



การศึกษาเตาฟลูอิดไต์สเบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควงสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลแบบผง
Study of Swirl Fluidized Bed Gasifier for Powder Biomass

วสุ สุขสุวรรณ
Wasu Sukswan

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the
Degree of Master of Mechanical Engineering
Prince of Songkla University

2561

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์	การศึกษาเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควงสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวล แบบผง
ผู้เขียน	นายวสุ สุขสุวรรณ
สาขาวิชา	วิศวกรรมเครื่องกล

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

คณะกรรมการสอบ

.....
(ดร.มัทตาร์ แวหะยี)

.....ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จารุวัฒน์ เจริญจิต)

.....กรรมการ
(ดร.มัทตาร์ แวหะยี)

.....กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ กำพล ประทีปชัยกูร)

.....กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชยุต นันทดลิต)

.....กรรมการ
(ดร.ฐานันดรศักดิ์ เทพญา)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้รับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ เป็น
ส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล

.....
(ศาสตราจารย์ ดร.ดำรงศักดิ์ ฟ้ารุ่งแสง)
คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้มาจากการศึกษาวิจัยของนักศึกษาเอง และได้แสดงความขอบคุณบุคคลที่มีส่วน
ช่วยเหลือแล้ว

ลงชื่อ.....

(ดร.มัทตาร์ แวหะยี)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์

ลงชื่อ.....

(นายวสุ สุขสุวรรณ)

นักศึกษา

(4)

ข้าพเจ้าขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้ไม่เคยเป็นส่วนหนึ่งในการอนุมัติปริญญาในระดับใดมาก่อน และไม่ได้ถูกใช้
ในการยื่นขออนุมัติปริญญาในขณะนี้

ลงชื่อ.....

(นายวสุ สุขสุวรรณ)

นักศึกษา

ชื่อวิทยานิพนธ์	การศึกษาเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควงสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลแบบผง
ผู้เขียน	นายวสุ สุขสุวรรณ
สาขาวิชา	วิศวกรรมเครื่องกล
ปีการศึกษา	2560

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อออกแบบเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง โดยใช้เชื้อเพลิงจากกากปาล์ม ในงานวิจัยนี้เริ่มจากการออกแบบขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ที่เหมาะสม ซึ่งมีขนาด (D) 20 เซนติเมตร จากนั้นนำไปออกแบบโดยใช้วิธีการคำนวณเชิงตัวเลขแบบ 3 มิติ โดยใช้ซอฟต์แวร์ ANSYS Ver.15.0 (Fluent) สำหรับรูปทรงของเตาเป็นแบบทรงกระบอกที่มีความสูง 7.5D โดยศึกษาผลของท่อทางเข้าอากาศ (1) แบบท่อทางเข้าอากาศทางเดียว, (2) แบบท่อทางเข้าอากาศสองทาง และ (3) ศึกษาตำแหน่งของท่อทางเข้าอากาศ ที่มีผลต่อการไหลในลักษณะหมุนควงภายในเตาปฏิกรณ์ ท่อทางเข้าอากาศจะถูกติดตั้งอยู่ที่ส่วนล่างของเตาซึ่งมีลักษณะเป็นทรงกรวย โดยต่อกับเตาปฏิกรณ์ในแนวสัมผัสเพื่อสร้างการไหลแบบหมุนควง ในการศึกษาได้ทำการควบคุมอัตราการไหลของอากาศให้คงที่ทั้งสองกรณี จากการศึกษาพบว่าตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศที่ทำให้เกิดการไหลแบบหมุนควงที่ดีที่สุดคือ ท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางที่ตำแหน่งความสูง $Y/D=0.75$ ($Y/D=0$ คือตำแหน่งล่างสุดของเตา) ในขั้นตอนต่อมาได้ออกแบบและสร้างเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง โดยใช้ผลที่ได้ศึกษาข้างต้น ในการทดสอบใช้เชื้อเพลิงจากกากปาล์ม ที่มีขนาดไม่เกิน 10 มม. สำหรับสัดส่วนของปริมาณเชื้อเพลิงที่ป้อนถูกควบคุมให้คงที่ที่ 0.05 กิโลกรัมต่อนาที และปรับปริมาณอากาศตามอัตราส่วนสมมูล (ER) ดังนี้ 0.03, 0.06, 0.19, 0.31, 0.49, 1.17, 1.43 และ 2.64 ผลทดสอบสรุปได้ว่า อัตราส่วนสมมูลในช่วง $0.19 \leq ER \leq 1.17$ เป็นช่วงที่สามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) โดยสามารถจุดติดไฟได้อย่างต่อเนื่องเป็นเวลา 12 ชั่วโมง แต่ที่อัตราส่วนสมมูลที่ 0.06 และ 1.43 แก๊สเชื้อเพลิงไม่สามารถเผาได้อย่างต่อเนื่อง สำหรับที่อัตราส่วนสมมูลที่ 0.03 และ 2.64 แก๊สเชื้อเพลิงไม่สามารถจุดติดไฟได้ เนื่องจากมีปริมาณของแก๊สเชื้อเพลิงต่ำหรือมีปริมาณอากาศที่มากทำให้แก๊สเชื้อเพลิงเจือจาง สำหรับการวัดประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ ได้นำแก๊สเชื้อเพลิงที่ในช่วงอัตราส่วนสมมูลที่ $ER = 1.17, 0.49$ และ 0.31 มาตรวจวัดคุณภาพแก๊สเชื้อเพลิง โดยใช้เครื่องมือวิเคราะห์ความเข้มข้นของแก๊สเชื้อเพลิง ทำให้สามารถสรุปได้เบื้องต้นว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาปฏิกรณ์จะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนสมมูลลดลง

Thesis Title	Study of swirl fluidized bed gasifier for powder biomass
Author	Mr.Wasu Suksuwan
Major Program	Mechanical Engineering
Academic Year	2017

ABSTRACT

The purpose of this thesis was to design a small fluidized bed gasifier using palm cake as fuel. In beginning, the diameter of fluidized bed gasifier (D) was designed at D=20 cm. Then, the reactor of fluidized bed gasifier was studied numerically. A 3-D numerical model of the reactor was created using a commercial software of ANSYS Ver.15.0 (Fluent). The reactor was cylindrical, and the reactor length was 7.5D. The comparison of the effect of (1) single air inlet, (2) double air inlets and (3) air inlet positions on swirling flow in a fluidized bed gasifier were studied based on the same mass flow rate. The air inlet pipe was assembled tangentially to the bottom of the reactor. The geometry of the reactor bottom was conical. The results showed that swirling flow at the bottom of the reactor for the case of double inlets at position of $Y/D=0.75$ ($Y/D=0$ was the end of reactor bottom) was the most suitable. In the next step, a small pilot scale of bubbling fluidized bed gasifier was designed and fabricated. The feedstock was palm cake with the size was less than 10 mm. The mass feeding rate of feedstock was fixed at 0.05 kg/min, and flow rate of air was varied according to Equivalent Ratio (ER) at 0.03, 0.06, 0.19, 0.31, 0.49, 1.17, 1.43 and 2.64, respectively. Based on the result obtained in this study, it was found that the ER which can be provided for continuous operation was $0.19 \leq ER \leq 1.17$. For the syngas production study at the ER of 0.06 and 1.43 could not run continuously. Moreover, the result found that the syngas production was incombustible at ER=0.03 and 2.64. Finally, the thermal efficiency of the fluidized bed gasifier was evaluated, which Equivalent Ratio at ER = 1.17, 0.49 and 0.31. It can be concluded that the thermal efficiency of the reactor is increased.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี เนื่องจากได้รับการช่วยเหลือจากหลายๆ ท่านผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณ ดร.มัทตาร์ แวหะยี อาจารย์ที่ปรึกษา ที่ได้กรุณาให้ความรู้ คำแนะนำ คำปรึกษา ข้อคิดเห็น ตลอดจนแก้ไขข้อบกพร่องต่างๆ และเสนอแนวทางในการศึกษาค้นคว้าด้วยความเอาใจใส่อย่างดียิ่งตลอดมา ทำให้วิจัยสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

ขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จารุวัฒน์ เจริญจิต ประธานคณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์, รองศาสตราจารย์ กำพล ประทีปชัยกุล ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชยุต นันทดุสิต และ ดร.ฐานันดรศักดิ์ เทพญา คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ที่กรุณาให้แนวคิดและคำแนะนำเพิ่มเติมจนทำให้วิทยานิพนธ์เล่มนี้มีความถูกต้องสมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอขอบคุณ บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ สำหรับทุนอุดหนุนการวิจัยเพื่อวิทยานิพนธ์ จากเงินงบประมาณแผ่นดิน ปีงบประมาณ 2561 มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ได้อนุเคราะห์ทุนอุดหนุนในการทำวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณ คำแนะนำและการสนับสนุนอุปกรณ์เครื่องมือในงานวิจัยนี้จาก ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

คุณประโยชน์ใดๆ อันพึงมีจากวิทยานิพนธ์ ผู้วิจัยขอมอบแต่ บิดา มารดา ครูบาอาจารย์ ตลอดจนสถานศึกษาที่ได้ประสิทธิ์ประสาทวิชาความรู้ให้แก่ผู้วิจัยตลอดมา และขอมอบแต่ทุกท่านที่มีส่วนสำคัญต่อความสำเร็จในการทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

สารบัญ

รายการ	หน้า
หน้าอำนวยการ	(2)
หนังสือรับรอง	(3)
บทคัดย่อไทย	(5)
บทคัดย่ออังกฤษ	(6)
กิตติกรรมประกาศ	(7)
สารบัญ	(8)
สารบัญตาราง	(10)
สารบัญภาพ	(11)
รายงานผลงานที่ตีพิมพ์และการประชุมวิชาการ	(12)
บทที่ 1 บทนำ	
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา	1
1.2 หลักการทั่วไป	4
1.3 การสืบค้นเอกสารที่เกี่ยวข้อง	10
1.4 วัตถุประสงค์ของการวิจัย	12
บทที่ 2 วิธีการศึกษา	
2.1 การคำนวณขนาดของเตาเผาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์	13
2.2 ออกแบบทางเข้าอากาศให้เป็นการไหลแบบหมุนควง โดยใช้ CFD	16
2.3 ศึกษารูปแบบของการเผาไหม้เชื้อเพลิงจากกากปาล์มน้ำมัน	17
2.4 การศึกษาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์	18
บทที่ 3 ผลและการวิเคราะห์	
3.1 การออกแบบขนาดเตาเผาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์	22
3.2 ผลของการศึกษาทางเข้าอากาศให้เป็นการไหลแบบหมุนควง โดยใช้ CFD	24
3.3 ศึกษารูปแบบของการเผาไหม้เชื้อเพลิงจากกากปาล์มน้ำมัน	29
3.4 การทดสอบหาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์	31
บทที่ 4 สรุปผลการวิจัย ข้อเสนอแนะ	
4.1 สรุปผลการดำเนินงาน	34
4.2 ข้อเสนอแนะ	35

สารบัญ (ต่อ)

รายการ	หน้า
บรรณานุกรมหรือเอกสารอ้างอิง	36
ภาคผนวก	
ภาคผนวก ก.	39
ภาคผนวก ข.	51
ภาคผนวก ค.	62
ภาคผนวก ง.	72
ภาคผนวก จ.	81
ภาคผนวก ช.	87
ประวัติผู้เขียน	89

สารบัญตาราง

สารบัญตาราง	หน้า
ตารางที่ 1 สภาวะการทำงานของเตาเผาแต่ละประเภท	8
ตารางที่ 2 การเปรียบเทียบแก๊สซีไฟเออร์แต่ละประเภท	9
ตารางที่ 3 ผลการวิเคราะห์ปริมาณธาตุของกากปาล์มน้ำมัน	23
ตารางที่ 4 ผลกระทบของอัตราส่วนสมมูลที่ทำให้เกิดการผลิตเชื้อเพลิงอย่างต่อเนื่อง	30
ตารางที่ 5 ผลการวิเคราะห์แก๊สเชื้อเพลิงในแต่ละอัตราส่วนสมมูล	32
ตารางที่ 6 ผลการคำนวณการหาประสิทธิภาพเชิงความร้อน	32
ตารางที่ 7 ผลการศึกษาพลังงานความร้อนที่ได้จากเตาฟลูอิชเบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง	33

สารบัญญภาพ

สารบัญญภาพ	หน้า
รูปที่ 1 การใช้พลังงานในแต่ละปีที่ผ่านมา และแนวโน้มการใช้พลังงานขั้นต้น ปี 2559	1
รูปที่ 2 กากปาล์มเป็นส่วนที่เหลือจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	2
รูปที่ 3 ไดอะแกรมเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง	3
รูปที่ 4 ประเภทของฟลักซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์	6
รูปที่ 5 ประเภทของฟลูอิดไดซ์เบดและเอนเทรนส์เบดแก๊สซิไฟเออร์	8
รูปที่ 6 โมเดลของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์	16
รูปที่ 7 ไดอะแกรมของเตาเผาฟลูอิดเบดซ์แก๊สซิไฟเออร์	17
รูปที่ 8 สตรีมไลน์ (ซ้าย) และคอนทัวร์ (ขวา) ของความเร็วภายในเตาฟลูอิดไดซ์เบด	25
รูปที่ 9 โปรไฟล์ความเร็ว (u-Component velocity) ในเตาแก๊สซิไฟเออร์	26
รูปที่ 10 ลักษณะการไหลภายในเตาแก๊สซิไฟเออร์	27
รูปที่ 11 โปรไฟล์ความเร็ว (u-Component velocity) ในเตาแก๊สซิไฟเออร์	28
รูปที่ 12 เตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์	29
รูปที่ 13 ลักษณะของแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ที่เกิดขึ้น	30
รูปที่ 14 อุณหภูมิในแต่ละตำแหน่งของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์	31
รูปที่ 15 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพเชิงความร้อนกับค่าอัตราส่วนสมมูล	32

รายงานผลงานตีพิมพ์และประชุมวิชาการ

รายงานผลงานตีพิมพ์และประชุมวิชาการจะแบ่งตามลักษณะผลงานซึ่งประกอบด้วย 3 กลุ่ม ดังนี้

การเผยแพร่อนุสิทธิบัตร

มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์. *เตาฟลูอิดไชน์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง*, อนุสิทธิบัตรไทย เลขที่คำขอ 1803001058 (ภาคผนวก ก.)

การเผยแพร่ผลงานตีพิมพ์ในวารสารระดับนานาชาติ

Suksuwan, W., Wae-hayee, M., Mel, M., “ *The Effect of Single and Double Air Inlets on Swirling Flow in the Reactor of a Fluidized Bed Gasifier.* ” Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences 44 (2018): 157-166, indexed by Scopus. (ผลงานตีพิมพ์ใน ภาคผนวก ข.)

Suksuwan, W., Wae-hayee, M., Mel, M., “ *Development of Mini Pilot Fluidized Bed Gasifier for Industrial Approach: Preliminary Study Based on Continuous Operation.* ” Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences 45, (2018), pp. 35-43, indexed by Scopus. (ผลงานตีพิมพ์ใน ภาคผนวก ค.)

การเผยแพร่ผลงานประชุมวิชาการ

วสุ สุขสุวรรณ, อาคม ปะหลามานิต, ระชา เดชชาญชัยวงศ์, Mohd Faizal Mohideen Batcha, และ มั๊กตาร์ แวะหะยี. “*ผลของตำแหน่งทางเข้าอากาศที่มีต่อการไหลแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดไชน์เบดแก๊สซิไฟเออร์*” การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 32, 3 – 6 กรกฎาคม 2561 จังหวัดมุกดาหาร ประเทศไทย (ภาคผนวก ง.)

สำเนาที่ได้รับการยินยอมจากผู้พิมพ์ผลงาน

ภาคผนวก ข. และ ค.



wasu suksuwan <wasu.ssw@gmail.com>

Request permission to reprint my Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences in my Thesis.

3 messages

wasu suksuwan <wasu.ssw@gmail.com>
To: azwadi@utm.my

Mon, Jul 16, 2018 at 12:08 PM

Dear Editor-in-chief,
Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences

I would like to request permission to reprint my paper in Thesis.

Wasu Suksuwan, Makatar Wae-hayee and Maizirwan Mel. (2018). *Development of Mini Pilot Fluidized Bed Gasifier for Industrial Approach: Preliminary Study Based on Continuous Operation*, Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences, vol. 45, May 2018, pp. 35 – 43.

Thank you very much for your kindness and warm cooperation.

wasu suksuwan <wasu.ssw@gmail.com>
To: azwadi@utm.my

Mon, Jul 16, 2018 at 12:10 PM

Dear Editor-in-chief,
Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences

I would like to request permission to reprint my paper in Thesis.

Wasu Suksuwan, Makatar Wae-hayee and Maizirwan Mel. (2018). *The Effect of Single and Double Air Inlets on Swirling Flow in the Reactor of a Fluidized Bed Gasifier*, Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences, vol. 44, April 2018, pp. 157 – 166.

Thank you very much for your kindness and warm cooperation.

NOR AZWADI BIN CHE SIDIK FKM <azwadi@utm.my>
To: wasu suksuwan <wasu.ssw@gmail.com>

Tue, Jul 17, 2018 at 11:23 AM

Permission granted.

Thank you

Nor Azwadi
Chief-Editor

[Quoted text hidden]

DISCLAIMER: The information in this e-mail and any attachment(s) transmitted with it ("Message") is intended only for the use of the intended recipient(s) and may contain confidential or privileged information. UTM are not responsible for any unauthorised changes made to the information or for the effect of such changes. You are hereby notified that any action in reliance upon, or any review, retransmission, dissemination, distribution, printing or copying of this Message or any part thereof by anyone other than the intended recipient(s) is strictly prohibited. Any opinions, conclusions and other information in this Message that do not relate to the official business of UTM shall be understood as neither given nor endorsed by UTM. UTM shall not be liable for loss or damage caused by viruses transmitted by this Message.

บทที่ 1 บทนำ

1.1 ความเป็นมาของงานวิจัย

ในปัจจุบันความต้องการพลังงานภายในประเทศมีแนวโน้มที่สูงขึ้น จากข้อมูลของสำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน [1] ได้จัดทำสถานการณ์พลังงานในปี พ.ศ.2558 ซึ่งแสดงภาพรวมของการใช้พลังงานขั้นต้นเพิ่มขึ้นร้อยละ 1.8 เมื่อเทียบกับปี พ.ศ. 2557 ซึ่งข้อมูลนี้ชี้ให้เห็นถึงความต้องการพลังงานที่เพิ่มขึ้น อาจทำให้เกิดแนวโน้มของการขาดแคลนพลังงานได้ในอนาคตถ้ายังใช้แหล่งพลังงานตามธรรมชาติที่ใช้แล้วหมดไป ดังนั้นการนำพลังงานทดแทนกลับมาใช้ประโยชน์จึงมีแนวโน้มที่สูงขึ้นในทุกปี จากรูปที่ 1 แสดงให้เห็นว่าในปัจจุบันประเทศไทยให้ความสำคัญกับการนำพลังงานทดแทนมาใช้แทนพลังงานที่ใช้แล้วหมดไป

หน่วย: พันบาร์เรลเทียบเท่าน้ำมันดิบต่อวัน

	2555	2556	2557	2558	2559f
การใช้พลังงานรวม	2,398	2,479	2,548	2,595	2,642
น้ำมัน	710	730	734	767	790
ก๊าซธรรมชาติ	889	909	916	919	926
ถ่านหิน/ลิกไนต์	328	318	359	352	353
พลังงานทดแทน	416	477	495	515	519
พลังน้ำ/ไฟฟ้าเข้า	55	46	44	41	54
อัตราการเปลี่ยนแปลง (%)					
การใช้พลังงานรวม	4.7	3.4	2.8	1.8	1.8
น้ำมัน	5.2	2.8	0.6	4.5	3.0
ก๊าซธรรมชาติ	9.8	2.3	0.8	0.3	0.8
ถ่านหิน/ลิกไนต์	3.5	-3.2	12.9	-1.8	0.3
พลังงานทดแทน	-4.3	14.8	3.7	4.0	0.8
พลังน้ำ/ไฟฟ้าเข้า	3.0	-17.6	-3.6	-5.8	31.7

f ข้อมูลประมาณการ

รูปที่ 1 การใช้พลังงานในแต่ละปีที่ผ่านมา และแนวโน้มการใช้พลังงานขั้นต้น ปี 2559 [1]

จากการสำรวจภายในโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มแห่งหนึ่งพบว่า กากปาล์มที่ได้แสดงในรูปที่ 2 เป็นส่วนที่เหลือจากการผลิตภายในโรงงาน ซึ่งมีลักษณะเป็นแบบผงและมีส่วนที่เป็นใยผสมอยู่ ดังนั้นจึงมีแนวคิดที่จะนำกากปาล์มส่วนที่เหลือมาใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุด โดยนำกากปาล์มมาแปรรูปเป็นเชื้อเพลิง สำหรับวิธีการแปรรูปเชื้อเพลิงจากกากปาล์ม สามารถทำได้หลายวิธี [2] ดังนี้ (1) การแปรรูปด้วยวิธีการเผาไหม้โดยตรง (Combustion), (2) การแปรรูปด้วยการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง (Gasification), (3) การแปรรูปด้วยวิธีการหมัก (Fermentation) และ (4) การแปรรูปด้วยวิธีการผลิตเชื้อเพลิงเหลวจากพืช (Bio-fuel) ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้สนใจศึกษาการแปรรูปกากปาล์มด้วยการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง ซึ่งเป็นการเปลี่ยนเชื้อเพลิงแข็งให้กลายเป็นแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ซึ่งมีคุณสมบัติใน

การเผาไหม้ได้อีกครั้ง ได้แก่ ก๊าซมีเทน (CH_4), ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และ ก๊าซไฮโดรเจน (H_2)

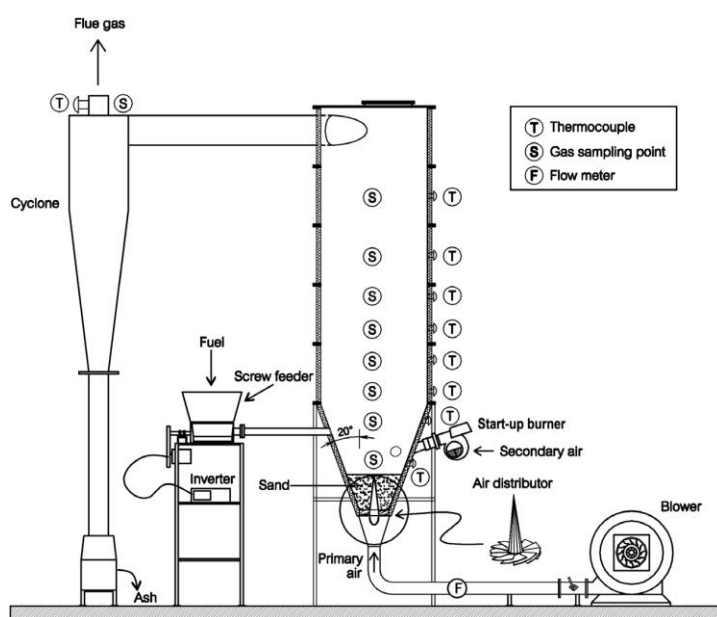


รูปที่ 2 กากปาล์มเป็นส่วนที่เหลือจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

การแปรรูปด้วยการผลิตก๊าซ (Gasification) คือกระบวนการที่เปลี่ยนเชื้อเพลิงแข็งให้อยู่ในรูปเชื้อเพลิงแก๊ส โดยทำให้เกิดการสันดาปที่ไม่สมบูรณ์ ซึ่งจะต้องควบคุมปริมาณอากาศเข้า ให้มีปริมาณน้อยไม่เพียงพอที่ทำให้เกิดการสันดาปที่สมบูรณ์ แต่จะเกิดความร้อนเพื่อก่อให้เกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งสามารถแบ่งชั้นของการเกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันได้ 4 ชั้น คือ ชั้นลดความชื้น, ชั้นกลั่นสลาย, ชั้นเผาไหม้ และ และชั้นรีดักชัน โดยทั่วไปในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน จะนิยมใช้เตาที่มีชื่อเรียกว่า เตาแก๊สซิไฟเออร์ (Gasifier) ซึ่งสามารถแบ่งประเภทของเตาแก๊สซิไฟเออร์ได้เป็น 3 ประเภท คือ (1) ฟิกซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ (Fixed bed gasifier) เตาประเภทนี้เป็นเตานิยมใช้ในปัจจุบัน เนื่องจากสามารถทำได้ง่ายไม่ซับซ้อน สามารถใช้เชื้อเพลิงได้หลากหลาย แต่ไม่เหมาะสมกับเชื้อเพลิงชีวมวลแบบผง ซึ่งสามารถแบ่งได้ตามทิศทางการไหลของอากาศที่เข้าและการจัดเรียงของชั้นปฏิกิริยาต่าง ๆ, (2) ฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ (Fluidized bed gasifier) รูปแบบนี้มีความเหมาะสมกับเชื้อเพลิงบางชนิด รวมถึงเชื้อเพลิงขนาดเล็ก ในเตาเผาผลิตแก๊สนี้ อากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิงแข็ง เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศถึงค่าหนึ่ง ชั้นเชื้อเพลิงที่วางอยู่จะเริ่มลอยตัว ในตอนเริ่มติดเตาเผา นั้น เชื้อเพลิงจะได้รับความร้อนจากภายนอกจนมีอุณหภูมิสูงขึ้นจนจุดติดไฟ หลังจากนั้นเชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าอย่างสม่ำเสมอ การเผาไหม้จะเกิดทั่วบริเวณภายในเตาเผา และ (3) เอนเทรนส์เบดแก๊สซิไฟเออร์ (Entrained bed gasifier) เป็นเตาเผาที่ใช้การหมุนวนของอากาศเพื่อส่งผ่านความร้อนระหว่างของแข็งและแก๊ส ลักษณะเชื้อเพลิงที่เหมาะสม เช่น ผงถ่านหินและเชื้อเพลิงที่มีขนาดเล็ก ใน

งานวิจัยฉบับนี้สนใจจะพัฒนาระบบฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ ซึ่งมีคุณสมบัติสามารถแปรรูปชีวมวลที่เป็นแบบผงให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) เช่น กากปาล์ม ตามที่ได้กล่าวมาเบื้องต้น

เตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์สามารถแบ่งได้เป็น 2 ชนิด คือ (1) แบบไหลวน (Circulating Fluidized Bed gasifier) ซึ่งจะมีการไหลวนของวัสดุตัวกลางภายในระบบ และ (2) แบบฟองอากาศ (Bubbling fluidized Bed gasifier) ซึ่งจะมีการเคลื่อนที่ของวัสดุคล้ายฟองอากาศ ในงานวิจัยนี้จะสนใจศึกษาเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ แบบฟองอากาศที่เป็นการไหลแบบหมุนควง (Swirl fluidized bed gasifier) ดังแสดงในรูปที่ 3



รูปที่ 3 ไดอะแกรมเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง [2]

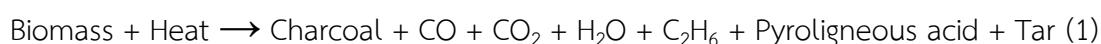
เตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควงถูกพัฒนาขึ้นโดย Kaewklum และคณะ [3] เตาแก๊สซิไฟเออร์ชนิดนี้เหมาะสำหรับการใช้งานในอุตสาหกรรมขนาดเล็ก ใช้พื้นที่น้อย และยังเหมาะกับชีวมวลในลักษณะที่เป็นผง หรือมีขนาดเล็ก สำหรับปัญหาที่เกิดจากการใช้เตาแก๊สซิไฟเออร์ชนิดนี้ คือการทำงานยังไม่สามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง เนื่องจากทางด้านล่างของเตาแก๊สซิไฟเออร์ไม่มีส่วนที่รองรับการระบายของขี้เถ้าที่ต้องตกลงด้านล่าง จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อพัฒนาเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง ให้สามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่องอย่างน้อย 12 ชั่วโมง โดยใช้เชื้อเพลิงจากกากปาล์ม

1.2 หลักการทั่วไป

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) [4] คือ กระบวนการที่เปลี่ยนเชื้อเพลิงแข็งให้อยู่ในรูปเชื้อเพลิงแก๊ส โดยทำให้เกิดการสันดาปที่ไม่สมบูรณ์ โดยควบคุมปริมาณอากาศเข้าให้มีปริมาณน้อยไม่เพียงพอต่อการสันดาปที่สมบูรณ์แต่จะเกิดความร้อนเพื่อก่อให้เกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน โดยทั่วไปเตาแก๊สซิไฟเออร์สามารถแบ่งขั้นตอนของการเกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันออกเป็นขั้นตอนที่สำคัญๆ ได้ 4 ขั้นตอนปฏิกิริยา [5] ดังนี้

1. ชั้นลดความชื้น (Drying zone) อุณหภูมิในชั้นนี้จะอยู่ที่ประมาณ 100 – 135 °C จึงไม่สูงพอที่จะเกิดการสลายตัวของสารระเหยต่าง ๆ แต่จะมีการระเหยความชื้นที่มีอยู่ในชีวมวลให้ออกมาในรูปของไอน้ำแทน

2. ชั้นกลั่นสลาย (Distillation zone) ในขั้นนี้สารอินทรีย์ที่อยู่ในเชื้อเพลิงจะสลายทำให้เกิดสารระเหย (Volatile matter) ต่าง ๆ ออกมาซึ่งประกอบไปด้วยเมทานอล กรดน้ำส้ม น้ำมันดิน แก๊สที่เผาไหม้ได้และไม่ได้ โดยเกิดการได้รับความร้อนที่ส่งมาจากชั้นเผาไหม้ที่อยู่ตำแหน่งด้านล่าง อุณหภูมิในชั้นนี้จะประมาณ 135 – 600 °C เมื่อเวลาผ่านไปเชื้อเพลิงจะเหลืออยู่ในรูปของแข็งที่เป็นถ่าน ดังสมการที่ 1

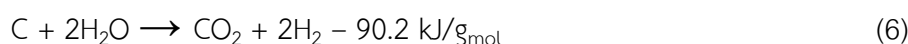


3. ชั้นเผาไหม้ (Combustion zone) เป็นส่วนของขั้นแรกที่สัมผัสกับอากาศที่ป้อนเข้าไปมีอุณหภูมิสูงสุดประมาณ 900 – 1200 °C การเผาไหม้ระหว่างคาร์บอนกับออกซิเจนจะได้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการที่ 2 และแก๊สไฮโดรเจนทำปฏิกิริยากับแก๊สออกซิเจนได้น้ำออกมา ดังสมการที่ 3 ในขั้นตอนนี้ต้องควบคุมแก๊สออกซิเจนที่อยู่ในอากาศให้มีปริมาณน้อย



4. ชั้นรีดักชัน (Reduction zone) เป็นการนำสิ่งที่ได้จากชั้นเผาไหม้ คือ คาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ มาทำปฏิกิริยาต่อโดยการเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ให้เกิดเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จากการเคลื่อนที่ผ่านคาร์บอนที่ร้อน ดังสมการที่ 4 อุณหภูมิที่เหมาะสมของขั้นนี้

อยู่ที่ประมาณ 500 – 1,000 °C ส่วนไอน้ำทำปฏิกิริยากับคาร์บอนจะได้แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ดังสมการที่ 5 อุณหภูมิที่เหมาะสมของชั้นนี้อยู่ที่ประมาณ 500 – 1,000 °C สำหรับสมการที่ 6 จะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิประมาณ 500 – 600 °C เมื่อเพิ่มไอน้ำจะมีการเพิ่มขึ้นของแก๊สไฮโดรเจนตามมาและจะเกิดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งมีผลให้ค่าพลังงานความร้อนของแก๊สสูงขึ้น แต่ถ้ามีไอน้ำมากเกินไป ไอน้ำอาจทำให้ค่าความร้อนของแก๊สที่ได้ลดลง ดังสมการที่ 7 โดยแก๊สไฮโดรเจนจะไปรวมตัวกับคาร์บอนและเกิดเป็นแก๊สมีเทนออกมาได้ ดังสมการที่ 8 โดยจะเกิดขึ้นได้ดีที่ความดันสูง ๆ และอุณหภูมิไม่สูงมาก เพราะปริมาณของแก๊สไฮโดรเจนจะสูงสุดเมื่ออุณหภูมิของโซนรีดักชันอยู่ประมาณ 700 °C เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นเรื่อย ๆ ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนจะลดลงเรื่อย ๆ

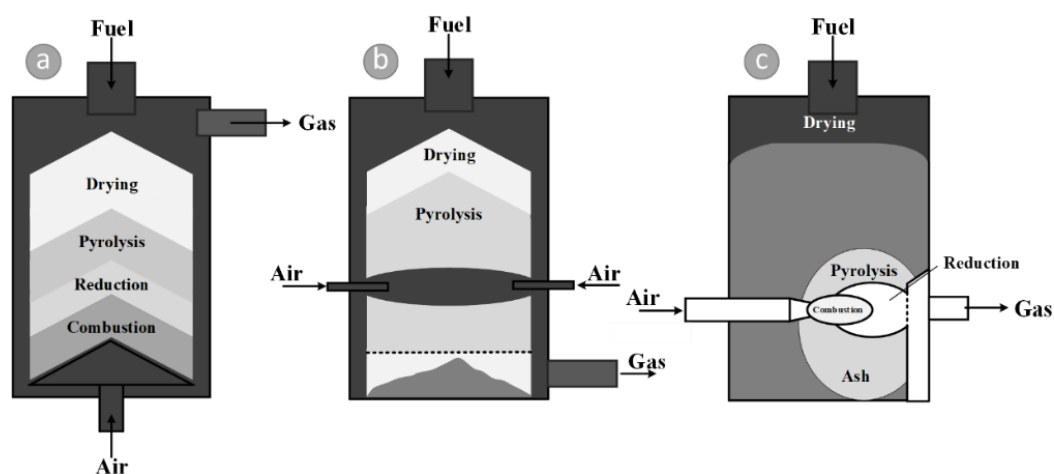


ประเภทเตาเผาในระบบแก๊สซิฟิเคชัน [5] เตาเผาในระบบแก๊สซิฟิเคชันทำงานโดยเปลี่ยนรูปแบบพลังงานจากเชื้อเพลิงแข็งให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิง โดยให้ความร้อนผ่านตัวกลางไปทำปฏิกิริยาในระบบ เช่น อากาศ, ออกซิเจน, หรือไอน้ำ เตาเผาในระบบแก๊สซิฟิเคชันสำหรับผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) เพื่อใช้ในกระบวนการทางความร้อนแบ่งได้ 3 ประเภท ดังนี้

1. ฟิกซ์เบดแก๊สซิฟิเออร์ (Fixed bed gasifier) เชื้อเพลิงภายในแก๊สซิฟิเออร์ชนิดนี้จะมีตัวรองรับ เช่น ตะแกรง ติดอยู่กับเตา อุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ต่ำประมาณ 425 – 650 °C เตาฟิกซ์เบดแก๊สซิฟิเออร์ยังสามารถแบ่งได้ตามทิศทางการไหลของอากาศที่เข้ามาและการจัดเรียงตัวของสารเกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน ภายในเตาผลิตแก๊สได้ 3 ชนิด คือ

1.1 เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบอากาศไหลขึ้น (Updraft gasifier) แสดงในรูปที่ 4(a) เตาผลิตแก๊สแบบนี้เป็นแบบง่ายที่สุด หลักการทำงาน คือ ชั้นล่างสุดจะเป็นชั้นเผาไหม้, ชั้นรีดักชัน, ชั้นกลั่นสลาย และชั้นลดความชื้นถัดขึ้นมาตามลำดับ เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่ส่วนบนของเตา อากาศจะเข้ามาทางด้านล่าง และแก๊สเชื้อเพลิงจะออกทางด้านบน ข้อดีของเตาเผาแบบนี้คือสามารถเพิ่มปริมาณแก๊สเชื้อเพลิงได้โดยใช้ไอน้ำเข้าช่วย นอกจากนั้นยังสามารถใช้กับชีวมวลที่มีความชื้นสูงได้ อาจจะสูง

