

การเพิ่มประสิทธิภาพและอัตราการผลิตแก๊สของแก๊สซิไฟเออร์
แบบไหลลงโดยใช้วัสดุพรุน

THE IMPROVEMENT OF EFFICIENCY AND SYNGAS GENERATION
RATE OF A DOWNWARD-FLOW GASIFIER USING POROUS
MATERIALS

วรัญญู ทองขาว

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลัก
สูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเครื่องกล

คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ปีการศึกษา 2566

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การเพิ่มประสิทธิภาพและอัตราการผลิตแก๊สของแก๊สซีไฟเออร์
แบบไหลลงโดยใช้วัสดุพูน

วรัญญู ทองขาว

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลัก
สูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเครื่องกล
คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
ปีการศึกษา 2566
ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นงานวิจัยที่เกิดจากการค้นคว้าและวิจัย ขณะที่ข้าพเจ้าศึกษาอยู่ในคณะ
วิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี ดังนั้นงานวิจัยในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ถือเป็น
ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี และข้อความต่างๆในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ ข้าพเจ้า
ขอรับรองว่าไม่มีการคัดลอกหรือนำงานวิจัยของผู้อื่นมานำเสนอในชื่อของข้าพเจ้า

This thesis consists of research materials conducted at the Faculty of
Engineering, Rajamangala University of Technology Thanyaburi and hence the copyright
owner. I hereby certify that the thesis does not contain any forms of plagiarism.



(นายวรัญญ์ ทองขาว)



หัวข้อวิทยานิพนธ์

การเพิ่มประสิทธิภาพและอัตราการผลิตแก๊สของแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลลง
โดยใช้วัสดุพรุน

The Improvement of Efficiency and Syngas Generation Rate of a
Downward-Flow Gasifier Using Porous Materials

ชื่อ - นามสกุล

นายวรัญญู ทองขาว

สาขาวิชา

วิศวกรรมเครื่องกล

อาจารย์ที่ปรึกษา

รองศาสตราจารย์บุญฤทธิ์ ประสาทแก้ว, D.Eng.

ปีการศึกษา

2566

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์



ประธานกรรมการ

(อาจารย์สถาพร ทองวิค, วศ.ด.)



กรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์กิตติพงษ์ เจาจารีก, D.Eng.)



กรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์มนุศักดิ์ จานทอง, Dr.-Ing.)



กรรมการ

(รองศาสตราจารย์บุญฤทธิ์ ประสาทแก้ว, D.Eng.)

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี อนุมัติวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็น
ส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต



คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์

(รองศาสตราจารย์สรพงษ์ ภาวสุปรี, Ph.D.)

วันที่ 26 เดือน ตุลาคม พ.ศ. 2566

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การเพิ่มประสิทธิภาพและอัตราการผลิตแก๊สของแก๊สซิฟิเออร์แบบไหลลงโดยใช้วัสดุพูน
ชื่อ - นามสกุล	นายวรัญญู ทองขาว
สาขาวิชา	วิศวกรรมเครื่องกล
อาจารย์ที่ปรึกษา	รองศาสตราจารย์บุญฤทธิ์ ประสาทแก้ว, D.Eng.
ปีการศึกษา	2566

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อปรับปรุงสมรรถนะของแก๊สซิฟิเออร์แบบไหลลงโดยการนำอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนบรรจุวัสดุพูน (PMHR) โดยทำการศึกษากฎที่มีและไม่มีติดตั้ง PMHR ทั้งกรณีที่มีและไม่มีวัสดุพูนเข้าไปในอุปกรณ์นี้ นอกจากนี้ยังมีการศึกษาถึงอิทธิพลของอัตราการป้อนอากาศที่ป้อนเข้าไปยังแก๊สซิฟิเออร์โดยมิได้ผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำผลที่ได้จากการผลิตโปรดิวเซอร์แก๊สมาเปรียบเทียบกับประสิทธิภาพเชิงความร้อน และคุณภาพผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้

ในการศึกษานี้ได้ทำการทดสอบแก๊สซิฟิเออร์แบบไหลลงและนำค่าของอุณหภูมิตามจุดที่ติดตั้งจุดต่าง ๆ อัตราการไหลอากาศเชิงมวล อัตราความชื้นเปลืองเชื้อเพลิงชีวมวล ที่วัดมาจากการทดลองมาเปรียบเทียบกับทั้ง 3 กรณี การทดสอบได้ทำการป้อนอากาศด้วยอัตราการไหล 3 ค่าสำหรับแต่ละกรณี คือ 0.0109 0.0131 และ 0.0153 kg/s ตามลำดับ เข้าไปยังแก๊สซิฟิเออร์ และการใช้เชื้อเพลิงในแต่ละครั้งประมาณ 25 kg และในแต่ละครั้งจะต้องเก็บค่าอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ อัตราความชื้นเปลืองเชื้อเพลิงชีวมวล และเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์ไปวิเคราะห์หาองค์ประกอบ

ผลจากการทดลองพบว่าผลิตภัณฑ์ประกอบไปด้วย CO 12% H₂ 2% CO₂ 18% และ N₂ 68% ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเพิ่มขึ้นประมาณ 77% ค่าทางความร้อนแก๊สจะเพิ่มขึ้นประมาณ 22% เมื่อนำมาเปรียบเทียบกับอัตราการป้อนอากาศที่มีผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและอุณหภูมิของแก๊สที่ทางออกจะลดลงประมาณ 58% ที่อัตราการไหลของอากาศ 0.0131 kg/s ผลทดลองแสดงให้เห็นว่าเครื่องผลิตแก๊สซิฟิชั่นมีผลการทดสอบเป็นที่พอใจเมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องผลิตแก๊สซิฟิเคชั่นทั่วไป

คำสำคัญ: แก๊สซิฟิเออร์ วัสดุพูน อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน ไบโอแมส แก๊สซิฟิเออร์

Thesis Title	The Improvement of Efficiency and Syngas Generation Rate of a Downward-Flow Gasifier Using Porous Materials
Name – Surname	Mr. Varanyu Thongkhao
Program	Mechanical Engineering
Thesis Advisor	Associate Professor Boonrit Prasartkaew, D.Eng.
Academic Year	2023

ABSTRACT

This research aimed to enhance the efficiency of a downward-flow gasifier by utilizing a heat exchanger with porous material (PMHR). The study investigated scenarios both with and without the installation of PMHR, while also examining the impact of varying air feed rates entering the gasifier through the heat exchanger. The goal was to compare thermal efficiency, the quality of gasification products, and process temperatures among these scenarios.

The experimental process involved testing the downward-flow gasifier and recording temperature readings at multiple installed points. Air mass flow rates and the consumption of biomass feedstock were compared across three different scenarios of 0.0109, 0.0131, and 0.0153 kg/s for air mass flow rates, with each scenario using 25 kg of feedstock. Data collection included measurements of air mass flow rates, biomass feedstock consumption rates, and gas samples for subsequent laboratory analysis.

The results revealed that the gasification product comprises approximately 12% CO, 2% H₂, 18% CO₂ and 68% N₂. Notably, there was a 77% increase in thermal efficiency and approximately a 22% rise in gas heat content. These outcomes were compared with scenarios where air bypasses the heat exchanger shows a 58% reduction in exit gas temperature at an air flow rate of 0.0131 kg/s. The findings suggested that this gasification system performs satisfactorily when compared to traditional gasifiers.

Keywords: gasifier, porous materials, heat recuperator, biomass gasifier

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้สำเร็จได้ด้วยดี ผู้เขียนขอกราบพระคุณ รศ.ดร.บุญฤทธิ์ ประสาทแก้ว อาจารย์ที่ปรึกษาเป็นอย่างสูง ที่ได้ให้คำปรึกษาในการทำวิจัย แนวทางการแก้ปัญหา และเครื่องมือวิเคราะห์แก๊ส และเครื่องบันทึกอุณหภูมิ พร้อมทั้งดูแลและสอบถามความก้าวหน้าของวิทยานิพนธ์ ทำให้การดำเนินงานและเขียนรายงานได้เร็วและสำเร็จลุล่วงได้ดี

ขอขอบพระคุณ อาจารย์ ดร.สถาพร ทองวิค ประธานกรรมการสอบ และกรรมการสอบผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.กิติพงษ์ เจาจาริก และกรรมการสอบผู้ช่วยศาสตราจารย์มนูศักดิ์ จานทอง ที่ให้คำแนะนำเพิ่มเติมพร้อมทั้งข้อเสนอแนะเพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้มีความสมบูรณ์มากยิ่งขึ้น ขอขอบคุณ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกลและบุคลากรที่เกี่ยวข้องทุกท่าน ที่ได้เอื้อเฟื้ออุปกรณ์และเครื่องมือทำวิจัย พร้อมทั้งอำนวยความสะดวกให้กับผู้เขียนได้ทำวิจัยได้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

สุดท้ายขอกราบขอบพระคุณ คุณพ่อ คุณแม่ และครอบครัว ที่ให้การสนับสนุนในการศึกษาและให้กำลังใจที่ทำให้การทำวิจัยฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ดี ตลอดจนคณะอาจารย์ โดยเฉพาะคุณ สมพงษ์ บุษบก ช่างผู้เชี่ยวชาญด้านไฟฟ้าและเครื่องกล และคุณ หัสณัย ช่วยพิมาย ที่ช่วยเหลือในการสร้างเตาแก๊สซีพีเออร์ด้วยความมุ่งมั่น รวมทั้งภาควิชาวิศวกรรมเคมีประยุกต์ มหาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือที่อนุเคราะห์สำหรับการวิเคราะห์ผลิตภัณฑ์ของแก๊สสังเคราะห์จึงทำให้วิเคราะห์สำเร็จด้วยดีตั้งแต่ต้นจนจบจนจบจนการถึงแม้ว่าในช่วงไวรัสโคโรนา19 ระบาดก็ยังดำเนินการวิเคราะห์หลายๆ ครั้งจนจบจนจบจนการ

วรัญญู ทองขาว



สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	(3)
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	(4)
กิตติกรรมประกาศ.....	(5)
สารบัญ.....	(6)
สารบัญตาราง.....	(8)
สารบัญรูป.....	(9)
สัญลักษณ์และคำย่อ.....	(12)
บทที่ 1 บทนำ.....	15
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	15
1.2 วัตถุประสงค์การศึกษา.....	15
1.3 ขอบเขตการวิจัย.....	16
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	16
บทที่ 2 วรรณกรรมและทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง.....	18
2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง.....	18
2.2 คุณสมบัติเชื้อเพลิงชีวมวล.....	18
2.3 สารตัวกลางการทำปฏิกิริยาในกระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส.....	19
2.4 กระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส.....	21
2.5 ชนิดของเตาแก๊สซีฟเอร์.....	28
2.6 การออกแบบเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์.....	28
2.7 รายละเอียดในการออกแบบ.....	28
2.8 หลักการคำนวณหาผลลัพธ์ต่างๆของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์.....	29
2.9 ไซโคลน.....	34
2.10 หลักการออกแบบไซโคลน (Cyclone Design Principle)	37
2.11 วัสดุอุปกรณ์.....	38
2.12 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน.....	42
2.13 วรรณกรรมที่เกี่ยวข้อง.....	45
บทที่ 3 วิธีดำเนินการวิจัย.....	49

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3.1 ขั้นตอนการสร้างเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์.....	49
3.2 ส่วนประกอบต่างๆเตาแก๊สซีไฟเออร์.....	51
3.3 อุปกรณ์และเครื่องมือที่ใช้สำหรับการทดสอบ.....	58
3.4 ขั้นตอนการทดสอบแก๊สซีไฟเออร์แบบไหลลง.....	66
3.5 การวิเคราะห์การสมดุลมวลและพลังงาน.....	67
บทที่ 4 ผลการทดลองและวิจารณ์.....	77
4.1 องค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่อัตราการป้อนอากาศทั้ง 3 กรณี.....	77
4.2 โปรไฟล์อุณหภูมิของแก๊สสังเคราะห์กับอัตราการป้อนอากาศทั้ง 3 กรณี.....	77
4.3 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตากับอัตราการป้อนอากาศทั้ง 3 กรณี.....	78
4.4 โปรไฟล์ของอุณหภูมิ.....	79
4.5 ความเข้มข้นของ CO, CH ₄ , CO ₂ และ N ₂ กับอุณหภูมิที่ตำแหน่ง T5.....	79
4.6 ความสัมพันธ์อัตราสมดุลกับอุณหภูมิที่ตำแหน่ง T5.....	82
4.7 ความสัมพันธ์อัตราส่วนสมดุลกับอัตราการไหลของมวลอากาศ.....	83
4.8 ความสัมพันธ์ความเร็วของอากาศกับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์ แลกเปลี่ยนความร้อน.....	84
4.9 ความสัมพันธ์อัตราการไหลเชิงมวลกับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์ แลกเปลี่ยนความร้อน.....	85
บทที่ 5 สรุปผลการทดสอบและข้อเสนอแนะ.....	87
5.1 ผลสรุปการทดสอบ.....	87
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	87
บรรณานุกรม.....	90
ภาคผนวก.....	92
ก. ตารางการทดสอบเตาแก๊สซีไฟเออร์.....	93
ข. การคำนวณหาอัตราการไหลเชิงมวลของมวลอากาศ.....	96
ข. ตัวอย่างการคำนวณหาอัตราสิ้นเปลืองเชื้อเพลิง.....	98
ค. การคำนวณหาอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่ใช้ (A/F ratio).....	101
ค. ตัวอย่างการคำนวณหาค่า High Heating Values.....	103
ฆ. การคำนวณหาประสิทธิภาพความร้อนของเตา.....	107

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
ง. การคำนวณหาอุณหภูมิของอากาศไหลเข้าออกอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน.....	110
จ. การคำนวณหาพลังงานความร้อนที่สูญเสียขอเตาแก๊สซีฟิเออร์.....	119
ฉ. การสมดุลมวลและพลังงานของเตาแก๊สซีฟิเออร์.....	126
ช. งานวิจัยที่ทำการตีพิมพ์ทางวารสารต่างประเทศ.....	137
ประวัติผู้เขียน.....	149



สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 2.1 ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงบอมบ์แคลอรีมิเตอร์.....	19
ตารางที่ 2.2 แสดงสารตัวกลางชนิดต่างๆที่มีส่วนผสมของแก๊ส (Vol.%).....	21
ตารางที่ 2.3 องค์ประกอบแก๊สสังเคราะห์ทั่วไปของเตาแก๊สซีไฟเออร์แบบไหลลง.....	23
ตารางที่ 2.4 แสดงการวิเคราะห์แบบโดยประมาณของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากถ่านสำเร็จ.....	29
ตารางที่ 2.5 แสดงค่า LHV of product gas range and choice of gasifiers.....	31
ตารางที่ 2.6 แสดงคุณสมบัติข้อดีและข้อเสียของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ต่างชนิด.....	34
ตารางที่ 2.7 แสดงถึงสัดส่วนของไซโคลนแบบมาตรฐานชนิดต่างๆ.....	37
ตารางที่ 2.8 การแบ่งประเภทวัสดุรูปทรงตามองค์ประกอบทางเคมีและคุณสมบัติต่างๆ.....	41
ตารางที่ 3.1 แสดงข้อกำหนดของเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์.....	58
ตารางที่ 3.2 การสมดุลมวลทั้ง 3 อัตราการไหลของอากาศและเชื้อเพลิงสำหรับแก๊สซีไฟเออร์.....	67
ตารางที่ 3.3 การสูญเสียพลังงานความร้อนของส่วนต่างๆของแก๊สซีไฟเออร์.....	67
ตารางที่ 3.4 การสมดุลมวลทั้ง 3 อัตราการไหลของอากาศและเชื้อเพลิงสำหรับแก๊สซีไฟเออร์.....	69
ตารางที่ 3.5 การสูญเสียพลังงานความร้อนของส่วนต่างๆของแก๊สซีไฟเออร์.....	69
ตารางที่ 3.6 การสมดุลมวลทั้ง 3 อัตราการไหลของอากาศและเชื้อเพลิงสำหรับแก๊สซีไฟเออร์.....	72
ตารางที่ 3.7 การสูญเสียพลังงานความร้อนของส่วนต่างๆของแก๊สซีไฟเออร์.....	72
ตารางที่ 3.8 การสูญเสียพลังงานความร้อนของส่วนต่างๆของแก๊สซีไฟเออร์.....	77
ตารางที่ 3.9 ค่าความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สสังเคราะห์ในกรณี 1.....	74
ตารางที่ 3.10 ค่าความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สสังเคราะห์ในกรณี 2.....	75
ตารางที่ 3.11 ค่าความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สสังเคราะห์ในกรณี 3.....	75
ตารางที่ 3.12 อัตราการถ่ายเทความร้อนเมื่ออากาศไหลผ่าน HE ในกรณี With PMHR.....	76
ตารางที่ 3.13 อัตราการถ่ายเทความร้อนเมื่ออากาศไหลผ่าน HE ในกรณี With Empty PMHR.....	76

สารบัญรูป

	หน้า
รูปที่ 2.1 กระบวนการแก๊สซิไฟเออร์และผลิตภัณฑ์.....	21
รูปที่ 2.2 เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลสวนทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง.....	24
รูปที่ 2.3 เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลตามทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง	25
รูปที่ 2.4 เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลในทิศทางตัดขวาง.....	26
รูปที่ 2.5 เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบฟลูอิดซ์เบด.....	27
รูปที่ 2.6 เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบเอนทราเบด.....	28
รูปที่ 2.7 การไหลของอากาศที่ไหลเข้าในแนวสัมผัส.....	35
รูปที่ 2.8 ชนิดท่อทางเข้าของไซโคลนที่ก๊าซไหลเข้าตามแนวสัมผัส.....	36
รูปที่ 2.9 แสดงไซโคลนแบบมาตรฐานชนิดที่อากาศไหลเข้าในแนวสัมผัส.....	37
รูปที่ 2.10 วัสดุรูปทรงรูปแบบต่าง.....	39
รูปที่ 2.11 วัสดุรูปทรงที่เป็นโลหะและอโลหะ.....	40
รูปที่ 2.12 แสดงกลไกการแพร่ผ่านของแก๊สที่ไหลเข้าไปภายในวัสดุรูปทรง.....	42
รูปที่ 2.13 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนชนิด Shell-and tube	43
รูปที่ 2.14 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนชนิด Shell-and tube แบบ counter-flow.....	43
รูปที่ 3.1 การทำแบบเพื่อนำเหล็กหนาขนาด 3 mm สร้างเป็นโซนรีดักชั่น, เผาไหม้ และฝาปิด เตาแก๊สซิไฟเออร์.....	49
รูปที่ 3.2 การทำแบบเพื่อนำเหล็กหนาขนาด 3 mm เป็นส่วนหน้าแปลนของตัวเตา.....	50
รูปที่ 3.3 การทำแบบเพื่อนำท่อเหล็กขนาด 150 mm และฝาปิดด้านล่างและบนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยน ความร้อน.....	50
รูปที่ 3.4 รูปตัดขวางของเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลลง.....	51
รูปที่ 3.5 ตัวเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ส่วนที่สร้างเป็นโซนอบแห้งและโซนกลั่นสลาย.....	51
รูปที่ 3.6 การม้วนเหล็กเพื่อสร้างส่วนที่เป็นโซนเผาไหม้.....	52
รูปที่ 3.7 การประกอบชิ้นส่วนโซนเผาไหม้และรูของหัวฉีด.....	52
รูปที่ 3.8 รูปเหล็กกรวยมาประกอบส่วนที่เป็นโซนเผาไหม้พร้อมทั้งหัวฉีด.....	53
รูปที่ 3.9 การประกอบถังพักแก๊สสังเคราะห์และการส่วนรีดักชั่น.....	53
รูปที่ 3.10 ส่วนประกอบของ Grating ของเตาแบบไหลลง (Downdraft Gasifier).....	54
รูปที่ 3.11 การติดตั้งอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและส่วนต่างๆของเตาแบบไหลลง	54
รูปที่ 3.12 ตำแหน่งการติดตั้งเทอร์โมคัปเป็นของเตาแบบไหลลง.....	55

สารบัญรูป (ต่อ)

	หน้า
รูปที่ 3.13 การประกอบชิ้นส่วนต่างๆที่เสร็จของเตาแบบไหลลง.....	55
รูปที่ 3.14 การทดสอบในการเดินเครื่องครั้งแรกเมื่อประกอบเสร็จของเตาแบบไหลลง.....	56
รูปที่ 3.15 การปรับปรุงสำหรับโซนเผาไหม้และใช้โบเวอร์เป็นแบบ Forced Draft System.....	56
รูปที่ 3.16 อุณหภูมิสูงสุด 1,372 °C ที่วัดได้ที่ตำแหน่งของโซนเผาไหม้ขณะทำการทดสอบ.....	57
รูปที่ 3.17 การเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์ที่ทำการทดสอบเพื่อนำไปยังห้องวิเคราะห์.....	57
รูปที่ 3.18 การทดสอบการเดินเครื่องที่โรงประลองที่มหาวิทยาลัย.....	58
รูปที่ 3.19 ตำแหน่งการติดตั้งเทอร์โมคัปเปิ้ลทั้ง 9 ตัว.....	59
รูปที่ 3.20 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Eexchangers).....	60
รูปที่ 3.21 รिंगโบลเวอร์ (Ring Blower)	60
รูปที่ 3.22 วัสดุพูน.....	61
รูปที่ 3.23 ไซโคลน (Cyclone Separators).....	61
รูปที่ 3.24 ถังพักแก๊สสังเคราะห์ (Receiving Syngas Tanks).....	62
รูปที่ 3.25 เครื่องมือวัดความเร็วของอากาศและเครื่องบรรเทากุณภูมิ.....	63
รูปที่ 3.26 เครื่องวิเคราะห์แก๊ส (Gas Chromatograph).....	63
รูปที่ 3.27 เครื่องชั่งน้ำหนักแบบดิจิตอล และเครื่องชั่งน้ำหนักแบบสปริง.....	64
รูปที่ 3.28 ถังเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์.....	65
รูปที่ 3.29 ถ่านไม้ (Charcoal).....	65
รูปที่ 3.30 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR.....	68
รูปที่ 3.31 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR.....	68
รูปที่ 3.32 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR.....	68
รูปที่ 3.33 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR.....	68
รูปที่ 3.34 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR.....	69
รูปที่ 3.35 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR.....	69
รูปที่ 3.36 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR.....	70
รูปที่ 3.37 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR.....	70
รูปที่ 3.38 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR.....	70
รูปที่ 3.39 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR.....	71

สารบัญรูป (ต่อ)

	หน้า
รูปที่ 3.40 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR.....	71
รูปที่ 3.41 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR.....	71
รูปที่ 3.42 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ Without PMHR.....	72
รูปที่ 3.43 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ Without PMHR.....	72
รูปที่ 3.44 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ Without PMHR	73
รูปที่ 3.45 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ Without PMHR.....	73
รูปที่ 4.1 อากาศที่มีอัตราการไหลที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 ตามลำดับกับเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของ CO.....	77
รูปที่ 4.2 อัตราการไหลอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ V_1 , V_2 และ V_3 กับเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของ H_2	77
รูปที่ 4.3 อัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 กับเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของ CO_2	78
รูปที่ 4.4 อัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 กับเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของ N_2	78
รูปที่ 4.5 อัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 กับค่าทางความร้อนของแก๊สสังเคราะห์.....	79
รูปที่ 4.6 อัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 กับค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา.....	79
รูปที่ 4.7 โป้ไฟล์อุณหภูมิอากาศกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีอัตราการไหลของ อากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec.....	80
รูปที่ 4.8 ความเข้มข้นของ CO, CH_4 , CO_2 และ N_2 กับ อัตราส่วนสมดุล With PMHR, With Empty PMHR และ without PMHR ที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่จุดที่ 5.....	82
รูปที่ 4.9 ความเข้มข้นของ CH_4 กับ อัตราส่วนสมดุล With PMHR, With Empty PMHR และ without PMHR ที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่จุดที่ 5.....	82
รูปที่ 4.10 ความเข้มข้นของ CO_2 กับ อัตราส่วนสมดุล With PMHR, With Empty PMHR และ without PMHR ที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่จุดที่ 5.....	83
รูปที่ 4.11 ความเข้มข้นของ N_2 กับ อัตราส่วนสมดุล With PMHR, With Empty PMHR และ without PMHR ที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่จุดที่ 5.....	83

สารบัญรูป (ต่อ)

	หน้า
รูปที่ 4.12 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ กับอัตราส่วนสมมูล With PMHP With Empty PMHR..	84
รูปที่ 4.13 LMTD กับการไหลอากาศที่ถูกป้อนเข้าอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนระหว่าง With PMHP กับ With Empty PMHR.....	85
รูปที่ 4.14 LMTD กับการไหลอากาศที่ถูกป้อนเข้าอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนระหว่าง With PMHP กับ With Empty PMHR.....	86
รูปที่ 4.15 อัตราการถ่ายเทความร้อนกับความเร็วของอากาศที่ถูกป้อนเข้าไปยังอุปกรณ์ ถ่ายเทความร้อนระหว่าง With PMHP กับ With Empty PMHR.....	87



คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

สัญลักษณ์	คำอธิบาย	หน่วย
E_{in}	Energy flow into system	MJ
E_{out}	Energy flow exit system	MJ
ICE	Internal Combustion Engine	-
h	an average heat transfer coefficient	$\text{kW/m}^2/^{\circ}\text{C}$
HE	Heat Exchanger	-
HHV	High Heating Value	MJNm^3
M_{in}	Mass flow into system	kg
M_{out}	Mass flow exit system	kg
PMHR	Porous media Heat Recuperator	-
PPM	Packed-bed porous media	-
Q_c	Heat loss from conduction	kW
Q_r	Heat loss from radiation	kW

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

สถานการณ์การใช้พลังงานทดแทนเพื่อผลิตไฟฟ้าของประเทศไทยในปัจจุบันมีแนวโน้มการใช้เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง โดยพลังงานทดแทนนี้ ถือว่าเป็นทางเลือกที่เป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม (Eco-friendly) ในการผลิตกระแสไฟฟ้า พลังงานทดแทนหมายถึงพลังงานที่ใช้ทดแทนพลังงานจากฟอสซิล (Fossil) เช่น ถ่านหิน น้ำมันเชื้อเพลิง ก๊าซธรรมชาติ ซึ่งนับวันปริมาณที่มีอยู่ก็จะลดลงไปเรื่อยๆ ตามกาลของเวลา และราคาที่ไม่แน่นอนซึ่งจะแปรเปลี่ยนไปตามสภาพเศรษฐกิจโลก โดยในกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้ากว่าร้อยละ 90 ใช้พลังงานต่างๆ เหล่านี้ ถือว่าเป็นตัวการหนึ่งในการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จำนวนมากมายิ่งเป็นสาเหตุของการเกิดสภาวะเรือนกระจก (Greenhouse effect) ในปัจจุบันนี้พลังงานทดแทนจึงมีบทบาทที่สำคัญ เช่น พลังงานชีวมวล (Biomass), พลังงานจากแสงอาทิตย์ (Solar energy) พลังงานจากน้ำ (Hydro energy), พลังงานจากลม (Wind energy) พลังงานจากความร้อนใต้พิภพ (Geothermal energy), พลังงานคลื่นทะเล (Ocean tidal energy), เชื้อเพลิงชีวภาพ (Bio-energy), พลังงานจากขยะ (Waste energy) เหล่านี้ล้วนเป็นทางเลือกการใช้พลังงานที่สะอาดและเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงนำเอาเชื้อเพลิงชีวมวล นำมาผ่านกระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สสังเคราะห์ (Producer gas or Synthesis Gas) สำหรับใช้กับเครื่องยนต์เผาไหม้ภายใน ซึ่งในกระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สเชื้อเพลิง โดยใช้เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลลง (Downdraft Gasifier)

เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลลงอากาศที่ถูกป้อนเข้าไปยังห้องเผาไหม้จะผ่านหัวฉีดซึ่งจะถูกพัดลมอัดเข้าไปยังห้องเผาไหม้ ซึ่งจะอยู่เหนือของคอคอด (Throat) งานวิจัยนี้ได้นำเชื้อเพลิงชีวมวล ถ่านไม้มาเป็นเชื้อเพลิง เนื่องจากเป็นเชื้อเพลิงชีวมวลที่หาได้ง่ายในบ้านเราสำหรับการทดสอบ จึงเหมาะสมกับการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสำหรับเครื่องยนต์เผาไหม้ภายใน ด้วยเหตุผลดังได้กล่าวมาข้างต้น จึงทำให้การใช้เชื้อเพลิงอย่างมีประสิทธิภาพ และประหยัดพลังงาน ดังนั้นจึงมั่นใจว่าในงานวิจัยนี้จะมีส่วนช่วยบรรเทาปัญหาภาวะเรือนกระจก และ เป็นทางเลือกใหม่ในการใช้พลังงานทดแทนอย่างยั่งยืน (Renewable and sustainable energy) ได้ในอนาคต

1.2 วัตถุประสงค์การวิจัย

1.2.1 ปรับปรุงประสิทธิภาพเชิงความร้อนเตาแก๊สซิฟิเคชันที่ยิ่งขึ้น และลดอุณหภูมิของแก๊สสังเคราะห์ก่อนนำไปใช้งาน

- 1.2.2 เพื่อนำแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้หลังลดอุณหภูมิแล้วนำไปใช้กับเครื่องยนต์สันดาปภายใน

1.3 ขอบเขตการวิจัย

1.3.1 ศึกษาผลที่ได้จากการทดลอง

1.3.1.1 ปรับปรุงประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการผลิตแก๊สซิฟิเคชัน โดยใช้ Packed-bed porous media (PPM) เพื่อนำความร้อนจากแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ไปถ่ายพลังงานความร้อนให้กับอากาศ (Preheating the gasifying air) ที่ถูกป้อนเข้าไปในเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์.

