑ์ การใช้ความร้อนที่เหมาะสมเป็นทางเลือกเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของระบบโดยรวมหรือประสิทธิภาพการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง การคายความร้อนที่เหมาะสมอาจจะถูกใช้เพื่ออุ่นอากาศหรืออบแห้งเชื้อเพลิงชีวมวลก่อนที่จะป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ ความเข้มข้นของน้ำมันดินใน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ก๊าซผลิตภัณฑ์มีค่าประมาณ 10 กรัมต่อลูกบาศก์เมตร ซึ่งอยู่ในช่วงที่เดือดของ fluidized bed gasifier ระดับนี้เป็นระดับที่สูงเกินไปสำหรับก๊าซที่ใช้ในเครื่องยนต์สันดาปภายใน การเพิ่มของ ER จะลดความเข้มข้นของน้ำมันดินในก๊าซผลิตภัณฑ์อย่างเห็นได้ชัด นอกจากนี้ผลกระทบจาก ER ที่มีต่อคุณภาพก๊าซผลิตภัณฑ์ยังต้องได้รับการศึกษาต่อไป ดังนั้น จึงต้องเพิ่มกระบวนการกำจัดน้ำมันดินซึ่งเปลี่ยนน้ำมันดินเป็นก๊าซผลิตภัณฑ์ที่มีประโยชน์ เช่น การใช้หม้อพักเร่งปฏิกิริยาหรือการเร่งปฏิกิริยาก่อนการเป็นการก๊าซเป็นสิ่งที่ควรจะพัฒนา ตัวเร่งปฏิกิริยาดังกล่าวจะต้องตอบสนองความเกณฑ์ต่อไปนี้: ประสิทธิภาพของการกำจัดน้ำมันดิน, ความแข็งแรงเชิงกลของวัสดุที่พัก และการเสื่อมสะสมของถ่าน, ค่าใช้จ่าย, รูปแบบต่างๆของวัสดุหม้อพักถูกนำมาใช้เป็นทางเลือก เช่น ทรายซิลิกา รวมทั้งโดโลไมต์ แร่ฟันม้าโอลิ เป็นต้น ดูเหมือนว่าแร่ฟันม้าโอลิจะมีศักยภาพสูงกว่าโดโลไมต์สำหรับวัสดุในหม้อพักเนื่องจากความต้านทานการเสียดสีสูงกว่า และมีเหล็กออกไซด์ นอกจากนี้การกำจัดน้ำมันดินโดยใช้โดโลไมต์เป็นเรื่องยาก ผลกระทบจากการเร่งปฏิกิริยาแตกตัวของน้ำมันดินจากถ่านยังได้ข้อสรุปไม่ชัดเจน เราอาจจะต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาการแตกตัวของน้ำมันดินก่อนการเป็นก๊าซในกรณีที่ความเข้มข้นของน้ำมันดินในผลิตภัณฑ์ยังคงเกินระดับที่ยอมรับได้ในเครื่องยนต์แก๊สหรือกังหัน พื้นผิวที่เป็นเหล็กออกไซด์สูงของตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นตัวเลือกหนึ่งเนื่องจากมีความต้านทานสูง และมีค่าใช้จ่ายที่ค่อนข้างต่ำเมื่อเทียบกับตัวอื่น ๆ ประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาการแตกตัวที่มีค่าสูง เช่น ตัวเร่งปฏิกิริยาจากนิกเกิล

2.5.2 อิทธิพลรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนที่ส่งผลต่อสมรรถนะหัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้ว (Effect of Porous Media Geometry on Performance of Used Vegetable Oil Porous Burner) โดย เกษมศิลป์ อ่อนทอง, ทวี เทศเจริญ และจารุวัตร เจริญสุข

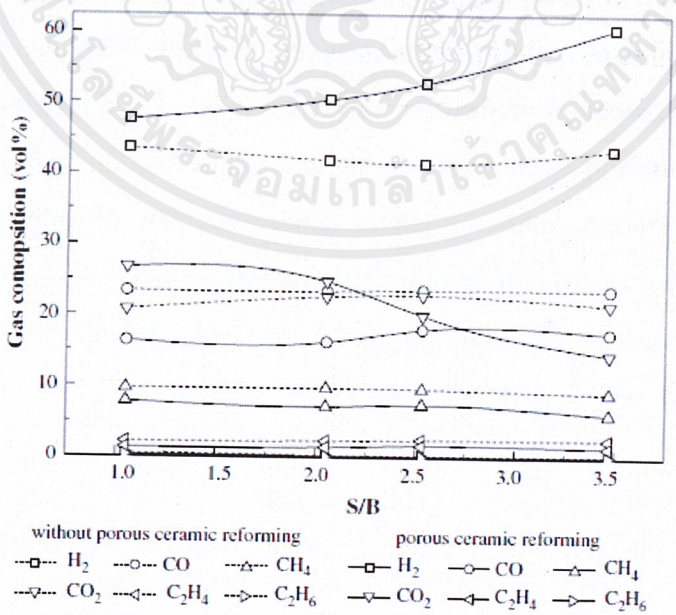


รูปที่ 2.16 ความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการเผาไหม้ และปริมาณ COเมื่อปรับเปลี่ยนชนิดของวัสดุพรุน[2]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้
129253

รูปที่ 2.16 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการเผาไหม้ และปริมาณ CO เมื่อปรับเปลี่ยนรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้โดยได้ทำการปรับเปลี่ยนวัสดุสร้างความพรุนชนิดทรงกลม, ทรงสี่เหลี่ยม และทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 45 เปอร์เซ็นต์, 48 เปอร์เซ็นต์ และ 54 เปอร์เซ็นต์ อัตราการไหลของเชื้อเพลิงอยู่ในช่วง 0.03-0.07 กิโลกรัมต่อนาที และคงที่อัตราการไหลของน้ำที่ใช้สร้างไอน้ำเท่ากับ 0.25 กิโลกรัมต่อนาที จากรูปจะเห็นได้ว่าเมื่อปรับเปลี่ยนลักษณะของวัสดุสร้างความพรุนจากกลมเป็นทรงสี่เหลี่ยม และทรงสามเหลี่ยมพีระมิดทำให้ประสิทธิภาพในการเผาไหม้ก็จะเพิ่มขึ้นซึ่งคาดว่าค่าความพรุนที่แตกต่างกันของวัสดุมีผลช่วยให้อัตราการคลุกเคล้า (Mixing rate) ระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศได้ดี ยิ่งค่าความพรุนสูงก็จะทำให้มีช่องว่างในการคลุกเคล้าระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศดีทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ดี ซึ่งประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ดีที่สุดอยู่ที่วัสดุสร้างความพรุนทรงสามเหลี่ยมพีระมิดซึ่งมีค่าความพรุน 54 เปอร์เซ็นต์ ที่อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.03 กิโลกรัมต่อนาที ซึ่งมีค่าเท่ากับ 99.95 เปอร์เซ็นต์ ในขณะที่ปริมาณ CO ที่มีแนวโน้มลดลงเมื่อปรับเปลี่ยนลักษณะของวัสดุสร้างความพรุน คาดว่าผลจากปริมาตรช่องว่างในการคลุกเคล้าระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศเพิ่มขึ้นทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ โดยปริมาณ CO มีค่าน้อยสุดที่วัสดุสร้างความพรุนทรงสามเหลี่ยมพีระมิดโดยค่าความพรุน 54 เปอร์เซ็นต์ ที่อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.03 กิโลกรัมต่อนาที มีค่าเท่ากับ 300 ในล้านส่วนโดยคิดที่มาตรฐาน O_2 6 เปอร์เซ็นต์

2.5.3 Hydrogen-rich gas production from biomass steam gasification in an updraft fixed-bed gasifier combined with a porous ceramic reformer by Ningbo Gao, Aimin Li, Cui Quan and Fan Gao



รูปที่ 2.17 ผลของวัสดุพรุนต่อส่วนประกอบของก๊าซ[8]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 3
การออกแบบเตาปฏิกรณ์

3.1 เงื่อนไขการออกแบบเตาปฏิกรณ์

3.1.1 พลังงานที่ได้จากเตาปฏิกรณ์ 1000 กิโลวัตต์

3.1.2 ฐานของเตามีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1.2 เมตร

3.2 ขั้นตอนการออกแบบเตาปฏิกรณ์

3.2.1 คำนวณอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแข็ง

$$\text{Volatile gas flow rate} = \frac{\text{Power required}}{\text{Volatile heating value}} \quad (3.1)$$

$$\text{Solid fuel flow rate} = \frac{\text{Volatile gas flow rate}}{\text{Volatile fraction}} \quad (3.2)$$

3.2.2 คำนวณอัตราการป้อนอากาศ

ตารางที่ 3.1 Ultimate Analysis of Rice Husk

องค์ประกอบ	น้ำหนัก (%)
Carbon	34.67
Hydrogen	4.91
Nitrogen	0.16
Sulphur	0.04
Oxygen	37.44
Undefined	22.78
Total	100

คำนวณหาปริมาณอากาศทางอากาศที่ต้องใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิง 1 กิโลกรัม เขียนสมการการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์เพื่อหาปริมาณ O_2 ทางทฤษฎี ดังนี้

$$C + O_2 \rightarrow CO_2$$

สำหรับ C ; 12kg 32kg 44kg

1kg 2.67kg 3.67kg

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$2H + O \rightarrow H_2O$$

สำหรับ H ; 2kg 16kg 18kg

1kg 8kg 9kg

$$N + O \rightarrow NO$$

สำหรับ N ; 14kg 16kg 30kg

1kg 1.14kg 2.14kg

$$S + O_2 \rightarrow SO_2$$

สำหรับ S ; 32kg 32kg 64kg

1kg 1kg 2kg

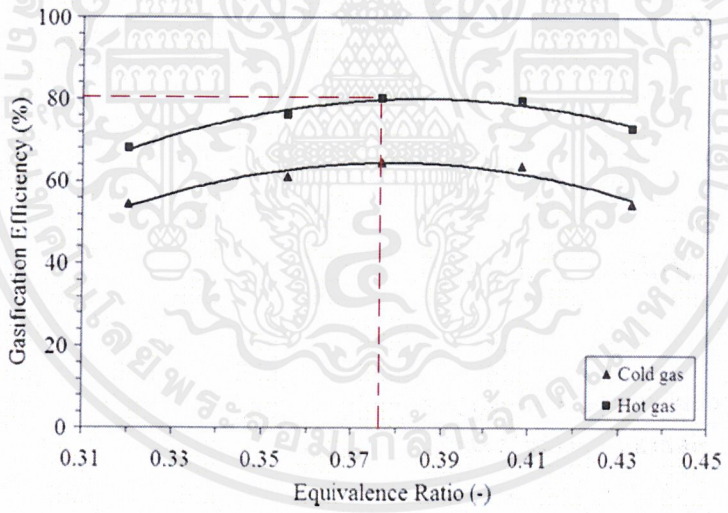
$$O + O \rightarrow O_2$$

สำหรับ O ; 16kg 16kg 32kg

1kg 1kg 2kg

ในอากาศแห้งประกอบด้วย O_2 ประมาณ 23.31 เปอร์เซ็นต์ ดังนั้น ปริมาณอากาศทางทฤษฎีที่ต้องการ คือ

$$\text{Air flow rate required for gasification} = \frac{\text{Oxygen flow rate required}}{\text{Percent of Oxygen in air}} \quad (3.3)$$



รูปที่ 3.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง Gasification efficiency กับ Equivalence ratio[6]

เราใช้ปริมาณอากาศ 37.5 เปอร์เซ็นต์ จากปริมาณอากาศทางทฤษฎีเพื่อทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ และเกิดก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ ดังนั้น ปริมาณอากาศที่ต้องใส่เข้าไปเพื่อให้เกิดกระบวนการผลิตก๊าซสังเคราะห์ คือ

$$\text{Air flow rate required for reactor} = \text{Air flow rate required for gasification} \times 0.375 \quad (3.4)$$

$$\text{Air required for solid fuel flow rate} = \text{Air required for reactor} \times \text{Solid fuel flow rate} \quad (3.5)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.2.3 คำนวณหาหาความสูงของเตาปฏิกรณ์

จากงานวิจัยพบว่า จะใช้เวลาในการเผาไหม้ (Residence time) ประมาณ 15 นาที ดังนั้น ปริมาตรของเตาปฏิกรณ์จะเท่ากับ

$$\text{Volume of reactor} = \text{Solid fuel flow rate} \times \text{Residence time} \quad (3.6)$$

เงื่อนไขในการออกแบบเตาปฏิกรณ์ คือ ฐานของเตามีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1.2 เมตร ดังนั้น ความสูงของเตาปฏิกรณ์จะหาได้จาก

$$\text{Height of reactor} = \frac{\text{Volume of reactor}}{\text{Base area}} \quad (3.7)$$

3.2.4 แนวคิดในการออกแบบ

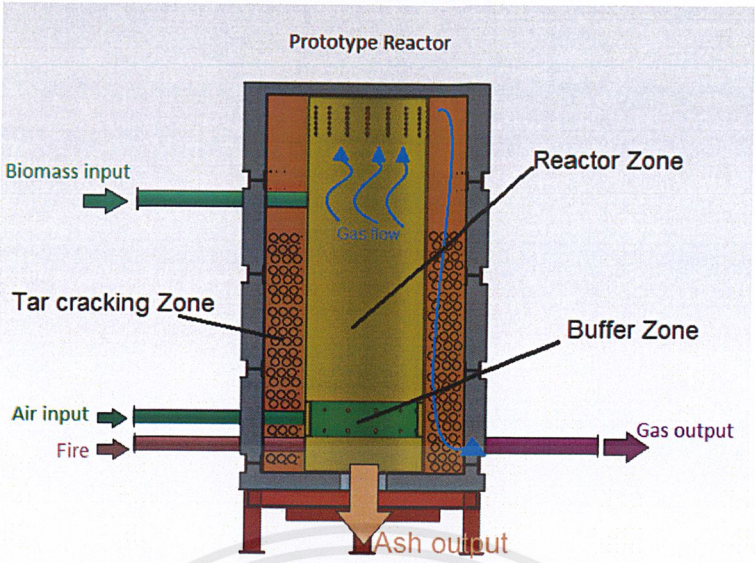
ในการออกแบบเตาปฏิกรณ์ทุกชนิดนั้น จะต้องมีการออกแบบลักษณะของห้องเผาไหม้ ระบบจ่ายเชื้อเพลิง และอากาศให้สอดคล้องกับค่าที่คำนวณได้ทางทฤษฎีมากที่สุด เพื่อให้ก๊าซที่ผลิตได้มีประสิทธิภาพสูงสุด และเกิดมลพิษน้อยที่สุด ซึ่งการออกแบบเตาปฏิกรณ์ของโครงงานนี้ ผู้ทดลองได้ออกแบบให้เตาปฏิกรณ์ใช้เชื้อเพลิงจากชีวมวล และกำหนดอัตราการไหลของอากาศที่เข้าไปยังห้องเผาไหม้ โดยมีแนวคิดให้ก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตออกมาผ่านโซนอุณหภูมิสูงก่อนออกจากเตาปฏิกรณ์ ดังนั้น เตาปฏิกรณ์ที่ออกแบบจึงมีลักษณะผสมผสานกันระหว่างแบบเชื้อเพลิงไหลลง (Downdraft) และเชื้อเพลิงไหลขึ้น (Updraft) เพื่อให้ก๊าซสังเคราะห์เกิดการแตกตัวของน้ำมันดินเมื่อผ่านวัสดุพรุนในโซนอุณหภูมิสูง ส่งผลให้เตาปฏิกรณ์สามารถผลิตก๊าซสังเคราะห์ได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยโครงงานนี้ได้ออกแบบเตาปฏิกรณ์ไว้ 2 แบบ คือ เตาปฏิกรณ์ต้นแบบ และเตาปฏิกรณ์จำลอง

3.2.4.1 เตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

หลักการออกแบบของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

การที่จะทำให้เตาปฏิกรณ์สามารถผลิตก๊าซสังเคราะห์ได้นั้น จะต้องใช้เปลวไฟจากภายนอกจุดไฟที่บริเวณฐานของเชื้อเพลิงเพื่อให้เชื้อเพลิงชีวมวลติดไฟ ซึ่งในโครงงานนี้เราใช้หัวเผาแก๊ส LPG ขนาดเล็กที่ดัดแปลงให้มีด้ามยาวกว่าปกติในการจุดไฟที่ฐานเชื้อเพลิง พร้อมทั้งควบคุมปริมาณอากาศที่ป้อนเข้าสู่ห้องเผาไหม้ให้เหมาะสมเพื่อให้การเผาไหม้เริ่มต้นภายในห้องเผาไหม้เป็นไปอย่างสมบูรณ์ เมื่อเชื้อเพลิงชีวมวลภายในเตาปฏิกรณ์สามารถติดไฟได้เองแล้ว จึงหยุดใช้หัวเผา LPG จุดไฟที่ฐานเชื้อเพลิง และลดปริมาณอากาศที่ป้อนเข้าสู่ห้องเผาไหม้ของเตาปฏิกรณ์ให้น้อยลง ซึ่งจะทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ และได้ก๊าซสังเคราะห์ที่ต้องการออกมาคือ CH_4 CO และ H_2 ออกมา เมื่อเตาปฏิกรณ์สามารถสังเคราะห์ก๊าซผลิตภัณฑ์ได้ต่อเนื่อง ก๊าซจะไหลผ่านวัสดุพรุนที่ได้รับการอุ่นด้วยความร้อนบริเวณช่องว่างระหว่างเตาปฏิกรณ์ชั้นในและชั้นนอก ทำให้ก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตได้สามารถรักษาอุณหภูมิให้คงที่ และคายน้ำมันดินออกมาก่อนจะถูกเผาไหม้อีกครั้งที่หัวเผาแก๊สสังเคราะห์ ทำให้ก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตออกมาเกิดมลพิษน้อยไม่ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม

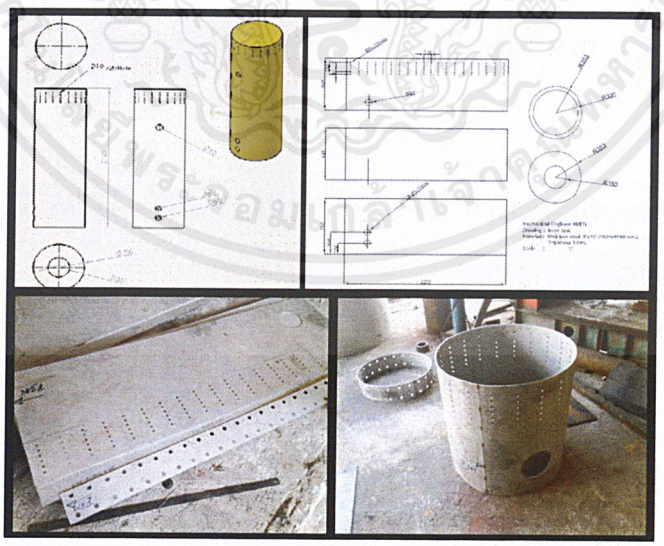
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 3.2 หลักการทำงานของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

ส่วนประกอบของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

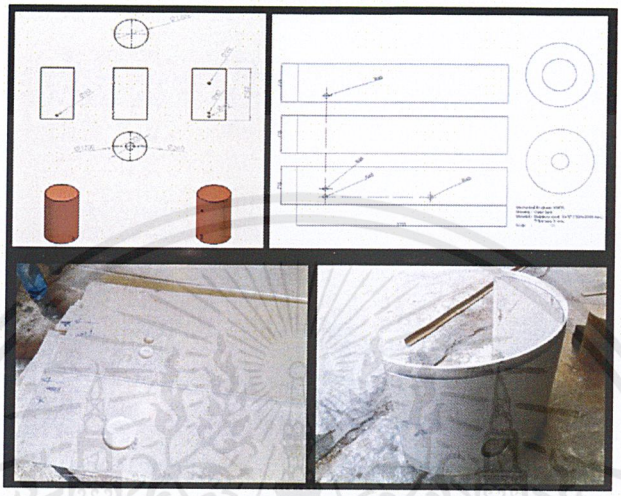
1. ห้องเผาไหม้ชั้นใน ในการออกแบบต้องคำนึงถึงวัสดุที่นำมาใช้เนื่องจากเป็นส่วนที่สำคัญที่สุดของเตาปฏิกรณ์ และเป็นส่วนที่สัมผัสกับความร้อนโดยตรง ซึ่งวัสดุที่เราเลือกใช้คือ สแตนเลสสตีล 304 ซึ่งสามารถทนความร้อนได้สูงถึง 1,400 – 1,500 องศาเซลเซียส โดยใช้เป็นแสตนเลสสตีลแบบแผ่นมาดัดให้มีเส้นผ่านศูนย์กลางขนาด 700 มิลลิเมตร สูง 2,140 มิลลิเมตร เพื่อให้ปริมาตรภายในห้องเผาไหม้สอดคล้องกับการคำนวณ



รูปที่ 3.3 ห้องเผาไหม้ชั้นใน

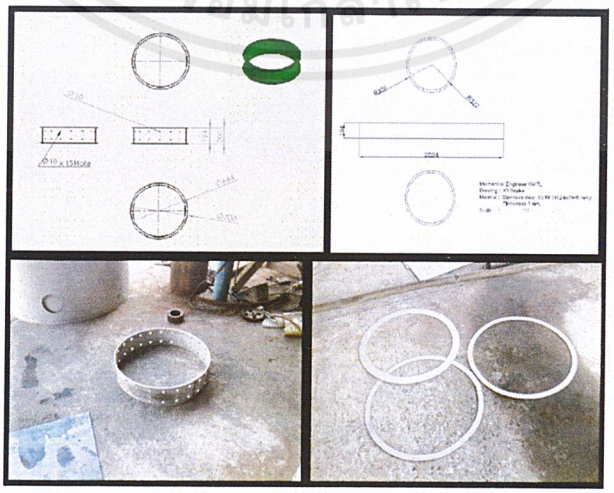
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2. ห้องเผาไหม้ชั้นนอก ในการออกแบบต้องคำนึงถึงปริมาตรของช่องว่างระหว่างห้องเผาไหม้ชั้นในและชั้นนอก เพื่อใช้สำหรับเป็นที่บรรจุวัสดุพรุน และกักเก็บก๊าซสังเคราะห์ ทั้งยังเป็นบริเวณที่ก๊าซสังเคราะห์คายน้ำมันมันดินออกมาอีกด้วย ซึ่งจากการคำนวณตามทฤษฎีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของห้องเผาไหม้ชั้นนอกจะมีขนาดเท่ากับ 1,200 มิลลิเมตร และในการผลิตเราใช้วัสดุชนิดเดียวกันกับห้องเผาไหม้ชั้นในเนื่องจากเป็นชิ้นส่วนที่อยู่ติดกัน ทำให้ความร้อนสามารถแผ่มาถึงได้



รูปที่ 3.4 ห้องเผาไหม้ชั้นนอก

3. ปล่องกระจายอากาศ ในการออกแบบปล่องกระจายอากาศต้องคำนึงถึงปริมาณอากาศที่จะป้อนเข้าสู่ห้องเผาไหม้ได้อย่างทั่วถึง ซึ่งเราออกแบบให้ปล่องกระจายอากาศติดตั้งอยู่บริเวณฐานของเชื้อเพลิงเพื่อให้เปลวไฟลุกไหม้จากด้านล่างขึ้นสู่ด้านบน และในการผลิตวัสดุที่นำมาผลิตคือ สแตนเลสสตีล 304 เช่นเดียวกันเนื่องจากเป็นบริเวณที่รับความร้อนโดยตรง วัสดุที่นำมาใช้จะต้องทนความร้อนไม่เสียรูปที่อุณหภูมิของห้องเผาไหม้ที่อยู่ประมาณ 600-800 องศาเซลเซียส



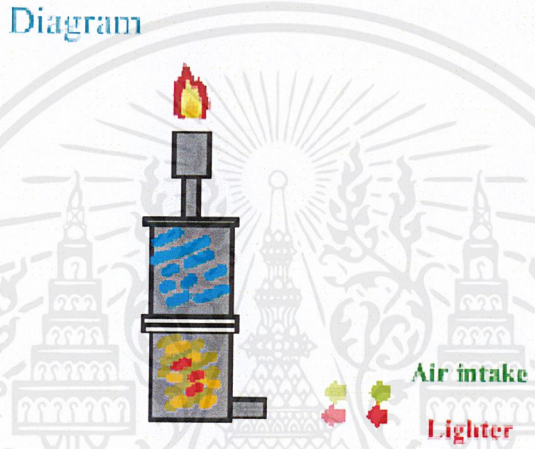
รูปที่ 3.5 ปล่องกระจายอากาศ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.2.4.2 เตาปฏิกรณ์จำลอง

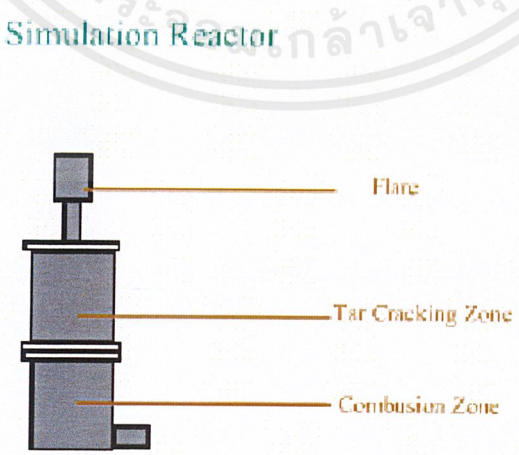
หลักการออกแบบของเตาปฏิกรณ์จำลอง

ในการออกแบบเตาปฏิกรณ์จำลองจะต้องคำนึงถึงรูปแบบการทำงานของเตาให้มีความสอดคล้องกับเตาปฏิกรณ์ต้นแบบของโครงงานนี้ เพื่อให้ได้ข้อมูลที่สามารถใช้อ้างอิงกับเตาปฏิกรณ์ต้นแบบได้ โดยผู้ทดลองได้ออกแบบให้เตาปฏิกรณ์จำลองมีขนาดความจุเชื้อเพลิงเพียง 600 กรัม ด้านการผลิตได้ใช้วัสดุชนิดเดียวกันกับเตาปฏิกรณ์ต้นแบบเพื่อให้คุณสมบัติของวัสดุที่นำมาผลิตเตาเหมือนกัน โดยมีหลักการทำงานที่ต่างจากเตาปฏิกรณ์ต้นแบบบางส่วน คือ ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จะไหลผ่านวัสดุพรุนซึ่งไม่ได้รับการอุ่นด้วยความร้อนก่อนออกจากเตาปฏิกรณ์



รูปที่ 3.6 หลักการออกแบบของเตาปฏิกรณ์จำลอง

ส่วนประกอบของเตาปฏิกรณ์จำลอง



รูปที่ 3.7 ส่วนประกอบของเตาปฏิกรณ์จำลอง

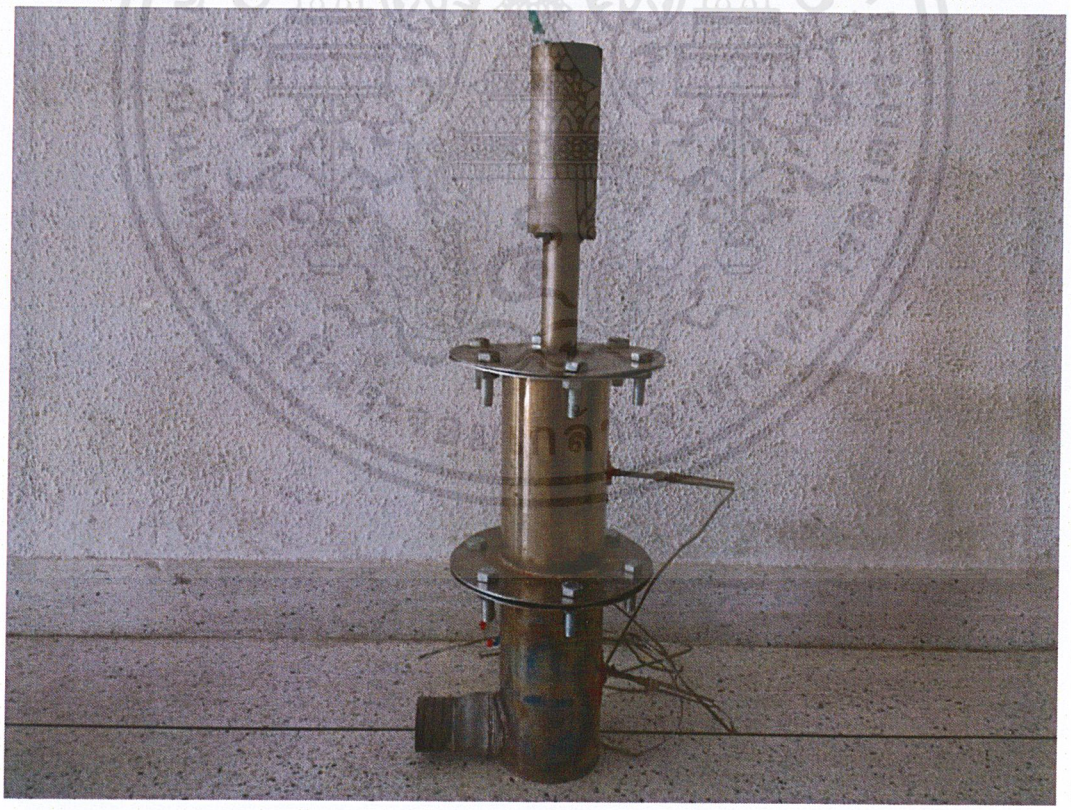
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 4

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

4.1 อุปกรณ์การทดลอง

4.1.1 เตาปฏิกรณ์จำลอง ผลิตขึ้นเพื่อใช้ในการทดลองแทนเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ เนื่องจาก การคำนวณจำนวนของวัสดุพรุนที่ต้องใช้ พบว่า ต้องใช้วัสดุพรุนจำนวนมากเพื่อบรรจุในช่องว่างระหว่างเตาปฏิกรณ์ด้านในและด้านนอก โดยวัสดุพรุนที่เลือกใช้ คือ เม็ดอลูมินา ซึ่งพบว่ามีราคาค่อนข้างสูง ทำให้ต้องใช้งบประมาณจำนวนมากในการซื้อเม็ดอลูมินา แต่งบประมาณในการศึกษาที่ได้รับมีจำกัด และข้อจำกัดของอุปกรณ์ ทำให้ไม่สามารถทดลองในเตาปฏิกรณ์ต้นแบบได้ เนื่องด้วยเหตุผลด้านความปลอดภัย ซึ่งจากทฤษฎี และการคำนวณพบว่าเตาปฏิกรณ์ต้นแบบจะต้องใช้เวลาในการเผาไหม้เชื้อเพลิงจากชีวมวลประมาณ 15 นาที ดังนั้น ผู้ทดลองจึงใช้เตาปฏิกรณ์จำลองในการทดลองหาเวลาการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงปริมาณ 600 กรัม เพื่อนำไปอ้างอิงกับหลักการออกแบบเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ



รูปที่ 4.1 เตาปฏิกรณ์จำลอง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.1.2 เชื้อเพลิง ใช้ชีวมวลอัดเม็ดจากแกลบ