ได้ถึงร้อยละ 50 โดยที่อุณหภูมิเฉลี่ยของแก๊สเชื้อเพลิง ที่ออกจากเตาเผาจะค่อนข้างต่ำคือประมาณ 120 – 150 °C เนื่องจากชั้นทางออกของแก๊สเชื้อเพลิงไม่ติดกับชั้นเผาไหม้ แต่จะส่งผลให้มีสารระเหย ที่ออกมาพร้อมกับแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) เช่น น้ำมันดิน



(a) แบบอากาศไหลขึ้น (b) แบบอากาศไหลลง (c) แบบอากาศไหลตามขวาง

รูปที่ 4 ประเภทของฟิกส์เบดแก๊สซิไฟเออร์ [6]

1.2 เตาแก๊สซิไฟเคชันแบบอากาศไหลลง (Downdraft gasifier) แสดงในรูปที่ 4(b) หลักการทำงาน คือ ชั้นล่างสุดจะเป็นชั้นรีดักชัน ถัดมาเป็นชั้นเผาไหม้อากาศจะถูกส่งให้ไหลเข้าไปในชั้นนี้ ชั้นกลั่นสลายและชั้นลดความชื้นถัดขึ้นมาตามลำดับ เชื้อเพลิงจะใส่ทางด้านบนแล้วสารระเหยจากชั้นกลั่นสลายจะต้องลงผ่านชั้นเผาไหม้ทำให้เกิดการเผาไหม้สารระเหยต่าง ๆ ที่อุณหภูมิ 900 – 1,200 °C ทำให้แก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตออกมาได้นั้นปราศจากสารระเหย ในชั้นเผาไหม้จะมีการออกแบบให้เป็นคอคอดเพื่อบีบให้อากาศเข้า มีวัตถุประสงค์เพื่อเพิ่มการเผาไหม้ให้เพียงพอในการสลายน้ำมันดิน อุณหภูมิเฉลี่ยของแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ที่ออกมาจากเตาเผาค่อนข้างสูงมากประมาณ 450 – 550 °C

1.3 เตาแก๊สซิไฟเคชันแบบอากาศไหลตามขวาง (Crossdraft gasifier) แสดงในรูปที่ 4(c) เตาเผาแบบนี้จะเป็นแบบที่เล็กและเบาที่สุด หลักการทำงาน คือ เชื้อเพลิงจะถูกป้อนจากทางด้านบนของเตา และทิศทางการไหลของอากาศจะตั้งฉากกับแนวแกนของเตา อากาศจะถูกส่งตรงไปที่ชั้นเผาไหม้และต่อไปยังชั้นรีดักชัน ซึ่งทั้งสองชั้นนี้จะเป็นชั้นเล็ก ๆ วางเรียงกันตามแนวอนจึงสามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ได้เร็วกว่าเตาฟิกส์เบดแก๊สซิไฟเออร์อีกสองแบบ เพราะระยะทางในการทำปฏิกิริยาสั้นกว่า อุณหภูมิเฉลี่ยของแก๊สเชื้อเพลิงที่ออกมาจากเตาเผาจะไม่สูงมาก

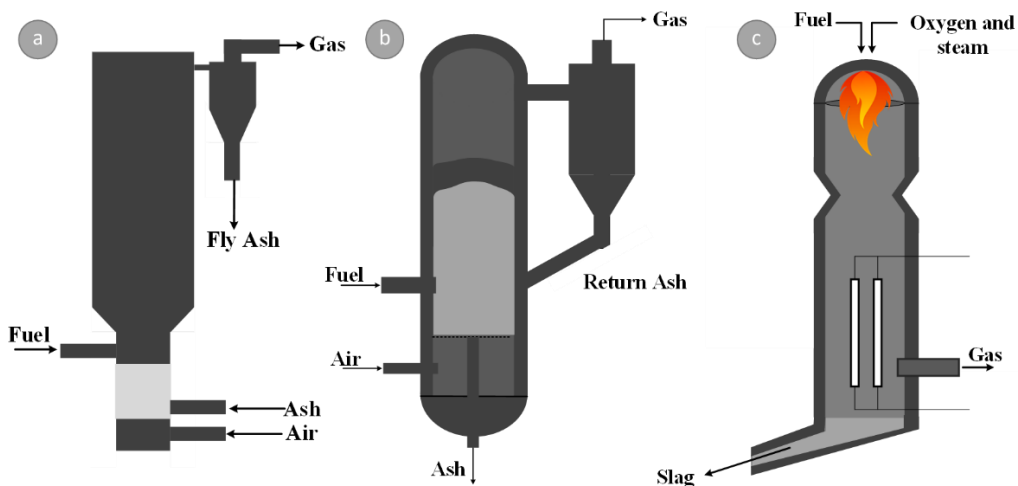
2) เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ (Fluidized bed gasifier) เป็นเตาแก๊สซิไฟเออร์ที่มีความเหมาะสมกับเชื้อเพลิงบางชนิด เช่น เชื้อเพลิงที่มีขนาดเล็ก มีความหนาแน่นต่ำ ปริมาณของเถ้าและอนุภาคมูลหอยของเถ้าสูง ในเตาผลิตแก๊สนี้อากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิงแข็ง เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศถึงค่าหนึ่ง ชั้นเชื้อเพลิงที่วางอยู่จะเริ่มลอยตัว ในตอนเริ่มติดเตาเผาชั้นเชื้อเพลิงจะได้รับความร้อนจากภายนอกจนมีอุณหภูมิสูงขึ้นจนจุดติดไฟ หลังจากนั้นเชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าอย่างสม่ำเสมอ การเผาไหม้จะเกิดทั่วบริเวณภายในเตาเผา สามารถทำงานที่อุณหภูมิต่ำประมาณ 800 – 900 °C ซึ่งต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของเถ้าได้ โดยอุณหภูมิของการเผาไหม้และการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจะเกิดขึ้นพร้อมกันที่สภาวะการเกิดฟลูอิดไคซ์เบดของสารตัวกลางแต่เนื่องจาก เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ต้องการอากาศที่มีความเร็วสูง ดังนั้นจึงมีการสูญเสียเชื้อเพลิงไปกับอากาศบางส่วนและแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) จะมีอนุภาคฝุ่นปะปนสูง ซึ่งบริเวณการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ไพโรไลซิส และแก๊สซิฟิเคชัน จะเกิดในช่วงเดียวกันไม่มีการแบ่งแยกอย่างชัดเจน จึงทำให้น้ำมันดินเจือปนอยู่ในก๊าซเช่นเดียวกับระบบฟิกส์เบดแบบไหลขึ้น สำหรับเตาแก๊สซิไฟเออร์ชนิดฟลูอิดไคซ์เบดสามารถแบ่งออกเป็น 2 แบบ คือแบบเบดไหลวน (Circulating Fluidized Bed gasifier) และแบบเบดฟองอากาศ (Bubbling fluidized Bed gasifier) [7]

2.1 แบบเบดฟองอากาศ (Bubbling fluidized Bed gasifier) ดังแสดงในรูปที่ 5(a) ประกอบด้วยประตูทางส่วนล่าง ตลอดส่วนนี้เป็นบริเวณที่อากาศถูกป้อนเข้ามา ส่วนทางด้านบนของประตูก็คือเบดหมุนซึ่งมีไว้เพื่อให้เชื้อเพลิงชีวมวลที่มีขนาดเล็กเข้ามาเก็บรอบไว้และเข้าไปทำปฏิกิริยาต่อไป การควบคุมอุณหภูมิจะอยู่ที่ 700-900 °C ซึ่งจะควบคุมได้โดยอัตราส่วนระหว่างเชื้อเพลิงชีวมวลและอากาศ เชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกแยกสลายในเบดร้อน (Hot Bed) ให้กลายเป็นถ่านในลักษณะส่วนประกอบของแก๊สส่วนประกอบที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูงจะเริ่มแตกตัวเมื่อมาสัมผัสกับความร้อนจะทำให้แก๊สชีวมวลมีปริมาณของน้ำมันดินต่ำ ปกติแล้วจะน้อยกว่า 1-3 g/m³

2.2 แบบเบดไหลวน (Circulating Fluidized Bed gasifier) ดังแสดงในรูปที่ 5(b) แก๊สซิไฟเออร์แบบนี้สามารถทำงานโดยรองรับชีวมวลปริมาณมาก ๆ ได้ดี เช่นในอุตสาหกรรมกระดาษ โดยเบดจะถูกหมุนอยู่ในห้องเผาไหม้ (Reaction Vessel) และไซโคลนจะเป็นส่วนที่ใช้ในการแยกเถ้าออกจากด้านล่างส่วนถ่านจะถูกแยกเข้าไปในห้องเผาไหม้อีกครั้งหนึ่งแก๊สซิไฟเออร์แบบนี้สามารถทำงานได้ภายใต้ความดันสูง

3) เอนเทรนส์เบดแก๊สซิไฟเออร์ (Entrained bed gasifier) ดังแสดงในรูปที่ 5(c) เป็นเตาเผาที่ใช้การหมุนของอากาศเพื่อส่งผ่านความร้อนระหว่างของแข็งและแก๊ส ตามที่แสดงในรูปที่

6 ให้มีอุณหภูมิอยู่ที่ 1,200 – 1,600 °C ลักษณะเชื้อเพลิงที่เหมาะสม เช่น ผงถ่านหินและเชื้อเพลิงที่มีขนาดเล็ก ๆ เป็นต้น



(a) แบบเบดฟองอากาศ, (b) แบบเบดไหลวน, (c) เอนทรานส์เบดแก๊สซิไฟเออร์

รูปที่ 5 ประเภทของฟลูอิดไดซ์เบดและเอนทรานส์เบดแก๊สซิไฟเออร์ [7]

การเปรียบเทียบสภาวะการทำงานของเตาเผาแก๊สซิไฟเคชันในแต่ละชนิดได้แสดงไว้ในตารางที่ 1 และในตารางที่ 2 ได้แสดงการเปรียบเทียบข้อดีข้อเสียของเตาแก๊สซิไฟเออร์ในแต่ละประเภท

ตารางที่ 1 สภาวะการทำงานของเตาเผาแต่ละประเภท [6]

ตัวแปร	Fixed bed	Fluidized bed	Entrained bed
ขนาดเชื้อเพลิง (mm)	<51	<6	<0.15
การใช้เชื้อเพลิงขนาดเล็กกว่า	มีข้อจำกัด	ดี	ดีมาก
การใช้เชื้อเพลิงขนาดใหญ่กว่า	ดีมาก	ดี	ไม่ดี
อุณหภูมิก๊าซที่ออกจากระบบ (°C)	450 – 600	800 – 1,000	>1,260
อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา (°C)	1,090	800 – 1,000	1,990
ประสิทธิภาพ (%)	80	89	80
การใช้งาน	ระบบขนาดเล็ก	ระบบขนาดกลาง	ระบบขนาดใหญ่
ปัญหาของระบบ	มีน้ำมันดินและฝุ่นมาก	การเปลี่ยนรูปคาร์บอน	การลดอุณหภูมิก๊าซ

ตารางที่ 2 การเปรียบเทียบแก๊สซีฟไเออร์แต่ละประเภท [5]

เกณฑ์	แก๊สซีฟไเออร์แบบ Fixed bed		แก๊สซีฟไเออร์แบบ Fluidized bed		แก๊สซีฟไเออร์ Entrained flow
	Downdraft	Updraft	Bubbling	Circulating	
1.ลักษณะ ของเชื้อเพลิง	20 – 100 มม. ความชื้นไม่เกิน 20% เถ้าไม่เกิน 6%	5 – 100 มม. ความชื้นไม่เกิน 55% เถ้าไม่เกิน 25%	ขนาดเล็ก 1 -10 มม. มีความยืดหยุ่นต่อ การเปลี่ยนแปลง ความชื้นของ เชื้อเพลิง	ขนาดเล็ก 1 -10 มม. มีความยืดหยุ่นต่อ การเปลี่ยนแปลง ความชื้นของ เชื้อเพลิง	ขนาดเล็กมาก และมีความชื้น ไม่เกิน 15 %
2.คุณภาพ ของแก๊ส เชื้อเพลิงที่ เกิดขึ้น	แก๊สเชื้อเพลิงมี ค่าความร้อนต่ำ (LHV) ประมาณ 4.5 – 5 MJ/m ³ แก๊สเชื้อเพลิงที่ ได้จะสะอาด	แก๊สเชื้อเพลิงมี ค่าความร้อนต่ำ (LHV) 5 – 6 MJ/m ³ มี ปริมาณน้ำมันดิน สูง มีอนุภาคฝุ่น ปะปนอยู่ต่ำ	แก๊สเชื้อเพลิงมีค่า ความร้อนสูง (HHV) ประมาณ 5.4 MJ/m ³ มีปริมาณ น้ำมันดินปานกลาง และมีอนุภาคฝุ่น ปะปนอยู่ในแก๊ส เชื้อเพลิงค่อนข้างสูง	แก๊สเชื้อเพลิงมีค่า ความร้อนสูง (HHV) ประมาณ 5.4 MJ/m ³ มีปริมาณ น้ำมันดินค่อนข้างสูง แต่มีอนุภาคฝุ่นปะปน อยู่น้อย	แก๊สเชื้อเพลิงมี ค่าความร้อนสูง เป็นแก๊สสะอาด มีปริมาณน้ำมัน ดินและแก๊ส มีเทนปะปนอยู่ เพียงเล็กน้อย เท่านั้น
3. ประสิทธิภาพ ของระบบ แก๊สซีฟไเออร์	ประสิทธิภาพ ของระบบผลิต แก๊สเชื้อเพลิง ประมาณ 65 – 75 %	ประสิทธิภาพ ของระบบผลิต แก๊สเชื้อเพลิง ประมาณ 40 – 60 %	ประสิทธิภาพ ใกล้เคียงกับเตาเผา แบบ Downdraft	มีประสิทธิภาพของ ระบบผลิตแก๊ส เชื้อเพลิงสูง	มีประสิทธิภาพ ของระบบผลิต แก๊สเชื้อเพลิงสูง
4.ขนาดของ ระบบ	เหมาะกับระบบ ขนาด 0.02 – 5 MW _{th}	เหมาะกับระบบ ขนาด 0.1 – 20 MW _{th}	เหมาะกับระบบ ขนาด 10 – 100 MW _{th}	เหมาะกับระบบ ขนาดใหญ่กว่า 20 MW _{th}	เหมาะกับระบบ ขนาดใหญ่กว่า 20 MW _{th}
5.ศักยภาพ ในการผลิต พลังงาน ไฟฟ้า	เหมาะสำหรับ ผลิตพลังงาน ไฟฟ้าขนาด 0.1 – 1 MW _e	เหมาะสำหรับ ผลิตพลังงาน ไฟฟ้าขนาด 1 – 10 MW _e	เหมาะสำหรับผลิต พลังงานไฟฟ้าขนาด 10 – 20 MW _e	เหมาะสำหรับผลิต พลังงานไฟฟ้าขนาด 2 – 100 MW _e	เหมาะสำหรับ ผลิตพลังงาน ไฟฟ้าขนาด 5 – 100 MW _e
6.ค่าลงทุน	ต่ำ	ต่ำ	สูง	สูง	สูง
7.การควบคุมระบบ	ง่าย	ง่าย	ปานกลาง	ปานกลาง	ยาก

1.3 การสืบค้นเอกสารที่เกี่ยวข้องกับงานวิทยานิพนธ์

เตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์ ขนาด Lab scale

Xiao และคณะ [8] ได้ศึกษาการนำยางรถยนต์เก่ามาแปรรูปเป็นเชื้อเพลิงสำหรับเตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์ (Lab-scale) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร สูง 560 มิลลิเมตร การทดลองได้ดำเนินการที่อุณหภูมิของเตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์ที่อุณหภูมิ 400-800 องศาเซลเซียส โดยที่อัตราส่วนสมมูล (Equivalent ratio) คือ 0.2-0.6 ผลจากงานวิจัยแสดงให้เห็นว่าค่าความร้อน (Low heating value) ของแก๊สที่ได้ออกมา (Syngas) เพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น หรือ ค่าอัตราส่วนสมมูลลดลง

Kim และคณะ [9] ทำการศึกษาการใช้เตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์ (Lab scale) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.102 เมตร สูง 0.97 เมตร เพื่อผลิตน้ำมันไบโอดีเซลจากกระบวนการไพโรไลซิสเชื้อเพลิงที่ใช้ได้แก่ เปลือกเมล็ดสบู่ดำ (Jatropha seed shell cake: JSC) กะลาปาล์ม (Palm kernel shell: PKS) และ ทะลายปาล์มน้ำมัน (Palm fruit bunches) หรือ ของเสี้ยจากอุตสาหกรรมปาล์มและอุตสาหกรรมสบู่ดำ ผลการทดสอบพบว่าน้ำมันไบโอดีเซลที่ได้จากเปลือกเมล็ดสบู่ดำ สูงกว่ากะลาปาล์ม และทะลายปาล์ม

เตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์ ขนาด Pilot scale

Ramirez และคณะ [10] รายงานผลการศึกษาของ การออกแบบและสร้าง Bubbling fluidized bed gasifier สำหรับเชื้อเพลิงจากฟางข้าว ขนาด 70 กิโลวัตต์ ซึ่งขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและความสูงของเตาเท่ากับ 0.3 เมตร และ 3 เมตร ตามลำดับ การศึกษานี้ทำให้เห็นถึงการออกแบบ Bubbling fluidized bed gasifier และแสดงถึงวิธีการคำนวณเพื่อหาพลังงานที่ได้จากการผลิตแก๊ส (Syngas) และยังทำนายการออกแบบเบื้องต้นของ equivalence ratio, low heating value, volumetric yield, gas power และ cold efficiency

Herdel และคณะ [11] รายงานผลการศึกษาแก๊สซิไฟเออร์แบบเบดไหลวน (Circulating Fluidized Bed gasifier) โดยใช้ผลิตไฟฟ้าขนาด 0.5 เมกะวัตต์ มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.4 เมตร โดยได้ทดลองใช้ในโรงงานต้นแบบที่ใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิง ในการทดสอบได้ปรับอัตราการไหลของเชื้อเพลิงและอากาศเพื่อหาสภาวะการทำงานของระบบได้อย่างต่อเนื่อง จากการทดสอบระบบสามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง 7 วันโดยไม่มีการหยุดชะงักหรือความผิดปกติของระบบ

Makwana และคณะ [12] วิจัยนี้ได้ทำการศึกษาสมรรถนะทางความร้อนของเตาแก๊สซิไฟเออร์ชนิดฟลูอิดเบดแบบ Bubbling โดยใช้เชื้อเพลิงจากฟางข้าว เพื่อพิจารณาการทำงานโดยที่มีอัตราการไหลของอากาศในช่วง 25 ถึง 31.3 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เพื่อหาประสิทธิภาพในการเปลี่ยนคาร์บอน

(Carbon conversion efficiency), ประสิทธิภาพของก๊าซ (Cold and hot gas efficiency) และ ค่าทางความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิง (HHV of the producer gases)

Kaewklum และคณะ [13] ได้ทำการศึกษาการเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ แบบหมุนควง เพื่อศึกษาความแตกต่างของรูปแบบการไหลที่เข้าไปในเตาแก๊สซิไฟเออร์ ซึ่งศึกษาแบบจำลองการไหลในสองแบบนั้นคือ (1) อากาศจะไหลเข้าไปในเตาในแนวสัมผัสกับเตา และ (2) อากาศจะไหลเข้าเตาในแนวแกนของเตา โดยใช้แผ่นวงแหวนกระจายความเร็ว ในการทดสอบจะใช้วัสดุตัวกลาง คือ ทราย ซึ่งจะถูแบ่งเป็น 4 ขนาด ในงานวิจัยนี้เพื่อศึกษา ผลต่างของความดัน (Pressure drop across-bed) กับ ความเร็วของอากาศที่ป้อนเข้าสู่เตา, ศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการทำนายรูปแบบการไหลของอากาศ, ศึกษาความเร็วที่ทำให้เกิดฟลูอิดไคซ์ชัน (Umf : minimum fluidization velocity) และ ผลต่างของความดันของเตาแก๊สซิไฟเออร์ และ ศึกษาผลต่างความดันของเตา กับ ผลต่างความดันที่ความเร็วที่ทำให้เกิดฟลูอิดไคซ์ชัน

Benedikt และคณะ [14] ได้ทำการศึกษาทดลองเตาฟลูอิดไคซ์เบดแบบใหม่ โดยที่สร้างเตาเป็นแบบข้อๆ 100 กิโลวัตต์ โดยใช้แร่แคลไซต์ (Calcite) เป็นตัวกลางในการรับความร้อน (Bed material) ในการทดลองใช้เชื้อเพลิงสองชนิดคือ ไม้ และ ถ่านหินลิกไนต์ ข้อมูลที่ทำการศึกษจะถูกนำมาเปรียบเทียบกับการศึกษาของ Kern และคณะ [15, 16] ที่ได้ทำการทดลองเตาฟลูอิดไคซ์เบดแบบดั้งเดิม(เตาที่ไม่เป็นแบบข้อ) โดยใช้แร่โอลิวีน (Olivine) เป็นตัวกลางในการรับความร้อนและใช้เชื้อเพลิงชนิดเดียวกัน ผลทดสอบโดยใช้แร่แคลไซต์ เป็นตัวกลางในการนำความร้อนโดยใช้เชื้อเพลิงจากไม้และถ่านหินลิกไนต์ ผลของการทดลองเปรียบเทียบสามารถสรุปได้ 4 หัวข้อดังนี้ (1) เตาฟลูอิดไคซ์เบดแบบใหม่จะไปเร่งปฏิกิริยาแคลเซียมออกไซด์ ส่งผลกระทบต่อองค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) โดยที่แก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีปริมาณเพิ่มมากขึ้น แต่สำหรับแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จะมีปริมาณลดลง, (2) ปริมาณของน้ำมันดิน (Tar) จะลดลง และมีอุณหภูมิจุดน้ำค้าง (Dew point) ต่ำลง (3) ปริมาณฝุ่นที่ปนเปื้อนในแก๊สเชื้อเพลิงที่ออกมา (Syngas) มีปริมาณลดลง และ (4) การเสียดสีระหว่างเตาฟลูอิดไคซ์เบดกับวัสดุพาความร้อนมีการเสียดสีลดลงเนื่องจากการออกแบบเตาฟลูอิดไคซ์เบดใหม่

สรุปที่กล่าวมาข้างต้น จะพบว่าระบบแก๊สซิไฟเออร์ที่เหมาะสมจะนำไปใช้สำหรับเชื้อเพลิงแบบผง ที่จะใช้ในงานวิจัยนี้ คือ เตาเผาแบบฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ กรณีเลือกใช้เตาขนาดเล็กจะเลือกใช้เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบฟองอากาศ (Bubbling fluidized-bed gasifier) สำหรับสิ่งที่ต้องศึกษาเพิ่มเติมในงานวิจัยนี้คือ การเพิ่มการไหลแบบหมุนควงภายในเตาปฏิกรณ์เพื่อเพิ่มการเกิดปฏิกิริยาระหว่างเชื้อเพลิงและอากาศ ซึ่งจะทำได้ความสามารถในการเผาไหม้เพิ่มขึ้น โดยสามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง

1.4 วัตถุประสงค์ (Objectives)

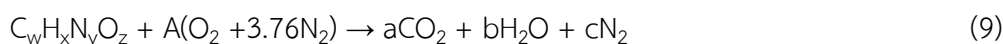
1. ศึกษาออกแบบเตาฟลูอิดไคส์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง โดยใช้วิธีการจำลองพลศาสตร์การไหล เพื่อออกแบบท่อทางเข้าของอากาศที่ทำให้เกิดการไหลแบบหมุนควง
2. เพื่อศึกษาการทำงานของเตาฟลูอิดไคส์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง โดยปรับอัตราการไหลของเชื้อเพลิงและอากาศที่สามารถทำให้เตาทำงานได้ต่อเนื่องอย่างน้อย 12 ชั่วโมง

บทที่ 2 วิธีการศึกษา

2.1 การคำนวณขนาดของเตาเผาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิฟิเออร์ ขนาด 10 กิโลวัตต์ความร้อน [4]

ในการคำนวณขนาดของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซิฟิเออร์เริ่มจากการศึกษาองค์ประกอบทางเคมีของเชื้อเพลิงชีวมวล ($C_wH_xN_yO_z$) และนำมาดุลสมการในสมการที่ 9 ซึ่งเป็นสมการเผาไหม้โดยไม่จำกัดปริมาณอากาศที่มาเผาไหม้เพื่อทำให้เป็นปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ ซึ่งใช้สำหรับหาค่าปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ และหาอัตราส่วนอากาศกับเชื้อเพลิง (A/F) ต่อมานำเชื้อเพลิงชีวมวล ($C_wH_xN_yO_z$) มาดุลสมการในสมการที่ 10 ซึ่งในสมการนี้จะควบคุมปริมาณอากาศที่ใช้ให้เหลือแค่ร้อยละ 30 ของการเผาไหม้แบบสมบูรณ์เพื่อทำให้เกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) เมื่ออากาศทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิง จะทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สเชื้อเพลิง ได้แก่ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO), แก๊สไฮโดรเจน (H_2) และ แก๊สมีเทน (CH_4) โดยในสมการนี้จะใช้หลักการสมดุลมวลโดยไม่คิดการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) รวมถึงไม่นำปริมาณชี้เข้ามาคำนวณ

ปฏิกิริยาเผาไหม้สมบูรณ์



ปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน



การหาสัดส่วนอากาศต่อมวลเชื้อเพลิง

โดยค่าสัดส่วนมวลอากาศต่อมวลเชื้อเพลิง (A/F) หาได้จากสมการที่ 11

$$A/F = \frac{m_{air}}{m_{fuel}} = \frac{(NM)_{air}}{(NM)_C + (NM)_H + (NM)_N + (NM)_O} \quad (11)$$

เมื่อ A/F คือ ค่าสัดส่วนมวลอากาศต่อมวลเชื้อเพลิง (Air/Fuel ratio)

m_{air} คือ มวลอากาศ (kg)

m_{fuel} คือ มวลเชื้อเพลิง (kg)

N คือ จำนวนกรัมสมมูลของธาตุ (Normality)

M คือ จำนวนโมลของธาตุ (Molarity)

การคำนวณหามวลอากาศที่ใช้ในการเผา (m_{air}) ได้จากสมการที่ 12

$$m_{\text{air}} = Q_{\text{air}} \times \rho_{\text{air}} \times t \quad (12)$$

เมื่อ	m_{air}	คือ มวลอากาศที่ใช้ (kg)
	Q_{air}	คือ อัตราการไหลของอากาศ (m^3/s)
	ρ_{air}	คือ ความหนาแน่นของอากาศ (kg/m^3)
	t	คือ เวลาที่ใช้ในการเผา (s)

ค่าอัตราส่วนสมมูล (Equivalence ratio) คือ ค่าสัดส่วนระหว่างอัตราส่วนผสมระหว่างมวลอากาศต่อเชื้อเพลิงที่ใช้ในการเผาไหม้กับอัตราส่วนผสมระหว่างมวลอากาศต่อมวลเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ทางทฤษฎี โดยคำนวณจากมวลอากาศ (m_{air}) ที่ใช้ต่อมวลเชื้อเพลิง (m_{fuel}) ซึ่งเป็นอัตราส่วนผสมระหว่างมวลอากาศกับมวลเชื้อเพลิงที่ใช้จริง $(A/F)_{\text{actual}}$ ในการทดลองนำมาหารด้วยมวลอากาศต่อมวลเชื้อเพลิงที่ได้จากการคำนวณทางทฤษฎี $(A/F)_{\text{stoichiometric}}$ โดยระบบแก๊สซิฟิเคชันได้มีค่าอัตราส่วนสมมูลที่ต่ำกว่าทางทฤษฎี มีค่าอยู่ในช่วง 0.2 – 0.4 อาจขึ้นอยู่กับชนิดเชื้อเพลิงที่นำมาใช้

การคำนวณหาอัตราส่วนสมมูล (Equivalence ratio) ได้จากสมการที่ 13

$$ER = (A/F)_{\text{actual}} / (A/F)_{\text{stoichiometric}} \quad (13)$$

เมื่อ	ER	คือ ค่าอัตราส่วนสมมูล (Equivalence ratio)
	$(A/F)_{\text{actual}}$	คือ ค่าอัตราส่วนมวลอากาศต่อมวลเชื้อเพลิงที่ใช้
	$(A/F)_{\text{stoichiometric}}$	คือ ค่าสัดส่วนมวลอากาศต่อมวลเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ทางทฤษฎี

การหาอัตราการไหลของอากาศ โดยการคำนวณพื้นที่ทางเข้าอากาศ (A_i) ได้จากสมการ

14

$$A_i = \frac{\pi}{4} D_i^2 \quad (14)$$

เมื่อ A_i คือ พื้นที่ทางเข้าอากาศ (m^2)
 D_i คือ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางเข้าอากาศ (cm)

สามารถคำนวณหาอัตราการไหลของอากาศ (Q) ได้จากสมการที่ 15

$$\dot{Q} = A_i \times v \quad (15)$$

เมื่อ \dot{Q} คือ อัตราการไหลของอากาศ (m^3/s)
 v คือ ความเร็วอากาศ (m/s)

การคำนวณหาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเผาระบบแก๊สซิฟิเคชัน จะพิจารณาจากลักษณะของโซนเผาไหม้ หรือฮีร์ดโหลด (Hearth load) ซึ่งสามารถแบ่งค่าฮีร์ดโหลดสูงสุดของแต่ละลักษณะ ลักษณะได้เป็น แบบไม่มีคอคอด (Non throat) = $0.003 m^3 hr/cm^2$, แบบหนึ่งคอคอด (Single throat) = $0.11 m^3 hr/cm^2$ และแบบสองคอคอด (Double throat) = $0.4 m^3 hr/cm^2$ ในการคำนวณพื้นที่หน้าตัดคอคอดโซนเผาไหม้ (Cross reactor area at throat) คำนวณได้จากสมการที่ 16

$$\text{Cross reactor area at throat} = \frac{\dot{Q}}{\text{Hearth load}} \quad (16)$$

เมื่อ Cross reactor area at throat คือ พื้นที่หน้าตัดคอคอดโซนเผาไหม้ (cm^2)
Hearth load คือ ค่าอัตราการป้อนเชื้อเพลิงของพื้นที่โซนเผาไหม้ ($m^3 hr/cm^2$)
 \dot{Q} คือ อัตราการไหลของอากาศ (m^3/s)

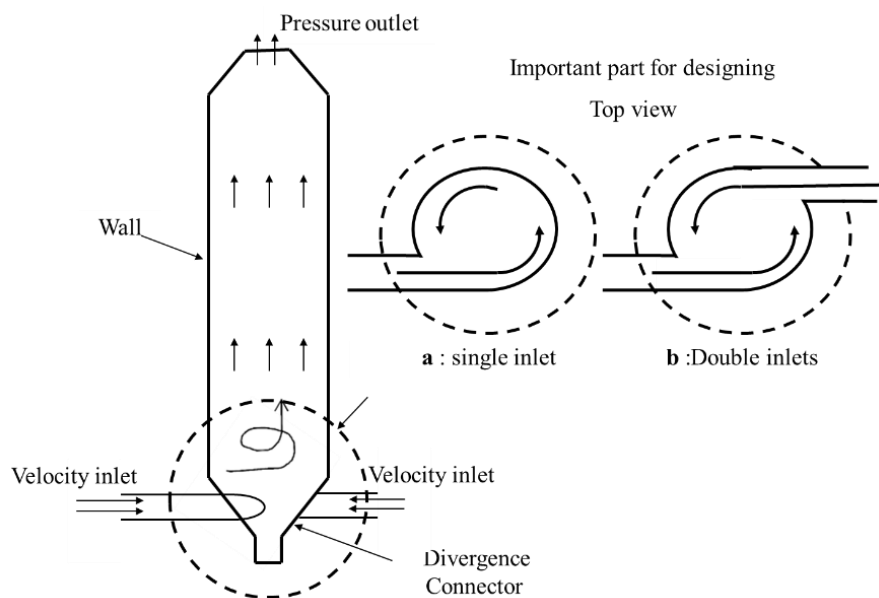
การคำนวณหาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเผา (D) ในโซนเผาไหม้ได้จากสมการที่ 17

$$\text{Cross reactor area at throat} = \frac{\pi}{4} D^2 \quad (17)$$

เมื่อ Cross reactor area at throat คือ พื้นที่หน้าตัดคอคอดโซนเผาไหม้ (cm^2)
 D คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเผา (cm)

2.2 ออกแบบทางเข้าอากาศให้เป็นการไหลแบบหมุนควง โดยใช้ CFD

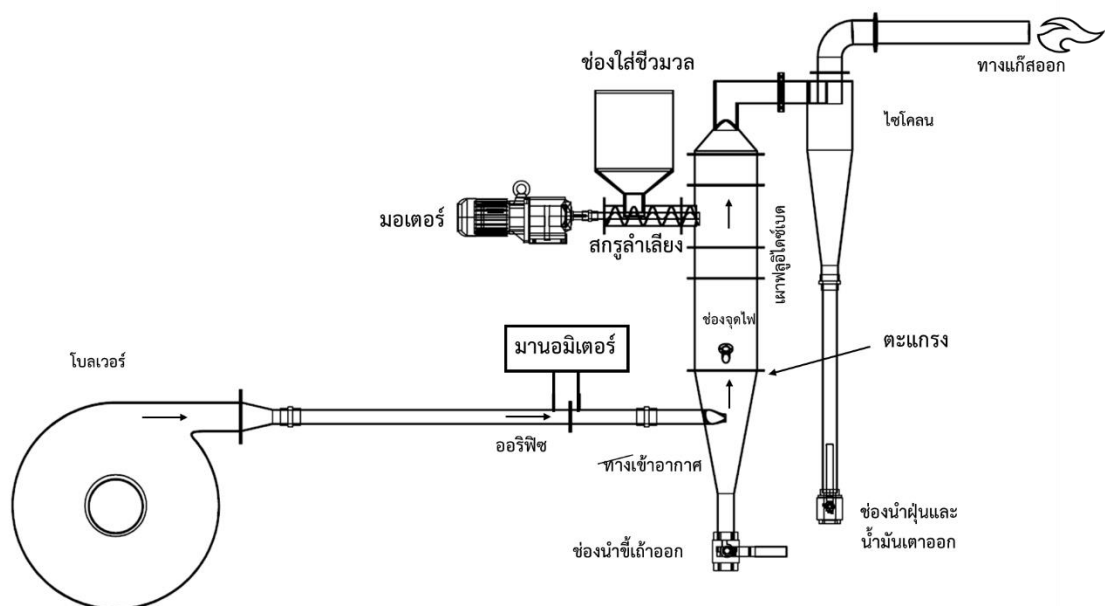
ในการออกแบบทางเข้าของอากาศเพื่อให้เกิดการไหลแบบหมุนควงภายในเตาปฏิกรณ์ (Reactor) ซึ่งจะส่งผลทำให้อุณหภูมิของเชื้อเพลิงแบบผง ผสมกับอากาศได้ดีขึ้น ในกิจกรรมนี้ใช้ CFD (Computational Fluid Dynamic) โดยใช้ซอฟต์แวร์ ANSYS Ver.15.0 (Fluent) เตาฟลูอิดซ์เบด แก๊สซีไฟเออร์ฯ ถูกจำลองเป็น 3 มิติ ดังแสดงในรูปที่ 6 อากาศจะถูกส่งมาจากโบลเวอร์ในแนวสัมผัส และถูกส่งต่อเข้าไปยังส่วนล่างของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ ท่อทางเข้าอากาศทางเดียว และทางเข้าอากาศสองทาง จะถูกนำมาศึกษาเพื่อสังเกตการลักษณะการไหลของอากาศแบบหมุนควงภายในเตาปฏิกรณ์ และศึกษากรณีตำแหน่งของการเชื่อมต่อท่อทางเข้าของอากาศที่ทำให้เกิดการไหลแบบหมุนควงที่เหมาะสมที่สุด สำหรับรายละเอียดของวิธีการการคำนวณทางคณิตศาสตร์โดยการแก้ Reynolds averaged continuity และสมการ Navier-Stokes ภายใต้การกำหนดของสภาพขอบเขต โดยเลือก k-epsilon turbulence model มาใช้ในการคำนวณการไหลภายใน เนื่องจากโมเดลนี้ ช่วยในการทำนายผลของการหมุนควงภายในเตาได้ดีและช่วยลดระยะเวลาในการคำนวณ สำหรับรูปแบบในการคำนวณจะใช้วิธี Semi-Implicit Method for Pressure-Linked (SIMPLE) ด้วย Second order upwind scheme สำหรับค่าความผิดพลาดของคำตอบของสมการโมเมนตัมและสมการความต่อเนื่องกำหนดให้น้อยกว่า 1×10^{-4}