1.3.1.2 ศึกษาผลของการใช้ถ่านไม้ (Charcoal) เป็นเชื้อเพลิง และ Equivalent ratio

1.3.1.3 ศึกษาค่าของความร้อน (HHV) ของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์

1.3.1.4 อัตราการผลิตแก๊สสังเคราะห์ของเตาสามารถผลิตได้

1.3.2 การศึกษาการส่งเสริมการถ่ายเทความร้อนของวัสดุพรุนที่ได้รับความจากร้อนจากแก๊สสังเคราะห์ถ่ายไปยังอากาศก่อนป้อนเข้าเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ในแต่ละกรณี

2.3.2.1 อากาศถูกป้อนเข้าเตาโดยผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและบรรจุวัสดุพรุน With PPMP

1.3.2.1 อากาศถูกป้อนเข้าเตาโดยตรงโดยไม่ผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน Without PPMP

2.3.2.2 อากาศถูกป้อนเข้าเตาโดยผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและไม่บรรจุวัสดุพรุน With Empty PPMP

1.3.2.3 อากาศถูกป้อนเข้าเตาโดยตรงโดยไม่ผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน Without PPMP

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบไหลลงที่สร้างขึ้นด้วยเทคนิคการนำเอาเทคโนโลยีของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่บรรจุด้วย PPM มาช่วยการส่งเสริมการถ่ายเทความร้อนเป็นตัวผลิตแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งคาดว่าอุปกรณ์นี้จะมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูง เนื่องจากการถ่ายเทความร้อนที่มีประสิทธิภาพให้กับอากาศที่ถูกป้อนเข้าห้องเผาไหม้ ทำให้พลังงานความร้อนจากที่ถูกเชื้อเพลิงดูดพลังงานความร้อนไปอุ่นเชื้อเพลิง (Feed Stock) ลดลงซึ่งจะทำให้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา ลดลง ดังนั้นก็นำเอาอากาศที่บรรยากาศมาผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนเชื้อเพลิงก่อนที่จะถูกเข้าไปผสมก่อนการเกิดเผาไหม้ และพลังงานความร้อนที่ยังเหลือหลังจากถ่ายพลังงานให้กับอากาศแล้วยัง

นำพลังงานส่วนนี้มากลับมาใช้เชื้อเพลิงในเตาในชั้นของกลั่นสลาย และ อบแห้งตามลำดับ ซึ่งจะมีผลทำให้สามารถใช้พลังงานจากชีวมวลอย่างมีประสิทธิภาพในขั้นตอนการผลิต

1.4.2 เนื่องจากการทำงานของแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลลง ซึ่งไม่มีชิ้นส่วนที่เคลื่อนที่จึงทำให้การซ่อมบำรุงรักษาดำเนินความว่าต้นทุนในการสร้างในขบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ก็จะต่ำไปด้วย และการนำเอาคุณสมบัติที่โดดเด่นของ PPM มาทำงานร่วมกับอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ในขณะเดียวกันก็นำไฮโดรเจนมาทำหน้าที่ในการแยกอนุภาคที่ไม่ต้องการออกจากแก๊สสังเคราะห์ได้เป็นอย่างดี ดังนั้นอุปกรณ์ปลายทางที่ต้องใช้แก๊สเชื้อเพลิงก็จะไม่เกิดความเสียหายทำให้อายุการใช้งานยาวนาน

1.4.3 เนื่องจากก๊าซออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ซึ่งเป็นก๊าซเรือนกระจกที่ทำให้เกิดสภาวะโลกร้อน แต่การปลูกพืชชีวมวลจะมีส่วนช่วยลดก๊าซนี้ในปริมาณที่ใกล้เคียงกับปริมาณที่เกิดในระหว่างการเผาเชื้อเพลิงชีวมวล จึงถือได้ว่าการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจึงทำให้เกิดสภาวะเรือนกระจกน้อย

1.4.4 เพื่อเป็นเครื่องต้นแบบ (Archetype) สำหรับนักวิจัยท่านอื่นๆที่ได้นำเสนอข้อมูลนี้ได้นำเอาไปปรับปรุงการสร้างอุปกรณ์การแปรสภาพเป็นแก๊สให้มีประสิทธิภาพที่ดียิ่งขึ้นในอนาคต



บทที่ 2

วรรณกรรมและทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

การแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification) เป็นการเปลี่ยนรูปพลังงานจากชีวมวลซึ่งเป็นเชื้อเพลิงแข็งให้เป็นแก๊สสังเคราะห์โดยให้ความร้อนแก่เชื้อเพลิงแข็งที่อุณหภูมิสูงกว่า 700 °C และอาศัยสารตัวกลางช่วยในการทำปฏิกิริยา (Gasification Agent) ในขบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สสังเคราะห์เช่น อากาศ ออกซิเจน หรือไอน้ำ ที่ถูกจำกัดปริมาณในการทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน ซึ่งขบวนการการแปรสภาพเป็นแก๊สนี้จะมีความแตกต่างจากขบวนการเผาไหม้แบบสมบูรณ์อย่างสิ้นเชิง โดยที่การเผาไหม้แบบสมบูรณ์จะเป็นการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันอย่างสมบูรณ์ในหนึ่งขบวนการเท่านั้น แต่สำหรับการแปรสภาพเป็นแก๊สสังเคราะห์แล้วเป็นการเปลี่ยนรูปพลังงานเคมีภายในของคาร์บอนในเชื้อเพลิงชีวมวลไปเป็นแก๊สที่สามารถเผาไหม้ได้ (Combustible Gases) หรืออาจกล่าวได้ว่าขบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สเป็นขบวนการเปลี่ยนรูปทางด้านเคมีความร้อน (Thermochemical conversion process) โดยอาศัย อากาศ ออกซิเจน หรือ ไอน้ำที่มีอุณหภูมิสูงกว่าเป็นสารตัวกลางช่วยในการทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิง ดังสมการ (2.1) [1]



2.2 คุณสมบัติเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass Fuel Property)

เชื้อเพลิงสำหรับแก๊สซิไฟเออร์ (Gasifier fuels) ถ่านไม้สำเร็จเช่น ต้นไม้ เศษไม้ และของเหลือใช้จากเกษตรกรรมเป็นต้นซึ่งสิ่งเหล่านี้มักจะถูกนำเอามาใช้เป็นเชื้อเพลิง (Feedstock) ในขบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification) เพื่อที่จะให้ระบบการทำงานของเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สสังเคราะห์ทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพและการเดินเครื่องที่ราบเรียบและปลอดภัยดังนั้นการเลือกคุณสมบัติทางด้านเคมี (Chemical) และทางกายภาพ (Physical) ที่เกี่ยวกับโครงสร้าง (Morphological) ของเชื้อเพลิงเหล่านี้ก็จะแตกต่างกันไปและเมื่อนำมาใช้ก็จะขึ้นอยู่กับเทคโนโลยีของการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification technologies) และการออกแบบเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สสังเคราะห์ ดังนั้นคุณสมบัติที่สำคัญของเชื้อเพลิงจะต้องมีคุณสมบัติดังต่อไปนี้ [1]

1. ความชื้นของเชื้อเพลิง (Moisture content)

ถ้าเชื้อเพลิงมีปริมาณความชื้นในตัวอยู่มากก็จะมีผลทำให้ตัวเชื้อเพลิงเองจะปลดประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาผลิตโปรดิวเซอร์แก๊สลงเพราะพลังงานความร้อนจะถูกนำไปใช้ในการ

ขับไล่เอาความชื้นในเชื้อเพลิงออกแทนที่จะใช้พลังงานส่วนนี้ไปใช้ในโซนรีดักชัน (Reduction Zone) สำหรับที่จะไปเปลี่ยนพลังงานความร้อนไปเป็นพลังงานเคมี (Chemical Energy) หรือค่าความร้อนของแก๊ส (Heating Value) ซึ่งปกติจะมีค่าระหว่าง 10 ถึง 15% ก่อนนำไปเป็นเชื้อเพลิง [1]

2. จำนวนสารระเหย (Volatile Content)

ถ้าเชื้อเพลิงมีจำนวนสารระเหยมากจะต้องทำการออกแบบเตาปฏิกรณ์ผลิตโปรดิวเซอร์แก๊สให้มีอุปกรณ์พิเศษในการแยกหรือจัดน้ำมันดินออกไปจากโปรดิวเซอร์แก๊สตัวอย่างเช่นเมื่อต้องการนำโปรดิวเซอร์แก๊สที่ผลิตได้ไปใช้กับเครื่องยนต์เผาไหม้ภายในโปรดิวเซอร์แก๊สจะต้องสะอาดถ้ามีจำนวนน้ำมันดินจำนวนมากเกินข้อกำหนดก็จะเป็นสาเหตุทำให้เครื่องยนต์มีอายุการใช้งานสั้นลงเนื่องจากการสึกหรอของแวนลูกสูบกับกระบอกสูบจะเร็วกว่าปกติ

3. จำนวนของขี้เถ้า (Ash Content)

การละลายหรือการรวมตัวหรือสะสมของขี้เถ้าจะเป็นสาเหตุของการเกิดตะกรันขี้เถ้าหรือเถ้าแข็ง (slagging or clinker) ซึ่งจะทำให้ น้ำมันดินสะสมมากเกินไปและการผลิตแก๊สสังเคราะห์จะไม่ดี [1] และทำให้ไปขัดขวางการไหลของแก๊สหรืออุดตันทำให้เตาระเบิดได้หรือในกรณีที่มีการนำแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ไปใช้กับเครื่องยนต์เผาไหม้ภายในสำหรับการผลิตกระแสไฟฟ้า ก็จะทำให้เครื่องยนต์มีอายุการใช้งานสั้นเช่นกัน

4. ขนาดของเชื้อเพลิงชีวมวล (Particle Size)

ขนาดของเชื้อเพลิงชีวมวล จะขึ้นอยู่กับขนาดของ Heart Dimension แต่ทั่วไปจะมีขนาด 10%-20% ของขนาด Heart dimension กล่าวคือ ถ้าเชื้อเพลิงมีขนาดใหญ่ก็จะทำให้การเคลื่อนที่ลงไประเบิดเผาไหม้ของเชื้อเพลิงยาก ในทางตรงกันข้าม ถ้าเชื้อเพลิงมีขนาดเล็กไปก็จะทำให้เกิดโพรงอากาศและทำให้เกิดแรงดันตกคล่อม ในระบบมาก (High Pressure drop) เป็นผลทำให้ต้องหยุดเดินเครื่อง [1]

ตาราง 2.1 ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงบอมบ์แคลอรีมิเตอร์ [1]

ชนิดของเชื้อเพลิง	ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงจาก บอมบ์แคลอรีมิเตอร์
ถ่านไม้สำเร็จรูป	30.20 MJ/Kg

2.3 สารตัวกลางในการทำปฏิกิริยาในกระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification agents)

สารตัวกลางในการทำให้เกิดปฏิกิริยาในกระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สสังเคราะห์หมายถึงการนำสารตัวกลางป้อนเข้าไปในเตาแก๊สซิไฟเออร์เพื่อช่วยให้เกิดการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลสำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์ ตัวอย่างของสารตัวกลางเหล่านี้เช่น อากาศ ไอน้ำ ออกซิเจน ไฮโดรเจน และความ

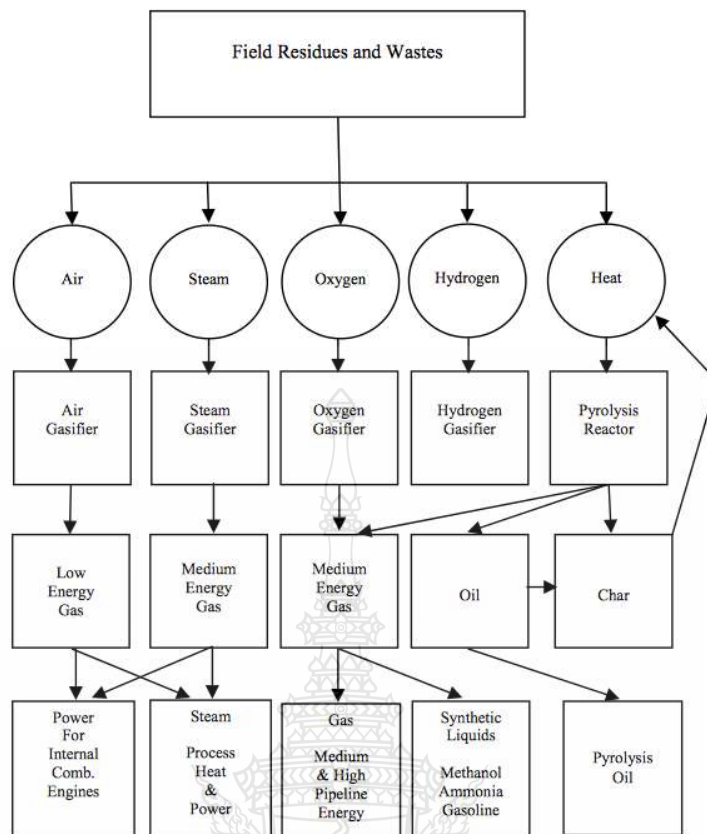
ร้อน แสดงดังภาพ 2.1 แต่สำหรับในงานวิจัยนี้จะใช้อากาศเป็นสารตัวกลาง (Oxygen-based Gasifier) ในขบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับทำปฏิกิริยาในการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงชีวมวลสำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์เพราะเป็นสารตัวกลางที่หาได้ง่ายจากธรรมชาติและไม่ต้องเสียค่าใช้จ่ายในการจัดหา

1. การใช้อากาศเป็นสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยาในขบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Air gasification) ซึ่งเป็นวิธีที่ใช้กันทั่วไป เพราะอากาศสามารถหาได้ง่าย และต้นทุนในการเดินเครื่องต่ำ แต่อย่างไรก็ตามเนื่องจากในอากาศมีก๊าซเฉื่อยผสมอยู่ด้วย เช่น มีไนโตรเจนผสมอยู่จำนวนหนึ่ง ทำให้ปริมาตรของอากาศที่ป้อนเข้าเตาตกลง และปริมาตรอากาศที่ลดลงจะมีผลทำให้ค่าความร้อนต่อหนึ่งหน่วยปริมาตรของสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยาก็จะลดลงตามไปด้วย

2. การใช้ออกซิเจนเป็นสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยาในขบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Oxygen gasification) สำหรับวิธีการนี้จะต้องทำการแยกไนโตรเจนออกจากอากาศเสียก่อนแล้วจึงส่งสารตัวกลางนี้เข้าไปทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงชีวมวลภายในเตา ซึ่งวิธีนี้จะทำให้มีค่าใช้จ่ายสูงขึ้นสำหรับขบวนการแยกเอาไนโตรเจนออกจากอากาศ แต่ก็สามารถที่จะแก้ไขจำนวนไนโตรเจนที่ผสมอยู่ในอากาศให้น้อยลง ซึ่งก็จะมีผลทำให้ระดับพลังงานของสารที่ทำให้เกิดปฏิกิริยาการแปรสภาพเป็นแก๊สสังเคราะห์ให้สูงขึ้นต่อหนึ่งหน่วยปริมาตร

3. การใช้ไอน้ำเป็นสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยาในขบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Steam Gasification) วิธีการนี้เป็นขบวนการแบบการดูดกลืนความร้อน (Endothermic Process) เป็นส่วนใหญ่ และต้องเพิ่มพลังงานความร้อนจากแหล่งภายนอก หรือ ให้เกิดการออกซิเดชันของเชื้อเพลิง บางส่วนการเกิดการออกซิเดชันบางส่วน (Partial Oxidation) ของเชื้อเพลิงจะได้จากการ นำเอาไอน้ำ กับ อากาศ หรือ ออกซิเจน และแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากวิธีนี้จะได้พลังงานที่มากกว่าสองวิธีแรก ที่ได้กล่าวมาข้างต้น

4. การใช้อุณหภูมิสูงและไอน้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยาในขบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส (High temperature/ Steam Gasification) วิธีการนี้เป็นการเพิ่มค่าเอนทัลปี (Enthalpy) ของสารตัวกลางที่เป็นไอน้ำมาช่วยในขบวนการทำปฏิกิริยาการแปรสภาพเป็นแก๊ส และวิธีการนี้ ก็มีประโยชน์ทางด้านเศรษฐศาสตร์ และสิ่งแวดล้อมมากกว่าทุกๆวิธีที่ได้กล่าวมาข้างต้น และในปัจจุบันก็เป็นสิ่งที่นักเทคโนโลยีให้ความสนใจเป็นอย่างกว้างขวางเช่นกัน แต่ในงานวิจัยนี้จะไม่รายละเอียดดังกล่าวในรายละเอียดของระบบนี้



รูปที่ 2.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและผลิตภัณฑ์ [1]

ตาราง 2.2 แสดงสารตัวกลางชนิดต่างๆที่มีส่วนผสมของแก๊ส (Vol.%) [2]

Gasifier	H ₂ %	CO%	CH ₄ %	CO ₂ %	H ₂ O %	H ₂ :CO
Air	15	20	2	15	48	0.75
Oxygen	40	40	0	20	0	0.75
Steam	40	25	8	25	2	1.6

2.4 ขบวนการการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification Process)

สำหรับขบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สจาก Downdraft fixed Bed Gasifier ซึ่งเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass Feedstock) ต่างชนิดก็จะถูกเปลี่ยนไปเป็นแก๊สสังเคราะห์และเชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกเผาไหม้ไปบางส่วนระหว่างกระบวนการ และอากาศที่เป็นตัวกลางจะต้องรักษาอัตราการไหลให้คงที่ขณะนั้น และสารตัวกลางนี้สามารถใช้ อากาศ ออกซิเจนบริสุทธิ์ หรือไอน้ำ เชื้อเพลิงชีวมวลและสารตั้งต้นของ

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification Reactants) จะมีทิศทางการไปทิศทางเดียวกันซึ่งจะไหลลงไปตามด้านล่างของเตา และผลที่ได้จากตัวเตาด้านล่างก็จะเป็นแก๊สเชื้อเพลิง และที่ด้านล่างของเตาจะมีตะกั่ว (Grating) ซึ่งคอยป้องกันไม่ให้เชื้อเพลิงชีวมวลไหลลงไปตามด้านล่างสุดของเตา กระบวนการจะเริ่มจากการบรรจุเชื้อเพลิงชีวมวล และจุดน้ำ (Pilot Ignition) จากนั้นก็บรรจุชีวมวลอีกครั้งจนเชื้อเพลิงเต็มห้องเผาไหม้ และปิดฝาครอบห้องเผาไหม้จากนั้นก็เดินพัดลมเพื่อป้อนอากาศเข้าไปในห้องเผาไหม้ต่อไป เราสามารถที่แบ่งขอบเขตของการทำงานได้ เป็น 4 โซนด้วยกันดังต่อไปนี้ [1,2]

1. โซนอบแห้ง (Drying Zone)

เชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกบรรจุทางด้านบนของตัวเตา และเชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกอบให้แห้งที่โซนนี้ตำแหน่งของโซนนี้จะอยู่บริเวณด้านบนสุด ของเตาซึ่งในโซนนี้จะได้รับการถ่ายความร้อนจากโซนที่อยู่โซนด้านล่างถัดลงมา (Pyrolysis) ของเตาและอุณหภูมิที่โซนนี้จะยังไม่สูงพอที่จะทำให้เกิดการสลายตัวของสารระเหย แต่ความชื้นในเชื้อเพลิงจะระเหยกลายเป็นไอน้ำในโซนนี้ อุณหภูมิในโซนนี้จะอยู่ที่ประมาณ 100 °C ถึง 200 °C [1, 2]

2. โซนกลั่นสลาย (Pyrolysis or Distillation Zone)

การกลั่นสลายหมายถึงการแตกสลายวัตถุดิบชีวมวลด้วยความร้อนเชื้อเพลิงชีวมวลในโซนนี้จะมีสภาพที่แห้ง และจะเกิดปฏิกิริยาการดูดกลืนความร้อน (Endothermic Reaction) ซึ่งมีชื่อเรียกว่าผลของอุณหภูมิปลดปล่อยสารระเหยของชีวมวล (Devolatilization) และทำให้เกิดสารระเหยประมาณ 75% ถึง 90% ของเชื้อเพลิงชีวมวลในรูปของแก๊ส และของคาร์บอนเหลว (Liquid Hydrocarbons) จนเหลือแต่วัสดุที่ไม่ระเหย (Non-volatile Material) ประกอบไปด้วยวัตถุที่มีปริมาณคาร์บอนสูง (High carbon content) หรือเชื้อเพลิงกลายเป็นถ่าน (Char) ในขั้นตอนของกระบวนการนี้ สำหรับอุณหภูมิในโซนนี้จะอยู่ที่ระหว่าง 200 °C ถึง 600 °C [1, 2]



3. โซนเผาไหม้ (Oxidation or Combustion zone)

สารที่ติดไฟ (The combustible substance) ที่ได้จากเชื้อเพลิงแข็งมักประกอบด้วยธาตุคาร์บอน ไฮโดรเจน และออกซิเจน ในระหว่างการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ คาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้มาจากคาร์บอนในเชื้อเพลิงและน้ำผลิตจากไฮโดรเจนและออกซิเจนส่งผลให้เกิดไอน้ำปฏิกิริยาการเผาไหม้เป็นแบบคายความร้อน (Exothermic Oxidation Reaction) และให้อุณหภูมิการเผาไหม้ตามทฤษฎีที่ 1450 °C [1] ดังสมการ (2.3) และ (2.4)



4. โซนรีดักชัน (Reduction Zone)

โซนรีดักชันจะเป็นขั้นตอนสุดท้ายในกระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สซึ่งจะช่วยลดผลิตภัณฑ์จากการเผาไหม้ ในโซนรีดักชันนี้ผลิตภัณฑ์จากโซนเผาไหม้ เช่น CO_2 และ H_2O จะถูกลดอะตอมของออกซิเจนและไฮโดรเจนจนกลายเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไฮโดรเจน (H_2) ซึ่งเป็นส่วนประกอบของ Syngas เมื่อสิ้นสุดกระบวนการนี้ แก๊สที่ผลิตได้มักจะต้องลดอุณหภูมิและเก็บตัวอย่างออกจากเตา เพื่อนำไปประมวลผลต่อไป ดังสมการ (2.5) ถึง (2.10)



ตาราง 2.3 องค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ของเตาแก๊สซิฟิเออร์ [2]

Components	Composition (%)	Calorific value (MJ/Nm ³)
N_2	50-54	5 – 5.9
CO	17-22	
CO_2	9-15	
H_2	12-20	
CH_4	2-3	

2.5 ชนิดของเตาแก๊สซิฟิเออร์ (Type of gasifier)

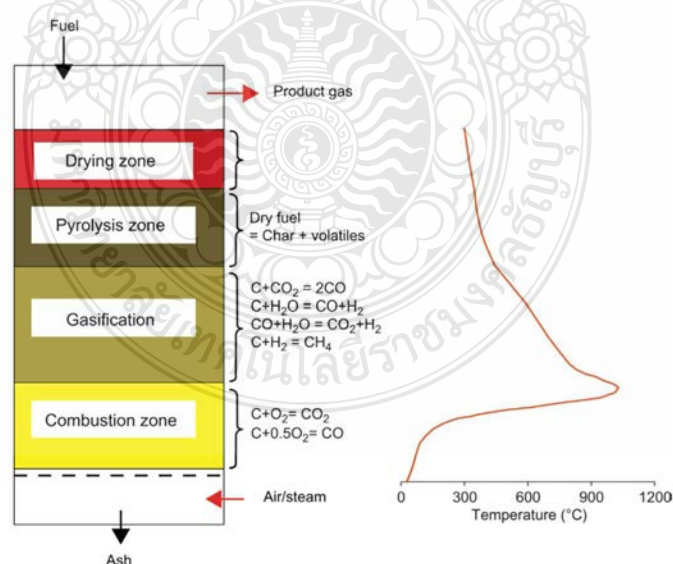
ในปัจจุบันเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่ใช้งานสามารถแบ่งในลักษณะการเคลื่อนที่ของเชื้อเพลิงได้เป็น 2 ประเภทคือ แบบเชื้อเพลิงไม่เคลื่อนที่ (Fixed Bed) และแบบเชื้อเพลิงเคลื่อนที่ (Fluidized Bed) และแบบเชื้อเพลิงไม่เคลื่อนที่ยังสามารถแบ่งได้เป็น 3 แบบคือ เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลสวนทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง (Updraft Fixed Bed Gasifier) 2. เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลตามทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง (Downdraft Fixed Bed Gasifier) 3. เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลในทิศทางตัดขวาง (Cross draft Gasifier) ส่วนแบบเชื้อเพลิงเคลื่อนที่ (Fluidized Bed)

1. เตาแบบอากาศไหลสวนทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง (Updraft Fixed Bed Gasifier)

เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบอากาศไหลตามทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง จะสามารถลดปริมาณของน้ำมันนํารที่ปนออกมากับก๊าซชีวมวลที่ผลิตได้ เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ชนิดนี้มีการป้อนเชื้อเพลิงและอากาศไหลในทิศทางเดียวกัน ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากขั้นการเกิดปฏิกิริยา pyrolysis จะไหลผ่านขั้นการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่อุณหภูมิสูง ทำให้อนุภาคน้ำมันนํารเกิดการแตกตัวเป็นก๊าซชีวมวลก่อนไหลออกจากเตาแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตที่มีปริมาณของน้ำมันนํารต่ำ มีความเหมาะสมกับการนำไปใช้กับเครื่องยนต์สันดาปภายใน แต่อุณหภูมิของแก๊สสังเคราะห์สูงประมาณ 300-500 °C และจำเป็นต้องลดอุณหภูมิก่อนการใช้เดินเครื่องยนต์

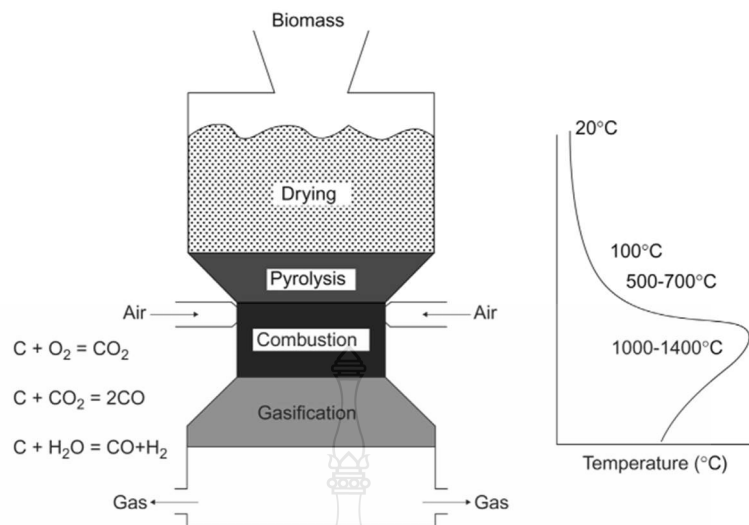
ข้อเสียของเตาผลิตก๊าซชีวมวลชนิดนี้ ได้แก่ การเผาไหม้เกิดอย่างรุนแรงที่ขั้นการเผาไหม้ จะเน้นการออกแบบเป็นรูปแบบของตะแกรงและวิธีป้อนอากาศจะทำให้รูปร่างลักษณะของขั้นการเผาไหม้ที่มีขนาดเล็กลง โดยการลดพื้นที่หน้าตัดการปรับเปลี่ยนลักษณะการป้อนอากาศจะช่วยให้อุณหภูมิในขั้นการเผาไหม้สูงเพียงพอที่จะทำให้ให้น้ำมันนํารแตกสลายตัวเป็นอนุภาคได้คั้งนั้นวัสดุที่ใช้ก่อสร้างขั้นเผาไหม้ของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ควรเป็นวัสดุทนความร้อนสูง ในบางโอกาสที่ถ้ามีอุณหภูมิสูงจนถึงจุดหลอมตัวและเกาะตัวรวมกันอยู่บริเวณช่องขึ้นไถ้จนทำให้เกิดการอุดตันและประสิทธิภาพการควบคุมการผลิตแก๊สสังเคราะห์ลดลง

แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จะมีอุณหภูมิสูงประมาณ 500 °C จึงจำเป็นต้องลดอุณหภูมิโดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนขนาดใหญ่ เพื่อลดอุณหภูมิของแก๊สสังเคราะห์ก่อนนำไปใช้งานต่อไป รูปที่ 2.5 แสดงเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบอากาศไหลสวนทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง



รูปที่ 2.2 เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลสวนทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง [8]

2. เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลตามทิศทางการไหลของเชื้อเพลิง

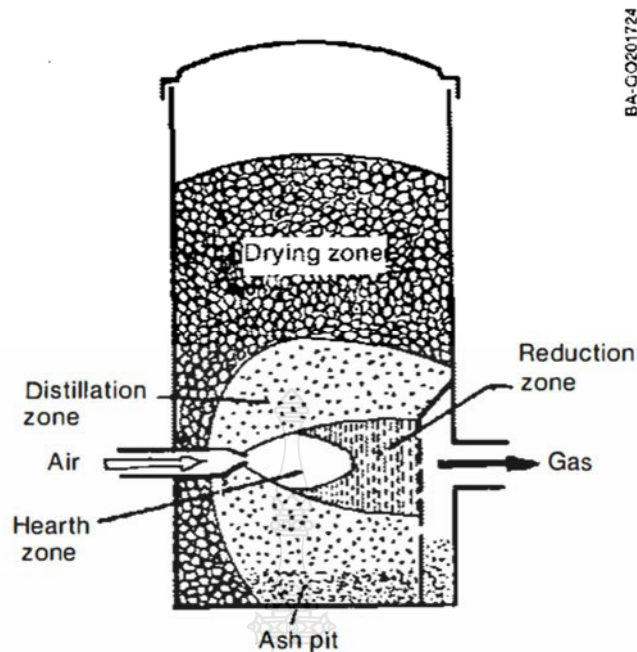


รูปที่ 2.3 เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลตามทิศทางของเชื้อเพลิง [8]

3. เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลในทิศทางตัดขวาง (Cross draft Gasifier)

เตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบนี้มีการป้อนเชื้อเพลิงจากทางด้านบนของเตา เช่นเดียวกับเตาผลิตก๊าซทั้งสองชนิดดังกล่าวข้างต้น ทิศทางการไหลของลมร้อนภายในเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์มีลักษณะตั้งฉากกับแนวแกนของเตาหรือไหลในทิศทางตัดขวางกับการไหลของเชื้อเพลิง เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์มีชั้นการเผาไหม้และรีดักชันโซนอยู่ใกล้กันมาก จึงทำให้สามารถผลิตก๊าซชีวมวลได้อย่างรวดเร็ว และมีการแปรผันได้ง่ายมาก การเผาไหม้จะอยู่บริเวณกึ่งกลางของเตา และอาจขยายขึ้นกว้างขึ้น เมื่อการป้อนอากาศมีอัตราความเร็วสูงขึ้น แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้มีอุณหภูมิสูง และสิ่งปนเปื้อนสูง เมื่อชั้นการเกิดปฏิกิริยารีดักชันมีขนาดเล็ก ทำให้การเปลี่ยนรูปของคาร์บอนไดออกไซด์เป็นคาร์บอนมอนอกไซด์เกิดได้ยาก ก๊าซชีวมวลที่ผลิตได้จึงมีค่าความร้อนต่ำ

ข้อดีของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบนี้ได้แก่ เป็นเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีขนาดเล็ก น้ำหนักเบา และสามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิงได้เร็วกว่าเตาแบบผลิตแก๊สสังเคราะห์อีกสองแบบ และนอกจากนี้แล้วอุณหภูมิของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์จะยังไม่สูง รูปที่ 2.4 แสดงรูปแบบของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบการป้อนอากาศไหลในทิศทางตัดขวางเข้าไปยังในเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ และในบริเวณนี้เองก็จะเป็นโซนเผาไหม้ซึ่งมีอุณหภูมิสูง และในขณะเดียวกันแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จะไหลออกจากเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ไปในทิศทางเดียวกับทิศทางของการป้อนอากาศไปยังห้องเผาไหม้ของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์เช่นเดียวกัน และในขณะที่โซนของกลั่นสลายก็จะเกิดขึ้นในบริเวณรอบๆของโซนเผาไหม้แล้วก็จะเป็โซนกลั่นสลายซึ่งอุณหภูมิในโซนนี้จะลดลงจากโซนเผาไหม้ และในบริเวณพื้นที่ถัดจากโซนกลั่นสลายก็จะเป็นโซนอบแห้งของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบการป้อนอากาศไหลเข้าตัดขวาง

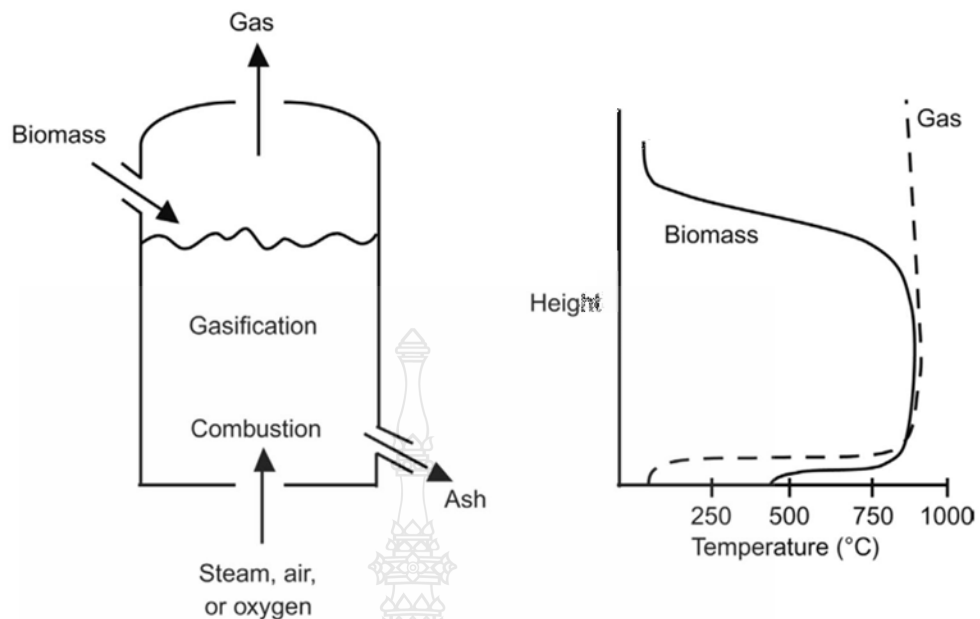


รูปที่ 2.4 เตาผลิตแก๊สแบบอากาศไหลในทิศทางตัดขวาง [2]

4. เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบฟลูอิดไคซ์เบด (Fluidized Bed Gasifier)

ประสิทธิภาพการทำงานของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ทั้งสามแบบที่ได้กล่าวมาข้างต้น จะขึ้นอยู่กับชนิดของเชื้อเพลิงชีวมวลเช่น คุณสมบัติทางเคมี และทางกายภาพของเชื้อเพลิง ปัญหาที่พบบ่อยคือ ปริมาณของซีเถ้าจะสูง และหากอุณหภูมิการหลอมเหลวของซีเถ้าสูงจะทำให้เกิดตะก้น (Slag) จึงทำให้เกิดสาเหตุของการอุดตันภายในเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ และเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบฟลูอิดไคซ์เบด ได้รับการพัฒนาขึ้นเพื่อแก้ปัญหาเรื่องการอุดตันของซีเถ้าหลอมในเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ แบบนี้มีความเหมาะสมสำหรับการใช้เชื้อเพลิงที่มีขนาดเล็กด้านกายภาพของเชื้อเพลิงมีความหนาแน่นต่ำในระบบเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ อากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิง เมื่อความเร็วของอากาศเพิ่มสูงขึ้น เชื้อเพลิงจะถูกเป่าลอยตัวขึ้นและเกิดลักษณะคล้ายกับของไหล และพื้นที่การสัมผัสของอากาศเพิ่มมากขึ้น ดังนั้นเชื้อเพลิงมีประสิทธิภาพสูงต่อการเผาไหม้อย่างทั่วบริเวณภายในเตา

ข้อดีของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ แบบฟลูอิดไคซ์เบด ได้แก่การควบคุมอุณหภูมิภายในเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ ให้ต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของซีเถ้าสามารถทำได้ง่าย เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงยังสามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงที่มีปริมาณเถ้าสูง ข้ออ้อยของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบนี้ได้แก่แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จะมีปริมาณเถ้าและฝุ่นถ่านร่วมอยู่ด้วย เมื่อความเร็วของอากาศภายในเตาสูงขึ้น จึงจำเป็นต้องทำความสะอาดแก๊สสังเคราะห์ ด้วยเครื่องดักฝุ่น เพื่อแยกเถ้าและฝุ่นออก ก่อนนำไปใช้งาน รูปที่ 2.5 แสดงเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบฟลูอิดไคซ์เบด