รูปที่ 4.2 ชีวมวลอัดเม็ดจากแกลบ

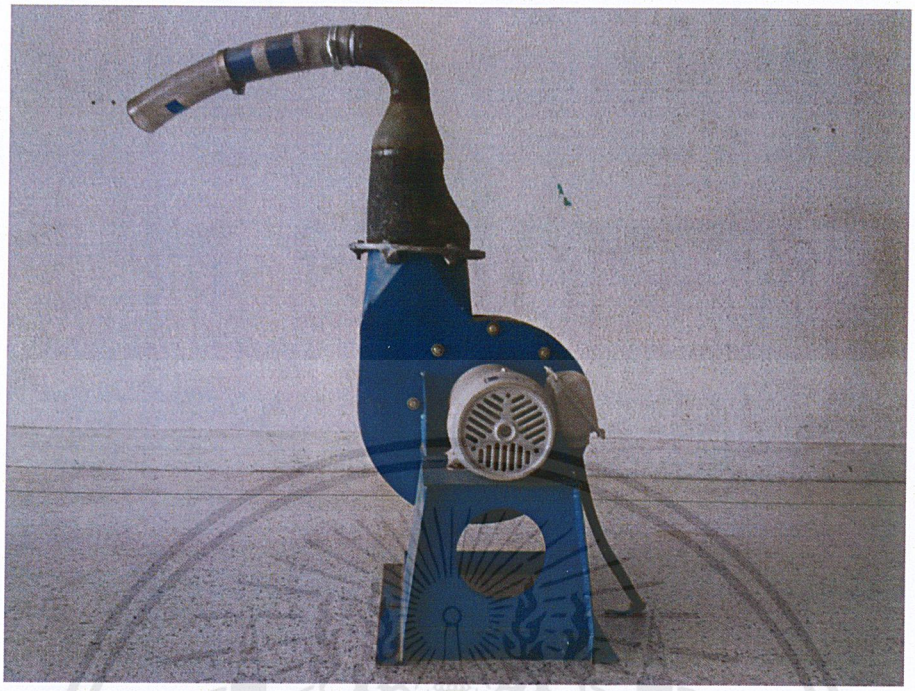
4.1.3 วัสดุพรุน ใช้เม็ดอลูมินาขนาด 20 มิลลิเมตร



รูปที่ 4.3 เม็ดอลูมินา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.1.4 ปั๊มลม ใช้จ่ายอากาศเข้าไปในห้องเผาไหม้ โดยใช้ปั๊มลมแรงดันต่ำ



รูปที่ 4.4 ปั๊มลมแบบแรงดันต่ำ

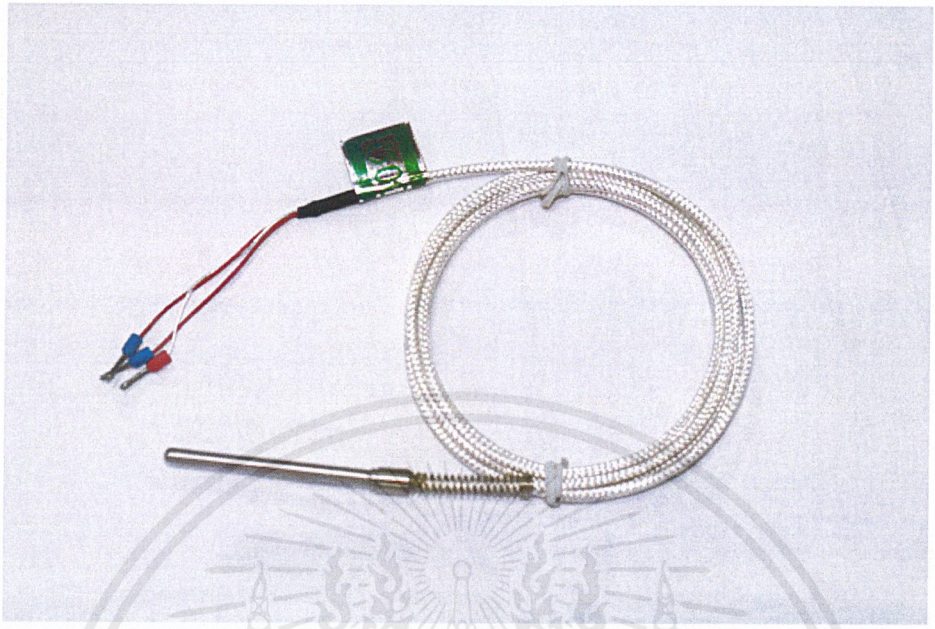
4.1.5 ชุดจ่ายก๊าซ LPG ใช้ก๊าซหุงต้มที่ใช้กันทั่วไปในครัวเรือน ประกอบด้วย ถังบรรจุก๊าซหุงต้ม ท่อส่งก๊าซ และหัวควบคุมเปลวไฟ



รูปที่ 4.5 ชุดจ่ายก๊าซ LGP

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.1.6 เทอร์โมคัพเปิล ใช้แบบประเภท K มีช่วงการวัดอุณหภูมิอยู่ในช่วง 1,200-1,300 องศาเซลเซียส สัมพันธ์กับขีดจำกัดทางความร้อนของหัววัดที่สามารถทนได้



รูปที่ 4.6 เทอร์โมคัพเปิล

4.1.7 อุปกรณ์ป้องกันความปลอดภัย ใช้เพื่อป้องกันอันตรายที่เกิดขึ้นจากการทดลอง ประกอบด้วย ถังดับเพลิง ถุงมือหนังป้องกันความร้อน และหน้ากากป้องกันก๊าซพิษ



รูปที่ 4.7 อุปกรณ์ป้องกันความปลอดภัย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.2 วิธีการทดลอง

การทดลองแบ่งออกเป็น 2 แบบ คือ การทดลองผลิตก๊าซสังเคราะห์จากเชื้อเพลิงชีวมวลโดยใช้เตาปฏิกรณ์แบบไม่ใช้วัสดุพรุน และแบบใช้วัสดุพรุน

4.2.1 การทดลองผลิตก๊าซสังเคราะห์จากเชื้อเพลิงชีวมวลโดยใช้เตาปฏิกรณ์แบบไม่ใช้วัสดุพรุน

4.2.1.1 เตรียมอุปกรณ์การทดลองต่างๆให้พร้อมทำการทดลอง ดังรูปที่ 4.7

4.2.1.2 บรรจุเชื้อเพลิงจากชีวมวลในห้องเผาไหม้ปริมาณ 600 กรัม เมื่อเสร็จสิ้นต้องปิดผาครอบห้องเผาไหม้ให้สนิทเพื่อป้องกันไม่ให้ก๊าซสังเคราะห์รั่วออกมา

4.2.1.3 ใช้หัวเผา LPG เป็นตัวเริ่มต้นกระบวนการเผาไหม้โดยจุดไฟที่บริเวณด้านล่างของกองเชื้อเพลิง ในขณะเริ่มจุดไฟการป้อนอากาศเข้าเตาปฏิกรณ์ต้องป้อนเหมาะสม เพื่อให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์

4.2.1.4 เมื่อเชื้อเพลิงจากชีวมวลภายในเตาปฏิกรณ์สามารถติดไฟได้เองแล้ว (ที่อุณหภูมิห้องเผาไหม้ 80 องศาเซลเซียส) จะต้องปรับการป้อนอากาศเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ให้น้อยลงทำให้การเผาไหม้ภายในห้องเผาไหม้เป็นแบบไม่สมบูรณ์ เพื่อให้เกิดการผลิตก๊าซสังเคราะห์ออกมา

4.2.1.5 เมื่อเตาปฏิกรณ์สามารถผลิตก๊าซสังเคราะห์ได้แล้ว จะเริ่มจุดไฟที่ท่อแฟลร์บริเวณทางออกของเตาปฏิกรณ์ เพื่อตรวจสอบความเข้มข้นของก๊าซสังเคราะห์ว่าสามารถติดไฟได้หรือไม่

4.2.1.6 บันทึกค่าอุณหภูมิภายในเตาปฏิกรณ์เทียบกับเวลาด้วยโปรแกรม Temp Monitor โดยจะเริ่มต้นการบันทึกค่าเมื่อก๊าซสังเคราะห์เริ่มติดไฟได้ และสิ้นสุดการบันทึกค่าเมื่อก๊าซสังเคราะห์ไม่สามารถจุดติดไฟ โดยการทดลองได้กำหนดเวลาการทดลองครั้งละ 20 นาที หรือ 1,200 วินาที

4.2.1.7 นำข้อมูลที่ได้จากการทดลองมาเขียนกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิภายในเตาปฏิกรณ์กับเวลาที่ใช้

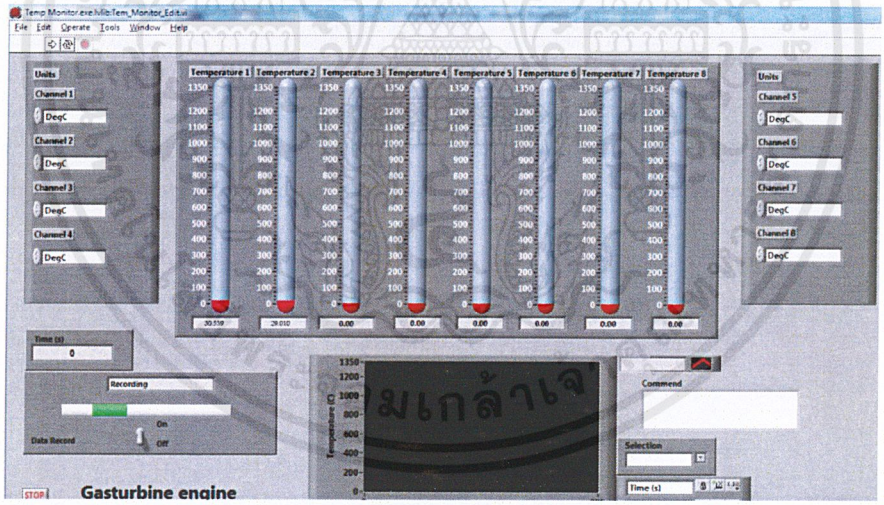
4.2.2 การทดลองผลิตก๊าซสังเคราะห์จากเชื้อเพลิงชีวมวลโดยใช้เตาปฏิกรณ์แบบใช้วัสดุพรุน

การทดลองผลิตก๊าซสังเคราะห์จากเชื้อเพลิงชีวมวลโดยใช้เตาปฏิกรณ์แบบใช้วัสดุพรุน มีขั้นตอนการทดลองคล้ายกับแบบไม่ใช้วัสดุพรุน ต่างกันคือเมื่อบรรจุเชื้อเพลิงชีวมวลในห้องเผาไหม้แล้วจะต้องบรรจุวัสดุพรุนลงในส่วนถังเก็บก๊าซภายในเตาปฏิกรณ์ด้วยเพื่อให้เกิดกระบวนการคายน้ำมันดิน และลดความชื้นของก๊าซสังเคราะห์เพื่อให้ก๊าซสังเคราะห์ที่เราผลิตได้มีประสิทธิภาพในการเผาไหม้สูงขึ้น เมื่อเตาปฏิกรณ์สามารถผลิตก๊าซสังเคราะห์ได้แล้ว จะเริ่มการวัดค่าโดยการจุดไฟที่บริเวณท่อแฟลร์ของเตาปฏิกรณ์ และวัดอุณหภูมิกับเวลาเช่นเดียวกับการทดลองแบบแรก สุดท้ายนำข้อมูลที่ได้จากการทดลองมาเขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่าง อุณหภูมิภายในเตาปฏิกรณ์กับเวลาที่ใช้เช่นกัน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 4.7 ชุดการทดลอง

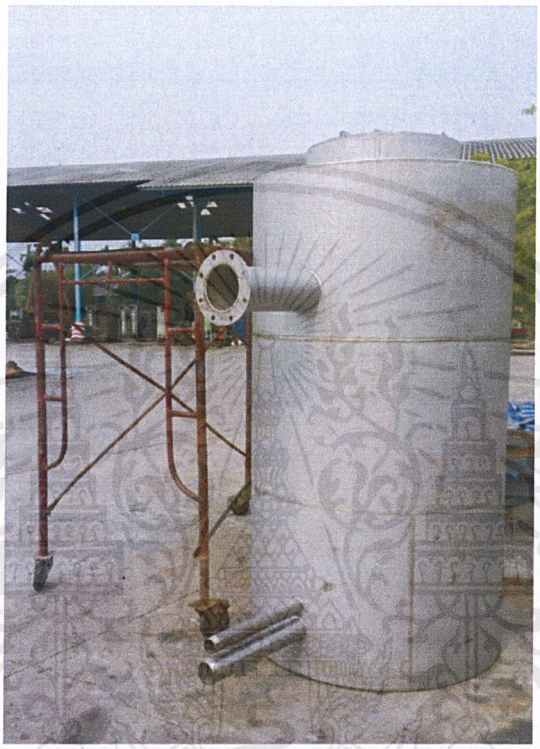


รูปที่ 4.8 โปรแกรม Temp Monitor

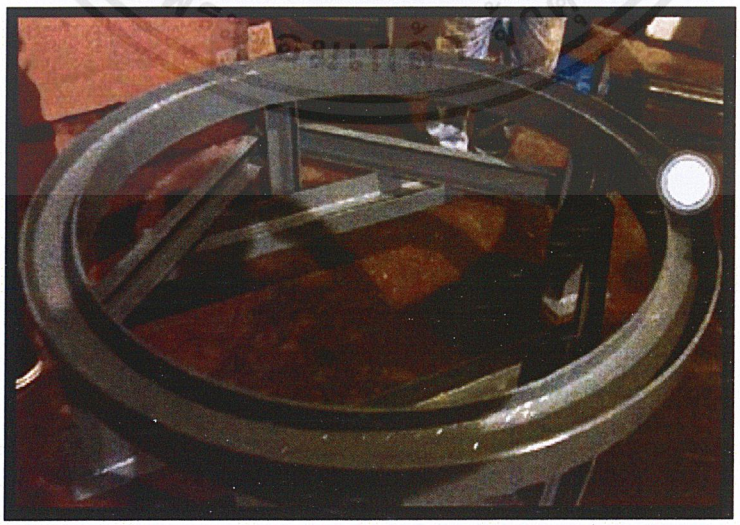
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 5
ผลการทดลอง

5.1 การออกแบบเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ



รูปที่ 5.1 เตาปฏิกรณ์ต้นแบบที่ผลิตสำเร็จแล้ว

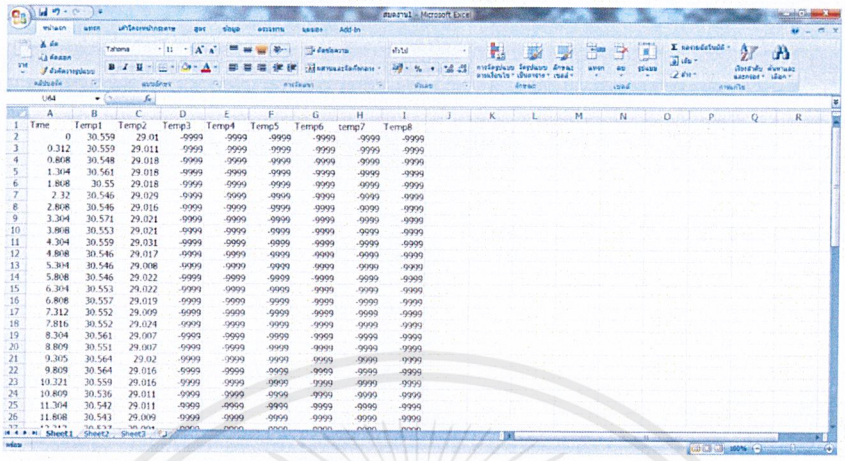


รูปที่ 5.2 ฐานของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบที่ผลิตสำเร็จแล้ว

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

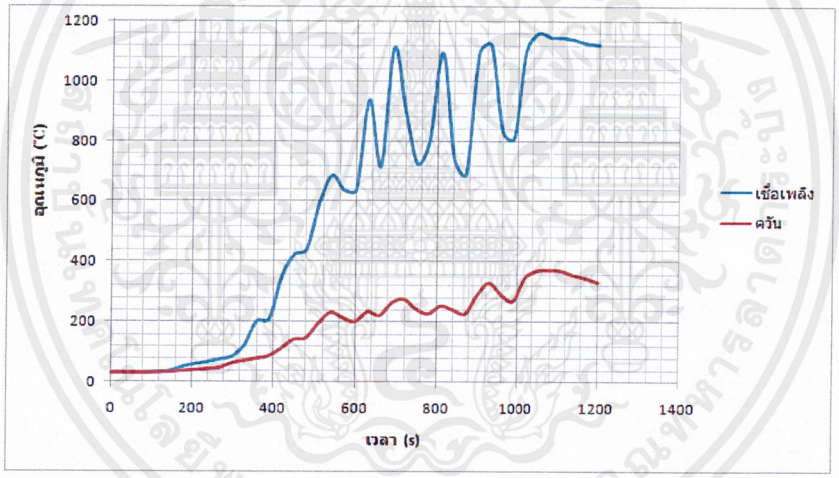
5.2 การทดลองเตาปฏิกรณ์จำลอง

5.2.1 การทดลองผลิตก๊าซสังเคราะห์จากเชื้อเพลิงชีวมวลโดยใช้เตาปฏิกรณ์แบบไม่ใช้วัสดุพรุน



Time	Temp1	Temp2	Temp3	Temp4	Temp5	Temp6	temp7	Temp8
0	30.559	29.01	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
0.312	30.559	29.011	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
0.808	30.548	29.018	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
1.304	30.561	29.018	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
1.808	30.55	29.018	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
2.32	30.546	29.029	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
2.808	30.546	29.016	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
3.304	30.571	29.021	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
3.808	30.553	29.021	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
4.304	30.559	29.031	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
4.808	30.546	29.017	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
5.304	30.546	29.008	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
5.808	30.546	29.022	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
6.304	30.553	29.022	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
6.808	30.557	29.019	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
7.312	30.552	29.009	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
7.816	30.552	29.024	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
8.304	30.561	29.007	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
8.809	30.551	29.007	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
9.305	30.564	29.02	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
9.809	30.564	29.016	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
10.321	30.559	29.016	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
10.809	30.536	29.011	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
11.304	30.542	29.011	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
11.808	30.543	29.009	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999

รูปที่ 5.3 ข้อมูลแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเวลาเมื่อไม่ใช้วัสดุพรุน

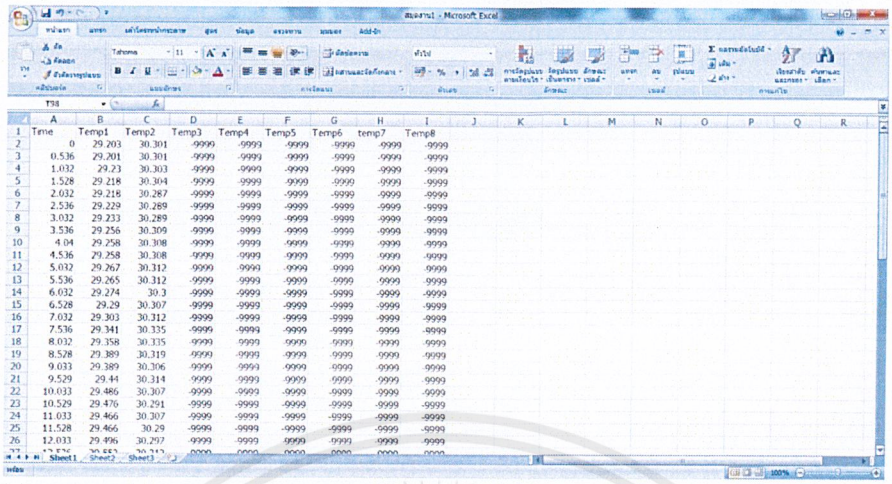


รูปที่ 5.4 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเวลาเมื่อไม่ใช้วัสดุพรุน

พบว่า เมื่ออุณหภูมิในห้องเผาไหม้วัดได้ประมาณ 700 องศาเซลเซียส ก๊าซที่ได้จากการเผาไหม้จะสามารถติดไฟที่บริเวณท่อแฟลร์ได้ อย่างสม่ำเสมอ และเมื่อเกิดเปลวไฟแล้ว อุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้จะลดลงเรื่อยๆจนก๊าซสังเคราะห์ที่ได้ไม่สามารถติดไฟได้อีก และเมื่อเพิ่มอุณหภูมิห้องเผาไหม้ให้สูงขึ้นอีกครั้ง ก๊าซที่ได้จากการเผาไหม้ก็จะสามารถติดไฟได้อีกครั้ง ซึ่งพฤติกรรมของการทดลองจะเป็นวัฏจักรเช่นนี้ไปเรื่อยๆจนกว่าปริมาณสารระเหยติดไฟในก๊าซจะหมดลง สังเกตได้จากจุดที่จะมีอุณหภูมิค่อยๆลดลง จากการทดลองช่วงของอุณหภูมิที่ก๊าซสามารถติดไฟได้อยู่ระหว่าง 700 – 1120 องศาเซลเซียส

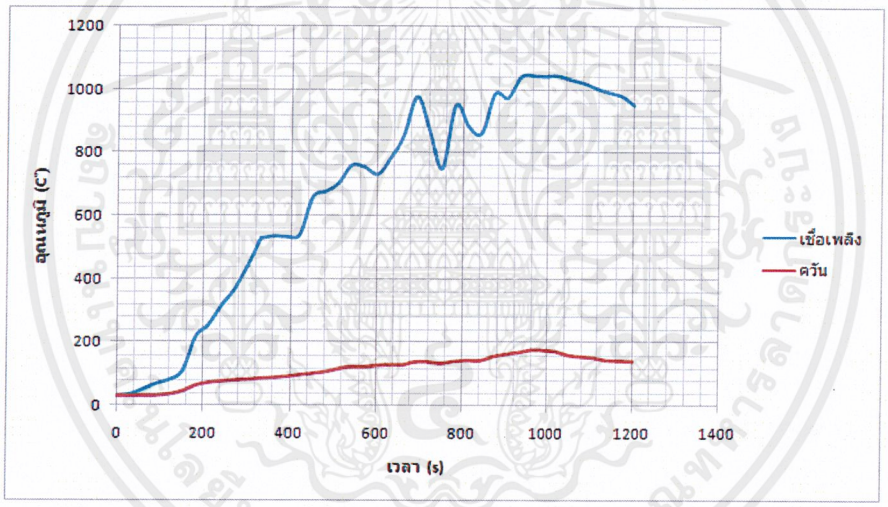
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

5.2.2 การทดลองผลิตก๊าซสังเคราะห์จากเชื้อเพลิงชีวมวลโดยใช้เตาปฏิกรณ์แบบใช้วัสดุพรุน



	A	B	C	D	E	F	G	H	I
1	Time	Temp1	Temp2	Temp3	Temp4	Temp5	Temp6	temp7	Temp8
2	0	29.203	30.301	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
3	0.536	29.201	30.301	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
4	1.032	29.23	30.303	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
5	1.528	29.218	30.304	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
6	2.032	29.218	30.287	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
7	2.536	29.229	30.289	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
8	3.032	29.233	30.289	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
9	3.536	29.256	30.309	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
10	4.04	29.258	30.308	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
11	4.536	29.258	30.308	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
12	5.032	29.267	30.312	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
13	5.536	29.265	30.312	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
14	6.032	29.274	30.3	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
15	6.528	29.29	30.307	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
16	7.032	29.303	30.312	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
17	7.536	29.341	30.335	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
18	8.032	29.358	30.335	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
19	8.528	29.389	30.319	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
20	9.033	29.389	30.306	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
21	9.529	29.44	30.314	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
22	10.033	29.486	30.307	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
23	10.529	29.476	30.291	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
24	11.033	29.466	30.307	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
25	11.528	29.466	30.29	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999
26	12.033	29.496	30.297	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999	-9999

รูปที่ 5.5 ข้อมูลแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเวลาเมื่อใช้วัสดุพรุน



รูปที่ 5.6 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเวลาเมื่อใช้วัสดุพรุน

พบว่า ก๊าซที่ได้จากการเผาไหม้จะสามารถติดไฟที่อุณหภูมิประมาณ 540 องศาเซลเซียส ซึ่งต่ำกว่าการทดลองแบบไม่ใช้วัสดุพรุน และในขณะที่เกิดเปลวไฟบริเวณท่อแฟลร์ จะสังเกตได้ว่าเปลวไฟจะติดอยู่ได้นานขึ้น และอุณหภูมิในห้องเผาไหม้จะลดลงน้อยกว่าการทดลองแบบไม่ใช้วัสดุพรุน รวมถึงเวลาที่ใช้ในการเผาไหม้สารระเหยที่ติดไฟจนหมดลดลงเช่นกัน จากการทดลองช่วงของอุณหภูมิที่ก๊าซสามารถติดไฟได้อยู่ระหว่าง 540 - 1,000 องศาเซลเซียส

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 6
สรุปผลการทดลอง

6.1 สรุปผลการทดลอง

6.1.1 ผลิตเตาปฏิกรณ์ได้สำเร็จ โดยมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1.2 เมตร สูง 2.1 เมตร แต่ยังไม่มีระบบป้อนเชื้อเพลิงแข็ง เนื่องจากข้อจำกัดด้านงบประมาณ

6.1.2 จากการคำนวณ พบว่า ต้องป้อนเชื้อเพลิงแข็งด้วยอัตรา 5.7 กิโลกรัมต่อนาที

6.1.3 จากการคำนวณ พบว่า ต้องป้อนอากาศด้วยอัตรา 7.376 ลูกบาศก์เมตรต่อนาที

6.1.4 จากการทดลอง พบว่า ในการเผาไหม้ชีวมวลแกลบชนิดอัดเม็ด ควรรักษาอุณหภูมิห้องเผาไหม้ให้อยู่ในช่วงระหว่าง 540 - 1000 องศาเซลเซียส ซึ่งสอดคล้องกับอุณหภูมิติดไฟของก๊าซ CO และ H_2 และ การใส่วัสดุพรุนทำให้อุณหภูมิที่ใช้การเผาไหม้ลดลง 15.38 เปอร์เซ็นต์

6.1.6 จากการทดลอง พบว่า ชีวมวลแกลบชนิดอัดเม็ดจะเริ่มถูกเผาไหม้จนหมดโดยใช้เวลาประมาณ 14-16 นาที ซึ่งสอดคล้องกับค่าที่คำนวณได้เพื่อใช้ในการออกแบบ และการใส่วัสดุพรุนทำให้เวลาที่ใช้การเผาไหม้ลดลง 10.48 เปอร์เซ็นต์

6.1.7 ผลผลิตที่ได้จากการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ คือ ก๊าซชีวมวลที่สามารถเผาไหม้ได้จริง น้ำมันดิน และถ่านจากการเผาไหม้ชีวมวลอัดเม็ดจากแกลบ

6.2 วิจารณ์ผลการทดลอง

จากทฤษฎีและการคำนวณทำให้ทราบว่า จะต้องใช้เวลาในการเผาไหม้เชื้อเพลิง 600 กรัม เป็นเวลา 6 วินาที แต่จากการทดลอง พบว่า ใช้เวลาในการเผาไหม้ประมาณ 840-960 วินาที ซึ่งผลการทดลองที่ได้มีความคลาดเคลื่อนถึง 139-149 เปอร์เซ็นต์ เนื่องจาก พื้นที่หน้าตัดของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ และเตาปฏิกรณ์จำลองมีขนาดแตกต่างกันมาก ทำให้การกระจายความร้อนภายในเตาปฏิกรณ์ และพื้นที่การเผาไหม้ของฐานเปลวไฟแตกต่างกัน ทำให้ผลการทดลองมีความคลาดเคลื่อน

6.3 ปัญหา และอุปสรรค

ในงานวิจัยชิ้นนี้ได้พบปัญหาซึ่งมีอยู่หลากหลายปัจจัยด้วยกัน การติดต่อประสานงานการสร้างต้นแบบเตาปฏิกรณ์สำหรับก๊าซสังเคราะห์มีความยากลำบาก เนื่องจากโรงงานที่ผลิตเตาปฏิกรณ์กับมหาวิทยาลัยมีระยะทางไกลกันพอสมควร ปัญหาเรื่องขนาดของปั๊มลมซึ่งมีขนาดเล็กเกินไปไม่สามารถใช้ทดลองกับเตาปฏิกรณ์ขนาดใหญ่ได้ การขาดเครื่องมือวัดที่มีประสิทธิภาพสูงเพื่อใช้ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับการวัดส่วนประกอบของก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ได้ออกมาเนื่องจากมีราคาสูง และผู้ทดลองยังขาดความชำนาญในการใช้เครื่องมือต่างๆในการทดลองซึ่งอาจทำให้ข้อมูลต่างๆที่ได้จากการทดลองเกิดความคลาดเคลื่อน และปัญหาเรื่องงบประมาณไม่เพียงพอ

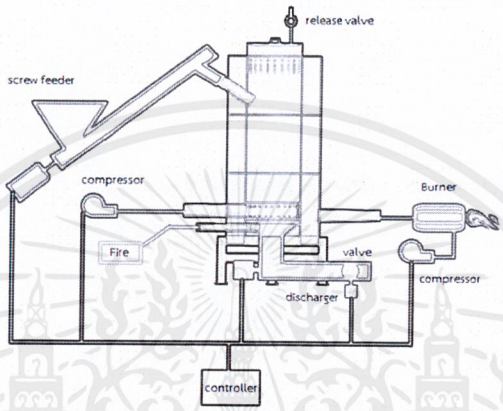
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

6.4 ข้อเสนอแนะ

6.4.1 เนื่องจากเตาปฏิกรณ์ต้นแบบมีขนาดใหญ่ทำให้การควบคุมปัจจัยต่างๆได้ยาก ควรผลิตเตาปฏิกรณ์ให้มีขนาดเล็กเพื่อใช้ทำการทดสอบ

6.4.2 วัสดุพรุนที่ใช้ในการทดลอง คือ อลูมินาบอล ซึ่งมีราคาแพง จากการศึกษาค้นคว้าพบว่าสามารถใช้อิฐบล็อคหรือหินแกรนิตเป็นวัสดุพรุนแทนได้

6.4.3 ระบบผลิตก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวลที่สมบูรณ์จะประกอบด้วย เตาปฏิกรณ์ หัวพ่นไฟ ระบบป้อนอากาศ ระบบป้อนเชื้อเพลิง ระบบคายขี้เถ้าและถ่าน และระบบควบคุมความปลอดภัย

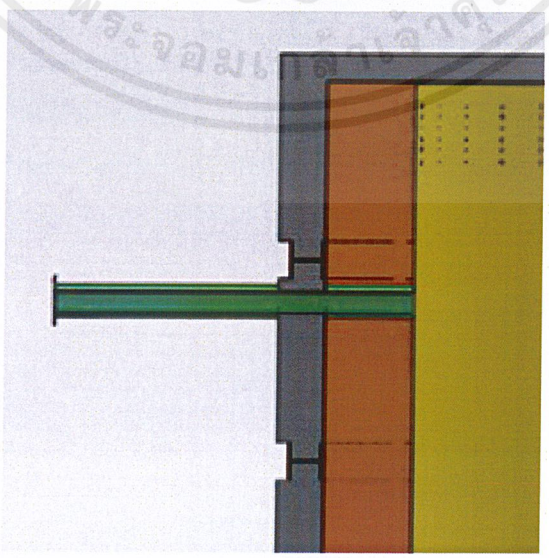


รูปที่ 6.1 ระบบผลิตก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวล

6.4.4 เตาปฏิกรณ์ต้นแบบมีส่วนที่ต้องปรับปรุงแก้ไขให้เหมาะสมในอนาคต ดังนี้

6.4.4.1 ช่องป้อนเชื้อเพลิง

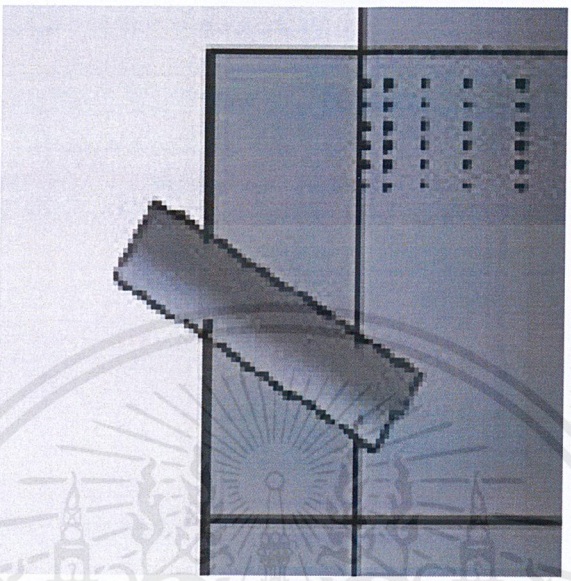
ปัญหา พบว่า ช่องป้อนเชื้อเพลิงที่มีลักษณะตรงจะทำให้เชื้อเพลิงที่ถูกลำเลียงขึ้นไปไม่สามารถไหลเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ได้หมด โดยจะมีเชื้อเพลิงบางส่วนกองอยู่บริเวณทางเข้าของช่องป้อนเชื้อเพลิง