รูปที่ 6 โมเดลของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์

2.3 ศึกษาารูปแบบของการเผาไหม้เชื้อเพลิงจากกากปาล์มน้ำมัน

ในกิจกรรมนี้จะทำการสร้างเตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์ฯ โดยใช้ข้อมูลจากการศึกษาในหัวข้อ 2.1-2.2 แผนภาพของชุดทดลองได้แสดงไว้ในรูปที่ 7 ประกอบด้วยโบลเวอร์ใช้สำหรับดูดอากาศแล้วส่งผ่านไปยังออริฟิซเพื่อวัดอัตราการไหล จากนั้นอากาศจะไหลเข้าเตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์ทางด้านล่าง โดยอากาศจะไหลเข้าในแนวสัมผัสกับเตาเพื่อทำให้การไหลหมุนควง สำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกใส่ในช่องใส่ชีวมวลและถูกส่งเข้าเตาเผาด้วยสกรูลำเลียง ในการควบคุมอัตราการไหลของชีวมวลจะควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์ โดยใช้อินเวอร์เตอร์ (Inverter) ชีวมวลจะตกลงมาบนตะแกรง กากปาล์มจะถูกเผาไหม้ในสภาวะที่อากาศถูกควบคุมให้เกิดการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์เพื่อให้เกิดแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ในส่วนของซีเถ้าจะหล่นกองอยู่ด้านล่างของเตาและถูกนำออกจากเตาบริเวณช่องนำซีเถ้าออกโดยการเปิดวาล์ว ก๊าซที่เกิดขึ้น (Syngas) จะไหลขึ้นทางด้านบนของเตาที่ต่อกับไซโคลน ไซโคลนมีหน้าที่ในการกรองฝุ่นซีเถ้าและน้ำมันดินที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ และจะถูกนำออกจากไซโคลนทางช่องนำฝุ่นและน้ำมันดิน แก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ที่ถูกกรองจะไหลขึ้นสู่ส่วนบนที่ทางออกจากไซโคลนและถูกนำไปใช้งาน ในกิจกรรมนี้จะศึกษาการทำงานของเตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควงโดยใช้เชื้อเพลิงจากกากปาล์ม ที่มีขนาดไม่เกิน 10 มิลลิเมตร โดยใช้สัดส่วนปริมาณเชื้อเพลิงคงที่ 0.05 กิโลกรัมต่อนาที และปรับปริมาณอากาศตามอัตราส่วนสมมูล (ER) ดังนี้ 0.03, 0.06, 0.19, 0.31, 0.49, 1.17, 1.43 และ 2.64 เพื่อศึกษาการทำงานของเตาปฏิกรณ์ได้อย่างต่อเนื่องเป็นอย่างน้อย 12 ชั่วโมง



รูปที่ 7 ไดอะแกรมของเตาเผาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์

2.4 การศึกษาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์

กิจกรรมนี้จะศึกษาผลของอัตราส่วนสมมูล (ER) ในช่วง ER = 0.31, 0.49 และ 1.17 โดยควบคุมปริมาณของเชื้อเพลิงคงที่ และ เปลี่ยนแปลงปริมาณอากาศ สำหรับแก๊สเชื้อเพลิงที่ได้จะถูกเก็บและนำไปตรวจวัดคุณภาพแก๊ส เพื่อศึกษาความเข้มข้นของแก๊สเชื้อเพลิง ซึ่งประกอบด้วย ความเข้มข้นของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (%CO), ความเข้มข้นของก๊าซมีเทน (%CH₄) และ ความเข้มข้นของก๊าซไฮโดรเจน (%H₂) เพื่อนำมาคำนวณประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ [17] ซึ่งในการหาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์จะนำมาจากค่าคำนวณในสมการที่ 18-22 เพื่อนำมาประกอบกันในสมการที่ 23

อัตราการไหลภายในท่อ (Gas Flow rate) มีหน่วยเป็น (m³/s) สามารถหาได้จากสมการที่ 18

$$\dot{Q}_{\text{gas}} = v_{\text{gas}} A \quad (18)$$

เมื่อ v_{gas} คือ ความเร็วของแก๊ส (m/s)
A คือ พื้นที่หน้าตัดของท่อแก๊ส (m²)

ค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิง (Heating value of Producer Gas) มีหน่วยเป็น (kJ/m³) เป็นพลังงานที่มีอยู่ในก๊าซแต่ละชนิด ซึ่งสามารถให้ค่าความร้อนและสามารถจุดติดไฟได้ จะพิจารณาจากปริมาณความเข้มข้นของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ที่ได้จากการดูดตัวอย่างมาวิเคราะห์และนำปริมาณของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์มาแทนในสมการค่าความร้อน ดังในสมการที่ 19

$$HV_{\text{gas}} = [(30 \times \text{CO}) + (25.7 \times \text{H}_2) + (85.4 \times \text{CH}_4)] \times 4.2 \quad (19)$$

เมื่อ CO คือ ความเข้มข้นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (%vol)
H₂ คือ ค่าความเข้มข้นก๊าซไฮโดรเจน (%vol)
CH₄ คือ ค่าความเข้มข้นก๊าซมีเทน (%vol)

อัตราการใช้เชื้อเพลิง (Fuel Consumption Rate) มีหน่วยเป็น (kg/min) คือ น้ำหนักของเชื้อเพลิงที่ใช้ต่อเวลาในการทดลอง ดังแสดงในสมการที่ 20

$$\text{Fuel Consumption Rate} = \frac{\text{Weight of Fuel Used}}{\text{Operating time}} \quad (21)$$

เมื่อ Weight of Fuel Use คือ น้ำหนักเชื้อเพลิง (kg)
 Operating Time คือ เวลา (min)

ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิง (*Higher Heating Value, H.H.V.*) มีหน่วยเป็น (MJ/kg) สามารถหาได้จากสมการที่ 22

$$HHV = (33.86 \times C) + 144.4 \times (H - \frac{O}{8}) + (9.428 \times S) \quad (22)$$

เมื่อ C, H, O, และ S คือ ส่วนประกอบของเชื้อเพลิงที่ได้จากการวิเคราะห์

- การคำนวณประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ซึ่งหาได้จากค่าความร้อนของก๊าซเทียบกับค่าความร้อนของเชื้อเพลิงที่แสดงในสมการที่ 23

$$\eta_{th} = \frac{\dot{Q}_{gas} \times HV_{gas}}{\text{Fuel Consumption Rate} \times HV_{Fuel}} \quad (23)$$

เมื่อ \dot{Q}_{gas} คือ อัตราการไหลของก๊าซ (m^3/min)
 HV_{gas} คือ อัตราความร้อนของก๊าซ (kJ/m^3)
 FCR คือ อัตราการใช้เชื้อเพลิง (kg/min)
 HV_{fuel} คือ ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง (kJ/kg)

นอกจากการศึกษาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ ในกิจกรรมยังได้ทำการศึกษาพลังงานความร้อน (กิโลวัตต์ความร้อน) ที่ได้จากเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์โดยใช้สมดุลพลังงาน (Energy Balance) ของกระบวนการเกิดแก๊สซีไฟเคชัน ซึ่งได้อธิบายจากสมการที่ 24

$$E_{pkc} + E_a = E_g + E_l \quad (24)$$

เมื่อ E_{pkc} คือ พลังงานจากชีวมวล ในหน่วยกิโลวัตต์
 E_a คือ พลังงานจากฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเคชัน ในหน่วยกิโลวัตต์
 E_g คือ พลังงานที่เกิดขึ้นจากแก๊ส (product gas) ในหน่วยกิโลวัตต์
 E_l คือ พลังงานที่สูญเสีย ในหน่วยกิโลวัตต์

พลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวลผง (Powder Biomass) หาได้จาก สมการที่ 25

$$E_{pkc} = \frac{\dot{m}_{pkc} \cdot LHV_{pkc}}{3600} \quad (25)$$

เมื่อ \dot{m}_{pkc} คือ อัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวลผงในหน่วยกิโลกรัมต่อชั่วโมง
 LHV_{pkc} คือ lower heating value ของเชื้อเพลิงชีวมวลผง

พลังงานที่เกิดขึ้นจากแก๊ส (product gas energy) หาได้จาก สมการที่ 26

$$E_g = E_u + E_s \quad (26)$$

เมื่อ E_u คือ พลังงานที่เป็นประโยชน์หรือสารเคมีในก๊าซที่ผลิตได้ ในหน่วยกิโลวัตต์
 E_s คือ พลังงานสัมผัส (sensible) ในก๊าซที่ผลิตได้ ในหน่วยกิโลวัตต์

ซึ่งสามารถหาพลังงานที่มีประโยชน์สอดคล้องกับพลังงานเคมีได้จากสมการที่ 27

$$E_u = \frac{\dot{m}_g \cdot LHV_g}{3.6 \cdot \rho_g} \quad (27)$$

เมื่อ \dot{m}_g คือ อัตราการเกิดก๊าซ ในหน่วยกิโลกรัมต่อชั่วโมง
 ρ_g คือ ความหนาแน่นของก๊าซที่ภายใต้เงื่อนไขอุณหภูมิและความดันปกติ
 LHV_g คือ lower heating value ของก๊าซที่เกิดขึ้น โดยที่

$$LHV_g = 0.1263 \times (\%CO) + 0.358 \times (\%CH_4) + 0.1079 \times (\%H_2) \quad (28)$$

เมื่อ $\%CO$ คือ เปอร์เซ็นต์ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์
 $\%CH_4$ คือ เปอร์เซ็นต์ความเข้มข้นของมีเทน
 $\%H_2$ คือ เปอร์เซ็นต์ความเข้มข้นของไฮโดรเจน

พลังงานสัมผัส (Sensible energy) หาได้จากสมการที่ 29

$$E_s = \frac{\dot{m}_g \cdot \sum (y_i \cdot h_i)}{3600 \cdot \sum (y_i \cdot Mw_i)} \quad (29)$$

เมื่อ	y_i	คือ ปริมาณของปริมาตรแก๊สในแต่ละส่วนประกอบของแก๊สเชื้อเพลิง
	h_i	คือ เอนทาลปี (Enthalpy) ของแต่ละส่วนของแก๊สที่เกิดขึ้น
	Mw_i	คือ เอนทาลปี (Molecular weights) ของแต่ละส่วนของแก๊สที่เกิดขึ้น

พลังงานที่สูญเสีย (Energy losses) หาได้จากสมการที่ 30

$$E_l = E_{wall} + E_w \quad (30)$$

เมื่อ	E_{wall}	คือ การสูญเสียพลังงานที่เกิดบริเวณผนัง ในหน่วยกิโลวัตต์
	E_w	คือ พลังงานที่สะสมอยู่ในของเสีย ในหน่วยกิโลวัตต์

พลังงานที่สะสมอยู่ในของเสีย (Energy contained in the wastes) หาได้จากสมการที่ 31

$$E_w = E_{cw} + E_{ash} \quad (31)$$

เมื่อ	E_{cw}	คือ การสูญเสียพลังงานที่ไม่ถูกเผา ในหน่วยกิโลวัตต์
	E_{ash}	คือ การสูญเสียพลังงานในขี้เถ้า ในหน่วยกิโลวัตต์

การสูญเสียพลังงานที่ไม่ถูกเผาผลาญ (Non burned carbon energy loss) หาได้จากสมการที่ 32

$$E_{cw} = \frac{0.20 \cdot \dot{m}_w \cdot (LHV_{cw} + h_{cw})}{3600} \quad (32)$$

เมื่อ	LHV_{cw}	คือ Low heating value ของคาร์บอน
	h_{cw}	คือ เอนทาลปี (enthalpy) ของคาร์บอน

การสูญเสียพลังงานด้วยความร้อนในขี้เถ้า (Loss of energy by sensible heat in the wastes) หาได้จากสมการที่ 33

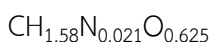
$$E_{ash} = \frac{(0.8 \cdot \dot{m}_w) \cdot (820 + 1.67 \cdot (T_{ash} - 273))}{3600} \quad (33)$$

เมื่อ	T_{ash}	คือ อุณหภูมิของขี้เถ้าที่ออกมา
-------	-----------	--------------------------------

บทที่ 3 ผลและการวิเคราะห์

3.1 การออกแบบขนาดเตาเผาฟลูอิดเบดแก๊สซิฟิเออร์ ขนาด 10 กิโลวัตต์ความร้อน

จากผลการวิเคราะห์ปริมาณธาตุที่เผาไหม้ได้ (Ultimate analysis) ของเชื้อเพลิงจากกากปาล์ม แสดงในตารางที่ 3 และสามารถสรุปสูตรทางเคมีของค่าเฉลี่ยของชีวมวลโดยทั่วไป คือ

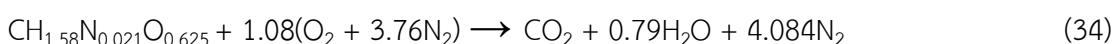


ตารางที่ 3 ผลการวิเคราะห์ปริมาณธาตุของกากปาล์มน้ำมัน (ภาคผนวก ข.)

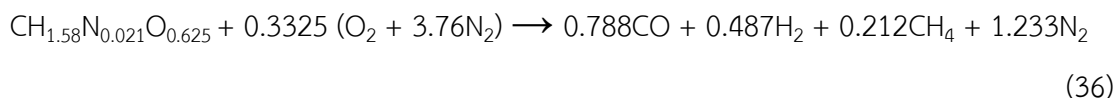
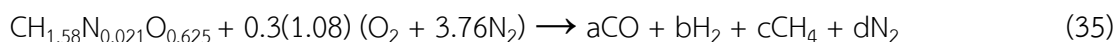
พารามิเตอร์	เครื่องมือ	ค่า	หน่วย
คาร์บอน : C	CHNS/O Analyzer	47.0111	% wt.
ไฮโดรเจน : H	CHNS/O Analyzer	6.2030	% wt.
ไนโตรเจน : N	CHNS/O Analyzer	1.1716	% wt.
ออกซิเจน : O	CHNS/O Analyzer	39.1761	% wt.
ซัลเฟอร์ : S	CHNS/O Analyzer	0.1636	% wt.
ปริมาณความชื้น	ASTM D7582	6.12	% wt.
ปริมาณคาร์บอน	ASTM D7582	17.67	% wt.
ปริมาณสารระเหย	ASTM D7582	70.61	% wt.
ปริมาณขี้เถ้า	ASTM D7582	5.60	% wt.

สูตรทางเคมีของของกากปาล์มน้ำมัน ($\text{CH}_{1.58}\text{N}_{0.021}\text{O}_{0.625}$) จะถูกนำมาแทนในสมการเผาไหม้สมบูรณ์ ดังสมการที่ 34 เพื่อหาค่าปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้สมบูรณ์ จากนั้นนำค่าปริมาณอากาศและสูตรทางเคมีของของกากปาล์มน้ำมัน ($\text{CH}_{1.58}\text{N}_{0.021}\text{O}_{0.625}$) ที่ได้ไปแทนในสมการปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันในสมการที่ 18 และผลของการดุลสมการแสดงในสมการที่ 19 โดยปริมาณอากาศที่ใช้เป็นแบบจำกัดอากาศให้เหลือร้อยละ 30 ของการเผาไหม้สมบูรณ์ เกิดเป็นแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas)

ปฏิกิริยาเผาไหม้สมบูรณ์



ปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน



สำหรับวิธีการหาค่าสัดส่วนมวลอากาศต่อมวลเชื้อเพลิงที่ใช้ $(A/F)_{\text{actual}}$ ที่ 30 เปอร์เซ็นต์ของการเผาไหม้สมบูรณ์จากการแทนค่าในสมการที่ 11 จะอธิบายได้ว่าการใช้เชื้อเพลิง 1 กิโลกรัม มวลอากาศ 1.865 กิโลกรัม (ที่ 30 เปอร์เซ็นต์ของการเผาไหม้สมบูรณ์)

$$A/F = \frac{m_{\text{air}}}{m_{\text{fuel}}} = \frac{44.616}{23.924} = 1.8649 \quad \text{kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{fuel}} \quad (37)$$

โดยหาค่าสัดส่วนมวลอากาศต่อมวลเชื้อเพลิงที่ใช้ $(A/F)_{\text{stoichiometric}}$ ที่ 100 เปอร์เซ็นต์ของการเผาไหม้สมบูรณ์จากการแทนค่าในสมการที่ 11 จะอธิบายได้ว่า $(A/F)_{\text{stoichiometric}}$ เท่ากับ ใช้เชื้อเพลิง 1 กิโลกรัม มวลอากาศ 6.216 กิโลกรัม (ที่ 100 เปอร์เซ็นต์ของการเผาไหม้สมบูรณ์)

$$A/F = \frac{m_{\text{air}}}{m_{\text{fuel}}} = \frac{148.72}{23.924} = 6.216 \quad \text{kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{fuel}} \quad (38)$$

นำ $(A/F)_{\text{actual}}$ และ $(A/F)_{\text{stoichiometric}}$ มาคำนวณหาค่าอัตราส่วนสมมูล จากการแทนค่าในสมการที่ 13 จะอธิบายได้ว่าการใช้เชื้อเพลิง 1 กิโลกรัม จะใช้มวลอากาศ 1.1865 กิโลกรัม มีค่าอัตราส่วนสมมูล เท่ากับ 0.19

$$\text{ER} = \frac{(A/F)_{\text{actual}}}{(A/F)_{\text{stoichiometric}}} = \frac{1.1865}{6.216} = 0.3 \quad (39)$$

- การหาอัตราการไหลของอากาศ

คำนวณหาพื้นที่ทางเข้าอากาศ (A_i) ได้จากสมการที่ 7 และอัตราการไหลของอากาศ (Q) ได้จากสมการที่ 8 โดยกำหนดค่าความหนาแน่นอากาศที่บรรยากาศ (อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส) เท่ากับ 1.184 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร, ค่าความเร็วอากาศ คือ 1.5 เมตรต่อวินาที, ทางเข้าอากาศมีเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 4.86 เซนติเมตร จะได้

$$A_i = \frac{\pi}{4}(4.86 \times 10^{-2})^2 = 1.58 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \quad (40)$$

$$\dot{Q} = (1.58 \times 10^{-3}) \times (1.5) = 2.37 \times 10^{-3} = 2.37 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad (41)$$

ดังนั้นพื้นที่อากาศเข้ามีขนาด (A_i) เท่ากับ 1.158×10^{-3} ตารางเมตร และอัตราการไหลของอากาศ (\dot{Q}) เท่ากับ 2.37×10^{-3} ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที

- การคำนวณหาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเผาแก๊สซิฟิเคชัน

การคำนวณหาขนาดเตาเผาในระบบแก๊สซิฟิเคชันพิจารณาจากลักษณะโชนเผาไหม้ โดยโชนเผาไหม้เป็นแบบไม่มีคอคอด (Non-throat) มีค่าอัตราการป้อนเชื้อเพลิงของพื้นที่ โชนเผาไหม้ (Hearth load) เท่ากับ 0.03 ลูกบาศก์เมตรต่อตารางเซนติเมตรต่อชั่วโมง แทนค่าในสมการที่ 16 ได้พื้นที่หน้าตัดคอคอดโชนเผาไหม้ เท่ากับ 284.4 ตารางเซนติเมตร

$$\text{Cross reactor area at throat} = \frac{2.37 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}}{0.03 \text{ m}^3/\text{cm}^2\text{-hr}} = 284.4 \text{ cm}^2 \quad (31)$$

การคำนวณหาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเผา (D) ในโชนเผาไหม้โดยแทนค่าพื้นที่หน้าตัดคอคอดของเตาเผาโชนเผาไหม้เท่ากับ 284.4 ตารางเซนติเมตร โดยแทนในสมการที่ 10 จะได้เส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเผาแก๊สซิฟิเคชัน โดยประมาณเท่ากับ 19.04 เซนติเมตร

$$284.4 \text{ cm}^2 = \frac{\pi}{4} D^2 \quad (26)$$

$$D = \sqrt{\frac{284.4 \times 4}{\pi}} = 19.034 \text{ cm} \quad (27)$$

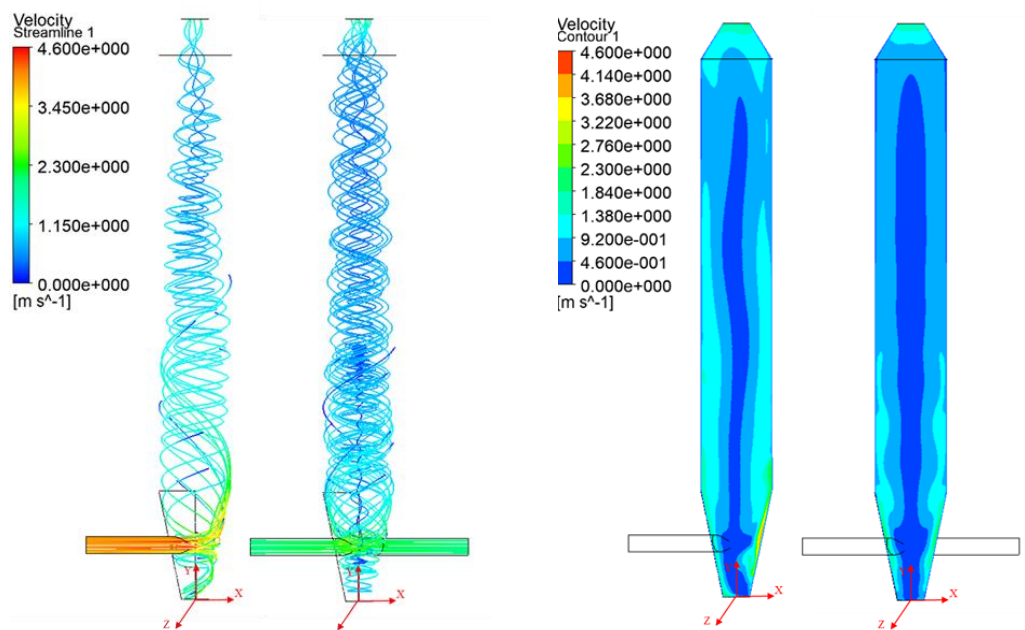
ดังนั้นในการออกแบบการทดลองไม่สามารถออกแบบได้ตามขนาดที่คำนวณได้ สำหรับในงานวิจัยนี้ได้เลือกเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาแก๊สซิฟิเคชันโดยประมาณ 20 เซนติเมตร

3.2 ผลของการศึกษาทางเข้าอากาศให้เป็นการไหลแบบหมุนควง โดยใช้ CFD

ในการศึกษาจะใช้วิธีคำนวณเชิงตัวเลข ออกแบบโมเดลเตาปฏิกรณ์ 3 มิติ โดยใช้ซอฟต์แวร์ ANSYS Ver.15.0 (Fluent) รูปทรงของเตาเป็นแบบทรงกระบอกที่มีเส้นผ่านศูนย์กลาง (D) 20 ซม. และมีความสูง 7.5D โดยออกแบบทางเข้าอากาศในส่วนด้านล่างเป็นรูปทรงกรวย และมีท่อทางเข้าอากาศที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 46.8 มม. โดยต่อในแนวสัมผัสกับเตา ความแตกต่างของ

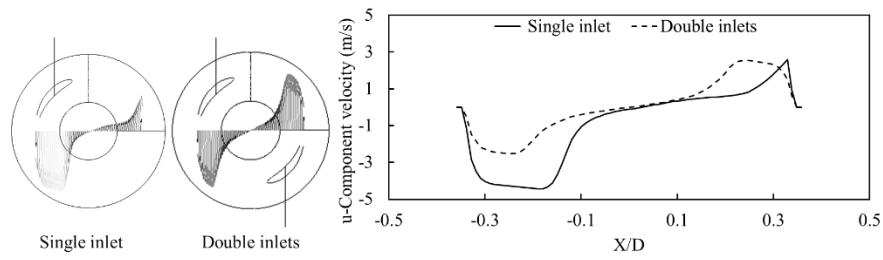
ท่อทางเข้าอากาศแบบทางเดียว และ ท่อทางเข้าอากาศแบบสองทาง ที่ทำให้เกิดการไหลภายในเตา ในลักษณะหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตา โดยได้ให้อัตราการไหลของอากาศ (Mass flow rate) เท่ากันทั้งสองกรณี กล่าวคือ ที่ท่อทางเข้าอากาศทางเดียวจะมีความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าคือ 4 เมตรต่อวินาที และที่ท่อทางเข้าอากาศแบบสองทาง จะมีความเร็วของอากาศที่ไหลเข้า คือ 2 เมตรต่อวินาที เท่ากันทั้งสองด้าน ส่วนด้านบนของเตาฟลูอิด์เบดจะลดขนาดให้ทางออกมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.375D เพื่อรวบรวมแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) และส่งต่อไปยังไซโคลอน ซึ่งรายงานผลการทดลองดังกล่าวได้ถูกรายงานในภาคผนวก ข

จากการศึกษาสรุปได้ว่ารูปแบบที่ทำให้เกิดการไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตาได้ดีคือ ท่อทางเข้าอากาศแบบสองทาง ด้วยเหตุผล 3 ประการดังนี้ (1) สตรีมไลน์ (รูปที่ 8 (a, b)) ของท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางมีรูปแบบการไหลแบบหมุนควงทั่วทั้งเตาดีกว่าแบบท่อทางเข้าอากาศแบบทางเดียว , (2) คอนทัวร์ (รูปที่ 8 (c, d)) ของท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางมีความสม่ำเสมอของการไหลมากกว่าแบบท่อทางเข้าแบบทางเดียว และ (3) โปรไฟล์ความเร็ว (u-Component Velocity) ดังแสดงในรูปที่ 9 ของเตาฟลูอิด์เบดแก๊สซีไฟเออร์ ของท่อทางเข้าอากาศแบบทางเดียว ในช่วงแรกจะมีความเร็วสูงในด้านหนึ่งและต่ำในด้านหนึ่งซึ่งเป็นผลมาจากท่อทางเข้าอากาศที่เข้าเพียงทางเดียว และในช่วงความสูงที่ $Y/D=5$ (รูป 9 (e)) ถึงจะมีความสมมาตรกันทั้งสองด้าน แต่รูปแบบท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางมีความสมมาตรกันตั้งแต่ตำแหน่งแรก (รูปที่ 9 (a)) ซึ่งเป็นตำแหน่งที่ตรงท่อทางเข้าอากาศ

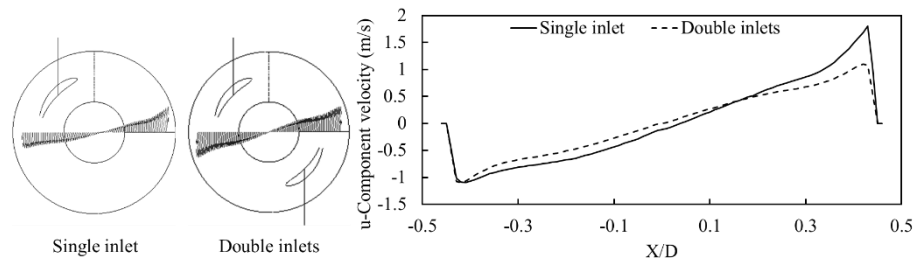


(a) ทางเข้าทางเดียว (b) ทางเข้าสองทาง (c) ทางเข้าทางเดียว (d) ทางเข้าสองทาง

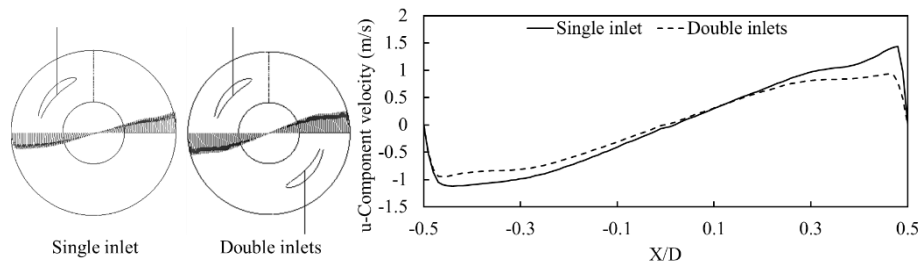
รูปที่ 8 สตรีมไลน์ (ซ้าย) และคอนทัวร์ (ขวา) ของความเร็วภายในเตาฟลูอิด์เบด



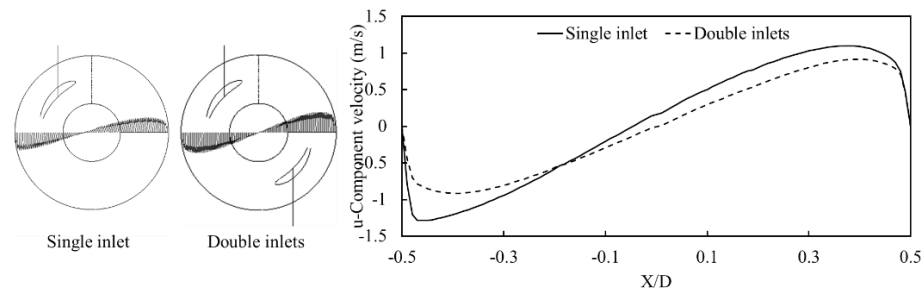
a) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=0.75$



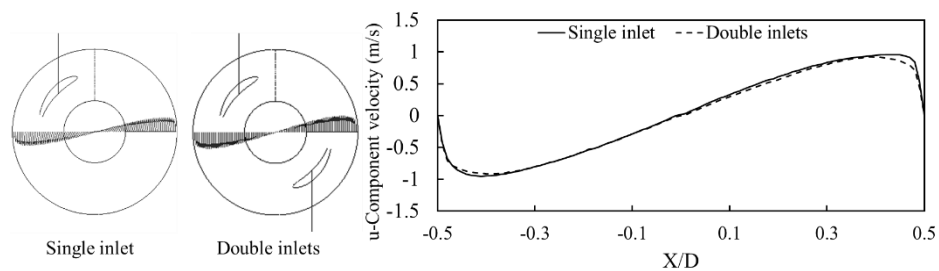
b) ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=1.25$



c) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=1.5$



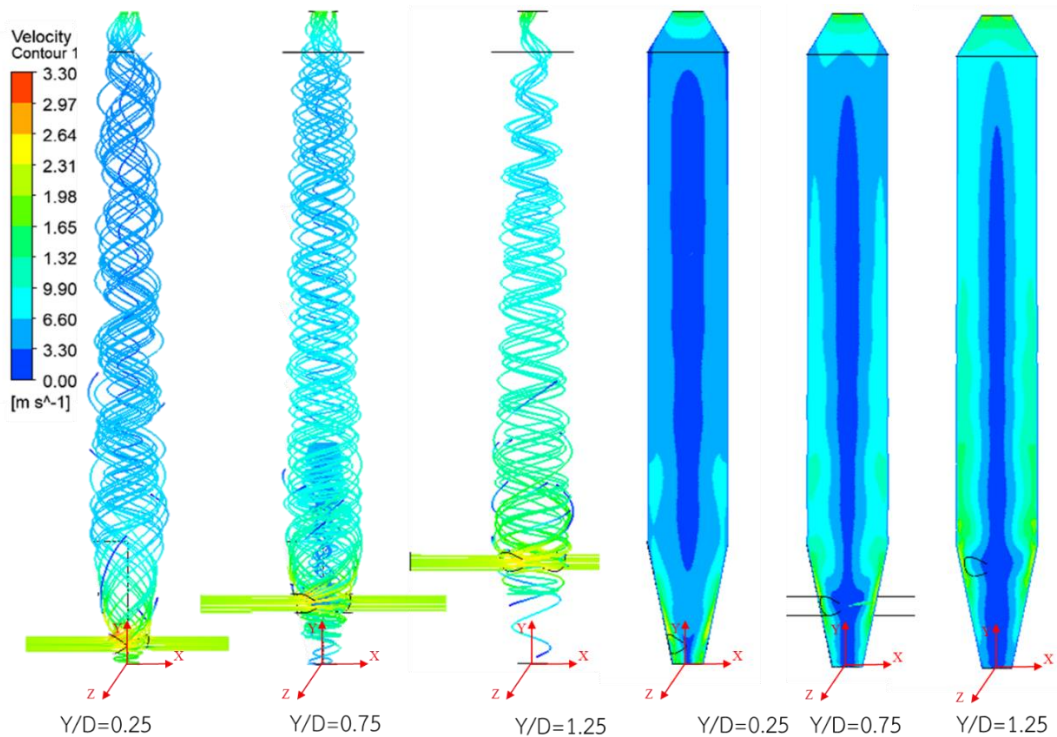
d) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=3$



e) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=5$

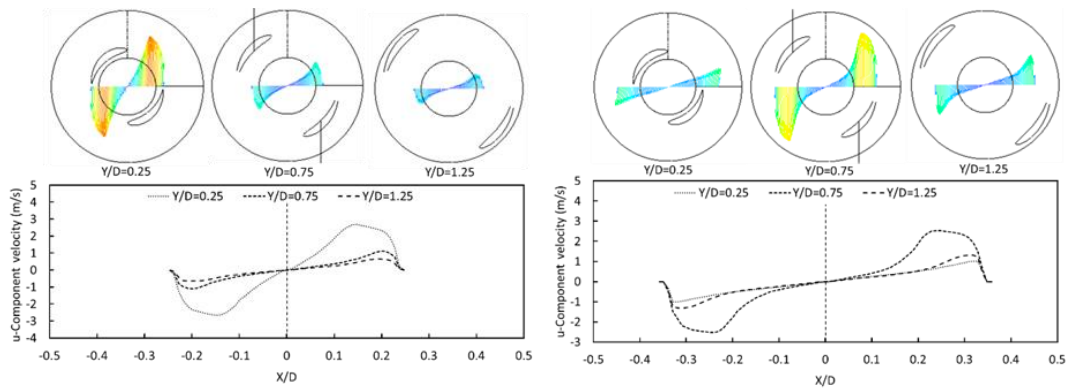
รูปที่ 9 โปรไฟล์ความเร็ว (u-Component velocity) ในเตาแก๊สซีฟิเออร์