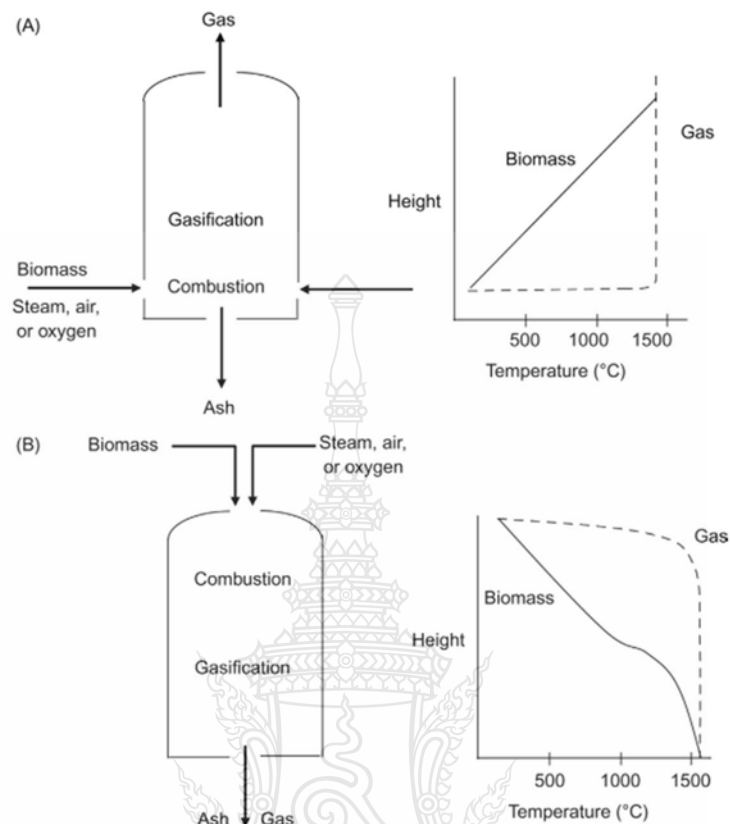


รูปที่ 2.5 เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบฟลูอิดไชเบด [2]

5. เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบเอนทรานเบด (Entrained-flow gasifier)

เครื่องผลิตก๊าซแบบเอนทรานเบดเป็นที่ใช้สำหรับโรงกลั่นและโรงงานหมุนเวียนแบบรวมที่ใช้การแปรสภาพเป็นแก๊สสังเคราะห์แบบผสมผสานออกซิเจนเป็นสื่อกลางในการทำให้เกิดแก๊สสังเคราะห์ที่พบมากที่สุดสำหรับตัวสร้างแก๊สสังเคราะห์ดังกล่าว โดยทั่วไปเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ประเภทนี้จะทำงานที่อุณหภูมิและแรงดันที่สูงประมาณ 1,400 °C 20-70 bar (gauge) ตามลำดับ โดยที่เชื้อเพลิงแบบผงจะถูกป้อนเข้าไปในเตาร่วมกับออกซิเจนและไอน้ำ สำหรับการใช้อากาศจะพบว่ น้อยมาก นอกจากนี้แล้วเพื่อให้่ายต่อการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาถ้าระบบใช้แบบมีแรงดันเชื้อเพลิงจะถูกผสมกับน้ำเพื่อให้เป็นของเหลวผสมกับของแข็ง (Slurry) และความเร็วในการป้อนเชื้อเพลิงที่มีลักษณะเป็นอนุภาคเชื้อเพลิงแบบผง (The Powdered Fuel Particles) และเชื้อเพลิงนี้ที่ถูกป้อนเข้าไปยังเตาจะต้องการพื้นที่สำหรับการระเหยกลายเป็นไออีกด้วยสำหรับผสมเชื้อเพลิงกับน้ำอีกด้วย ดังแสดงให้เห็นในรูปที่ 2.5 แสดงโครงสร้างแก๊สสังเคราะห์แบบไหลเข้า 2 แบบด้วยกัน แบบที่ 1 เชื้อเพลิงที่เป็นผงเข้ามาจากด้านข้าง และแบบที่ 2 จะเข้ามาจากด้านล่าง ในเตาชนิดนี้ออกซิเจนจะถูกป้อนเข้าไปยังเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยความเร็วสูง และถ่านในชั้นตอนนี้จะเป็นกระบวนการ Exothermic Reaction ซึ่งเป็นผลทำให้อุณหภูมิของเตาสูงขึ้นกว่าจุดหลอมละลายของขี้เถ้า (Melting Point of ash) เป็นผลทำให้โครงสร้างของดินน้ำมันถูกทำลายทำให้คุณภาพของแก๊สสังเคราะห์ดีขึ้น และที่อุณหภูมิของ

เตาสูงชิ้นนี้เป็นผลดีทำให้ระดับการเปลี่ยนของคาร์บอน (A high level of Carbon Conversion) อยู่ในระดับสูงอีกด้วย



รูปที่ 2.6 เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบเอนทรานเบด (Entrained-flow gasifier) แบบป้อนเชื้อเพลิงทางด้านบนและด้านข้าง [8]

2.5 การออกแบบแก๊สซิไฟเออร์ (Gasifier Design)

การออกแบบแก๊สซิไฟเออร์ จะต้องคำนึงถึงขบวนการออกแบบวัสดุ และอุปกรณ์ที่จะนำมาสร้างแก๊สซิไฟเออร์ และองค์ประกอบที่จะต้องนำมาพิจารณาเช่น ปริมาตรของแก๊สสังเคราะห์ที่จะผลิตได้ สภาพการทำงานและขนาดของแก๊สซิไฟเออร์ ส่วนวัสดุที่จะนำมาประกอบเป็นแก๊สซิไฟเออร์ ซึ่งจะมีชิ้นส่วนต่างๆที่ประกอบกันเป็นโครงสร้างเช่น ลำตัวของแก๊สซิไฟเออร์ตะกรับ (Grate) ฉนวนกันความร้อนของตัวเตาเผา ระบบวัดค่าอุณหภูมิ (Temperature Sensors) และวัดอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์กับอากาศ (Air and Syngas flow Rates) เป็นต้น

2.6 รายละเอียดในการออกแบบ (Design Specification)

รายละเอียดในการออกแบบสำหรับในทุกๆโครงการจะมีความสำคัญมาก และสิ่งที่ต้องคำนึงถึงเช่น เชื้อเพลิง สารตัวกลางในการทำปฏิกิริยา และคุณภาพของโปรดิวเซอร์ที่ผลิตได้ โดยทั่วไป

รายละเอียดของเชื้อเพลิงจะรวมถึงการวิเคราะห์โดยค่าการประมาณ (Proximate Analysis) และการวิเคราะห์ส่วนประกอบของเชื้อเพลิง (Ultimate Analysis) อุณหภูมิการทำงาน และคุณสมบัติของเชื้อเพลิง ส่วนรายละเอียดของสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยา จะขึ้นอยู่กับว่าจะเลือกสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยาเป็นชนิดใด เช่น อากาศ ไอน้ำ หรือออกซิเจน เป็นต้น ดังนั้นค่าความร้อนของสารตัวกลางจึงเป็นสิ่งสำคัญที่จะต้องพิจารณาว่าคุณสมบัติของสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยาว่าสารตัวกลางชนิดไหนเหมาะสมที่นำมาใช้ในการทำปฏิกิริยาด้วย และตัวแปรของค่าความร้อนนี้จะมีอิทธิพลสำคัญต่อการออกแบบเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ดังแสดงในตารางที่ (2.4)

2.7 หลักการคำนวณหาผลลัพธ์ต่างๆของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์

การวิเคราะห์สามารถหาได้จาก 2 วิธีดังต่อไปนี้การวิเคราะห์แบบโดยประมาณ (Proximate Analysis) เป็นการวิเคราะห์หาปริมาณความชื้น เชื้อเพลิง และสารระเหย เพื่อคำนวณหาปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed Carbon) ซึ่งค่าดังกล่าวสามารถที่หาได้ง่าย ทำให้เป็นที่นิยมใช้ในการวิเคราะห์หาคุณสมบัติของ Syngas จากการทดสอบในการหาค่าความร้อน และค่าต่างๆโดยวิธีนี้ในห้องทดลองดังแสดงในตารางที่ (2.6) [2]

$$\text{ค่าปริมาณคาร์บอนคงตัว} = 100 - (\text{ความชื้น} + \text{เชื้อเพลิง} + \text{สารระเหย}) \quad (2.11)$$

ตารางที่ 2.4 แสดงตารางการวิเคราะห์แบบโดยประมาณของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากถ่านสำเร็จ [2]

Moisture	Volatile	Fixed Carbon	Ahs	Lower Heating Value
0.27%	20.38%	57.17	3.2%	30 MJ

1. การวิเคราะห์สมรรถนะของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบไหลลง

การวิเคราะห์หาองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ จะสามารถวิเคราะห์แก๊สสังเคราะห์โดยใช้เครื่องมือทางวิทยาศาสตร์การวิเคราะห์ (Gas Chromatograph Analysis) ด้วยการเก็บตัวอย่างของแก๊สสังเคราะห์แล้วนำไปวิเคราะห์เพื่อหาองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ซึ่งจะประกอบไปด้วยก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ ไฮโดรเจน มีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ และออกซิเจน โดยผลที่จะวัดโดยสัดส่วนเป็นเปอร์เซ็นต์ ดังนั้นในการวิเคราะห์ หาค่าทางความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงสามารถหาได้จากสมการที่ 2.12

$$\text{HHV}_{\text{Syngas}} = \frac{(\% \text{CO}_2 \times 282,900) + (\% \text{H}_2 \times 285,840) + (\% \text{CH}_4) \times (890,360)}{24.46} \quad (2.12)$$

เมื่อ HHV_{Syngas} = ค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์, kJ/Nm^3

V_{CO} = สัดส่วนโดยเปอร์เซ็นต์ของคาร์บอนไดออกไซด์, %

V_{H_2} = สัดส่วนโดยเปอร์เซ็นต์ของไฮโดเจน, %

V_{CH_4} = สัดส่วนโดยเปอร์เซ็นต์, %

Note: 282,9000, 285,840, and 890,360 = High Heating Value, kJ/kmol

2. การวิเคราะห์หาอัตราการเปลี่ยนแปลงเชื้อเพลิงชีวมวลต่อเวลา

$$\dot{m}_{\text{fuel}} = \frac{m}{t} \quad (2.13)$$

เมื่อ

$\dot{m}_{\text{fuel}}$ = อัตราการเปลี่ยนแปลงของเชื้อเพลิงชีวมวลต่อเวลา, kg/hr

m = ปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลที่ถูกใช้ (kg)

t = เวลาทั้งหมดที่ใช้ทดสอบเตาผลิต Syngas, hr

3. การวิเคราะห์หาอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศต่อเวลา

ในการวิเคราะห์หาอัตราไหลเชิงมวลของอากาศต่อเวลาจะสามารถหาได้จากตามสมการ

$$\dot{m}_{\text{air}} = \rho \times A \times V \quad (2.14)$$

เมื่อ

$\dot{m}_{\text{air}}$ = อัตราไหลเชิงมวลของอากาศต่อเวลาที่ใช้ผลิตแก๊สสังเคราะห์ (kg/s)

ρ = ความหนาแน่นของอากาศที่อุณหภูมิห้อง, Kg/m^3

A = พื้นที่หน้าตัดที่อากาศไหลผ่านท่อเข้าห้องเผาไหม้แก๊สสังเคราะห์ (m^2)

v = ความเร็วของอากาศไหลผ่านท่อเข้าห้องเผาไหม้แก๊สสังเคราะห์ (m/s)

4. การวิเคราะห์หาอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์

การวิเคราะห์หาอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์

$$\frac{A}{F} = \frac{\dot{m}_{\text{air}}}{\dot{m}_{\text{fuel}}} \quad (2.15)$$

5. การวิเคราะห์ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (Thermal efficiency analysis)

การวิเคราะห์หาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาปฏิกรณ์แก๊สซิไฟเออร์จะสามารถหาได้จากสมการที่ 2.15

$$\eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HHV_{syngas}}{\dot{m}_{fuel} \times HHV_{fuel}} \times 100\% \quad (2.16)$$

เมื่อ

η_{th} = ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ (%)
 HHV_{fuel} = ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชีวมวล, MJ/Nm³

ตารางที่ 2.5 แสดงช่วงค่า LHV ของแก๊สสังเคราะห์กับชนิดสารตัวกลางที่ใช้ทำปฏิกิริยา [4]

Gasification Medium	Range of heating value of product Gas (MJ/Nm ³)
Air gasification	4-7
Steam gasification	10-18
Oxygen gasification	12-28

6. การสมดุลมวลและการสมดุลพลังงาน (Mass and Energy Balance)

ในการตรวจสอบระบบว่าจะมีสมรรถนะของระบบว่ามีประสิทธิภาพที่ดีเพียงใดนั้นในการวิเคราะห์จะต้องนำวิธีการวิเคราะห์สมดุลมวลและพลังงานเข้ามาพิจารณาของระบบด้วย ดังนั้นสามารถทำการวิเคราะห์ได้โดยพิจารณาจากมวลที่ไหลเข้าเตาแก๊สซิไฟเออร์จะเท่ากับมวลที่ไหลออกจากเตาแก๊สซิไฟเออร์ตามกฎอนุรักษ์มวล สามารถเขียนได้ดังสมการที่ 2.17 และ 2.18 ตามลำดับ

$$M_{in} = M_{out} \quad (2.17)$$

เมื่อ

M_{in} = มวลที่ไหลเข้าระบบ, kg
 M_{out} = มวลที่ไหลออกจากระบบ, kg

ในส่วนของการวิเคราะห์สมดุลพลังงานจะอาศัยกฎข้อที่หนึ่งเทอร์โมไดนามิกส์ซึ่งกล่าวว่าพลังงานมิได้สูญหายหรือสร้างขึ้นใหม่ได้แต่พลังงานสามารถเปลี่ยนจากรูปหนึ่งเป็นอีกรูปหนึ่งได้ ดังสมการที่ (2.18)

$$E_{in} = E_{out} \quad (2.18)$$

เมื่อ

E_{in} = พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ

E_{out} = พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ

7. การวิเคราะห์หาพลังงานความร้อนที่สูญเสียจากเตาแก๊สซีฟิเออร์

ในการประมาณค่าการสูญเสียความร้อนจากเครื่องผลิตแก๊ส ให้สันนิษฐานว่าแหล่งที่มาหลักของการสูญเสียความร้อนคือการแผ่รังสีและการพาความร้อนตามธรรมชาติ การสูญเสียความร้อนทั้งหมดคือ

$$H_{loss} = \sum_0^i Q_r + \sum_0^i Q_c \quad (2.19)$$

เมื่อ

$\sum_0^i Q_r$ = การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการแผ่รังสี

$\sum_0^i Q_c$ = การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการพาความร้อน

1. การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการแผ่รังสี

การสูญเสียความร้อนจากการแผ่รังสีสุทธิต่อหน่วยพื้นที่ต่อหน่วยเวลา ซึ่งถ่ายโอนจากวัตถุสีเทาที่มีสภาพเปล่งรังสี e ที่อุณหภูมิ T_0 ไปเป็นอุณหภูมิโดยรอบ T_r ให้ไว้โดยกฎของสเตฟาน-บอตซ์มันน์ (Coulson และ Richardson 1977):

$$Q_r = e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4) \quad (2.20)$$

เมื่อ

Q_r = ความร้อนสูญเสียรวมที่สูญเสียไปกับสิ่งแวดล้อม, MJ

e = การแผ่รังสีของพื้นผิว, W/m^2

s = ค่าคงที่ของสเตฟาน-บอตซ์มันน์, $5.670 \times 10^{-8} W/m^2.K^4$

A = พื้นที่ผิวรวมทั้งหมดที่ถ่ายเทความร้อน, m^2

T_0 = อุณหภูมิของผิวเตาแก๊สซีฟิเออร์, $^{\circ}C$

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม, $^{\circ}C$

2. การสูญเสียความร้อนจากการพาความร้อนจากธรรมชาติ

เนื่องจากเครื่องสร้างแก๊สอยู่ที่อุณหภูมิที่สูงกว่าอากาศโดยรอบ จึงมีการถ่ายเทความร้อนจากการพาความร้อนตามธรรมชาติ และการถ่ายเทความร้อนทั้งหมดโดยการพาความร้อนตามธรรมชาติจะได้อาจมาจากความสัมพันธ์

$$Q_c = h \times A \times (T_0 - T_r) \quad (2.21)$$

เมื่อ

h = สัมประสิทธิ์การพาความร้อน, $0.03 kW/m^2.^{\circ}C$

A = พื้นที่ทั้งหมดที่มีการถ่ายเทความร้อน, m^2

T_0 = อุณหภูมิของผิวเตาแก๊สซีฟิเออร์, $^{\circ}C$

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม, $^{\circ}C$

$$h = 1.18 (T_0 - T_r)^{\frac{1}{4}} \quad (2.22)$$

เมื่อ

d = เส้นผ่านศูนย์กลางของเตาแก๊สซีฟิเออร์

$$Q_c = 1.18 (T_0 - T_r)^{\frac{1}{4}} \times A \times (T_0 - T_r) \quad (2.23)$$

$$Q_c = \frac{1.18 (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times A}{d^{\frac{1}{4}}} \quad (2.24)$$

8. การสูญเสียความร้อนของตัวเตาผลิตก๊าซ (H_{loos})

เครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่มีอุณหภูมิที่ผิวมาเสมอ เนื่องจากมีโปรไฟล์อุณหภูมิตามความสูงของเครื่องสร้างแก๊ส อุณหภูมิรอบผนังของเครื่องผลิตแก๊สไม่ได้ถูกวัดอุณหภูมิในการทดลอง แต่เพื่อประมาณการสูญเสียความร้อน การกระจายอุณหภูมิสันนิษฐานว่าแบ่งออกเป็นโซนต่างๆ จากการวิเคราะห์จะยึดขนาดของเครื่องสร้างแก๊สดังแสดงภาคผนวก จ ในรูปที่ จ.1

$$Q_r(i) = e \times s \times \pi \times L_i (T_0^4 - T_r^4) \quad (2.25)$$

เมื่อ

$Q_r(i)$ = การถ่ายเทความร้อนทั้งหมดในโซนที่ i ; kW

e = การแผ่รังสีของผิวเตาแก๊สซีฟิเออร์, W/m^2

s = ค่าคงที่ของสเตฟาน-บอตซ์มันน์ = $5.67 \times 10^{-8} W/m^2 K^4$

d = เส้นผ่านศูนย์กลางของเตาแก๊สซีฟิเออร์, m

L_i = ความสูงของโซนที่ L , m

T_0 = อุณหภูมิที่ผิวของเตาแก๊สซีฟิเออร์, $^{\circ}C$

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม, $^{\circ}C$

เครื่องผลิตแก๊สถูกประดิษฐ์ด้วยแผ่นเหล็กบดละเอียด จากเพอร์รี่ และคณะ พ.ศ. 2527

ค่าการปล่อยรังสีของเหล็กแผ่นรีดกำหนดให้มีค่าเป็น 0.55

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{1}{4}} \times \pi \times L_i \quad (2.26)$$

9. พลังงานที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์

ในการคำนวณหาค่าความร้อนที่สูญเสียไปแก๊สสังเคราะห์สามารถที่คำนวณได้จากสมการ

$$\dot{Q}_{l,pg} = \dot{m}_g C_{pg} (T_{pg} - T_r) \quad (2.27)$$

เมื่อ

$\dot{Q}_{l,pg}$ = พลังงานความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิง, kW

$\dot{m}_g$ = อัตราการไหลของมวลเชื้อเพลิงแก๊สสังเคราะห์, kg/sec

C_{pg} = ค่าความร้อนจำเพาะที่ความดันคงที่ของเชื้อเพลิงแก๊สสังเคราะห์, 1kJ/kg/°C

T_{pg} = อุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิง, °C

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม, °C

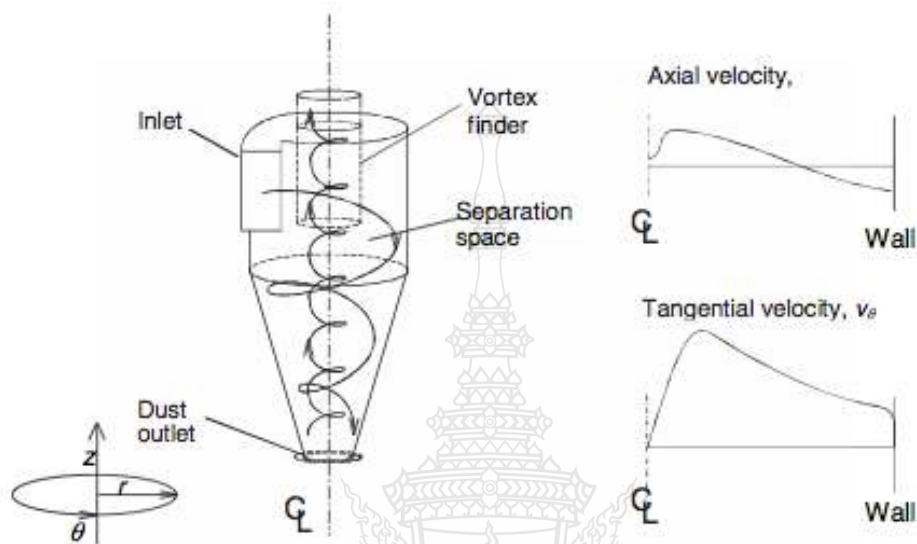
ตารางที่ 2.6 แสดงคุณสมบัติของจุดแข็งและจุดอ่อนของเตาปฏิกรณ์แก๊สสังเคราะห์เพลิงต่างชนิด [4]

Class	Type	Strength/Weakness	Power Production
Fixed bed	Downdraft	Low heating value, modulate dust, low tar	Small to medium scale
	Updraft	Higher heating value, modulate dust, high tar	
	Cross draft	Low heating value, moderate dust	
Fluidized bed	Bubbling	Higher than fixed bed Throughput, improved mass and heat transfer from fuel, higher heating value, higher efficiency	Medium scale

2.8 ไซโคลน (Cyclones Separator)

ไซโคลนเป็นอุปกรณ์สำหรับแยกอนุภาคขนาดใหญ่ออกจากกระแสน้ำหรือก๊าซโดยใช้แรงหนีศูนย์กลาง ซึ่งเกิดจากการทำให้กระแสน้ำหรือก๊าซหมุนวน (Swirling) การทำงานของ ไซโคลน

จะขึ้นอยู่กับความเฉื่อย (Inertia) ของอนุภาคที่เคลื่อนที่ออกจากอากาศ หรือ ก๊าซที่เคลื่อนที่ไปตามแนวตรง แต่เมื่อกระแสอากาศหรือก๊าซเปลี่ยนทิศทางของแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง (Centrifugal force) จะเหวี่ยงอนุภาคเหล่านี้ออกไปยังผนังของไซโคลนและเคลื่อนที่ไปตามในแนวดิ่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงต่อไป [6]



รูปที่ 2.7 การไหลของอากาศที่ไหลเข้าในแนวสัมผัส ทิศทางของพิกัดปกติแกน x จะตรงกับ แกนของไซโคลน รูปทางขวามือจะแสดงการกระจายตัวในแนวแกนและในแนวสัมผัสของส่วนประกอบความเร็วอากาศ [6]

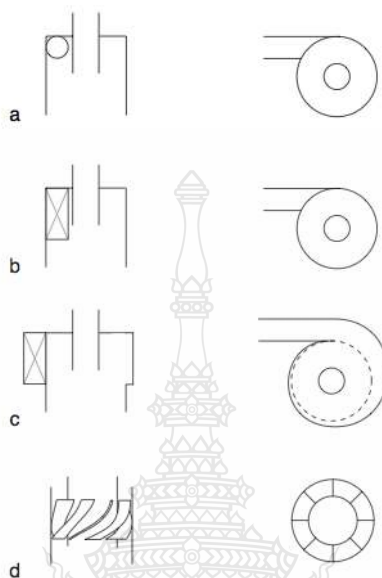
1. ชนิดของไซโคลน

ไซโคลนที่ใช้กันมีหลายชนิดด้วยกัน แต่ละชนิดจะแตกต่างกันไปตามลักษณะว่าจะนำอากาศหรือก๊าซ (Gas flow pattern) เข้าสู่ตัวไซโคลนลักษณะแบบไหนโดยทั่วไปแล้วสามารถแบ่งได้เป็น 2 ลักษณะด้วยกัน

1.1 ไซโคลนที่ก๊าซหรืออากาศไหลเข้าตามแนวเส้นสัมผัส (Tangential entry)

ที่ทางเข้าของอากาศหรือก๊าซอาจจะเป็นทางด้านบนหรือทางด้านล่าง แต่โดยทั่วไปแล้วที่ทางเข้าของก๊าซหรืออากาศจะอยู่ทางด้านบนของตัวไซโคลน ส่วนทางเข้าของอากาศหรือก๊าซที่ไหลเข้าทางด้านล่างของตัวไซโคลนมักจะใช้กับ เมื่อฝุ่นมากับหยดน้ำหลังจากผ่านสครับเบอร์ (Scrubbers) แล้ว และ ชนิดที่ทางไหลเข้าของอากาศหรือก๊าซทางด้านบนก็จะมีหลายชนิดด้วยกัน แต่ชนิดที่อากาศหรือก๊าซที่ไหลเข้าตามแนวเส้นสัมผัสจะเป็นที่นิยมใช้กันมากกว่า ส่วนชนิดที่มีการติดตั้งตัวบังคับทิศทางการไหล (Guide Vanes) ของก๊าซจะช่วยให้กระแสอากาศหรือก๊าซที่เข้ามาเป็นการไหลแบบราบเรียบแต่ก็จะไปลดประสิทธิภาพในการดักฝุ่น ส่วนที่ทางของอากาศหรือก๊าซที่ไหลเข้าแบบเฮริคอล

(Helical Entry) ก็จะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพของไซโคลน เพราะจะเป็นตัวช่วยลดค่าความดันสูญเสีย ท่อทางของอากาศหรือก๊าซที่ไหลเข้าแบบโวลูท (Involute entry) ก็จะช่วยทำให้กระแสอากาศหรือก๊าซที่ไหลเข้าไซโคลนเป็นแบบราบเรียบยิ่งขึ้น เป็นเหตุให้ค่าความดันสูญเสียลดลงเหลือน้อยที่สุด



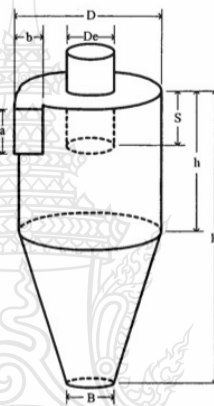
รูปที่ 2.8 ชนิดท่อทางเข้าของไซโคลนที่ก๊าซไหลเข้าตามแนวสัมผัส เมื่อมองด้านข้างและด้านบนทั้ง a, b, c และ d [6]

1.2 ไซโคลนที่อากาศหรือแก๊สไหลเข้าตามแนวแกน (Axial entry)

ไซโคลนชนิดนี้ส่วนมากจะใช้ในงานขนาดเล็ก แต่ประสิทธิภาพจะสูงกว่าไซโคลนที่มีขนาดใหญ่ เนื่องมาจากกระแสของแก๊สที่มีอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ในแนวรัศมี (Radial Velocity) จะมีค่าความเร็วมากกว่า เพราะกระแสแก๊สที่มีอนุภาคจะหมุนวนที่มีขนาดเล็กกว่า และไซโคลนชนิดนี้กระแสของแก๊สจะไหลเข้าและออกตามแนวแกนเสมอ กระแสแก๊สที่ไหลเข้าจะผ่านแผ่นบังคับ เพื่อทำให้เกิดการหมุนวน เหมือนกับไซโคลนขนาดใหญ่ นั่นคือ แก๊สที่ไหลเข้าจะทำให้เกิดกระแสบนอก (Outer Vortex) เคลื่อนที่ไปยังปลายโคน ส่วนแก๊สที่เป็นอนุภาครอบวงใน (Inner Vortex) จะเป็นกระแสวนกลับซึ่งจะอากาศ หรือแก๊สที่เป็นอนุภาคจะไหลไปออกทางด้านบนของไซโคลน และไซโคลนชนิดนี้ส่วนมากจะนำมาต่อขนานกันหลายๆตัว (Multi Cyclones) เพื่อที่จะช่วยเพิ่มการลดอนุภาคที่ไม่ต้องการออกไปสู่ระบบเพื่อที่จะได้อากาศหรือแก๊สที่มีคุณภาพตามความต้องการของระบบปลายทาง (Down Stream Requirement) และโดยปกติเส้นผ่านศูนย์กลางของไซโคลนชนิดนี้จะมีขนาดประมาณ 15-30 cm

2.9 หลักการออกแบบไซโคลน (Cyclone Design Principle)

ในการออกแบบไซโคลนจะต้องนำสิ่งต่อไปนี้มาพิจารณาเป็นองค์ประกอบในการออกแบบ เพื่อให้ได้ที่มีขนาด $10\ \mu\text{m}$ อย่างมีประสิทธิภาพโดยใช้ไซโคลนแบบมาตรฐาน ที่ใช้กันทั่วไปสามารถที่จับอนุภาคที่มีขนาดใหญ่กว่า $25\ \mu\text{m}$ โดยมีประสิทธิภาพในการจับอนุภาคได้ไม่เกิน 90% ถ้าเป็นไซโคลนที่มีประสิทธิภาพสูง (High Efficiency) จะสามารถจับอนุภาคที่มีขนาดเล็ก ที่สุดได้ถึงขนาด $5\ \mu\text{m}$ ประสิทธิภาพในการจับอนุภาคนั้นไซโคลน จะแยกตามขนาดซึ่งเรียกว่า ประสิทธิภาพย่อย (Grade หรือ Fractional Collection Efficiency) รูปร่าง และมิติของไซโคลนมีหลายชนิด เช่น แบบ High Efficiency Medium Efficiency และ General Purpose ได้แสดงในรายละเอียดของไซโคลนชนิดต่างๆได้แสดงในตารางที่ 2.7



รูปที่ 2.9 ไซโคลนแบบมาตรฐานชนิดที่อากาศไหลเข้าในแนวสัมผัส [6]

ตารางที่ 2.7 สัดส่วนของไซโคลนแบบมาตรฐานชนิดต่างๆ [15]

Symbol	Description	Ratio	High Efficiency	Medium Efficiency	General Purpose	Swift	Peterson & Whiby
			Stairmand	Swift	Shephard & Lapple		
D	Body Dia.	-	1	1	1	1	1
a	Inlet height	$K_a = \frac{a}{D}$	0.500	0.44	0.500	0.50	0.583
b	Inlet width	$K_b = \frac{b}{D}$	0.200	0.21	0.250	0.25	0.208
	0.5	0.5	0.625	0.60	0.583		

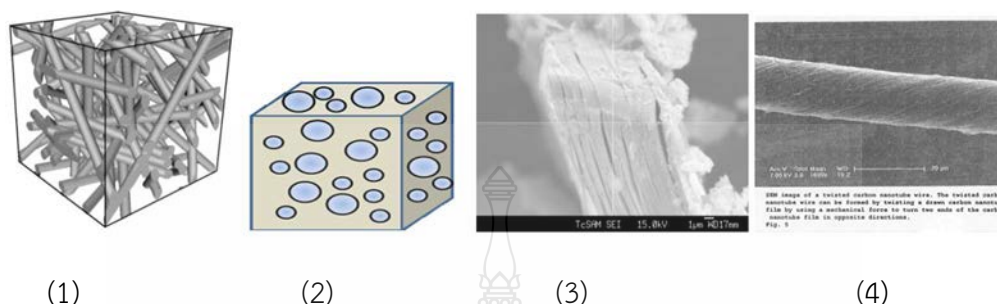
ตารางที่ 2.7 สัดส่วนของไซโคลนแบบมาตรฐานชนิดต่างๆ [15] (ต่อ)

Symbol	Description	Ratio	High Efficiency		Medium Efficiency	General	Purpose
			Stairmand	Swift	Shephard & Lapple	Swift	Peterson & Whiby
s	Outlet length	$K_s = \frac{S}{D}$	0.5	0.5	0.625	0.6	0.583
De	Gas outlet dia.	$K_{de} = \frac{D_e}{D}$	0.5	0.4	0.500	0.5	0.5
h	Cylinder height	$K_h = \frac{h}{D}$	1.5	1.4	2	1.75	1.33
H	Overall height	$K_H = \frac{H}{D}$	4	3.9	4	3.75	3.17
B	Dust outlet dia.	$K_B = \frac{B}{D}$	0.735	0.4	0.25	0.4	0.5
K	Configuration No.	-	551.3	699.2	402.9	81.8	342.3
Nh	Inlet velocity head	-	6.4	9.24	8	8	7.76
Surf	Surface parameter	-	3.67	3.57	3.78	3.65	3.2
k/N_H	surf	-	23.5	21.2	13.3	13.1	13.8

2.10 วัสดุรูพรุน (Porous Materials)

วัสดุรูพรุน หรือ เรียกว่าตัวคัดแยกโมเลกุล (Molecular sieve) มีบทบาทในงานเชิงวิศวกรรมอย่างกว้างขวาง ที่นอกเหนือจากการใช้เป็นตัวแยกโมเลกุล วัสดุรูพรุนสามารถนำไปประยุกต์ใช้ตามวัตถุประสงค์ที่แตกต่างกันออกไปเช่น เป็นตัวช่วยเร่งปฏิกิริยาให้เร็วขึ้น (Catalyst) เป็นตัวดูดซับ (Absorbent) และเซนเซอร์ (Sensor) และยังสามารถนำไปใช้สำหรับเครื่องมืออิเล็กทรอนิกส์อื่นๆ และเมื่อพิจารณาจากสัดส่วนระหว่างปริมาตรของช่องว่างในรูพรุนต่อปริมาตรของวัสดุ ซึ่งทั่วไปวัสดุรูพรุนจะอยู่ระหว่าง 0.20-0.95 รูพรุนสามารถแบ่งเป็น 2 แบบด้วยกันคือ 1. เป็นแบบรูพรุนเปิด ซึ่งลักษณะรูพรุนแบบนี้จะเชื่อมต่อที่ผิวของวัสดุ และแบบที่ 2. วัสดุรูพรุนแบบปิด ซึ่งรูพรุนจะปิดและแยกออกจากภายนอก ดังนั้นการนำวัสดุรูพรุนไปใช้งานในด้านต่างๆ เช่น เป็นตัวดูดซับ ตัวเร่งปฏิกิริยา หรือเซนเซอร์ นั้น จะสามารถใช้งานได้เฉพาะในวัสดุที่มีรูพรุนเป็นแบบเปิดเท่านั้น ส่วนวัสดุรูพรุนแบบปิดจะไม่สามารถนำมาใช้ได้ตามที่กล่าวมาแล้วข้างต้นได้ วัสดุรูพรุนแบบปิดสามารถนำมาใช้กับงานต้องการเก็บเสียง เป็นฉนวนกันความร้อน หรือเป็นวัสดุสำหรับโครงสร้างที่ต้องการน้ำหนักเบา วัสดุรูพรุนจะมีโครงสร้างและสัณฐานสามารถแบ่งได้หลายแบบ เช่น แบบทรงกระบอก แบบทรงกลม