รูปที่ 6.2 ช่องป้อนเชื้อเพลิงที่พบปัญหา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

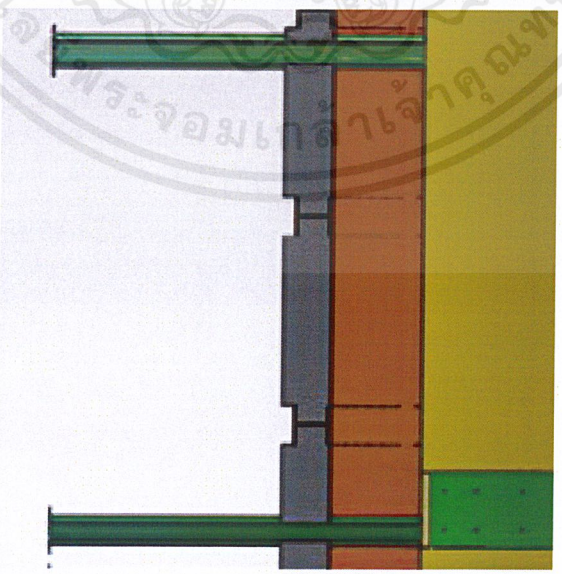
การแก้ไข ปรับปรุงแบบของเตาปฏิกรณ์โดยเปลี่ยนจากช่องป้อนเชื้อเพลิงที่มีลักษณะตรงเป็นเอียงขึ้นจากเดิมประมาณ 45 องศา เพื่อให้เชื้อเพลิงที่ถูกลำเลียงทั้งหมดไหลลงเตาปฏิกรณ์ได้ดีขึ้น โดยอาศัยหลักของแรงโน้มถ่วง



รูปที่ 6.2 ช่องป้อนเชื้อเพลิงที่แก้ไขแล้ว

6.4.4.2 ช่องป้อนอากาศ

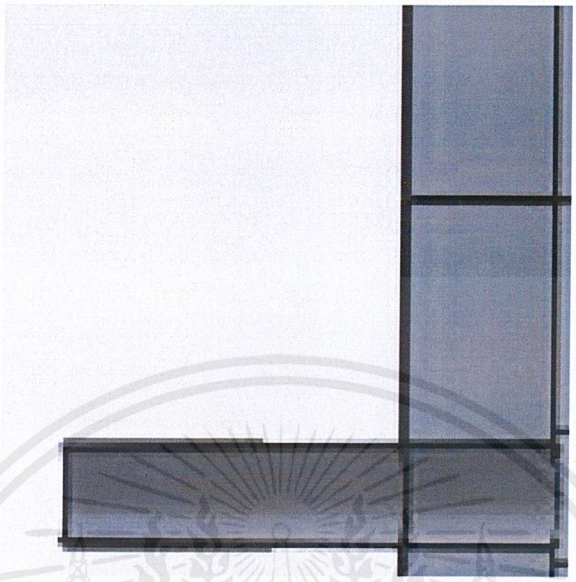
ปัญหา พบว่า ช่องป้อนอากาศมีขนาดเล็กเกินไป ทำให้ความดันของอากาศที่ต่อมาจากปั๊มลมมีค่าลดลง ส่งผลให้อากาศบางส่วนไม่สามารถเข้าไปในเตาปฏิกรณ์ได้



รูปที่ 6.3 ช่องป้อนอากาศที่พบปัญหา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

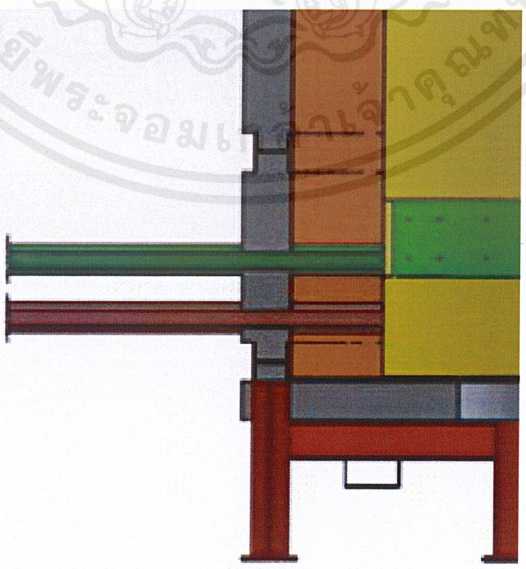
การแก้ไข ปรับปรุงแบบของเตาปฏิกรณ์โดยเพิ่มขนาดของช่องป้อนอากาศให้ค่าใกล้เคียงกับขนาดของปั๊มลม เพื่อป้องกันไม่ให้เกิดความดันตก



รูปที่ 6.4 ช่องป้อนอากาศที่แก้ไขแล้ว

6.4.4.3 ช่องป้อนเปลวไฟ

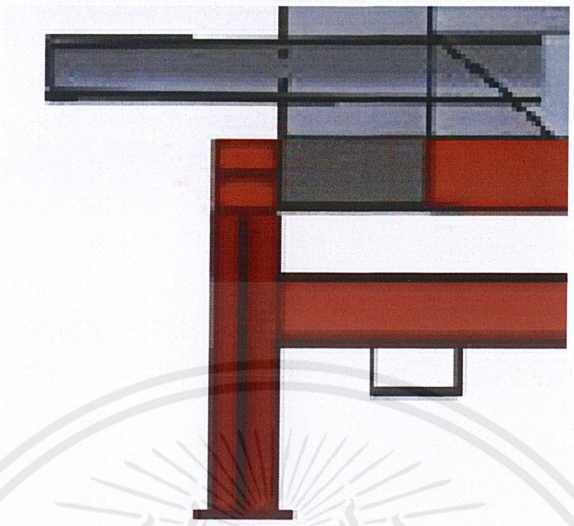
ปัญหา พบว่า ช่องป้อนเปลวไฟอยู่ในตำแหน่งสูงเกินไป ทำให้เมื่อเริ่มจุดไฟเชื้อเพลิงที่อยู่ต่ำกว่าระดับเปลวไฟจะไม่ถูกเผาไหม้ เนื่องจาก การเผาไหม้ของเชื้อเพลิงจะลามขึ้นจากล่างขึ้นบน ทำให้ประสิทธิภาพการผลิตแก๊สลดลง



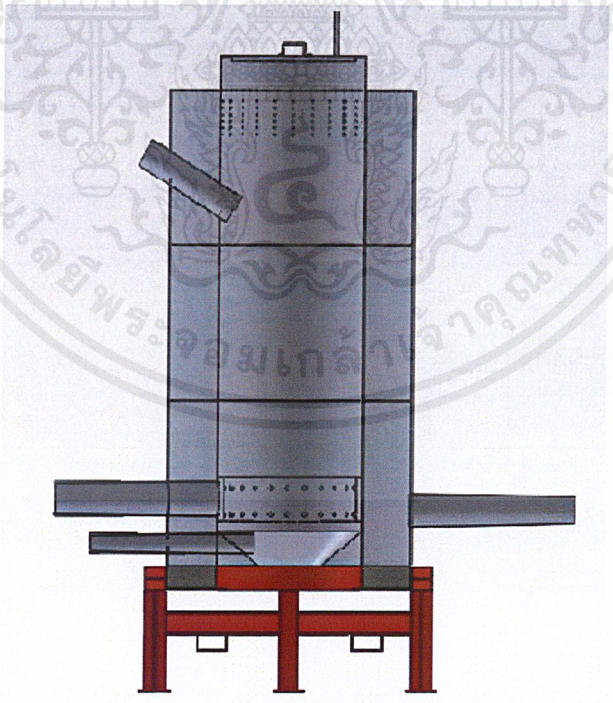
รูปที่ 6.5 ช่องป้อนเปลวไฟที่พบปัญหา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การแก้ไข ปรับปรุงแบบของเตาปฏิกรณ์โดยลดระดับของช่องป้อนเปลวไฟให้ต่ำลงอยู่ระดับเดียวกับเชื้อเพลิงชั้นล่างสุด เพื่อให้เมื่อเริ่มจุดไฟเชื้อเพลิงที่อยู่ต่ำสุดจะถูกเผาไหม้จนหมด



รูปที่ 6.6 ช่องป้อนเปลวไฟที่แก้ไขแล้ว



รูปที่ 6.7 แบบของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบที่แก้ไขแล้ว

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บรรณานุกรม

[1] เกษมศิลป์ อ่อนทอง ทวี เทศเจริญ และจารุวัตร เจริญสุข. 2552. **อิทธิพลรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนที่ส่งผลต่อสมรรถนะหัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้ว**. กรุงเทพ : สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล. คณะวิศวกรรมาศาสตร์. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง.

[2] เกษมศิลป์ อ่อนทอง. 2553. **การพัฒนาหัวเผาน้ำมันพืชใช้แล้วด้วยเทคนิควัสดุพรุน**. กรุงเทพ : สาขาวิศวกรรมเครื่องกล. คณะวิศวกรรมศาสตร์. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง.

[3] จิตพงษ์ กนกนัยการ และปรมินทร์ แจ้งไธสง. 2554. **การพัฒนาต้นแบบเตาปฏิกรณ์ก๊าซสังเคราะห์จากชีวมวล**. กรุงเทพ : สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล. คณะวิศวกรรมาศาสตร์. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง.

[4] บริษัท ไทยเมอร์รี ไบโอ เอ็นเนอร์ยี. **เชื้อเพลิงชีวมวล** สืบค้นจาก http://www.thaimerrybioenergy.com

[5] Ferdinand P. Beer E. Russell Johnston Jr., John T. DeWolf. 2002. **Mechanics of Materials 3 rd ed**. New York : McGraw-Hill Publishing Co.

[6] S. Pipatmanomai. 2011. **Overview and Experiences of Biomass Fluidized Bed Gasification in Thailand**. Thailand : The Joint Graduate School of Energy and Environment, King Mongkut's University of Technology Thonburi.

[7} Stephen R. Turns. 2000. **An Introduction to Combustion: Concepts and Applications**. Ne York : McGraw-Hill Publishing Co.

[8] Ningbo Gao Aimin Li Cui Quan and Fan Gao. 2008. **Hydrogen-rich gas production from biomass steam gasification in an updraft fixed-bed gasifier combined with a porous ceramic reformer**. China : School of Environmental & Biological Science & Technology (SEBST). Dalian University of Technology

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ก

การคำนวณและการออกแบบเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ก-1. คำนวณอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแข็ง

ในงานวิจัยนี้ใช้แกลบอัดเม็ดเป็นเชื้อเพลิงแข็ง[4]หลักในการเผาไหม้เพื่อให้ได้ก๊าซสังเคราะห์ออกมาโดยมีคุณสมบัติดังนี้

Lower Heating Value = 13517 kJ/kg

Solid Fuel Bulk Density = 625 kg/m^3

Volatile Fraction = 0.598

จากการสืบค้นข้อมูลพบว่าก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากเชื้อเพลิงแข็งจะมีส่วนประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงและค่าความร้อน ดังนี้

ก๊าซเชื้อเพลิง	อัตราของก๊าซ (%w/w)	ค่าความร้อนของก๊าซ,LHV	
		MJ/kg	MJ/Nm^3
CO	22.0	33.8	12.633
CH_4	1.5	50	35.883
H_2	7.7	120	10.783

ดังนั้นค่าความร้อนของก๊าซสังเคราะห์เท่ากับ

$$= (0.22 \times 33.8) + (0.015 \times 50) + (0.078 \times 120) = 17.546 MJ / kg$$

ดังนั้นต้องใช้ปริมาณก๊าซเชื้อเพลิงสังเคราะห์เท่ากับ

$$\text{Volatile gas flow rate} = \frac{\text{Power required}}{\text{Volatile heating value}}$$

$$= \frac{1}{17.546}$$

$$= 0.057 kg_f / s$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ดังนั้นจะต้องใช้เชื้อเพลิงแข็งเท่ากับ

$$\text{Solid fuel flow rate} = \frac{\text{Volatile gas flow rate}}{\text{Volatile fraction}}$$

$$= \frac{0.057}{0.598}$$

$$= 0.095\ \text{kg}_{sf}\ /\ \text{s}$$

$$= 5.7\ \text{kg}_{sf}\ /\ \text{min}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ก-2. คำนวณอัตราการป้อนอากาศสาหรับกระบวนการผลิตก๊าซสังเคราะห์

จากการสืบค้นข้อมูลองค์ประกอบของชีวมวลชนิดเม็ดจากแกลบได้ผลดังนี้

Ultimate Analysis of Biomass Pellets from Rice Husk

องค์ประกอบ	น้ำหนัก (%)
Hydrogen	4.91
Carbon	34.67
Nitrogen	0.16
Oxygen	37.44
Sulphur	0.04
Undefined	22.78
Total	100

คำนวณหาปริมาณอากาศทางอากาศที่ต้องใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิง 1 kg_f เขียนสมการการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์เพื่อหาปริมาณ O_2 ทางทฤษฎี ดังนี้

$C + O_2 \rightarrow CO_2$

12kg 32kg 44kg

1kg 2.67kg 3.67kg

ดังนั้น 0.3467 kg_C จะใช้ O_2 = 0.3467 x 2.67 = 0.9257 kg

$2H + O \rightarrow H_2O$

2kg 16kg 18kg

1kg 8kg 9kg

ดังนั้น 0.0491 kg_H จะใช้ O_2 = 0.0491 x 8 = 0.3928 kg

$S + O_2 \rightarrow SO_2$

32kg 32kg 64kg

1kg 1kg 2kg

ดังนั้น 0.0004 kg_S จะใช้ O_2 = 0.0004 x 1 = 0.0004 kg

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$N + O \rightarrow NO$$

14kg 16kg 30kg

1kg 1.14kg 2.14kg

ดังนั้น 0.0016 kg_N จะใช้ O_2 = 0.0016 x 1.14 = 0.0018 kg

$$O + O \rightarrow O_2$$

16kg 16kg 32kg

1kg 1kg 2kg

ดังนั้น 0.3744 kg_O จะใช้ O_2 = -0.3744 x 1 = -0.3744 kg

ดังนั้นปริมาณ O_2 ที่ใช้ในการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์

$$\text{Oxygen flow rate required for gasification} = 0.9257 + 0.3928 + 0.0004 + 0.0018 - 0.3744$$

$$= 0.9463 kg_{O_2} / kg_{sf}$$

ในอากาศแห้งประกอบด้วย O_2 = 23.31% ดังนั้นปริมาณอากาศทางทฤษฎีที่ต้องการ คือ

$$\text{Air flow rate required for gasification} = \frac{\text{Oxygen flow rate required}}{\text{Percent of Oxygen in air}}$$

$$= \frac{0.9463}{0.2331}$$

$$= 4.0596 \ kg_{air} / kg_{sf}$$

$$= \frac{4.0596}{1.176}$$

$$= 3.452 \ m^3_{air} / kg_{sf}$$

จากการสืบค้นข้อมูลพบว่า เราใช้ปริมาณอากาศ 37.5% จากปริมาณอากาศทางทฤษฎีเพื่อทาให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ และเกิดก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ ดังนั้นปริมาณอากาศที่ต้องใส่เข้าไปเพื่อให้เกิดกระบวนการผลิตก๊าซสังเคราะห์ (Gasification) คือ

$$\text{Air flow rate required for reactor} = \text{Air flow rate required for gasification} \times 0.375$$

$$= 3.452 \times 0.375$$

$$= 1.294 \, m^3_{air} / kg_{sf}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ดังนั้นในการทดลองจะต้องใช้อัตราการไหลของอากาศเพื่อให้เกิดกระบวนการผลิตก๊าซสังเคราะห์ คือ

$$\text{Air flow rate required for solid fuel flow rate} = \text{Air flow rate required for reactor} \times \text{Solid fuel flow rate}$$

$$= 1.294 \times 5.7$$

$$= 7.376\ m^3_{air}\ / \min$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ก-3. คำนวณความสูงของเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

การออกแบบเตาปฏิกรณ์มีเงื่อนไข ดังนี้

Solid fuel flow rate $= 18.87\ kg_{sf}\ /\ min$ *

Diameter of base $= 1.2\ m$

จากงานวิจัยของ ผศ.ดร.สุนีรัตน์ พิพัฒน์มโนมัย[6] พบว่า

$$\text{Density of eucaliptus} = 118\,kg\ /\ m^3$$

$$\text{Loading capacity} = 54\,kg\ /\ hr = \frac{54}{118 \times 60} = 0.008\,m^3\ /\ min$$

$$\text{Reactor radius} = 0.3\,m$$

$$\text{Reactor high} = 0.4\,m$$

$$\text{Reactor volume} = \pi \times 0.3^2 \times 0.4 = 0.113\,m^3$$

$$\text{Residence time} = \frac{\text{Reactor volume}}{\text{Loading capacity}} = \frac{0.113}{0.008} \approx 15\,min$$

จะคำนวณค่าต่างๆได้ ดังนี้

$$\text{Volume replacement rate} = \frac{\text{Solid fuel flow rate}}{\text{Density of eucaliptus}} = \frac{5.7}{118} = 0.16\,m^3\ /\ min$$

$$\text{Volume of bed} = \text{Residence time} \times \text{Volume replacement rate} = 15 \times 0.16 = 2.4\,m^3$$

$$\text{Base area} = \pi \times 0.6^2 = 1.13\,m^2$$

$$\text{Height of reactor} = \frac{\text{Volume of reactor}}{\text{Base area}} = \frac{2.4}{1.13} \approx 2.1\,m$$

ดังนั้น เตาปฏิกรณ์มีความสูง 2.1 m เส้นผ่านศูนย์กลาง 1.2 m

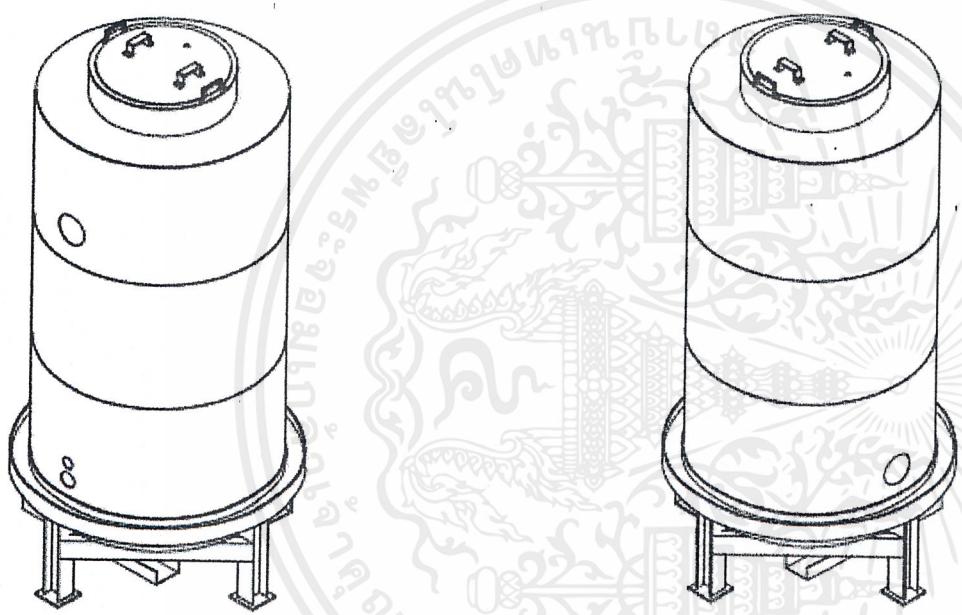
*หมายเหตุ : ช่วงแรกของการออกแบบมีแนวคิดจะสร้างเตาปฏิกรณ์โดยใช้เปลือกไม้ยูคาลิปตัสเป็นเชื้อเพลิง จึงใช้ข้อมูลของเปลือกไม้ยูคาลิปตัสในการคำนวณ แต่ได้เปลี่ยนเชื้อเพลิงเป็นแกลบในช่วงหลัง เนื่องจากหาซื้อได้ง่าย และมีความชื้นต่ำกว่า

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ข

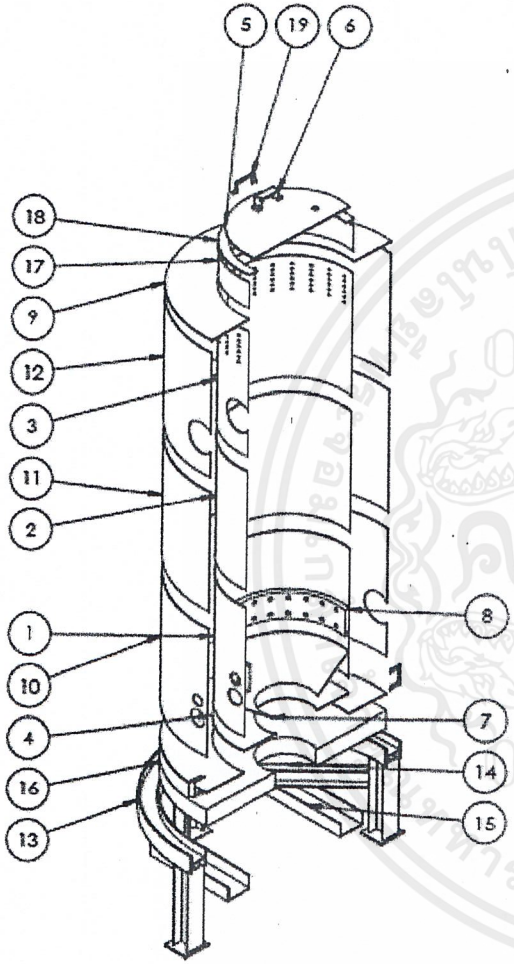
แบบสั่งผลิตเตาปฏิกรณ์ต้นแบบ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE 1:20	unit Reactor	Asse. all part

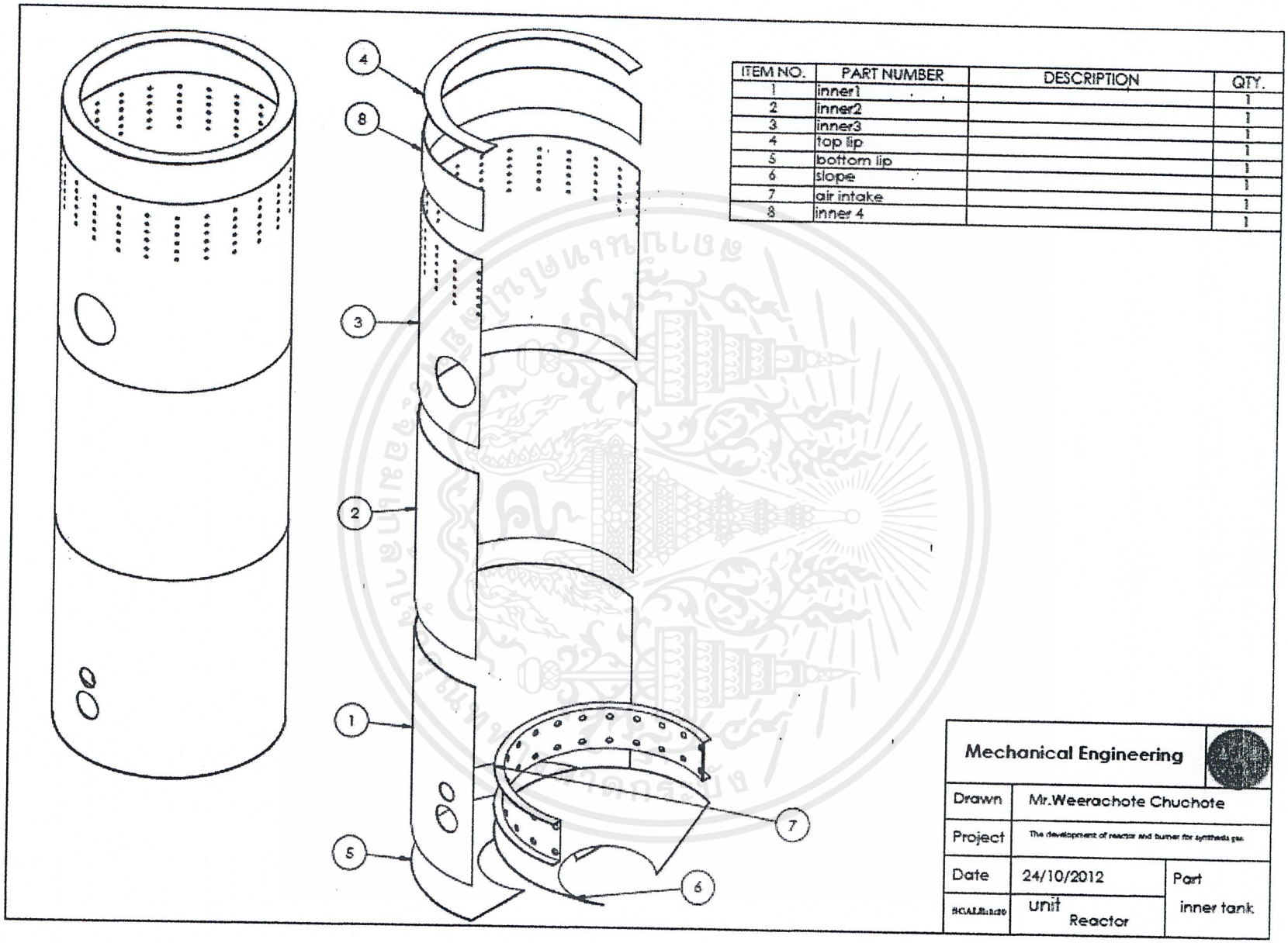
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



ITEM NO.	PART NUMBER	DESCRIPTION	QTY.
1	inner1		1
2	inner2		1
3	inner3		1
4	bottom lip		1
5	cover lip		1
6	loop		2
7	slope		1
8	air intake		1
9	lip		2
10	outter 1		1
11	outter 2		1
12	outter 3		1
13	base		1
14	ท่อ1		4
15	C beam base		2
16	ฐาน1		1
17	inner 4		1
18	top lip		1
19	loop 2		2

Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:50	unit Reactor	cross assem

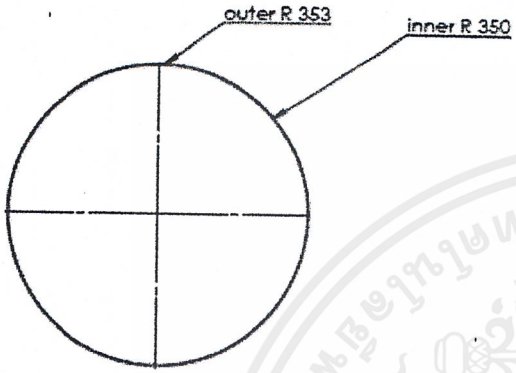
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

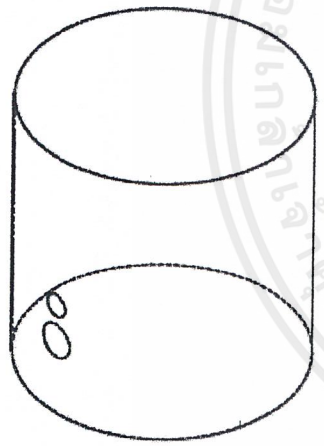


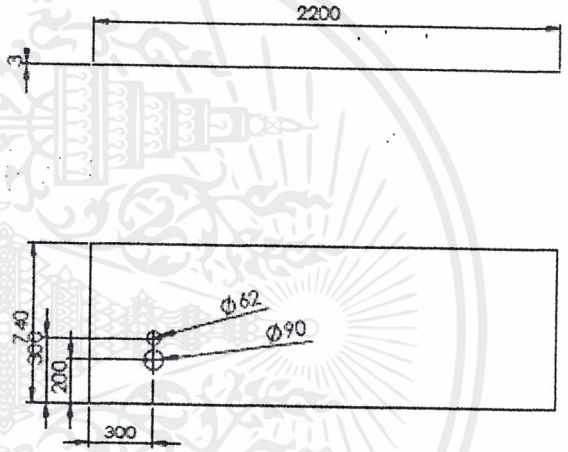
ITEM NO.	PART NUMBER	DESCRIPTION	QTY.
1	inner1		1
2	inner2		1
3	inner3		1
4	top lip		1
5	bottom lip		1
6	slope		1
7	air intake		1
8	inner 4		1

Mechanical Engineering			
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote		
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas.		
Date	24/10/2012	Part	inner tank
SCALE:1:20	unit Reactor		