จากข้อมูลที่ได้ศึกษาข้างต้นสามารถสรุปได้ว่าท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางมีความเหมาะสมที่ทำให้เกิดการไหลแบบหมุนควงมากกว่าท่อทางเข้าแบบทางเดียว ดังนั้นจึงได้ดำเนินการศึกษาผลของตำแหน่งทางเข้าอากาศ 3 ระดับ คือ $Y/D=0.25, 0.75, 1.25$ ($Y/D=0$ คือตำแหน่งล่างสุดของเตา) การศึกษาตำแหน่งของทางเข้าอากาศ 3 ระดับ โดยควบคุมความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าคงที่ 2 เมตรต่อวินาที ได้แสดงการรายงานผลไว้ใน **ภาคผนวก ง** ซึ่งสรุปผลได้ว่า ท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางที่ตำแหน่งทางเข้าอากาศ $Y/D=0.75$ มีความเหมาะสมที่สุดสำหรับการสร้างการไหลแบบหมุนควงของอากาศภายในเตา เพราะว่า จากรูปที่ 10 จะเห็นได้ว่าตำแหน่งความสูงของท่อทางเข้ามีผลต่อการเปลี่ยนรูปโปรไฟล์ความเร็วของอากาศ และการสร้างการไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตา สำหรับท่อทางเข้าอากาศอยู่ที่ตำแหน่ง $Y/D=0.75$ มีการไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตาได้ดีกว่ากรณีอื่นๆ ถึงแม้ว่าตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศที่ $Y/D=1.25$ จะมีโปรไฟล์ความเร็วในแนวแกน X สูงกว่า (รูปที่ 11(c)) แต่เมื่อพิจารณากับสตรีมไลน์ดังแสดงในรูปที่ 11(a) จะเห็นได้ว่าเป็นลักษณะการไหลแบบกรวยคว่ำ ซึ่งในงานวิจัยนี้ต้องการการไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตา เพื่อให้ชีวมวลแบบผงลอยตัวและเมื่อมีแรงต้านจากผนังเตาทำให้ชีวมวลที่ถูกเผาไหม้กับที่ยังไม่เผาไหม้แยกออกจากกัน

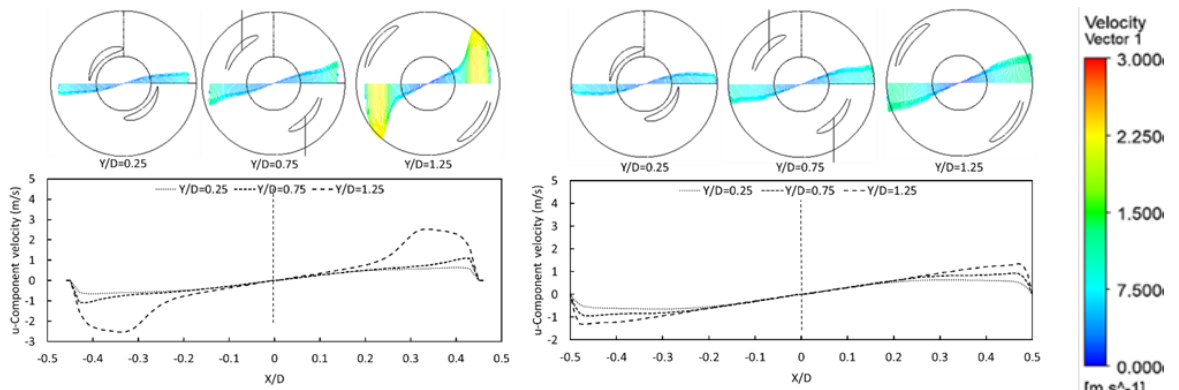


(a) สตรีมไลน์ของความเร็ว (b) คอนทัวร์ของความเร็วบนระนาบ X-Y ($Z/D=0$)

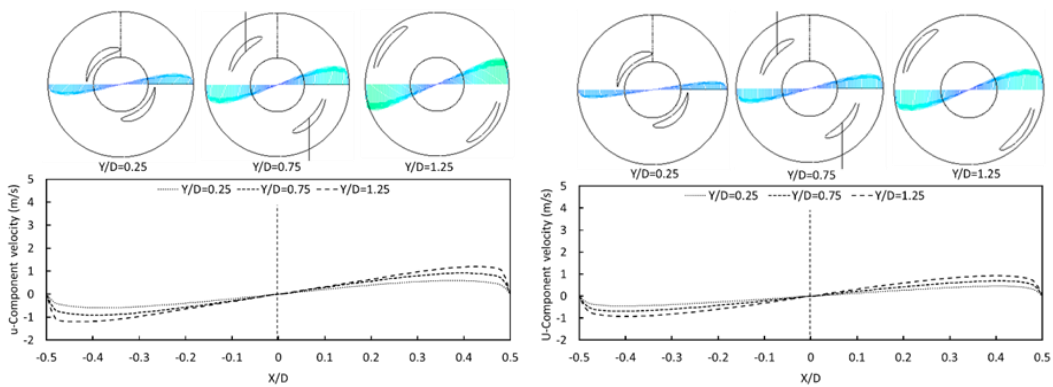
รูปที่ 10 ลักษณะการไหลภายในเตาแก๊สซีไฟเออร์



ก) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=0.25$ ข) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=0.75$



ค) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=1.2$ ง) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=1.5$



จ) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=3$ ฉ) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=5$

รูปที่ 11 โปรไฟล์ความเร็ว (u-Component velocity) ในเตาแก๊สซีไฟเออร์

จากผลของการศึกษาทางเข้าอากาศให้เป็นการไหลแบบหมุนควง โดยใช้การคำนวณเชิงตัวเลข สามารถสรุปผลได้ว่า ท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางที่ระดับความสูง 15 เซนติเมตร หรือ $Y/D=0.75$ ให้ลักษณะของการไหลแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ได้ดีที่สุด ดังนั้นได้นำข้อมูลนี้ไป ออกแบบและสร้างเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ต่อไป

3.3 ศึกษารูปแบบของการเผาไหม้เชื้อเพลิงกากปาล์มน้ำมัน



(1) มอเตอร์, (2) ช่องใส่ชีวมวล, (3) ชุดสกรูลำเลียง, (4) ไซโคลน, (5) โบลเวอร์, (6) วาล์วสำหรับระบาย ชี้อัด, (7) วาล์วสำหรับเก็บ/ระบายฝุ่นและน้ำมันดิน, (8) ประยุกต์มาจากการคำนวณเชิงตัวเลข, (9) เปลวไฟ

รูปที่ 12 เตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์

เตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ขนาดเล็ก ถูกพัฒนามาจากการศึกษาลักษณะการไหลของอากาศ แบบท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางที่ต่อกับเตาในแนวสัมผัส มาดำเนินการออกแบบและทดลอง สำหรับต้นแบบของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ที่ได้ออกแบบ ได้รับการขออนุญาตสิทธิบัตรตามที่ แสดงในภาคผนวก ก สำหรับในการทดสอบได้เติมอากาศเข้าในลักษณะการไหลแบบสองทางที่ระดับ ความสูง 15 เซนติเมตร หรือ $Y/D=0.75$ โดยใช้สัดส่วนปริมาณเชื้อเพลิงคงที่ที่ 0.05 กิโลกรัมต่อนาที และปรับปริมาณอากาศตามอัตราส่วนสมมูล (ER) ดังนี้ 0.03, 0.06, 0.19, 0.31, 0.49, 1.17, 1.43 และ 2.64 ผลการทดลองได้แสดงไว้ในเอกสาร ภาคผนวก ค. พบว่าเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ สามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) โดยแก๊สเชื้อเพลิงสามารถจุดติดไฟได้ในช่วง $0.19 \leq ER \leq 1.17$ และสำหรับในช่วง ER มากกว่า 2.64 หรือต่ำกว่า 0.03 ไม่สามารถสันดาปแก๊สเชื้อเพลิงได้ เนื่องจากมี ปริมาณของแก๊สเชื้อเพลิงไม่เพียงพอต่อการสันดาป ดังแสดงในตารางที่ 4 จากการสังเกตแก๊ส

เชื้อเพลิง จะเห็นว่าแก๊สเชื้อเพลิงที่ไม่สามารถสันดาปได้จะมีลักษณะของควันเป็นสีขาว เนื่องจากแก๊สเชื้อเพลิงดังกล่าวมีปริมาณของแก๊สเชื้อเพลิงต่ำ (รูปที่ 13 (a)) แต่สำหรับแก๊สเชื้อเพลิงที่สามารถสันดาปได้อีกครั้งจะมีลักษณะของควันเป็นสีขาวปนเหลือง (รูปที่ 13 (b))

ตารางที่ 4 ผลกระทบของอัตราส่วนสมมูลที่ทำให้เกิดการผลิตเชื้อเพลิงอย่างต่อเนื่อง

Equivalent Ratio (ER)	operation
2.64	No burning
1.43	discontinuous
1.17	continuous
0.49	continuous
0.31	continuous
0.19	continuous
0.06	discontinuous
0.03	No burning

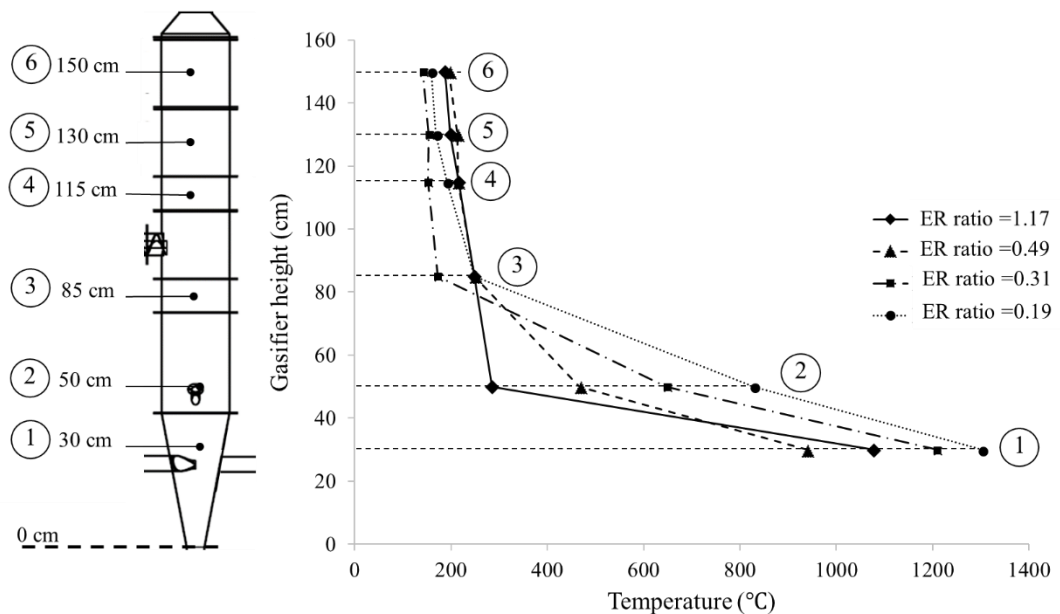


a) แก๊สเชื้อเพลิงที่ไม่สามารถสันดาปได้ b) แก๊สเชื้อเพลิงที่สามารถสันดาปได้

รูปที่ 13 ลักษณะของแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ที่เกิดขึ้น

ผลการทดลองพบว่าเตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์สามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ในช่วง $0.19 \leq ER \leq 1.17$ แก๊สเชื้อเพลิงสามารถจุดติดไฟได้อย่างต่อเนื่องเป็นเวลา 12 ชั่วโมง และทำการศึกษาอุณหภูมิภายในเตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์ในแต่ละตำแหน่ง ดังแสดงในรูปที่ 14 สามารถสรุปผลได้ว่า ในช่วงตำแหน่งที่เป็นส่วนแรกที่กำลังเผาไหม้ที่สัมผัสอากาศที่ไหลเข้ามาในเตา ซึ่งเป็นโซนการเผาไหม้ (ตำแหน่งที่ 1) มีอุณหภูมิประมาณ 900-1,200 องศาเซลเซียส ซึ่งมีอุณหภูมิในตำแหน่งดังกล่าวสูงกว่ารูปแบบเตาฟลูอิดเบดแก๊สซิไฟเออร์โดยทั่วไป [17-19] เนื่องจากตำแหน่งดังกล่าวเตาปฏิกรณ์มีลักษณะเป็นรูปกรวยและหุ้มฉนวนกันความร้อน ทำให้บริเวณดังกล่าวมีความร้อนเพิ่มขึ้น และในตำแหน่งที่ 2-6 สามารถอธิบายผลได้ว่าเมื่อปริมาณอากาศที่เพิ่มขึ้น ($ER=0.19$ และ

0.31) อุณหภูมิจะสูงในช่วงแรก (ตำแหน่ง 1-2) แต่ต่อมาอุณหภูมิจะต่ำกว่าปริมาณอากาศน้อย (ER=0.49 และ 1.7) ในตำแหน่งที่ 3-6 เนื่องจากปริมาณอากาศที่เพิ่มขึ้นทำให้ตำแหน่งทางด้านบนมีการลดอุณหภูมิอย่างรวดเร็ว



รูปที่ 14 อุณหภูมิในแต่ละตำแหน่งของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์

3.4 การทดสอบหาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์

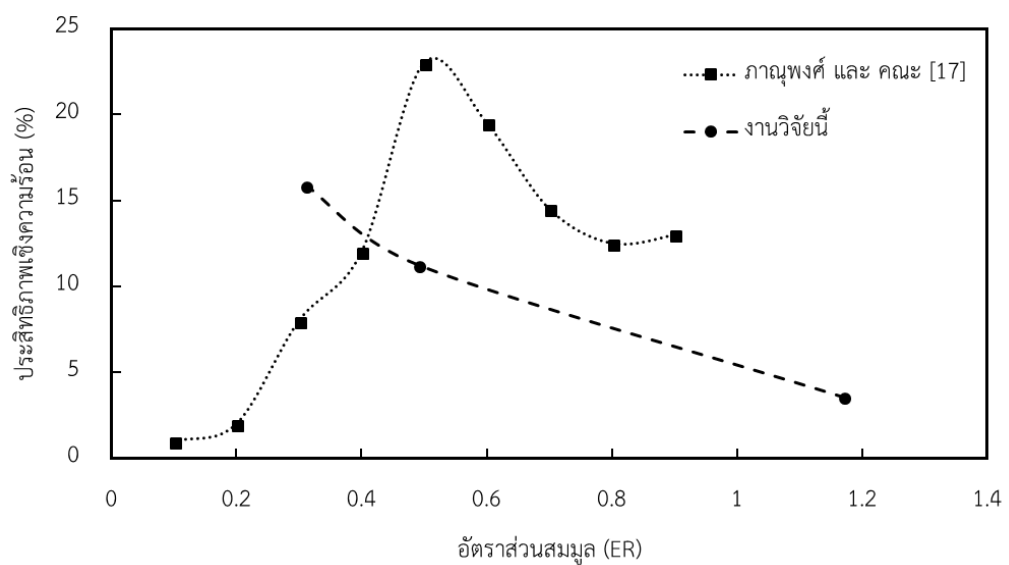
สำหรับวิธีการนี้ จะดูตัวอย่างของแก๊สเชื้อเพลิงมาวิเคราะห์เพื่อหาปริมาณความเข้มข้น โดยใช้เครื่องวิเคราะห์สภาพก๊าซชีวภาพ และเครื่องวัดก๊าซจากปล่องระบาย Testo 350-XL ซึ่งจะตรวจวัดก๊าซที่สำคัญ ประกอบด้วย 3 ชนิด คือ คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO), มีเทน (CH₄) และ ไฮโดรเจน (H₂) เพื่อนำมาคำนวณหาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ จากการศึกษาการทดสอบประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ในช่วง ER = 1.17, 0.49 และ 0.31 ได้ผลของการตรวจวัดคุณภาพแก๊สเชื้อเพลิงดังแสดงในตารางที่ 5 และ ตารางที่ 6 ได้แสดงคำตอบของการคำนวณในสมการที่ 18-22 สามารถสรุปผลการทดสอบหาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ได้เบื้องต้นว่า องค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นเมื่อความเร็วของอากาศเพิ่มขึ้น นอกจากนี้ได้เปรียบเทียบประสิทธิภาพเชิงความร้อนจากงานวิจัยของ ภาณุพงศ์ และ คณะ [17] ซึ่งได้ทำการศึกษาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาแก๊สซิไฟเออร์โดยใช้ ชิงข้าวโพดเป็นเชื้อเพลิงในช่วงอัตราส่วนสมมูลในช่วง ER=0.1-0.9 ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนอยู่ในช่วง 0.1-23 % ดังแสดงไว้ในรูปที่ 15

ตารางที่ 5 ผลการวิเคราะห์แก๊สเชื้อเพลิงในแต่ละอัตราส่วนสมมูล

อัตราส่วนสมมูล (ER)	%CO	%H ₂	% CH ₄	ความเร็วของแก๊ส (m/s)
1.17	0.24	0.28	13.1	2.12
0.49	0.26	0.25	17.2	5.12
0.31	0.23	0.20	11.6	10.7

ตารางที่ 6 ผลการคำนวณการหาประสิทธิภาพเชิงความร้อน

อัตราส่วนสมมูล (Equipment ratio)	O _{gas} (m ³ /min)	HV _{gas} (kJ/m ³)	FCR (kg/min)	HV _{fuel} (MJ/kg)	η _{th}
1.17	0.0666	47.59	0.05	1781.92	3.56%
0.49	0.1608	62.29	0.05	1781.92	11.24%
0.31	0.3360	42.12	0.05	1781.92	15.88%



รูปที่ 15 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพเชิงความร้อนกับค่าอัตราส่วนสมมูล

จากการศึกษาพลังงานความร้อน (กิโลวัตต์ความร้อน) ที่ได้จากเตาฟลูอิดเบดแก๊สซีไฟเออร์โดยใช้สมดุลพลังงาน (Energy Balance) ของกระบวนการเกิดแก๊สซีไฟเคชั่น โดยใช้ข้อมูลจากการศึกษาการทำงานในช่วงอัตราส่วนสมมูลในช่วง $ER = 1.17$ เตาฟลูอิดเบดแก๊สซีไฟเออร์สามารถพลังงานความร้อนได้ 9.54 กิโลวัตต์ความร้อน โดยถือเป็นร้อยละ 51.8 ของพลังงานความร้อนที่เกิดขึ้น

ตารางที่ 7 ผลการศึกษาพลังงานความร้อน (กิโลวัตต์ความร้อน) ที่ได้จากเตาฟลูอิดเบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง

พลังงาน		ค่า (kW _{th})	เปอร์เซ็นต์ (%)
พลังงานจากชีวมวล (E_{pkc})		13.92	75.6
พลังงานจากฟลูอิดเบดแก๊สซีไฟเคชั่น (E_a)		4.50	24.4
พลังงานที่ได้จาก แก๊สเชื้อเพลิง (E_g)	พลังงานที่เป็นประโยชน์ (E_u)	9.43	51.2
	พลังงานสัมผัส (E_s)	0.11	0.6
	E_{total}	9.54	51.8
พลังงานที่สูญเสีย (E)	พลังงานที่ไม่ถูกเผา (E_{cw})	8.85	48.1
	พลังงานในขี้เถ้า (E_{ash})	0.021	0.1
	พลังงานความร้อนที่ผนัง (E_{wall})	0	0
	E_{total}	8.875	48.2

บทที่ 4 สรุปผลและข้อเสนอแนะ

4.1 สรุปผลการดำเนินการ

จากการศึกษาเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลแบบผง จากกากปาล์มสามารถสรุปได้ดังนี้

1. เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควงถูกออกแบบมาจากการคำนวณโดยนำสูตรทางเคมีของกากปาล์มน้ำมัน $\text{CH}_{1.58}\text{N}_{0.021}\text{O}_{0.625}$ มาออกแบบเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเผาที่สามารถรองรับการทำงานของกากปาล์มน้ำมันได้ จากผลการศึกษาได้เลือกใช้ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ขนาด 20 เซนติเมตร เพื่อให้สามารถผลิตความร้อนประมาณ 10 กิโลวัตต์ความร้อน

2. การศึกษาลักษณะการไหลภายในเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ สามารถสรุปได้ว่า ท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางมีความเหมาะสมที่ทำให้เกิดการไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตามากกว่าท่อทางเข้าอากาศแบบทางเดียว และ ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศที่ทำให้เกิดการไหลแบบหมุนควง คือท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางที่ตำแหน่งความสูง $Y/D=0.75$

3. จากผลการทดสอบการทำงานของเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์พบว่า ผลของการศึกษาอัตราส่วนสมมูลในช่วง $0.19 \leq ER \leq 1.17$ เป็นช่วงที่สามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) และจุดติดไฟได้ต่อเนื่องอย่างน้อย 12 ชั่วโมง แต่ที่อัตราส่วนสมมูลที่ต่ำกว่า 0.19 หรือ สูงกว่า 1.17 ไม่สามารถจุดติดไฟได้ เนื่องจากมีปริมาณของแก๊สเชื้อเพลิงต่ำหรือมีปริมาณอากาศที่มากทำให้แก๊สเชื้อเพลิงเจือจาง

4. ผลของการศึกษาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ ในช่วง $ER = 1.17, 0.49$ และ 0.31 สามารถสรุปได้ว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาปฏิกรณ์จะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนสมมูลที่ลดลง ซึ่งส่งผลต่อการเร่งการเผาไหม้ภายในเตาปฏิกรณ์

4.2 ข้อเสนอแนะ

จากการทดลองพบว่าในช่วงเริ่มต้นของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวล จากกากปาล์มน้ำมัน ซึ่งมีปริมาณความชื้นสูง ส่งผลให้มีควันในช่วงจุดเริ่มต้นที่ไม่สามารถเผาไหม้ออกมาเป็นจำนวนมาก ดังนั้นแนวทางการแก้ไขเพื่อลดปริมาณควันและเพิ่มศักยภาพของแก๊สเชื้อเพลิง ทำได้โดยนำชีวมวลมาไล่ความชื้นออก

และในส่วนของการระบายซีไถ่ในงานวิจัยนี้ได้ทำการระบายซีไถ่ออกมาเป็นระยะๆ ซึ่งต้องใช้แรงงานจากคนมาช่วยในการดำเนินการ ดังนั้นควรออกแบบการระบายซีไถ่โดยใช้ระบบสกรูลำเลียง เพื่อให้การทำงานของเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิฟิเออร์สามารถดำเนินงานได้ต่อเนื่องมากยิ่งขึ้น

บรรณานุกรมหรือเอกสารอ้างอิง

- [1] ศูนย์พยากรณ์และสารสนเทศพลังงาน. (2559). รายงานเรื่อง *สถานการณ์พลังงานปี 2558 และแนวโน้มปี 2559*. สำนักนโยบายและแผนพลังงาน.
- [2] การเรียนการศึกษาด้านพลังงานชีวภาพ. (2018), *การแปรรูปชีวมวล ไปเป็นแบบต่างๆ*, [ออนไลน์]. URL: <http://www.bioenergyfields.org>, access on 05/05/2018
- [3] Rachadaporn Kaewklum and Vladimir I. Kuprianov. (2010). *Experimental studies on a novel swirling fluidized-bed combustor using*, Applied fuel, vol. 89, August 2009, pp. 45 – 52.
- [4] ชัชชัย ชังคะจิตร. (2559). วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต *การออกแบบและศึกษาสถานะการทำงานที่เหมาะสมเตาเผาระบบแก๊สซิฟิเคชันที่ใช้เชื้อเพลิงขยะอัดแท่งจากพลาสติกผสมทางปาล์ม*, สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- [5] กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน (2559). กระทรวงพลังงาน, กรุงเทพฯ: *คู่มือฝึกอบรมภาคปฏิบัติพลังงานทดแทนแก๊สซิฟิเคชันจากชีวมวล*
- [6] ภาววรรณ แสงสง่า. (2544). วิทยานิพนธ์ปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต เรื่อง *การเปรียบเทียบผลิตเซรามิกส์โดยใช้พลังงานความร้อนจากเตาเผาแก๊สซิไฟเออร์แบบ Updraft และ Downdraft*, สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยพระจอมเกล้าธนบุรี
- [7] BIOS Bioenergiesysteme GmbH. Austria (2011). *Description of the biomass CHP technology based on biomass gasification*, URL: <http://www.bios-bioenergy.at/en>, access on 09/08/2017.
- [8] Gang Xiao, Ming-Jiang Ni, Yong chi and Ke-Fa Cen. (2008). *Low-temperature gasification of waste tire in a fluidized bed*, Applied Energy Conversion and Management, vol.49, April 2008, pp. 2078 – 2082.
- [9] Sung Won Kim, Bon Seok Koo, Jae Wook Ryu, Joon Sik Lee, Cheol Joong Kim, Dong Hyun Lee, Gyung Rok Kim and Sun Choi. (2013). *Bio-oil from the pyrolysis of palm and Jatropha wastes in a fluidized bed*, Applied: Latin American Applied Research, vol.37, May 2007, pp. 118 – 124.

- [10] J. J. RAMÍREZ, J.D. MARTÍNEZ and S.L. PETRO. (2007). *Basic design of a Fluidized bed gasifier for rice husk on a pilot scale*, Applied: Fuel Processing Technology, vol.108, May 2012, pp. 299 – 306.
- [11] Philipp Herdel, David Krause, Jens Peters, Brigga Kolmorgen, Jochen Strohle and Bernd Epple. (2017). *Experimental investigation in a demonstration plant for fluidized bed gasification of multiple feedstock's in 0.5 MW scale*, Applied Fuel, vol.205, April 2017, pp. 286 – 296.
- [12] J.P. Makwana, Asim Kumar Joshi, Gaurav Athawale, Dharminder Singh, and Pravakar Mohanty. (2015). *Air Gasification of rice husk in bubbling fluidized bed reactor with bed heating by conventional charcoal*, Applied Bioresource Technology, vol.178, October 2014, pp. 45 – 52.
- [13] Rachadaporn Kaewklum, Vladimir I. Kuprianov and Peter L. Douglas. (2009). *Hydrodynamics of air-sand flow in a conical swirling fluidized bed: A comparative study between tangential and axial air entries*, Applied Energy Conversion and Management, vol.50, August 2009, pp. 2999 – 3006.
- [14] Florian Benedikt, Josef Fuchs, Johannes Christian Schmid, Stefan Müller, and Hermann Hofbauer. (2017). *Advanced dual fluidized bed steam gasification of wood and lignite*, International Conference on Gasification and Its Application, The Korean Institute of Chemical Engineers, vol.34(9), May 2017, pp. 2548 – 2558.
- [15] Stefan Kern, Christoph Pfeifer, and Hermann Hofbauer. (2013). *Gasification of wood in a dual fluidized bed gasifier: Influence of fuel feeding on process performance*, Applied Chemical Engineering Science, vol.90, March 2013, pp. 284 – 298.
- [16] Stefan Kern, Christoph Pfeifer, and Hermann Hofbauer. (2013). *Co-Gasification of Wood and Lignite in a Dual Fluidized Bed Gasifier*, Applied Energy Fuels, vol.27(2), January 2013, pp. 919 – 931.
- [17] Borhan Abdelgawad, (2013). *Design of a gas-solid fluidized bed reactor at high temperature and high pressure*, Borhan Abdelgawad, pp. 97-105

[18] Ajmal Latif, (1999). *A study of the design fluidized bed reactors for biomass gasification*, A thesis of London University of London's, pp.19-26

[19] Rui Xiao, Baosheng Jin, Hongcang Zhou, Zhaoping Zhong and Mingyao Zhang. (2007). *Air gasification of polypropylene plastic waste in fluidized bed gasifier*, Applied Energy Conversion and Management, vol.48(3), March 2007, pp. 778 – 786.

[20] ภาณุพงศ์ ตันดีตันย์ และ ณัฐวิทย์ พรหมมา (2557). *การวิเคราะห์ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ขี้ข้าวโพดเป็นเชื้อเพลิง*, การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 28, มหาวิทยาลัยขอนแก่น จังหวัดขอนแก่น

ภาคผนวก ก.

(มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์. เต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง,
อนุสิทธิบัตรไทย เลขที่คำขอ 1803001058)

8. การยื่นคำขออนุญาตนำเข้า <input type="checkbox"/> PCT <input type="checkbox"/> เพิ่มเติม (ตั้งแบบ)					
วันยื่นคำขอ	เลขที่คำขอ	ประเทศ	สัญลักษณ์จำแนกการประดิษฐ์ระหว่างประเทศ	สถานะคำขอ	
8.1					
8.2					
8.3					
8.4 <input type="checkbox"/> ผู้ขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตรขอสิทธิให้ถือว่ามีคำขอนี้ในวันที่ยื่นคำขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตรในต่างประเทศเป็นครั้งแรกโดย <input type="checkbox"/> ได้ยื่นเอกสารหลักฐานพร้อมคำขอนี้ <input type="checkbox"/> ขอยื่นเอกสารหลักฐานหลังจากวันยื่นคำขอนี้					
9. การแสดงการประดิษฐ์หรือการออกแบบผลิตภัณฑ์ผู้ขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตรได้แสดงการประดิษฐ์ที่หน่วยงานของรัฐเป็นผู้จัด วันแสดง วันเปิดงานแสดง ผู้จัด					
10. การประดิษฐ์เกี่ยวกับจุลชีพ					
10.1 เลขทะเบียนฝากเก็บ		10.2 วันที่ฝากเก็บ		10.3 สถาบันฝากเก็บ/ประเทศ	
11. ผู้ขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร ขอยื่นเอกสารภาษาต่างประเทศก่อนในวันยื่นคำขอนี้ และจะจัดยื่นคำขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตรนี้ที่จัดทำเป็นภาษาไทยภายใน 90 วัน นับจากวันยื่นคำขอนี้ โดยขอยื่นเป็นภาษา <input type="checkbox"/> อังกฤษ <input type="checkbox"/> ฝรั่งเศส <input type="checkbox"/> เยอรมัน <input type="checkbox"/> ญี่ปุ่น <input type="checkbox"/> อื่นๆ					
12. ผู้ขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร ขอให้อธิบดีประกาศโฆษณาคำขอรับสิทธิบัตร หรือรับจดทะเบียน และประกาศโฆษณาอนุสิทธิบัตรนี้ หลังจากวันที่ <input type="checkbox"/> ผู้ขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตรขอให้ใช้รูปเขียนหมายเลข ในการประกาศโฆษณา					
13. คำขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตรนี้ประกอบด้วย			14. เอกสารประกอบคำขอ		
ก. แบบพิมพ์คำขอ		3	หน้า	<input type="checkbox"/> เอกสารแสดงสิทธิในการขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร	
ข. รายละเอียดการประดิษฐ์ หรือคำพรรณนาแบบผลิตภัณฑ์		3	หน้า	<input type="checkbox"/> หนังสือรับรองการแสดงการประดิษฐ์/การออกแบบผลิตภัณฑ์	
ค. ข้อถือสิทธิ		1	หน้า	<input type="checkbox"/> หนังสือมอบอำนาจ	
ง. รูปเขียน	3	รูป	2	หน้า	<input type="checkbox"/> เอกสารรายละเอียดเกี่ยวกับจุลชีพ
จ. ภาพแสดงแบบผลิตภัณฑ์					<input type="checkbox"/> เอกสารการขอรับวันยื่นคำขอในต่างประเทศเป็นวันยื่นคำขอในประเทศไทย
<input type="checkbox"/> รูปเขียน		รูป		หน้า	<input type="checkbox"/> เอกสารขอเปลี่ยนแปลงประเภทของสิทธิ
<input type="checkbox"/> ภาพถ่าย		รูป		หน้า	<input checked="" type="checkbox"/> เอกสารอื่นๆ
ฉ. บทสรุปการประดิษฐ์			1	หน้า	
15. ข้าพเจ้าขอรับรองว่า <input checked="" type="checkbox"/> การประดิษฐ์นี้ไม่เคยยื่นขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตรมาก่อน <input type="checkbox"/> การประดิษฐ์นี้ได้พัฒนาปรับปรุงมาจาก					
16. ลายมือชื่อ <input type="checkbox"/> ผู้ขอรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร <input checked="" type="checkbox"/> ตัวแทน <div style="text-align: center; margin-top: 10px;">(<u>เพชรดา สัตยากุล</u>) นางสาวเพชรดา สัตยากุล)</div>					

หมายเหตุ บุคคลใดยื่นขอรับสิทธิบัตรการประดิษฐ์หรือการออกแบบผลิตภัณฑ์ หรืออนุสิทธิบัตร โดยการแสดงข้อความอันเป็นเท็จแก่พนักงานเจ้าหน้าที่ เพื่อให้ได้ไปซึ่งสิทธิบัตรหรืออนุสิทธิบัตร ต้องระวางโทษจำคุกไม่เกินหกเดือน หรือปรับไม่เกินห้าพันบาท หรือทั้งจำทั้งปรับ

ใบต่อแนบท้าย _____

6. ผู้ประดิษฐ์/ผู้ออกแบบผลิตภัณฑ์

2. นายมักदार แวะหะยี หมายเลขบัตรประชาชน 1 9503 00003 78 1

ที่อยู่ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ 15 ถนนกาญจนาภิเษย์ อำเภอหาดใหญ่

จังหวัดสงขลา 90110

รายละเอียดของการประดิษฐ์

ชื่อที่แสดงถึงการประดิษฐ์

เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง

สาขาวิทยาการที่เกี่ยวข้องกับการประดิษฐ์

5 วิศวกรรมเครื่องกลที่เกี่ยวข้องกับเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง

ภูมิหลังของศิลปะหรือวิทยาการที่เกี่ยวข้อง

กระบวนการแก๊สซิไฟเคชัน คือกระบวนการที่เปลี่ยนเชื้อเพลิงแข็งหรือชีวมวลให้เป็นเชื้อเพลิงแก๊ส โดยทำให้เกิด
การสันดาปที่ไม่สมบูรณ์จากปริมาณอากาศเข้าที่มีปริมาณน้อยไม่เพียงพอต่อการสันดาปที่สมบูรณ์ แต่จะเกิดความ
ร้อนเพื่อก่อให้เกิดปฏิกิริยาต่างๆ ดังนี้ ปฏิกิริยาการเผาไหม้ ริดักชัน ไพโรไลซิส และการอบแห้ง แก๊สที่ได้จากการ
10 กระบวนการนี้ ได้แก่ คาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน มีเทน ซึ่งแก๊สเหล่านี้เมื่อสันดาปแล้วจะได้พลังงานความร้อนอีก
ครั้ง เตาเผาที่นิยมใช้กันอยู่ในระบบแก๊สซิไฟเคชันแบ่งได้เป็น 3 ประเภทดังนี้ (1) ฟิกเบดซ์แก๊สซิไฟเออร์ (Fixed bed
gasifier) เตาประเภทนี้เป็นเตาที่นิยมใช้ในปัจจุบัน เนื่องจากสามารถทำได้ง่ายไม่ซับซ้อน ใช้เชื้อเพลิงได้หลากหลาย แต่
ไม่เหมาะสมกับเชื้อเพลิงชีวมวลแบบผง ซึ่งสามารถแบ่งได้ตามทิศทางการไหลของอากาศที่เข้ามาและการจัดเรียงของ
ชั้นต่าง ๆ (2) ฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ (Fluidized bed gasifier) รูปแบบนี้มีความเหมาะสมกับเชื้อเพลิงบางชนิด
15 เป็นเชื้อเพลิงขนาดเล็ก ในเตาเผาผลิตแก๊สที่อากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิงแข็ง เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศถึงค่า
หนึ่ง ชั้นเชื้อเพลิงที่วางอยู่จะเริ่มลอยตัว ในตอนเริ่มติดเตาเผาชั้นเชื้อเพลิงจะได้รับความร้อนจากภายนอกจนมี
อุณหภูมิสูงขึ้นจนจุดติดไฟ หลังจากนั้นเชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าอย่างสม่ำเสมอ การเผาไหม้จะเกิดทั่วบริเวณภายใน
เตาเผา และ (3) เอนทรานส์เบดแก๊สซิไฟเออร์ (Entrained bed gasifier) เป็นเตาเผาที่ใช้การหมุนวนของอากาศเพื่อ
ส่งผ่านความร้อนระหว่างของแข็งและแก๊สลักษณะเชื้อเพลิงที่เหมาะสม เช่น ผงถ่านหินและเชื้อเพลิงที่มีขนาดเล็ก ๆ
20 เตาเผาแบบฟลูอิดไคซ์เบด เป็นเตาเผาที่มีความยืดหยุ่นต่อการเปลี่ยนแปลงคุณภาพของเชื้อเพลิง และ
ตอบสนองต่อการเปลี่ยนแปลงขนาดของเชื้อเพลิงได้เร็ว มีความเหมาะสมกับเชื้อเพลิงแข็งขนาดเล็กที่มีความหนาแน่น
ต่ำ ในกระบวนการ อากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิงแข็ง เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศถึงค่าหนึ่ง เชื้อเพลิงที่วางอยู่
บนตะแกรงจะเริ่มลอยตัว เมื่อเริ่มเกิดการเผาไหม้เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าอย่างสม่ำเสมอ การเผาไหม้จะเกิดทั่วบริเวณ
ภายในเตา เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์สามารถแบ่งออกเป็น 2 ชนิด คือ (1) แบบไหลวน ซึ่งจะมีการไหลวนของ
25 วัสดุตัวกลางภายในระบบ และ (2) แบบฟองอากาศ จะมีการเคลื่อนที่ของวัสดุคล้ายฟองอากาศ ซึ่งในการศึกษานี้จะ
สนใจการศึกษาเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ แบบฟองอากาศที่เป็นการไหลแบบหมุนควง (Swirl fluidized bed
gasifier) จากศึกษาค้นคว้างานวิจัยในอดีตพบว่า ได้ศึกษาเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง เป็นเตาขนาด
เล็ก แต่ยังไม่ใช้ในภาคอุตสาหกรรม และยังไม่เหมาะกับชีวมวลในลักษณะที่เป็นผง หรือมีขนาดเล็ก สำหรับปัญหาที่เกิด
จากการใช้เตาแก๊สซิไฟเออร์ชนิดนี้ คือการทำงานยังไม่สามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง เนื่องจากทางด้านล่างของเตา
30 แก๊สซิไฟเออร์ไม่มีส่วนที่รองรับการระบายของซีเถ้าที่ต้องตกลงด้านล่าง จุดประสงค์ของการออกแบบเตาฟลูอิดไคซ์เบด
แก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควงใหม่นี้ เพื่อพัฒนาเตาให้สามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง โดยใช้เชื้อเพลิงจากชีวมวลแบบผง
ในช่วงการทำงานสามารถระบายซีเถ้าออกจากเตาได้