และแบบเป็นแผ่น เป็นต้น นอกจากนี้แล้วยังมีวัสดุรูพรุนที่มีโครงสร้างที่ซับซ้อน เช่น รูพรุนแบบหกเหลี่ยม และในรูพรุนอาจเป็นเส้นตรง หรือโค้ง หรือรูพรุนแบบที่บิดเป็นเกลียวดังแสดงในรูปที่ 2.6 [3]



รูปที่ 2.10 วัสดุรูพรุนรูปแบบต่าง (1) แบบทรงกระบอก (2) แบบทรงกลม (3) แบบเป็นแผ่น (4) แบบบิดเป็นเกลียว [3]

ในงานเชิงวิศวกรรมเมื่อกล่าวถึงวัสดุรูพรุนจะหมายถึง ตัววัสดุที่มีคุณสมบัติทางกายภาพที่ประกอบไปด้วยสิ่งต่อไปนี้

2.9.1 การแบ่งขนาดรูพรุน

ตามนิยามของสหภาพเคมีบริสุทธิ์และเคมีประยุกต์ระหว่างประเทศ (International Union of Pure and Applied Chemistry) หรือ IUPAC ได้แบ่งขนาดของรูพรุนไว้ด้วยกัน 3 ประเภทคือ

1 ไมโครพอร์ (Microporous)

ไมโครพอร์ หมายถึงรูพรุนจะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางไม่น้อย 2 นาโนเมตร (Nanometer) วัสดุที่มีรูพรุนชนิดนี้จะมีขนาดพื้นที่ผิวจำเพาะสูงมาก นั่นหมายถึงพื้นที่ผิวของวัสดุที่มีโมเลกุลใดๆ สามารถเข้าถึงได้ต่อหน่วยน้ำหนักของวัสดุนั้น และเนื่องจากขนาดของรูพรุนมีขนาดใหญ่กว่าขนาดของโมเลกุลทั่วไปไม่มาก ทำให้เมื่อมีโมเลกุลใดๆ เคลื่อนที่เข้ามาอยู่ในรูพรุนเหล่านี้ จะทำให้โมเลกุลเหล่านี้ มีการถ่ายโอนพลังงานจากผนังของรูพรุนซึ่งกันและกันได้ ซึ่งปฏิกิริยานี้เรียกว่า แรงแวนเดอร์วาลส์ (Van der Waals Interaction) ซึ่งแรงนี้จะทำให้วัสดุที่มีโครงสร้างรูพรุนสามารถที่กักเก็บโมเลกุลบางชนิดเอาไว้ได้ ซึ่งทำให้สามารถนำวัสดุแบบนี้ไปประยุกต์ใช้กับการดูดซับ (Adsorption application) หรือสำหรับตรึงรูปตัวเร่งปฏิกิริยาเคมี ในงานวิจัยวัสดุรูพรุน [3] [5]

2. เมโซพอร์ (Mesoporous)

มีโซพอร์หมายถึงรูพรุนที่มีขนาดความกว้างระหว่าง 2 ถึง 50 นาโนเมตร (nm) วัสดุที่มีรูพรุนขนาด 2 ถึง 50 คุณสมบัติก็จะเหมือนกับไมโครพอร์ส ถึงแม้จะมีขนาดโมเลกุลที่ใหญ่กว่าก็ตาม ทำให้วัสดุที่มีรูพรุนระหว่าง 2 ถึง 50 nm นิยมเอาไปใช้เป็นวัสดุตรึงรูปแอนไซน์ [3, 5]

3. แมโครพอร์ส (Microporous)

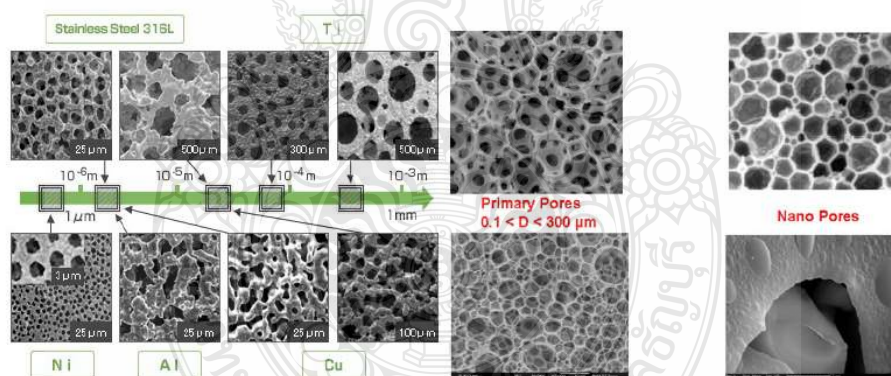
หมายถึงรูพรุนที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางมากกว่า 50 nm แต่เดิมชนิดนี้ไม่ค่อยนิยมนำมาใช้ เนื่องจากไม่มีส่วนช่วยโดยตรงต่อการเพิ่มขนาดของพื้นที่ผิวจำเพาะของวัสดุรูพรุนรวมถึงการมีขนาดความกว้างของรูพรุนที่ใหญ่กว่าโมเลกุลต่างๆไปมากหลายร้อยเท่า จึงเป็นทำให้แรงแวนเดอร์วาลส์ ไม่มีอิทธิพลภายในรูพรุน ในปัจจุบันนักวิจัยได้ให้ความสนใจสำหรับวัสดุรูพรุนชนิดนี้อย่างกว้างขวาง เนื่องจากโครงสร้างรูพรุนขนาดใหญ่สามารถที่จะช่วยลำเลียงจำนวนโมเลกุลได้มากกว่าและเร็วกว่าเนื่องจากมีความต้านทานน้อยกว่าจึงทำให้เกิดการแพร่ผ่านรูพรุนได้รวดเร็วนั่นเอง [2]

2.9.2 การแบ่งวัสดุรูพรุนตามโครงสร้างทางเคมีและคุณสมบัติต่างๆแบ่งได้เป็น 2 ชนิด

1. สารอินทรีย์
2. สารอนินทรีย์ ซึ่งสารอนินทรีย์ยังสามารถแบ่งได้เป็นอีก 2 ชนิดดังต่อไปนี้

2.1 วัสดุรูพรุนเป็นกลุ่มโลหะ

2.2 วัสดุรูพรุนเป็นกลุ่มอโลหะ



รูปที่ 2.11 วัสดุรูพรุนที่เป็นโลหะ (ซ้ายมือ) และวัสดุรูพรุนอโลหะ (ขวามือ) [5]

ในรูปที่ 2.11 ได้แสดงให้เห็นชนิดของวัสดุรูพรุนที่เป็นชนิดวัสดุรูพรุนที่เป็นโลหะ เช่น เหล็กกล้าไร้สนิม 316 นิกเกิล อะลูมิเนียม และทองแดง ซึ่งจะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของรูพรุนของวัสดุรูพรุนชนิดต่างได้แสดงในรูปที่ 2.11 ทางซ้ายมือ ส่วนวัสดุรูพรุนที่เป็นวัสดุรูพรุนอโลหะ ได้แสดงในรูปที่ 2.11 ทางขวามือ ซึ่งวัสดุรูพรุนชนิดนี้ จะมีรูพรุนที่เรียกว่า Primary Pores ซึ่งจะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของรูพรุนอยู่ระหว่าง $0.1 < D < 300 \mu m$

ตารางที่ 2.8 การแบ่งประเภทวัสดุรูพรุนตามองค์ประกอบทางเคมีและคุณสมบัติต่างๆ [5]

	พอลิเมอร์	คาร์บอน	กระจก	อะลูมิเนียม ซีเมนต์	ออกไซด์	โลหะ
ขนาดรูพรุน	เมโซ-แมโคร	ไมโคร-เมโซ	เมโซแมโคร	ไมโคร-เมโซ	ไมโคร-เมโซ	เมโซ-แมโคร
พื้นที่ผิวรวม รูพรุน	ต่ำ มากกว่า 0.6	สูง 0.3-0.6	ต่ำ 0.3-0.6	สูง 0.3-0.7	ปานกลาง 0.3-0.6	ต่ำ 0.1-0.7
ความสามารถ ในการแพร่ ผ่าน	ต่ำ-ปานกลาง	ต่ำ-ปานกลาง	สูง	ต่ำ	ต่ำ-ปานกลาง	สูง
ความแข็งแรง	ปานกลาง	ต่ำ	สูง	ต่ำ	ต่ำ-ปานกลาง	สูง
ฉนวน	ต่ำ	สูง	ดี	ปานกลาง-สูง	ปานกลาง	สูง
ทนต่อ สารเคมี	ต่ำ-ปานกลาง	สูง	สูง	สูง	สูงมาก	สูง
ราคา	ต่ำ	สูง	สูง	ต่ำ-ปานกลาง	ปานกลาง	ปานกลาง
อายุ	สั้น	ยาว	ยาว	ต่ำ-ปานกลาง	ปานกลาง	ปานกลาง

มีสาเหตุได้จากการแบ่งกลไกการแพร่ผ่านได้เป็น 4 แบบด้วยกันดังต่อไปนี้ [1]

1. การแพร่แบบนูดเซน (Knudsen diffusion or Knudsen Flow)

หมายถึงเมื่อขนาดรูพรุนที่อยู่ในช่วง 0.1 ถึง 10 ไมโครเมตรกลไกในการแพร่ผ่านโมเลกุลจะเป็นแบบนูดเซน โดยที่กลไกการแพร่แบบนี้จะเกิดเมื่อระยะอิสระเฉลี่ย (Mean Free Path) ของการเคลื่อนที่ของแก๊สมีค่ามากกว่าขนาดของรูพรุนมากมีผลทำให้เมื่อแก๊สแพร่ผ่านรูพรุน โมเลกุลของแก๊สจะมีการชนกับผนังของรูพรุน ดังรูปที่ 2.11

2. การแพร่แบบพื้นที่ผิว (Surface Diffusion)

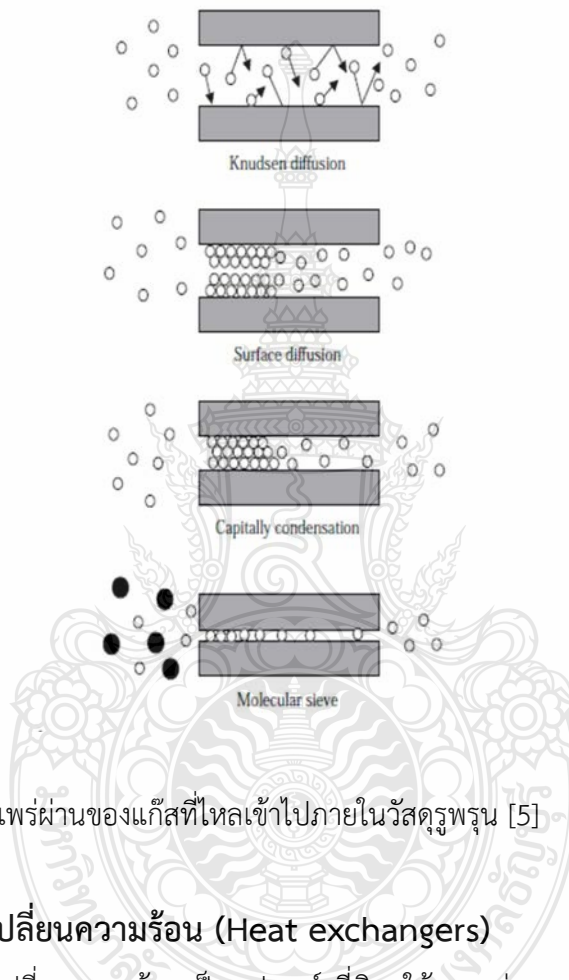
กล่าวคือเมื่อขนาดของรูพรุนเล็กลงจนถึงระดับนาโนเมตรมีผลทำให้การแพร่ของแก๊สจะเริ่มมีอันตรกิริยา (Interaction) ต่อพื้นที่ผิวของรูพรุนของวัสดุ

3. การแพร่แบบการควบแน่นของแก๊สในวัสดุรูพรุน (Capillary Condensation)

เมื่อรูพรุนของวัสดุมีขนาดเล็กลงกว่าเดิมจะทำให้กลไกการแพร่ที่ทำให้แก๊สเช่นไอน้ำจะเกิดการควบแน่นภายในรูพรุนของวัสดุ

4. การแพร่ที่สามารถคัดขนาดของโมเลกุล (Molecular Sieve Effect)

เมื่อขนาดของรูพรุนมีขนาดเล็กลงกว่าเดิมไปอีกกลไกการแพร่จะเป็นแบบสามารถคัดขนาดของโมเลกุลขอแก๊สได้

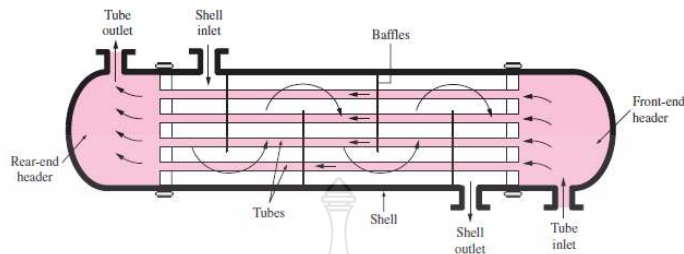


รูปที่ 2.12 กลไกการแพร่ผ่านของแก๊สที่ไหลเข้าไปภายในวัสดุรูพรุน [5]

2.11 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchangers)

อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนเป็นอุปกรณ์ ที่นิยมใช้การอย่างแพร่หลายในงานทางวิศวกรรมและอุตสาหกรรม อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนจะเป็นตัวช่วยสำหรับการถ่ายเทความร้อนระหว่างของไหลสองที่มีอุณหภูมิต่างกันและของไหลทั้งสองชนิดมีให้ผสมกัน โดยอาศัยหลักการของการพาความร้อน (Heat convection) และการนำความร้อน (Heat conduction) ผ่านผนังของท่อไปยังของไหลอีกชนิดหนึ่ง การวิเคราะห์อุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนจะใช้หลักการ ของ Overall heat transfer coefficient (U) และอัตราการถ่ายเทความร้อนจะขึ้นอยู่กับความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของๆไหลทั้งสองในการวิเคราะห์อุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนจะขึ้นอยู่กับความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของ Logarithmic mean temperature difference (LMTD) ซึ่งจะแสดงความเท่ากันทางอุณหภูมิของของไหลทั้งสองในอุปกรณ์แลกเปลี่ยน

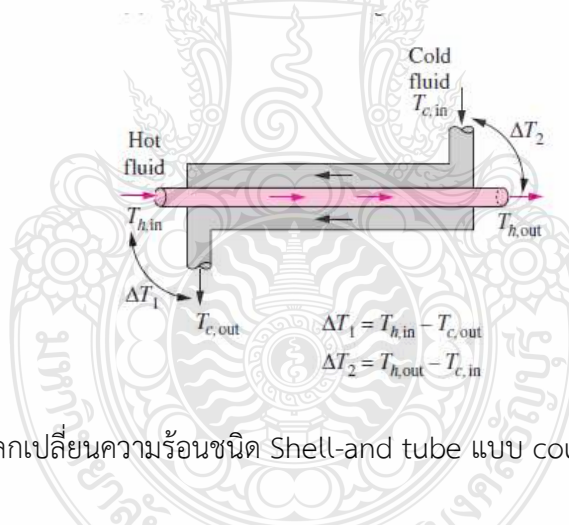
ความร้อน อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบ่งเป็นหลายชนิดด้วยกัน แต่ที่ใช้การอย่างแพร่หลายจะเป็น อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบ Shell-and Tube heat exchanger ซึ่งในที่นี้จะขอกล่าวเฉพาะ ชนิดนี้เท่านั้น [24]



รูปที่ 2.13 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนชนิด Shell-and tube [22]

2.10.1 อุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนแบบของไหลไหลสวนทางกัน (Counter-flow heat exchangers)

อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้ของไหลร้อนและเย็นจะไหลสวนทางกันดังแสดงให้ เห็นในรูปที่ 2.14



รูปที่ 2.14 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนชนิด Shell-and tube แบบ counter-flow [22]

2.10.2 ในการวิเคราะห์สำหรับการถ่ายเทความร้อนจึงอาศัยกฎข้อที่ หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ (The first law of thermodynamics) มาช่วยในวิเคราะห์อัตราการถ่ายเทความร้อนดังสมการ

$$\dot{Q} = \dot{m}_c C_{pc} (T_{c,out} - T_{c,in}) \quad (2.28)$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_h C_{ph} (T_{h,out} - T_{h,in}) \quad (2.29)$$

เมื่อ

$\dot{m}_c, \dot{m}_h$ = อัตราการไหลเชิงมวล (kg/s)

C_{pc}, C_{ph} = ค่าความร้อนเฉพาะ (J/kg. °C)

$T_{c,out}, T_{h,out}$ = อุณหภูมิไหลออก (°C)

$T_{c,in}, T_{h,in}$ = อุณหภูมิไหลเข้า (°C)

c = ของไหลเย็น

h = ของไหลร้อน

2.10.3 การวิเคราะห์อุณหภูมิเฉลี่ยทางคณิตศาสตร์ (The arithmetic Temperature, ΔT_{am})

ความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างของเหลวทั้งสองจะลดลงจาก ΔT_1 ที่ทางเข้าไปยัง ΔT_2 ที่ทางออก ดังนั้นจึงเป็นเรื่องที่น่าสนใจที่จะใช้อุณหภูมิเฉลี่ยทางคณิตศาสตร์ $\Delta T_{am} = \frac{1}{2} (\Delta T_1 - \Delta T_2)$ เป็นความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ย ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยลอการิทึม ΔT_{lm} ได้มาจากการติดตามโปรไฟล์อุณหภูมิที่แท้จริงของของไหลตามตัวแลกเปลี่ยนความร้อน และเป็นตัวแทนที่แน่นอนของความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยระหว่างของไหลร้อนและเย็น มันสะท้อนให้เห็นถึงการลดอุณหภูมิแบบเอ็กซ์โปเนนเชียลของความแตกต่างของอุณหภูมิในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนอย่างแท้จริง

$$\Delta T_{am} = \frac{1}{2} (\Delta T_1 - \Delta T_2) \quad ^\circ\text{C} \quad (2.30)$$

เมื่อ

ΔT_{am} = อุณหภูมิเฉลี่ยทางคณิตศาสตร์ $^\circ\text{C}$

ΔT_1 = อุณหภูมิของของไหลที่ทางเข้า $^\circ\text{C}$

ΔT_2 = อุณหภูมิของของไหลที่ทางออก $^\circ\text{C}$

2.10.3 วิธีผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยแบบลอการิทึม (The log means temperature difference, LMTD)

การวิเคราะห์การถ่ายเทความร้อนในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนโดยทั่วไปสิ่งที่ต้องการทราบคืออัตราการถ่ายเทความร้อน อุณหภูมิของของไหลที่ทางเข้าและทางออก แต่ในการออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนนั้น สิ่งที่ต้องการทราบจะเป็นขนาดของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (The Heat Capacity Rate) หรือพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่ทำให้ได้อุณหภูมิของของไหล หรืออัตราการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ต้องการ

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \Delta T_1 / \Delta T_2} \quad ^\circ\text{C} \quad (2.31)$$

เมื่อ

$$\Delta T_{lm} = \text{อุณหภูมิเฉลี่ยแบบลอการิทึม} \quad ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = \text{อุณหภูมิของของไหลที่ทางเข้า} \quad ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = \text{อุณหภูมิของของไหลที่ทางออก} \quad ^\circ\text{C}$$

2.12 วรรณกรรมเกี่ยวข้อง

วรรณกรรมที่เกี่ยวข้องกับทฤษฎีของเตาแก๊สซิฟิเคชันของเตาเผาชนิด Downdraft Fixed bed gasifiers เพื่อศึกษากระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ และการปรับปรุงประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาแบบ Downdraft Fixed bed gasifiers โดยมีผลวิจัยที่เกี่ยวข้องดังต่อไปนี้

A. P. Susastriawan, และคณะ 2020 [9] ได้ทำการวิจัยพบว่ามีความเป็นไปได้ว่าเทคโนโลยีการเปลี่ยนการแปรพลังงานทดแทนจากการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลไปเป็นแก๊สสังเคราะห์ มาใช้ประโยชน์สำหรับเครื่องยนต์สันดาปภายใน และนอกจากการออกแบบเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ แล้ว ประสิทธิภาพของเตาที่ได้รับผลกระทบจากพารามิเตอร์การทำงานต่างๆ เช่น ขนาด คุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวล และตัวกลางการแปรสภาพเป็นแก๊ส อัตราส่วนสมมูล (Equivalence ratio) รวมทั้งอุณหภูมิของการเปลี่ยนเชื้อเพลิงชีวมวลกลายเป็นแก๊สสังเคราะห์ประสิทธิภาพของเตาสามารถประเมินได้ในแง่ของการติดไฟได้และค่าความร้อน และปริมาณน้ำมันดินของ แก๊สสังเคราะห์ และ Cold gas efficiency ของเตา และโดยทั่วไป Downdraft gasifier จะมีน้ำมันดินผสมอยู่น้อยในแก๊สสังเคราะห์แต่ก็ยังคงมีความจำเป็นต้องกำจัดออกไปถ้านำมาใช้กับเครื่องยนต์เผาไหม้ภายใน จะต้องน้อยกว่า 100mg/Nm³ โดยที่การกำจัดจำนวนน้ำมันดินจะมีวิธีการ 2 ขั้นตอนด้วยกัน คือ โดยวิธีการประณภูมิ (Primary Method) วิธีการทุติยภูมิ (Secondary Method) วิธีการทางประณภูมิคือการจัดการจำนวนของน้ำมันในเตาเผาแลในส่วนของการจัดการหลังที่แก๊สสังเคราะห์ ไหลออกจากเตาเผาไปแล้ว นอกจากนี้แล้วมีความจำเป็นต้องปรับระบบไอดีทั้งเครื่องยนต์แก๊สโซลีน และเครื่องยนต์ดีเซลเพื่อให้ได้ส่วนผสมระหว่างอากาศกับแก๊สสังเคราะห์ ที่เหมาะสมที่ระดับพื้นโลก โดยที่คาร์บูเรเตอร์เชื้อเพลิงเหลวจะถูกแทนที่ด้วยเครื่องผสมก๊าซ หรือโดยการติดตั้งควบคุมก๊าซอากาศก่อนคาร์บูเรเตอร์

Boonrit Ptasartkaew, 2018 [10] ได้ศึกษาและทำการทดสอบระบบในเรื่องเกี่ยวกับ The performance of a high temperature solar water heating system โดยใช้หอคอยกระจกแผ่นเรียบหลายแผ่นมาวางกันขนาด (Aperture area) 25 m² สูง ประมาณ 3 m เพื่อจะรับแสงอาทิตย์

นอกจากนี้ยังมี อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งจะรับแสงจาก Aperture area มีพื้นที่รับแสงประมาณ $0.70 \times 0.70 \text{ m}^2$ ซึ่งภายในถูกบรรจุด้วย เศษเหล็กที่ได้จากงานกลึงเหล็ก ซึ่งทำเป็นวัสดุพรุนเพื่อช่วยส่งเสริมในการรับและส่งถ่ายความร้อนไปยัง Heating Coil ซึ่งติดตั้งอยู่ในถังรับแสง ถังรับแสงนี้จะต้อง คุ้มครองกันความร้อน ผลที่ได้จากการทดสอบปรากฏว่า กลไกในการถ่ายเทความร้อนจากแสงพระอาทิตย์ที่มีวัสดุพรุนมาช่วยการรับและถ่ายพลังงานความร้อนให้กับน้ำที่ไหลเข้าและออกมีประสิทธิภาพ เพิ่มขึ้นประมาณ 25% จึงสามารถลงความเห็นได้ว่า ระบบที่นำเสนอนี้สามารถที่จะปรับปรุง ประสิทธิภาพทางความร้อนได้อย่างมีประสิทธิภาพและเป็นระบบที่ประหยัดอีกด้วย

Buncha, และคณะ 2020 [11] ได้ทำการศึกษาการปรับปรุงการถ่ายเทความร้อนระบบการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงแข็งโดยบรรจุเม็ดทำหน้าที่เป็นวัสดุพรุน (Porous Media) เข้าไปในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและในอุปกรณ์นี้จะมีน้ำไหลผ่านโดยที่การทดลองประกอบไปด้วย 4 กรณีด้วยกัน สำหรับในกรณีที่ 1 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนจะไม่บรรจุวัสดุพรุน ส่วนในกรณีที่ 2 ที่ 3 และที่ 4 จะบรรจุวัสดุพรุนที่มีขนาดแตกต่างกันโดยที่กรณีที่จะใช้ ขนาด 8, 10 และ 10 mm ตามลำดับ และมีการควบคุมอัตราการไหลของน้ำและอากาศที่คงที่เท่ากัน ผลจากการทดลองพบว่า ในกรณีที่มิได้บรรจุวัสดุพรุนการส่งถ่ายความร้อนจากแก๊สสังเคราะห์ ด้วยการแพร่รังสี และการพาความร้อนไปยังท่อน้ำจะมีความร้อนจะมีความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ ที่ทางออกลดลงมาที่ 106°C นั้นแสดงถึงวัสดุพรุนช่วยส่งเสริมการส่งถ่ายความร้อนจากแก๊สสังเคราะห์ โดยผ่านตัวกลางซึ่งเป็นวัสดุพรุนผ่านไปยังท่อระบายความร้อนได้ดีจึงมีผลทำให้อุณหภูมิของแก๊สสังเคราะห์ ลดลงอย่างมีนัยสำคัญ นั้นเป็นการอธิบายได้ว่า ประสิทธิภาพของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่เพิ่มขึ้นได้จากการที่วัสดุพรุนมีกลไกที่สำคัญสำหรับการรับและการส่งถ่ายพลังงานความร้อนได้ดี

Sungwarn Bunchhan, และคณะ 2017 [18] ได้ศึกษาประสิทธิภาพของ Downdraft Gasifier เนื่องจากผลของขนาดคอขวด (Throat Size) จากการใช้เชื้อเพลิงยูคาลิปตัส และกระถิน พบว่าประสิทธิภาพของ Downdraft Gasifier จะมีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ และจะสูงสุดที่อัตราการไหลอยู่ที่ $5 \text{ m}^3/\text{hr}$ ในขณะที่ใช้ขนาดของคอขวดที่ 20 cm แสดงผลจากการทดสอบจะมีประสิทธิภาพสูงสุดที่ 35.36 % โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากกระถิน และ 43.36% จากการใช้เชื้อเพลิงจากยูคาลิปตัสตามลำดับ นอกจากนี้แล้วผลิตภัณฑ์ของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากการทดลองปรากฏว่าจะมี คาร์บอนไดออกไซด์ 13.86% ไฮโดรเจน 8.74 % และมีเทน 3.64 % คาร์บอนไดออกไซด์ 5.73% และ ออกซิเจน 5.73 % จากการใช้ยูคาลิปตัสเป็นเชื้อเพลิง พอเปลี่ยนมาใช้เชื้อเพลิงที่ใช้เป็น กระถินจะได้ คาร์บอนไดออกไซด์ 19.05% ไฮโดรเจน 6.85% และมีเทน 18.58% คาร์บอนไดออกไซด์ 12.04 % และ ออกซิเจน 2.76% ตามลำดับ ค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากการทดสอบ 3.84 MJ/Nm^3 และ 4.87 MJ/Nm^3 สำหรับกระถิน และยูคาลิปตัสตามลำดับ

Soheil Valizadeh, 2023 [20] ได้ตรวจสอบแบบเชิงหลักในการประเมินค่าชีวมวลผ่านการกระบวนการเป็นแก๊สเพื่อการสร้างไฮโดเจนสีเขียวพบว่าในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ ชีวมวลจะต้องผ่านขั้นตอนหลายขั้นตอนเป็นลำดับในกระบวนการแปรสภาพเป็นเป็นแก๊ส โดยทั่วไปแล้วเทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชันจะถูกแบ่งโดยอิงพื้นฐานมาจาก 1.ตัวแทนทำให้เกิดแก๊ส (The gasifying agent) เช่น อากาศ ออกซิเจน คาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ 2.ระบบของเตาผลิตในการเปลี่ยนสภาพเป็นแก๊สสังเคราะห์ ที่มีส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์จะแตกต่างกันไปตามเทคโนโลยีที่เกี่ยวข้องกัน และเทคโนโลยีเหล่านี้ได้รับการพัฒนาบนพื้นฐานของเสถียรสมรรถนะของ ไฮโดเจน (H_2) และ คาร์บอนไดออกไซด์ (CO) ในผลิตภัณฑ์ของการแปรสภาพเป็นแก๊ส โดยเฉพาะอย่างยิ่งสารที่ทำให้เกิดแก๊สสามารถเสริมปฏิกิริยาบางอย่างได้ดี ตัวอย่างเช่นการใช้อากาศและออกซิเจน เป็นสารทำให้เกิดแก๊สจะกระตุ้นปฏิกิริยาออกซิเดชัน และ คาร์บอนไดออกไซด์ เป็นทำให้เกิดแก๊สสามารถกระตุ้นปฏิกิริยา Boudouard ได้ จึงช่วยเพิ่มการสร้างคาร์บอนไดออกไซด์ในระหว่างกระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สชีวมวลและ ในทำนองเดียวกันการใช้ไอน้ำเป็นสารทำให้เกิดแก๊สจะช่วยเพิ่มปฏิกิริยา The water-gas shift reaction เป็นผลให้ปริมาณ H_2 และ CO ที่เกิดขึ้นในระหว่างการแปรสภาพเป็นแก๊สชีวมวลสูงขึ้น

Tirat Khosasaeng, 2017 และคณะ [21] ได้ศึกษาผลของอัตราสมมูล (Equivalent Ratio, ER) กับจำนวนส่วนผสมของผลิตภัณฑ์ของแก๊สสังเคราะห์ และผลของอัตราสมมูล กับค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์รวมทั้งหาประสิทธิภาพเชิงความร้อนจาก Single Throat Down Draft Gasifier โดยใช้เชื้อเพลิงขยะจากชุมชน (Municipal Solid Waste, MSW) สำหรับค่า ER ที่ใช้จะอยู่ระหว่างค่า 0.15 ถึง 0.50 ผลจากการทดสอบพบว่า คาร์บอนมอนอกไซด์จะมีค่าสูงสุดที่ 14.72% และค่า ER ที่ 0.35 มีเทน 8.76% เมื่อค่า ER ที่ 0.30 ไฮโดรเจนที่ 8.82% เมื่อค่า ER 0.25 จากการทดสอบพบว่าค่า ออกซิเจนกับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีแนวโน้มที่เพิ่มขึ้น เมื่อค่า ER จะมีค่าเพิ่มขึ้นเนื่องจากสภาวะนี้จะเข้าใกล้สภาวะการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ (Complete Combustion Condition) ดังนั้นควรจะให้เครื่องทำงานที่ ER เท่ากับ 0.35 เนื่องจากเครื่องจะให้ผลที่ดีที่สุด และมีเสถียรภาพ และค่าความร้อนสูงสุดที่ 5.87 MJ/Nm^3 ในขณะที่ประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่าที่ 73.04%

V F Kosov และคณะ 2015 [24] ได้ศึกษาการเปลี่ยนพลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวลไปเป็นแก๊สสังเคราะห์ โดยการทดสอบกระบวนการใช้การเปลี่ยนแปลงทางความร้อนเป็น 2 ขั้นตอนเป็นแก๊สสังเคราะห์ (The two-stage thermal conversion into the synthesis gas) และรวมที่ใช้เครื่องยนต์ดีเซลที่ใช้แก๊สสังเคราะห์ที่ไปขับเคลื่อนเครื่องผลิตกระแสไฟฟ้าขนาด 50 kW สำหรับทดสอบเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์และการทดสอบจะประกอบไปด้วย 3 กระบวนการดังต่อไปนี้ ในกระบวนการที่ 1 เรียกว่าไพโรไลซิสของเชื้อเพลิงชีวมวล (Pyrolysis of raw materials) และในกระบวนการที่ 2 เรียกว่าการแยกสลายตัวด้วยความร้อนของผลิตภัณฑ์ไพโรไลซิส (Cracking of volatile pyrolysis product) ที่ระเหยไหลผ่านถ่านที่อุณหภูมิประมาณ $1,000^\circ\text{C}$ ถ่านซึ่งเป็นเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีรูพรุน ซึ่งมีคาร์บอน