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

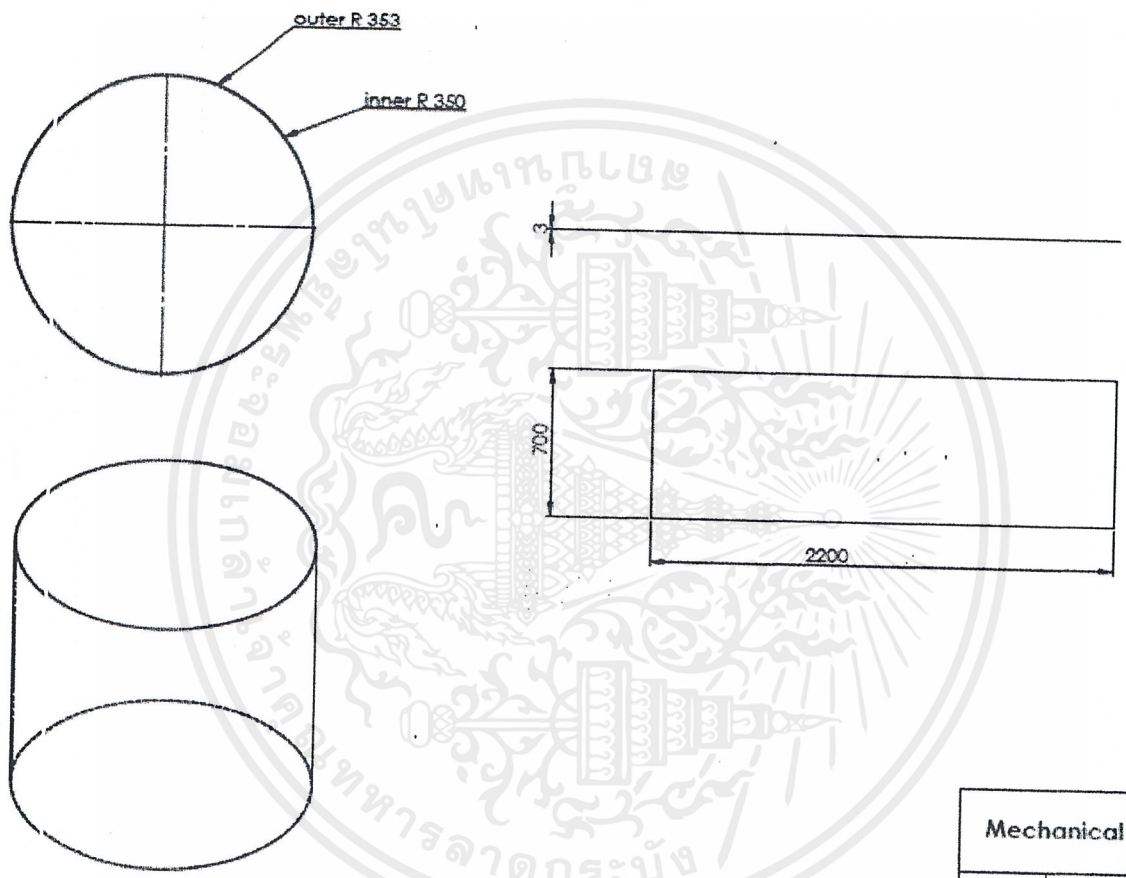






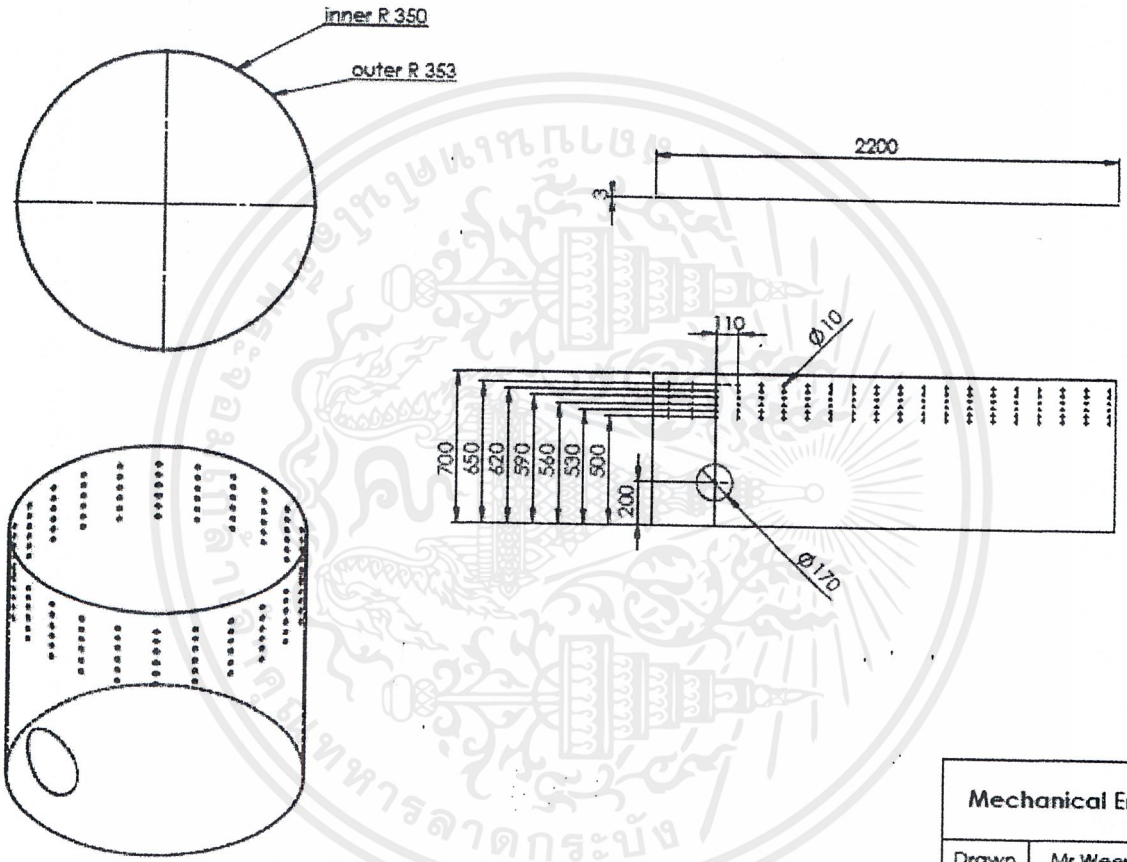
Mechanical Engineering			
Drawn	Mr.Weerachote Chuchate		
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas		
Date	24/10/2012	Part	inner 1
SCALE:1:20	unit Reactor		

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



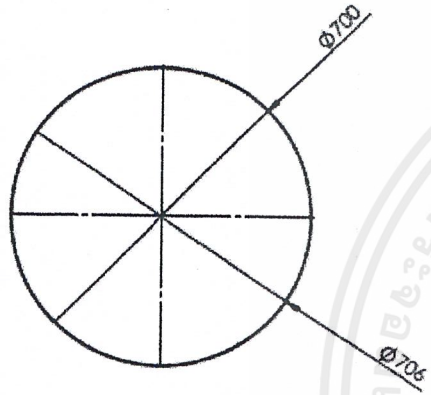
Mechanical Engineering			
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote		
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas		
Date	24/10/2012	Part	inner 2
SCALE:1:20	unit Reactor		

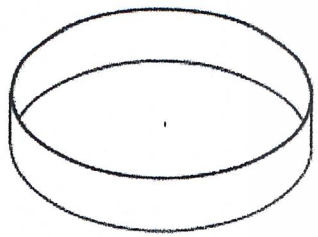
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

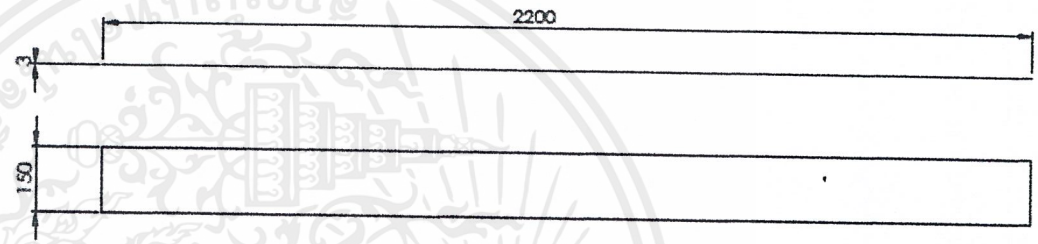


Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas.	
Date	24/10/2012	Part inner 3
SCALE:1:10	unit Reactor	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

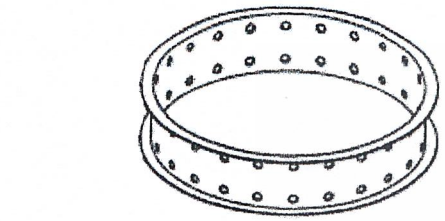


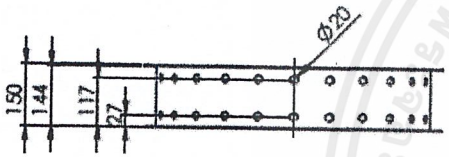


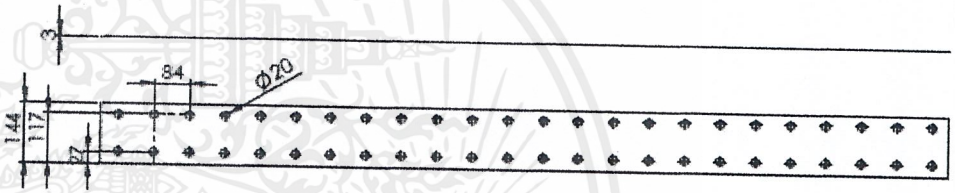


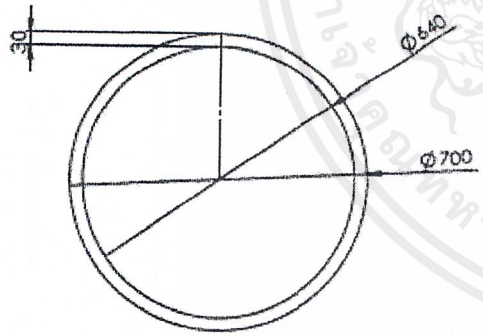
Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:10	unit Reactor	inner 4

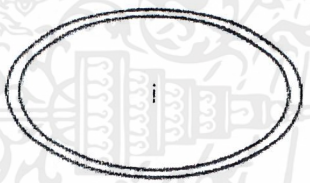
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้
ใช้ภายใต้การอนุญาตของ CC BY-NC-ND 4.0 ประเทศไทย

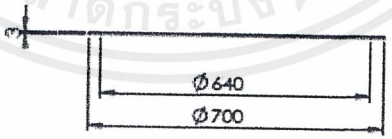




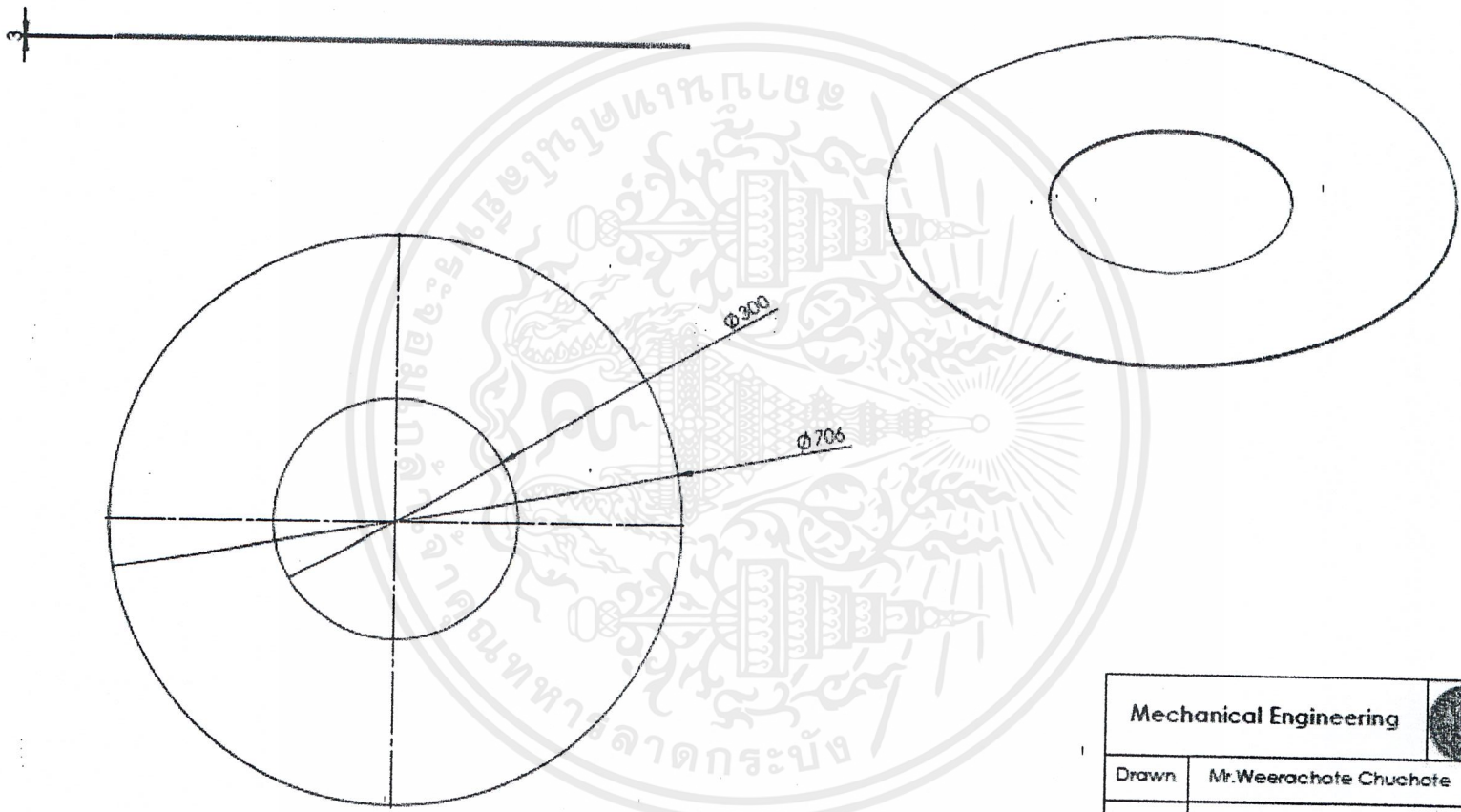






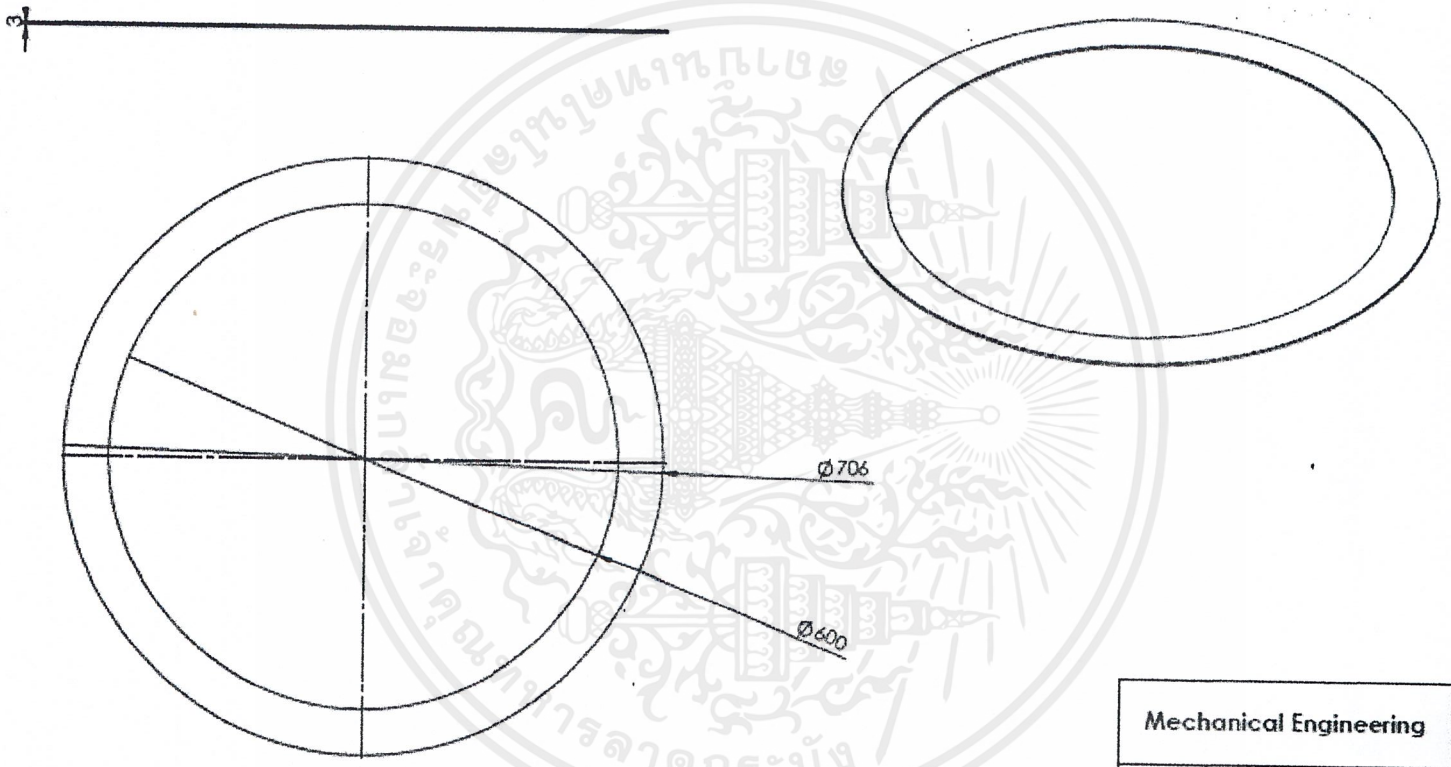


Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part Air intake
SCALE:1:10	Unit Reactor	



Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:10	unit Reactor	bottom lip

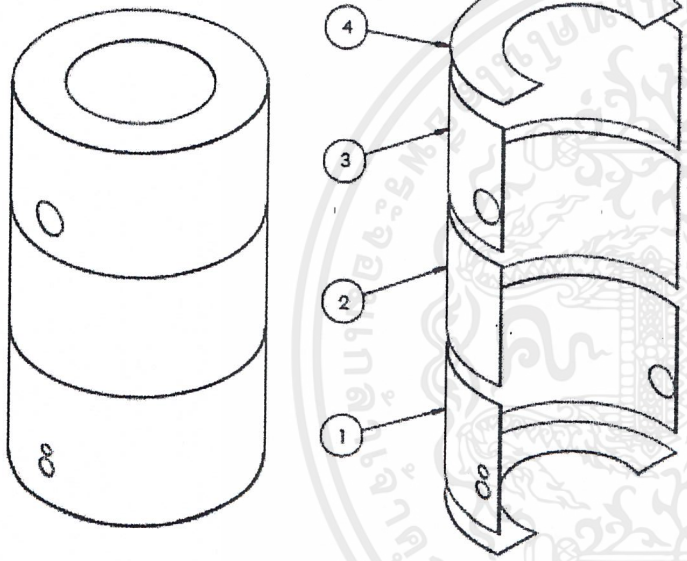
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas.	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:10	unit Reactor	Top lip

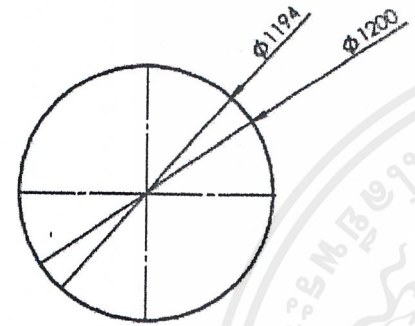
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

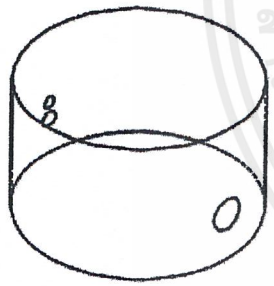
ITEM NO.	PART NUMBER	DESCRIPTION	QTY.
1	outter 1		1
2	outter 2		1
3	outter 3		1
4	lip		2

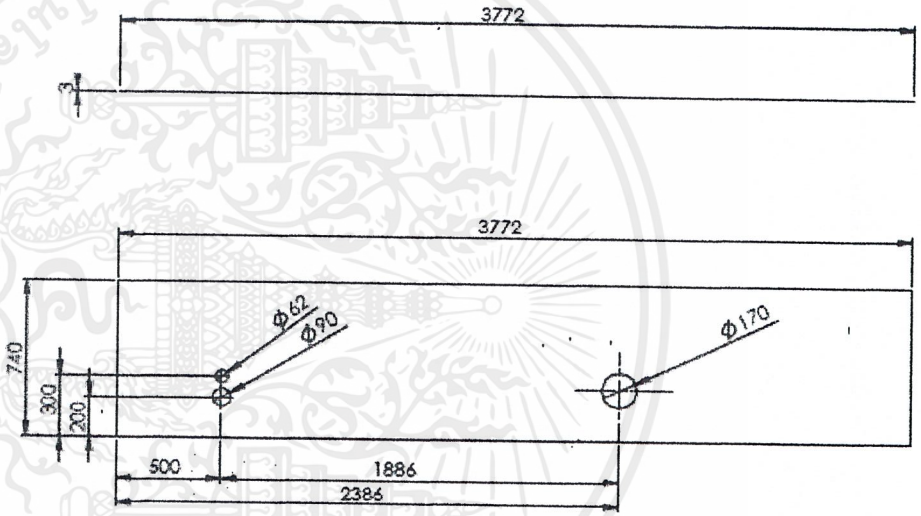


Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:100	unit Reactor	outer tank

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

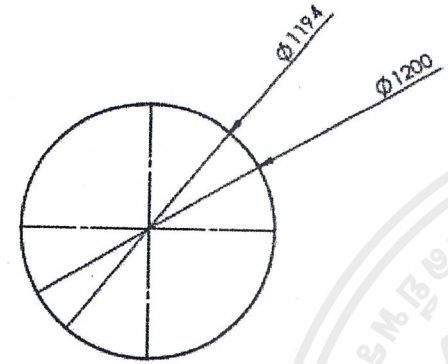


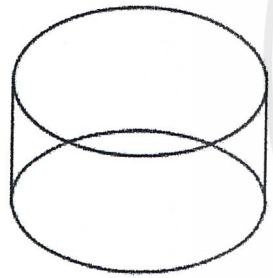


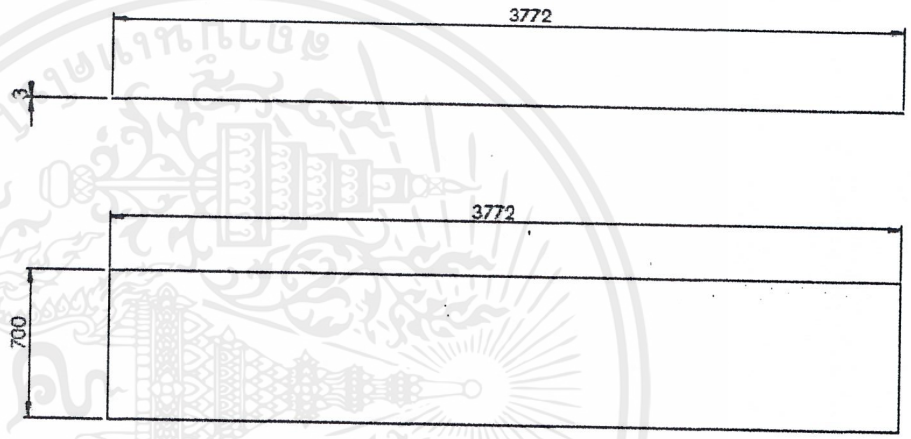


Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:20	unit Reactor	outer 1

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

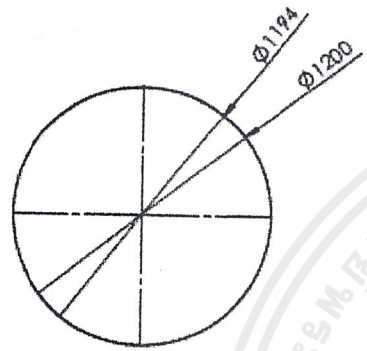


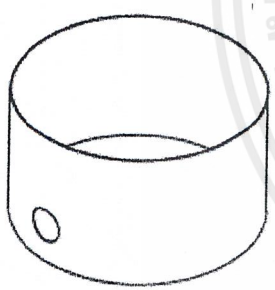


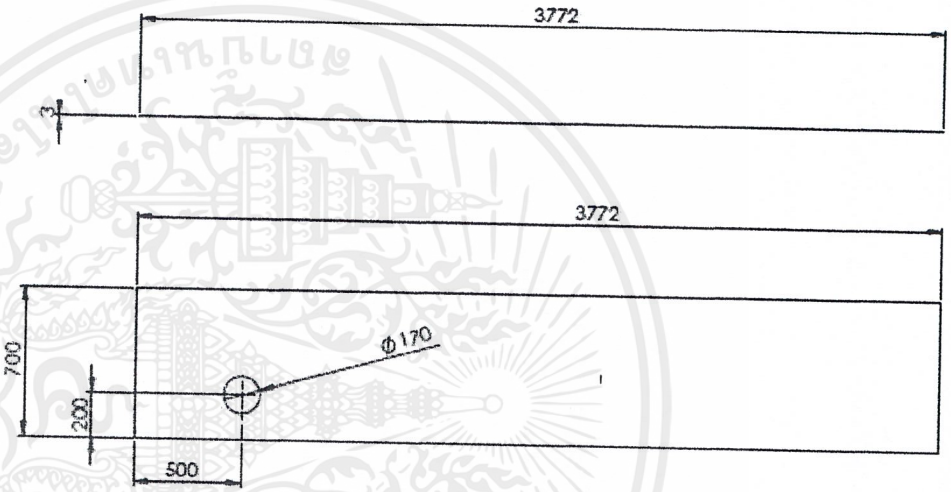


Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:1:100	unit Reactor	outer 2

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

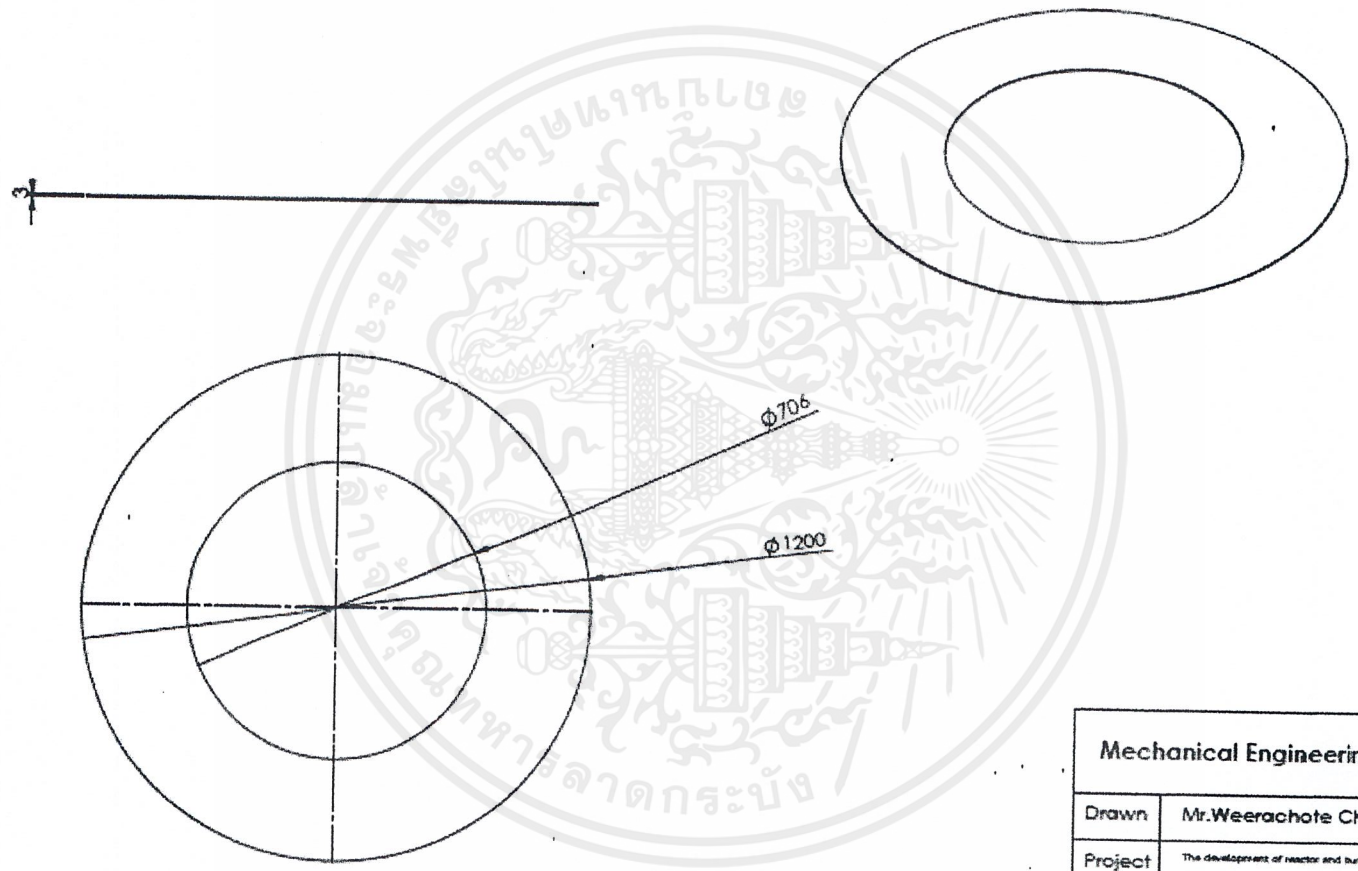






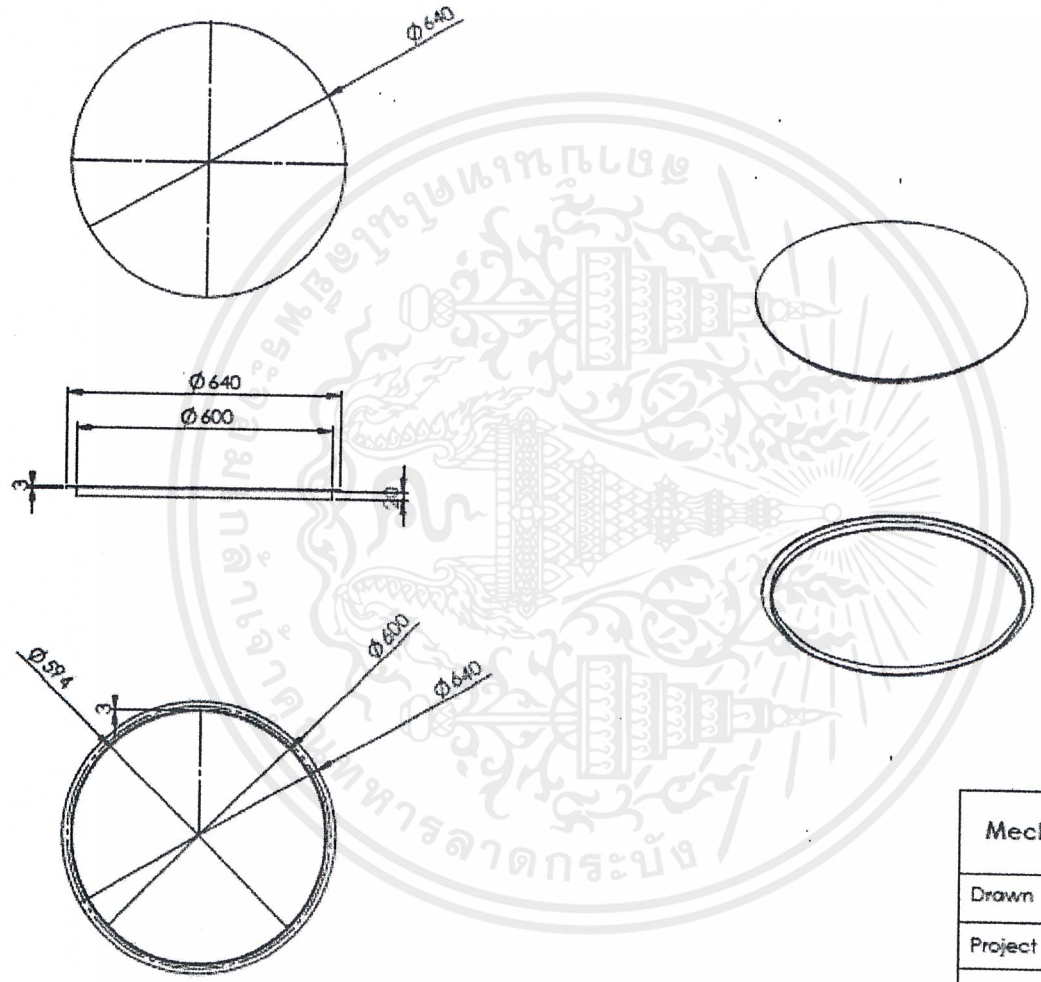
Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part outer 3
SCALE:1:20	unit Reactor	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