สิทธิบัตรไทย เลขที่คำขอ 1401005421 ได้เปิดเผย เตาปฏิกรณ์แก๊สซีไฟเออร์เชื้อเพลิงแกลบ สามารถผลิตเชื้อเพลิงแก๊สอยู่ในช่วง 18 ถึง 35 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ที่มีค่าความร้อนอยู่ในช่วง 90 ถึง 185 เมกกะจูลต่อชั่วโมง ในอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบ 15 ถึง 30 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยประสิทธิภาพของเตาปฏิกรณ์ไม่ต่ำกว่าร้อยละ 45

5 สิทธิบัตรไทย เลขที่คำขอ 046709 ได้เปิดเผย เครื่องปฏิกรณ์ ที่ประกอบด้วย หัวเตาเชื้อเพลิง, ห้องเผาไหม้, ส่วนเกิดปฏิกิริยาแก๊สซีไฟเคชันแบบพัดพา และ อ่างน้ำ โดยที่หัวเตาเผาเชื้อเพลิงออกแบบมาสำหรับการเผาไหม้ที่สัดส่วนต่ำกว่าสัดส่วนสมมูลทางเคมีสำหรับผลิตภัณฑ์คาร์บอนในเซชันที่มีอุณหภูมิต่ำ และมีระบบที่ทำให้เกิดการไหลหมุนวนซึ่งจะทำให้ส่วนที่เป็นของเหลวไหลไปยังผนังของห้องเผาไหม้ หยอดกากของของเหลวจะตกลงสู่อ่างน้ำ ไค้กที่เหลือน้อยจะถูกเหวี่ยงวน ซึ่งทำให้อุณหภูมิของผนังห้องเผาไหม้ อยู่ต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของเชื้อเพลิง

10 จากที่กล่าวมาข้างต้น ระบบแก๊สซีไฟเออร์ที่เหมาะสมจะนำไปใช้สำหรับเชื้อเพลิงแบบผง นั่นคือเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบฟองอากาศ สำหรับเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควงได้ออกแบบใหม่นี้ จะป้อนเชื้อเพลิงผ่านสกรูลำเลียงเข้าเตา จากนั้นทำการป้อนอากาศทางท่อในแนวสัมผัส ทางด้านล่างของเตาแก๊สซีไฟเออร์และจุดไฟให้เกิดการเผาไหม้แบบสมบูรณ์ จากนั้นจึงเริ่มลดอัตราการไหลของอากาศเพื่อให้เกิดการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์ ในที่นี้จะทำการปรับอัตราการไหลของเชื้อเพลิงและอากาศเพื่อให้เกิดการเผาไหม้ได้อย่างต่อเนื่อง

ลักษณะและความมุ่งหมายของการประดิษฐ์

15 การประดิษฐ์นี้ได้เสนอเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง ประกอบด้วย เตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ที่ตั้งอยู่บนตัวโครง (21) เตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มีลักษณะเป็นทรงกระบอก จะเชื่อมต่อกับท่อสกรูลำเลียง (8) ทำมาจากท่อเหล็กดำ ภายในจะมีใบสกรูลำเลียง (6) ซึ่งจะมีแบริ่ง (11) ต่อเข้ากับชุดเกียร์ทด (9) และมอเตอร์ (10) ทางด้านบนของท่อสกรูลำเลียง (8) จะต่อกับช่องใส่ชีวมวล (7) ในแนวตั้งฉาก ในส่วนตรงกลางล่างของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) จะมีช่องสำหรับจุดไฟ (3) ทำหน้าที่จุดเชื้อเพลิงเริ่มต้น สำหรับด้านล่างของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มีลักษณะเป็นทรงกรวยมีทางเข้าท่อลม (4) ทำมาจากท่อเหล็กดำเชื่อมต่อกับท่ออากาศ (17) รับอากาศที่ส่งเข้ามาจากโบลเวอร์ (19) ที่จะต่อกับท่อลดขนาด (18) โดยใช้หน้าแปลนยึดประกบกัน และต่อกับท่ออากาศ (17) ที่ทำมาจากท่อเหล็กดำที่ยึดระหว่างกันด้วยข้อต่อเกลียว (22) อีกด้านหนึ่งของท่ออากาศ (17) จะต่อกับวาล์วควบคุมอากาศ (20)

25 จุดมุ่งหมายของการประดิษฐ์นี้คือ ออกแบบเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ที่เคยทำมาก่อน โดยการออกแบบให้เกิดการไหลแบบหมุนควงภายในเตา

คำอธิบายรูปเขียนโดยย่อ

- 30 รูปที่ 1 ส่วนประกอบของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์
รูปที่ 2 ส่วนประกอบของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบแยกส่วน
รูปที่ 3 รายละเอียดของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์

การเปิดเผยการประดิษฐ์โดยสมบูรณ์

การประดิษฐ์นี้ได้เสนอ เตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง ประกอบด้วย เตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ที่ตั้งอยู่บนตัวโครง (21) ตัวเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มีลักษณะเป็นทรงกระบอก ทำหน้าที่เป็นห้องที่ทำให้เกิดปฏิกิริยาแก๊สซีไฟเคชัน ซึ่งประกอบด้วย 4 ปฏิกิริยา ดังนี้ ปฏิกิริยาการเผาไหม้ รีดักชัน ไพโรไลซิส และการ

อบแห้ง เต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ทำมาจากเหล็กแผ่น เช่น เหล็กแผ่นดำหรือเหล็กแผ่นสแตนเลส ม้วนขึ้นรูปเป็นทรงกระบอก ซึ่งจะแบ่งการอธิบายเป็น 3 ส่วนคือ บริเวณตรงกลางของเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) จะเชื่อมต่อกับท่อสกรูลำเลียง (8) ทำมาจากท่อเหล็กดำ ภายในจะมีใบสกรูลำเลียง (6) มีหน้าที่ในการลำเลียงเชื้อเพลิงซึ่งจะมีแบริ่ง (11) มีหน้าที่ในการรับน้ำหนักใบสกรูลำเลียงและเป็นจุดที่ต่อเข้ากับชุดเกียร์ทด (9) และมอเตอร์ (10) ทางด้านบนของท่อสกรูลำเลียง (8) จะต่อกับช่องใส่ชีวมวล (7) ในแนวตั้งฉากซึ่งทำหน้าที่สำหรับป้อนเชื้อเพลิง ในส่วนตรงกลางของเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) จะมีช่องสำหรับจุดไฟ (3) ทำหน้าที่จุดเชื้อเพลิงเริ่มต้น สำหรับด้านล่างของเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มีลักษณะเป็นทรงกรวยมีทางเข้าท่อลม (4) สัมผัสกับตัวเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ในแนวสัมผัส เพื่อทำให้เกิดการไหลของอากาศแบบหมุนควง ทางเข้าท่อลม (4) ถูกทำมาจากท่อเหล็กดำเชื่อมต่อกับท่ออากาศ (17) ซึ่งมีหน้าที่ในการรับอากาศที่ส่งเข้ามาจากโบลเวอร์ (19) ที่จะต่อกับท่อลดขนาด (18) ทำมาจากเหล็กแผ่นม้วนขึ้นรูปเป็นทรงกรวย โดยใช้หน้าแปลนยึดประกบกัน และต่อกับท่ออากาศ (17) ที่ทำมาจากท่อเหล็กดำที่ยึดระหว่างกันด้วยข้อต่อเกลียว (22) อีกด้านหนึ่งของท่ออากาศ (17) จะต่อกับวาล์วควบคุมอากาศ (20) สำหรับควบคุมปริมาณอากาศที่จะป้อนเข้าสู่แผ่นออริฟิส (16) มีหน้าที่วัดอัตราการไหลของอากาศ โดยดูผลต่างของระดับน้ำที่มานอมิเตอร์ (15) ที่ต่อกับออริฟิส (16) ต่อกับท่ออากาศ (17) ด้วยหน้าแปลนทั้งสองด้าน โดยที่แผ่นออริฟิส (16) จะอยู่ระหว่างกลาง ปลายด้านหนึ่งของท่ออากาศ (17) จะต่อกับทางเข้าท่อลม (4) ที่ยึดกันด้วยข้อต่อเกลียว (22) ทางด้านล่างของทางเข้าท่อลม (4) จะมีตะแกรง (2) ที่ทำหน้าที่ในการแยกขี้เถ้าให้ตกลงด้านล่างที่เป็นพื้นที่สำหรับเก็บรวบรวมขี้เถ้าที่เกิดจากการเผาไหม้ และจะมีวาล์วสำหรับนำขี้เถ้าออก (5) ซึ่งทำหน้าที่ระบายขี้เถ้าเป็นระยะ ทางด้านบนของเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มีลักษณะเป็นทรงกรวยเพื่อลดขนาดหน้าตัดของเต่าสำหรับรวบรวมแก๊สเชื้อเพลิงเพื่อส่งต่อไปที่ไซโคลน (12) มีหน้าที่ในการกรองขี้เถ้าและน้ำมันดินที่ผสมอยู่ในแก๊สเชื้อเพลิงให้ตกลงด้านล่างที่เป็นพื้นที่เก็บขี้เถ้าและน้ำมันดิน และจะมีวาล์วนำฝุ่นและน้ำมันดิน (13) ที่มีหน้าที่ในการระบายขี้เถ้าผงและน้ำมันดินเป็นระยะ สำหรับแก๊สเชื้อเพลิงจะลอยตัวขึ้นสู่ด้านบนของไซโคลน (12) ที่ทำมาจากท่อเหล็กดำ และส่งแก๊สเชื้อเพลิงไปยังท่อแก๊สออก (14)

หลักการทำงานเชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกป้อนเข้าสู่ช่องใส่ชีวมวล (7) จากนั้นชีวมวลจะถูกส่งไปยังเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) โดยลำเลียงผ่านใบสกรูลำเลียง (6) ผ่านท่อสกรูลำเลียง (8) ซึ่งถูกควบคุมความเร็วรอบด้วยเกียร์ทด (9) และ มอเตอร์ (10) จากนั้นเชื้อเพลิงจะตกลงสู่ด้านล่างของเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ซึ่งมีตะแกรง (2) รองรับเชื้อเพลิงอยู่ จากนั้นจะให้ความร้อนจากภายนอกผ่านช่องจุดไฟ (3) เพื่อเผาไหม้เชื้อเพลิงขณะเริ่มต้น โดยมีอากาศที่เข้ามาจากทางเข้าท่อลม (4) ที่อยู่ในแนวสัมผัสของเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ซึ่งอากาศที่เข้ามาถูกส่งมาจากโบลเวอร์ (19) ผ่านมายังท่อลดขนาด (18) ที่ต่อกับท่ออากาศ (17) ด้วยข้อต่อเกลียว (22) อากาศจะถูกควบคุมอัตราการไหลด้วยวาล์วควบคุมอากาศ (20) และวัดอัตราการไหลของอากาศโดยดูผลต่างของระดับน้ำที่มานอมิเตอร์ (15) ที่ต่ออยู่ระหว่างแผ่นออริฟิส (16) ต่อมาอากาศจะผ่านมายังท่ออากาศ (17) ที่ต่อกับทางเข้าท่อลม (4) ด้วยข้อต่อเกลียว (22) และไหลเข้าเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ในลักษณะการไหลแบบหมุนควง สำหรับการเผาไหม้ของเต่าฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) จะเป็นการเผาไหม้ในสภาวะที่อากาศถูกควบคุมให้เกิดการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์เป็นผลให้เกิดการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง ในส่วนของขี้เถ้าจะหล่นกองอยู่ด้านล่างของเต่าและถูกนำออกจากเต่าบริเวณช่องนำขี้เถ้าออก (5) โดยการเปิดวาล์วเป็นระยะ ในส่วนของแก๊สเชื้อเพลิงจะไหลขึ้นทางด้านบนของเต่าและส่งไปที่ไซโคลน (12) ซึ่งจะกรองฝุ่นขี้เถ้าและน้ำมันดินที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ให้ตกลงสู่ด้านล่างบริเวณช่องนำฝุ่นและ

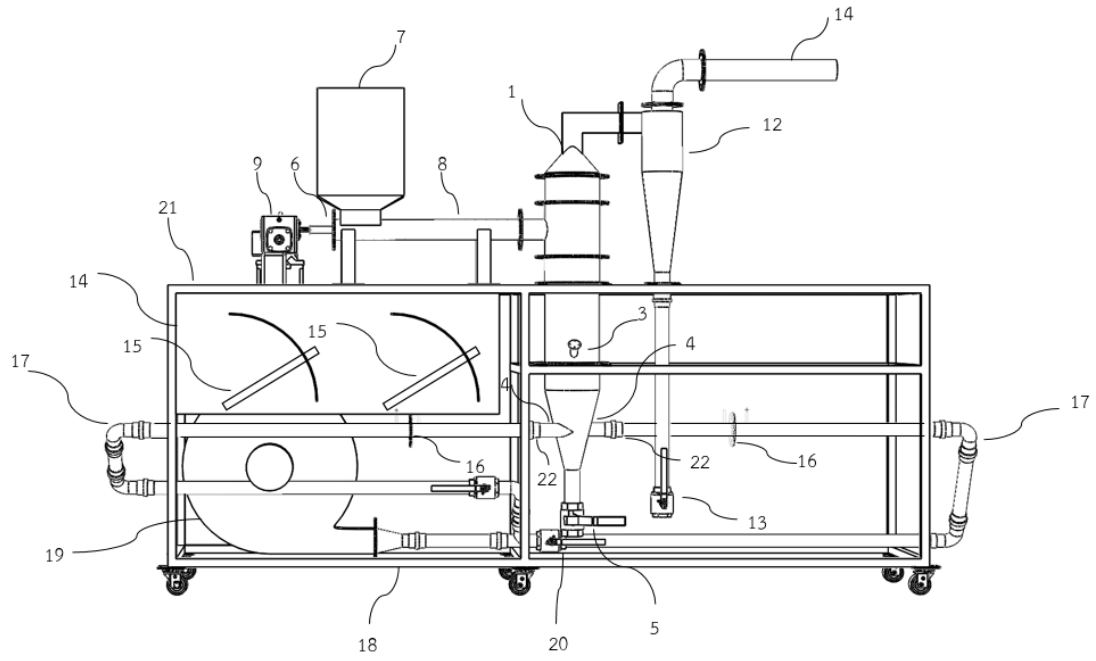
น้ำมันดินออก (13) และถูกระบายออกโดยการเปิดวาล์วเป็นระยะ แก๊สเชื้อเพลิงที่ถูกกรองจะไหลขึ้นสู่ส่วนบนของไซโคลน (12) และไหลต่อไปยังท่อแก๊สออก (14) เพื่อนำไปใช้งาน

5 ท่อทางเข้าลม (4) ถูกรอกแบบให้ต่อกับเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ในส่วนล่างที่เป็นรูปทรงกรวย เนื่องจากต้องการให้ลักษณะการไหลเป็นแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) และเพื่อลดบริเวณชั้นเผาไหม้ให้เล็กลงมาให้อุณหภูมิที่ในชั้นดังกล่าวสูงขึ้นส่งผลต่อการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง

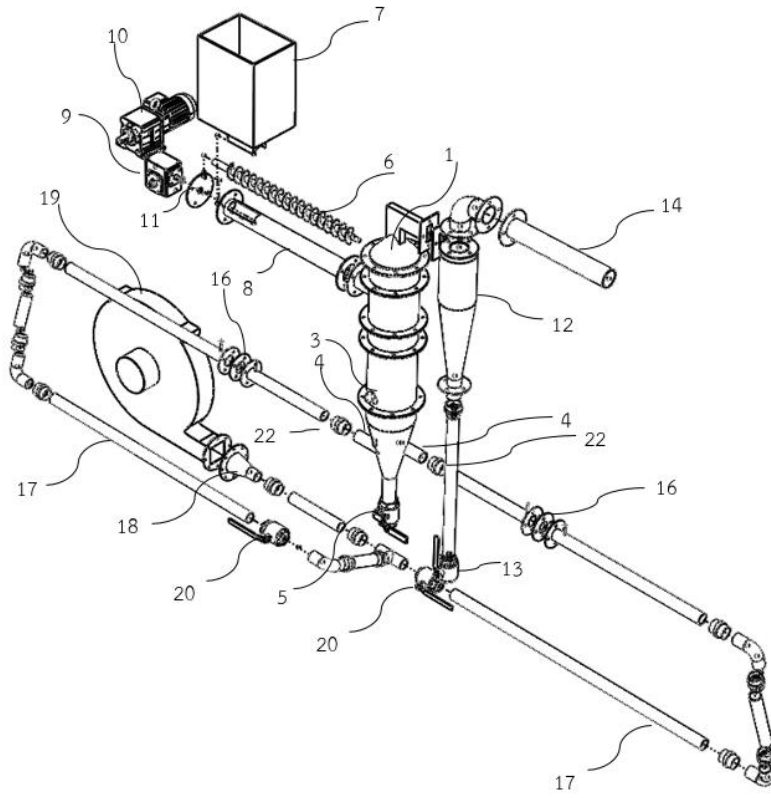
การประยุกต์ใช้เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง สามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงชีวมวลที่เป็นแบบผงได้หลายประเภท เช่น กากปาล์มน้ำมัน, เศษขยะจากปาล์ม, ขี้เลื่อยจากไม้ยางพารา, แกลบ, ฝางข้าว เป็นต้น

วิธีการในการประดิษฐ์ที่ดีที่สุด

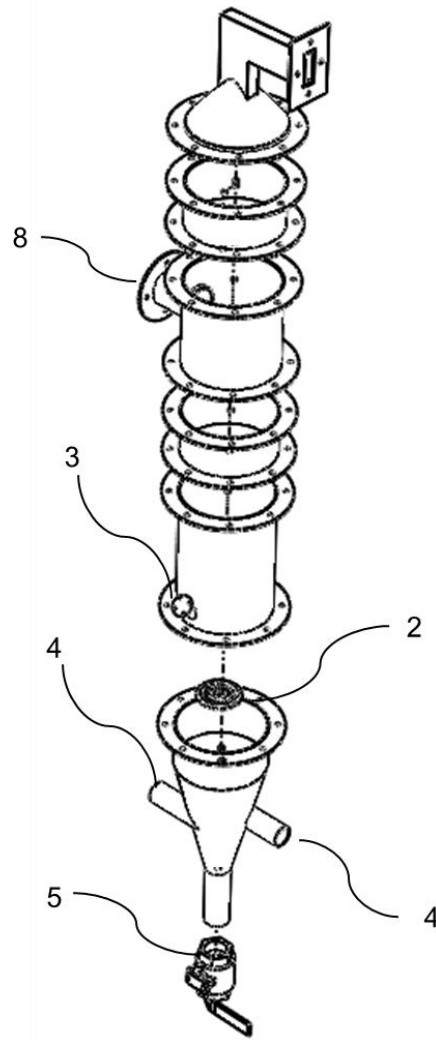
เหมือนกับที่ได้กล่าวไว้แล้วในหัวข้อการเปิดเผยการประดิษฐ์โดยสมบูรณ์



รูปที่ 1



รูปที่ 2



รูปที่ 3

ข้อถ้อยสิทธิ

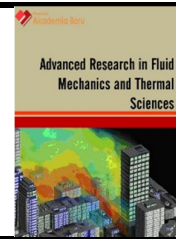
1. เต่าฟลูออไรด์ชนิดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง ประกอบด้วย เต่าฟลูออไรด์ชนิดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ตั้งอยู่
บนตัวโครง (21) โดยเต่าฟลูออไรด์ชนิดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มีลักษณะเป็นทรงกระบอก ทำหน้าที่เป็นห้องที่ทำให้
5 ให้เกิดปฏิกิริยาแก๊สซีไฟเคชัน จะเชื่อมต่อกับท่อสกรูลำเลียง (8) ภายในจะมีใบสกรูลำเลียง (6) มีหน้าที่ใน
การลำเลียงเชื้อเพลิง ซึ่งจะมีแบริ่ง (11) มีหน้าที่ในการรับน้ำหนักใบสกรูลำเลียงและเป็นจุดที่ต่อเข้ากับชุด
เกียร์ทด (9) และมอเตอร์ (10) ทางด้านบนของท่อสกรูลำเลียง (8) จะต่อกับช่องใส่ชีวมวล (7) ใน
แนวตั้งฉากซึ่งทำหน้าที่สำหรับป้อนเชื้อเพลิง ในส่วนตรงกลางล่างของเต่าฟลูออไรด์ชนิดแก๊สซีไฟเออร์ (1)
ช่องสำหรับจุดไฟ (3) ทำหน้าที่จุดเชื้อเพลิงเริ่มต้น ด้านล่างของเต่าฟลูออไรด์ชนิดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มี
10 ลักษณะเป็นทรงกรวยมีทางเข้าท่อลม (4)
โดยมีลักษณะพิเศษ คือ
ทางเข้าท่อลม (4) สัมผัสกับตัวเต่าฟลูออไรด์ชนิดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ในแนวสัมผัส เพื่อทำให้เกิดการไหลของ
อากาศแบบหมุนควง ทางด้านล่างของทางเข้าท่อลม (4) จะมีตะแกรง (2) ที่ทำหน้าที่ในการแยกขี้เถ้าให้
ตกลงด้านล่างที่เป็นพื้นที่สำหรับเก็บรวบรวมขี้เถ้าที่เกิดจากการเผาไหม้ และจะมีวาล์วสำหรับนำขี้เถ้าออก
15 (5) ซึ่งทำหน้าที่ระบายขี้เถ้าเป็นระยะ
2. เต่าฟลูออไรด์ชนิดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง ตามข้อถ้อยสิทธิ 1 ที่ซึ่ง ทางเข้าท่อลม (4) ทำมาจากท่อเหล็ก
ดำ
3. เต่าฟลูออไรด์ชนิดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง ตามข้อถ้อยสิทธิ 1 ที่ซึ่ง สามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงชีวมวลที่เป็น
แบบผงได้หลายประเภท เช่น กากปาล์มน้ำมัน, เศษขยะจากปาล์ม, ขี้เลื่อยจากไม้ยางพารา, แกลบ, ผาง
20 ข้าว

บทสรุปการประดิษฐ์

การประดิษฐ์นี้ได้เสนอเตาฟลูอิดไคด์เบดแก๊สซีไฟเออร์แบบหมุนควง ประกอบด้วย เตาฟลูอิดไคด์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) ที่ตั้งอยู่บนตัวโครง (21) เตาฟลูอิดไคด์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มีลักษณะเป็นทรงกระบอก จะเชื่อมต่อกับท่อสกรูล้ำเลี้ยง (8) ทำมาจากท่อเหล็กดำ ภายในจะมีใบสกรูล้ำเลี้ยง (6) ซึ่งจะมีแบริ่ง (11) ต่อเข้ากับชุดเกียร์ทด (9) และมอเตอร์ (10) ทางด้านบนของท่อสกรูล้ำเลี้ยง (8) จะต่อกับช่องใส่ชีวมวล (7) ในแนวตั้งฉาก ในส่วนตรงกลางล่างของเตาฟลูอิดไคด์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) จะมีช่องสำหรับจุดไฟ (3) ทำหน้าที่จุดเชื้อเพลิงเริ่มต้น สำหรับด้านล่างของเตาฟลูอิดไคด์เบดแก๊สซีไฟเออร์ (1) มีลักษณะเป็นทรงกรวยมีทางเข้าท่อลม (4) ทำมาจากท่อเหล็กดำเชื่อมต่อกับท่ออากาศ (17) รับอากาศที่ส่งเข้ามาจากโบลเวอร์ (19) ที่จะต่อกับท่อลดขนาด (18) โดยใช้หน้าแปลนยึดประกบกัน และต่อกับท่ออากาศ (17) ที่ทำมาจากท่อเหล็กดำที่ยึดระหว่างกันด้วยข้อต่อเกลียว (22) อีกด้านหนึ่งของท่ออากาศ (17) จะต่อกับวาล์วควบคุมอากาศ (20)

ภาคผนวก ข.

(Suksuwan, W., Wae-hayee, M., Mel, M., “*The Effect of Single and Double Air Inlets on Swirling Flow in the Reactor of a Fluidized Bed Gasifier.*” Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences 44 (2018): 157-166, indexed by Scopus.)



The Effect of Single and Double Air Inlets on Swirling Flow in a Reactor of a Fluidized Bed Gasifier

Open
Access

Wasu Sukswan¹, Makatar Wae-hayee^{1,2,*}, Maizirwan Mel³

¹ Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Hatyai, Songkhla 90112, Thailand

² Energy Technology Research Center, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Hatyai, Songkhla 90112, Thailand

³ Department of Biotechnology Engineering, Faculty of Engineering, International Islamic University, Malaysia

ARTICLE INFO

Article history:

Received 27 March 2018

Received in revised form 20 April 2018

Accepted 24 April 2018

Available online 30 April 2018

Keywords:

Flow characteristic, Swirl, fluidized bed gasifier, CFD

ABSTRACT

In this work, the effect of single and double air inlets on swirling flow in a reactor of fluidized bed gasifier was studied numerically. The reactor diameter (D) was 20 cm, and the reactor length was $7.5D$. The geometry of the reactor bottom was conical. In order to generate swirling flow in the reactor, the air inlet pipe with inner diameter of 46.8 mm was assembled tangentially to the bottom of the reactor. The comparison of the effect of single and double air inlets were studied based on the same mass flow rate. A 3-D numerical model of the reactor was created using a commercial software of ANSYS Ver.15.0 (Fluent). The results showed that swirling flow at the bottom of the reactor for the case of double inlets was more uniform than that of single inlets. Therefore, double air inlets were applied to design and fabricate a swirling fluidized bed gasifier.

Copyright © 2018 PENERBIT AKADEMIA BARU - All rights reserved

1. Introduction

Gasification is a chemical process that converts carbonaceous materials like biomass into useful convenient gaseous fuel, which include chemical compound such as carbon monoxide, hydrogen and carbon dioxide using incomplete combustion [1]. The gasification consists of four different steps i.e. (1) drying, (2) pyrolysis or devolatilization, (3) combustion or oxidation and (4) gasification or reduction. There are various types of gasifiers as reported by Waeneck [2]: 1) Fixed-bed gasifier, 2) Entrained flow gasifier, and 3) Fluidized bed gasifier. In the case of a fluidized bed gasifier, the fuel is gasified in a bed of small particles that fluidized by a suitable gasification medium such as air or steam [3]. Fluidized bed technology can be useful for gasification and pyrolysis. It has more advantages [4, 5] for example: accepting for fuel size variation (less than 6 mm), uniform temperature profile of reactor and compact construction. Moreover, it can use for high flexibility in accepting solid, liquid, gaseous fuels even with low calorific value for waste and high moisture

* Corresponding author.

E-mail address: wmakatar@eng.psu.ac.th (Makatar Wae-hayee)

content for biomass. The fluidized bed reactors are divided in bubbling fluidized beds (Figure 1(a)) and circulating fluidized beds (Figure 1(b)). Bubbling beds operate at relatively low gas velocities (typically below 1 m/s), while the circulating fluidized beds operate at higher gas velocities (typically 3-10 m/s) [6].

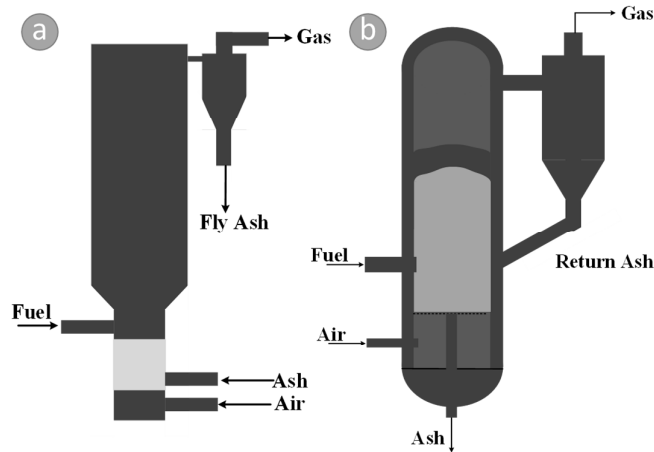


Fig. 1. Several types of Fluidized bed gasifier reactors, (a) Bubbling fluidized bed (b) Circulating fluidized bed

Kim *et al.*, [7] used a laboratory scale fluidized bed reactor to produce bio-oil from pyrolysis process. The solid materials used were jatropha seed shell cake (JSC), palm kernel shell (PKS) and empty palm fruit bunches (EPB), as waste from palm and jatropha oil industries. The results showed that the oil yield of JSC was higher than those of PKS and EPB.

Ramírez *et al.*, [8] design of a 70-kW fluidized bed gasifier for rice husk as feedstock. The inner diameter of reactor was 0.3 m and the height of reactor was 3 m. This work presented that it is advantageous for preliminary estimate of the equivalence ratio, low heating value, volumetric yield, gas power and cold efficiency obtained in the experimental gasification test.

Benedikt *et al.*, [9] presents experimental results with a new generation of a 100 kW dual fluidized bed steam gasification in pilot plant with calcite as bed material, converting wood and lignite in separate test runs into product gas. The results are compared to experiments with the same fuels with olivine as bed material and the previous generation of the gasification pilot plant.

Kumar *et al.*, [10] studies gas–solids flow in combustion coal of circulating fluidized bed by using CFD model. The size of 5 mm feedstock was chosen and fluidizing velocity of inlet was 4-6 m/s. For analysis, the variation in mean feedstock diameter and superficial velocity, does affect the temperature, pressure and turbulence kinetic energy in different mean fractions in the combustion zone.

Liu *et al.*, [11] simulated biomass gasification of three-dimension CFD of circulating fluidized bed reactor by using steady state model, and simulation results were compared to experimental data. The effects of turbulence models, radiation model, water–gas shift reaction, and equivalence ratio (ER) were investigated to present a reliable understanding of feedstock gasification in a Circulating Fluidized Bed (CFB) reactor.

Murgia *et al.*, [12] has developed CFD model to compare and simulate the gasification process within an air-blown updraft coal gasifier. Updraft fixed bed gasification processes are characterized by complex behaviour, since they involve different space and time dependent sub-processes where coal preheating, drying, devolatilization and char reactions take place. Simplified models, such as

non-dimensional ones, useful for preliminary gross mass and energy balance are unable to correctly simulate the overall gasification phenomena and more sophisticated approaches are required.

Bockelie *et al.*, [13] described a CFD based modelling tool for entrained flow coal gasifiers. The model contains sub-models to properly model the reaction kinetics of coal gasification at high pressure, high solids loading and slagging walls. Comparisons between values predicted by CFD model and modelling studies performed by other research groups have shown good agreement.

In this work, swirling fluidized bed gasifier was being designed and fabricated for a small scale. In order to accelerate fuel-air reaction, a reactor generating swirling flow was designed. In order to design tangential connection between air inlet and the bottom of the reactor to generate swirling flow, computational fluid dynamics (CFD) was adopted. In preliminary study, the effect of single and double air inlets on swirling flow in the reactor was examined.

2. Experimental setup

The diagram of experimental setup of fluidized bed gasifier is shown in Figure 2. The blower accelerated the air which flow through the orifice flow meter for measuring the mass flow rate. The flow rate of air was controlled by adjusting rotating speed of blower with an inverter. The air inlet pipe with inner diameter of 46.8 mm and length of 300 mm were connected tangentially to the bottom of the reactor. The biomass is fed with a constant flow rate to the reactor by using screw conveyor while the flow rate of air was varied according to required Equivalent Ratio (ER). Inside the reactor, biomass was burned with limited air for getting incomplete combustion. Syngas was sent to the cyclone for particle filtration and then discharged from pipe outlet.

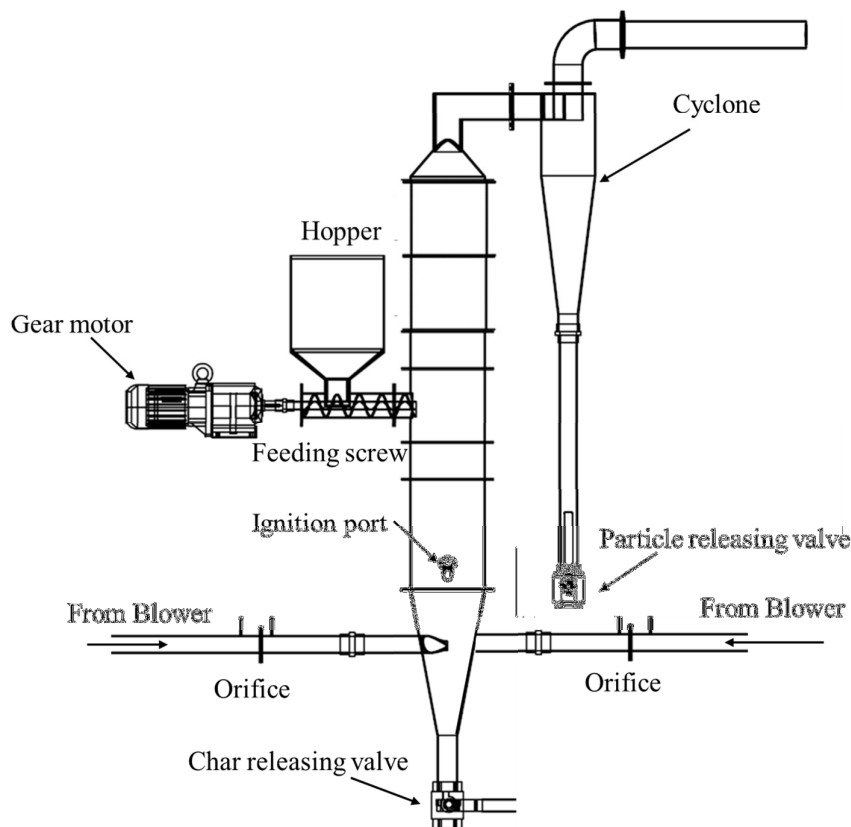


Fig. 2. Diagram of experimental setup of the swirl fluidized bed gasifier

3. Numerical simulation design

3.1 Computational model and boundary conditions

From aforementioned experimental set up of fluidized bed gasifier, the effect of single and double air inlets on swirling flow in the reactor was designed using CFD software. The schematic diagram of creating swirling flow in the reactor with single and double air inlets is shown in Figure 3. To simulate air flow in this work, the commercial CFD software, ANSYS Ver. 15.0 (Fluent) was adopted. The 3-D numerical model was created as shown in Figure 4. The main domain was reactor of fluidized bed gasifier with diameter of 20 cm and length of 150 cm. The configuration of the bottom part of the reactor was divergent geometry. The air inlet with a diameter of 4.64 cm and a length of 30 cm was tangentially assembled to the divergent part of the reactor. The position of the connection was 15-cm height from the bottom end. The air outlet with diameter of diameter 7.5 cm was located at the top of the reactor. The details of boundary conditions were summarized in Table 1. Since the comparison of the effect of single and double air inlets based on the same mass flow rate, the uniform entering velocity at the inlet was 4 m/s for single air inlet and 2 m/s for double air inlet. Since the effect of single and double air inlets on swirling flow in the reactor of a fluidized bed gasifier was focussed, the simulation was done only for flow characteristics without combustion.