ผลสมอยู่ประมาณ 90% ผลจากการทดสอบพบว่า Pilot plant ที่ทดลองจาก 3 วิธีที่แตกต่างกันจากที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจนถึง 50 kg/hr สามารถที่จะคำนวณหาประสิทธิภาพในการใช้เชื้อเพลิงจากไม้เปลี่ยนไปเป็นแก๊สสังเคราะห์ ได้ โดยวิธีแรก (The first mode) การเปลี่ยนเชื้อเพลิงชีวมวลไปเป็นแก๊สสังเคราะห์และถ่าน และถ่านที่ได้จะไม่ได้นำมาใช้อีกต่อไป ส่วนวิธีที่ 2 จะใช้วิธีการแบบเดียวกับวิธีที่ 1 แต่ถ่านจะถูกนำมาเป็นเชื้อเพลิงสำหรับใช้เป็นพลังงานความร้อนที่ความต้องการของกระบวนการเอง และกระบวนการสุดท้ายเป็นวิธีที่ 3 และรวมถึงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของถ่าน (Gasification of char) ด้วยวิธีการใช้ไอน้ำ วัตถุประสงค์ก็เพื่อจะให้ได้แก๊สสังเคราะห์ที่เพิ่มขึ้น ผลที่ได้จากทั้ง 3 วิธีนี้พบว่าผลรวมของประสิทธิภาพเครื่องผลิต Syngas (The total efficiency of power plant) ที่ได้จากวิธีที่ 1 ถึง 3 จะมีผลลัพธ์ดังต่อไปนี้คือ 17% 22.4% และ 22.6% ตามลำดับ

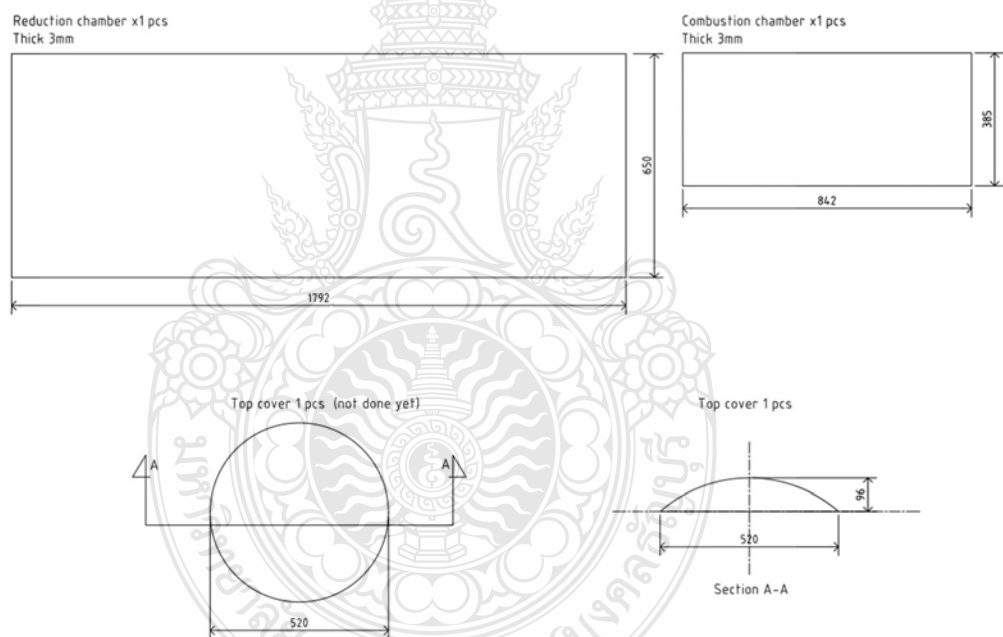


บทที่ 3

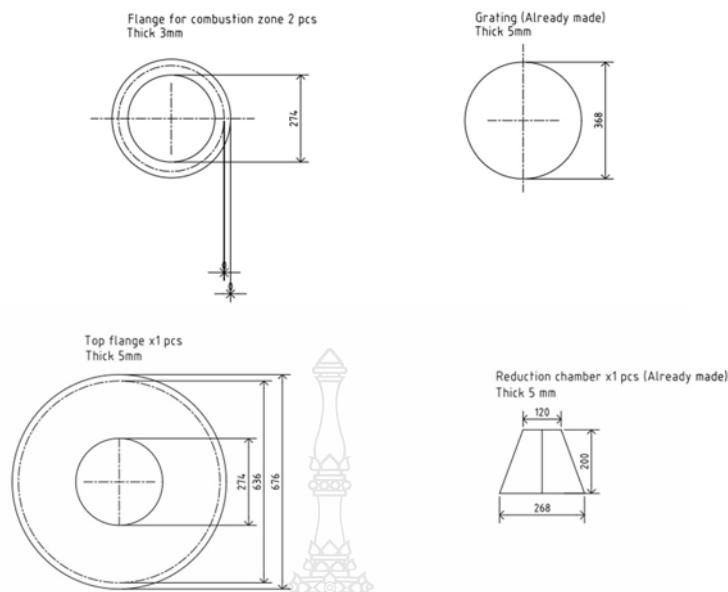
วิธีการดำเนินงานวิจัย

3.1 ขั้นตอนการสร้างเตาผลิตแก๊สซิฟิเคชัน

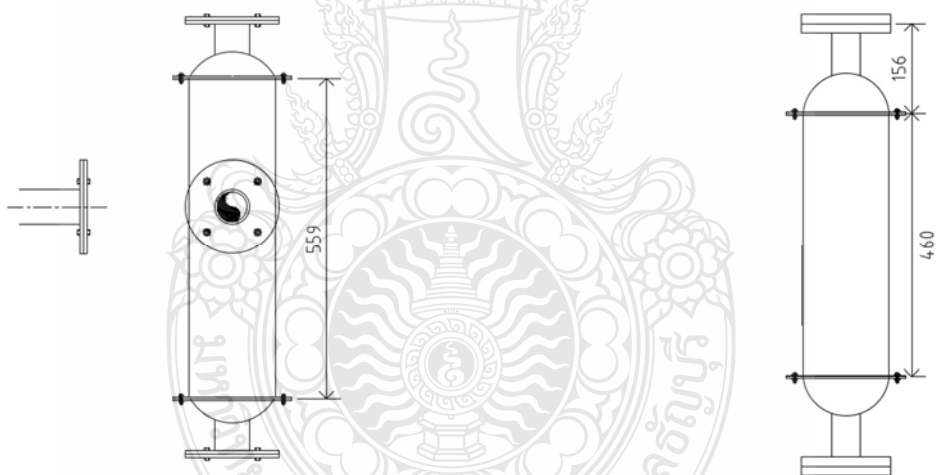
ตัวเตาแก๊สซิฟิเคชันแบบไหลลงจะใช้ถังแก๊ส LPG ซึ่งมีความหนา 3 mm. เส้นผ่านศูนย์กลาง 350 mm. แบ่งเป็น 4 ส่วนและนำมาต่อกันด้วยหน้าแปลนในแนวดิ่ง และส่วนบนสุดจะมีความสูง 150 mm ส่วนที่สอง สูง 220 mm ส่วนส่วนที่สามจะทำเป็นทรงกรวยสูง 290 mm. ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางบนเท่ากับ 370 mm. ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางล่างเท่ากับ 120 mm. ต่อมาเป็นส่วนล่างสุดใช้เหล็กหนา 3mm นำมามวนเป็นทรงกระบอกขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 470. mm สูง 420 mm. และหุ้มฉนวนเป็น Ceramic Fiber (Blanket) ขนาด 7200x600x25 mm พร้อมหุ้มสังกะสี



รูปที่ 3.1 แบบเพื่อนำเหล็กหนาขนาด 3mm เป็นส่วนชิ้นรัดกั้น,เผาไหม้และฝาปิดเตา



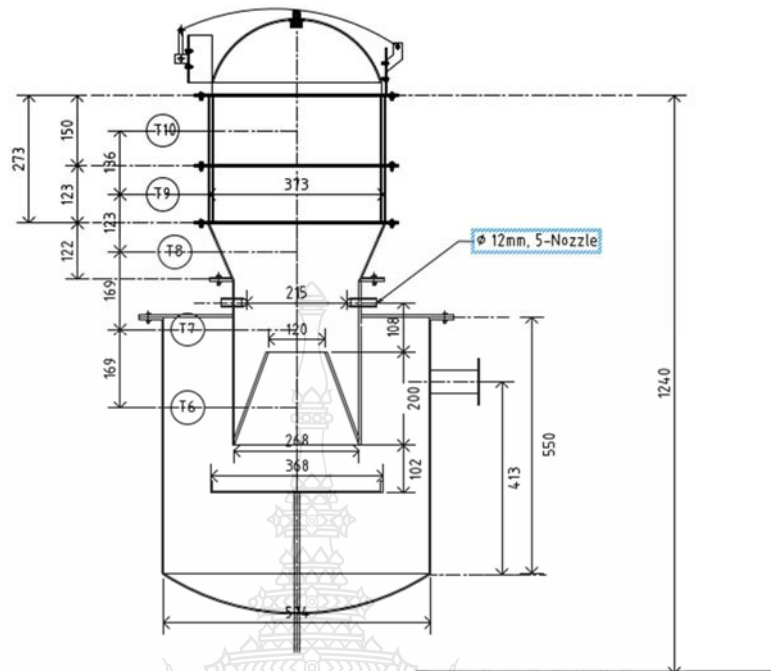
รูปที่ 3.2 แบบเพื่อนำเหล็กหนาขนาด 3mm เป็นส่วนหน้าแปลนของตัวเตา



รูปที่ 3.3 แบบเพื่อนำท่อเหล็กขนาด 150 mm ฝาปิดด้านล่างและบนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน

ในรูปที่ 3.3 นำเอาท่อเหล็กขนาด 150 mm Schedule 40 นำมาเชื่อมกับหน้าแปลนชนิด 10 K จากนั้นก็นำแผ่นเหล็กมาปิดด้านล่างและด้านบนซึ่งได้ทำการเจาะรูสำหรับให้ท่อสแตนเลสสตีวที่ท่อให้แก๊สสังเคราะห์ไหลผ่านในท่อเหล็กขนาด 150 mm จากนั้นจะเชื่อมรอยต่อระหว่างแผ่นเหล็กกับท่อที่มาทำให้แก๊สเชื้อเพลิงไหลผ่าน จากนั้นก็นำหน้าแปลนขนาด 150 mm มาเชื่อมกับฝาปิดและท่อสำหรับ

ให้แก๊สเชื้อเพลิงไหลเข้าและไหลออก เมื่อเชื่อมต่อเสร็จแล้วก็นำประเก็นทนไฟมาใส่และประกอบชุดอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นชนิด Counter Flow Heat Exchangers



รูปที่ 3.4 รูปตัดขวางของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบไหลลง

3.2 ส่วนประกอบต่างๆเตาแก๊สซีฟเออร์

เมื่อทำแบบและเขียนแบบแล้วจากนั้นก็นำแบบไปไปหาวัสดุเช่นถังบรรจุแก๊สหุงต้ม และเหล็กแผ่นมาทำ Layout และตัดเหล็กแผ่นในแต่ละส่วนตามแบบและนำมาประกอบเป็นเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิง ดังรูป 3.5 ถึงรูปที่ 3.13 ตามลำดับ



รูปที่ 3.5 ตัวเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ส่วนที่เป็นโชนอบแห้งและโชนกลั่นสลาย



รูปที่ 3.6 การม้วนเหล็กเพื่อสร้างส่วนที่เป็นโซนเผาไหม้



รูปที่ 3.7 การประกอบส่วนโซนเผาไหม้และรูของหัวฉีด



รูปที่ 3.8 เหล็กแผ่นที่ขึ้นรูปกรวยมาประกอบส่วนที่เป็นโซนเผาไหม้พร้อมทั้งหัวฉีด



รูปที่ 3.9 การประกอบถังพักแก๊สสังเคราะห์และการส่วนรีดักชั้นโซน



รูปที่ 3.10 ส่วนประกอบของ Grating ของเตาแบบไหลลง (Downdraft Gasifier)



รูปที่ 3.11 การติดตั้งอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและส่วนต่างๆของเตาแบบไหลลง



รูปที่ 3.12 ตำแหน่งการติดตั้งเทอร์โมคัปเปิลเป็นของเตาแบบไหลลง



รูปที่ 3.13 เมื่อประกอบชิ้นส่วนต่างๆที่แล้วเสร็จของเตาแบบไหลลง



รูปที่ 3.14 การทดสอบในการเดินเครื่องครั้งแรกเมื่อประกอบเสร็จของเตาแบบไหลลง



รูปที่ 3.15 ทดสอบหลังการปรับปรุงโซนเผาไหม้และใช้ระบบป้อนอากาศแบบ Forced Draft System



รูปที่ 3.16 อุณหภูมิสูงสุด 1,372 °C ที่วัดได้ที่ตำแหน่งของโซนเผาไหม้ขณะทำการทดสอบ

ในรูปที่ 3.16 จะแสดงจุดที่เป็นส่วนของ Combustion Zone ซึ่งจะเป็นจุดที่มีอุณหภูมิสูงสุดที่ 1,372 °C ในขณะทำการทดสอบ นอกจากนี้จะเห็น Common Ring Pipe ซึ่งเป็นท่อร่วมของการส่งอากาศที่เข้าไปยังห้องเผาไหม้ในแต่ละอัตราการไหลของอากาศ



รูปที่ 3.17 การเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์ขณะที่ทำการทดสอบเพื่อนำไปยังห้องวิเคราะห์

ในรูปที่ 3.17 แสดงถึงการเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์ในระหว่างการทดสอบแต่อัตราการไหลของอากาศที่ไหลเข้าไปยังห้องเผาไหม้ทั้ง 3 กรณี เช่น กรณีที่แก๊สสังเคราะห์ที่ With PMHR With Empty PMHR และ Without PMHR และเมื่อเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์และจะนำส่งไปยังห้องวิเคราะห์ เพื่อหาองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ต่อไป



รูปที่ 3.18 การทดสอบในการเดินเครื่องที่โรงประลองที่มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 3.1 ข้อกำหนดขนาดของเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับการทดสอบนี้

Items	Types	Units
Feeding biomass methods	Batch type	-
Biomass fuel Types	Wood charcoal	-
Throat diameter and thickness	15 (10mm)	cm
Fuel (charcoal) per batch	25	kg
Insulator material and thickness	Fiber glass (4 cm)	-
Maximum air feed rate	55	M ³ /hr
Biomass consumption rate	8	Kg/hr
Design capacity	30	kW

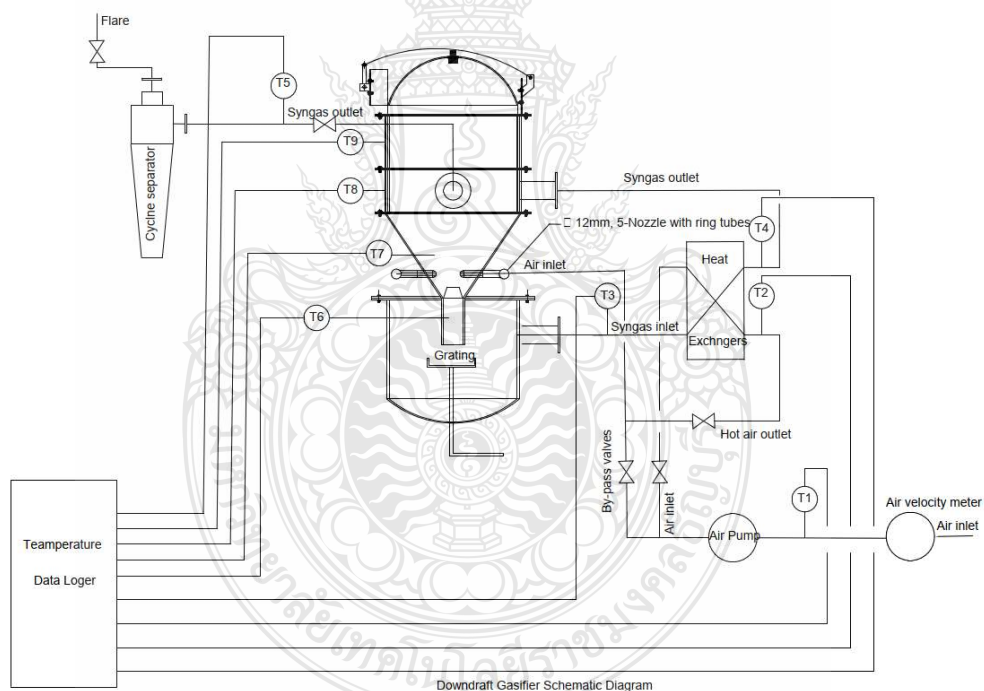
3.3 อุปกรณ์และเครื่องมือที่ใช้สำหรับการทดสอบ

นอกจากตัวเตาผลิตแก๊สซิฟิเคชันแล้วยังมีอุปกรณ์และเครื่องมือที่ใช้สำหรับการทดสอบจะประกอบไปด้วยดังต่อไปนี้

3.3.1 ตำแหน่งการติดตั้งเทอร์โมคัปเปิล ชนิด K ตามส่วนต่างๆของเตาแก๊สซิไฟเออร์

เทอร์โมคัปเปิล ชนิด K ถูกนำมาติดตั้งตามตำแหน่งดังต่อไปนี้

1. วัดอุณหภูมิอากาศสิ่งแวดล้อม(T1)
2. วัดอุณหภูมิอากาศไหลออกจากอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน(T2)
3. วัดอุณหภูมิ Syngas ออกจากเตาก่อนเข้าอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (T3)
4. วัดอุณหภูมิ Syngas ออกจากอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (T4)
- 5.วัดอุณหภูมิ Syngas ไหลออกจากอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนไปอุ่นเชื้อเพลิงใน Pyrolysis และ Drying Zones (T5)
6. วัดอุณหภูมิสำหรับ Reduction Zone (T6)
7. วัดอุณหภูมิสำหรับ Heart Zone (T7)
8. วัดอุณหภูมิสำหรับ Pyrolysis Zone (T8)
9. วัดอุณหภูมิสำหรับ Drying Zone (T9)



รูปที่ 3.19 ไดอะแกรมของตำแหน่งการติดตั้งเทอร์โมคัปเปิลทั้ง 9 ตัว ชนิด K

3.3.2 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchangers)

อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนทำจากท่อ Schedule 40 Black Steel Pipe ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 150 mm ความสูง 40 mm แล้วนำแผ่นเหล็กหนาขนาด 3 mm มาเจาะรูขนาด 12 mm เพื่อทำเป็น

Ended Plates และนำท่อ Stainless Steel ขนาด I.D 10 mm ยาว 40 mm หนา 1 mm จำนวน 16 ท่อ และเชื่อมกับแผ่นเหล็กทั้ง 2 ด้าน (End Plates) ทั้งด้านบน และล่างด้วยฝาเหล็ก จากนั้นก็ประกอบ หน้าแปลนสำหรับให้แก๊สสังเคราะห์ไหลผ่านเพื่อแลกเปลี่ยนอุณหภูมิกับอากาศที่ไหลสวนทางกัน



รูปที่ 3.20 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Eexchangers) เมื่อประกอบเสร็จเรียบร้อยแล้ว

3.3.3 รिंगโบลเวอร์ (Ring Blower)

ริงโบลเวอร์จะใช้เป็นแบบป้อนอากาศเป็น Air Forced Draft : Ventex: รุ่น 2RB 410-7AA11- ขนาดมอเตอร์ 0.80 kW, 200-240V , 160 mbar



รูปที่ 3.21 รिंगโบลเวอร์ (Ring Blower)

3.3.4 วัสดุพรุน (Porous Medium)

สำหรับวัสดุพรุนจะนำหัวน็อตตัวเมีย ขนาด Hex. Nut M10 และ M12 X 1.5 ประมาณ 10 kg แล้วนำไป บรรจุในอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนในช่วงการทดสอบ



รูปที่ 3.22 วัสดุพรุน (Porous Medium)

3.3.5 ไซโคลน (Cyclone Separators)

ไซโคลนจะทำหน้าแยกฝุ่นออกจากแก๊สสังเคราะห์ จะใช้แผ่นเหล็กหนา 3 mm มาม้วนเป็นรูปทรงกวยที่มีเส้นผ่านศูนย์กลางด้านบนขนาด 170 mm. และด้านล่างมีเส้นผ่านศูนย์กลางขนาด 100 mm โดยที่ขนาดทางโปรติวเซอร์แก๊สไหลเข้าจะเป็นรูปสี่เหลี่ยมผืนผ้าขนาดมีขนาด 100 mm x 170 mm จากนั้นก็นำท่อกลมเหล็มเพื่อที่จะมาต่อกับท่อกลมขนาด 50 mm. และทางออกจะมีเส้นผ่านศูนย์กลางขนาด 150 mm จากนั้นจะมีท่อขนาด 50 mm ไปต่อเข้ากับถังพักโปรติวเซอร์แก๊สต่อไป



รูปที่ 3.23 ไซโคลน (Cyclone Separators)

3.3.6 ถังรับแก๊สสังเคราะห์ (Receiving Producer Gas Tanks)

ถังพัก Syngas จะทำถังแก๊ส LPG ขนาด เส้นผ่านศูนย์กลาง 350 mm. สูง 190 mm. แล้วนำมาตัดด้านบนแล้วทำเป็นหน้าแปลนเพื่อที่จะได้เปิดทำความสะอาดได้เมื่อถอดน็อตออกนอกจากนี้และจะทำท่อขนาด 50 mm. สำหรับท่อแก๊สเชื้อเพลิงไหลเข้าและออกพร้อมหน้าแปลนขนาด 500 mm. สำหรับแก๊สสังเคราะห์ ไหลเข้าและออก



รูปที่ 3.24 ถังพักแก๊สสังเคราะห์ (Receiving Syngas Tanks)

3.3.7 เครื่องมือวัดความเร็วของอากาศ (Air Anemometer) และเครื่องมือบันทึกอุณหภูมิ (Temperature Data Loggers)

เครื่องมือวัดความเร็วลมจะใช้รุ่น DIGICON- รุ่น DA-43 จะนำเครื่องมือวัดความเร็วลมมาติดตั้งที่ท่อดูดลมของปั๊มลม (Ring Blower) เพื่ออัดอากาศเข้าไปผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและไหลเข้าไปยังเตาแก๊สซีไฟเออร์ และในส่วนเครื่องมือบันทึกอุณหภูมิจะใช้รุ่น Midi Logger: รุ่น GL820 จะนำสัญญาณจาก เทอร์โมคัปเปิล ชนิด K ทั้ง 9 จุดมาต่อเข้าเครื่องและบันทึกอุณหภูมิขนาดทำการทดสอบ



รูปที่ 3. 25 เครื่องมือวัดความเร็วของอากาศ (Air Anemometer) และเครื่องบันทึกอุณหภูมิ (Temperature Data Logger)

3.3.8 เครื่องวิเคราะห์แก๊ส สังกะราห์ (Gas Chromatograph)

เครื่องวิเคราะห์แก๊สจะใช้ของ BRUKER รุ่น 450 ซึ่งจะได้รับอนุญาตจาก ภาควิชาวิศวกรรมเคมีประยุกต์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ กรุงเทพมหานคร เมื่อทดสอบแล้วนำถุงตัวอย่างที่เก็บจากการทดสอบเพื่อหาองค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิง



รูปที่ 3. 26 เครื่องวิเคราะห์แก๊สสังกะราห์ (Gas Chromatograph)

3.3.9 เครื่องชั่งน้ำหนักแบบดิจิตอล (Load Cell) และเครื่องชั่งน้ำหนักแบบสปริง (Balancing Spring Load)

เครื่องชั่งน้ำหนักจะใช้รุ่น Tiger รุ่น TI-01 สามารถชั่งน้ำหนัก 2000 kg จะนำมาชั่งน้ำหนักของเชื้อเพลิงที่ถูกใช้ในการผลิตถึงพักแก๊สสังเคราะห์ แล้วบันทึกน้ำหนักของเชื้อเพลิงที่ถูกใช้ไปในแต่ละช่วงเวลาการผลิตแก๊สสังเคราะห์ และในส่วนเครื่องชั่งน้ำหนักแบบสเกล นำมาใช้เพื่อชั่งน้ำหนักของเชื้อเพลิงเพื่อที่จะมาเปรียบเทียบกับ เครื่องชั่งน้ำหนักแบบดิจิตอล และสามารถชั่งน้ำหนัก จาก 0 ถึง 60 kg



รูปที่ 3.27 เครื่องชั่งน้ำหนักแบบดิจิตอล (Load Cell) และ เครื่องชั่งน้ำหนักแบบสปริง

3.3.10 ถุงเก็บตัวอย่างอย่าง Syngas (Syngas sampling bags)

ถุงเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์ จะให้ถุงขนาด 1 ลิตร ทำจาก Tedlar Bag & PVC valve เพื่อที่จะบรรจุ Syngas ไปยังห้องปฏิบัติการเพื่อที่จะตรวจหาองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์



รูปที่ 3.28 ถุงเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์เพื่อนำไปวิเคราะห์ยังห้องทดสอบ

3.3.11 เชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดสอบ

ในการทำการทดสอบจะใช้ถ่านไม้ (Charcoal Wood) ที่นำมาเชื้อเพลิง (Feedstock) จะหาซื้อตามท้องตลาดตามต้องการ



รูปที่ 3.29 ถ่านไม้ (Charcoal Wood)

3.4 ขั้นตอนการทดสอบแก๊สซีฟเอร์แบบไหลลง

1. ขั้นตอนที่ 1 นำเอา load cell มาติดตั้งในตำแหน่งที่เหมาะสม จากนั้นก็ยกเตาโปรติวเซอร์แก๊สวางบน Load Cell และจัดวางให้ตัวเตาอยู่อย่างสมดุลจากนั้นก็ต่อสายไฟฟ้า 220 Volt AC. เข้ากับชุดอ่านน้ำหนักเตาเพื่อที่จะทราบน้ำหนักตัวเตาเปล่าๆว่ามีน้ำหนักกี่กิโลกรัม
2. ขั้นตอนที่ 2 จะต้องต่อสายสัญญาณของเทอร์โมคัปเปิลทั้ง 9 ตัวเข้ากับเครื่องบันทึกอุณหภูมิและต่อไฟฟ้า 220 Volt AC. เพื่อจ่ายกระแสไฟฟ้าให้กับเครื่องบันทึกอุณหภูมิ
3. ขั้นตอนที่ 3 ทำการติดตั้งเครื่องวัดความเร็วลมที่อยู่ทางดูดของเครื่องปั๊มลม
4. ขั้นตอนที่ 4 ต่อระบบไฟฟ้า 220 Volt AC. เพื่อจ่ายไฟฟ้าให้กลับริงโบลเวอร์ซึ่งมีขนาด 0.80 kW 160 mbar
5. ขั้นตอนที่ 5 หลังจากนั้นต้องเตรียมเชื้อเพลิงถ่านซึ่งจะต้องมีขนาดที่ประมาณ 1 cm x1 cm แล้วนำมาชั่งน้ำหนักตามต้องการโดยที่จะนำมาชั่งกับเครื่องชั่งน้ำหนักแบบสปริงก่อนตามต้องการ
6. ขั้นตอนที่ 6 เปิดฝาคอเตาแก๊สสังเคราะห์แล้วเติมถ่านเข้าไปตามต้องการของขนาดห้องเผาไหม้ และอ่านน้ำหนักจาก เครื่องชั่งน้ำหนักแบบดิจิทัล ว่ามีน้ำหนักเท่าไรเมื่อเติมห้องเชื้อเพลิงแล้วปิดฝาคอเตา
7. ขั้นตอนที่ 7 เมื่อปิดฝาคอเตาแล้ว ทดลองเดิน ริงโบลเวอร์ให้อากาศไหลเข้าเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ว่ามีรอยรั่วที่ไหนหรือไม่ ถ้ามีก็จัดการขันน็อตให้แน่น และเมื่อแน่ใจแล้วว่าไม่มีรอยรั่วก็เดินต่อไป แต่ก่อนจะทำการทดสอบเดินเครื่องจะต้องตรวจสอบว่าวาล์วทุกตัวจะต้องอยู่ในตำแหน่งที่เปิดเสมอเพื่อให้อากาศไหลไปตามท่อของระบบที่ต้องให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์นั้นๆ
8. ขั้นตอนที่ 8 จากก็จุดนำเมื่อจุดนำแล้วจะสังเกตเห็นว่าไฟเริ่มติดและจะมีควันสีขาวไหลออกมาจากท่อทางออกที่สำหรับจุดไฟ (Flare) เมื่อมีโปรติวเซอร์แก๊สที่ถูกผลิตขึ้นมา แต่ส่วนมากจะใช้เวลาประมาณ 10 ถึง 15 นาที ก็สามารถที่จุดติดไฟได้
9. ขั้นตอนที่ 9 หลังเดินเครื่องไปประมาณ 15 ถึง 20 นาที แล้วจึงเริ่มทำการอ่านค่าอุณหภูมิตามโซนต่างๆจากเครื่องบันทึกที่ได้ติดตั้งตัววัดอุณหภูมิเอาไว้ทุกๆ 15 นาที พร้อมทั้งบันทึกความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าเตา
10. ในขั้นตอนที่ 9 จะต้องเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์ด้วยในเวลาเดียวกันกับขั้นตอนที่ 9
11. ในขั้นตอนที่ 11 หลังจากเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์จะทำการปรับความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าเตาในขั้นตอนต่อไป และเมื่อเครื่องเดินมีเสถียรภาพก็บันทึกข้อมูลข้างต้น และทำซ้ำๆกันจนครบทั้ง 3 ความเร็ว และจะปรับเปลี่ยนเฉพาะวิธีการที่จะให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน พร้อมบรรจุวัสดุพูน หรือให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนโดยที่ไม่บรรจุวัสดุพูนภายในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน หรือให้อากาศไหลผ่านเข้าเตาโดยตรงตามลำดับ

12. เมื่อเก็บตัวอย่างแก๊สสังเคราะห์จนครบการทดสอบทั้งแล้ว ก็จะเดินเครื่องต่อไปจนเชื้อเพลิงไม่สามารถจะผลิตแก๊สสังเคราะห์ออกมาได้อีก ก็จะจบการทดสอบ
13. จากนั้นวันต่อมาก็จะนำเอาตัวอย่างไปตรวจสอบองค์ของแก๊สสังเคราะห์เชื้อที่ห้องปฏิบัติการต่อไป

3.5 การวิเคราะห์การสมดุลมวลและพลังงาน (Mass and Energy Balances)

3.5.1 ผลการวิเคราะห์จากการสมดุลมวลและสมดุลด้านพลังงาน With PMHR

จากตารางที่ 3.2 และตารางที่ 3.3 จะเป็นการแสดงผลการสมดุลมวล และตารางที่ 3.3 จะเป็นการวิเคราะห์การสมดุลพลังงานของเตาแก๊สซีฟเอร์แบบไหลลง สำหรับในกรณีที่มีการใช้อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและบรรจุวัสดุพูน (With PMHR) ตามลำดับ ส่วนในการคำนวณจะแสดงในภาคผนวก จ.