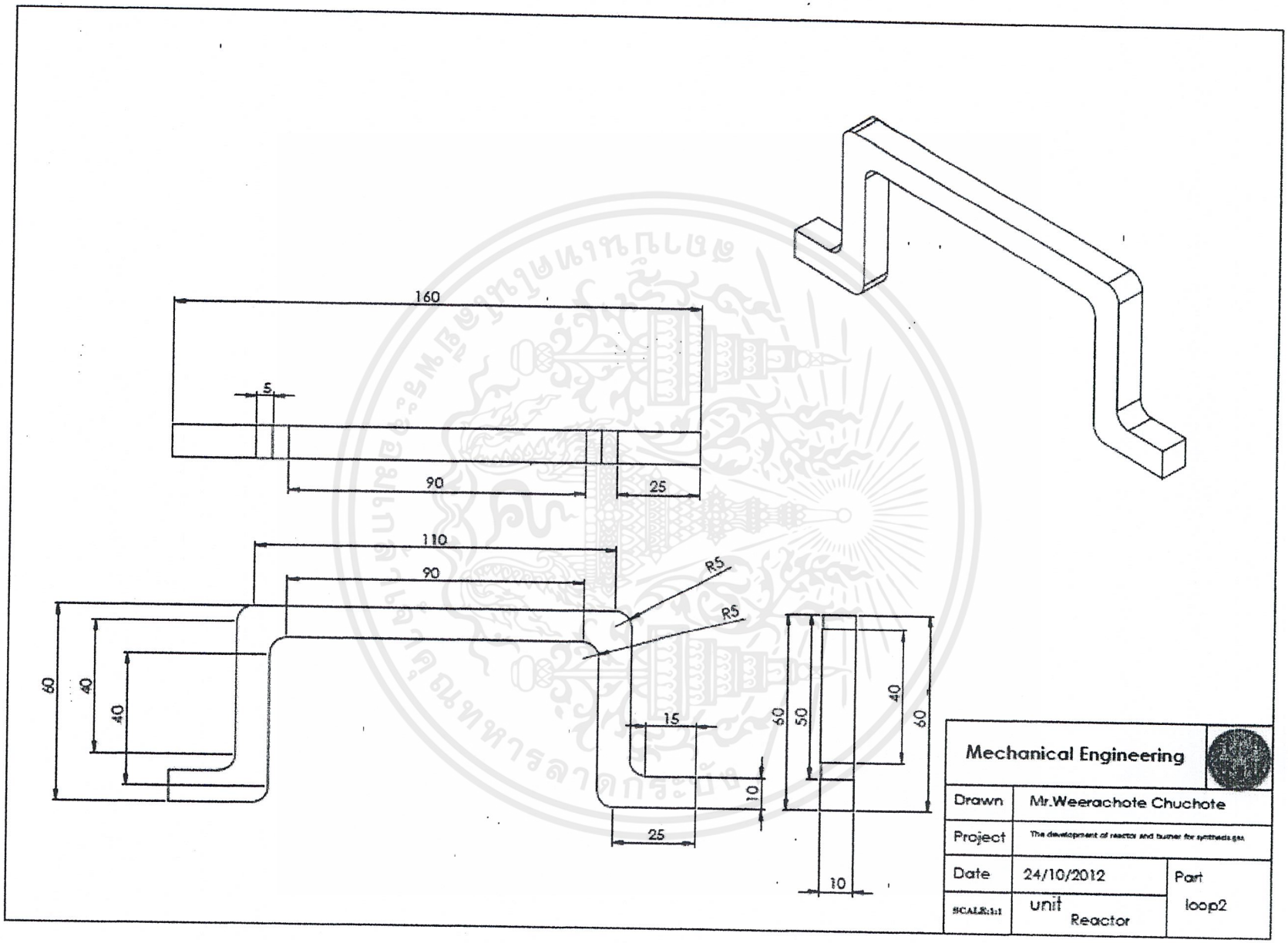
Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:10	unit Reactor	lip

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



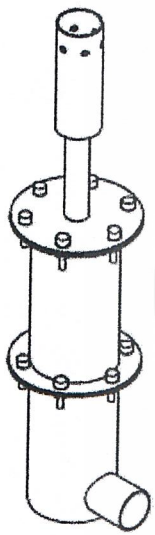
Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part cover lip
SCALE:1:10	unit Reactor	

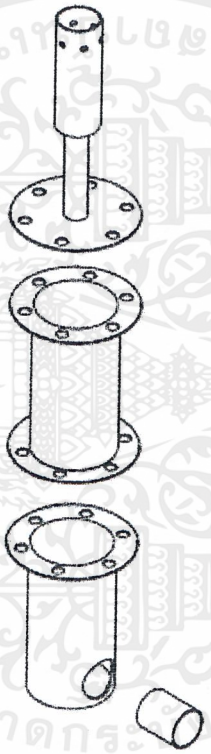
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้
ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลตะวันออก ตราบเท่าที่ยังไม่ได้รับอนุญาตเป็นลายลักษณ์อักษร ห้ามมิให้ทำซ้ำ ดัดแปลง เผยแพร่ หรือกระทำการใดๆ ในลักษณะเดียวกันนี้ ไม่ว่าส่วนหนึ่งส่วนใดของเอกสารนี้ ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น



Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part loop2
SCALE:1:1	unit Reactor	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้





Mechanical Engineering		
Drawn	Mr.Weerachote Chuchote	
Project	The development of reactor and burner for synthesis gas	
Date	24/10/2012	Part
SCALE:1:10	unit Reactor	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ค

งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Overview and Experiences of Biomass Fluidized Bed Gasification in Thailand

S. Pipatmanomai[1,2,*]

[1]The Joint Graduate School of Energy and Environment, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand
[2]Center for Energy Technology and Environment, Ministry of Education, Thailand
*Corresponding Author: suneerat@jgsee.kmutt.ac.th

Abstract: This paper presents an overview and experiences of implementation and research studies of biomass gasification in Thailand. An overview of biomass utilisation and status of biomass conversion technologies especially power generation via gasification route is described. Then, the research experiences in biomass fluidized bed gasification studies at JGSEE are reviewed and discussed, which include the investigation of synthesis gas potential in terms of both technical and economic aspects, co-gasification of high-moisture biomass with other fuel wastes, and the investigation of tar formation in bubbling fluidized bed gasifier. The future research activities will focus on the development of an efficient and affordable tar reduction process.

Keywords: Biomass; Gasification; Fluidized Bed; Power Generation; Tar.

1. Overview and status of biomass gasification in Thailand

As an agricultural country, Thailand produces considerable amount of biomass each year. Most of biomass has been utilized for energy purpose, mainly by direct combustion (which converts solid biomass into heat). However, gasification, which converts solid biomass into fuel gas containing CO and H_2 or so-called synthesis gas, has been considered as a promising alternative owing to a number of advantages. Flexible applications of the synthesis gas can be realized including the oil boilers, gas boilers, or cement kilns, etc., with no or minor modification of the burner. When utilizing the gasification-derived hot synthesis gas as fuel for heat, it can be readily used without prior extensive treatment and its sensible heat can also be beneficial. Apart from gasification for heat production, biomass gasification for electricity or combined heat and electricity production especially at small scales has drawn great attention as a more efficient and economical option compared to via conventional combustion steam cycle [1].

There are a number of gasification system installations for power generation in Thailand, most of which were imported. Some applied for the governmental promoted VSPP (Very Small Power Producer) scheme but some simply produce power for their own consumption. The latter often are the owner of biomass fuels, e.g. rice mill owners. The fluidized bed type, all imported from China, has a capacity ranging from a few hundreds kWe to 1 MWe; while the fixed bed downdraft type imported from India and Japan covers only a small capacity range of a few hundreds kWe.

Although successful industrial applications of biomass gasification for heat production have been realized in Thailand despite a limited references, continuous operation of gasification systems for power generation to ensure technical stability and long term economic feasibility have not been fully achieved so far. One of the main barriers is the removal of tar present in the product gas. Above the acceptable limit of tar content in the synthesis gas entering the internal combustion engine, tar condensation can clog and damage engine parts. Therefore, a better understanding of the biomass gasification and tar formation is highly necessary for the improvement of the gasification process and the development of an efficient and affordable tar reduction process.

2. Biomass fluidized bed gasification studies: Experiences at JGSEE

The study of coal and biomass thermal conversion in fluidized bed reactors is among the most active research studies at JGSEE. The research team led by the author has been carrying out intensive combustion and gasification during the past several years. The in-house bubbling fluidized bed (BFB) and circulating fluidized bed (CFB) facilities were developed and are located at the JGSEE's pilot plant at the KMUTT's Bangkhuntien Campus. While the preliminary study in CFB facility has focused on combustion of lignite and low grade coals; BFB facility has been dedicated to biomass gasification studies. The main biomass feedstock used is rubber woodchip, which is generated from wood processing manufactures and originated mainly in the south of Thailand where rubber trees are planted for latex production. The rubber woodchip is one of the highest potential biomass resources in Thailand [2].

2.1 The 100 kWth bubbling fluidized bed gasification system

The bubbling fluidized bed gasifier used as the main facility for biomass gasification studies has a rated thermal capacity of about 100 kW and operates with air as a gasifying agent at atmospheric pressure. Its detailed description and operating procedure has been published previously [3-4]. The schematic diagram of the gasifier is shown in Figure 1. The reactor was lined with refractory having an internal diameter of 300 mm and 2500 mm in height from the air distributor level. The air distributor was designed to be of nozzle-type to promote the re-circulation of gas and solid in the bed zone as well as to prevent the bed aggregation. The biomass feeding system locates at 500 mm above the air distributor. Silica sand having an average particle size of 352 μm was used as the inert bed material.

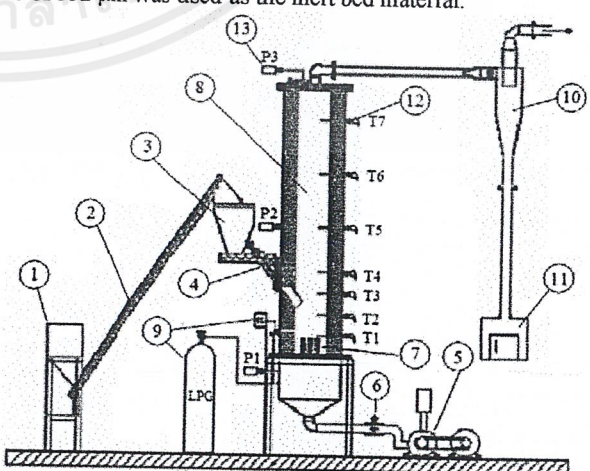


Figure 1. Bubbling fluidized bed gasification system: (1) Ground hopper; (2) Screw conveyor; (3) Upper hopper; (4) Injection screw; (5) Force draft fan; (6) Air flow meter; (7) Air distributor plate; (8) Fluidized bed reactor; (9) Preheating system; (10) Dust cyclone; (11) Ash container; (12) Thermocouples (T1-T7); (13) Pressure transducers (P1-P3).

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Copyright @ 2011 By Journal of Sustainable Energy and Environment

Seven K-type thermocouple probes were installed to continuously monitor the temperature variation along the height of gasifier. Three were located below and within the bed zone, and four along the freeboard. Three pressure transducers were installed immediately below the air distributor, 1250 mm above the air distributor and at the top of the gasifier. Besides the purpose of determining the minimum fluidization velocity, pressure inside the gasifier was also monitored to keep at slightly negative level to avoid any gas leakages. The positions of thermocouples and pressure transducers are also indicated in Figure 1.

2.2 Potential production of synthesis gas: Technical and Economic analysis

Kaewluan and Pipatmanomai [3] investigated the potential of synthesis gas production from rubber wood chip gasification and its subsequent utilization. The parametric study was carried out to investigate the effect of air to fuel ratio or represented as equivalence ratio (ER) on the synthesis gas yield and properties as well as the gasification efficiency. The mass and energy distribution in the gasification process was conducted to determine the work availability for heat and electricity production as well as the possible energy loss recovery. The economic aspect of using the synthesis gas to replace fossil fuels for heat and electricity production cases was also considered.

The analysis of rubber wood chip is given in Table 1. Experimental results have clearly exhibited a strong influence of ER on gasification temperature and its products. As shown in Figure 2, increasing ER from 0.32 to 0.43, the bed temperature increased from about 750°C by about 100°C. This higher temperature is thought to promote the degree of carbon conversion, hence lower fly ash yield and higher carbon conversion efficiency at higher ER. The optimal operation was achieved at ER = 0.38, with which the obtained gas heating value and gas yield were found to be 4.94 MJ/Nm^3 of dry synthesis gas, 2.33 Nm^3 dry synthesis gas / kg of dry biomass, respectively. The resulting gasification efficiencies at various ER are presented in Figure 3. At the optimum ER, the hot efficiency (i.e. hot gas would be directly used) was 80.2%; while the cold efficiency was reduced to 64.1% (i.e. synthesis gas would be used at room temperature, e.g. for engine application) due to a significant loss of sensible heat. Fly ash and tar had very high heating values (i.e. ~13 MJ/kg and ~ 39 MJ/kg, respectively) and therefore are considered sufficient for energy recovery; however, implementation needs to be further investigated for its economical viability.

Table 1. Analyses of rubber wood chip.

Moisture content (% wt., wet basis)	8.5
Higher heating value (kJ/kg, dry basis)	17057
Proximate analysis (% wt., dry basis)	
Volatile matter	88.9
Fixed carbon	10.0
Ash	1.1
Ultimate analysis (% wt, dry-ash-free basis)	
C	46.4
H	5.7
N	0.2
S	0.0
O	47.7

As a result of the mass and energy balance, the energy distribution in the gasification process is presented in Figure 4. Around 65% of the chemical energy in biomass was converted into the chemical energy in dry gas. The majority of energy loss from the process was the energy lost through moisture containing in the gas stream and the unaccounted losses mainly to surrounding by radiation – together accounting for about 25% of the total output energy. The sensible energy of around 10% could be lost if the product gas is not utilized at the gasifier exit temperature.

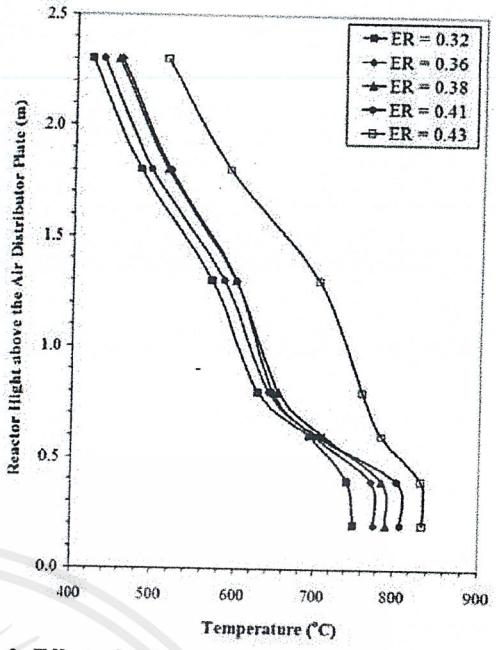


Figure 2. Effect of ER on temperature distribution along the height of gasifier.

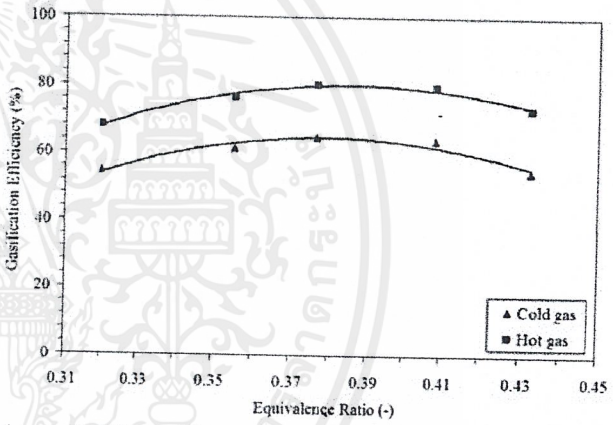


Figure 3. Effect of ER on gasification efficiencies [Cold gas: 300 K; Hot gas: 700 K].

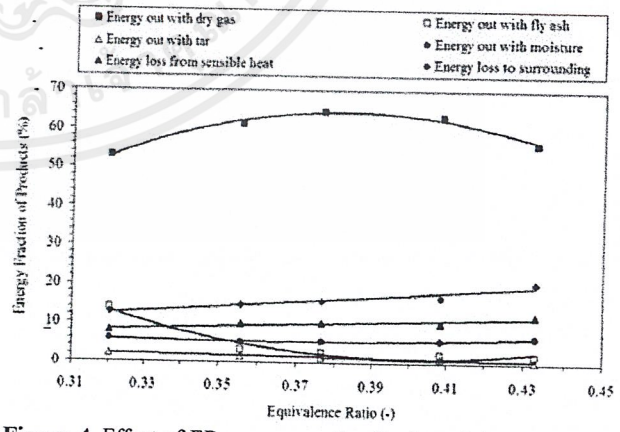


Figure 4. Effect of ER on energy distribution of the gasification process.

Considering the economic aspect of the synthesis gas utilization to replace fossil fuels for heat applications, the annual saving of fuel cost was estimated to be about 70% and 50% in the case of heavy fuel oil and natural gas, respectively, which is economically attractive. However, the case of electricity production does not seem a preferable option and that is due to its current

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของผลงานทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Copyright @ 2011 By Journal of Sustainable Energy and Environment

technical and non-technical barriers including the low overall efficiency, the high operation and maintenance cost due to excessive tar contamination and the low electricity price in Thailand, which makes energy from biomass less competitive to fossil energy.

2.3 Co-gasification of high-moisture biomass with other fuel wastes

Rubber woodchip is one of the typical high-moisture biomass. The freshly-cut woodchip has the moisture content in the range of 30 to 50%, which is too high even for fluidized bed gasifiers [5-6]. The increase in the moisture content was found to consistently reduce both bed and freeboard temperature. This temperature drop consequently yielded a negative effect on the equilibrium of further gasification reactions, and hence the quality of synthesis gas [7]. Therefore, pre-treatment (typically pre-drying) to reduce the moisture content in biomass is necessary to meet the acceptable level for gasification operation. Alternatively, the high moisture woodchip may be mixed with other materials of equal or better quality and of lower moisture content.

Kaewluan and Pipatmanomai [7] investigated the gasification of mixtures between high moisture rubber woodchip with 27% moisture content (RW) and rubber waste (SR). The analyses for elemental composition, ash and moisture content and heating value of the individual materials and mixtures are shown in Table 2. Only the experimental results at ER = 0.38, the condition at which a good compromise of product gas quality and carbon conversion efficiency was achieved, were reported here. Table 3 presents the experimental results in the case of mixture with 20% SR addition in rubber woodchip (Mixed-20) in comparison with the case of pre-dried rubber woodchip to have 18.1% and 9.5% moisture content. Using Mixed-20, the bed temperature was found to increase by about 70°C from around 700°C observed for the case of 27% moisture content with no SR addition. This is more effective even when compared to the case of pre-dried biomass (i.e. 9.5% moisture content). The increased average bed temperature by the increase of SR addition is thought to be the most important factor promoting the forward Boudouard reaction, due to which CO increased while CO_2 decreased. Due to the resulting higher gasification temperature obtained from gasification with SR addition, it is possible to operate gasification at lower ER compared to the case without SR addition leading to the higher CO/CO_2 production ratio.

The performance and products in the case of co-gasification were significantly improved compared to the case of gasification using the high moisture woodchip alone and almost t for the tar contamination in the synthesis gas. This implies the direct usability of high moisture rubber woodchip by adding shredded rubber waste without the need of pre-drying and moreover an improvement of the gasification performance and products.

Similar approach has also been applied to co-gasification of high-moisture rubber woodchip with plastic waste as reported in the study by Chobthiangtham and Pipatmanomai [8]. The added plastic waste was also found to increase the production of CO and H_2 and hence the increased heating value of the produced synthesis gas.

Table 2. Analyses of the high moisture rubber woodchip (RW) and shredded rubber waste (SR) mixtures at various ratios.

Sample	Mixed-0 (100 % RW)	Mixed-10	Mixed-20	Mixed-100 (100 % SR)
Composition (% wt, wet basis)				
C	33.5	37.9	42.4	78.1
H	4.2	4.6	5.0	8.4
O	34.4	31.4	28.3	3.7
N	0.1	0.1	0.2	0.3
S	0.0	0.4	0.7	3.7
Ash	0.8	1.2	1.6	4.8
Moisture	27.0	24.4	21.8	1.0
Higher heating value (MJ/kg)	13.0	15.4	17.8	37.1

Table 3. Comparison of the gasification performance and products from co-gasification of rubber wood chip with 20% SR addition (Mixed-20) with gasification of low and medium moisture rubber wood chip at ER = 0.38.

Experimental results	Mixed-20	Medium moisture rubber woodchip	Low moisture rubber woodchip
Moisture content (%)	22.2	18.1	9.5
Average bed temperature (°C)	773	730	761
Average freeboard temperature (°C)	607	621	624
HHV of synthesis gas (MJ/Nm^3)	4.49	4.34	4.71
Gas yield (Nm^3/kg of dry biomass)	2.65	2.02	2.08
Tar yield (g/Nm^3 of dry gas)	8.5	9.1	4.1
Carbon conversion efficiency (%)	88.4	83.2	86.4
Coal gasification efficiency (%)	66.8	49.1	55.0

2.4 Preliminary investigation of tar formation

Although biomass gasification for power generation has been developed and studied for decades, a wide implementation still cannot be realized. One of the main barriers is the removal of tar present in the product gas. Above the acceptable limit of tar content in the synthesis gas entering the internal combustion engine, tar condensation can clog and damage engine parts.

Many researchers have conducted studies of tar removal by, e.g. catalytic bed materials [9-13], catalytic reforming [14-18], thermal cracking [19-20], etc. However, the tar problems are still a major challenge in the research field of biomass gasification considering both technical and economical aspects. Therefore, a better understanding of the tar formation mechanism would be helpful for investigating the solution of tar reduction in gasification processes.

Here, the formation of tar in a bubbling fluidized bed gasifier using rubber woodchip as fuel was intensively investigated. The tar collection unit used in this study for the gravimetric tar measurement and further composition analysis was modified from the original system developed by Neeft et al. [21] and is schematically shown in Figure 5. A stream of product gas was drawn from the gasifier at a controlled volumetric flow rate and passed through a series of 6 impinger bottles. Each bottle was filled with approximately 125 ml of iso-propanol, the solvent considered the most suitable to capture fluidized-bed generated tars [21]. The first three impinger bottles were placed in a salted ice bath to keep the temperature around 5°C, while the other three were placed in a dry ice bath to lower the temperature to around -20°C to ensure that the tar and moisture would be completely removed from the gas stream. The product gas after tar removal was subject to composition analysis by a combination of online infrared analyzer and micro gas chromatography.

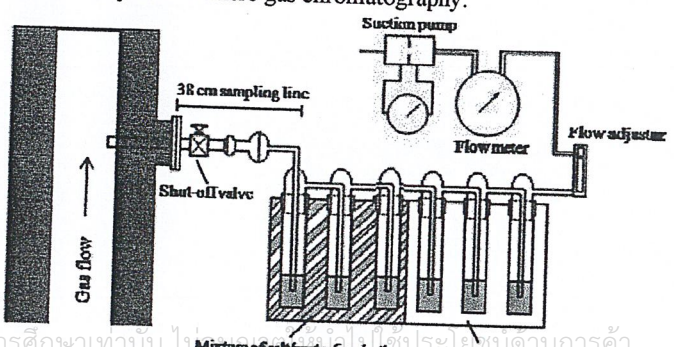


Figure 5. Schematic diagram of the tar collection unit.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

The experiment was conducted at ER = 0.32, which yielded the average bed temperature at 810°C (±10°C). The product gas was sampled at 5 positions as shown in Figure 6, which result in the gas residence time from 2.5 s (at PS1) to 15.6 s (after the cyclone).

The gravimetric tar yields determined from different positions of sampling are plotted against the residence time in Figure 7. The tar concentration increased from 4.5 to 10.5 g/Nm^3 when increasing the residence time from 2.5 to 9.8 s. This suggests the formation of tar (probably both primary and secondary tar) due to a longer exposure at high temperature inside the gasifier. At the position after the cyclone, the tar concentration slightly decreased, probably due to the partial capture by cyclone.

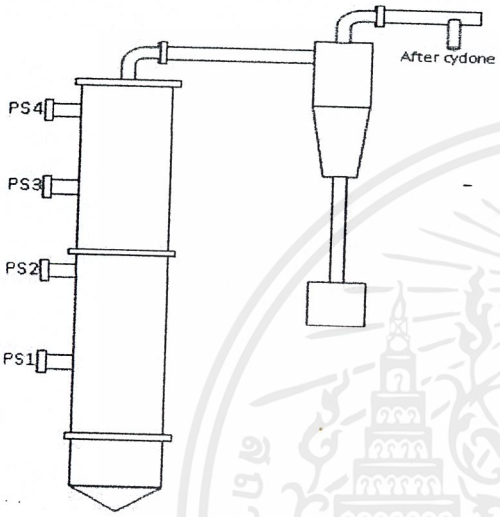


Figure 6. Positions of gas sampling port along the gasifier height and after cyclone.

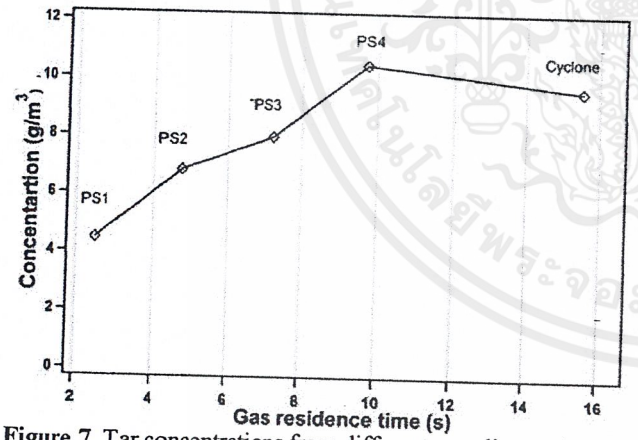


Figure 7. Tar concentrations from different sampling positions.

The occurrence of reactions of tar was investigated by further analyses of tar molecular weight distribution by gel permeation chromatography (GPC) as shown in Figure 8. Three resolved peaks centered at 100-150 amu, 240-280 amu and 350-380 amu could be observed for the four samples collected along the gasifier, while the middle peak disappeared for the sample collected after the cyclone. From the relative intensities, the first peak representing smaller molecular mass materials tends to increase as the residence time was extended, while the other two peaks representing larger molecular mass materials tend to decrease. The relative ratio between small to large molecular mass material generally increases, which is an indication of tar decomposition due to cracking, steam and dry reforming reactions to form smaller compounds. However, the increased ratio between the third and the second peak as the residence time is extended to 9.8 s strongly suggests that the growth of aromatic ring (PAH) in the tar structure.

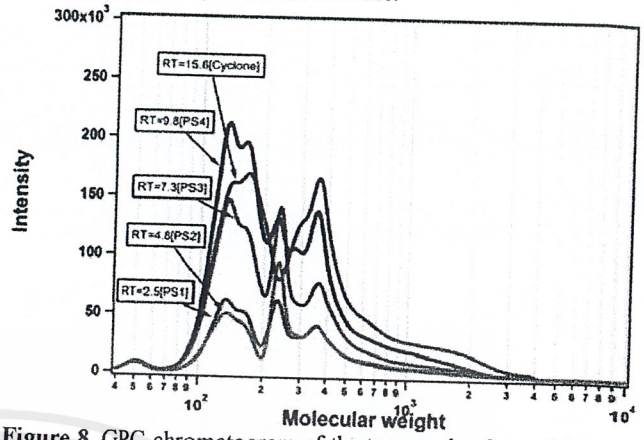


Figure 8. GPC chromatogram of the tar samples from different sampling positions.

The compositions of gas sampled at different positions with the corresponding gas residence times are illustrated in Figure 9. At all sampling positions, the main gas components were N_2 (not shown here), CO and CO_2, with smaller but significant amounts of CH_4, H_2 and light hydrocarbon gases (C_2H_n). The increased concentrations of CO and H_2 at longer residence time may be attributed to the tar reforming reactions and thermal cracking. H_2 is also a good indicator when converting the primary and/or secondary tar into PAH compounds [22]. C_2H_n initially increased but later decreased at extended residence time.

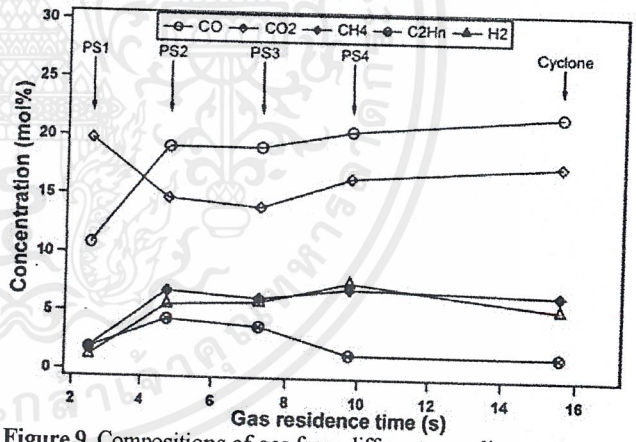


Figure 9. Compositions of gas from different sampling positions.

3. Summary discussion and the way forwards

The results have shown that, converting biomass into synthesis gas having the heating value of ~5 MJ/Nm^3, the cold gasification efficiency was observed to be around 65%. The majority of the energy loss, or one-third of the input energy in biomass, was the loss through surrounding (mainly radiation) and sensible heat in the product gas. Utilizing the sensible heat is a viable option to increase the overall system efficiency, if not the gasification efficiency. Recovered sensible heat may be used to preheat the gasifying air or dry the biomass fuels prior to feeding into the gasifier.

The tar concentration in the product gas was found at ~10 g/m^3, which is within a typical range for bubbling fluidized bed gasifier [23]. This level is far too high for the gas being used in internal combustion engines. Increasing ER evidently minimized tar concentration in the product gas; however, only partial reduction can be achieved. Moreover, the negative effect of ER on the product gas quality also needs to be considered.

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Copyright @ 2011 By Journal of Sustainable Energy and Environment

Therefore, additional tar removal process which preferably converts tar into more useful gas products such as the use of catalytic bed materials or post-gasification catalytic tar reformer should be developed. Such catalysts must satisfy the following criteria: efficiency of tar elimination; mechanical strength (especially for bed materials); deactivation and coke deposition; cost. Many types of bed materials were used as alternative to silica sand, including dolomite [9,24], olivine [10-11], char [12-13], etc. Olivine seems to have high potential over dolomite for in-bed material due to its attrition resistance and containing iron oxides. Moreover, the removal of heavy tars by dolomite was difficult. The tar catalytic cracking effect by char is also worth further investigation. Post-gasification catalytic tar reforming may also be equipped in case that the tar concentration in the product is still above the level acceptable in gas engines/turbines. High surface area iron oxide catalyst is a promising option owing to its high resistance to coke formation as well as relatively low cost (in addition to its high tar cracking efficiency) [18], as compared to other high tar cracking efficiency catalysts such as nickel based catalysts [14-15].

Acknowledgements

The author would like to thank the National Metal and Materials Technology Center (MTEC) and the National Research University Project of Thailand's Office of the Higher Education Commission for the financial support. The preliminary fluidized bed experiments and tar analyses carried out by Kaweewong Wongayara is highly appreciated.

References

[1] Babu SP, *IEA Bioenergy Agreement Task 33*: Thermal gasification of biomass, Work Shop No. 1: Perspectives on Biomass Gasification (2006).

[2] Krukanont P, Prasertsan S, Geographical distribution of biomass and potential sites of rubber wood fired power plants in Southern Thailand, *Biomass Bioenergy* 26 (2004) 47-59.