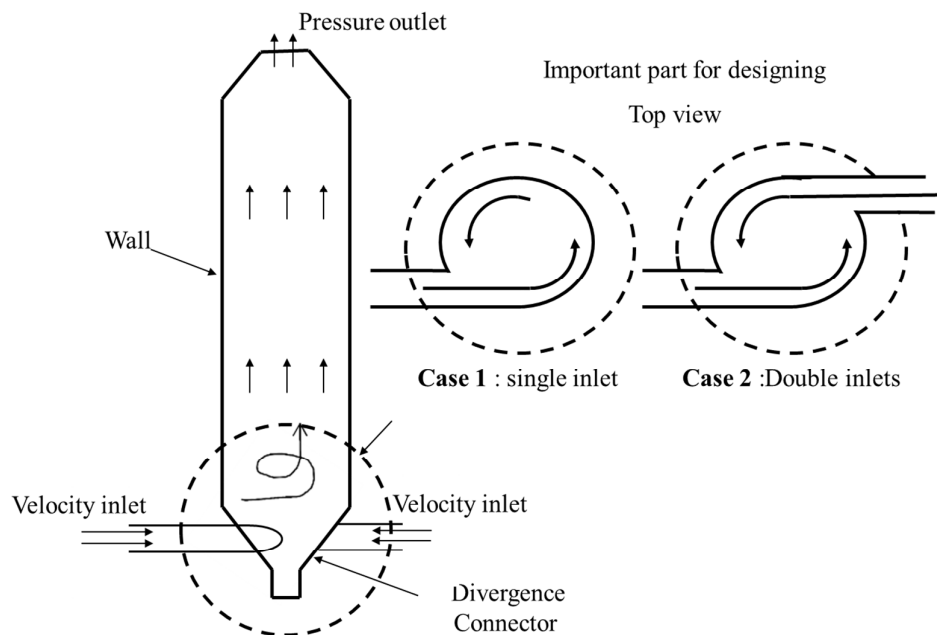


Fig. 3. Numerical domain of swirl reactor of fluidized bed gasifier

Table 1
 The details of boundary conditions

Boundary condition	Define
Air inlet	Velocity inlet
Air outlet	Pressure outlet
Surfaces of reactor	Wall

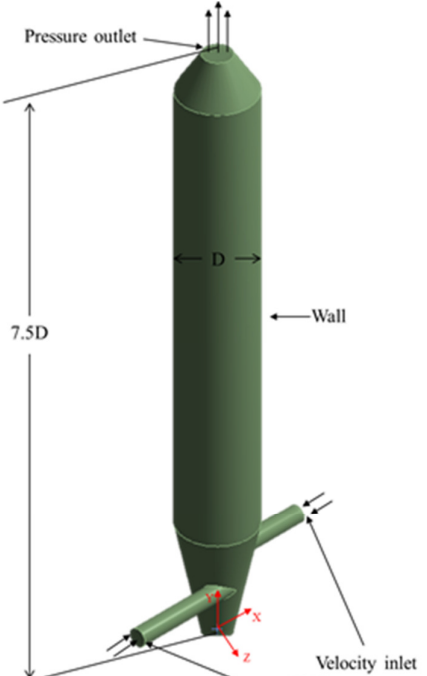


Fig. 4. Computational model and boundary conditions

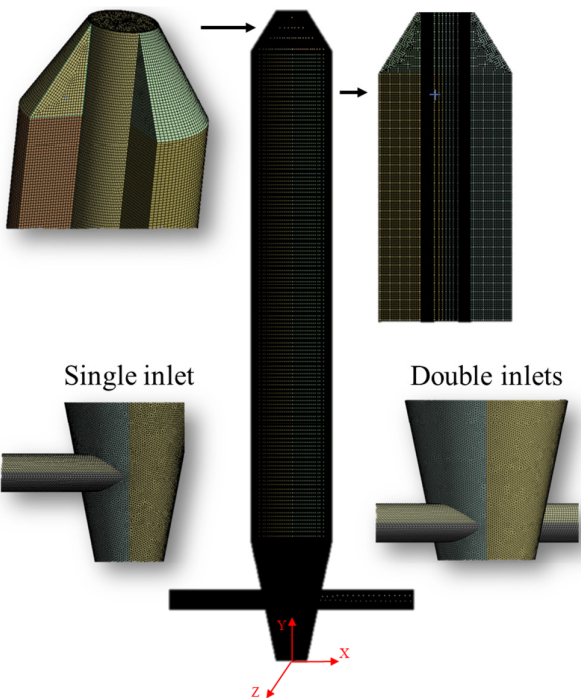


Fig. 5. Generated rectangular grid for the numerical mode

3.2 Grid generation and grid dependency

The rectangular grid was mainly applied in this numerical model. The internal generating grid is shown in Figure 5. The generated grids in region having high velocity gradient as in area of divergence air inlet of reactor are finely controlled. The numbers of generated grids are varied to achieve an accurate solution by considering low computation cost. The number of generated grid was varied to achieve an accurate solution by considering the effects of grid dependency. The numbers of element were varied in the range of 0.10 – 3.54 million elements. The tangential velocity in the direction of X-axis at 15 cm from the bottom end was plotted with varying element number as shown in Figure 6. It showed that the effect element number on tangential velocity profile was saturated at the element number of 1.71 and 3.54 million elements. Here, to minimize computational task, the 1.71 million elements was selected to run the numerical simulation in this study.

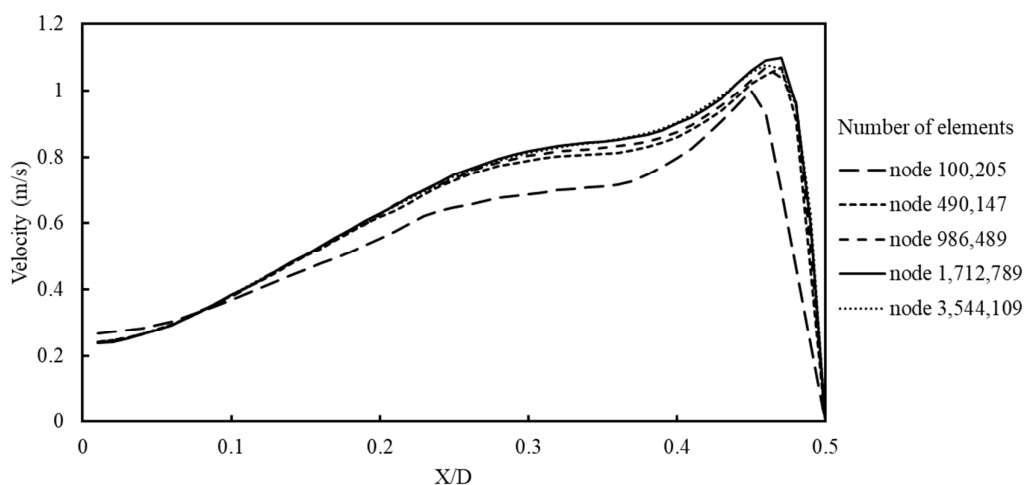


Fig. 6. The tangential velocity in the direction of X-axis at Y/D=0.75 (Air inlet)

3.3 Calculation method and algorithm

Computations were conducted by solving Reynolds averaged continuity and Navier-Stokes equations under existing boundary conditions. A k-epsilon turbulence model has been adopted in solving many numerical simulation problem [14]. It excellently predicted the solutions of internal flow with moderate computation cost. The SIMPLE algorithm [15] is used with second order upwind scheme for pressure and momentum and first order upwind scheme for turbulent kinetic energy and turbulent dissipation rate. The convergence of iterative solution is insured when the residual of all the variables is less than the specified values. The specified value is 1×10^{-4} for continuity and momentum equations

4. Results and Discussions

4.1 Simulations result

Streamlines and contours of velocity in the reactor of single inlet and double inlets are shown in Figure 7. Noted that the comparison of the effect of single and double air inlets based on the same mass flow rate; the entering velocity at the inlet was 4 m/s for single inlet and 2 m/s for double inlet. Air entering from inlet pipe into the reactor turned around along conical surface of the

reactor to develop swirling flow. The results show that the development of swirling flow for the case of double inlet was faster than the case of single inlet. The swirling flow for the case of double inlets was more uniform (In term of symmetry) than that of single inlet. This can be notified by uniformity of the velocity contours as shown in Figure 8.

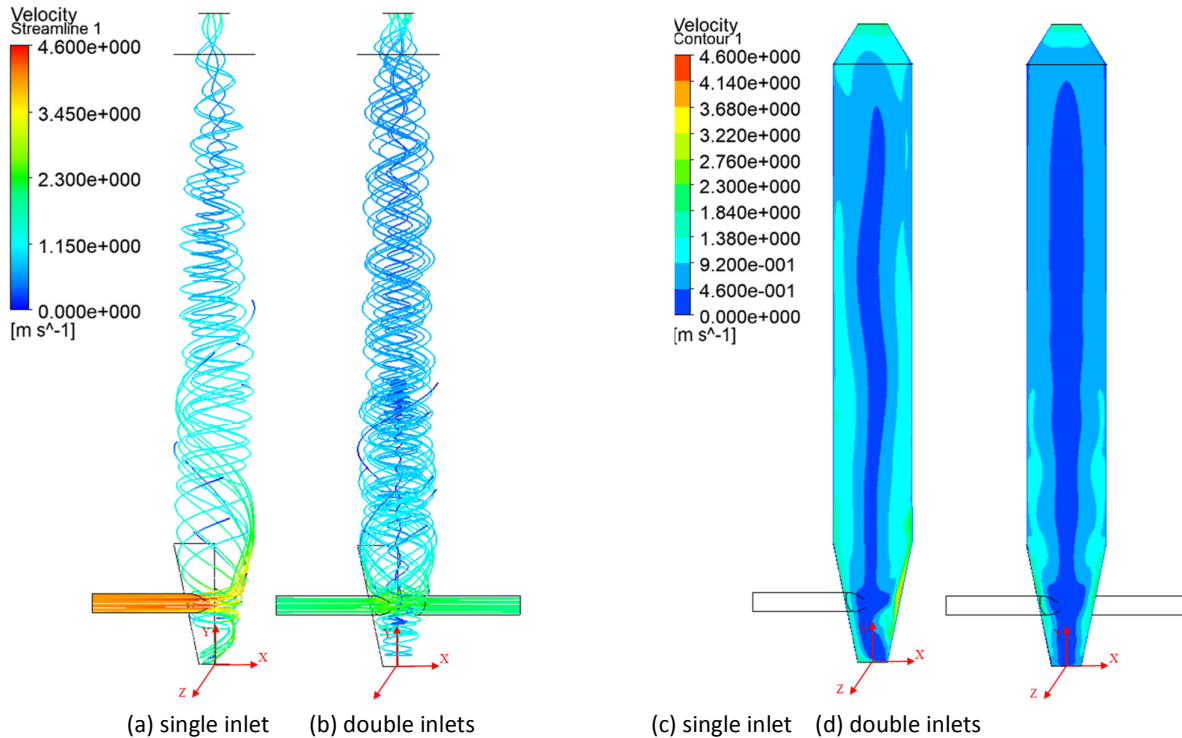


Fig. 7. The streamlines (left) and the contours (right) of velocity in the reactor

The velocity vectors and the u-component velocity (X-axis) profiles in the reactor at different levels of the reactor height are shown in the Figure 8 - 12. At the level of air inlet ($Y/D=0.75$) as shown in Figure 8, the magnitude of velocity for the case of single air inlet was the highest in -X-axis, and velocity profile was asymmetry. It was contrast to the case of double air inlet that the vectors and velocity profiles were symmetry in X-axis. At the reactor height of $Y/D=1.25$ (Figure 9), the magnitude of velocity for both single and double inlets become lower when compared to those the case of $Y/D=0.75$ (Figure 8), and the velocity profiles in X-axis approached symmetry for the case of single air inlet. Afterwards, the velocity profiles for single air inlet at $Y/D=1.5$ (Figure 10) became symmetry in X-axis. Moreover, the profiles of both single and double was almost the same at $Y/D=5$ (Figure 12).

This show obviously that the effect of the number of air inlet at the reaction zone (Figure 8) could generate symmetry swirling flow for the case of double air inlet and asymmetry swirling flow for the case of single air inlet. In the reactor of experimental apparatus, particles of feedstock are fed and dropped at the reaction zone in the reactor. Uniformity in term of interaction between fuel particle and oxidizer (air) is required to perform homogenous thermo-chemical reaction. From this results can be suggested that applying double air inlets in the reactor of fluidized-bed gasifier is suitable.

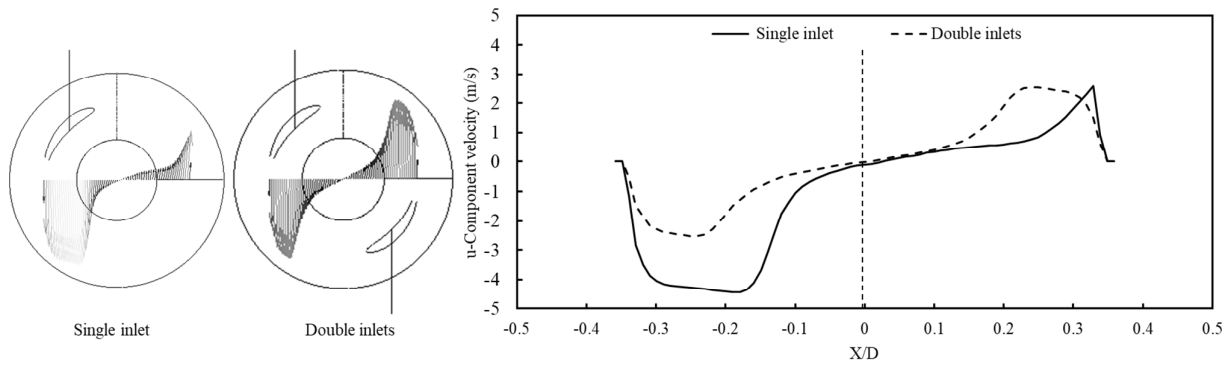


Fig. 8. Velocity vectors (left) and velocity profiles (right) in the reactor at $Y/D= 0.75$

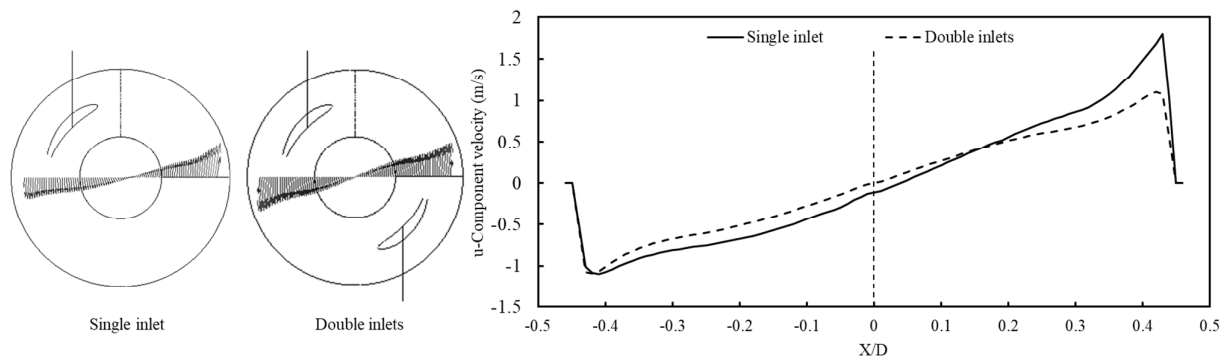


Fig. 9. Velocity vectors (left) and velocity profiles (right) in the reactor at $Y/D= 1.25$

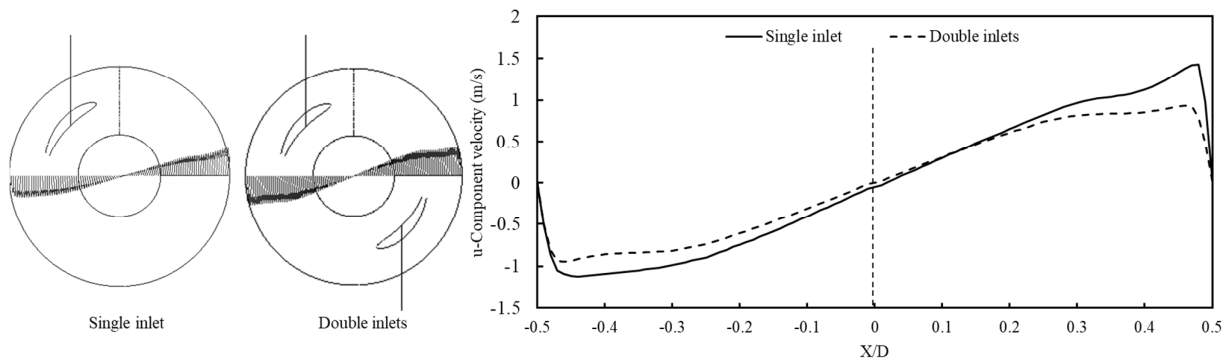


Fig. 10. Velocity vectors (left) and velocity profiles (right) in the reactor at $Y/D= 1.5$

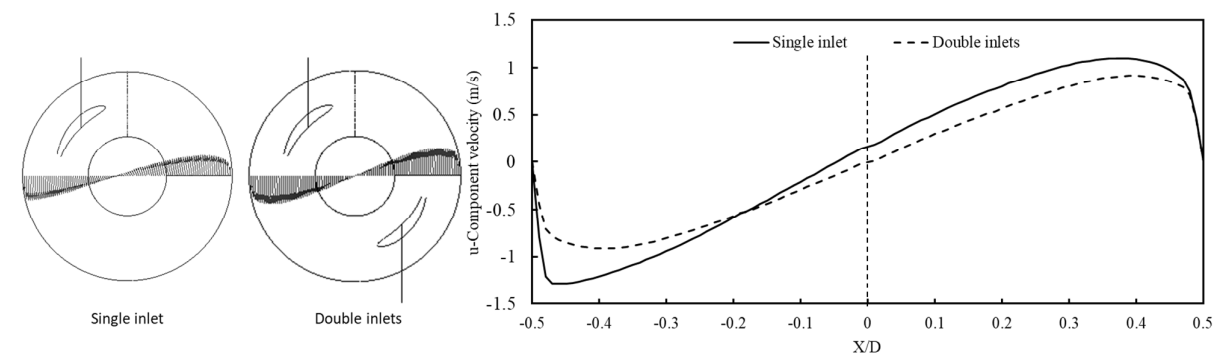


Fig. 11. Velocity vectors (left) and velocity profiles (right) in the reactor at $Y/D= 3$

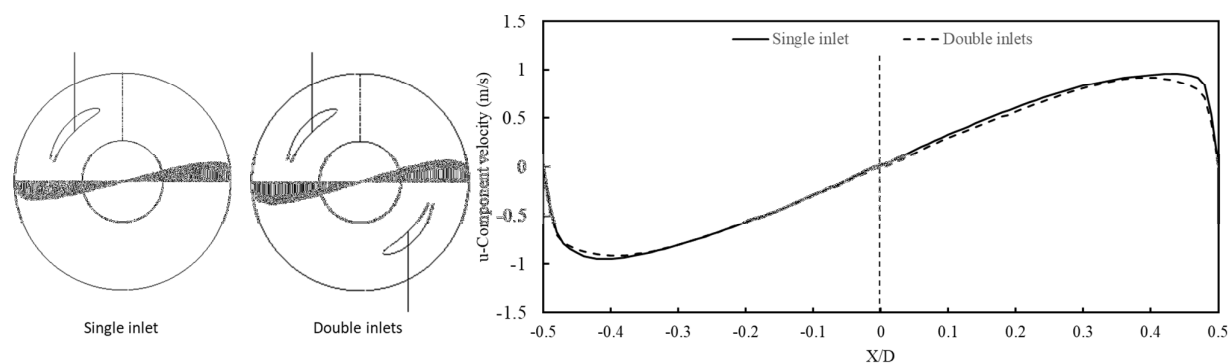


Fig. 12. Velocity vectors (left) and velocity profiles (right) in the reactor at $Y/D=5$

4.2 Experimental test

A mini pilot scale of swirl fluidized bed gasifier was successfully designed and fabricated in related our work. Double air inlets which was simulate in this study were applied in the reactor gasifier in those work . The position of applying double air inlets in the reactor is shown in Figure 13 at the point h. The results showed that a production of combustible syngas can be operated continuously for eight hours without shut down or malfunction.

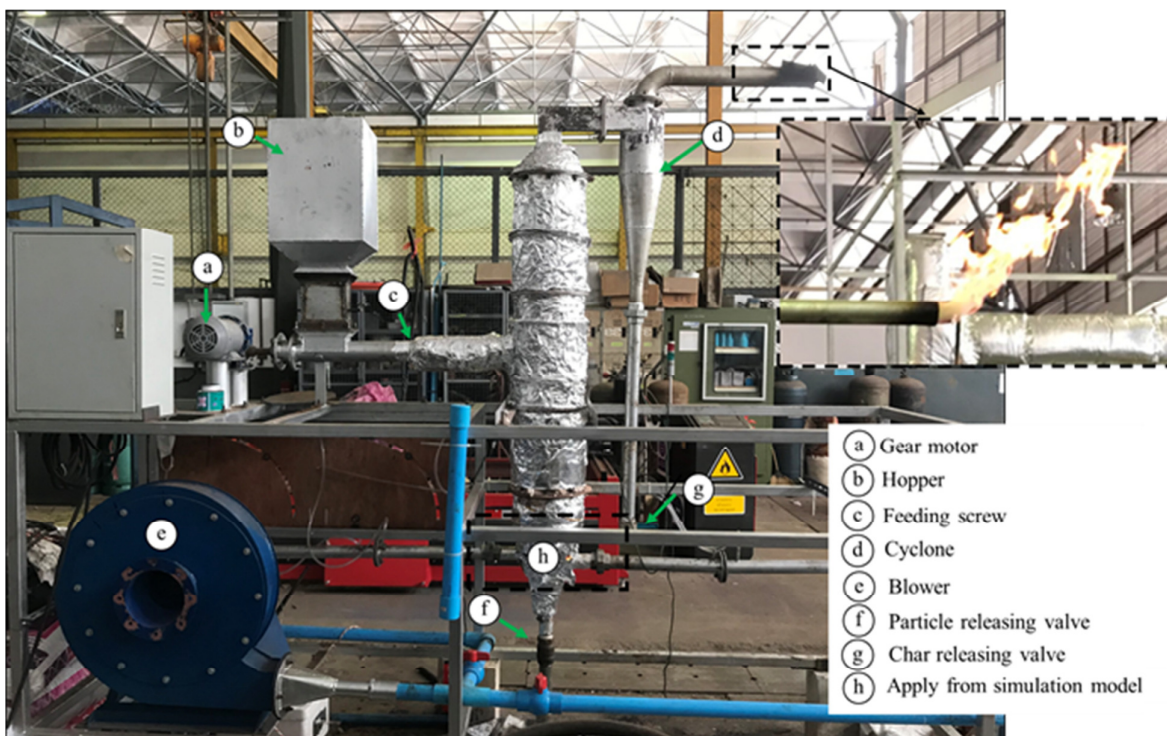


Fig. 13. Photo of mini pilot swirl fluidized-bed gasifier system

5. Conclusions

The effect of single and double air inlets for applying in the reactor of swirl fluidized bed gasifier was studied numerically. A 3-D numerical model of the reactor was created using commercial software, ANSYS Ver.15.0 (Fluent). The comparison of the effect of single and double air inlets were based on the same mass flow rate. The results showed that the effect of the number of air inlet at the reaction zone of the reactor can generate symmetry swirling flow for the case of double air inlet and asymmetry swirling flow for the case of single air inlet. Therefore, double air inlets were chosen to apply in the real reactor of swirl fluidized bed gasifier.

Acknowledgement

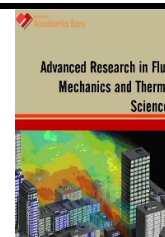
This research was funded by a grant from the Graduate School of Prince of Songkla University (PSU), Thailand.

References

- [1] Basu, Prabir. *Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory*. Academic press, 2010.
- [2] Warnecke, Ragnar. "Gasification of biomass: comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier." *Biomass and bioenergy* 18, no. 6 (2000): 489-497.
- [3] Basu, Prabir. *Combustion and gasification in fluidized beds*. CRC press, 2006.
- [4] Biomass knowledge portal. (2012), "*Biomass Gasification*."
- [5] Kovács, J., (2001), "*What are the main characteristics of fluidised bed combustor?*." IFRF Combustion Handbook, Combustion File no.: 87
- [6] Siedlecki, Marcin, Wiebren De Jong, and Adrian HM Verkooijen. "Fluidized bed gasification as a mature and reliable technology for the production of bio-syngas and applied in the production of liquid transportation fuels—a review." *Energies* 4, no. 3 (2011): 389-434.
- [7] Kim, Sung Won, Bon Seok Koo, Jae Wook Ryu, Joon Sik Lee, Cheol Joong Kim, Dong Hyun Lee, Gyung Rok Kim, and Sun Choi. "Bio-oil from the pyrolysis of palm and Jatropha wastes in a fluidized bed." *Fuel Processing Technology* 108 (2013): 118-124.
- [8] Ramirez, J. J., J. D. Martinez, and S. L. Petro. "Basic design of a fluidized bed gasifier for rice husk on a pilot scale." *Latin American applied research* 37, no. 4 (2007): 299-306.
- [9] Benedikt, Florian, Josef Fuchs, Johannes Christian Schmid, Stefan Müller, and Hermann Hofbauer. "Advanced dual fluidized bed steam gasification of wood and lignite with calcite as bed material." *Korean Journal of Chemical Engineering* 34, no. 9 (2017): 2548-2558.
- [10] Kumar, Ravindra, and K. M. Pandey. "CFD analysis of circulating fluidized bed combustion." *Engineering Science and Technology* 2, no. 1 (2012): 163-174.
- [11] Liu, Hui, Ali Elkamel, Ali Lohi, and Mazda Biglari. "Computational fluid dynamics modeling of biomass gasification in circulating fluidized-bed reactor using the Eulerian–Eulerian approach." *Industrial & Engineering Chemistry Research* 52, no. 51 (2013): 18162-18174.
- [12] Murgia, S., M. Vascellari, and G. Cau. "Comprehensive CFD model of an air-blown coal-fired updraft gasifier." *Fuel* 101 (2012): 129-138.
- [13] Bockelie, Michael J., Martin K. Denison, Zumao Chen, Temi Linjewile, Constance L. Senior, Adel F. Sarofim, and Neville Holt. "CFD modeling for entrained flow gasifiers." In *ACERC Annual Conference*, pp. 18-19. 2005.
- [14] S. Sapee. "*Computational Fluid Dynamics Study on Droplet Size of Kerosene Fuel*. Pearson Education", Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences, Vol. 16, no.1 (2015), 1-14.
- [15] Versteeg, Henk Kaarle, and Weeratunge *Malalasekera*. *An introduction to computational fluid dynamics: the finite volume method*. Pearson Education, 2007

ภาคผนวก ค.

(Suksuwan, W., Wae-hayee, M., Mel, M., “*Development of Mini Pilot Fluidized Bed Gasifier for Industrial Approach: Preliminary Study Based on Continuous Operation.*” *Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences* 45, (2018), pp. 35-43, indexed by Scopus.)



Development of Mini Pilot Fluidized Bed Gasifier for Industrial Approach: Preliminary Study Based on Continuous Operation

Open
Access

Wasu Sukswan¹, Makatar Wae-hayee^{1,2,*}, Maizirwan Mel³

¹ Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Hatyai, Songkhla 90112, Thailand

² Energy Technology Research Center, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Hatyai, Songkhla 90112, Thailand

³ Department of Biotechnology Engineering, Faculty of Engineering, International Islamic University, 53100, Malaysia

ARTICLE INFO

ABSTRACT

Article history:

Received 20 March 2018

Received in revised form 5 May 2018

Accepted 10 May 2018

Available online 17 May 2018

A small pilot scale of bubbling fluidized bed gasifier was designed and fabricated. The diameter of reactor (D) is 20 cm and the total height of the reactor from the bottom end of the cone to the top is 160 cm. The feedstock used was palm kernel cake which the size range of 1-10 mm. The mass feeding rate of feedstock was fixed at 0.05 kg/min, and flow rate of air was varied according to Equivalent Ratio (ER) at 0.03, 0.06, 0.19, 0.31, 0.49, 1.17, 1.43 and 2.64, respectively. In the first phase of this work is to focus on continuous gasification operation that expected approximately for 8 hours without shut down or malfunction. Based on the result obtained in this study, it was found that the ER which can be provided for continuous operation was $0.19 \geq ER \geq 1.17$. For the syngas production study at the ER of 0.06 and 1.43 could not run continuously. Moreover, the gasification run at ER=0.03 and 2.64 was found that the syngas production was incombustible.

Keywords:

Gasification, fluidized bed gasifier, palm kernel cake, syngas

Copyright © 2018 PENERBIT AKADEMIA BARU - All rights reserved

1. Introduction

Gasification is the thermochemical conversion of solid fuel into the fuel gas which contains mainly hydrogen, carbon monoxide, carbon dioxide, methane and nitrogen. The product gas from the reactor also contains some contaminants like char particle, ash and some higher hydrocarbons or tar [1, 2]. A limited supply of oxygen, air, steam or a combination of these serves as gasifying agent. The gasification consists of four different steps e.g. drying, pyrolysis or devolatilization, combustion or oxidation and gasification or reduction.

Several types of gasifier reactors are currently available: fixed bed, fluidized bed and entrained flow as shown in Figure 1 - 3. For the selection, it depends on technology, heat load, the types of materials, the use of energy, environment and economy. Fixed bed, which includes of up-draft, down-draft and cross-draft, is classical type of gasifier; however, these types have limitations for using of non-uniform fuel size and variation of thermal loads. Recently, fluidized bed reactor, that can

* Corresponding author.

E-mail address: wmakatar@eng.psu.ac.th (Makatar Wae-hayee)

combust fine solid fuels having non-uniform size, is applied in thermal industries, especially in medium power plant. The comparison of fixed bed and fluidized bed reactors was summarized by Warnecke [3], He reported that the advantage of fluidized bed can be designed in the wider range of feedstock and operating conditions. Therefore, fluidized bed gasifier is the main concern in this work.

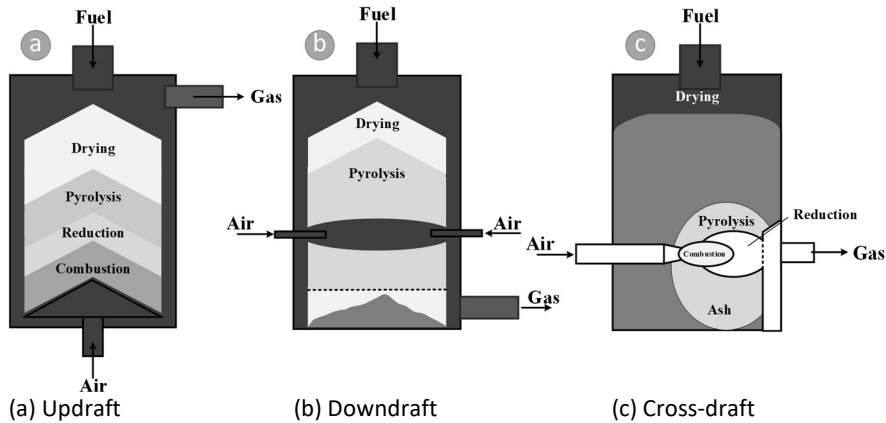


Fig. 1. Several types of Fixed bed gasifier reactors

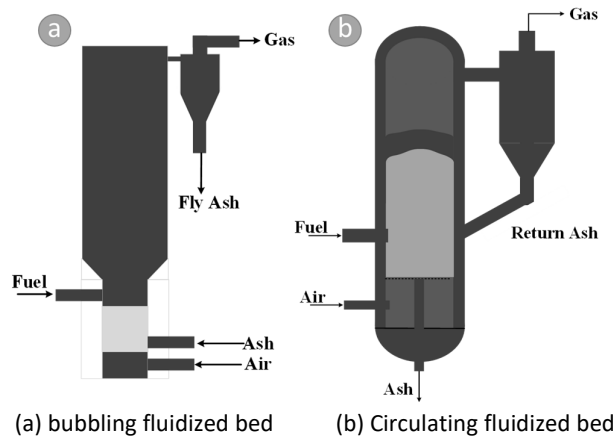


Fig. 2. Several types of Fluidized bed gasifier reactors

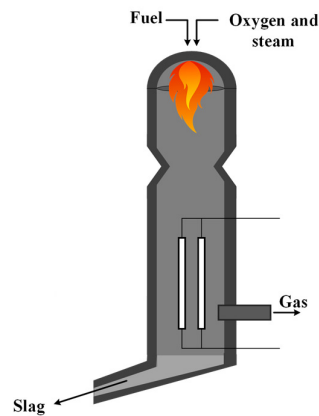


Fig. 3. Several types of Entrained bed gasifier reactors

From previous works, the investigations of regarding fluidized bed gasifier have been done in laboratory scale reactor that used electrical heater as heat sources due to simplify for controlling of temperature operation [4-7]. In fact, the heat source of an industrial gasifier is from internal combustion in the reactor, and flammable syngas is also from concentration of combustible production. In order to design of continuous operation, there are several parameters that need to be specifically investigated such as reactor geometries, the size range of solid fuel and operating conditions such as the air flow rates and feedstock feeding rate. A few works have reported the operating conditions of fluidized bed gasifier using pine sawdust [8], rice husk [9] and lignite [10] as feedstock.

Narváez *et al.*, [8] was successful to fabricate and operate a pilot scale of bubbling fluidized bed gasifier using fine feedstock as pipe sawdust. They suggested that the operating conditions for having high gas yield was the equivalence ration in the range of 0.2-0.45, reaction temperature in the range of 750-850 °C.

Ramírez *et al.*, [9] designed the pilot scale of 70-kW fluidized bed gasifier using rice husk as feedstock. The diameter and the height of reactor were 0.3 m and 3 m, respectively. The outcomes in this work should be beneficial for preliminary prediction of the equivalence ratio, low heating value, volumetric yield, gas power and cold efficiency obtained in the experimental gasification.