ตารางที่ 3.2 การสมดุลมวลทั้ง 3 อัตราการไหลของอากาศและเชื้อเพลิงสำหรับแก๊สซีฟเอร์

Item	$m_a + m_f$ input (kg)	$M_{car} + m_{ash}$ (kg)	m_{vap} (kg)	m_{tar} (kg)	m_{output} (kg)
1	45.742	1.40	1.88	0.190	42.27
2	20.132	1.40	1.88	0.190	110.94
3	235.20	1.40	1.88	0.190	126.459

ตารางที่ 3.3 การสูญเสียพลังงานความร้อนของส่วนต่างๆของแก๊สซีฟเอร์

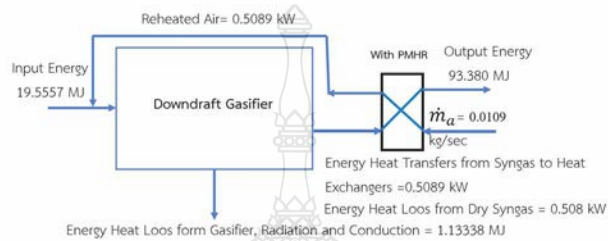
Case	E_{input} (MJ)	Q_c and Q_r (MJ)	Q_{lpg} (kW)	Q_{he} (kW)	E_{output} (MJ)
1	19.5557	1.13338	0.508	0.5089	93.380
2	20.132	1.13338	0.508	0.580	110.94
3	235.20	1.13338	1.478	0.83841	126.459

3.5.2 ไดอะแกรมของการสมดุลมวลและการสมดุลพลังงาน With PMHR

ในรูป 3.30, 3.31, 3.32, 3.33, 3.34 และ 3.35 จะเป็นรูปที่แสดงการสมดุลมวลและการสมดุลพลังงานของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ สำหรับในกรณีที่มีการใช้อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและบรรจุวัสดุพูน (With PMHR) โดยที่รูปที่ 3.30 รูปที่ 3.31 จะเป็นการสมดุล และสมดุลพลังงานของมวลอากาศที่ความเร็ว V_1 ตามลำดับ จากรูปที่ 3.30 3.31 แล้วรูปที่ 3.32, 3.33, 3.34 และ 3.35 ก็จะเป็นรูปที่แสดงการสมดุลมวล และพลังงานที่ความเร็ว V_2 และ V_3 ตามลำดับ



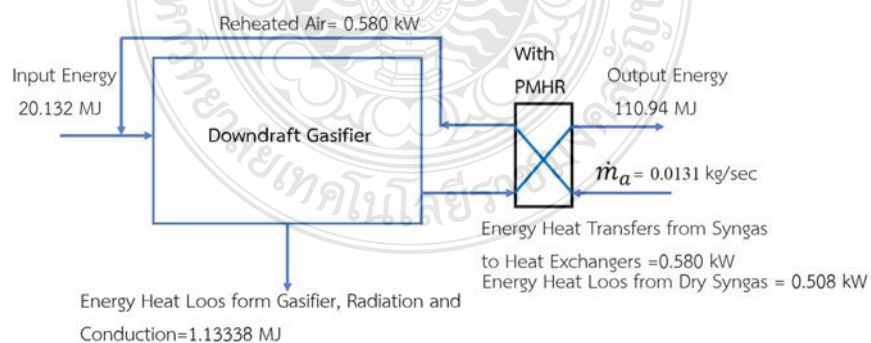
รูปที่ 3.30 ไดอะแกรมสมดุลมวลของระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบเป็น With PMHR



รูปที่ 3.31 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR



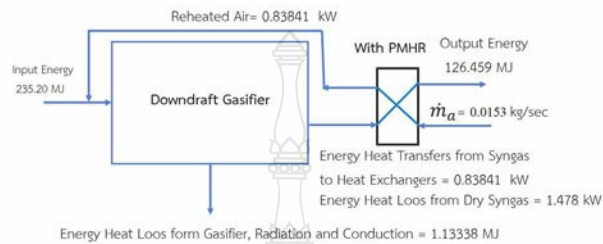
รูปที่ 3.32 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR



รูปที่ 3.33 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR



รูปที่ 3.34 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR



รูปที่ 3.35 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With PMHR

3.5.3 ผลการวิเคราะห์จากการสมดุลมวล และสมดุลพลังงาน With Empty PMHR

จากตารางที่ 3.4 จะเป็นการวิเคราะห์การสมดุลมวล และตารางที่ 3.5 จะเป็นการวิเคราะห์การสมดุลพลังงานของเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลลง สำหรับในกรณีที่มีการใช้อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน และไม่ได้บรรจุวัสดุพูนภายในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (With Empty PMHR) ตามลำดับ

ตารางที่ 3.4 การสมดุลมวลทั้ง 3 อัตราการไหลของอากาศและเชื้อเพลิงสำหรับแก๊สซิไฟเออร์

Item	$M_a + m_f$ input (kg)	$M_{car} + m_{ash}$ (kg)	m_{vap} (kg)	m_{tar} (kg)	m_{output} (kg)
1	45.742	1.40	1.88	0.190	42.27
2	20.132	1.40	1.88	0.190	110.94
3	235.20	1.40	1.88	0.190	126.459

ตารางที่ 3.5 การสูญเสียพลังงานความร้อนของส่วนต่างๆของแก๊สซิไฟเออร์

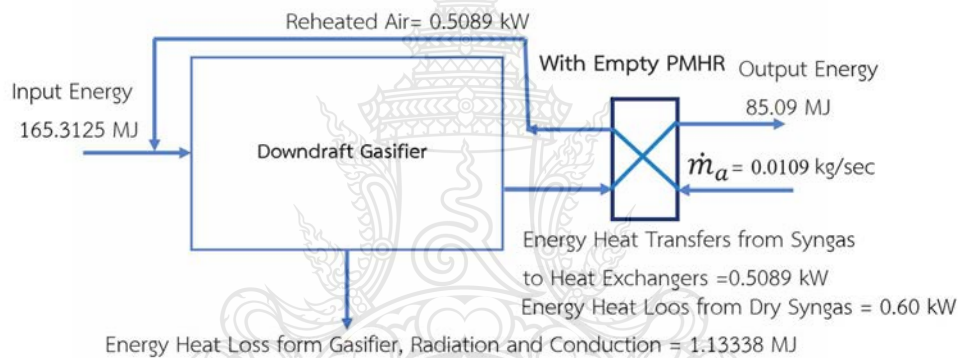
Case	E_{input} (MJ)	Q_c and Q_r (MJ)	Q_{lpg} (kW)	Q_{he} (kW)	E_{output} (MJ)
1	19.5557	1.13338	0.508	0.5089	93.380
2	20.132	1.13338	0.508	0.580	110.94
3	235.20	1.13338	1.478	0.83841	126.459

3.5.4 ไตอะแกรมของการสมดุลมวลและการสมดุลพลังงาน With PMHR

สำหรับในกรณีที่มีการใช้อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและภายในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนไม่ได้บรรจุวัสดุพูน (With Empty PMHR) ตามลำดับ ในรูป 3.36, 3.37, 3.38, 3.39, 3.40 และ 3.41



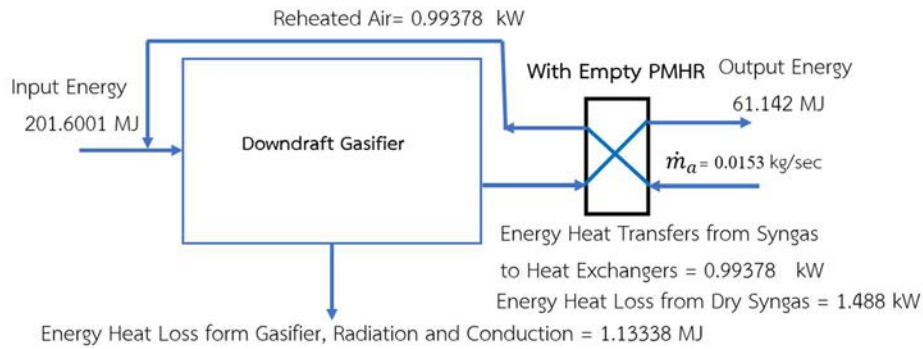
รูปที่ 3.36 ไตอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR



รูปที่ 3.37 ไตอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR



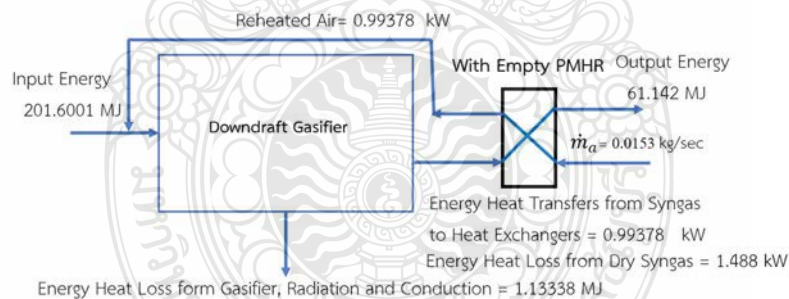
รูปที่ 3.38 ไตอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR



รูปที่ 3.39 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR



รูปที่ 3.40 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR



รูปที่ 3.41 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ With Empty PMHR

3.5.5 ผลการวิเคราะห์จากการสมดุลมวล และสมดุลด้านพลังงาน Without PMHR

จากตารางที่ 3.6 จะเป็นการวิเคราะห์การสมดุลมวล และตารางที่ 3.7 จะเป็นการวิเคราะห์การสมดุลพลังงานของเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลลง สำหรับในกรณีที่ไม่มีการใช้อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและวัสดุพูน (Without PMHR) ตามลำดับ

ตารางที่ 3.6 การสมดุลมวลทั้ง 3 อัตราการไหลของอากาศและเชื้อเพลิงสำหรับแก๊สซิไฟเออร์

Item	$m_a + m_f$ (kg)	$m_{car} + m_{ash}$ (kg)	m_{vap} (kg)	m_{tar} (kg)	M_{out} (kg)
1	45.742	1.40	1.88	0.190	42.27
2	20.132	1.40	1.88	0.190	110.94
3	235.20	1.40	1.88	0.190	126.459

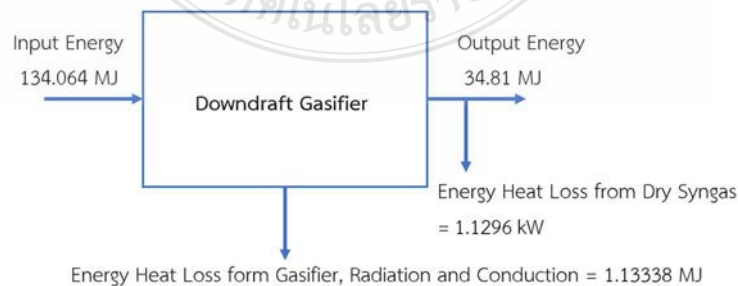
ตารางที่ 3.7 การสูญเสียพลังงานความร้อนของส่วนต่างๆของแก๊สซิไฟเออร์

Case	E_{input} (MJ)	Q_c and Q_r (MJ)	Q_{lpg} (kW)	Q_{he} (kW)	Q_{output} (MJ)
1	19.5557	0.00655	0.508	0.5089	93.380
2	20.132	0.00655	0.508	0.580	110.94
3	235.20	0.00655	1.478	0.83841	126.459

3.5.6 ไดอะแกรมของการสมดุลมวลและการสมดุลพลังงาน Without PMHR สำหรับในกรณีที่ไม่มีการใช้อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนและวัสดุพูน (Without PMHR) ตามลำดับ ในรูป 3.44, 3.45, 3.46, 3.47 ตามลำดับ



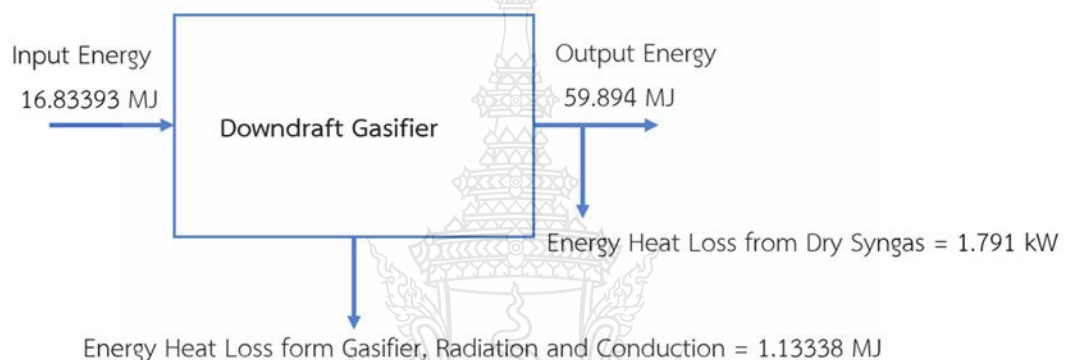
รูปที่ 3.42 ไดอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ Without PMHR



รูปที่ 3.43 ไดอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ Without PMHR



รูปที่ 3.44 ไตอะแกรมสมดุลมวลระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ Without PMHR



รูปที่ 3.45 ไตอะแกรมสมดุลพลังงานระบบแก๊สซิไฟเออร์เมื่อระบบ Without PMHR

3.5.7 การวิเคราะห์พลังงานความร้อนสูญเสียของระบบ

จะสามารถทำการพิจารณาจากพลังที่ไหลเข้าระบบจะเท่ากับพลังงานที่ไหลออกจากระบบ และพิจารณาได้จากสมการที่ 2.20 ถึง 2.27 ตามลำดับ

ดังนั้นในการคำนวณหาสำหรับพลังงานความร้อนสูญเสียเนื่องจากการนำและการพาความร้อนของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์จะสามารถแบ่งการคำนวณออกมาเป็น 6 ส่วนด้วยกันดังต่อไปนี้ 1. ในส่วนฝาครอบบน (Top Cover) 2. ในส่วนโซนอบแห้ง (Drying Zone) 3. ในส่วนโซนกลั่นสลาย (Pyrolysis Zone) 4. ในส่วนโซนเผาไหม้ (Oxidation Zone) 5. ในส่วนโซนรีดักชัน (Reduction Zone) 6. ในส่วนฝาครอบล่าง (Bottom Cover) 7. พลังงานที่ไหลไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์ ซึ่งในแต่ละส่วนก็จะมีการแสดงรายการคำนวณจากขนาดต่างๆที่วัดจากขนาดของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่ถูกสร้างขึ้นเพื่อใช้ในการทดลองในงานวิจัยนี้ แต่ในกรณีในงานวิจัยนี้จะแสดงรายการคำนวณในส่วนของตัวเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์เป็นหลัก ในส่วนของท่อจะถูกพิจารณาว่าน้อยมากและในรายละเอียดการคำนวณจะแสดงในภาคผนวก จ.

ตารางที่ 3.8 การสูญเสียพลังงานความร้อนของส่วนต่างๆของแก๊สซีฟเอร์

Heat Loss part (m ²)	Q _c (kW)	Q _r (kW)
ส่วนฝาครอบด้านบน	0.0351	0.97788
ส่วนของโชนอบแห้ง	0.31941	0.3934
ส่วนของโชนกลั่นสลาย	0.3194	0.6746
ส่วนของโชนเผาไหม้	0.02597	0.8288
ส่วนของโชนรีดักชั่น	0.6435	0.4239
ส่วนฝาครอบด้านล่าง	0.5850	1.311
รวมความร้อนสูญเสีย Q _c และ Q _r	4.6095	1.944
ความร้อนสูญเสียสุทธิของ Q _c +Q _r	0.00655 MJ	

3.5.8 พลังงานที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์

ในการคำนวณหาความร้อนสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์จะสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 3.6 และนำอัตราการไหลของแก๊สเชื้อเพลิงที่มีอัตราการทั้ง 3 อัตราการไหลมาคำนวณหาความร้อนจากแก๊สสังเคราะห์ทั้ง 3 กรณีจากสมการที่ 2.28 และสมมติฐานว่าในทุกกระบวนการจะใช้อุณหภูมิที่ผิวของเตาแก๊สซีฟเอร์เท่ากันทั้ง 3 กรณี ดังแสดงในตารางที่ 3.9, 3.10 และ 3.11 ตามลำดับและการคำนวณจะแสดงในภาคผนวก จ.

กรณีที่ 1 การวิเคราะห์ความร้อนสูญเสียกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ With PMHR

ในตารางที่ 3.9 จะเป็นการแสดงค่าความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์ว่าในกรณีที่ระบบที่ใช้อุปกรณ์ที่นำวัสดุพูนถูกบรรจุเข้าไปในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนว่าในแต่ความเร็วของอากาศที่ถูกป้อนเข้าไปยังเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ทั้ง 3 ความเร็วจะมีความสูญเสียความร้อนไปจะระบบประมาณเท่าไร ซึ่งผลจากการคำนวณที่วัดอุณหภูมิที่ส่วนต่างๆของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้แสดงดังในตารางที่ 3.9

ตารางที่ 3.9 ค่าความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สสังเคราะห์ในกรณีที่ 1

Item flow	m _{syn} (kg/sec)	Heat Loss (kW)
1	0.01504	0.508
2	0.01227	0.580
3	0.0201	1.478
การสูญเสียความร้อนรวม (kW)		2.566

กรณีที่ 2 การคำนวณหาความร้อนสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อ With Empty PMHR

กรณีที่ 2 การวิเคราะห์ความร้อนสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ With Empty PMHR ในตารางที่ 3.10 จะเป็นการแสดงค่าความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์ว่าในกรณีที่ระบบที่ใช้อุปกรณ์ที่นำวัสดุพูนถูกบรรจุเข้าไปในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนว่าในแต่ความเร็วของอากาศที่ถูกป้อนเข้าไปยังเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ทั้ง 3 ความเร็วเช่นเดียวกันกับในกรณีที่ 1

ตารางที่ 3.10 ค่าความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สสังเคราะห์ในกรณีที่ 2

Item flow	m_{syn} (kg/sec)	Heat Loss (kW)
1	0.0125	0.60
2	0.155	0.9016
3	0.0173	1.488
Total Heat Loss (kW)		2.9896

กรณีที่ 3 การคำนวณหาความร้อนสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อ Without PMHR

กรณีที่ 3 การวิเคราะห์ความร้อนสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ Without PMHR ในตารางที่ 3.11 จะเป็นการแสดงค่าความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์ว่าในกรณีที่ระบบที่ใช้อุปกรณ์ที่นำวัสดุพูนถูกบรรจุเข้าไปในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนว่าในแต่ความเร็วของอากาศที่ถูกป้อนเข้าไปยังเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ทั้ง 3 ความเร็วเช่นเดียวกันกับในกรณีที่ 1 และ 2 ตามลำดับ

ตารางที่ 3.11 ค่าความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สสังเคราะห์ในกรณีที่ 3

Item flow	M_{syn} (kg/sec)	Heat Loss (kW)
1	0.01222	1.1296
2	0.0145	1.54
3	0.0169	1.791
Total Heat Loss (kW)		4.460

3.5.8 การวิเคราะห์การถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน

การวิเคราะห์การถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนจะพิจารณาเฉพาะ 2 กรณีคือ กรณี With PMHR และ With Empty PMHR เท่านั้น เนื่องจากในกรณีที่ 3 อากาศที่ทำหน้าที่เป็น Gasification agent จะไหลเข้าเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์โดยตรง ซึ่งจะไม่ไหลผ่านอุปกรณ์

แลกเปลี่ยนความร้อน และการพิจารณาจะหาอัตราการถ่ายเทความร้อนจากแก๊สสังเคราะห์ที่มีอุณหภูมิสูงที่ไหลออกมาเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์เพื่อส่งผ่านพลังงานความร้อนนี้ไปยังอากาศที่จะไหลเข้าไปผ่าน Shell and Tube Heat Exchange ก่อนที่ไหลเข้าไปยังโนเฝ้าไหมซึ่งจะมีอยู่ 2 กรณีด้วยกันคือ ในกรณี With PMHR และ With Empty PMHR การคำนวณแสดงในภาคผนวก ง.

ตารางที่ 3.12 อัตราการถ่ายเทความร้อนเมื่ออากาศไหลผ่าน HE ในกรณี With PMHR

Air mass flow Rate (kg/sec)	$\dot{Q}_a$ (kW)	$\dot{Q}_{syn}$ (kW)	T_{am} (°C)	ΔT_{lm} (°C)
0.0109	0.32879	0.01504	226.75	223.625
0.0131	0.57955	2.924	191.650	183.85
0.0150	0.83841	5.270	232.25	216.0145

ตารางที่ 3.13 อัตราการถ่ายเทความร้อนเมื่ออากาศไหลผ่าน HE ในกรณี With Empty PMHR

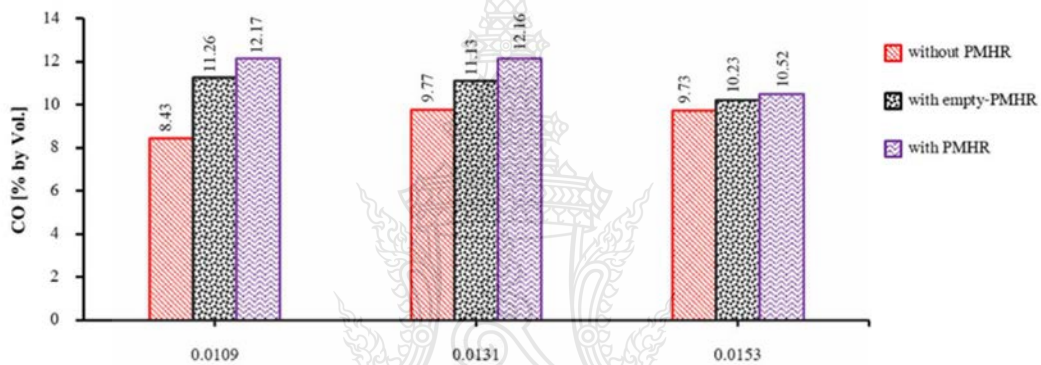
Air mass flow Rate (kg/sec)	$\dot{Q}_a$ (kW)	$\dot{Q}_{syn}$ (kW)	T_{am} (°C)	ΔT_{lm} (°C)
0.0109	0.400	2.837	167.75	147.833
0.0131	0.48124	3.112	222.75	167.311
0.0150	0.99378	6.989	434.20	464.50

บทที่ 4

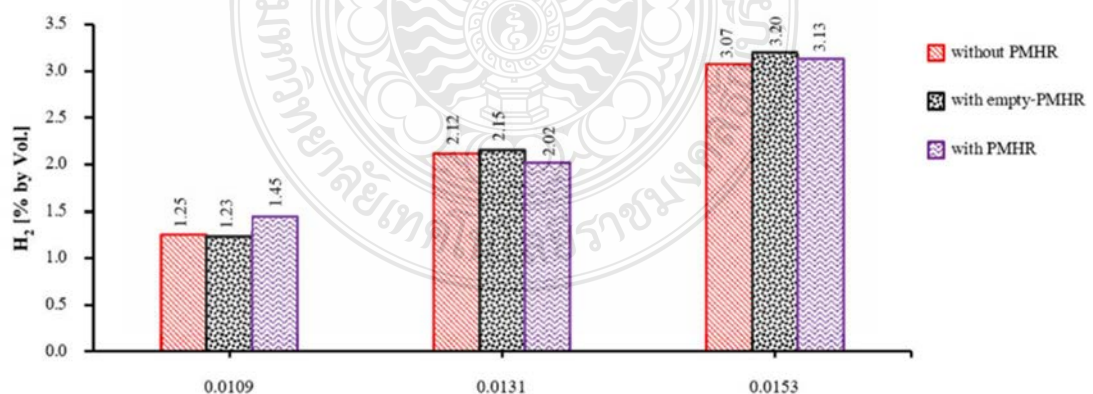
ผลการทดสอบและวิจารณ์

4.1 องค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่อัตราการป้อนอากาศทั้ง 3 กรณี

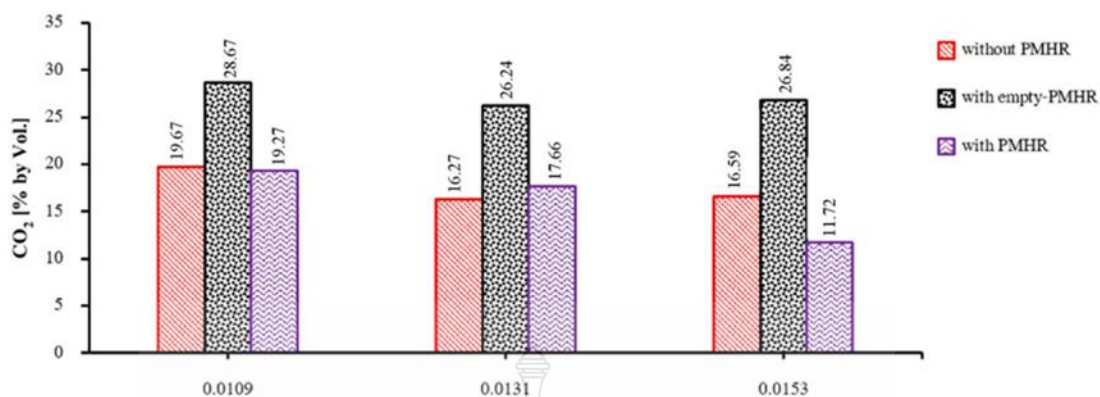
จากการทดสอบพบว่าเมื่อเราป้อนอากาศที่มีอัตราการไหล 0.019, 0.0131 และ 0.0143 kg/sec ตามลำดับจะเห็นค่าความเข้มข้นของ คาร์บอนมอนนอกไซด์ตาม ในทั้ง 3 กรณี โดยที่ กรณีที่ 1 อากาศไหลเข้าโดยตรงหมายความว่าอากาศไหลไม่ผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนเลย (Without PMHR) ในกรณีที่ 2 อากาศไหลผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแต่ไม่ได้บรรจุวัสดุพูน (PMHR) และในกรณีที่ 3 อากาศจะไหลผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้บรรจุวัสดุพูน (PMHR) รูปที่ 4.1



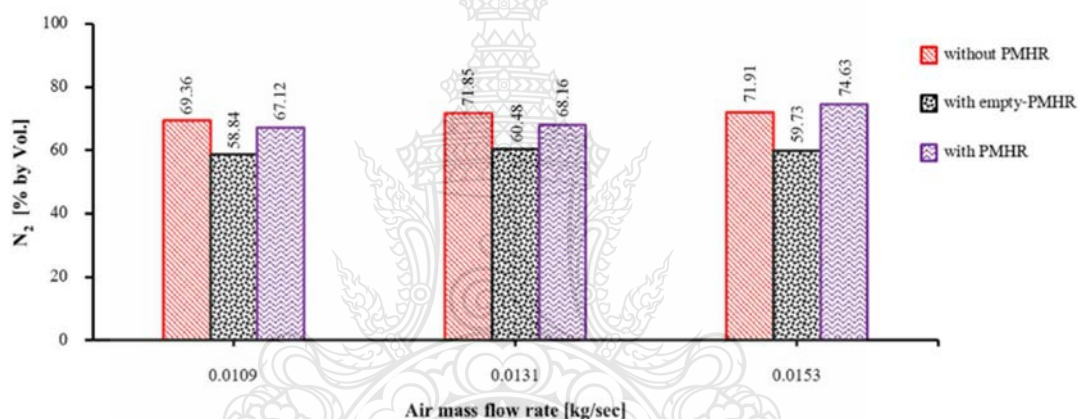
รูปที่ 4.1 อากาศที่มีอัตราการไหลที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 ตามลำดับกับเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของ CO



รูปที่ 4.2 อัตราการไหลอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ V_1 , V_2 และ V_3 กับเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของ H_2



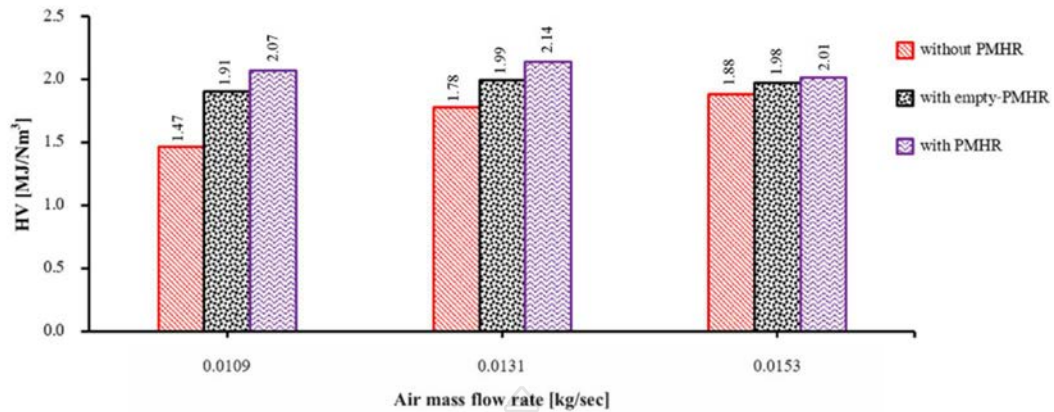
รูปที่ 4.3 อัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 กับเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของ CO_2



รูปที่ 4.4 อัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 กับเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของ N_2

4.2 โปรไฟล์อุณหภูมิของแก๊สสังเคราะห์กับอัตราการป้อนอากาศทั้ง 3 กรณี

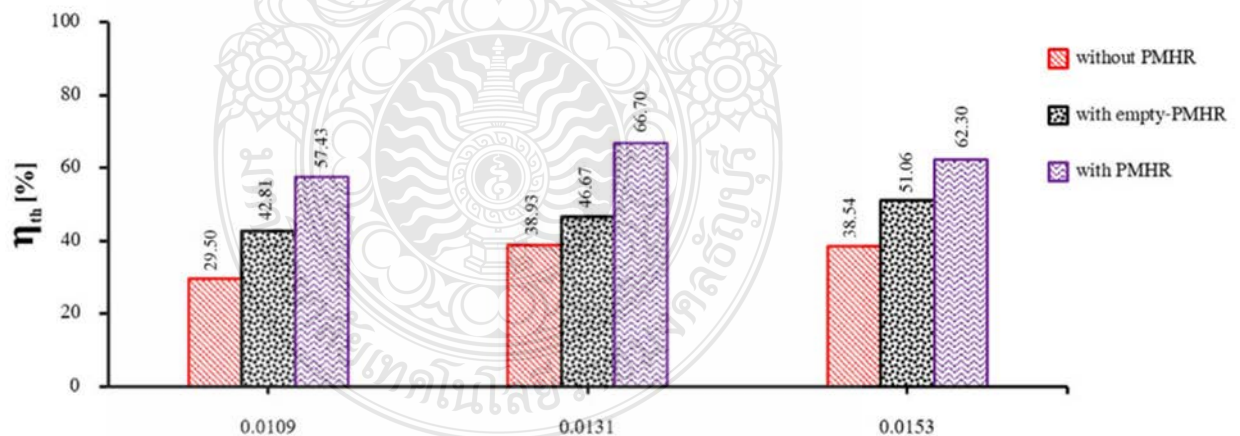
อุณหภูมิของแก๊สสังเคราะห์ เป็นปัจจัยหนึ่งที่สำคัญสำหรับแก๊สสังเคราะห์ สำหรับการป้อนให้เป็นเชื้อเพลิงของเครื่องยนต์เผาไหม้ภายในเพราะจะทำให้มีประสิทธิภาพเชิงปริมาตรในการดูดเชื้อเพลิงกับอากาศมีประสิทธิภาพสูง (Volumetric Efficiency) ทำให้สมรรถนะเครื่องยนต์ดีขึ้น ดังการใช้ PPHR เข้ามามีบทบาทในการผลิต Syngas จึงทำให้อุณหภูมิที่ทางออกของเตาทดลองดังแสดงในรูปที่ 4.5



รูปที่ 4.5 อัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 กับค่าทางความร้อนของ Syngas

4.3 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตากับอัตราการป้อนอากาศทั้ง 3 กรณี

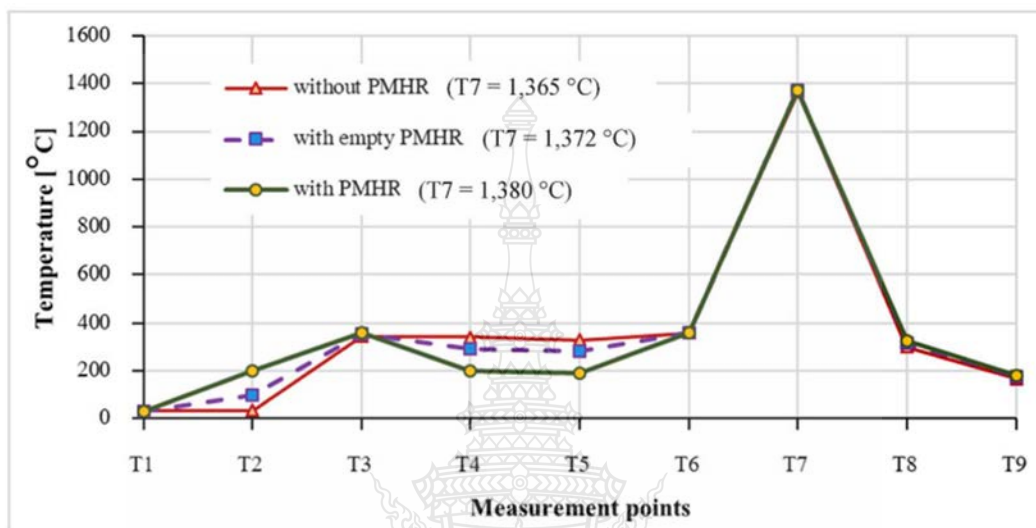
ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาก็เป็นผลมาจากการใช้ PMHR รวมทั้งเตาก็มีการหุ้มฉนวนที่ดี ผลลัพธ์ที่ปรากฏตามมาแสดงให้เห็นในกราฟที่ 4.6 จะพบว่าการใช้ PMHR มีประสิทธิภาพสูงสุดโดยค่าจะอยู่ที่ 57.43% 66.70% และ 62.30% ตามลำดับสำหรับการใช้ PMHP ซึ่งต่างไปจากไม่ใช้ PMHR อุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนอย่างสิ้นเชิง



รูปที่ 4.6 อัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ที่ ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 กับค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา

4.4 โปรไฟล์ของอุณหภูมิ (Temperature Profiles)

อากาศที่ไหลเข้ามายังเตาและในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจนกระทั่งเกิดเป็น Syngas ที่ทางออกของเตาจะพบว่าอุณหภูมิที่อากาศไหลเข้าด้วยอัตราที่ 0.01131 kg/sec ซึ่งอยู่ในโซน เผาไหม้ สูงถึง 1,380 °C

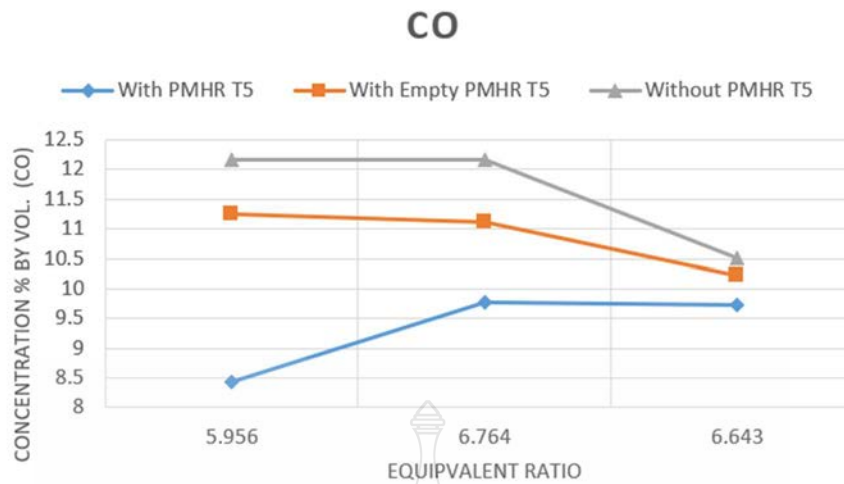


รูปที่ 4.7 โปรไฟล์ของอุณหภูมิอากาศกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีอัตราการไหลของอากาศที่ 0.0109, 0.0131 และ 0.0153 kg/sec ตามลำดับ

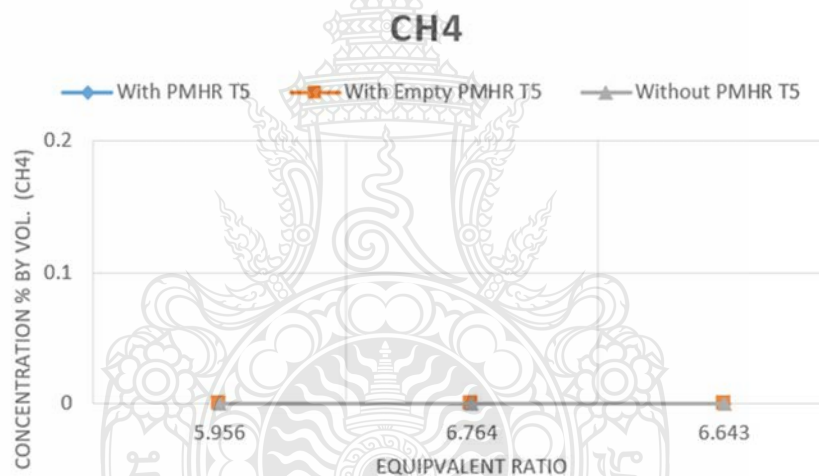
4.5 ความเข้มข้นของ CO CH₄ CO₂ และ N₂ กับอัตราส่วนผสมที่ตำแหน่ง T₅