[3] Kaewluan S, Pipatmanomai S, Potential of Synthesis Gas Production from Rubber Wood Chip Gasification in a Bubbling Fluidised Bed Gasifier, *Energy Conversion and Management* 52 (2011) 75-84.

[4] Kaewluan S, *The study of factors affecting biomass gasification in bubbling fluidized bed reactors* (2010) PhD thesis, The Joint Graduate School of Energy and Environment, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.

[5] Hughes WEM, Larson ED, Effect of Fuel Moisture Content on Biomass-IGCC Performance, *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* 120 (1998) 455-459.

[6] Cummer KR, Brown RC, Ancillary equipment for biomass gasification, *Biomass and Bioenergy* 23 (2002) 113-128.

[7] Kaewluan S, Pipatmanomai S, Gasification of High Moisture Rubber Woodchip with Rubber Waste in a Bubbling Fluidized Bed. *Fuel Processing Technology* 92 (2011) 671-677.

[8] Chobthiangtham P, Pipatmanomai S, Co-Gasification of Biomass and Plastic Waste in a Bubbling Fluidized Bed Gasifier, *Proceedings, World Renewable Energy Congress 2009 – Asia and The 3rd International Conference on "Sustainable Energy and Environment (SEE 2009)"*, 19-22 May 2009, Bangkok, Thailand

[9] Gil J, Caballero MA, Biomass gasification with air in fluidized bed: effect of in-bed use of dolomite under different operation conditions, *Ind Eng Chem Res* 138 (1999) 4226-4235.

[10] Devi L, Ptasinski KJ, Janssen FJJG, Van Paasen SVB, Catalytic decomposition of biomass tars: use of dolomite and untreated olivine, *Renewable Energy* 30 (2005) 565-587.

[11] Devi L, Ptasinski KJ, Janssen FJJG, Pretreated olivine as tar removal catalyst for biomass gasifiers: investigation using naphthalene as model biomass tar, *Fuel Processing Technology* 86 (2005) 707-730.

[12] El-Rub ZA, *Biomass char as in-situ catalyst for tar removal in gasification systems* (2008) PhD thesis, University of Twente, The Netherlands.

[13] Neubauer Y, Behrendt F, Gasification of wood in a fluidized bed of char – influence of feed conditions on the tar content in the product gas, *Proceedings, 17th European biomass conference and exhibition* (2009) Hamburg, Germany

[14] Simell P, Kurkela E, Stahlberg P, Hepola J, Catalytic hot gas cleaning of gasification gas, *Catal Today* 27 (1996) 55-62.

[15] Zhang T, Amiridis MD, Hydrogen production via the direct cracking of methane over silica-supported nickel catalysts, *Appl Catal A: Gen* 167 (1998) 161-172.

[16] Wang TJ, Chang J, Wu CZ, Fu Y, Chen Y, The steam reforming of naphthalene over a nickel–dolomite cracking catalyst, *Biomass Bioenerg* 28 (2005) 508–514.

[17] Srinakruang J, Sato K, Vitidsant T, Fujimoto K, A highly efficient catalyst for tar gasification with steam, *Catal Commun* 6 (2005) 437-440.

[18] Uddin A, Tsuda H, Wu S, Sasaoka E, Catalytic decomposition of biomass tars with iron oxide catalysts, *Fuel* 87 (2008) 451-459.

[19] Brandt P, Henriksen U, Decomposition of tar in gas from updraft gasifier by thermal cracking, *Proceedings, The first world conference on biomass for energy and industry* (2000).

[20] Paasen SVB, Tar formation in fluidized-bed gasification-impact of gasifier operating conditions, *Proceedings, The 2nd world conference and technology exhibition on biomass for energy, industry and climate protection* (2004).

[21] Neeft JPA, Knoef HAM, Zielke U, Sjostrom K, Guideline for sampling and analysis of tar and particles in biomass producer gases (1998) European Commission.

[22] Morf P, Hasler P, Nussbaumer T, Mechanisms and kinetics of homogeneous secondary reactions of tar from continuous pyrolysis of wood chips, *Fuel* 81 (2002) 843-853.

[23] Han J, Kim H, The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview, Renewable and Sustainable Energy Reviews 12 (2008) 397-416.

[24] RapagnVa S, Jand N, Foscolo PU, Catalytic gasification of biomass to produce hydrogen rich gas, *Int J Hydrogen Energ* 23 (1998) 551-557.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ME-NETT23
The 23rd Conference of the Mechanical Engineering Network of Thailand

ETM-016119

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 23
4 – 7 พฤศจิกายน 2552 จังหวัดเชียงใหม่

อิทธิพลรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนที่ส่งผลต่อสมรรถนะหัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้ว

Effect of Porous Media Geometry on Performance of Used Vegetable Oil Porous Burner

เกษมศิลป์ อ่อนทอง[1,*], ทวี เทศเจริญ[2] และจารุวัตร เจริญสุข[3]

[1,2,3] ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ถนนฉลองกรุง เขตลาดกระบัง กรุงเทพมหานคร 10520 * ติดต่อ: โทรศัพท์: 085-0605475
Email: kasemsil_27@hotmail.com[1,*], ktthavee@kmitl.ac.th[2], kcjarruw@kmitl.ac.th[3]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการออกแบบและพัฒนาหัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้วโดยได้ทำการศึกษาอิทธิพลของรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนที่ส่งผลต่อสมรรถนะและลักษณะของเปลวไฟที่เกิดขึ้นของหัวเผาน้ำมันพืชใช้แล้ว ซึ่งในการทดสอบได้ทำการปรับเปลี่ยนรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุน 3 ลักษณะ คือ รูปทรงกลมตันขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 cm รูปทรงสี่เหลี่ยมจัตุรัสขนาด 2 cm^3 และรูปทรงสามเหลี่ยมพีรามิดที่มีขนาดความยาวของแต่ละด้านเท่ากับ 2 cm โดยค่าความพรุนมีค่าอยู่ในช่วง 45- 54% ตามลำดับ โดยทำการปรับอัตราการไหลของน้ำมันพืชใช้แล้วอยู่ในช่วง 0.03-0.07 kg/min และคงที่อัตราการไหลของน้ำที่ใช้ในการสร้างไอน้ำเท่ากับ 0.25 kg/min จากการทดสอบพบว่ารูปทรงของวัสดุ สร้างความ พรุนส่งผลต่อสมรรถนะการเผาไหม้ของหัวเผา โดยเมื่อทำการเผาไหม้ด้วยวัสดุสร้างความ พรุนทรงสามเหลี่ยมพีรามิด ซึ่งมีค่าความพรุนมากที่สุด ที่อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.03 kg/min ส่งผลให้เกิดการเผาไหม้ดีที่สุด เปลวไฟลุกไหม้ได้เต็มพื้นที่หน้าตัดของหัวเผา มีปริมาณเขม่าและก๊าซไอเสียต่ำ โดยมีค่า CO เท่ากับ 300 ppm ที่มาตรฐาน O_2 6% ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าเท่ากับ 28% และ 99.5% ตามลำดับ ผลวิจัยนี้ชี้ให้เห็นถึงความสัมพันธ์ระหว่างรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนกับสมรรถนะและลักษณะเปลวไฟของหัวเผากล่าวคือ เมื่อของผสมระหว่างอากาศและเชื้อเพลิงไหลผ่านวัสดุสร้างความ พรุนทรงสามเหลี่ยมพีรามิด จะมีโอกาสเกิดความปั่นป่วนย่อย ๆในช่องว่างระหว่างเม็ดวัสดุได้มากกว่าวัสดุสร้างความ พรุนรูปทรงอื่น ๆ อีกทั้งด้วยค่าความพรุนที่มีค่ามากกว่าวัสดุพรุนรูปทรงอื่นๆ จึงทำให้ปริมาตรช่องว่างระหว่างวัสดุ สร้างความ พรุนที่อยู่ในหัวเผามีค่ามากขึ้น ส่งผลให้อัตราการคลุกเคล้า (Mixing rate) กันระหว่างอากาศกับเชื้อเพลิงดีขึ้น เป็นสาเหตุให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์

คำหลัก: หัวเผาน้ำมันพืชใช้แล้ว/น้ำมันพืชใช้แล้ว/รูปทรงของวัสดุสร้างความพรุน /ค่าความพรุน

Abstract

The performance of used vegetable oil porous burner developed under different media shape is investigated. Three different media geometries having 1) 2-cm. spherical shape 2) 2-cm. cube with cut-away hole and 3) 2-cm tetrahedral pyramid with cut-away hole, making up the porosity between 45 to 54 percent, are used. The used vegetable oil is fed at the rate of 0.03 to 0.07 kg/min. Steam is also used for

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

atomization, but maintained at the rate of 0.25 kg/min. It is found that the media geometry significantly affect the performance of the burner. With 2-mm tetrahedral pyramid, giving the highest porosity among others, at the oil flow rate of 0.03 kg/min., the burner yields the best performance. The luminous flame is observed across the exit plane of the burner, giving relatively lower CO concentration at 300 ppm, at standard 6% of O2. At this condition the thermal efficiency and the combustion efficiency are 28% and 98% respectively. The finding suggests the relationship between the media shape and the performance of the burner as when the flow passes the edge of the pyramid, it creates small eddies with relatively larger in numbers than the other two types of solid media. Additionally, greater porosity would bring about more rooms for mixture of incoming reactant to rapidly mix with the hot product. In general, the mixing rate between the air and fuel is promoted and therefore contribute to a better combustion process.

Keywords: Used vegetable oil burner/ Used vegetable oil/Porous media Shape/ Porosity

1. บทนำ

จากการสังเกตพบว่าตั้งแต่อดีตถึงปัจจุบันมีการใช้เชื้อเพลิงแข็ง เชื้อเพลิงเหลว และก๊าซมากขึ้น แต่ในทางตรงกันข้ามทรัพยากรกลับลดน้อยลง ซึ่งส่งผลต่อผู้บริโภคที่จะต้องแบกรับราคาที่สูงขึ้น จึงได้มีความพยายามที่จะนำเอาพลังงานทดแทนในรูปแบบต่างมาใช้ โดยจากการสังเกตเห็นถึงปริมาณน้ำมันที่เหลือใช้จากการประกอบอาหาร เช่น น้ำมันที่เหลือจากการทอด ปลาท่องโก๋ หรือการทอดไก่ ในปริมาณมากๆ ในแต่ละวัน จะมีน้ำมันที่เหลือใช้ในแต่ละครั้งจำนวนมาก ซึ่งในปัจจุบันประเทศไทยมีน้ำมันที่เหลือจากการใช้นั้น มีทั้งหมดปีละประมาณ 74.5 ล้านลิตร โดยมาจากกลุ่มครัวเรือน 47.2 ล้านลิตร (63.4 %) รองลงมาได้แก่ กลุ่มสถานประกอบการ 22.5 ล้านลิตร (30.3 %) โรงงานอุตสาหกรรม 3.4 ล้านลิตร (4.6 %) และผู้จำหน่ายของทอดในตลาด 1.3 ล้านลิตรต่อปี (1.7 %) [5] ทั้งนี้น้ำมันที่เหลือใช้เหล่านี้จะถูกขายต่อในราคาที่ถูกโดยผู้ซื้อจะนำไปทำเป็นอาหารสัตว์ หรือนำไปผ่านกระบวนการเพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ สิ่งต่างๆเหล่านี้ล้วนแต่เป็นอันตรายต่อผู้บริโภคทั้งสิ้นไม่ว่าจะเป็นทางตรงหรือทางอ้อม และอีกประเด็นที่สำคัญ คือ ปัจจุบันเป็นยุคที่ราคาค่าครองชีพนั้นสูงขึ้นทุกวัน ดังนั้นผู้วิจัยจึงมีแนวคิดที่จะช่วยลดต้นทุนในการใช้ทรัพยากรและประหยัดค่าใช้จ่ายในบางส่วนลง เพื่อเป็นการประหยัดพลังงานได้อีกหนึ่งทาง

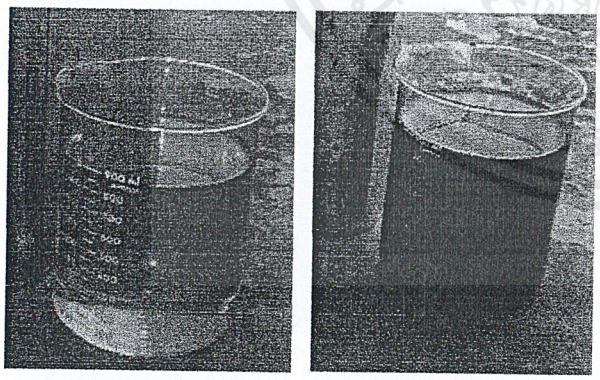
จากงานวิจัยที่ผ่านมา [1]ได้มีการปรับปรุงและพัฒนาหัวเผาชุดนี้ ซึ่งได้มีการนำวัสดุพรุนมาประยุกต์ใช้ในระบบ โดยวัสดุพรุนจะถูกบรรจุอยู่ภายในหัวเผาที่ได้ทำการติดตั้งเครื่องกำเนิดไอน้ำไว้ภายใน ซึ่งวัสดุพรุนนี้จะช่วยทำให้เปลวไฟที่เกิดขึ้นมีความเสถียรมากยิ่งขึ้น อีกทั้งยังมีส่วนช่วยในการกักเก็บความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ ช่วยให้เกิดการกระจายตัวของความร้อนทั่วทั้งหัวเผา ด้วยกลไกการนำความร้อนและแผ่รังสีความร้อนระหว่างวัสดุพรุน ด้วยเหตุนี้จะทำให้กลไกการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างวัสดุพรุนกับเครื่องกำเนิดไอน้ำเกิดขึ้นอย่างสม่ำเสมอ ส่งผลให้สามารถผลิตไอน้ำ ที่ใช้ในการเหนี่ยวนำอากาศและน้ำมันพืชใช้แล้วที่ใช้ในการเผาไหม้ ได้อย่างต่อเนื่อง โดยจากการศึกษาค้นคว้า ได้เลือกใช้เม็ดเซรามิคทรงกลมตัน ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 cm เป็นวัสดุพรุนที่ใช้ในการทดสอบ ซึ่งมีค่าความพรุนประมาณ 45% และเมื่อทำการทดสอบพบว่า หัวเผาน้ำมันพืชใช้แล้วที่ได้พัฒนาขึ้นนี้สามารถเผาไหม้ได้ด้วยการป้อนน้ำมันพืชใช้แล้วเพียงอย่างเดียว แต่ยังมีปัญหาในการควบคุมอัตราการไหลของไอน้ำและน้ำมันที่ป้อนให้แก่ระบบ อีกทั้งเปลวไฟที่เกิดขึ้น ยังเกิดการลุกไหม้ไม่เต็มหน้าตัดของหัวเผา ซึ่งคาดว่าน่าเป็นผลมาจากวัสดุพรุนที่เลือกใช้ก่อให้เกิดความดันสูญเสียมาก ทำให้เปลวไฟส่วนใหญ่จะเกิดการลุกไหม้บริเวณภายนอกวัสดุพรุน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษา จึงได้ทำการศึกษาอิทธิพลของรูป ทรงและค่าความพรุนของวัสดุพรุนที่ส่งผลต่อสมรรถนะและลักษณะของเปลวไฟที่เกิดขึ้นของหัวเผาน้ำมันพืชใช้แล้ว ซึ่งในการทดสอบได้ทำการปรับเปลี่ยนรูปร่างของวัสดุพรุน 3 ลักษณะ คือ รูปทรงกลมตันขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 cm รูปร่างสี่เหลี่ยมจัตุรัสขนาด 2 cm^3 และรูปร่างสามเหลี่ยมทรงพีรามิดที่มีขนาดความยาวของแต่ละด้านเท่ากับ 2 cm โดยค่าความพรุนมีค่าอยู่ในช่วง 48% และ 54% ตามลำดับ รวมทั้งได้ออกแบบ ชุดป้อนเชื้อเพลิงใหม่ทั้งหมด โดยตัวแปรตามที่ทำการศึกษาคือ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ และปริมาณก๊าซไอเสียที่เกิดขึ้น

2. องค์ประกอบทางเคมีของเชื้อเพลิง

เชื้อเพลิงที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือ น้ำมันพืชใช้แล้ว ซึ่งลักษณะและองค์ประกอบของน้ำมันพืชใช้แล้วแสดงดังรูปที่ 1 และตารางที่ 1 โดยจะเห็นได้ว่าน้ำมันพืชใช้แล้วจะมีสีเข้มเนื่องจากคราบเขม่า แต่ยังคงมีค่าความร้อนและปริมาณคาร์บอน อยู่ในปริมาณที่สูงอยู่ ดังนั้นจึงเป็นการเหมาะสมที่จะนำน้ำมันพืชใช้แล้วกลับมาเป็นเชื้อเพลิงใหม่



(ก) (ข)

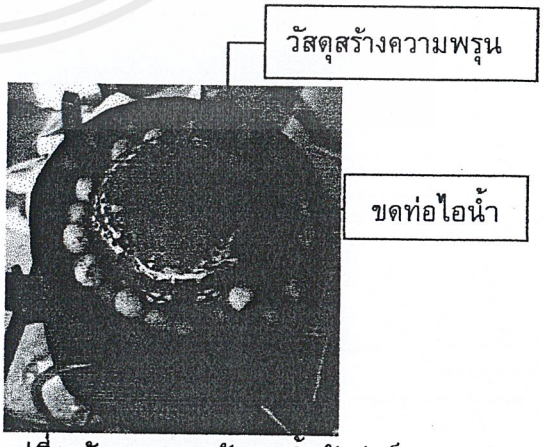
รูปที่ 1 ลักษณะของน้ำมันปาล์มที่ยังไม่ได้ใช้(ก) และน้ำมันปาล์มที่ใช้แล้ว (ข)

ตารางที่ 1ตารางแสดงองค์ประกอบทางเคมีของน้ำมันปาล์ม [3]

Properties	Palm oil	Used oil	unit
LHV	36893.01	36355.02	kJ/kg
Viscousity	0.0489	0.0543	Ns/m^2
Sulphur	0.01	0.01	%(mass)
Carbon	76.4	75.6	%(mass)
Hydrogen	11.4	11.3	%(mass)
Nitrogen	0.19	0.19	%(mass)
Oxygen	12.0	12.9	%(mass)
Ash	0.006	0.005	%(mass)

3. ขั้นตอนการออกแบบและวิธีการทดลอง

รูปที่ 2 แสดงลักษณะของหัวเผาก่อนการปรับปรุง ซึ่งในการทดสอบพบว่าสามารถเผาไหม้ได้โดยการป้อนน้ำมันปาล์มใช้แล้วเพียงอย่างเดียว แต่ทั้งนี้ยังประสบปัญหาในการควบคุมอัตราการไหลของไอน้ำและน้ำมันที่ป้อนให้แก่ระบบ อีกทั้งเปลวไฟที่เกิดขึ้น ยังเกิดการลุกไหม้ไม่เต็มหน้าตัดของหัวเผา ก่อให้เกิดความดันสูญเสียมาก ทำให้เปลวไฟส่วนใหญ่จะเกิดการลุกไหม้บริเวณภายนอกวัสดุสร้างความพรุน ซึ่งคาดว่าน่าเป็นผลมาจากวัสดุ สร้างความ พรุนที่เลือกใช้ ซึ่งเป็นทรงกลมขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 เซนติเมตร โดยมีค่าความพรุนมีค่า 45%

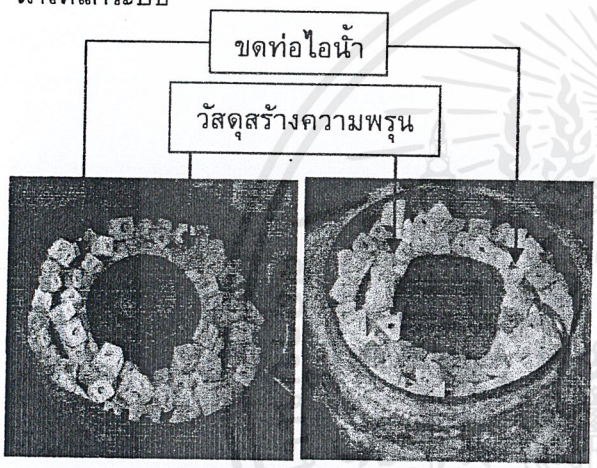


รูปที่2 ลักษณะของหัวเผาน้ำมันปาล์มแบบเก่า

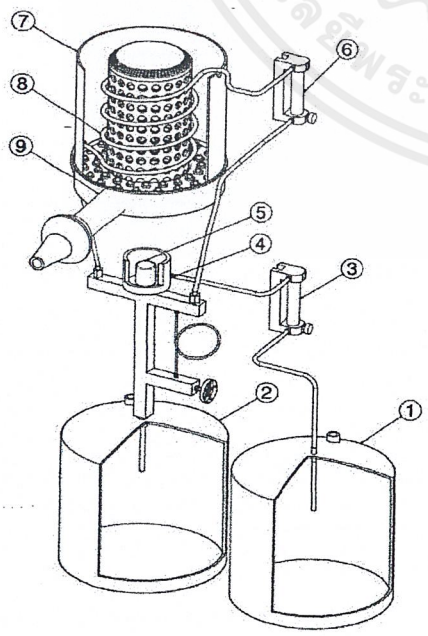
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ดังนั้นทางคณะวิจัยจึงได้ทำการปรับปรุงออกแบบและสร้างหัวเผาเพิ่มเติมโดยรายละเอียดการปรับปรุงแสดงดังรูปที่ 3และ 4

รูปที่ 3 แสดง หัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้ว หลังการปรับปรุงซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 25 เซนติเมตร และ สูง 15 เซนติเมตร ซึ่งภายในหัวเผาจะมีท่อทองแดงขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 5 มิลลิเมตรขดอยู่ภายในและถูกล้อมรอบด้วยวัสดุสร้างความพรุนที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 เซนติเมตร โดยขดท่อนี้จะทำหน้าที่ในการผลิตไอน้ำให้แก่ระบบ



รูปที่ 3 ลักษณะของหัวเผาน้ำมันปาล์มหลังการปรับปรุง

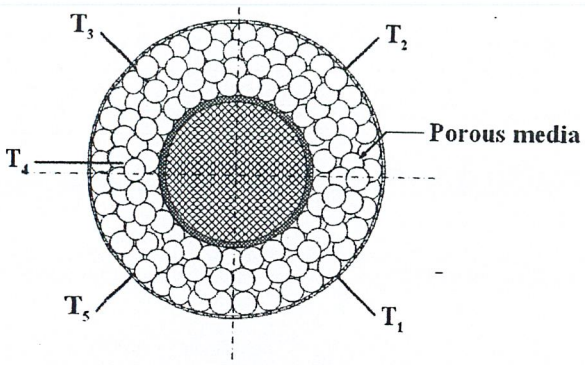


รูปที่ 4 แสดงชุดหัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้ว

1) Oil tank 1 2) Water tank
3) Used oil flow meter oil 4) Oil tank 2
5) Steam nozzle 6) Water flow meter
7) Combustion chamber 8) Evaporator tube
9) LPG burner (KB7)

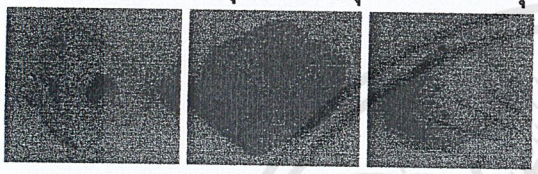
ในการทดลองจะทำการปรับอัตราการไหลของน้ำมันปาล์มใช้แล้วในช่วง 0.03 – 0.07 kg/min และอัตราการไหลของน้ำที่ใช้ในการสร้างไอน้ำ เท่ากับ 0.25 kg/min โดยการทดลองเริ่มจาก ทำการจุดหัวเผาแก๊ส LPG(KB7) หมายเลข 9 เพื่อนำความร้อนที่ได้มาอุ่นวัสดุพรุนที่บรรจุอยู่ภายใน Combustion chamber หมายเลข 7 จากอุณหภูมิบรรยากาศให้มีอุณหภูมิสูงขึ้น จากนั้นจะเกิดการถ่ายเทความร้อนระหว่างวัสดุพรุนกับ Evaporator tube หมายเลข 8 ทำให้เกิดไอน้ำป้อนเข้าสู่ระบบ โดยไอน้ำนี้จะถูกพ่นผ่านหัวฉีดด้วยแรงดันสูง ซึ่งหัวฉีดนี้จะถูกติดตั้งอยู่ภายในอ่างน้ำมันหมายเลข 4 ดังนั้นเมื่อไอน้ำพ่นผ่านหัวฉีดจะทำให้เกิดฝอยละอองน้ำมันและการเหนี่ยวนำอากาศป้อนเข้าไปสู่ภายในห้องเผาไหม้ จนเกิดการลุกไหม้ได้ด้วยการป้อนน้ำมันปาล์มใช้แล้วเพียงอย่างเดียว จากนั้นจึงทำการก็จะทำการปิด LPG เมื่อรอจนระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้ว จึงทำการบันทึกค่าอุณหภูมิภายในวัสดุสร้างความพรุนห้าจุดโดยเก็บค่าสี่จุดภายในวัสดุ สร้างความ พรุนรอบหัวเผา (T_1,T_2,T_3และ T_5)และอีกหนึ่งจุดบริเวณเหนือหัวเผา (T_4)ดังแสดงในรูปที่ 5 เพื่อใช้ในการหาค่าอุณหภูมิเฉลี่ยของหัวเผา โดยใช้ Thermocouple type K เป็นเซนเซอร์และใช้ Data logger เป็นอุปกรณ์ในการบันทึกผล นอกจากนี้ยัง ทำการบันทึกแก๊สไอเสียที่ได้จากการเผาไหม้ โดยใช้เครื่องวัดไอเสีย Testo 350 XL เพื่อนำค่าที่ได้ไปใช้ในการคำนวณหาค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ตามลำดับ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 5 แสดงจุดวัดอุณหภูมิ5จุดบริเวณหัวเผา

3.1 การหาค่าความพรุนของวัสดุสร้างความพรุน



(ก) (ข) (ค)

รูปที่ 6 รูปทรงของวัสดุสร้างความพรุน

รูปที่ 6 แสดงรูปทรงของวัสดุสร้างพรุนแบบต่าง ๆ (ก)รูปทรงสามเหลี่ยมทรงพีรามิดขนาดความยาวของแต่ละด้านเท่ากับ 2 cm ค่าความพรุนมีค่าเท่ากับ 54% (ข) รูปทรงสี่เหลี่ยมจัตุรัสขนาด 2 cm^3 ค่าความพรุนมีค่าเท่ากับ 48% (ค)ทรงกลมขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 cm ค่าความพรุนมีค่า เท่ากับ 45 % ซึ่งวิธีการคำนวณหาค่าความพรุนของวัสดุพรุนมีวิธีคำนวณดังนี้

1.นำวัสดุ สร้างความ พรุนใส่ลงหลอดแก้วทดลองและบันทึกปริมาตรวัสดุสร้างความพรุนในหลอดแก้ว

2. ใช้หลอดฉีดยาดูดทูโลอีน แล้วฉีดทูโลอีนลงในหลอดแก้วจนกระทั่งทูโลอีนท่วมเม็ดวัสดุ สร้างความพรุน แล้วบันทึกปริมาตรทูโลอีนในหลอดแก้ว หลังจากนั้นหาสัดส่วนช่องว่าง(ε_o) จาก

$$\varepsilon_o = \frac{\text{ปริมาตรทูโลอีนที่ใช้ผสม}}{\text{ปริมาตรหลังเติมทูโลอีน}} \qquad (1)$$

3.2 มาตรฐานการทดสอบ

ในการหาสมรรถนะของหัวเผาจะนำค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้(η_c)และประสิทธิภาพเชิงความร้อน(η_{th})มาเป็นดัชนีในการชี้วัดสมรรถนะของหัวเผาซึ่งมาตรฐานการทดสอบในงานวิจัยนี้ได้อ้างอิงตามมาตรฐาน DIN EN 203-1

3.2.1 การทดสอบประสิทธิภาพการเผาไหม้

(1) นำอุปกรณ์เก็บก๊าซเสีย (Flue gas) ตามมาตรฐาน DIN 203-1 ครอบหัวเผาที่ติดเรียบร้อยแล้ว ตั้งทิ้งไว้ 5 นาที แล้วจึงนำหัววัดใส่เข้าไปที่ด้านบนของอุปกรณ์เก็บตัวอย่าง รอจนค่าที่วัดได้เข้าสู่สภาวะคงตัวแล้วจึงบันทึกผลการทดลอง โดยเก็บผล ทุกๆ 1 นาทีจนครบ 15 นาที โดยทำการบันทึกก๊าซ O_2, CO_2, CO,H_2 และ NO_x

(2) ทำการปรับเปลี่ยนเงื่อนไขการทดสอบโดยปรับอัตราการไหลของน้ำมันพืชใช้แล้ว และปรับเปลี่ยนรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุน พื่อดูว่าก๊าซเสียมีการเปลี่ยนแปลงอย่างไร

(3) นำค่าที่ได้ทั้งหมดนี้ไปคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก

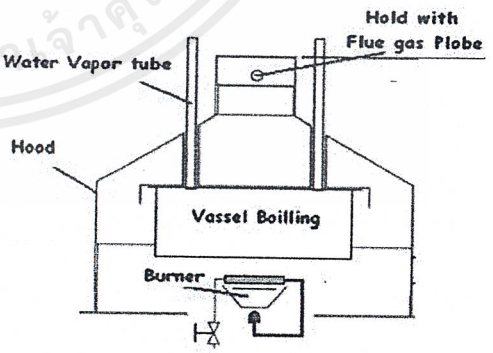
$$\eta_c = \left[\frac{Q_{fuel} - Q_{loss,co}}{Q_{fuel}}\right] \times 100 \qquad (2)$$

เมื่อ

η_c = Combustion efficiency,%

Q_{fuel} = ความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิง,kW

$Q_{loss,co}$ = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียจากการเผาไหม้CO ,kW



รูปที่ 7 โครงสร้างภายในของชุดอุปกรณ์การทดสอบตามมาตรฐาน DIN EN 203-1

3.2.2 การทดสอบประสิทธิภาพเชิงความร้อน

ทำการทดสอบโดยใช้วิธีการทดสอบมาตรฐานแบบวิธีการต้มเดือด(Water Boiling Test, WBT) ซึ่งมีขั้นต้อนการทดลองดังต่อไปนี้

เอกสารนี้สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(1) วัดอุณหภูมิน้ำก่อนการทดสอบ

(2) เติมน้ำลงในภาชนะจำนวน 3000 กรัม

(3)ติดตั้งเทอร์โมคัปเปิ้ลให้สูงจากก้นภาชนะเซนติเมตร เพื่อวัดอุณหภูมิของน้ำก่อนการทดสอบ

(4) จุดเตา เมื่อหัวเผาสามารถทำงานได้โดยใช้น้ำมันพืชใช้แล้วเป็นเชื้อเพลิง ให้ติดเตาทิ้งไว้ประมาณ 5 นาที

(5) นำภาชนะที่เตรียมน้ำไว้แล้ววางบนเตา บันทึกอุณหภูมิการเปลี่ยนแปลงของน้ำทุกๆ 1 นาทีตั้งแต่น้ำอุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียส จนน้ำเริ่มเดือดอุณหภูมิของน้ำมีค่าประมาณ 95 องศาเซลเซียส จากนั้นทำการบันทึกเวลาขณะนั้นไว้ แล้วทำการตัม น้ำต่อไปอีก 5นาทีจึงทำการดับเตาพร้อมกับหยุดเวลาและอุณหภูมิน้ำเมื่อสิ้นสุดการทดสอบ