Recently in 2017, Herdel *et al.*, [10] reported the circulating fluidized bed gasifier that was designed to use in an industrial scale for 0.5-MW power plant in Germany. This work presents the success of the first operation and experiences gained within the commissioning of the pilot plant using pre-dried lignite as feedstock. Seven days of steady operation at different feed rates were accomplished with no gasifier shut down or malfunction.

One of an important consideration for applying fluidized bed gasifier in industries is continuous operation without shut down or malfunction as applied in power plant by Herdel *et al.*, [10]. The system of loading feedstock and removing char or ash from the reactor must be sequential operation.

In this study, the main objective is to design and fabricate a small pilot scale gasifier that expected produced 30 kW of power using bubbling fluidized bed gasification system. In the first phase of this work is to focus on continuous operation that was expected running about for 8 hours without shut down or malfunction.

2. Methodology

2.1 Gasifier System

The diagram of experimental setup is shown in Figure 4, and the photo of the setup is shown in Figure 5. The diameter of reactor (D) is 20 cm and the total height of the reactor from the bottom end of the cone to the top is 160 cm. The Double air inlet pipe with inner diameter of 46.8 mm was assembled tangentially to the bottom of the reactor, it was designed by using commercial CFD software, ANSYS Ver. 15.0 (Fluent) in our work [11]. A cyclone was assembled at the top of reactor to separate particles from the syngas before leaving. The blower accelerated the air which flow through the calibrated orifice flow meter. The flow rate of air jet was controlled by adjusting rotating speed of blower with an inverter.

The feedstock of palm kernel cake which is in the range size of 1-10 mm, was fed by a screw conveyor into the gasifier reactor. The mass feeding rate of feedstock was controlled by adjusting rotating speed of driving motor. The ignition port was opened for direct burning the internal, palm kernel cake using gasoline. During internal, palm kernel cake burning, the flow rate of air was decelerated to maintain a condition of syngas producing. The gas leaving from the cyclone is suddenly burned, which can be visually observed combustible gas product.

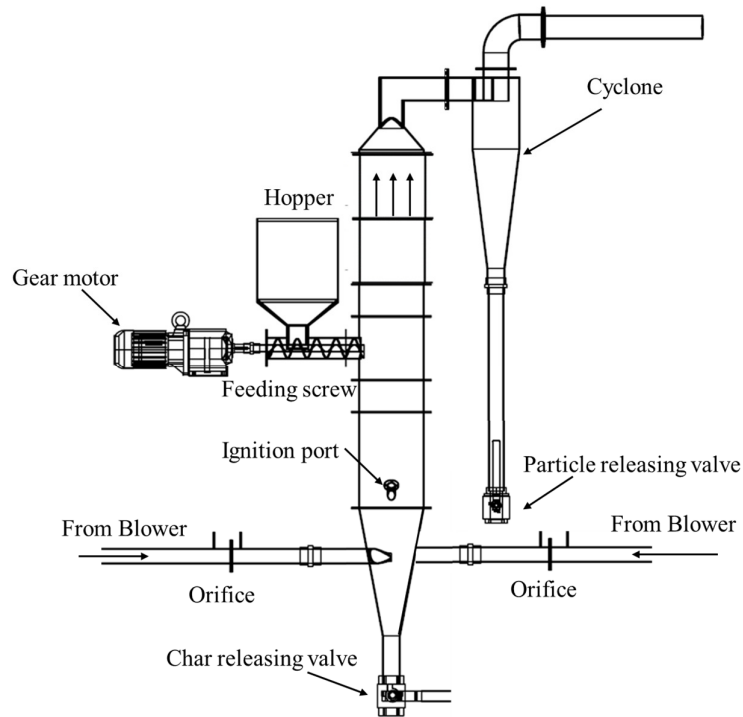


Fig. 4. Schematic diagram of mini pilot fluidized-bed gasifier system



Fig. 5. The photo of mini pilot fluidized-bed gasifier system

Type-K thermocouples were located along the center of the reactor to measure gas temperature at several positions of the reactor. In order to reduce heat loss, the reactor was insulated using high temperature insulator (KAOWOOL, ASK-7912-H 8P Blanket 1,400 °C). During operating, accumulated particles in the cyclone and accumulated char in the bottom of the reactor were periodically removed.

2.2 Properties of Feedstock

The Feedstock types are palm kernel cake (Figure 6) which was taken from palm oil milling factory, Songkhla, Thailand. The size of feedstock was in the range size of 1-10 mm, approximately. The properties of feedstock, which were evaluated by using CHNS/O-2000 and MACEO TGA at Scientific Equipment Center, Prince of Songkhla University, are shown in table 1.



Fig. 6. The photo of feedstock from palm kernel cake

Table 1
Properties of feed stock

Parameter	Unit	Evaluated	Value
Carbon (As received basic)	% wt.	CHNS/O Analyzer	47.0111
Hydrogen (As received basic)	% wt.	CHNS/O Analyzer	6.2030
Nitrogen (As received basic)	% wt.	CHNS/O Analyzer	1.1716
Oxygen (As received basic)	% wt.	CHNS/O Analyzer	39.1761
Sulfur (As dried basic)	% wt.	CHNS/O Analyzer	0.1636
Moisture content (As received basic)	% wt.	ASTM D7582	6.12
Fixed carbon (As received basic)	% wt.	ASTM D7582	17.67
Volatile matter (As received basic)	% wt.	ASTM D7582	70.61
Ash (As received basic)	% wt.	ASTM D7582	5.60

2.3 Experimental Parameters

In order to observe a continuous operation of the system, the mass feeding rate of feedstock was fixed at 0.05 kg/min, and flow rate of air was varied according to Equivalent Ratio (ER) at 0.03, 0.06, 0.19, 0.31, 0.49, 1.17, 1.43 and 2.64. The ER is defined as the ratio of the actual F/A divided by the stoichiometric F/A [12] where F and A were the amount of fuel and air in a reaction, respectively.

The ratio can be written on a molar basis (moles of air divided by moles of fuel) or on a mass basis (mass of air divided by mass of fuel) [13].

3. Results and Discussions

3.1 Visual Syngas and Flame

Syngas discharging from pipe outlet is shown in Figure 7. It shows that the incombustible gas (Figure 7(a)) is white which can be attributed low combustible syngas properties as carbon dioxide (CO_2) carbon monoxide (CO), methane (CH_4), hydrogen (H_2) [14]. It is contrast to the case of combustible gas (Figure 7(b)) which is yellow-orange and have higher combustible syngas properties as compared to the case of Figure 7(a). Noted that this is first phase of the work. The properties of syngas are not determined yet. Low or high combustible syngas properties was identified from continuous combustion syngas that will be discussed in next section.

The visual flame from different Equivalent Ratios (ER) is shown in Figure 8. The visual flame which can provide 8 hours continuous syngas combustion is in the range of $0.19 \geq \text{ER} \geq 1.17$. It can be seen that the flames become stronger when ER was smaller (amount of air is larger); but not exceed $\text{ER}=0.19$. This is from direct effect of increasing amount of air in the reaction. In addition, the flame temperature from syngas measured using IR camera is shown in Figure 9. It is show that the highest of the flame was approximately 400°C .

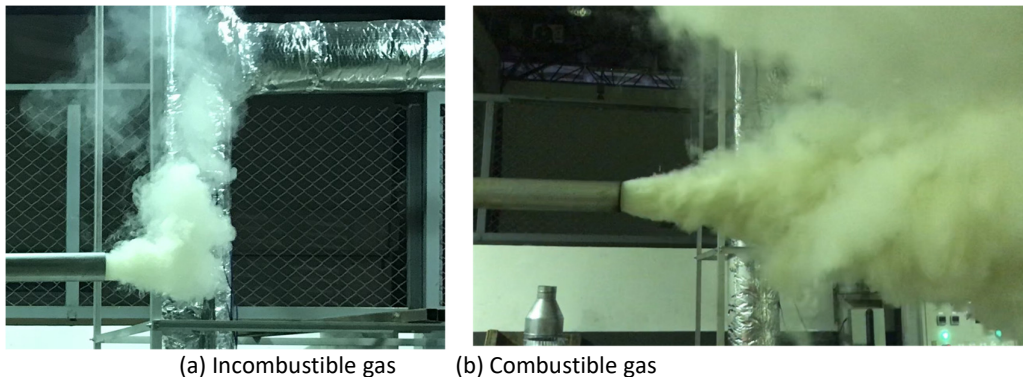


Fig. 7. Comparison of syngas from small fluidized-bed gasifier

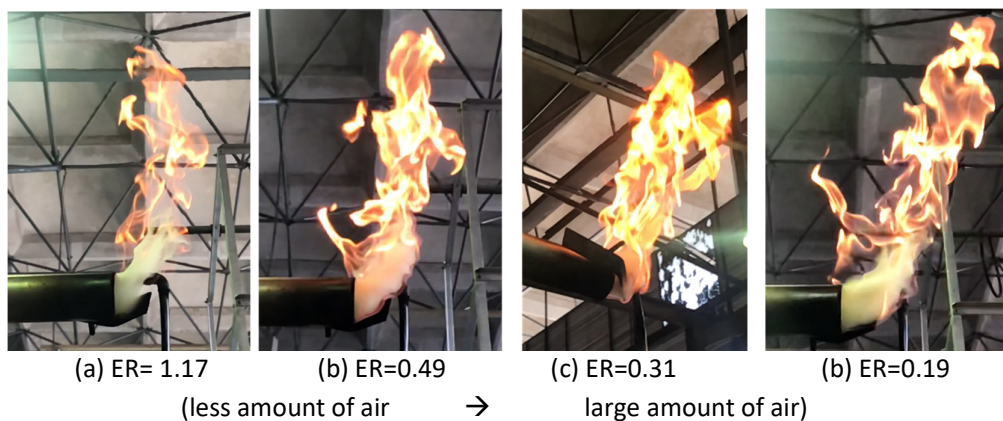


Fig. 8. Photos of flam from variant Equivalent Ratio (ER)

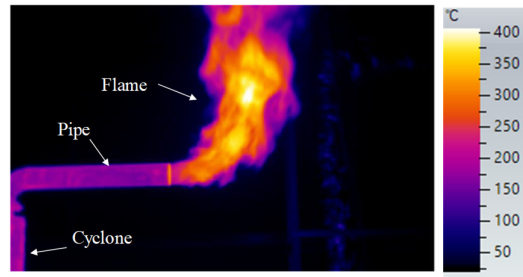


Fig. 9. Flam temperature from syngas measured using IR camera (ER=0.31)

3.1 Continuous Operation

Effect of equivalent ratio on continuous operation of pilot gasifier system is shown in Table 2. Here, the definition of continuous operation is consistency of combustible syngas which can be visually observed the flame (Figure 8) without shut down or malfunction of the system. The results show that the range of ER which can be provided for continuous operation was $0.19 \geq ER \geq 1.17$. The syngas combustion for the higher or lower ER range than afore mentioned ER as ER=0.06 and 1.43 was not continuous. Moreover, the syngas at ER=0.03 and 2.64 was found incombustible.

At ER=1.43, the syngas in this case was combustible, but the combustion is not consistency. This is from low concentration of combustible properties of syngas due to low amount of air in the interaction. Vice versa, at ER=0.06, amount of air is larger resulting in partially-completed combustion which case to decrease combustible syngas properties. Moreover, the syngas of ER=0.06 and 2.64 can't be combusted due to having very low combustible syngas properties.

Table 2
 Effect of equivalent ratio on continuous operation
 (8 Hrs.)

Equivalent Ratio (ER)	operation
2.64	No burning
1.43	discontinuous
1.17	continuous
0.49	continuous
0.31	continuous
0.19	continuous
0.06	discontinuous
0.03	No burning

3.2 Temperature in the Reactor

The variation temperatures at the center of the reactor are shown in figure 10. It shows that the temperatures at the 30 cm (point 1) from the reference point were the highest due to interaction zone. The range of temperature, around 900 – 1,300°C, was almost higher than the combustion temperature in the fluidized-bed gasifier which was reported in the literature [15-17]. The variation temperatures in the reactor can be categorized by 2 groups: (1) large amount of air (ER=0.19 and 0.31) and less amount of air (ER=0.49 and 1.17). The temperature at the reaction zone (point 1) for the case of large amount of air was higher than that of less amount of air. However, the temperature

in the range of 85 – 150 cm (point 3 - 6) for the case of large amount of air was lower than that of less amount of air.

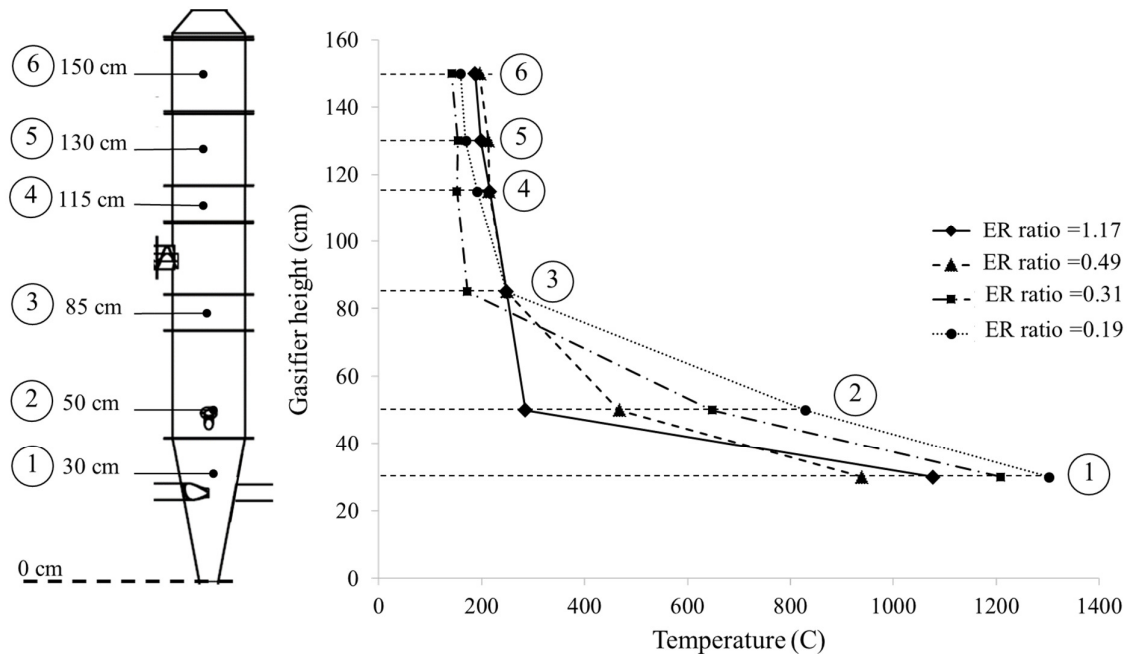


Fig. 10. Variations of temperature at the center of reactor

4. Conclusions

A mini pilot scale of bubbling fluidized bed gasifier was successfully designed and fabricated. In the first phase of this work is to focus on continuous operation that was expected approximately run for 8 hours without shut down or malfunction. This study shows that the range of ER which can be provided for continuous operation was $0.19 \geq ER \geq 1.17$. The syngas combustion for the higher ER (1.43) or lower ER (0.19) than that of $0.19 \geq ER \geq 1.17$ was not giving run gasification process continuously. Moreover, the syngas at $ER=0.03$ and 2.64 was also found incombustible process.

Acknowledgement

This research was funded by a grant from the Graduate School of Prince of Songkla University (PSU), Thailand.

References

- [1] Basu, Prabir. *Combustion and gasification in fluidized beds*. CRC press, 2006.
- [2] Basu, Prabir. *Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory*. Academic press, 2010.
- [3] Warnecke, Ragnar. "Gasification of biomass: comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier." *Biomass and bioenergy* 18, no. 6 (2000): 489-497.
- [4] Matsuoka, Koichi, Daisuke Kajiwara, Koji Kuramoto, Atul Sharma, and Yoshizo Suzuki. "Factors affecting steam gasification rate of low rank coal char in a pressurized fluidized bed." *Fuel Processing Technology* 90, no. 7-8 (2009): 895-900.
- [5] Loha, Chanchal, Himadri Chattopadhyay, and Pradip K. Chatterjee. "Thermodynamic analysis of hydrogen rich synthetic gas generation from fluidized bed gasification of rice husk." *Energy* 36, no. 7 (2011): 4063-4071.
- [6] Karimipour, Shayan, Regan Gerspacher, Rajender Gupta, and Raymond J. Spiteri. "Study of factors affecting syngas quality and their interactions in fluidized bed gasification of lignite coal." *Fuel* 103 (2013): 308-320.

- [7] Azargohar, Ramin, Regan Gerspacher, Ajay K. Dalai, and Ding-Yu Peng. "Co-gasification of petroleum coke with lignite coal using fluidized bed gasifier." *Fuel Processing Technology* 134 (2015): 310-316.
- [8] Narvaez, Ian, Alberto Orio, Maria P. Aznar, and Jose Corella. "Biomass gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed. Effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas." *Industrial & Engineering Chemistry Research* 35, no. 7 (1996): 2110-2120.
- [9] Ramirez, J. J., J. D. Martinez, and S. L. Petro. "Basic design of a fluidized bed gasifier for rice husk on a pilot scale." *Latin American applied research* 37, no. 4 (2007): 299-306.
- [10] Herdel, Philipp, David Krause, Jens Peters, Brigga Kolmorgen, Jochen Ströhle, and Bernd Epple. "Experimental investigations in a demonstration plant for fluidized bed gasification of multiple feedstock's in 0.5 MWth scale." *Fuel* 205 (2017): 286-296.
- [11] Suksuwan, W., Wae-hayee, M., Mel, M., "The Effect of Single and Double Air Inlets on Swirling Flow in the Reactor of a Fluidized Bed Gasifier." *Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences* 44 (2018): 157-166.
- [12] Sergio C. (2014), Chapter 10 - *Introduction to biomass energy conversion*, Taylor & Francis Group.LLC, Page 365-367.
- [13] Michael, J., Howard, N., Daisie, D.,and Margaret, B. (2011), Chapter 13 - *FUNDAMENTALS OF ENGINEERING THERMODYNAMICS seventh edition*, John Willey & Sons.Lnc, Page 779-781
- [14] Jared, P. and John, J.(2002). "Benchmarking Biomass Gasification Technologies for Fuels", Chemicals and Hydrogen Production. U.S. Department of Energy National Energy Technology Laboratory.
- [15] Borhan, A. (2013), Chapter 4 - *Design of a gas-solid fluidized bed reactor at high temperature and high pressure*", Borhan Abdelgawad. Page 97-105.
- [16] Ajmal, I. (1999), Chapter 3 - *A study of the design fluidized bed reactors for biomass gasification*, London University of London. Page 19-26.
- [17] Xiao, Rui, Baosheng Jin, Hongcang Zhou, Zhaoping Zhong, and Mingyao Zhang. "Air gasification of polypropylene plastic waste in fluidized bed gasifier." *Energy Conversion and Management* 48, no. 3 (2007): 778-786.

ภาคผนวก ง.

(วสุ สุขสุวรรณ, อาคม ปะหลามานิต, รัชชา เดชชาญชัยวงศ์, Mohd Faizal Mohideen Batcha, และ มั๊กตาร์ แวหะยี. “ผลของตำแหน่งทางเข้าอากาศที่มีต่อการไหลแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดไดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์” การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 32 3 – 6 กรกฎาคม 2561 จังหวัดมุกดาหาร ประเทศไทย)

ผลของตำแหน่งทางเข้าอากาศที่มีต่อการไหลแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ The Effect of Air Inlets Position on Swirling Flow in a Fluidized Bed Gasifier

วสุ สุขสุวรรณ¹, อาคม ปะหลามานิต², ระชา เดชชาญชัยวงศ์³, Mohd Faizal Mohideen Batcha⁴,
และ มัทตาร์ แวะหะยี^{1,5,*}

¹ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตหาดใหญ่ ต.คอหงส์ อ.หาดใหญ่ จังหวัดสงขลา 90110

² สถาบันวิจัยระบบพลังงาน มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ต.คอหงส์ อ.หาดใหญ่ จ.สงขลา 90110

³ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตหาดใหญ่ ต.คอหงส์ อ.หาดใหญ่ จังหวัดสงขลา 90110

⁴ Center for Energy & Industrial Environment Studies, Universiti Tun Hussein Onn Malaysia, 86400 Parit Raja, Batu Pahat, Johor, MALAYSIA

⁵ สถานวิจัยเทคโนโลยีพลังงาน คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตหาดใหญ่ ต.คอหงส์ อ.หาดใหญ่ จังหวัดสงขลา 90110

* ติดต่อ: wmakatar@eng.psu.ac.th, เบอร์โทรศัพท์ 0-7428-7231, เบอร์โทรสาร 0-7455-8830

บทคัดย่อ

จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้ได้ศึกษาผลของตำแหน่งทางเข้าที่มีผลต่อการไหลแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ ในการศึกษาจะใช้วิธีคำนวณเชิงตัวเลขออกแบบโมเดลเตาปฏิกรณ์ 3 มิติ โดยใช้ซอฟต์แวร์ ANSYS Ver.19.0 (Fluent) รูปทรงของเตาเป็นแบบทรงกระบอกที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง (D) 20 เซนติเมตร. และมีความสูง 7.5D โดยออกแบบทางเข้าอากาศในส่วนด้านล่างเป็นรูปทรงกรวย ท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 46.8 มิลลิเมตร ต่อเข้าด้านข้างของเตาในแนวสัมผัสเพื่อให้เกิดการไหลแบบหมุนควง ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาตำแหน่งของทางเข้าอากาศความสูง 3 ระดับคือ $Y/D = 0.25, 0.75$ และ 1.25 ($Y/D=0$ คือตำแหน่งล่างสุดของเตา) โดยควบคุมด้วยความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าคงที่ จากผลการศึกษาพบว่ากรณีในระดับ $Y/D=0.75$ ทำให้เกิดการไหลแบบหมุนควงตลอดทั้งเตา ซึ่งจะนำรูปแบบนี้ไปออกแบบใช้งานจริงต่อไป

คำหลัก: ฟลูอิดซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง, การไหลแบบหมุนควง, CFD

Abstract

This propose of research was investigated the effect of air inlets position on swirling flow in a fluidized bed gasifier. A 3-D numerical model of the reactor was created using a commercial software ANSYS Ver.19.0 (Fluent). The geometry of the reactor was cylindrical which having 20 centimeters in diameter (D) and 7.5D in length. The bottom of air inlet was cone shape. A double air inlet with inner diameter of 46.8 millimeter was assembled tangentially to the bottom of the reactor for generating swirling flow. In this work, the effect of air inlets position with 3 levels i.e. $Y / D = 0.25, 0.75$ and 1.25 (Where $Y / D = 0$ was the end of reactor bottom). The air inlet velocity was constant. The results showed that the case of $Y/D=0.75$ was uniform swirling flow throughout the reactor. This case will be selected to design in the experiment further.

Keywords: swirl fluidized bed gasifier, swirl flow, CFD

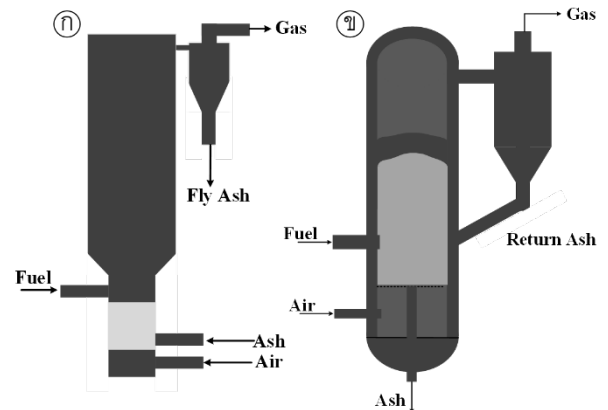
1. บทนำ

เตาแก๊สซิไฟเออร์ (Gasifier) นิยมนำมาใช้ในการเผาเชื้อเพลิงชีวมวล เพื่อเปลี่ยนให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิงหรือ Syngas ในเตาแก๊สซิไฟเออร์ทั่วไปสามารถแบ่งชั้นปฏิกิริยาเคมี [1] เป็น 4 ชั้น คือ (1) ชั้นลดความชื้น (Drying), (2) ชั้นก่อกลาย (Pyrolysis), (3) ชั้นเผาไหม้ (Combustion), และ (4) ชั้นรีดักชัน (Reduction) หลักการของแก๊สซิไฟเออร์ [2, 3] ทำงานโดยการเปลี่ยนรูปพลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวลให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิง โดยให้ความร้อนผ่านตัวกลางไปทำปฏิกิริยาภายในระบบ และทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์

เตาเผาแบบแก๊สซิไฟเคชัน [4] สามารถแบ่งได้เป็น 3 ประเภท คือ (1) Fixed bed gasifier, (2) Fluidized bed gasifier และ (3) Entrained bed gasifier ในงานวิจัยนี้สนใจเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ ซึ่งมีความเหมาะสมกับเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีขนาดเล็ก (น้อยกว่า 6 มิลลิเมตร) และมีประสิทธิภาพสูง [5] เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์สามารถแบ่งออกเป็น 2 ชนิด [6] คือ (1) แบบไหลวน (Circulating Fluidized Bed gasifier) ซึ่งจะมีการไหลวนของวัสดุตัวกลางภายในระบบ แสดงในรูปที่ 1(ก) และ (2) แบบฟองอากาศ (Bubbling fluidized Bed gasifier) จะมีการเคลื่อนที่ของวัสดุคล้ายฟองอากาศ ดังแสดงในรูปที่ 1(ข) ในงานนี้จะสนใจการศึกษาเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบฟองอากาศที่เป็นการไหลแบบหมุนควง (Swirl fluidized bed gasifier)

เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควงถูกพัฒนาขึ้นโดย Kaewklum และ คณะ [7] ซึ่งเตาแก๊สซิไฟเออร์ชนิดนี้เหมาะสำหรับการใช้งานในอุตสาหกรรมขนาดเล็ก, ใช้พื้นที่น้อย, และยังเหมาะกับชีวมวลในลักษณะที่เป็นผง หรือมีขนาดเล็ก จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อออกแบบเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบใหม่ที่จะแก้ปัญหาการทำงานที่ยังไม่สามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง และเพื่อต้องการศึกษารูปแบบของการไหลภายในเตาฟลูอิดไคซ์เบดให้เป็นการไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตา งานวิจัยนี้จะนำท่อทางเข้าอากาศแบบ

สองทางที่ต่อกับเตาในแนวสัมผัสจากงานวิจัย [8] มาคำนวณเชิงตัวเลข โดยออกแบบโมเดลเตาปฏิกรณ์ 3 มิติด้วยซอฟต์แวร์ ANSYS Ver.19.0 (Fluent) เพื่อศึกษาผลของตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศที่มีผลต่อการไหลแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์



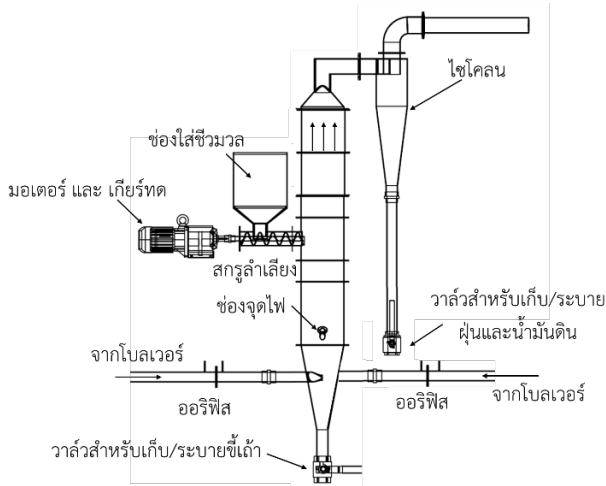
(ก) แบบไหลวน (ข) แบบฟองอากาศ

รูปที่ 1 เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ [8]

2. การออกแบบชุดทดลอง

ไดอะแกรมของเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ได้แสดงในรูปที่ 2 เตาแก๊สซิไฟเออร์ประกอบด้วย โบลเวอร์ที่ควบคุมรอบการหมุนได้จากอินเวอร์เตอร์ มีหน้าที่ดูดอากาศแล้วส่งผ่านไปยังออริฟิส เพื่อวัดอัตราการไหลของอากาศ จากนั้นอากาศจะไหลเข้าท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 46.8 มิลลิเมตร ต่อเข้าด้านล่างของเตาในแนวสัมผัสเพื่อให้เกิดการไหลแบบหมุนควง สำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกใส่ในช่องใส่ชีวมวลบนสกรูลำเลียง จากนั้นจะถูกส่งเข้าเตา ในการควบคุมอัตราการไหลของชีวมวลจะควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์ โดยใช้อินเวอร์เตอร์ (Inverter) ชีวมวลจะตกลงมาบนตะแกรง และถูกเผาไหม้ในสภาวะที่อากาศถูกควบคุมให้เกิดการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์เพื่อให้เกิดแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ในส่วนของซีไถ่จะหล่นกองอยู่ด้านล่างของเตาและถูกนำออกจากเตาบริเวณช่องนำซีไถ่ออกโดยการเปิดวาล์ว ในส่วนของแก๊สเชื้อเพลิง

(Syngas) จะไหลขึ้นทางด้านบนของเตาที่ต่อกับไซโคลน ซึ่งจะกรองฝุ่นซีเมนต์และน้ำมันดินที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ และนำออกจากไซโคลนโดยเปิดวาล์วระบายฝุ่นและน้ำมันดิน แก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) ที่ถูกกรองจะไหลขึ้นสู่ส่วนบนที่ทางออกของไซโคลนและถูกนำไปใช้งาน



รูปที่ 2 ไดอะแกรมของเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์

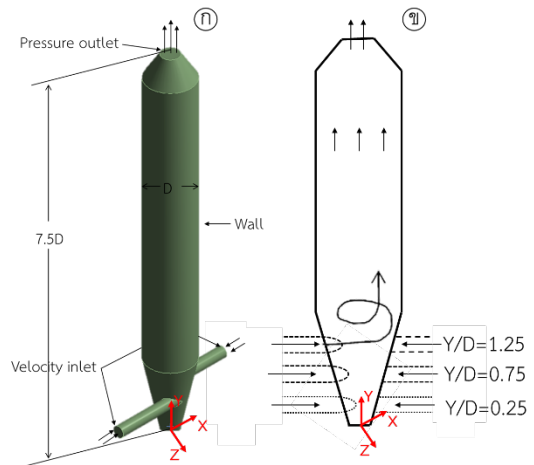
จากงานวิจัยก่อนหน้านี้ Sukswan และ คณะ [8] ได้ศึกษาผลกระทบของท่อทางเข้าอากาศทางเดียวและท่อทางเข้าอากาศสองทาง ที่ส่งผลต่อการไหลแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ ซึ่งได้อธิบายเหตุผลที่เลือกใช้ทางเข้าอากาศเข้าแบบสองทางสำหรับประยุกต์ใช้ในเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์ สำหรับงานวิจัยนี้จะทำการศึกษาผลของการไหลในลักษณะหมุนควงของเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์โดยใช้ท่อทางเข้าอากาศสองทาง และศึกษาตำแหน่งของความสูง 3 ระดับ

3 การจำลองลักษณะการไหลด้วยวิธีเชิงตัวเลข

3.1 โมเดล CFD

ในการศึกษาจะใช้วิธีคำนวณเชิงตัวเลข ออกแบบโมเดลเตาปฏิกรณ์ 3 มิติ ดังแสดงในรูปที่ 3(ก) โดยใช้ซอฟต์แวร์ ANSYS Ver.19.0 (Fluent) รูปทรงของเตาเป็นแบบทรงกระบอกที่มีเส้นผ่านศูนย์กลาง (D) 20 เซนติเมตร และมีความสูง (Y) 7.5D โดยออกแบบทางเข้า

อากาศในส่วนด้านล่างเป็นรูปทรงกรวย และมีท่อทางเข้าอากาศแบบสองทางที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 46.8 มิลลิเมตร ต่อเข้าด้านข้างของเตาในแนวสัมผัส ที่ตำแหน่งของทางเข้าอากาศ 3 ระดับ คือ $Y/D=0.25, 0.75, 1.25$ ($Y/D=0$ คือตำแหน่งล่างสุดของเตา) ดังแสดงในรูปที่ 3(ข) ส่วนด้านบนของเตาฟลูอิดไคซ์เบดจะลดขนาดให้ทางออกมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง $0.375D$ เพื่อรวบรวม แก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) และส่งต่อไปยังไซโคลน ในงานวิจัยนี้จะศึกษาตำแหน่งของทางเข้าอากาศ 3 ระดับ โดยควบคุมความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าคงที่ 2 เมตรต่อวินาที ตารางที่ 1 จะแสดงรายละเอียดของการกำหนดสภาพขอบเขตที่ใช้ในการคำนวณ (Boundary conditions)



รูปที่ 3 โมเดลเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์

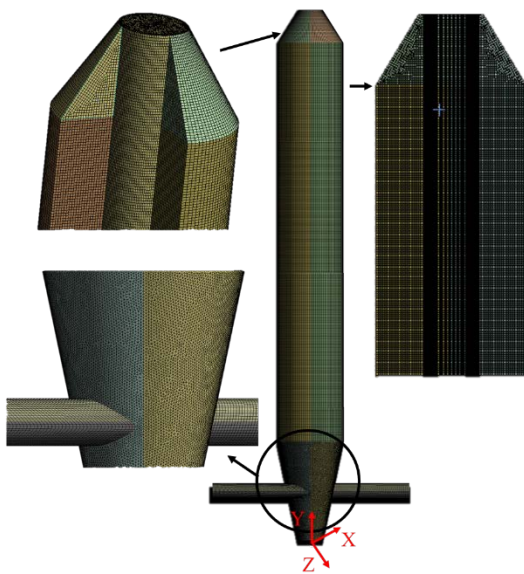
ตารางที่ 1.