ในการวิเคราะห์หาความเข้มข้นผลิตภัณฑ์ของแก๊สสังเคราะห์กับอัตราส่วนผสมที่ตำแหน่งของอุณหภูมิ T₅ ที่ได้จากการทดสอบโดยจะเริ่มพิจารณาจาก CO CH₄ CO₂ และ N₂ ตามลำดับ โดยที่จะพิจารณาในกรณีที่เป็น With PMHR With Empty PMHE และ Without PMHE ตามลำดับดังต่อไปนี้ ความเข้มข้นของ CO ในกรณี with PMHR ค่าความเข้มข้น และค่าอัตราส่วนผสมจากจุดเริ่มต้นที่ค่า 8.5% กับ 5.956 จากนั้นค่าของ CO จะเพิ่มขึ้นมาอยู่ที่จุดสูงสุดที่ 9.70% และค่าอัตราส่วนผสม 6.764 จากจุดนี้ ค่า CO ที่ 9.70 % ค่านี้นี้จะคงที่เท่ากับ 9.70 % ไปจนจบกระบวนการ และส่วนค่าอัตราส่วนผสมจะมีค่า 6.643 ดังรูปที่ 4.8 ในกรณี with Empty PMHR ค่าความเข้มข้นของ CO 11.40% และที่ค่าอัตราส่วนผสมที่จากค่า 5.956 และค่าความเข้มข้นของ CO 11.10% จะลดค่าลงมาถึงจุดต่ำสุดที่ 11.10% ค่าอัตราส่วนผสมที่ 6.464 หลังจากจุดนี้ค่าของความเข้มข้นของ CO จะคงที่ไปจนถึงจุดสุดท้ายของการทดสอบที่โดยที่ค่าอัตราส่วนผสมจะลดค่าลงมาอยู่ที่ค่าต่ำสุดมีค่าเท่ากับ 6.643 ในกรณีที่ เป็น With Empty PMHR ดังรูปที่ 4.8 ในกรณี without PMHR ค่าความเข้มข้นของ

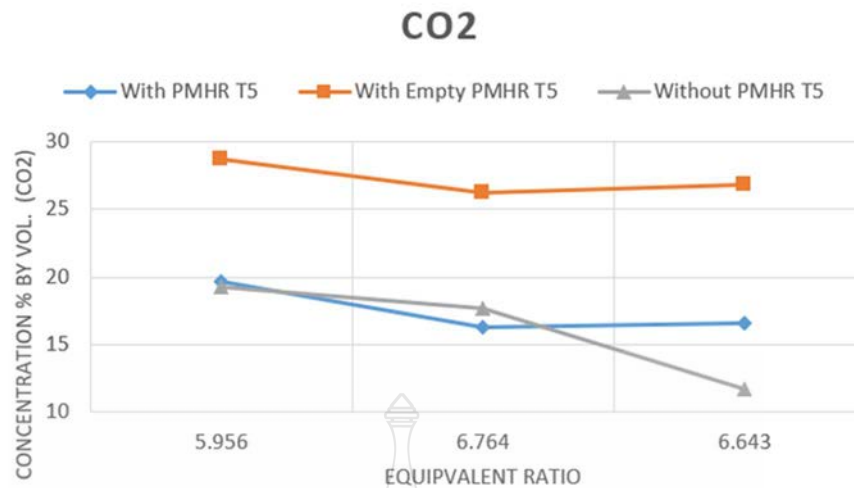
CO 12.10% และที่ค่าอัตราส่วนสมมูลที่จากค่า 5.956 และค่าความเข้มข้นของ CO 12.10% จะมีค่าคงที่จากจุดแรกไปจุดที่สองจะมีลักษณะคงที่ และค่าอัตราส่วนสมมูลที่ 6.764 หลังจากจุดนี้ค่าของความเข้มข้นของ CO จะลดลงที่ไปจนถึงจุดสุดท้ายของการทดสอบที่โดยที่ค่าเท่ากับ 10.50% และอัตราส่วนสมมูลจะลดค่าลงมาอยู่ที่จุดต่ำสุดที่ 10.50 ในกรณีที่เป็น Without PMHR ดังรูปที่ 4.8 ความเข้มข้นของ CH₄ ในกรณี with PMHR สำหรับค่าความเข้มข้นของ CH₄ ทั้ง 3 กรณีจะมีค่าเป็นศูนย์ เนื่องจากการนำถ่านไม้มาเป็นเชื้อเพลิงจะมีค่าของความเข้มข้นของ CH₄ จะน้อยมากจึงไม่สามารถวัดค่าออกมาได้ ดังรูปที่ 4.9 ความเข้มข้นของ CO₂ ในกรณี with PMHR ในกรณี with PMHR ค่าความเข้มข้น และค่าอัตราส่วนสมมูลจากจุดเริ่มต้นที่ 28% กับ 5.956 จากนั้นค่าของ CO₂ จะลดค่าลงมาอยู่ที่ค่าต่ำสุดที่ 26% และค่าอัตราส่วนสมมูล 6.764 จากจุดนี้จนจบกระบวนการที่ค่า CO₂ จะคงที่เท่ากับ 26% ส่วนค่าอัตราส่วนสมมูลจะมีค่า 6.643 ดังรูปที่ 4.10 ในกรณี with Empty PMHR ค่าความเข้มข้นของ CO₂ และที่ค่าอัตราส่วนสมมูลที่จากค่า 5.956 และค่าความเข้มข้นของ CO₂ 20% และลดค่าลงมาถึงค่าต่ำสุดที่ค่าอัตราส่วนสมมูลกับค่าของความเข้มข้นของ CO₂ ที่ 6.464 และ 17% ในกรณีที่ เป็น With PMHR ในส่วนของกรณี ในกรณี without PMHR จะเริ่มต้นที่ค่าความเข้มข้นของ CO₂ 19% และค่าอัตราส่วนสมมูลค่า 5.956 และลดค่าลงมาถึงค่าต่ำสุดที่ค่าของความเข้มข้นของ CO₂ 17% และอัตราส่วนสมมูลกับค่า 6.464 และ 17% จากจุดนี้จนจบกระบวนการที่ค่า CO₂ จะคงที่เท่ากับ 17% ส่วนค่าอัตราส่วนสมมูลจะมีค่า 6.643 ในกรณีที่ เป็น Without PMHR ดังรูปที่ 4.10 ความเข้มข้นของ N₂ ในกรณี with PMHR ค่าความเข้มข้น และค่าอัตราส่วนสมมูลจากจุดเริ่มต้นที่ N₂ 69% กับ 5.956 จากนั้นค่าของ N₂ จะเพิ่มขึ้นมาอยู่ที่จุดสูงสุดที่ 72% และค่าอัตราส่วนสมมูล 6.764 จากจุดนี้ ค่า N₂ ที่ 72% ค่านี้จะคงที่เท่ากับ 72% ไปจนจบกระบวนการและส่วนค่าอัตราส่วนสมมูลจะมีค่า 6.643 ดังรูปที่ 4.10 ในกรณี with Empty PMHR ค่าความเข้มข้นของ N₂ 58 % และที่ค่าอัตราส่วนสมมูลที่จากค่า 5.956 และค่าความเข้มข้นของ CO 11.10% จะมีค่าเพิ่มขึ้นถึงจุดสูงสุดที่ 60% ค่าอัตราส่วนสมมูลที่ 6.464 หลังจากจุดนี้ค่าของความเข้มข้นของ CO จะคงที่ไปจนถึงจุดสุดท้ายของการทดสอบที่โดยที่ค่าอัตราส่วนสมมูลจะลดค่าลงมาอยู่ที่ค่าต่ำสุดมีค่าเท่ากับ 6.643 ในกรณีที่ เป็น With Empty PMHR ดังรูปที่ 4.10 ในกรณี without PMHR ค่าความเข้มข้นของ N₂ 67% และที่ค่าอัตราส่วนสมมูลที่จากค่า 5.956 และค่าความเข้มข้นของ N₂ 12.10% หลังจากจุดแรกนี้ค่าของ N₂ จะเพิ่มขึ้นเป็น 68% จากจุดที่สองนี้ค่าของความเข้มข้นของ N₂ จะเพิ่มขึ้นไปเป็น 70% และอัตราส่วนสมมูลจะเพิ่มขึ้นเช่นเดียวกับค่าความเข้มข้นของ N₂ ซึ่งมีค่าเท่ากับ 6.643 ในกรณีที่ เป็น Without PMHR ดังรูปที่ 4.11



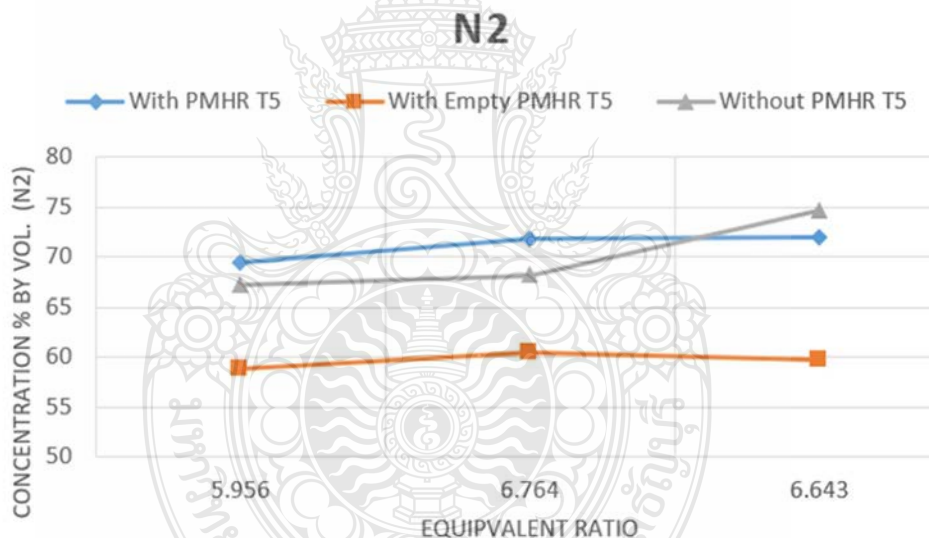
รูปที่ 4.8 ความเข้มข้นของ CO, CH₄, CO₂ และ N₂ กับ อัตราส่วนสมมูล With PMHR, With Empty PMHR และ without PMHR ที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่จุดที่ 5



รูปที่ 4.9 ความเข้มข้นของ CH₄ กับ อัตราส่วนสมมูล With PMHR, With Empty PMHR และ without PMHR ที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่จุดที่ 5



รูปที่ 4.10 ความเข้มข้นของ CO₂ กับ อัตราส่วนสมมูล With PMHR, With Empty PMHR และ without PMHR ที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่จุดที่ 5

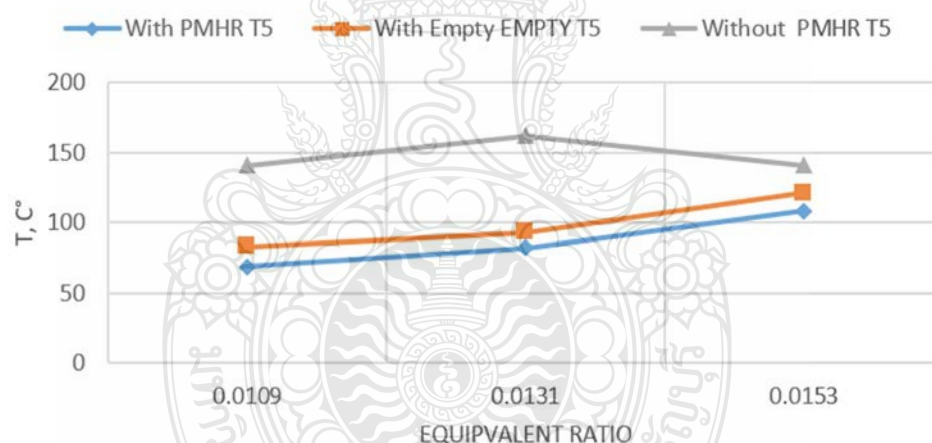


รูปที่ 4.11 ความเข้มข้นของ N₂ กับ อัตราส่วนสมมูล With PMHR, With Empty PMHR และ without PMHR ที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่จุดที่ 5

4.6 ความสัมพันธ์อัตราส่วนสมมูลกับอุณหภูมิที่ตำแหน่งอุณหภูมิ T₅

ในการวิเคราะห์อัตราส่วนสมมูลกับอุณหภูมิที่ตำแหน่งวัดอุณหภูมิ T₅ ที่ได้จากการทดสอบโดยจะเริ่มพิจารณาจากตำแหน่งของเทอร์คัปเปิลที่เบอร์ที่ T₅ โดยที่จะพิจารณาในกรณีที่เป็น With PMHR, With Empty PMHE และ Without PMHE ตามลำดับดังต่อไปนี้ ในกรณี With PMHR จะพบว่าที่

อัตราส่วนสมมูลที่ 0.0109 กับค่าอุณหภูมิที่ 45 °C ที่จุดเริ่มต้นและหลังจากนั้นลักษณะความชันของกราฟจะเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องแต่มีค่าเพิ่มจนกระทั่งถึงค่าอัตราส่วนสมมูลที่ 0.0131 ณ.ที่จุดที่ 2 และที่จุดนี้จะมีค่าอุณหภูมิอยู่ที่ 80 °C และหลังจากจุดที่ 2 ค่าความชันของอุณหภูมิจะยังคงเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องหลังจากที่ค่าอัตราส่วนสมมูลเป็น 0.0153 จะพบว่าอุณหภูมิเพิ่มเป็น 110 °C ในกรณี With Empty PMHE จะเห็นว่าที่ค่าของอัตราส่วนสมมูลที่ 0.0109 และค่าอุณหภูมิที่ 160 °C จะเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องเกือบจะเป็นเส้นขนานไปกับเส้นของอุณหภูมิ ส่วนในกรณี With PMHR แต่อุณหภูมิจะมีค่าสูงกว่าคืออยู่ที่ 190 °C และที่จุดที่ 2 นี้ค่าของอัตราส่วนสมมูลจะยังคงมีค่ามากกว่า ในกรณี With Empty PMHE นับจากจุดที่ 2 นี้ไปทั้งค่าอุณหภูมิและค่าอัตราส่วนสมมูลจะยังคงมีเพิ่มขึ้นเป็นสัดส่วนที่เท่ากันไปจนถึงจุดที่ 3 และมีอยู่ที่ 135 °C กับค่าอัตราส่วนสมมูลที่ 0.0153 ตามลำดับ ในกรณี Without PMHE จะพบว่าเส้นความชันของอุณหภูมิกับอัตราส่วนสมมูลจากจุดเริ่มต้นที่อัตราส่วนสมมูล 0.0109 กับค่าอุณหภูมิ 140 °C จะมีลักษณะที่ทิศทางที่เพิ่มขึ้นไปจนถึงที่ 2 ซึ่งค่าอัตราส่วนสมมูลจะมีค่าอยู่ที่ 0.0131 กับค่าอุณหภูมิ 160 °C หลังจากนั้นค่าทั้ง 2 จะมีค่าค่อยๆลดลงอย่างต่อเนื่องและไปสิ้นสุดที่ 3 โดยที่จุดนี้จะมีค่าอัตราส่วนสมมูลกับอุณหภูมิที่ 0.153 และ 145 °C ตามลำดับ

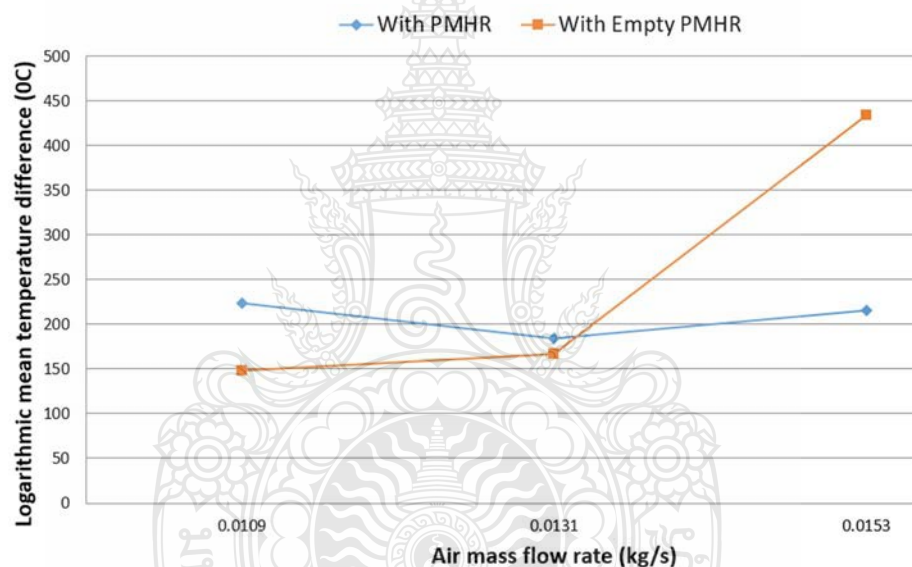


รูปที่ 4.12 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับอัตราส่วนสมมูล With PMHP With Empty PMHR

4.7 ความสัมพันธ์อัตราส่วนสมมูลกับอัตราการไหลของมวลอากาศ

ในการวิเคราะห์ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนสมมูลกับอัตราการไหลของมวลอากาศที่ได้จากการทดสอบโดยจะเริ่มพิจารณาจากมวลของอากาศที่ป้อนเข้าเตาแก๊สซีไฟเออร์โดยจะใช้เริ่มจากอัตราการป้อนอากาศที่ถูกป้อนเข้าเตาแก๊สซีไฟเออร์ที่ 0.0109 kg/sec, 0.0131 kg/sec 0.0153 kg/sec ตามและการพิจารณาพิจารณาจากในกรณี With PMHR, With Empty PMHE ดังต่อไปนี้ อัตราการ

ไหลเชิงมวลกับ LMTD ในกรณี with PMHR ในกรณี with PMHR ที่ค่าอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ 0.0109 kg/sec และค่า LMTD 225 °C จะพบว่าแนวโน้มของกราฟจะลดลงอย่างต่อเนื่องจนถึงจุดที่ 2 ซึ่งเป็นจุดที่มีการเพิ่มอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศไปที่ค่า 0.0131 kg/sec และหลังจากนั้นเมื่อระบบมีสเถียรภาพหรือสถานะเริ่มคงที่ ค่าของ LMTD ก็เริ่มมีความชันกราฟจะเพิ่มขึ้นจนถึงจุดที่ 3 ซึ่งจะมีค่าเท่าเดิม คือ 225 °C ที่อัตราการไหลเชิงมวลมีค่าอยู่ที่ 0.0153 kg/sec ดังรูปที่ 4.14 ในกรณี with Empty PMHR ที่ค่าอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ 0.0109 kg/sec และค่า LMTD 150 °C จะพบว่าแนวโน้มของความชันจะเพิ่มค่าขึ้นเล็กน้อยโดยเพิ่มจาก 150 °C ไปเป็นที่ 160 °C ที่จุด 2 และอัตราการไหลเชิงมวลจะมีค่าอยู่ที่ 0.0131 kg/sec และหลังจากนั้นเมื่อระบบมี สเถียรภาพหรือสถานะเริ่มคงที่ ค่าของ LMTD ก็เริ่มมีความชันของกราฟจะเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องจนถึงจุดที่ 3 ซึ่งจะมีค่าเท่าเดิม คือ 380 °C ที่อัตราการไหลเชิงมวลมีค่าอยู่ที่ 0.0153 kg/sec ดังรูปที่ 4.13

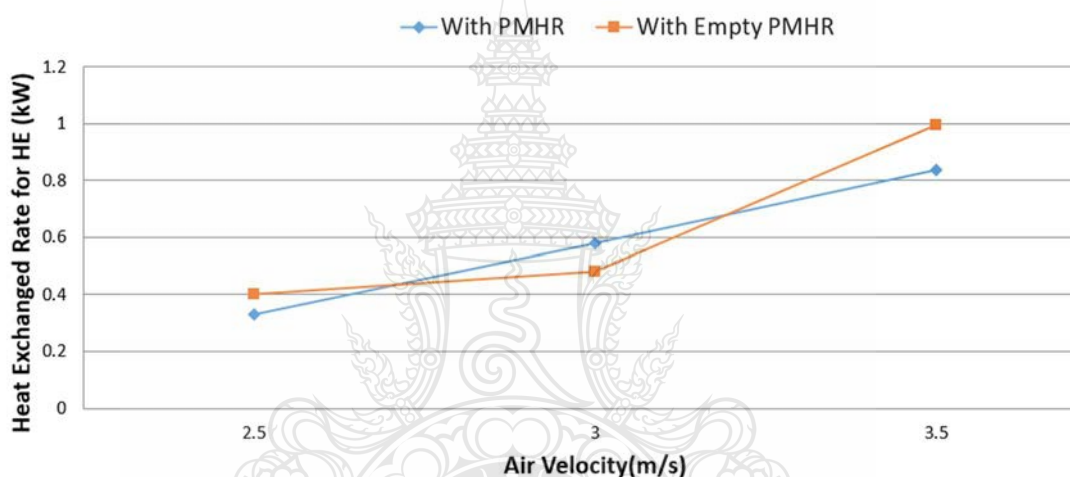


รูปที่ 4.13 อัตราการไหลเชิงมวลกับ LMTD ในกรณี with PMHR กับ With Empty PMHR

4.8 ความสัมพันธ์อัตราการความเร็วของอากาศกับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน

ในการหาความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการความเร็วของอากาศกับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนจะพิจารณาทั้ง 2 กรณี คือ With PMHR กับ With Empty PMHR ในส่วนกรณีของ Without PMHR จะไม่นำมาพิจารณาเนื่องจากอากาศจะถูกป้อนให้ไหลเข้าเตาแก๊สซีไฟเออร์โดยตรง ดังนั้นใน 2 กรณีสามารถจะอธิบายได้ดังต่อไปนี้

สำหรับในกรณี With PMHR ที่ค่าความเร็วของอากาศ 2.5 m/sec และค่าอัตรา 0.35 kW ความชันของกราฟจะมีอัตราการถ่ายเทความร้อนที่เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องจนกระทั่งถึงจุดที่ 2 จะมีค่า 0.59 kW และที่จุดนี้จะเพิ่มความเร็วของอากาศเป็น 2 m/sec ในขณะที่อัตราการถ่ายเทความร้อนก็ยังเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องจนถึงค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนมีค่าเท่ากับ 0.81 kW และค่าความเร็วของอากาศเป็น 3.5 m/sec ในกรณี ที่ 2 คือ with Empty PMHR ที่ค่าความเร็วของอากาศ 2.5 m/sec และค่าอัตรา 0.40 kW ความชันของกราฟจะมีอัตราการถ่ายเทความร้อนที่เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องจนกระทั่งถึงจุดที่ 2 จะมีค่า 0.45 kW และที่จุดนี้จะเพิ่มความเร็วของอากาศเป็น 2 m/sec ในขณะที่อัตราการถ่ายเทความร้อนก็ยังเพิ่มขึ้น อย่างต่อเนื่องจนถึงค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนมีค่าเท่ากับ 1.0 kW และค่าความเร็วของอากาศเป็น 3.5 m/sec

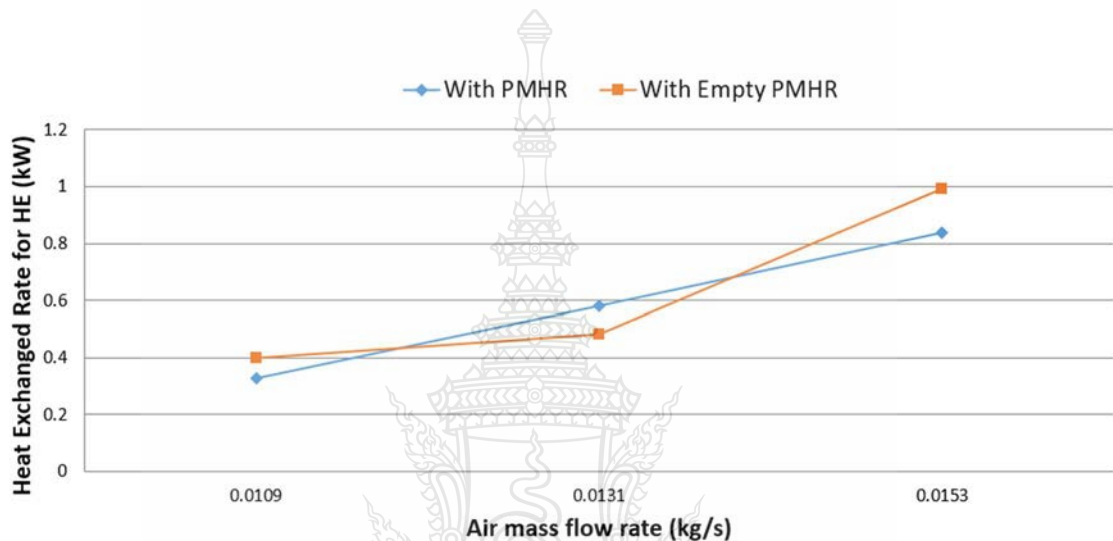


รูปที่ 4.14 ความเร็วอากาศที่ไหลเข้าเตาแก๊สซีฟิเออร์กับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์ถ่ายความร้อน ในกรณี With PMHR กับ With Empty

4.9 ความสัมพันธ์อัตราการไหลเชิงมวลกับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน

ในการหาความสัมพันธ์อัตราการไหลเชิงมวลกับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนก็จะพิจารณาเช่นเดียวกับในเรื่องความสัมพันธ์อัตราการความเร็วของอากาศกับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งจะสามารถอธิบายได้ดังต่อไปนี้คือ ในกรณี with PMHR ที่ค่าอัตราการไหลของอากาศ 0.0109 kg/sec และค่าอัตรา 0.35 kW ความชันของกราฟจะมีอัตราการถ่ายเทความร้อนที่เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องจนกระทั่งถึงจุดที่ 2 จะมีค่า 0.59 kW และที่จุดนี้จะมีการเพิ่มอัตราการไหลของอากาศเป็น 2 m/sec ในขณะที่อัตราการถ่ายเทความร้อนก็ยังเพิ่มขึ้น

อย่างต่อเนื่องเช่นกันจนถึงค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนมีค่าเท่ากับ 0.81 kW และค่าอัตราการไหลของอากาศเป็น 3.5 m/sec ส่วนในกรณี with Empty PMHR ที่อัตราการไหลของอากาศ 0.0109 kg/sec และค่าอัตรา การถ่ายความร้อนที่ 0.40 kW ความชันของกราฟจะมีอัตราการถ่ายเทความร้อนที่เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องเช่นกันจนกระทั่งถึงจุดที่ 2 อัตราการถ่ายเทความร้อนจะมีค่าที่ 0.45 kW และที่จุดนี้จะเพิ่มอัตราการไหลของอากาศเป็น 2 kg/sec ในขณะที่อัตราการถ่ายเทความร้อนก็ยังเพิ่มขึ้น อย่างต่อเนื่องจนถึงค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนมีค่าเท่ากับ 1.0 kW และค่าอัตราการไหลของอากาศเป็น 0.0153 kg/sec



รูปที่ 4.15 อัตราการอากาศเชิงมวลที่ไหลเข้าเตาแก๊สซีฟิเออร์ กับอัตราการถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์ถ่ายความร้อน ในกรณี With PMHR กับ With Empty

บทที่ 5

สรุปผลและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผล

เพื่อที่จะเปลี่ยนเชื้อเพลิงชีวมวลหรือขยะมูลฝอยเปลี่ยนเป็นแก๊สสังเคราะห์ สำหรับการเดินเครื่องยนต์สันดาปภายใน วัสดุประสงค์ในการทำวิจัยครั้งนี้เพื่อที่จะปรับปรุงประสิทธิภาพของระบบเครื่องผลิต Syngas และเพื่อที่จะลดอุณหภูมิของแก๊สสังเคราะห์ที่ทางออกด้วยการใช้วัสดุพูนซึ่งบรรจุในอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อน และเครื่องต้นแบบผลิตแก๊สสังเคราะห์นี้มีขนาด 30 kW และทดสอบเพื่อที่จะหาความเป็นไปได้ของระบบเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่นำเสนอนี้ ผลจากการทดสอบได้แสดงให้เห็นว่าแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จะมีผลิตภัณฑ์ของแก๊สสังเคราะห์เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 12%, ไฮโดรเจน (H_2) 2% คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) 18% และ ไนโตรเจน (N_2) 68% ในขณะที่ มีเทน (CH_4) และ ออกซิเจน มีส่วนผสมน้อยมาก เป็นเพราะว่ามีส่วนที่เป็นผลิตภัณฑ์ของแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์อยู่ในระดับต่ำ และความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะอยู่ที่ประมาณ 2 MJ/Nm^3 ซึ่งในเชิงทฤษฎีแล้วถ้าเชื้อเพลิงและตัวกลางของสารที่ถูกป้อนเข้าไปในระบบก็จะมีผลต่อไฮโดรเจนและมีเทนมีค่าสูงไปด้วย ในขณะที่การทำวิจัยครั้งนี้ใช้ถ่านไม้เป็นเชื้อเพลิงและใช้อากาศเป็นสารตัวกลางในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ อย่างไรก็ตามถ้านำมาเปรียบเทียบกับเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์ทั่วไปแล้ว การนำความร้อนกลับมาใช้มีผลอย่างมากกับประสิทธิภาพและกับอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นเป็น 77% และลดลงเป็น 58% ตามลำดับของแก๊สสังเคราะห์ ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่าเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์และติดตั้งอุปกรณ์ PMHR ที่นำเสนอมีความเป็นไปได้ตามวัตถุประสงค์ จะพบว่า PMHR มีบทบาทที่สำคัญกับส่งเสริมในการลดอุณหภูมิ และเพิ่มประสิทธิภาพเชิงความร้อน รวมทั้งค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ นอกจากนี้แล้วในงานวิจัยอื่นได้กล่าวว่าน็อตเหล็กผสมสแตนเลสสามารถที่จะนำมาใช้กับอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่มีประสิทธิภาพสูง ซึ่งไม่เพียงแต่เพิ่มการเปลี่ยนแปลงให้ได้แก๊สสังเคราะห์ที่ดีแล้ว วัสดุพูนนี้ยังช่วยลดอุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์ขาออกอย่างรวดเร็ว สำหรับในงานวิจัยในอนาคต การทดสอบจะนำเชื้อเพลิงที่มีส่วนผสมของ ไฮโดรเจน (H_2) ร่วมกับการใช้ไอน้ำเป็นสารตัวกลางร่วมกับอากาศ ซึ่งมีความจำเป็นต้องการเพิ่มความนำเชื้อถือของระบบต่อไป

5. 2 ข้อเสนอแนะ

สำหรับข้อเสนอแนะในการทำวิจัยในอนาคต สารตัวกลางในการทำงานที่น่าพิจารณาถึงคือการนำไอน้ำเพิ่มเข้าไปในระบบเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ เพื่อที่จะทำให้เกิดกระบวนการ Water Gas shift Reaction เพื่อที่จะได้รับองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่มีปริมาณของ H_2 จำนวนมากขึ้นและมีคุณภาพดี

นอกจากนี้แล้วควรเพิ่มอุปกรณ์สำหรับกระบวนการจัดสิ่งไม่พึงประสงค์ที่จะนำแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ไปใช้กับเครื่องยนต์เผาไหม้ภายในเพื่อขับเคลื่อนเครื่องผลิตกระแสไฟฟ้า รวมทั้งอุปกรณ์ที่จะช่วยลดอุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิงให้ลดในระดับที่เหมาะสมที่จะป้อนให้กับเครื่องยนต์เผาไหม้เช่นกัน



บรรณานุกรม

- [1] Peter McKendry, (2002) gasification technologies, Bioresource Technology. Review paper energy product from (Part 3). Applied Science Direct, 83, 55-63
- [2] T.B. Reed and A. Das. (1988). Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems SERIISP-271-3022 DE88001135 March 1988 UC Category. 245
- [3] ภิเชก รุ่งโรจน์ชัยพร. (2554) วัสดุรูปพรุนคืออะไร. วารสารวิทยาศาสตร์ลาดกระบัง 20 (1)
- [4] ศุภวิทย์ ลวณะสกล, บุญยฤทธิ์ ประสาทแก้ว. (2551) การผลิตไอน้ำ 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมงโดยระบบหม้อไอน้ำ-แก๊สซิเอร์จากชีวมวล, งานวิจัย ภาควิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี, 5-11
- [5] อติศักดิ์ ไสยมุข. (2557). วัสดุที่มีรูปพรุนแบบลำดับชั้น. ข่าวสารคณะวิทยาศาสตร์ มช. 20
- [6] A.C. Hoffmann, L.E. Stein, (1969). Gas Cyclones and Swirl Tubes Principles, Design and Operation Secon Edition. Springer.
- [7] Boonrit Prasartkaew. (2007). Biomass Conversion Energy Field of Study SERD Asian Institute of Technology Experiment on Down draft gasifier.
- [8] Prabir Basu. (2010) Biomass Characteristics. Chapter 2, p. 158-159 and Design of Biomass Gasifiers chapter 6. 270-223.
- [9] A.A.P.Susastriawan, Y. Purwanto, Purnomo. (2021). Biomass gasifier-internal combustion engine system. Review of literature. 14 (5),1090-1100.
- [10] B. Prasartkaew. (2018) Efficiency improvement of a concentrated solar receiver for water heating system using porous medium, in: IOP Conference series: Materials Science and Engineering. IOP Publishing, vol. 279
- [11] Buncha Puttakoon, Boonrit Prasartkaew, Kittipong Jaojaruek (2020). Improvement of heat transfer on solid fuel combustor system using waste steel nuts as porous media. Inc. energy J. 20 (4). 367-646.
- [12] Brijendra Sibg Bhaskar. (2016). Review of Flow Flow and Heat Transfer through Porous Media Heat Exchangers” Volume 6
- [13] Chen Yang. (2010). Heat transfer performance assessment for force convection in a tube partially filled with a porous media. Applied Science Direct. 98-108.
- [14] Lapple, C. E. (1951). Processes use many collector types. Chemical Engineering, 58(5), 144-151.