(6) ชั่งน้ำหนักของน้ำในภาชนะที่เหลือ ค่าที่ได้ทั้งหมดนี้ไปคำนวณหาประสิทธิภาพเชิงความร้อนซึ่งสามารถคำนวณได้จาก

$$\eta_{th} = \frac{\left(C_{p,water} \times W_{water} \times \Delta T\right) + \left(h_{fg,vapour} \times W_{vapor}\right)}{\dot{m}_{fuel} \times LHV_{fuel} \times T_{total}} \times 100 \quad (3)$$

เมื่อ

η_{th} = Thermal efficiency,%

W_{water} = น้ำหนักน้ำที่ใช้ทดสอบ,g

W_{vapor} = น้ำหนักไอน้ำที่ระเหยไปในการทดสอบ,g

ΔT = ผลต่างของอุณหภูมิเริ่มต้นและอุณหภูมิสุดท้ายของน้ำที่ได้จากการทดสอบ,°C

LHV_{fuel} = Lower Heating Value of Palm Oil,kJ/kg

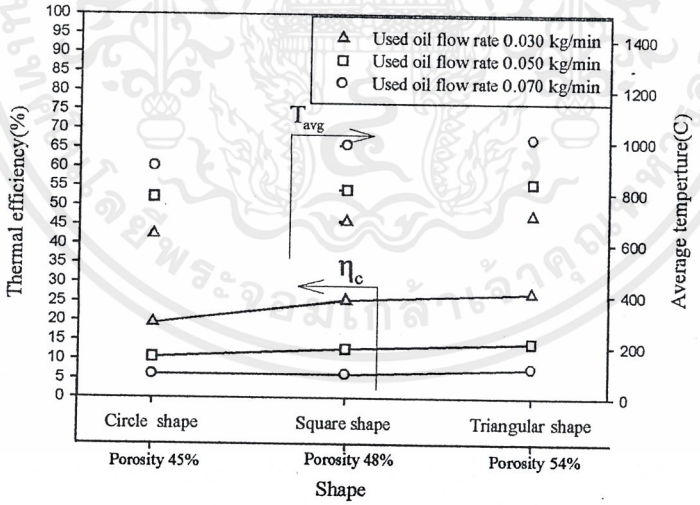
$Cp_{,water}$ = Specific Heat of Water = 4.178 J/g°C

$\dot{m}_{fuel}$ = Mass flow rate of Palm oil, kg/min

$h_{fg.vapour}$ = Latent Heat of Vaporizer = 2260,J/g

4.ผลการทดลอง

4.1 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอุณหภูมิเฉลี่ยของหัวเผา



รูปที่ 8 ความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอุณหภูมิหัวเผาเฉลี่ยเมื่อปรับเปลี่ยนชนิดของวัสดุสร้างความพรุน

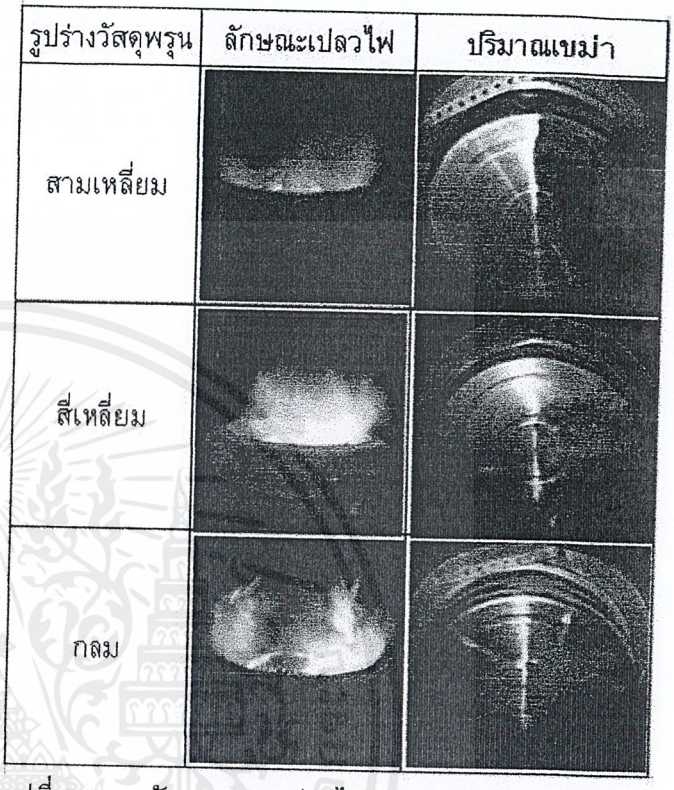
รูปที่ 8 แสดงผลการปรับเปลี่ยนชนิดของวัสดุสร้างความพรุน ที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอุณหภูมิเฉลี่ยของ หัวเผาซึ่งในการทดลองได้ทำการปรับเปลี่ยนปรับเปลี่ยน วัสดุสร้างความพรุนชนิดทรงกลม,ทรงสี่เหลี่ยมและทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 45%,48%และ 54%ตามลำดับ การไหลของเชื้อเพลิงอยู่ในช่วง 0.03-0.07kg/minและคงที่ อัตราการไหลของน้ำที่เท่ากับ 0.25kg/min จากการทดสอบพบว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่าอยู่ในช่วง 6-28% โดยมีค่าสูงที่สุดเท่ากับ 28% ที่วัสดุสร้างความพรุนทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 54% ของอัตราการไหลเชื้อเพลิงเท่ากับ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

0.03kg/min และมีค่าต่ำที่สุดเท่ากับ 6 % ที่วัสดุสร้างความพรุนทรงกลมซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 45 % ของอัตราการไหลเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.070 kg/min นอกจาก นี้ยังพบว่าเมื่อค่าความพรุนเพิ่มขึ้นส่งผลให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเพิ่มขึ้นคาดว่ามีผลมาจากช่องว่างในการคลุกเคล้าระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศมีมากขึ้นลงทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ดี

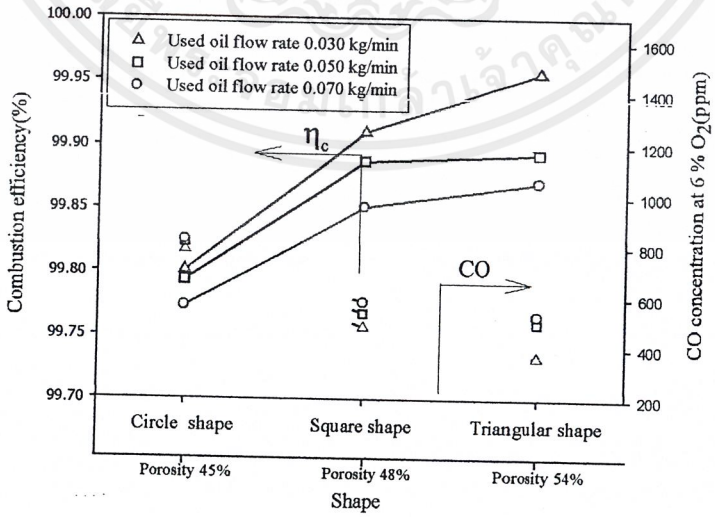
ส่วนเมื่อพิจารณาอุณหภูมิหัวเผาเฉลี่ยพบว่ามีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มอัตราการไหลของป้อนเชื้อเพลิงเนื่องจากเป็นการเพิ่มปริมาณความร้อนที่ให้แก่ระบบโดยอุณหภูมิมีค่าอยู่ในช่วง 650–1000 °C

รูปที่ 9 แสดงลักษณะของเปลวไฟและเขม่าบริเวณกันภาชนะที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ ในการทดลองได้ทำการปรับเปลี่ยน วัสดุสร้างความพรุนชนิดทรงกลม,ทรงสี่เหลี่ยมและทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 54%,48%และ 45%ตามลำดับ อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.030 kg/min จะเห็นได้ว่าลักษณะ ไฟลุกไหม้ได้เต็มพื้นที่หน้าตัดของหัวเผาปริมาณเขม่าที่กันภาชนะก็มีน้อยซึ่งเกิดจากการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ทั้งนี้การเก็บเขม่ายังไม่มีเครื่องมือวัดจึงไม่สามารถวิเคราะห์ผลในส่วนเขม่าได้ ซึ่งยังคงต้องการการศึกษาในลำดับต่อไป



รูปที่ 9 แสดงลักษณะของเปลวไฟและเขม่าบริเวณกันภาชนะที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้

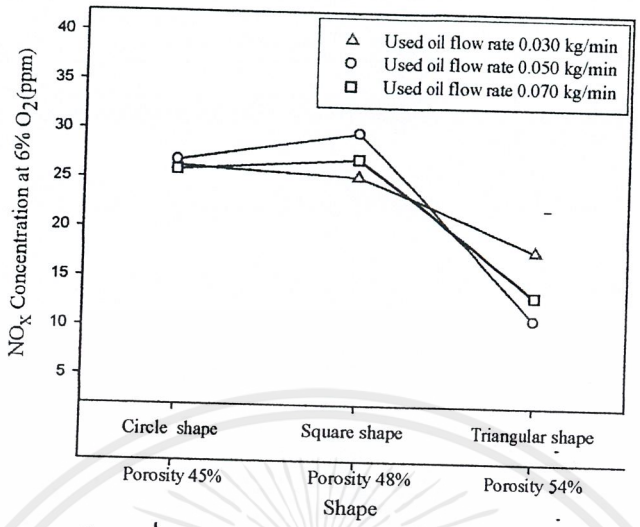
4.2 ประสิทธิภาพการเผาไหม้และปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์



รูปที่ 10 ความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการเผาไหม้และปริมาณ CO เมื่อปรับเปลี่ยนชนิดของวัสดุสร้างความพรุน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.3 ปริมาณความเข้มข้นของก๊าซไนโตรเจนออกไซด์



รูปที่ 11 อิทธิพลของการปรับเปลี่ยนชนิดของวัสดุสร้างความพรุนที่มีผลต่อปริมาณความเข้มข้นของก๊าซไนโตรเจนออกไซด์

รูปที่ 10 ความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการเผาไหม้และปริมาณ CO เมื่อปรับเปลี่ยนรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้โดยได้ทำการปรับเปลี่ยนวัสดุสร้างความพรุนชนิดทรงกลม,ทรงสี่เหลี่ยมและทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 45%,48%และ 54%อัตราการไหลของเชื้อเพลิงอยู่ในช่วง 0.03-0.07 kg/minและคงที่อัตราการไหลของน้ำที่ใช้สร้างไอน้ำเท่ากับ 0.25 kg/min จากรูปจะเห็นได้ว่าเมื่อปรับเปลี่ยนลักษณะของวัสดุสร้างความพรุนจากกลมเป็นทรงสี่เหลี่ยมและทรงสามเหลี่ยมพีรามิดทำให้ประสิทธิภาพในการเผาไหม้ก็จะเพิ่มขึ้นซึ่งคาดว่าค่าความพรุนที่แตกต่างกันของวัสดุมีผลช่วยให้อัตราการคลุกเคล้า (Mixing rate) ระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศได้ดี ยิ่งค่าความพรุนสูงก็จะทำให้มีช่องว่างในการคลุกเคล้าระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศดีทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ดี ซึ่งประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ดีที่สุดอยู่ที่ วัสดุสร้างความพรุนทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุน 54% ที่อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.03 kg/min ซึ่งมีค่าเท่ากับ 99.95%

ในขณะที่ปริมาณ CO ที่มีแนวโน้มลดลงเมื่อปรับเปลี่ยนลักษณะของวัสดุสร้างความพรุนคาดว่าผลจากปริมาตรช่องว่างในการคลุกเคล้าระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศเพิ่มขึ้นทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ โดยปริมาณ CO มีค่าน้อยสุดที่วัสดุสร้างความพรุนทรงสามเหลี่ยมพีรามิดโดยค่าความพรุน 54% ที่อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.03 kg/min มีค่าเท่ากับ 300 ppm โดยคิดที่มาตรฐาน O2 6%

รูปที่ 11 อิทธิพลของการปรับเปลี่ยนรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนที่มีผลต่อปริมาณความเข้มข้นของก๊าซไนโตรเจนออกไซด์โดยการทดลองปรับเปลี่ยนลักษณะของวัสดุสร้างความพรุนจากทรงกลมเป็นทรงสี่เหลี่ยมและทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 45%,48%และ 54%ตามลำดับอัตราการไหลเชื้อเพลิงอยู่ในช่วง 0.03-0.07 kg/minและคงที่อัตราการไหลของน้ำที่ใช้สร้างไอน้ำเท่ากับ 0.25 kg/min จากรูปจะเห็นได้ว่า No_x ที่เกิดขึ้นมีค่าต่ำ คาดว่าเกิดจาก Prompt NO_x ซึ่งเป็นการทำปฏิกิริยากันระหว่างไฮโดรคาร์บอนกับ N_2 ในอากาศ โดยในที่ไม่เกิด Thermal NO_x และ fuel NO_x เนื่องจากอุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้มีค่าต่ำพบว่า NO_x ต่ำสุดมีค่าเท่ากับ 11 ppm ที่มาตรฐาน O_2 6% ที่วัสดุสร้างความพรุนทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 54% อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.05 kg/min ส่วน

เอกสารนี้สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริมาณ NO_x สูงสุดมีค่าเท่ากับ 30 ppm ที่มาตรฐาน O_2 6% ที่วัสดุสร้างความพรุนทรงสี่เหลี่ยมซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 48% อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.05 kg/min เช่นกัน

5.สรุปผลการทดลอง

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลกระทบของการปรับเปลี่ยนรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนที่มีผลต่อสมรรถนะของหัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้วโดยได้ทำการปรับเปลี่ยนรูปทรงของวัสดุสร้างความพรุนคือทรงกลม,ทรงสี่เหลี่ยมและทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 45%,48%และ54%ตามลำดับ อัตราการไหลของเชื่อเพลิงอยู่ในช่วง 0.03-0.07 kg/min และคงที่อัตราไหลของน้ำที่ใช้ในการไอน้ำเท่ากับ 0.25 kg/minซึ่งสามารถตามลำดับซึ่งสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1. รูปทรง และค่าความพรุน ของวัสดุสร้างความพรุนมีผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนโดยประสิทธิภาพเผาไหม้มีค่ามากกว่า 99%และประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่าอยู่ในช่วง 7-28 %

2. รูปทรง และค่าความพรุน ของวัสดุสร้างความพรุนมีผลต่อปริมาณก๊าซเสียโดยปริมาณ CO มีค่าอยู่ในช่วง 300-800 ppm ที่มาตรฐาน O_2 6%และปริมาณ NOx มีค่าอยู่ในช่วง 13-30 ppm ที่มาตรฐาน O_2 6%

3. ภายใต้ช่วงการทดสอบที่เป็นเงื่อนไขของงานวิจัยนี้สามารถสรุปได้ว่า กรณีวัสดุสร้างความพรุนทรงสามเหลี่ยมพีรามิดซึ่งมีค่าความพรุนเท่ากับ 54% อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.03 kg/minและอัตราการไหลของน้ำที่ใช้สร้างไอน้ำเท่ากับ0.25kg/min ส่งผลให้เกิดการเผาไหม้ดีที่สุด มีปริมาณเขม่าและก๊าซไอเสียต่ำ โดยมีค่า COเท่ากับ 300 ppm ที่มาตรฐาน $O_2$6% ประสิทธิภาพเชิงความ ร้อนและประสิทธิภาพในการเผาไหม้มีค่าเท่ากับ 28 % และ 99.5% ตามลำดับ

6.กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ (mtec)ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัยและนักศึกษามหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานครที่ช่วยให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

7.เอกสารอ้างอิง

7.1 บทความจากเอกสารประกอบการประชุม

[1] อาวุธ ลภิรัตนากูล เกษมศิลป์ อ่อนทอง และจารุวัตร เจริญสุข (2551).การพัฒนาหัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้วด้วยเทคนิควัสดุพรุน , *การประชุมวิชาการเครือข่ายพลังงานแห่งประเทศไทย* , มหาวิทยาลัยนเรศวร จังหวัดพิษณุโลก

7.2 รายงาน

[2] อาวุธ ลภิรัตนากูล (2551). *สมรรถนะเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้วัสดุพรุนที่มีการแบ่งจ่ายอากาศเป็นขั้น* ,วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณ ทหาร ลาดกระบัง

[3] บุญส่ง เพ็ชรน้อย (2549). *การพัฒนาและประเมินสมรรถนะหัวเผาน้ำมันปาล์มใช้แล้วชนิดผสมอากาศก่อนการเผาไหม้* , วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณ ทหาร ลาดกระบัง

[4] อรรณพ ผาบเพ็ง (2546). *การศึกษาเชิงจำลองของหัวเผาแบบพรุนเผาไหม้น้ำมันพืช* ,วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณ ทหาร ลาดกระบัง

7.3 เว็บไซต์

[5] มูลนิธิพลังงานเพื่อสิ่งแวดล้อม (2550).*ทิศทางกิจการไฟฟ้า (ประเด็นที่ควรจับตามอง)* , แหล่งที่มา http://learners.in.th/blog/biodesel

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

INTERNATIONAL JOURNAL OF HYDROGEN ENERGY 33 (2008) 5430–5438

Available at www.sciencedirect.com

ScienceDirect

journal homepage: www.elsevier.com/locate/he

Hydrogen-rich gas production from biomass steam gasification in an updraft fixed-bed gasifier combined with a porous ceramic reformer

Ningbo Gao[a,b], *Aimin Li*[a,b,*], *Cui Quan*[a], *Fan Gao*[a]

[a]*School of Environmental & Biological Science & Technology (SEBST), Dalian University of Technology, Key Laboratory of Industrial Ecology and Environmental Engineering, MOE, Dalian 116024, China*
[b]*School of Energy & Power Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116024, China*

ARTICLE INFO

Article history:
Received 12 May 2008
Received in revised form
3 July 2008
Accepted 3 July 2008
Available online 11 September 2008

Keywords:
Biomass
Gasification
Porous ceramic reforming
Hydrogen production

ABSTRACT

This paper investigates the hydrogen-rich gas produced from biomass employing an updraft gasifier with a continuous biomass feeder. A porous ceramic reformer was combined with the gasifier for producer gas reforming. The effects of gasifier temperature, equivalence ratio (ER), steam to biomass ratio (S/B), and porous ceramic reforming on the gas characteristic parameters (composition, density, yield, low heating value, and residence time, etc.) were investigated. The results show that hydrogen-rich syngas with a high calorific value was produced, in the range of 8.10–13.40 MJ/Nm^3, and the hydrogen yield was in the range of 45.05–135.40 g H_2/kg biomass. A higher temperature favors the hydrogen production. With the increasing gasifier temperature varying from 800 to 950 °C, the hydrogen yield increased from 74.84 to 135.4 g H_2/kg biomass. The low heating values first increased and then decreased with the increased ER from 0 to 0.3. A steam/biomass ratio of 2.05 was found as the optimum in the all steam gasification runs. The effect of porous ceramic reforming showed the water-soluble tar produced in the porous ceramic reforming, the conversion ratio of total organic carbon (TOC) contents is between 22.61% and 50.23%, and the hydrogen concentration obviously higher than that without porous ceramic reforming.

© 2008 International Association for Hydrogen Energy. Published by Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

In the past decades, renewable biomass resources such as short-rotation woody crops, herbaceous biomass, and agricultural residues have received increasing attention as an interesting renewable energy source [1]. As a source of renewable energy, biomass energy has significant environmental benefits including lower emissions of carbon dioxide and other greenhouse gases. One of the attractive ways to utilize biomass energy is hydrogen production. Hydrogen has good properties as a fuel for internal combustion engines in automobiles. It is used as a clean power source for fuel cells. Also, its use could be advantageous as a clean energy carrier for heat supply and transportation purposes [2].

Biomass gasification process has emerged as a clean and efficient way of producing hydrogen. It is a well-known

* *Corresponding author.* School of Environmental & Biological Science & Technology (SEBST), Dalian University of Technology, Key Laboratory of Industrial Ecology and Environmental Engineering, 2 Linggong Road, MOE, Dalian 116024, China. Tel./fax: +86 411 8470 7448.
E-mail address: leeam@dlut.edu.cn (A. Li).

0360-3199/$ – see front matter © 2008 International Association for Hydrogen Energy. Published by Elsevier Ltd. All rights reserved.
doi:10.1016/j.ijhydene.2008.07.033

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

technology that can be classified depending on the gasifying agent: air, steam, steam–oxygen, air–steam, oxygen-enriched air, etc. [3]. Several biomass gasification reactor designs have been developed and evaluated and can be generally classified into three categories, they are fixed bed [4], fluidized bed [5] and moveable bed [6]. These gasifiers are conducted widely by many researchers in biomass gasification [7].

Several advantages of steam as gasification agent are: producing a gaseous fuel with relatively higher H_2 content, eliminating the need for an expensive oxygen plant when oxygen is employed as gasification agent, reducing the diluting effect of N_2 from air and producing higher heating value syngas [8]. Much has been published in the literature on experimental investigations into the biomass steam gasification processes. Turn et al. [9] investigated hydrogen production from biomass gasification using a bench scale fluidized bed gasifier. Lv et al. [3] discussed biomass air–steam gasification in a fluidized bed. Different effects such as temperature, steam to biomass ratio (S/B), equivalence ratio (ER) and biomass particle size were investigated. Chaudhari et al. [10] studied hydrogen production via steam gasification of two biomass derived chars in a fixed bed. Higher concentration hydrogen was produced by the simple steam gasification process. Two distinct strategies converting thermochemically biomass to hydrogen are gasification followed by shift conversion and catalytic steam reforming of the whole oil or its fraction [11]. Many researchers carried out biomass gasification and catalytic reforming on different reactor. Rapagn et al. [12] investigated catalytic biomass steam gasification in a bench scale plant consisting of a fluidized bed gasifier and a secondary catalytic fixed-bed reactor. Kimura et al. [13] discussed the different catalytic performance of $Ni/CeO_2/Al_2O_3$ catalysts in steam gasification of biomass. A Ni/olivine catalyst was tested by Świerczyński et al. [14] in a fixed-bed reactor in toluene steam reforming as a tar destruction model reaction for a fluid bed biomass steam gasification. Recently, Tomishige et al. [15,16] have investigated the gasification of biomass with steam using different catalysts ($Rh/CeO_2/SiO_2$, $Ni/CeO_2/Al_2O_3$) in fluid bed reactor. And they found that these catalysts showed effectiveness in the steam or air gasification and reforming of biomass, and high resistance to coke deposition and high stability was showed in the reforming process.

Although many researchers had experimentally studied hydrogen production by biomass gasification and the reforming of product gas and tars, these gasification studies were conducted on batch-type reactor, fluidized bed gasifier or bubbling fluidized bed, and most reforming processes were carried out with catalyst. Only a few studies explore hydrogen-rich gas production from continuous biomass steam gasification in an updraft gasifier and the product gases and tars reforming with porous ceramic. In this work, continuous biomass feed for updraft fixed-bed steam gasifier was investigated, a novel method of a porous ceramic reformer combined with gasifier was proposed to reform gases and crack tars produced in biomass steam gasification, in which a porous ceramic rather than catalyst as filling material in the secondary reformer was employed, and the properties of regenerative heat and trapping for tars and soot carbon were utilized for tar and gas reforming.

2. Experimental

The original material (pine sawdust) used as the feedstock for gasification was obtained from a timber mill in Dalian City, China. The particle size of this pine feedstock is between 0.2 and 0.4 mm. The results of proximate analysis and ultimate analysis of biomass sample used for the experiment are shown in Table 1. The carbon (C), hydrogen (H), nitrogen (N) and sulphur (S) analyses of pine sawdust were performed on a CHNS/O analyzer (Elementar, VarioEL III), and the ash content obtained by carrying the samples at oxygen (O) was calculated by difference to 100%. The proximate analysis of the samples was carried out according to standard norms. The moisture, ashes and volatile matter were measured according to the ASTM standard test method no. E871, D1102 and E872. The fixed carbon was calculated by difference to 100%. The higher heating value (HHV) was measured with oxygen bomb calorimeter.

The experimental apparatus setup that was used to perform steam gasification experiments is shown in Fig. 1. It consists of a fixed-bed gasifier with a continuous biomass feeding system, a steam reformer with porous ceramic packing layer, a steam/gas feeding line, a cooling system for the separation of water and tar, and various measurement/analysis devices.

The gasifier and reformer are two same stainless steel cylindrical tubes (1500.0 mm long and 87.5 mm i.d.), they were placed inside two same externally electrical furnaces (3.3 kW, 220 V, 15 A) which provided the heat for reaction and steam reform. The internal configuration of reformer fixed-bed reactor is as same as gasifier; in particular, a porous ceramic layer (200 mm in length and 87 mm in diameter) was located in the middle of the reformer. Table 2 shows the chemical composition and physical properties of porous ceramic filled in the reformer. Two porous ceramics with same physical structure were employed in the reformer and each was 100 mm in length and 87 mm in diameter. Two K-type thermocouples with a diameter of 0.3 mm were mounted through the wall of the reactor and measured the temperatures at the reactor centerline. Oxygen and steam were employed as gasification agents for the tests. The steam of 120 °C was generated in an electrical heated boiler, and the steam flow rate was controlled with a voltage regulator which controlled the voltage of boiler. All experiments were carried out at atmospheric pressure.

The original feed was fed under gravity to the top of the gasifier by a continuous feeding system composed of a screw

Table 1 – proximate analysis and ultimate analysis of pine sawdust

Proximate analysis (wt.%)		Ultimate analysis (wt.% daf)	
Moisture content	3.93	C	44.75
Fixed carbon	18.88	H	6.31
Volatile	76.85	O (difference)	47.21
Ash	0.34	N	1.68
		S	0.05
Higher heating value (MJ/kg, db)	18.47		

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

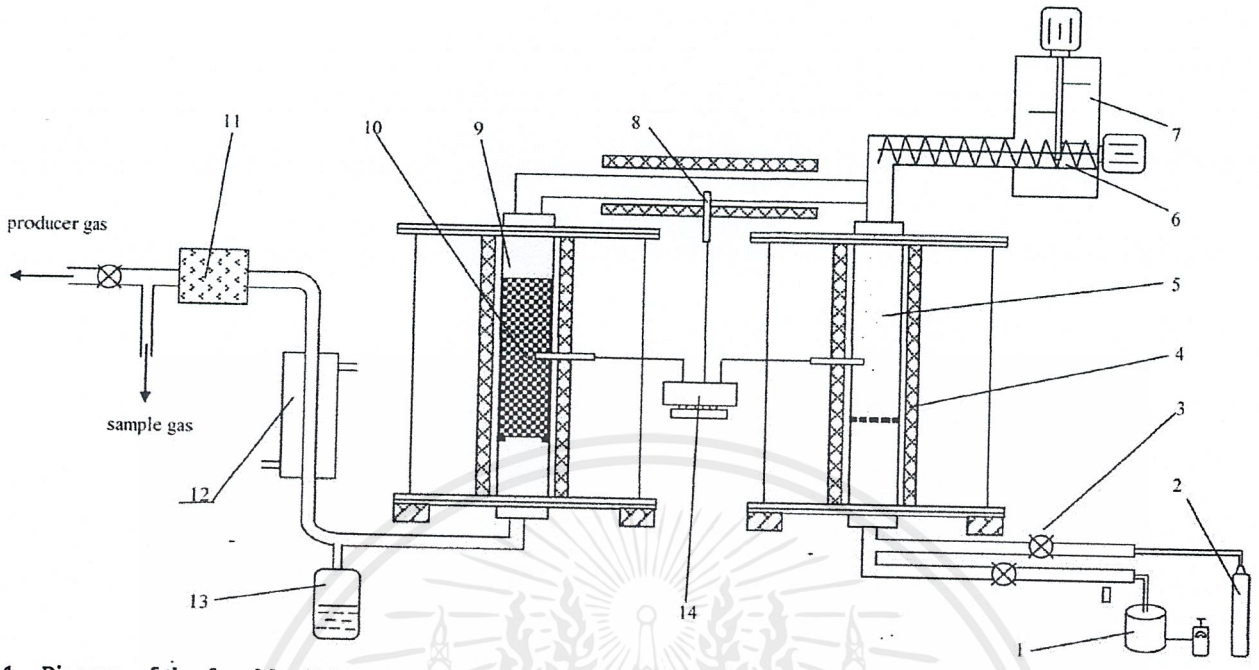


Fig. 1 – Diagram of the fixed-bed biomass gasification system: (1) steam boiler; (2) oxygen tanker; (3) valve; (4) electric furnaces; (5) fixed-bed gasifier; (6) screw feeder; (7) biomass hopper; (8) thermocouple; (9) secondary reformer; (10) porous ceramic layer; (11) purification and drying device; (12) condenser; (13) tar collector; (14) PID temperature controller.

feeder and a variable speed motor. The gasifier and the reformer were preheated to the desired temperature using the external electrical furnaces by passing air flowing. When the desired temperature was reached, the airflow was turned off and switched to the desired gas (steam or oxygen) at the desired flow rate. As the reactor temperature was stabilized, the feeder was turned on at the desired rotate speed and the test begun. Generally, after the commencement of the feeding, it took about 20 min to obtain a steady state. For each run, three samples were taken in the stable state at an interval of 5 min. To verify the validity of data, all experiments were performed two times.

Products (gas and liquids) exiting the gasifier passed a stainless steel cylindrical tube (500.0 mm long and 30 mm i.d.) for preventing the product gas temperature decrease, and then the products were introduced into secondary reformer for tar reforming. After left the reformer, the gasification products passed through a heat exchange system. The volume of dry gas produced was measured by means of a volumetric gas-meter.

To clean the gas and separate it from the condensable fraction, two stages of traps were setup. First, the gases leaving the secondary reformer made direct contact with a countercurrent water-cooled heat exchanger, and the tar condensed from producer gas was collected in a vial. Second, the producer gas pass through a tube filled with $CaCl_2$ for the sake of steam removal and gas purity. Gases were collected using a gasbag only after 10 min of gasification.

The product gas was collected periodically through a gas syringe and analyzed off-line by gas chromatography (GC). The gas fraction composition, mainly H_2, CO, CH_4, CO_2, C_2H_4, and C_2H_6, was identified using a gas chromatograph with a thermal conductivity detector and a double injector connected to three 5 m length, 3 mm diameter columns with helium as carrier gas. The first column was 5A 100:120 chromatographic column for giving H_2, O_2, N_2, CO, CH_4 concentrations; the second column is TDX-01 yielded CO_2 concentration, the third column is GDX-102 chromatographic column as it was used for C_2H_4, C_2H_6 and some light hydrocarbons detection. The contents of total carbon (TC), total organic carbon (TOC) and inorganic carbon (IC) in water-soluble tars were carried out using a TOC analyzer (Shimadzu 5050 TOC-V_{CPH}, Japan).

3. Results and discussion

The effect of reaction temperature, equivalence ratio, steam to biomass ratio and porous ceramic was studied. In the present study, all the temperatures of reformer were set as same as the temperatures of gasifier. As a comparison, the effect of reforming without porous ceramic was investigated in the same operating condition of varying steam to biomass ratio.