การกำหนดสภาพขอบเขตที่ใช้ในการคำนวณ

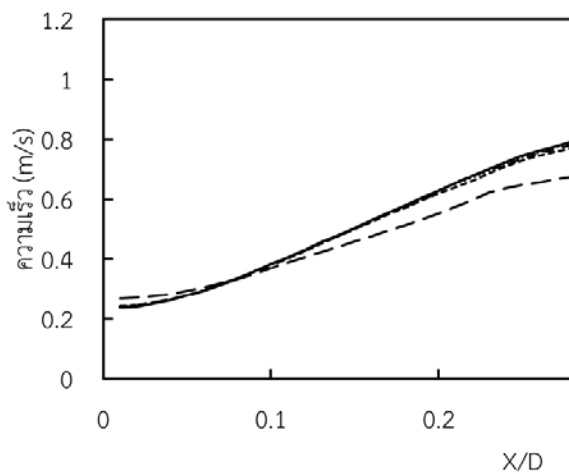
สภาพขอบเขต	การกำหนด
ทางเข้าอากาศ	Velocity inlet
ทางออกอากาศ	Pressure outlet
ผิวของเตา	Wall

3.2 การสร้างและวิเคราะห์กริด

กริดถูกสร้าง ดังแสดงในรูปที่ 4 ลักษณะของกริดเป็นรูปทรงสี่เหลี่ยมและสามเหลี่ยม ในแต่ละบริเวณได้กำหนดขนาดกริดแตกต่างกัน โดยเฉพาะบริเวณท่อทางเข้าอากาศแบบสองทาง ซึ่งจะมีการเปลี่ยนแปลงของความเร็วมาก สำหรับตัวแปรที่ใช้กำหนดจำนวนกริด จะพิจารณาผลของกริดที่มีผลต่อความเร็วในแนวสัมผัสที่ตำแหน่ง $Y/D = 0.75$ เพื่อศึกษาผลของจำนวนกริดจึงทำ



รูปที่ 4 ลักษณะการสร้างกริด



รูปที่ 5 ผลของกริดที่มีผลต่อความเร็วในแนวสัมผัสที่ตำแหน่ง $Y/D = 0.75$

การปรับเปลี่ยนจำนวนกริดในช่วง 0.1-3.54 ล้านกริด ผลของการศึกษาแสดงในรูปที่ 5 ซึ่งจะเห็นได้ว่าความเร็วในแนวสัมผัสระหว่าง 1.71 ล้านกริด และ 3.54 ล้านกริด มีความเร็วที่ใกล้เคียงกัน ดังนั้นเพื่อลดการทำงานของคอมพิวเตอร์และลดระยะเวลาในการคำนวณ งานวิจัยนี้จึงเลือกจำนวนกริดที่ 1,712,789 elements เพื่อใช้การจำลองการไหลต่อไป

3.3 วิธีการคำนวณ

การคำนวณทางคณิตศาสตร์โดยการแก้ Reynolds averaged continuity และสมการ Navier-Stokes ภายใต้การกำหนดของสภาพขอบเขต โดยเลือก k-epsilon turbulence model มาใช้ในการคำนวณการไหลภายใน เนื่องจากโมเดลนี้ช่วยในการทำนายผลของการหมุนควงภายในเตาได้ดีและช่วยลดระยะเวลาในการคำนวณ สำหรับรูปแบบในการคำนวณจะใช้วิธี Semi-Implicit Method for Pressure-Linked (SIMPLE) ด้วย Second order upwind scheme สำหรับค่าความผิดพลาดของคำตอบของสมการโมเมนตัมและสมการความต่อเนื่องกำหนดให้น้อยกว่า 1×10^{-4}

4. ผลการทดสอบ

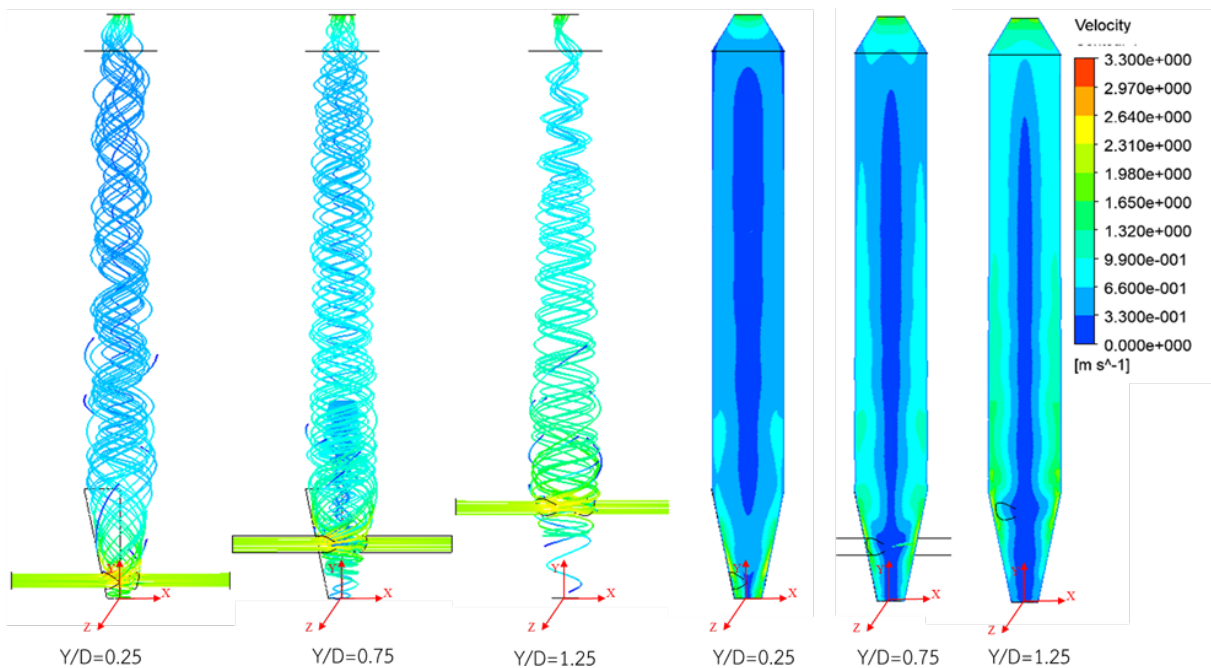
4.1 ผลการจำลองการไหล (Simulation result)

ผลของการศึกษาตำแหน่งของทางเข้าอากาศที่มีความสูง 3 ระดับ คือ $Y/D = 0.25, 0.75$ และ 1.25 โดยควบคุมด้วยความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าคงที่ ในรูปที่ 6 (ก-ข) ได้แสดงสตรีมไลน์ (Streamlines) และ คอนทัวร์ (Contour) ของความเร็วในเตาแก๊สซีไฟเออร์ ผลการศึกษาทางเข้าอากาศแสดงให้เห็นว่าที่ตำแหน่ง $Y/D=0.75$ เป็นลักษณะการไหลแบบหมุนควงกระจายทั่วทั้งเตามากกว่าที่ตำแหน่งความสูง $Y/D=0.25$ และ 1.25 ซึ่งข้อดีนี้จะช่วยให้เชื้อเพลิงที่ลอยขึ้นมามีการไหลหมุนควงทั่วทั้งเตามากกว่าทั้งสองกรณี ไหลหมุนควงทั่วทั้งเตามากกว่าทั้งสองกรณี แต่สำหรับกรณีที่อยู่ทางเข้าอากาศ

ตำแหน่ง $Y/D=0.25$ นั้นมีระดับ ที่ต่ำเกินไปที่จะทำให้เกิด การไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตา และที่ช่องทางเข้า อากาศที่ตำแหน่ง $Y/D=1.25$ มีรูปแบบการไหลหมุนควง แต่เป็นลักษณะการไหลหมุนควงแบบกรวยคว่ำ ซึ่งอาจ เกิดจากตำแหน่งของช่องทางเข้าอากาศที่สูง

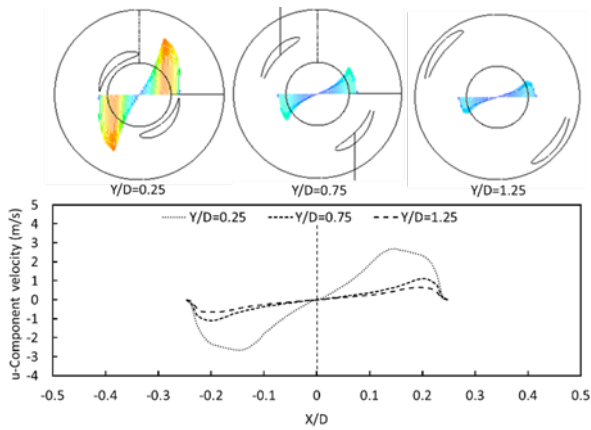
เวกเตอร์ความเร็ว (Velocity vectors) และ โปรไฟล์ความเร็วในแนวแกน X (u-component velocity (X-axis) profiles) ที่ตำแหน่งเดียวกับท่อ ทางเข้าของอากาศทั้ง 3 ระดับ แสดงไว้ในรูป 7 (ก-ค) ซึ่ง ความแตกต่างของผลกระทบของตำแหน่งช่องทางเข้า อากาศทั้ง 3 ระดับ มีรูปแบบโปรไฟล์ความเร็วที่คล้ายกัน เนื่องจากตำแหน่งที่พิจารณาเป็นตำแหน่งเดียวกับ

ตำแหน่งช่องทางเข้าตามแต่ละกรณี ดังนั้นในแต่ละระดับ จะมีตำแหน่งของช่องทางเข้าอากาศ 1 ตำแหน่งที่มีโปร ไฟล์ความเร็วสูง และอีก 2 ตำแหน่งมีโปรไฟล์ความเร็วต่ำ กว่า ซึ่งเกิดจากการปรับโปรไฟล์ความเร็วอย่างรวดเร็ว สำหรับรูปที่ 7 (ง-ฉ) เป็นการพิจารณาตำแหน่งสูงกว่าท่อ ทางเข้าทั้ง 3 ระดับ ซึ่งเมื่อพิจารณาระดับความสูง $Y/D=1.5$ (รูป 7 (ง)) โปรไฟล์ความเร็วของทั้ง 3 ระดับ มี ความเร็วเดียวกันในช่วงศูนย์กลางของหน้าตัดช่วง $X/D = 0.2$ ถึง 0.2 แต่เมื่อพิจารณาความสูงที่ $Y/D=3$ และ $Y/D=5$ (รูป 7 (จ-ฉ)) มีความแตกต่างของโปรไฟล์ ความเร็วของช่องทางเข้าทั้ง 3 กรณี แตกต่างกันตั้งแต่ ในช่วงต่ำกว่า $X/D=-0.1$ ถึง 0.1

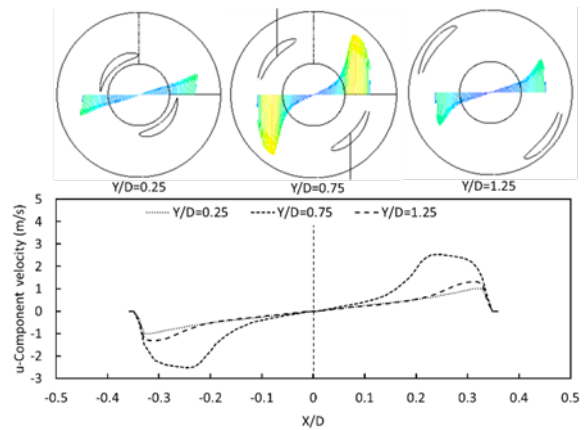


(ก) สตรีมไลน์ของความเร็วใน (ข) คอนทัวร์ของความเร็วบนระนาบ X-Y ($Z/D=0$)

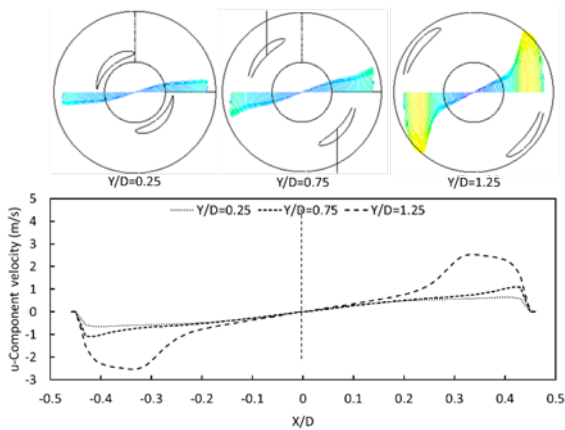
รูปที่ 6 ลักษณะการไหลภายในเตาแก๊สซีฟิเออร์



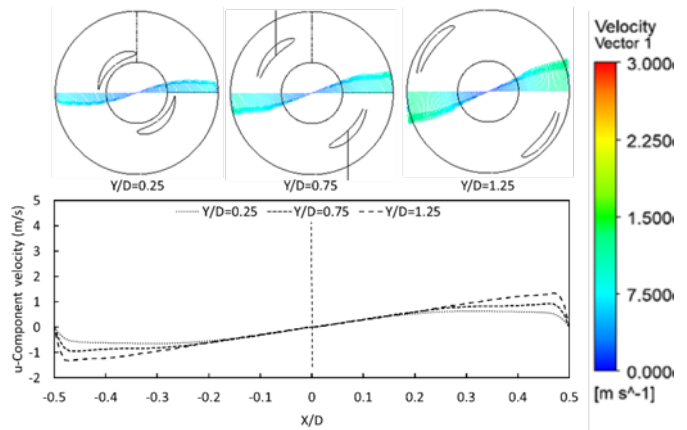
ก) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=0.25$



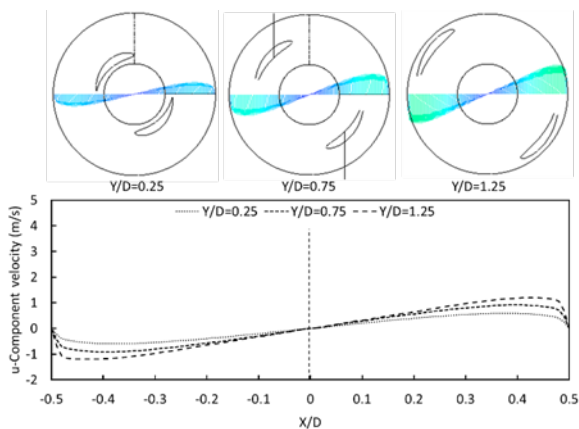
ข) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=0.75$



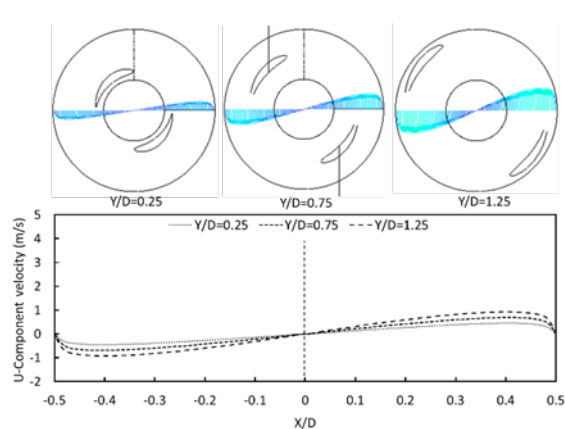
ค) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=1.25$



ง) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=1.5$



จ) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=3$



ฉ) ที่ตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศ $Y/D=5$

รูปที่ 7 เวกเตอร์ความเร็ว (บน) และ โปรไฟล์ความเร็ว (ล่าง) ในเตาแก๊สซีไฟเออร์

ผลการศึกษานี้แสดงให้เห็นได้ชัดว่าตำแหน่งความสูงของท่อทางเข้าของอากาศ มีผลต่อการทำให้เกิดการไหลหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตา เมื่อพิจารณาข้อมูล

สตรีมไลน์, คอนทัวร์, และ เวกเตอร์ความเร็ว ทำให้เห็นถึงความแตกต่างในแต่ละตำแหน่งของท่อทางเข้าอากาศ แม้ว่าท่อทางเข้าอากาศที่ตำแหน่ง $Y/D=1.25$ จะมีโปร

ความเร็วที่สูงกว่าทั้ง 2 ระดับ แต่เมื่อพิจารณาจากสตรีมไลน์เห็นว่าลักษณะการไหลเป็นแบบหมุนควงแบบกรวยคว่ำ ทำให้เชื้อเพลิงที่ลอยขึ้นมาด้านบนของเตาฟลูอิดไอดีเบดแก๊สซิไฟเออร์ไม่ได้สัมผัสกับผนังเตา ทำให้ไม่มีแรงต้านสำหรับเชื้อเพลิงที่มีน้ำหนักและเชื้อเพลิงที่ยังไม่ถูกเผาไหม้ให้ตกลงมา ดังนั้นทางเลือกที่ดีสำหรับการออกแบบการใช้งานสำหรับเตาฟลูอิดไอดีเบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง เป็นแบบอากาศเข้าสองทางและระดับความสูง $Y/D=0.75$

4.2 ผลการทดสอบ (Experimental test)

เตาฟลูอิดไอดีเบดแก๊สซิไฟเออร์ขนาดเล็ก (30 kW) ได้ออกแบบและทดลองตามที่แสดงในรูปที่ 8 [9] ในการทดสอบได้เติมอากาศเข้าในลักษณะการไหลแบบสองทางที่ระดับความสูง 15 เซนติเมตร หรือ $Y/D=0.75$ และป้อนเชื้อเพลิงให้อัตราการป้อนคงที่ โดยที่ควบคุมปริมาณเชื้อเพลิงและอากาศโดยใช้สัดส่วนสมมูล (Equivalent ratio) อยู่ในช่วง $0.19 \geq ER \geq 1.17$ ผลการทดลองพบว่าเตาฟลูอิดไอดีเบดแก๊สซิไฟเออร์สามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Syngas) โดยแก๊สเชื้อเพลิงสามารถจุดติดไฟได้อย่างต่อเนื่องเป็นเวลา 8 ชั่วโมง ซึ่งจะช่วยให้มีข้อมูลสำหรับการพัฒนาเตาฟลูอิดไอดีเบดแก๊สซิไฟเออร์ต่อไป



(1) มอเตอร์, (2) ช่องใส่ชีวมวล, (3) ชุดสกรูล้ำเสียง, (4) ไซโคลน, (5) โบลเวอร์, (6) วาล์วสำหรับเก็บ/ระบายชี๊ถั่ว, (7) วาล์วสำหรับเก็บ/ระบายฝุ่นและน้ำมันดิน, (8) ประยุกต์มาจากการคำนวณเชิงตัวเลข, (9) เปลวไฟ
รูปที่ 8 เตาฟลูอิดไอดีเบดแก๊สซิไฟเออร์ [9]

5. สรุปผล

การศึกษาผลกระทบของตำแหน่งความสูงของท่อทางเข้าอากาศแบบสองทาง เพื่อนำข้อมูลที่ได้ไปใช้ในการออกแบบเตาฟลูอิดไอดีเบดแบบหมุนควงสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลแบบผง โดยวิธีการทดลองได้ออกแบบโมเดล 3 มิติของเตาที่สร้างขึ้นโดยใช้ซอฟต์แวร์ ANSYS

Ver.19.0 (Fluent) ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาค่าตำแหน่งของทางเข้าอากาศความสูง 3 ระดับคือ $Y/D=0.25, 0.75$ และ 1.25 โดยควบคุมด้วยความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าคงที่ จากผลการศึกษาพบว่าตำแหน่งความสูงของท่อทางเข้ามีผลกระทบต่ออัตราการเปลี่ยนรูปไปไฟล์ความเร็วของอากาศ และการสร้างการไหลหมุนควงตลอดทั่วทั้ง



เตา สำหรับท่อเข้าอยู่ที่ตำแหน่ง $Y/D=0.75$ มีการไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตาได้ดีกว่ากรณีอื่นๆ ถึงแม้ว่าตำแหน่งท่อทางเข้าอากาศที่ $Y/D=1.25$ จะมีโปรไฟล์ความเร็วในแนวแกน X สูงกว่า แต่เมื่อพิจารณากับสตรีมไลน์ภายในเตาจะเห็นได้ว่า เป็นลักษณะการไหลหมุนควงแบบกรวยคว่ำ ซึ่งในงานวิจัยนี้ต้องการการไหลแบบหมุนควงตลอดทั่วทั้งเตา เพื่อให้ชีวมวลแบบผงลอยตัวและเมื่อมีแรงต้านจากผนังเตาทำให้ชีวมวลที่ถูกเผาไหม้กับที่ยังไม่เผาไหม้แยกออกจากกัน ดังนั้นจึงได้มีการเลือกใช้ท่อทางเข้าแบบสองทางที่ความสูง $Y/D= 0.75$

6. กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้ได้รับการสนับสนุนจาก บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตหาดใหญ่

7. เอกสารอ้างอิง

[1] กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน (2559). *คู่มือฝึกอบรมภาคปฏิบัติ พลังงานทดแทนแก๊สชีฟิเคชันจากชีวมวล*, กรุงเทพฯ: กระทรวงพลังงาน,

[2] Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis*, Elsevier Inc, Page 117-121.

[3] Basu, P. (2006). *Combustion and Gasification in Fluidized beds*, Taylor & Francis, Page 5-19.

[4] BIOS Bioenergiesysteme GmbH. Austria (2011). *Description of the biomass CHP technology based on biomass gasification*, URL: <http://www.bios-bioenergy.at/en>, access on 09/08/2017.

[5] Biomass knowledge. (2004). *Biomass Gasification.*, URL: <http://biomasspower.gov.in>, access on 24/04/2010.

[6] กรมอุตสาหกรรมพื้นฐานและการเหมืองแร่. (2552). รายงาน “เทคโนโลยีการผลิตพลังงานเชื้อเพลิง

จากขยะพลาสติก, [ระบบออนไลน์], แหล่งที่มา <http://www.dpim.go.th/>, เข้าดูเมื่อวันที่ 24/03/2561

[7] Rachadaporn Kaewklum, Vladimir I. Kuprianov and Peter L. Douglas. (2009). *Hydrodynamics of air-sand flow in a conical swirling fluidized bed: A comparative study between tangential and axial air entries*, Applied Energy Conversion and Management, vol.50, August 2009, pp. 2999 – 3006.

[8] Sukswan, W., Wae-hayee, M., Mel, M., “The Effect of Single and Double Air Inlets on Swirling Flow in the Reactor of a Fluidized Bed Gasifier.” Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences 44 (2018): 157-166.

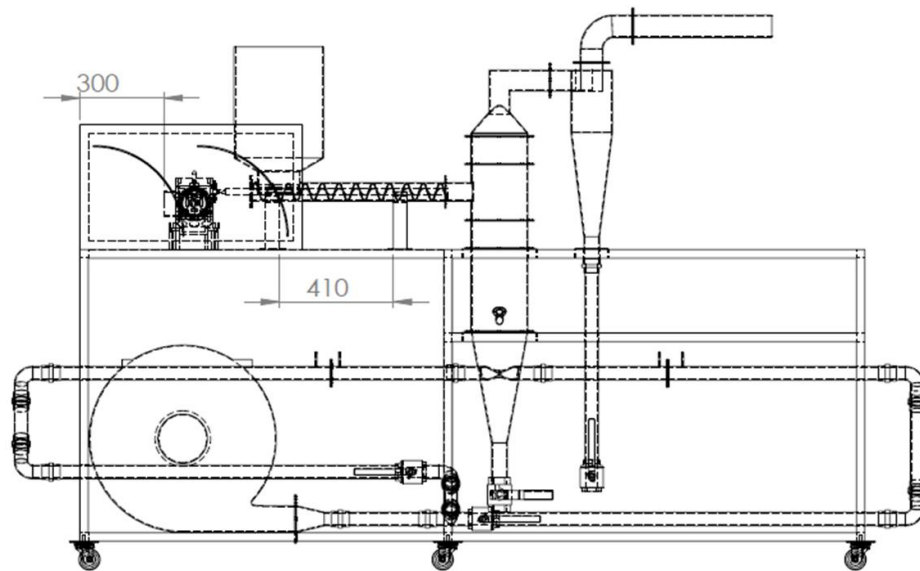
[9] Sukswan, W., Wae-hayee, M., Mel, M., “Development of Mini Pilot Fluidized Bed Gasifier for Industrial Approach: Preliminary Study Based on Continuous Operation.” Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences 45, (2018), pp. 35-43.

ภาคผนวก จ.

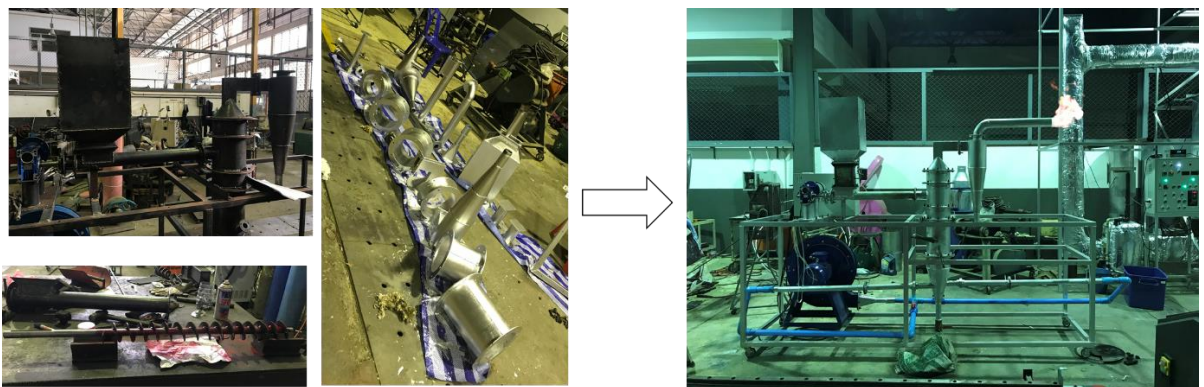
(ภาคผนวกชุดทดลองและการทดลอง)

- การสร้างชุดทดลอง

สำหรับในการสร้างชุดทดลอง โดยได้นำข้อมูลที่ได้ศึกษามาในกิจกรรมที่ 1 และ 2 มาออกแบบชุดทดลองโดยใช้โปรแกรม Solidworks โดยคำนึงให้สามารถทำงานได้สะดวกและใช้เนื้อที่น้อย ดังแสดงในรูปที่ ง.1 และในรูปที่ ง.2 คือการสร้างเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ โดยใช้พื้นที่ของทางภาควิชาเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ในการสร้างและทำการทดลองเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์



รูปที่ ง.1 รูปแบบเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์



รูปที่ ง.2 รูปแบบเตาฟลูอิดซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์

ในการควบคุมอัตราการไหลของชีวมวลและปริมาณของอากาศที่เข้ามาภายในเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์จะควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์ โดยใช้อินเวอร์เตอร์(Inverter) ดังแสดงในภาพที่ ง.3



(a) อินเวอร์สำหรับควบคุมโบลเวอร์ (b) อินเวอร์เตอร์สำหรับควบคุมมอเตอร์

รูปที่ ง.3 รูปแบบเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์

- ปัญหาที่เกิดขึ้นในงานวิจัยนี้

ในการทดสอบการทำงานเบื้องต้นได้ทดสอบการดำเนินงานของเตาฟลูอิดไธซ์เบดแก๊สซีไฟเออร์ โดยไม่ได้ให้ความร้อนพบว่า เกิดปัญหาชีวมวลตันภายในท่อสกรูลำเลียงดังแสดงในรูปที่ ง.4 ดังนั้นวิธีการแก้ไขปัญหาดังกล่าว ได้ทำการสร้างท่อสกรูลำเลียงตัวใหม่โดยที่ไม่มีบูธรับแรง



เกิดการตันภายในท่อลำเลียง

บูธรับน้ำหนักสกรูลำเลียง

รูปที่ ง.4 แสดงท่อสกรูลำเลียงที่เกิดไม่สามารถทำงานได้

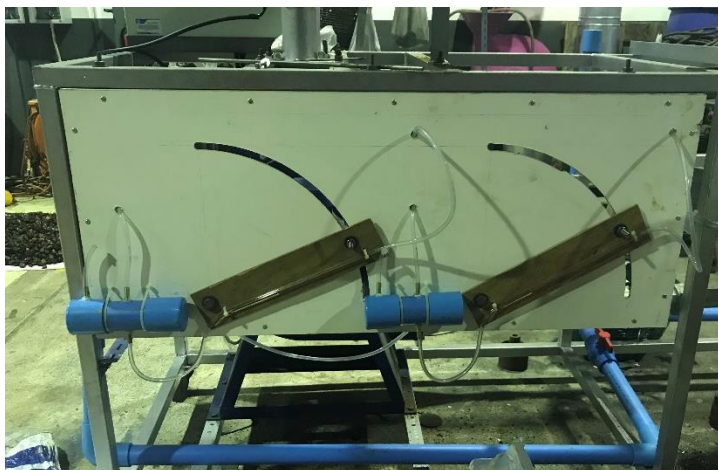
หลังจากที่เตาฟลูอิดซ์เบตแก๊สซีไฟเออร์สามารถป้อนเชื้อเพลิงได้อย่างต่อเนื่องได้ ทำการทดสอบการดำเนินการเบื้องต้น เพื่อศึกษาแก๊สเชื้อเพลิงที่เกิดขึ้น จากการทดสอบพบว่าหลังแก๊สเชื้อเพลิงที่เกิดขึ้นไม่สามารถจุดติดไฟได้อย่างต่อเนื่อง เลยทำการแก้ปัญหาที่เกิดขึ้น โดยการเพิ่มความสูงให้กับเตาปฏิกรณ์ และ ติดเหล็กกันขวางทางไหลของแก๊สเชื้อเพลิงเพื่อทำให้แก๊สเชื้อเพลิงเกาะกันเป็นกลุ่มในบริเวณดังกล่าว ซึ่งสามารถช่วยให้แก๊สเชื้อเพลิงสามารถจุดติดไฟได้อย่างต่อเนื่องมากขึ้น และอีกปัญหาที่พบคือเตาฟลูอิดซ์เบตแก๊สซีไฟเออร์มีอุณหภูมิที่สูงทำให้อาจเกิดอันตรายได้ในการทำงาน ดังแสดงในภาพที่ ง.5 ดังนั้นได้ทำการแก้ไขโดยการเพิ่มฉนวนทนอุณหภูมิสูงได้ถึง 1400 °C เพื่อไม่ให้ความร้อนส่งผลกระทบต่อภายนอกและ เพื่อลดการสูญเสียความร้อนภายในเตาปฏิกรณ์อีก



รูปที่ ง.4 ลักษณะปัญหาที่เกิดขึ้นที่เตาฟลูอิดซ์เบต แก๊สซีไฟเออร์

- เครื่องมือการวัด

การวัดอัตราการไหลของอากาศที่เข้าได้ทำการวัดโดยใช้ระดับน้ำมานอมิเตอร์ ที่ต่อกับออร์ฟิสเพื่อวัดผลต่างของความดันที่เกิดขึ้นและแปลงเป็นความเร็วของอากาศที่เข้ามาในเตาฟลูอิดซ์เบด ดังแสดงในรูปที่ ง.6



รูปที่ ง.6 มานอมิเตอร์เพื่อวัดอัตราการไหลของอากาศ

สำหรับการวัดอุณหภูมิวัดได้จากเครื่องมือ Fluke 51 Thermocouple ได้แสดงในรูปที่ ง.7 โดยใช้เทอร์โมคัปเปิ้ล ชนิด K ที่วัดอุณหภูมิสูงถึงประมาณ 1200 °C



รูปที่ ง.7 เครื่องมือ Fluke 51 Thermocouple

เครื่องมือวิเคราะห์แก๊สที่ใช้ประกอบด้วยสำหรับวิธีการนี้จะใช้วิธีดูดตัวอย่างของแก๊สเข้าเฟล็งมาวิเคราะห์เพื่อหาปริมาณความเข้มข้น โดยใช้เครื่องวิเคราะห์สภาพก๊าซชีวภาพ และเครื่องวัดก๊าซจากปล่องระบาย Testo 350-XL ดังแสดงในรูปที่ 20 ซึ่งจะตรวจวัดก๊าซที่สำคัญประกอบด้วย 3 ชนิด คือ คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO), มีเทน (CH₄) และ ไฮโดรเจน (H₂)



a) เครื่องวิเคราะห์สภาพก๊าซชีวภาพ b) เครื่องวัดก๊าซจากปล่องระบาย Testo 350-XL

รูปที่ ๓.8 เครื่องมือวิเคราะห์

ภาคผนวก ข.

(องค์ประกอบทางเคมีของกากปาล์ม)



ศูนย์เครื่องมือวิทยาศาสตร์
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตหาดใหญ่

ชั้น 1 อาคารบริหารวิชาการรวม อ.หาดใหญ่ จ.สงขลา 90110

โทรศัพท์ 074-286904-7 โทรสาร 074-212813 อีเมล sec-all@group.psu.ac.th เว็บไซต์ http://www.sec.psu.ac.th

วิสัยทัศน์: เป็นองค์กรภาครัฐที่เติบโตด้วยความมุ่งมั่นสู่การเป็นองค์กรที่มีสมรรถนะสูง
และยั่งยืนจากการให้บริการทดสอบด้วยเครื่องมือวิจัยทางวิทยาศาสตร์

F-RES-033 ฉบับที่ 3 บังคับใช้ 02/05/59

รายงานผลการทดสอบ

เลขที่รายงาน:	R0881/61	หน้า:	1/1
เลขที่ใบขอใช้บริการ:	1016/61	วันที่รับตัวอย่าง:	07 มีนาคม 2561
ชื่อและที่อยู่ลูกค้า:	นายวสุ สุขสุวรรณ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์		
ชื่อตัวอย่าง:	กากปาล์ม		
สภาพตัวอย่าง:	ของแข็ง		
รายละเอียดตัวอย่าง:	กากปาล์ม		
วันที่ทำการทดสอบ:	9 มีนาคม 2561 - 13 มีนาคม 2561		

ผลการทดสอบ:

ลำดับที่	พารามิเตอร์	หน่วย	เครื่องมือ/วิธีการทดสอบ	ผลการทดสอบ \pm SD
1.	คาร์บอน (C) (As received basis)	% wt.	CHNS/O Analyzer	47.0111 \pm 0.4479
2.	ไฮโดรเจน (H) (As received basis)	% wt.	CHNS/O Analyzer	6.2030 \pm 0.0696
3.	ไนโตรเจน (N) (As received basis)	% wt.	CHNS/O Analyzer	1.1716 \pm 0.0207
4.	ซัลเฟอร์ (S) (As dried basis)	% wt.	CHNS/O Analyzer	0.1636 \pm 0.0004
5.	ออกซิเจน (O) (As received basis)	% wt.	CHNS/O Analyzer	39.1761 \pm 0.4132
6.	Net Heating Value (N.H.V.) (As received basis)	kcal/kg	CHNS/O Analyzer	3,989.9935 \pm 16.3655
7.	ความชื้น (As received basis)	% wt	In-house method based on ASTM D7582	6.12 \pm 0.02
8.	Volatile (As received basis)	% wt	In-house method based on ASTM D7582	70.61 \pm 0.39
9.	Fixed Carbon (As received basis)	% wt	In-house method based on ASTM D7582	17.67 \pm 0.45
10.	เถ้า (As received basis)	% wt	In-house method based on ASTM D7582	5.60 \pm 0.05

- ผลการทดสอบอ้างอิงใบขอใช้บริการ (F-ASO-054) เลขที่ 1016/61

- SD: Standard Deviation

(นางรุสนี กุลวิจิตร)

หัวหน้าฝ่ายบริการเครื่องมือวิจัยทางวิทยาศาสตร์

16 มีนาคม 2561

หมายเหตุ รายงานผลการทดสอบนี้มีผลเฉพาะกับตัวอย่างที่นำมาทดสอบเท่านั้น และรายงานผลการทดสอบนี้ต้องไม่ถูกทำสำเนาเพียงบางส่วน
ยกเว้นทำทั้งฉบับ โดยไม่ได้รับความยินยอมเป็นลายลักษณ์อักษรจากทางศูนย์เครื่องมือวิทยาศาสตร์

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล นายวสุ สุขสุวรรณ
รหัสประจำตัวนักศึกษา 6010120094

วุฒิการศึกษา

วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต	มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์	2559

ทุนการศึกษา (ที่ได้รับในระหว่างการศึกษา)

- ทุนตรี-โท 5 ปี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
- ทุนอุดหนุนการวิจัยเพื่อวิทยานิพนธ์ จากเงินงบประมาณแผ่นดิน ปีงบประมาณ 2561 มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์. *เตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์แบบหมุนควง*, อนุสิทธิบัตรไทย เลขที่คำขอ 1803001058.

Wasu Sukswan, Makatar Wae-hayee and Maizirwan Mel. (2018). *The Effect of Single and Double Air Inlets on Swirling Flow in the Reactor of a Fluidized Bed Gasifier*, Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences, vol. 44, April 2018, pp. 157 – 166.

Wasu Sukswan, Makatar Wae-hayee and Maizirwan Mel. (2018). *Development of Mini Pilot Fluidized Bed Gasifier for Industrial Approach: Preliminary Study Based on Continuous Operation*, Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences, vol. 45, May 2018, pp. 35 – 43.

วสุ สุขสุวรรณ, อาคม ปะหลามานิต, ระชา เดชชาญชัยวงศ์, Mohd Faizal Mohideen Batcha, และ มั๊กตาร์ แวหะยี. “ผลของตำแหน่งทางเข้าอากาศที่มีต่อการไหลแบบหมุนควงภายในเตาฟลูอิดไคซ์เบดแก๊สซิไฟเออร์” การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 32, 3 – 6 กรกฎาคม 2561 จังหวัดมุกดาหาร ประเทศไทย