3.1. *Effect of reaction temperature*

The effect of reaction temperature on biomass steam gasification is investigated. Reactions were performed at four reaction temperatures from 800 to 950 °C in 50 °C increments. The operating conditions and test results are presented in Table 3 and Fig. 2. It can be observed from Fig. 2 that hydrogen concentration increased from 39 to 55% with the temperature. Moreover, an increasing trend of H_2 was shown with the increasing reactor temperature. Carbon monoxide has

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 2 – The chemical composition and physical properties of porous ceramic

Chemical composition (wt.%)		Physical properties	
SiO_2	26	Density (kg/m^3)	2100
Al_2O_3	60	Specific heat (kJ/(kg K))	850–1050
MgO	11	Softening temperature (°C)	1600
Fe_2O_3	1	Heat conduction coefficient (20–1000 °C, W/(mK))	1.4–2
$Na_2O + K_2O + CaO$	1.1–1.5	Thickness of Wall (mm)	0.45
$TiO_2 + BaO$	0.8	Porosity (%)	80
		Surface Area (m^2/m^3)	805

a smaller decrease from 27 to 20% between 800 and 950 °C. Methane and carbon dioxide decreased from 10 to 6% and from 21 to 17%, respectively. As the steam gasification incorporated a series of complex reactions, which is presented as follows, the results of gas composition varied with the operating conditions.

Boudouard reaction : $C + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 172\,kJ/mol$; (1)

Water gas (primary) reaction : $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2 + 131.5\,kJ/mol$; (2)

Methanation reaction : $C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4 - 74.8\,kJ/mol$; (3)

Steam reforming reaction : $CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 + 206\,kJ/mol$; (4)

Water gas shift reaction : $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 - 41\,kJ/mol$. (5)

Higher temperature favors the products in reactions (1), (2) and (4) (endothermic reactions), and the reactants in reactions (3) and (5) (exothermic ones). Therefore, endothermic reactions were strengthened with a higher reaction temperature, and caused an increment of H_2. To enhance H_2 yield, a balance should be established between the maximum H_2 yields and the conversion of char to gas through the selection of a suitable reaction temperature.

Table 3 – Experimental results of different reaction temperature

Reactor and reformer temperature	800	850	900	950
Wet feed rate (kg/h)	0.48	0.48	0.48	0.48
Dry feed rate (kg/h)	0.44	0.44	0.44	0.44
Steam rate (kg/h)	0.67	0.67	0.67	0.67
Steam to biomass ratio	1.4	1.4	1.4	1.4
Gas density (kg/Nm^3)	0.68	0.63	0.61	0.53
Gas yield (m^3/kg daf biomass)	2.14	2.51	2.47	2.74
Low heating value (MJ/Nm^3)	12.25	10.10	11.51	10.02
Residence time (s) at reactor temperature	7.11	4.67	4.15	3.25
Hydrogen yield (g H_2/kg biomass, dry basis)	74.84	99.55	102.77	135.40

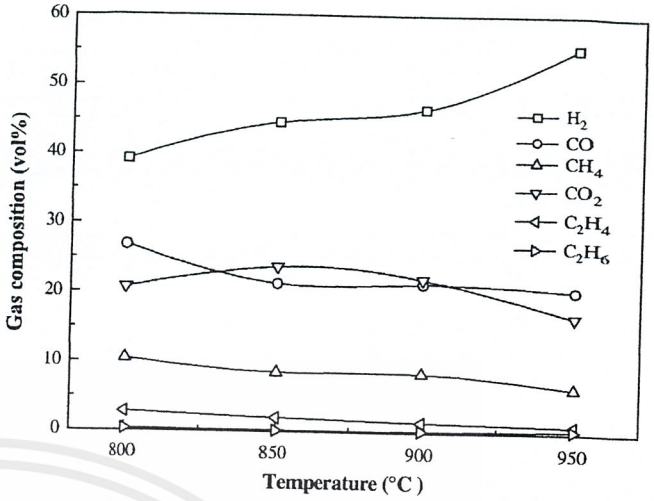


Fig. 2 – Effect of reaction temperature on gas composition.

Fig. 3 shows the molar ratios of H_2/CO and CO/CO_2 in the production gas. The molar ratio of H_2/CO increases with an increase reaction temperature, while the CO/CO_2 molar ratio decreases slightly. The molar ratio of H_2/CO between the values of 1 and 2 ($1 < H_2/CO < 2$) should be useful for the chemical industry to synthesise products such as methanol and virgin naphtha [17]. In this study, the molar ratio of H_2/CO is between 1.5 and 2.7 ($1.5 < H_2/CO < 2.7$). The H_2 may be formed in three paths: the first one is derived from the fast pyrolysis at the commencement of biomass introduced into reactor, the second is produced through the endothermal char reactions [8], the third one is produced through the further cracking reaction of heavier hydrocarbons and tars trapped by the porous ceramic. The higher molar ratio of CO/CO_2 strongly influences the calorific content of the producer gas. With reaction temperature increase, the molar ratio varies between 0.9 and 1.3 ($0.9 < CO/CO_2 < 1.3$), and the LHV of production gas shows a decreasing trend (as showed in Table 3).

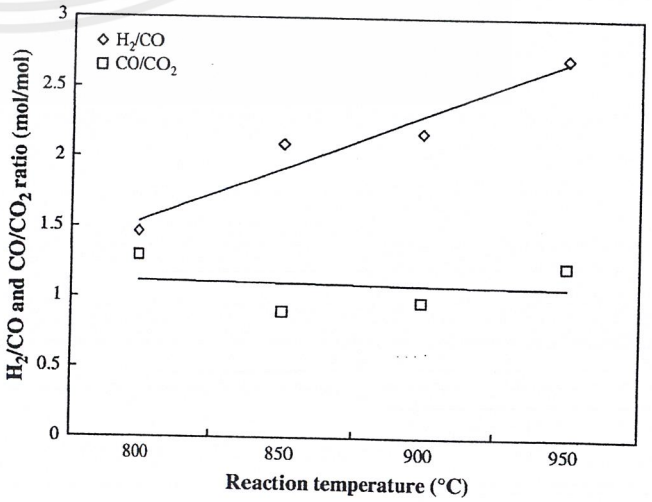


Fig. 3 – Effect of reaction temperature on H_2/CO and CO/CO_2 molar ratio.

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.2. *Effect of equivalence ratio*

The equivalence ratio (ER) is a crucial parameter in the biomass steam gasification when the oxygen or air was employed in the processes. The equivalence ratio is defined as the amount of air added relative to the amount of air required for stoichiometric combustion. Since the presence of nitrogen dilutes the produce gas and decrease the gas quantity, oxygen was employed as gasification agents. Based on the ultimate analysis of pine sawdust, the stoichiometric pure oxygen demand was calculated as 3.21 Nm^3 oxygen/kg dry pine sawdust.

Table 4 and Fig. 4 show the operating condition and test results with varying ER. The equivalence ratio was increased from 0 to 0.30 at a constant feed rate. As shown in Fig. 4, hydrogen concentration decreased from 44.45 to 23.56% with the varying ER. On the contrary, the concentration of carbon dioxide increased sharply from 23.70 to 48.74% with the increasing ER. Carbon monoxide first increased and then decreased. The increased ER influences the gas composition from two sides. One is higher ER supplies more oxygen, as a result, the temperature of reaction zone increased and the reaction of gasification is strengthened. The other is higher ER bring on the low heating value of producer gas decline due to more H_2 and CO is consumed.

Fig. 5 shows the change of H_2/CO and CO/CO_2 molar ratios in the product gas with the equivalence ratio. It is indicated that the yield of H_2 became more less. The molar ratio of H_2/CO decreases from 2.1 to 1.2, while the ratio of CO/CO_2 changes between 1.1 and 0.4. It can be inferred that, when oxygen was not introduced into reactor and only steam as the gasification media (ER = 0), the reactions (2) and (5) would be the primary reactions in the gasification process, however, as ER increased, more oxygen was supplied to the system, reactions (6)–(8) participate in the gasification process. In Table 4, the LHV first increased and then decreased with the increased ER from 0 to 0.3.

$$C + O_2 \leftrightarrow 2CO + 246.4\,kJ/mol; \quad (6)$$

$$C + O_2 \leftrightarrow CO_2 + 408.8\,kJ/mol; \quad (7)$$

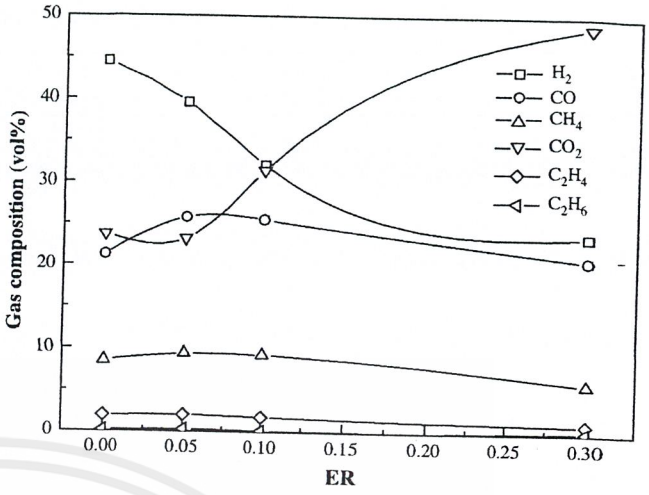


Fig. 4 – Effect of equivalence ratio on gas composition.

$$2H_2 + O_2 \leftrightarrow 2H_2O + 484\,kJ/mol. \quad (8)$$

As more oxygen was fed, less H_2 and other combustible gases through oxidization reaction. Although these exothermic oxidation reactions lead to release more heat to the gasification process, and optimize quality of product gases to some extent [17], as more CO_2 and less combustible gases production which result in the LHV decrease. So, a suitable ratio would be existed in the gasification process. An optimum value of ER was found to be 0.05 in this study. Gas yield declined from 2.51 to 1.89 m^3/kg daf biomass with increasing ER. Hydrogen yield also declined from 99.55 to 45.05 g H_2/kg biomass with ER.

3.3. *Effect of steam/biomass ratio*

The steam/biomass ratio (S/B) has been studied at 1.05, 2.05, 2.53 and 3.47 at the temperature 850 °C. The varying steam/

Table 4 – Experimental results of different equivalence ratio

Equivalence ratio	0	0.05	0.1	0.3
Reactor temperature (°C)	850	850	850	850
Wet feed rate (kg/h)	0.48	0.48	0.48	0.48
Dry feed rate (kg/h)	0.44	0.44	0.44	0.44
Steam rate (kg/h)	0.67	0.67	0.67	0.67
Steam to biomass ratio	1.4	1.4	1.4	1.4
Gas density (kg/Nm^3)	0.63	0.68	0.75	0.83
Gas yield (m^3/kg daf biomass)	2.51	2.24	2.07	1.89
Low heating value (MJ/Nm^3)	10.10	12.67	11.44	8.10
Residence time (s) at reactor temperature	4.67	6.93	5.05	3.62
Hydrogen yield (g H_2/kg biomass, dry basis)	99.55	79.07	64.02	45.05

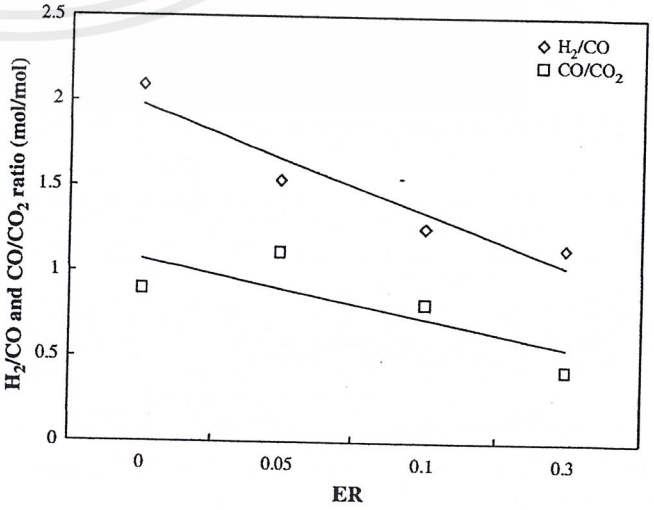


Fig. 5 – Effect of equivalence ratio on H_2/CO and CO/CO_2 molar ratio.

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 5 – Experimental results of different steam/biomass ratio

Steam to biomass ratio	1.05	2.05	2.53	3.47
Reactor temperature (°C)	850	850	850	850
Wet feed rate (kg/h)	0.48	0.48	0.48	0.48
Dry feed rate (kg/h)	0.44	0.44	0.44	0.44
Steam rate (kg/h)	0.50	0.98	1.21	1.66
Gas density (kg/Nm^3)	0.59	0.56	0.54	0.47
Gas yield (m^3/kg daf biomass)	1.83	1.99	1.77	1.77
Low heating value (MJ/Nm^3)	11.36	11.33	12.22	11.94
Residence time (s) at reactor temperature	7.72	5.12	4.64	3.67
Hydrogen yield (g H_2/kg biomass, dry basis)	77.99	89.80	83.34	95.89

biomass ratio was controlled by keeping the biomass feed rate while changing steam rate. Oxygen was not introduced in gasifier. The operating conditions and test results are shown in Table 5 and Fig. 6.

It can be seen that the gas composition displayed increasing trend with the S/B increasing from 47.61 to 60.59%, carbon monoxide levels has a slight change in the range of S/B from 1.05 to 3.47, while carbon dioxide decreased from 26.71 to 14.47%. As water gas (primary) reaction (2) and water gas shift reaction (5) take a key role in the steam gasification process, hydrogen production was raised. Although some researchers [9,18] reported different phenomena with our results, that is, with the increase of the S/B, H_2 and CO_2 contents increased while CO concentration dropped, different biomass species, the type and structure of reactor and reformer, operating conditions and gasification agents lead to different results. In our study, the porous ceramic reformer for tars in the product gas reforming may take a distinct effect in the gasification process. The difference of gasifier with and without porous ceramic reformer was studied in the next section in detail. The concentration of methane and other hydrocarbons (C_2H_4, C_2H_6) holds a relative smooth varying with S/B. The gas yield exhibited a trend of first increase and then decrease. As the increasing S/B, more steam was introduced into reactor, which led to the decrease of gas residence time (s) in reactor.

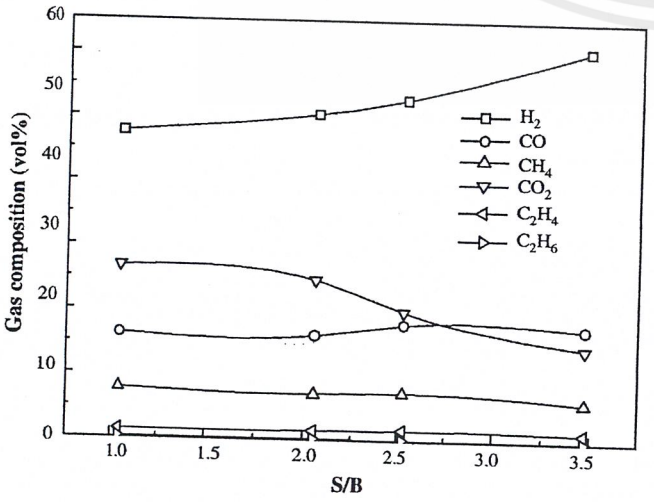


Fig. 6 – Effect of steam to biomass ratio on gas composition.

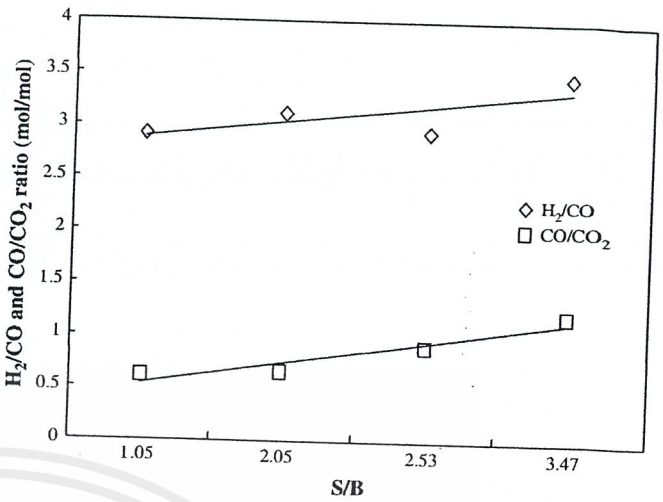


Fig. 7 – Effect of steam to biomass ratio on H_2/CO and CO/CO_2 molar ratio.

Fig. 7 shows the molar ratio of H_2/CO and CO/CO_2 in product gas. As the steam increases, H_2 and CO generation increases and CO_2 decreases. The molar ratio of H_2/CO increases with the steam/biomass ratio increase. The H_2/CO and CO/CO_2 molar ratio changes slightly between 2.91 and 3.47 and between 0.61 and 1.20, respectively. It can be inferred that the water–gas shift reaction favors H_2 production, and porous ceramic may be promote water–gas reaction and tar and heavier hydrocarbon cracking when the products pass though the pore embedded in ceramic.

Although, on the basis of experiments, higher S/B produce larger amount of hydrogen yield, as a byproduct, higher water content was produced in the gasification processes. As we know, the separation steam from producer gas easily by condensation and dryness, however, more energy was consumed to produce excess steam as well as consumed in the process of condensation [19]. So, it may be necessary to select an optimal steam/biomass ratio according to different operating condition. In this study, the optimal value of S/B was found to be 2.05 under the operating condition shown in Table 5.

3.4. *Effect of porous ceramic reforming*

Tar production in biomass gasification is a very important problem for the reason of blocking pipeline of gasifier and polluting environment. As the filling material, porous ceramic was filled in the secondary reformer for tar cracking. When producer gas passed through porous ceramic layer, tar presence in producer gas was introduced simultaneously into the reformer, and was decomposed into small molecule such as H_2, CO, CO_2, etc. In this process, due to plenty of through pores embedded in the porous ceramic, steam reforming reaction (4) and water gas shift reaction (5) could be improved for the products sufficient contact.

Table 6 shows the content of TC (total carbon), TOC (total organic carbon) and IC (inorganic carbon) in the water-soluble tars in the process of reforming with or without porous ceramic. Since the tar in organic phase is too little to be

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนลิขสิทธิ์สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Table 6 – The comparison of TOC in tars produced from two types of reforming

Steam/biomass ratio		1.05	2.05	2.53	3.47
Without porous ceramic reforming	TC (mg/l)	899.13	806.50	789.39	755.50
	TOC (mg/l)	766.88	699.38	694.37	692.25
	IC (mg/l)	132.25	107.19	95.01	63.21
With porous ceramic reforming	TC (mg/l)	511.96	558.13	599.00	399.13
	TOC (mg/l)	440.13	489.38	537.38	344.50
	IC (mg/l)	58.71	68.66	61.59	54.67
TOC conversion (%)		33.24	20.20	13.74	42.34

measured, only the dissolved tars in the water phase were detected when using porous ceramic reforming. The content of TOC in tars varies in the range of 693.25–766.88 mg/l without ceramic reforming, while change between 344.50 and 537.38 mg/l with ceramic reformer. The conversion of TOC is roughly between 22.61 and 50.23% in the two types of reforming process. Fig. 8 shows the appearance comparison of two types of tars produced from porous ceramic reforming and without porous ceramic reforming. It can be seen that, for porous ceramic reforming, it is hardly found the heavy tars in the organic phase, and the main composition is the water-soluble tars, while the mixing of organic phase tars and the dissolved tars in the water phase was observed for without porous ceramic reforming. This may be explained as follows: the porous ceramic in the reformer promoted reaction (9) when the steam and gasification gas entered the pores embedded in porous ceramic. And then, the heavy oil vapours, C_1–C_5 hydrocarbons, naphthalin, gas oils and aromatic compounds were decomposed to yield a mixture of small mole gases (H_2, CO, CO_2, etc.).

Steam porous ceramic reforming of tars $\rightarrow H_2 + CO + CO_2$ + hydrocarbon + ..., $\Delta H > 0$

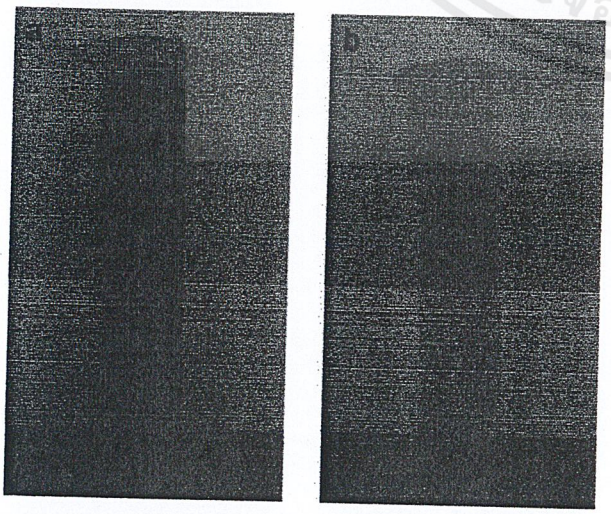


Fig. 8 – The appearance comparison of tars produced from two types of reforming: (a) without porous ceramic reforming; (b) porous ceramic reforming.

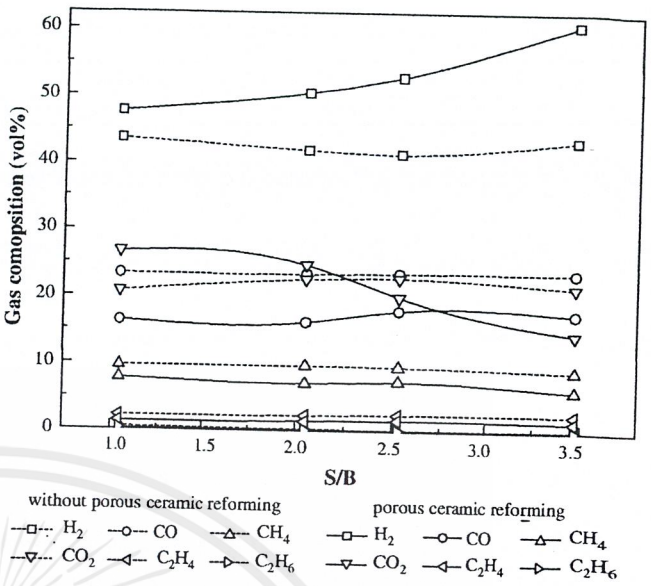


Fig. 9 – Effect of porous ceramic filter on gas composition.

In addition, the presence of inorganic compositions of porous ceramic, for example MgO [20], Fe_2O_3 [21], Na_2O [22], K_2O [23], CaO [24], TiO_2 [25] and BaO [26], etc. may take some catalyst or support roles in the tars and heavy substances cracking, the water gas shift reaction (4) and steam reforming reaction (5), which may enhance H_2 production. The steam introduced into the gasifier may have some improved function in the process of char conversion gas. Due to the larger contact area and the good regenerative heat of porous ceramic, the reforming reaction may be promoted. Therefore, the production of H_2 with porous ceramic reforming is higher than the reforming without porous ceramic. The further detailed catalyst supported with porous ceramic for biogas and tar reforming will be investigated in future.

Fig. 9 presents the comparison of gas composition in the two modes, that is, with and without porous ceramic reforming. The gas concentration of hydrogen for porous ceramic reforming is higher than the one which is filled nothing in the reformer. The maximum H_2 concentration was found at the higher value 60.59% for porous ceramic reforming than the value 43.37% for without porous ceramic reforming

Table 7 – Experimental results of different steam/biomass ratio without porous ceramic reforming

Steam to biomass ratio	1.05	2.05	2.53	3.47
Reactor temperature (°C)	850	850	850	850
Wet feed rate (kg/h)	0.48	0.48	0.48	0.48
Dry feed rate (kg/h)	0.44	0.44	0.44	0.44
Steam rate (kg/h)	0.5	0.98	1.21	1.66
Gas density (kg/Nm^3)	0.69	0.72	0.73	0.73
Gas yield (m^3/kg daf biomass)	2.12	2.27	2.33	2.06
Low heating value (MJ/Nm^3)	13.40	12.89	12.87	12.67
Residence time (s) at reactor temperature	7.25	4.87	4.07	3.53
Hydrogen yield (g H_2/kg biomass, dry basis)	82.35	84.93	86.08	75.41

ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

at the S/B = 3.47, and has a largest increase of 39.68%. CO and CH_4 concentrations for porous ceramic reforming are shown below without porous ceramic reforming at all values of S/B. The LHV of producer gas decreased from 13.40 to 12.67 MJ/Nm^3 with the increase of S/B value. The reduced residence time at reactor temperature is presented in Table 7, and the decreasing trend is similar with the tests varying S/B for porous ceramic reforming.

4. Conclusions

In this research, an experimental investigation of an updraft biomass gasifier combined with a porous ceramic reformer is conducted using pine sawdust under various operating conditions, producing a hydrogen-rich syngas with a high calorific value in the range of 8.10–13.40 MJ/Nm^3 and the hydrogen yield in the range of 45.05–135.40 g H_2/kg biomass.

The gasification temperature was found to affect the hydrogen yield strongly. Higher temperature favors hydrogen production. Tests showed increasing hydrogen yield with increasing gasifier temperature varying from 74.84 g H_2/kg biomass at reaction temperature of 800 °C to 135.4 g H_2/kg biomass at a gasifier temperature of 950 °C.

Higher equivalence ratio increased the temperature of reaction zone, as a cost, the quality of producer gas declined due to more H_2 and CO were consumed. In tests, equivalence ratio varies from 45.05 g H_2/kg biomass at an equivalence ratio of 0.30 to 99.55 g H_2/kg biomass at an equivalence ratio of 0.0, irrespectively. An optimum value of ER was found to be 0.05 in this study.

The steam/biomass ratio was also observed in the research. The tests showed that the increasing value of steam/biomass ratio corresponding with an increase in hydrogen concentration. The increment of hydrogen yield was shown from 77.99 to 95.89 g H_2/kg biomass in the range of steam/biomass ratio from 1.05 to 3.47. According to the hydrogen yield and energy aspects, a steam/biomass ratio was found as the optimum in the steam gasification.

The effect of porous ceramic reforming was studied. The distinct difference of tar component, in the porous ceramic reforming, was the water-soluble tar. The hydrogen composition with porous ceramic reforming is higher than that without porous ceramic filled in reformer.

REFERENCES

[1] Mermoud F, Golfier F, Salvador S, Van de Steene L, Dirion JL. Experimental and numerical study of steam gasification of a single charcoal particle. Combustion and Flame 2006; 145(1–2):59–79.

[2] Çalmage lar A, Demirbas A. Hydrogen rich gas mixture from olive husk via pyrolysis. Energy Conversion and Management 2002;43(1):109–17.

[3] Lv PM, Xiong ZH, Chang J, Wu CZ, Chen Y, Zhu JX. An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed. Bioresource Technology 2004;95(1):95–101.

[4] Hobbs ML, Radulovic PT, Smoot LD. Combustion and gasification of coals in fixed-beds. Progress in Energy and Combustion Science 1993;19(6):505–86.

[5] Natarajan E, Nordin A, Rao AN. Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors. Biomass and Bioenergy 1998;14(5–6):533–46.

[6] Anjaneyulu TSR, Prasad KBS, Seshagiri Rao K, Vaidyeswaran R. Gasification characteristics of coal in a moving bed pressure gasifier. Fuel Processing Technology 1993;35(3):259–74.

[7] Lv P, Yuan Z, Ma L, Wu C, Chen Y, Zhu J. Hydrogen-rich gas production from biomass air and oxygen/steam gasification in a downdraft gasifier. Renewable Energy 2007;32(13): 2173–85.

[8] Franco C, Pinto F, Gulyurtlu I, Cabrita I. The study of reactions influencing the biomass steam gasification process. Fuel 2003;82(7):835–42.

[9] Turn S, Kinoshita C, Zhang Z, Ishimura D, Zhou J. An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification. International Journal of Hydrogen Energy 1998;23(8):641–8.

[10] Chaudhari ST, Dalai AK, Bakhshi NN. Production of hydrogen and/or syngas (H_2 + CO) via steam gasification of biomass-derived chars. Energy & Fuels 2003;17(4):1062–7.

[11] Wang D, Czernik S, Chornet E. Production of hydrogen from biomass by catalytic steam reforming of fast pyrolysis oils. Energy & Fuels 1998;12(1):19–24.

[12] Rapagn S, Jand N, Foscolo PU. Catalytic gasification of biomass to produce hydrogen rich gas. International Journal of Hydrogen Energy 1998;23(7):551–7.

[13] Kimura T, Miyazawa T, Nishikawa J, Kado S, Okumura K, Miyao T, et al. Development of Ni catalysts for tar removal by steam gasification of biomass. Applied Catalysis B: Environmental 2006;68(3–4):160–70.

[14] Świerczyński D, Libs S, Courson C, Kiennemann A. Steam reforming of tar from a biomass gasification process over Ni/olivine catalyst using toluene as a model compound. Applied Catalysis B: Environmental 2007;74(3–4):211–22.

[15] Nishikawa J, Miyazawa T, Nakamura K, Asadullah M, Kunimori K, Tomishige K. Promoting effect of Pt addition to Ni/CeO_2/Al_2O_3 catalyst for steam gasification of biomass. Catalysis Communications 2008;9(2):195–201.

[16] Tomishige K, Asadullah M, Kunimori K. Syngas production by biomass gasification using Rh/CeO_2/SiO_2 catalysts and fluidized bed reactor. Catalysis Today 2004;89(4):389–403.

[17] Skoulou V, Zabaniotou A, Stavropoulos G, Sakelaropoulos G. Syngas production from olive tree cuttings and olive kernels in a downdraft fixed-bed gasifier. International Journal of Hydrogen Energy 2008;33(4):1185–94.

[18] Laihong S, Yang G, Jun X. Simulation of hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds. Biomass and Bioenergy 2008;32(2):120–7.

[19] Florin NH, Harris AT. Enhanced hydrogen production from biomass with in situ carbon dioxide capture using calcium oxide sorbents. Chemical Engineering Science 2008;63(2): 287–316.

[20] Furusawa T, Sato T, Sugito H, Miura Y, Ishiyama Y, Sato M, et al. Hydrogen production from the gasification of lignin with nickel catalysts in supercritical water. International Journal of Hydrogen Energy 2007;32(6):699–704.

[21] Wiltowski T, Mondal K, Campen A, Dasgupta D, Konieczny A. Reaction swing approach for hydrogen production from carbonaceous fuels. International Journal of Hydrogen Energy 2008;33(1):293–302.

[22] Zhu ZH, Lu GQ, Yang RT. New insights into alkali-catalyzed gasification reactions of carbon: comparison of N_2O reduction with carbon over Na and K catalysts. Journal of Catalysis 2000;192(1):77–87.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

[23] Cerfontain MB, Agalianos D, Moulijn JA. CO_2 step-response experiments during alkali catalyzed carbon gasification; evaluation of the so-called CO overshoot. Carbon 1987;25(3): 351–9.

[24] Alarcón N, García X, Centeno MA, Ruiz P, Gordon A. New effects during steam gasification of naphthalene: the synergy between CaO and MgO during the catalytic reaction. Applied Catalysis A: General 2004;267(1–2): 251–65.

[25] Takenaka S, Tomikubo Y, Kato E, Otsuka K. Sequential production of H_2 and CO over supported Ni catalysts. Fuel 2004;83(1):47–57.

[26] Ersolmaz C, Falconer JL. Catalysed carbon gasification with $Ba^{13}CO_3$. Fuel 1986;65(3):400–6.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การพัฒนาเตาปฏิกรณ์และหัวพ่นไฟสำหรับเชื้อเพลิงก๊าซสังเคราะห์

THE DEVELOPMENT OF REACTOR AND BURNER FOR SYNTHESIS GAS

พีระวัฒน์ ศิลป์อริยะ

วีรโชติ ชูโชติ

สุวรรษ สังขนิมิตร

ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2555