บรรณานุกรม (ต่อ)

- [15] Einara Blanco Machin, Danile Travieso Pedroso, Nestor Proenza, Jooses Luse Silveire, Leonetto Conti, Lucia Bollini Braga, Adrian Blanco Machin (2015). Tar reduction in downdraft biomass gasifier using a primary method. *Applied Science Direct*. 478-483
- [16] P.E. Akhator, A.I. Obanor, E.G. Sadjere. (2019). Design and Development of small scale Biomass Downdraft Gasifier. *Nigerian Journal of Technology*.4 (38), 922-930,
- [17] Raed Abed Mahdi. (2015). Review of convection heat transfer and fluid flow in porous media with nanofluid. *Applied Science Direct*. 715-734.
- [18] Sungwan B., Tinnakorn P. (2017). A Study of Throat Size Effect on Downdraft Biomass Gasifier Efficiency. *ScienceDirect Energy Procedia* 138, 750-788.
- [20] Soheil, Hanie Hakimian, Abid Farooq. (2023). Vaporization of biomass through gasification for green hydrogen generation, A comprehensive review, *Science Direct, Bioresource Technology*, (365), 12843.
- [21] Trirat Khosasaeng, Ratchaphon Suntivarakorn. (2017). Effect of equipment ratio on and efficiency of single throat downdraft gasifier using RDF from Municipal solid waste. *Applied Science Direct*. 784-788.
- [22] Yunus A Cengel. (2002). *Heat transfer A Practical Approach*. Second Edition, John Wiley & Sons, New York McGraw.
- [23] Yunus A. Cengel/Michael A. Boles. (1989). *Thermodynamics an Engineering Approach international edition*, Singapore, McGraw-Hill Book Co.
- [24] V.F. Kosov, V.A. Lavrenov, V.M. Zaichenko. (2015). Simulation of a process for the two stage thermal conversion of biomass into the synthesis gas, in *Journal of Physics: Conference series*. IOP Publishing. (653)
- [25] Prabir Basu, Priyanka Kaushal. (2023). Chapter 7: Gasification theory Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction (Fourth Edition)
- [26] Suriya Samutjak. (2017). Efficiency Analysis of Electricity Production from Biomass Waste using Downdraft Gasifier. *Thai Environment Engineering Journal*, 30(3),37-46.

ภาคผนวก



ภาคผนวก ก
ตารางการทดสอบเตาแก๊สซีฟิเออร์



ตารางที่ ก.1 การทดสอบครั้ง 1st อากาศไหลเข้าเตา With PMHR

Temp. (°C)		$\dot{m}_{a1} = 0.0109 \text{ kg/s}$			Temp. (°C)	$\dot{m}_{a2} = 0.0131 \text{ kg/s}$			Temp. (°C)	$\dot{m}_{a3} = 0.0153 \text{ kg/s}$		
		$\dot{m}_{f1}$ (kg/s)	Species	faction % by Vol.		$\dot{m}_{f2}$ (kg/s)	Species	faction % by Vol.		$\dot{m}_{f3}$ (kg/s)	Species	faction % by Vol.
t_1	31.5	0.00183	CO	8.430	31.5	0.00194	CO	9.766	31.5	0.00207	CO	9.728
t_2	61.5		CO2	19.665	75.2		CO2	16.272	88.7		CO2	16.588
t_3	334.1		CH4	0	373.3		CH4	0	422.6		CH4	0
t_4	212.4		H2	1.25	135		H2	2.115	160.4		H2	3.071
t_5	68.8		N ₂	69.357	82.3		N ₂	71.847	108.3		N ₂	71.911
t_6	101				103				136.1			
t_7	1,375				1,372				1,372			
t_8	70				74.2				314			
t_9	66.4				96				223			

จากตารางที่ ก.1 จะเป็นการบันทึกข้อมูลที่ได้จากการทดสอบเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์ ที่อัตราการไหลของมวลอากาศที่ไหลเข้าไปยังเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงในขณะที่ป้อนอากาศทั้ง 3 ครั้ง และในแต่ละครั้งก็จะทำการบันทึกค่าอุณหภูมิทั้งหมด 9 จุด จำนวนเชื้อเพลิงที่ใช้ในแต่ละอัตราการป้อนอากาศเข้าเครื่อง และพร้อมทั้งนำค่าขององค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์หลังที่ได้ผลจากการวิเคราะห์จากห้องทดลองเพื่อที่จะนำค่าเหล่านี้ไปคำนวณค่าองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่เป็นสัดส่วน % by volume ต่อไป

ตารางที่ ก.2 การทดสอบครั้ง 2nd อากาศไหลเข้าเตาโดย With Empty PMHR

Temp. (°C)		$\dot{m}_{a1} = 0.0109 \text{ kg/sec}$			$\dot{m}_{a2} = 0.0131 \text{ kg/sec}$			$\dot{m}_{a3} = 0.0153 \text{ kg/sec}$				
		$\dot{m}_{f1}$ (kg/s)	Species	faction % by Vol.	Temp. (°C)	$\dot{m}_{f2}$ (kg/s)	Species	faction % by Vol.	Temp. (°C)	$\dot{m}_{f3}$ (kg/s)	Species	faction % by Vol.
t_1	31.5	0.00164	CO	11,258	31.5	0.00189	CO	11.125	31,5	0.0020	CO	10.230
t_2	68		CO ₂	28.672	92.1		CO ₂	26.242	96.1		CO ₂	26.842
t_3	331		CH ₄	0	408.0		CH ₄	0	500		CH ₄	0
t_4	104		H ₂	1.23	138		H ₂	2.15	196		H ₂	3.20
t_5	83		N ₂	58.840	93		N ₂	60.483	121		N ₂	59.730
t_6	110				117.8				134			
t_7	1,372				1,372				1,372			
t_8	117				137				107			
t_9	63.9				96				70			

จากตารางที่ ก.2 จะเป็นการบันทึกข้อมูลที่ได้จากการทดสอบเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์ ที่อัตราการไหลของมวลอากาศที่ไหลเข้าไปยังเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงในขณะที่ป้อนอากาศทั้ง 3 ครั้ง และ

ในแต่ละครั้งก็จะทำการบันทึกค่าอุณหภูมิทั้งหมด 9 จุด จำนวนเชื้อเพลิงที่ใช้ในแต่ละอัตราการป้อนอากาศเข้าเครื่อง และพร้อมทั้งนำค่าขององค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์หลังที่ได้ผลจากการวิเคราะห์จากห้องทดลองเพื่อที่จะนำค่าเหล่านี้ไปคำนวณค่าองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่เป็นสัดส่วน % by volume ต่อไป

ตารางที่ ก.3 การทดสอบครั้ง 3rd อากาศไหลเข้าเตาโดย Without PMHR

Temp. (°C)		$\dot{m}_{a1} = 0.0109 \text{ kg/sec}$			Temp. (°C)	$\dot{m}_{a2} = 0.0131 \text{ m}^3/\text{s}$			Temp. (°C)	$\dot{m}_{a3} = 0.0153 \text{ m}^3/\text{s}$		
		$\dot{m}_{f1}$ (kg/s)	Species	<u>Faction</u> % by Vol.		$\dot{m}_{f2}$ (kg/s)	Species	faction % by Vol.		$\dot{m}_{f3}$ (kg/s)	Species	faction % by Vol.
t_1	31.5	0.00133	CO	12.165	31.5	0.00142	CO	12.16	31.5	0.00167	CO	10.52
t_2	31.5		CO ₂	19.270	31.5		CO ₂	17.661	31.5		CO ₂	11.718
t_3	503		CH ₄	0	521		CH ₄	0	503		CH ₄	0
t_4	503		H ₂	1.45	521		H ₂	2.02	503		H ₂	3.13
t_5	141		N ₂	67.115	162		N ₂	68.159	141		N ₂	74.632
t_6	152				168				152			
t_7	1,372				1,372				1,372			
t_8	186				275				186			
t_9	139				207				139			

จากตารางที่ ก.3 จะเป็นการบันทึกข้อมูลที่ได้จากการทดสอบเครื่องผลิตแก๊สสังเคราะห์ ที่อัตราการไหลของมวลอากาศที่ไหลเข้าไปยังเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงในขณะที่ป้อนอากาศทั้ง 3 ครั้ง และในแต่ละครั้งก็จะทำการบันทึกค่าอุณหภูมิทั้งหมด 9 จุด จำนวนเชื้อเพลิงที่ใช้ในแต่ละอัตราการป้อนอากาศเข้าเครื่อง และพร้อมทั้งนำค่าขององค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์หลังที่ได้ผลจากการวิเคราะห์จากห้องทดลองเพื่อที่จะนำค่าเหล่านี้ไปคำนวณค่าองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่เป็นสัดส่วน % by volume ต่อไป

ภาคผนวก ข
การคำนวณหาอัตราการไหลของมวลอากาศ

ตัวอย่างการคำนวณ ข.1 อัตราการไหลของอากาศที่ไหลเข้าเตาความเร็วที่ V_1 , V_2 และ V_3 ตามลำดับ

$$\dot{m}_{\text{air}} = \rho_{\text{air}} \times A \times V$$

เมื่อ $\dot{m}_{\text{air}}$ = อัตราการไหลของมวลอากาศ, kg/sec

ρ_{air} = ความหนาแน่นของอากาศ, kg/m³

A = พื้นที่หน้าตัดของท่อที่อากาศไหลเข้าเตาปฏิกรณ์, m²

V = ความเร็วที่ไหลเข้าสู่เตาปฏิกรณ์, m/sec

D = ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่อากาศไหลเข้า, m

$$D = 0.070 \text{ m}; A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (0.070)^2}{4} = 0.00385 \text{ m}^2, \text{ then } V_1 = 2.5$$

$$\text{m/s}, V_2 = 3.0 \text{ m/s}; V_3 = 3.5 \text{ m/s}$$

1. ความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าเตา

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s} : \dot{m}_{\text{air}} = \rho_{\text{air}} AV = 1.134 \text{ kg/m}^3 \times 0.00385 \text{ m}^2 \times 2.5 \text{ m/s}$$

$$\dot{m}_{\text{air}} = 39.240 \text{ kg/hr}$$

2. ความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าเตา

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s} : \dot{m}_{\text{air}} = \rho_{\text{air}} AV = 1.134 \text{ kg/m}^3 \times 0.00385 \text{ m}^2 \times 3.0 \text{ m/s}$$

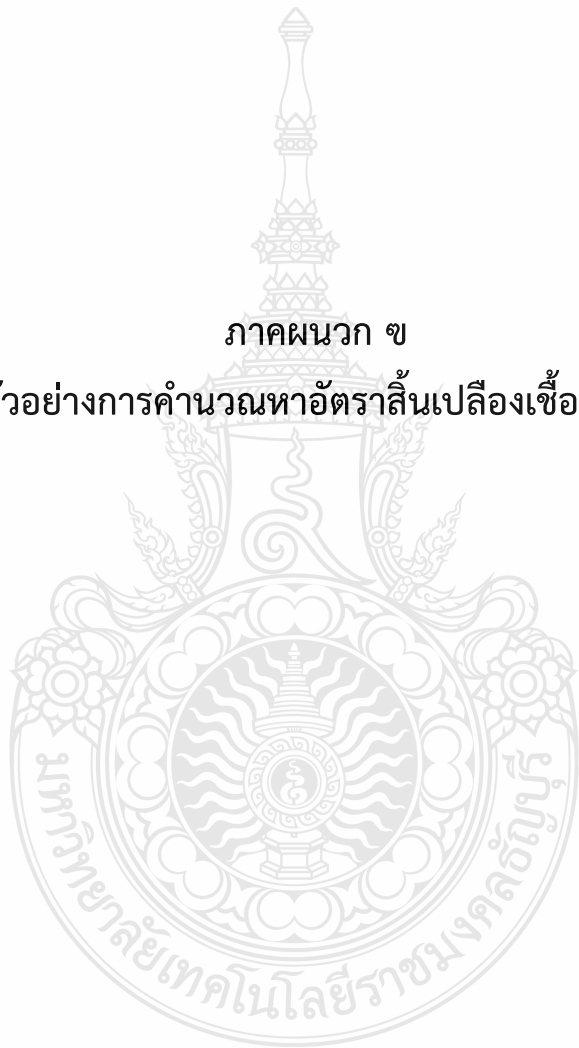
$$\dot{m}_{\text{air}} = 47.160 \text{ kg/hr}$$

3. ความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าเตา

$$V_3 = 3.5 \text{ m/s} : \dot{m}_{\text{air}} = 1.134 \text{ kg/m}^3 \times 0.00385 \text{ m}^2 \times 3.5 \text{ m/s}$$

$$\dot{m}_{\text{air}} = 55.08 \text{ kg/hr}$$

ภาคผนวก ข
ตัวอย่างการคำนวณหาอัตราสิ้นเปลืองเชื้อเพลิง



ตัวอย่างการคำนวณ ค.1 อัตราความสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนและวัสดุพูน

$$\dot{m}_{\text{fuel}} = \frac{M}{t} \quad \text{kg/hr}$$

เมื่อ $\dot{m}_{\text{fuel}}$ = อัตราการสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงชีวมวล, kg/hr

M = ปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้, kg ; t = เวลาที่ใช้ในการทดสอบ, min

$$\begin{aligned} V_1 = 2.5 \text{ m/s} : \quad \dot{m}_{\text{fuel}} &= \frac{1.65 \text{ kg}}{15 \text{ min} \times 60 \frac{\text{sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec} \\ \dot{m}_{\text{fuel}} &= 6.5 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_2 = 3.0 \text{ m/s} : \quad \dot{m}_{\text{fuel}} &= \frac{1.75 \text{ kg}}{15 \text{ min} \times 60 \frac{\text{sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec} \\ \dot{m}_{\text{fuel}} &= 6.984 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_3 = 3.5 \text{ m/s} \\ \dot{m}_{\text{fuel}} &= \frac{1.87 \text{ kg}}{15 \text{ min} \times 60 \frac{\text{sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec} \\ \dot{m}_{\text{fuel}} &= 8.40 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

ตัวอย่างการคำนวณ ค.2 หาอัตราความสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนภายในไม้บรรจุวัสดุพูน

$$\begin{aligned} V_1 = 2.5 \text{ m/s} : \quad \dot{m}_{\text{fuel}} &= \frac{1.48 \text{ kg}}{15 \text{ min} \times 60 \frac{\text{sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec} \\ \dot{m}_{\text{fuel}} &= 5.9040 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_1 = 3.0 \text{ m/s} : \quad \dot{m}_{\text{fuel}} &= \frac{1.70 \text{ kg}}{15 \text{ min} \times 60 \frac{\text{sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec} \\ \dot{m}_{\text{fuel}} &= 6.8040 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_2 = 3.5 \text{ m/s} \\ \dot{m}_{\text{fuel}} &= \frac{1.80 \text{ kg}}{15 \text{ min} \times 60 \frac{\text{sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec} \end{aligned}$$

$$\dot{m}_{\text{fuel}} = 7.20 \text{ kg/hr}$$

ตัวอย่างการคำนวณ ค.3 หาอัตราความสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อไม่ใช้อุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนและวัสดุพูน

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s} : \quad \dot{m}_{\text{fuel}} = \frac{1.21 \text{ kg}}{15 \text{ mi} \frac{60 \text{ sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec}$$

$$\dot{m}_{\text{fuel}} = 4.7880 \text{ kg/hr}$$

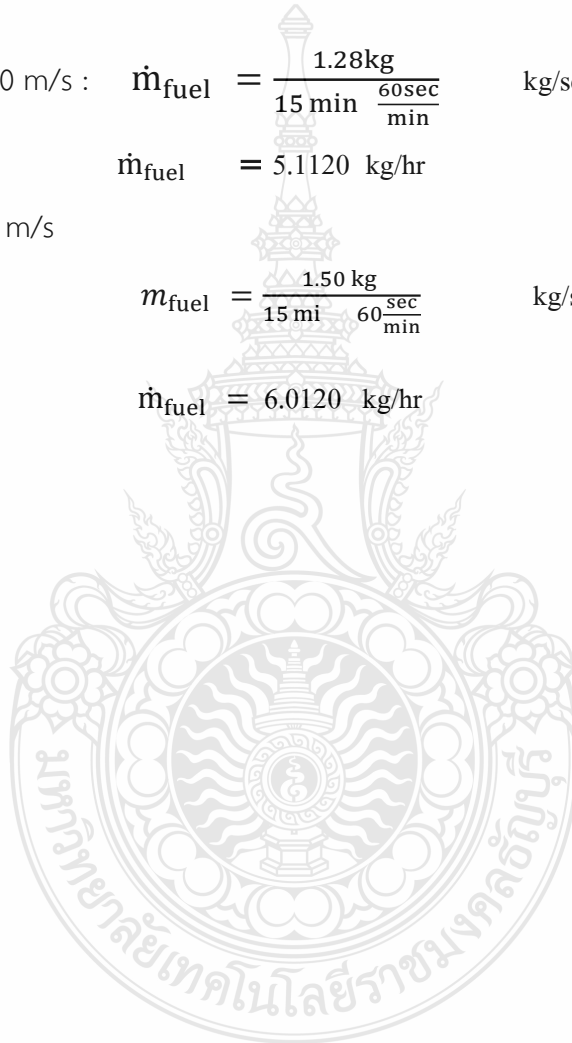
$$V_2 = 3.0 \text{ m/s} : \quad \dot{m}_{\text{fuel}} = \frac{1.28 \text{ kg}}{15 \text{ min} \frac{60 \text{ sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec}$$

$$\dot{m}_{\text{fuel}} = 5.1120 \text{ kg/hr}$$

$$V_3 = 3.5 \text{ m/s}$$

$$\dot{m}_{\text{fuel}} = \frac{1.50 \text{ kg}}{15 \text{ mi} \frac{60 \text{ sec}}{\text{min}}} \quad \text{kg/sec}$$

$$\dot{m}_{\text{fuel}} = 6.0120 \text{ kg/hr}$$



ภาคผนวก ค

การคำนวณหาอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่ใช้ (A/F ratio)



ตัวอย่างการคำนวณ ง.1 หาอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนและวัสดุพอรุน

$$A/F \text{ ratio} = \frac{\dot{m}_{\text{air}}}{\dot{m}_{\text{fuel}}}$$

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{39.240 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{6.50 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 5.9560$$

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{47.20 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{6.984 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 6.764$$

$$V_3 = 3.5 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{55.80 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{8.40 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 6.643$$

ตัวอย่างการคำนวณ ง.2 หาอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนภายในไม่บรรจวัสดุพอรุน

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{39.240 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{5.9040 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 6.645$$

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{47.610 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{6.840 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 6.8940$$

$$V_3 = 3.5 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{55.080 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{7.20 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 7.650$$

ตัวอย่างการคำนวณ ง.3 หาอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อไม่ใช้อุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนและวัสดุพอรุน

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{39.240 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{4.788 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 8.1954$$

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{47.160 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{5.1120 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 9.112$$

$$V_3 = 3.5 \text{ m/s} : A/F \text{ ratio} = \frac{55.080 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{6.0120 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} = 9.1616$$

ภาคผนวก ค
ตัวอย่างการคำนวณหาค่า High Heating Values

ตาราง ต.1 ค่า High Heating Values องค์ประกอบของแก๊สโปรติวเซอร์ [23]

Kinds of gas species	High Heating Value (kJ/kg mol)
CO	382,990
H ₂	285,840
CH ₄	890,360
C ₂ H ₆	1,559,900

ตัวอย่างการคำนวณ ต.1 วิธีหาปริมาตรแก๊สสังเคราะห์

จากสมการ แก๊สอุดมคติที่อุณหภูมิมาตรฐานที่ 25 °C ณ.ที่ความดัน 1 บรรยากาศ

$$\text{จากสมการของแก๊สอุดมคติ} \quad PV = RT$$

เมื่อ $R = 8.314 \text{ kJ/kg mole K}$

$$T = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} + 273.15 = 298.15 \text{ K}$$

$$P = 101.325 \text{ kN/m}^2$$

$$V = \text{ปริมาตรของ syngas, m}^3/\text{kmole}$$

ดังนั้น
$$V_{\text{syngas}} = \frac{8.314 \text{ kJ} \times 298.15 \text{ K} \times \text{m}^2}{\text{kmole} \cdot \text{K} \times 101.325 \text{ kN}}$$

$$= \frac{2478.819 \text{ k (Nm)} \times \text{m}^2}{\text{kmole} \times 101.325 \text{ kN}} = 24.46 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

ตัวอย่างการคำนวณ ต.2 High Heating Values ที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนและวัสดุพูน (With PMHR)

$$\text{HHV} = \frac{(\text{Mole faction} \times \text{HHV})}{V_{\text{syngas}}}$$

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s:}$$

$$\text{HHV} = \frac{0.12165 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mole}} + (0.011450 \times 285,840 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mole}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kg mol}} \times 100\%$$

$$= 2.07 \text{ MJ/Nm}^3$$

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s:}$$

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= \frac{0.1216 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}} + (0.02020 \times 285840 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kg mol}} \times 100\% \\ &= 2.140 \text{ MJ/Nm}^3 \end{aligned}$$

$$V_3 = 3.5 \text{ m/s:}$$

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= \frac{0.1052 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}} + (0.03130 \times 285840 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kg mol}} \times 100\% \\ &= 2.01 \text{ MJ/Nm}^3 \end{aligned}$$

ตัวอย่างการคำนวณ ต.3 High Heating Values ที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนโดยไม่บรรจุวัสดุพูน (With Empty PMHR)

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= \frac{0.11258 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mole}} + (0.01230 \times 285840 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kg mol}} \times 100\% \\ &= 1.91 \text{ MJ/Nm}^3 \end{aligned}$$

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s:}$$

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= \frac{0.11125 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}} + (0.02150 \times 285840 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kg mol}} \times 100\% \\ &= 1.99 \text{ MJ/Nm}^3 \end{aligned}$$

$$V_3 = 3.50 \text{ m/s :}$$

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= \frac{0.0230 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}} + (0.0320 \times 285840 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kg mol}} \times 100\% \\ &= 1.98 \text{ MJ/Nm}^3 \end{aligned}$$

ตัวอย่างการคำนวณ ต.4 High Heating Values เชื้อเพลิงที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อไม่ใช้อุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนและวัสดุพูน (Without PMHR)

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s:}$$

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= \frac{0.08430 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}} + (0.01250 \times 285840 \frac{\text{kJ}}{\text{kg mol}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kg mol}} \times 100\% \\ &= 1.47 \text{ MJ/Nm}^3 \end{aligned}$$

$$V2 = 3.0 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= \frac{0.09766 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} + (0.021150 \times 285840 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kmol}} \times 100\% \\ &= 1.78 \text{ MJ/Nm}^3 \end{aligned}$$

$$V3 = 3.50 \text{ m/s:}$$

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= \frac{0.09728 \times 382,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} + (0.03070 \times 285840 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}})}{24.46 \text{ m}^3 \times \text{kmol}} \times 100\% \\ &= 1.88 \text{ MJ/Nm}^3 \end{aligned}$$



ภาคผนวก ข
การคำนวณหาประสิทธิภาพความร้อนของเตา



ตัวอย่างการคำนวณ ข.1 ประสิทธิภาพความร้อนของเตาที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนและวัสดุพูน (With PMHR)

$$\eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

เมื่อ

η_{th} = ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาปฏิกรณ์ Downdraft Gasifier, %

HV_{gas} = ค่าความร้อนสูงของแก๊สสังเคราะห์, MJ/Nm³

$\dot{m}_{fuel}$ = อัตราการใช้เชื้อเพลิงชีวมวล, kg/hr

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

$$\eta_{th} = \frac{39.24 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1.466 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{\frac{6.588 \text{ kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{ MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 29.50\%$$

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

$$H_{th} = \frac{47.16 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1.707 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{\frac{6.984 \text{ kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{ MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 38.93\%$$

$$V_3 = 3.50 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

$$\eta_{th} = \frac{55.08 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1.740 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{\frac{7.480 \text{ kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{ MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 43.28\%$$

ตัวอย่างการคำนวณ ข.2 ประสิทธิภาพความร้อนของเตาปฏิกรณ์ ที่ความเร็ว V_1 , V_2 และ V_3 เมื่อให้อากาศไหลผ่านอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนโดยไม่บรรจุวัสดุพูน (With Empty PMHR)

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

$$\eta_{th} = \frac{39.24 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1.906 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{\frac{6.804 \text{ kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{ MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 42.81\%$$

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

$$\eta_{th} = \frac{47.16 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1.9930 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{\frac{6.804 \text{ kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{ MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 46.67\%$$

$$V_3 = 3.50 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

$$\eta_{th} = \frac{55.08 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1.9760 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{7.20 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 51.060\%$$

ตัวอย่างการคำนวณ ฅ.3 ประสิทธิภาพความร้อนของเตาปฏิกรณ์ เชื้อเพลิงที่ความเร็ว V1 , V2 และ V3
เมื่อไม่ใช้อุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนและวัสดุพูน (Without PMHR)

$$V_1 = 2.5 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

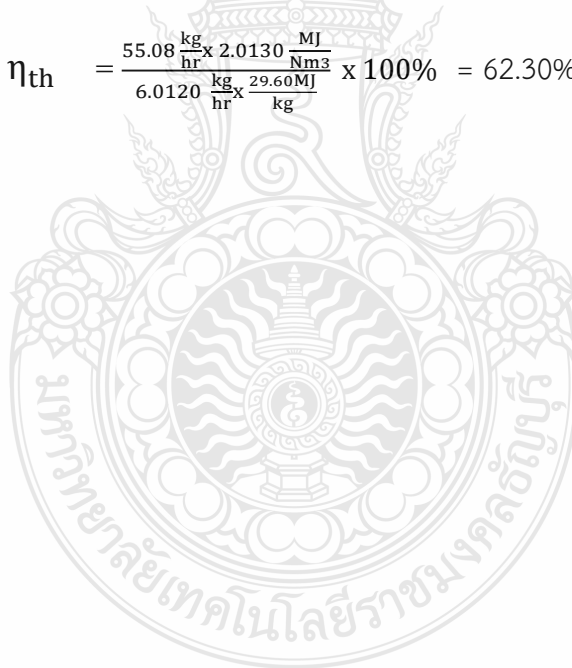
$$\eta_{th} = \frac{39.24 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 2.0740 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{4.7880 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 57.43\%$$

$$V_2 = 3.0 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

$$\eta_{th} = \frac{47.16 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 2.140 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{4.7880 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 66.7\%$$

$$V_3 = 3.5 \text{ m/s: } \eta_{th} = \frac{\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}}{\dot{m}_{fuel} \times HV_{fuel}} \times 100\%$$

$$\eta_{th} = \frac{55.08 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 2.0130 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}}{6.0120 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{29.60 \text{MJ}}{\text{kg}}} \times 100\% = 62.30\%$$



ภาคผนวก จ

การคำนวณหาพลังงานความร้อนที่สูญเสียจากเตาแก๊สซีฟเออร์



การคำนวณหาพลังงานความร้อนที่สูญเสีย การสมดุลมวล และสมดุลพลังงานจากเตาแก๊สซีไฟเออร์

ในการประมาณค่าการสูญเสียความร้อนจากเครื่องผลิตแก๊ส ให้สันนิษฐานว่าแหล่งที่มาหลักของการสูญเสียความร้อนคือการแผ่รังสีและการพาความร้อนตามธรรมชาติ การสูญเสียความร้อนทั้งหมดคือ

$$H_{loss} = \sum_0^i Q_r + \sum_0^i Q_c$$

เมื่อ

$\sum_0^i Q_r$ = การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการแผ่รังสี

$\sum_0^i Q_c$ = การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการพาความร้อน

1. การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการแผ่รังสี

การสูญเสียความร้อนจากการแผ่รังสีสุทธิต่อหน่วยพื้นที่ต่อหน่วยเวลา ซึ่งถ่ายโอนจากวัตถุสีเทาที่มีสภาพเปล่งรังสี e ที่อุณหภูมิสัมบูรณ์ T_i ไปเป็นอุณหภูมิโดยรอบ T_r ให้ไว้โดยกฎของสเตฟาน-บอดซ์มันน์ (Coulson และ Richardson 1977) สามารถคำนวณได้สมการที่ 2.20

$$Q_r = e s x A (T_0^4 - T_r^4)$$

เมื่อ

Q_r = ความร้อนสูญเสียรวมที่สูญเสียไปกับสิ่งแวดล้อม

e = การแผ่รังสีของพื้นผิว

s = ค่าคงที่ของสเตฟาน-บอดซ์มันน์

A = พื้นที่ผิวรวมทั้งหมดที่ถ่ายเทความร้อน

T_0 = อุณหภูมิของผิวเตาแก๊สซีไฟเออร์

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม

2. การสูญเสียความร้อนจากการพาความร้อนจากธรรมชาติ

เนื่องจากเครื่องสร้างแก๊สอยู่ที่อุณหภูมิที่สูงกว่าอากาศโดยรอบ จึงมีการถ่ายเทความร้อนจากการพาความร้อนตามธรรมชาติ และการถ่ายเทความร้อนทั้งหมดโดยการพาความร้อนตามธรรมชาติจะได้อาจมาจากการสัมพันธ์สามารถคำนวณค่าได้จากสมการที่ 2.21

$$Q_c = h x A x (T_0 - T_r)$$

3. การสูญเสียความร้อนในเครื่องผลิตก๊าซ (H_{loss})

เครื่องสร้างแก๊สไม่มีอุณหภูมิที่ผิวสม่ำเสมอ เนื่องจากมีโปรไฟล์อุณหภูมิตามความสูงของเครื่องสร้างแก๊ส อุณหภูมิรอบผนังของเครื่องผลิตแก๊สไม่ได้ถูกวัดอุณหภูมิในการทดลอง แต่เพื่อประมาณ

การสูญเสียความร้อน การกระจายอุณหภูมิสันนิษฐานว่าแบ่งออกเป็นโซนต่างๆ จากการวิเคราะห์จะ
ยึดขนาดของเครื่องสร้างแก๊สดังแสดงในรูปที่ จ.1

$$Q_r(i) = e \times s \times \pi \times L_i (T_0^4 - T_r^4)$$

เมื่อ

$Q_r(i)$ = การถ่ายเทความร้อนทั้งหมดในโซนที่ i ; kw

e = การแผ่รังสีของผิวเตาแก๊สซีฟเอร์

S = ค่าคงที่ของสเตฟาน-บอตซ์มันน์ = $5.67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$

d = เส้นผ่านศูนย์กลางของเตาแก๊สซีฟเอร์, m

L_i = ความสูงของโซนที่ i , m

T_0 = อุณหภูมิที่ผิวของเตาแก๊สซีฟเอร์, K

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม, K

เครื่องผลิตแก๊สถูกประดิษฐ์ด้วยแผ่นเหล็กบดละเอียด จากเพอร์รี่ และคณะ พ.ศ. 2527 ค่าการ
ปล่อยรังสีของเหล็กแผ่นรีดเป็น 0.55

$$Q_c = \frac{1.18 (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times d \times L_i}{d^{\frac{1}{4}}}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times L_i$$



รูปที่ จ.1 การแบ่งโซนในการคำนวณหาค่าความร้อนสูญเสีย

ดังนั้นในการคำนวณหาสำหรับพลังงานความร้อนสูญเสียเนื่องจากการนำและการพาความร้อนของเตา
ผลิตแก๊สสังเคราะห์จะสามารถแบ่งการคำนวณออกมาเป็น 6 ส่วนด้วยกันดังต่อไปนี้

- 1 ในส่วนฝาครอบด้านบน (Top Cover Part)
- 2 ในส่วนของโซนอบแห้ง (Drying Zone Part)
- 3 ในส่วนของโซนกลั่นสลาย (Pyrolysis Zone Part)
- 4 ในส่วนของโซนเผาไหม้ (Oxidation Zone Part)
- 5 ในส่วนของโซนรีดักชัน (Reduction Zone Part)
- 6 ในส่วนฝาครอบด้านล่าง (Bottom Cover Part)
7. พลังงานที่ไหลไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์

1. การคำนวณในส่วนฝาครอบด้านบน (Top Cover Part)

การคำนวณหาการสูญเสียพลังงานความร้อนเนื่องจากการแผ่รังสี (Radiation loss)

$$Q_r = e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.373 \times 0.50 (358.15^4 - 3.15^4) \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.097788 \text{ kW}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \pi \times L_i$$

$$= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (358.15 - 3.15)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times 0.03 \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.0351 \text{ kW}$$

2. ในส่วนของโซนอบแห้ง (Drying Zone Part)

$$Q_r = e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.150 \times (358.15^4 - 308.15^4) \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.3934 \text{ kW}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \pi \times L_i$$

$$= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (358.15 - 308.15)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times 0.273 \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.3194 \text{ kW}$$

3. ในส่วนของโซนกลั่นสลาย (Pyrolysis Zone Part)

$$Q_r = e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.245 \times (360.15^4 - 308.15^4) \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.6746 \text{ kW}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \pi \times L_i$$

$$= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (360.15 - 308.15)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times 0.273 \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.3354 \text{ kW}$$

4. ในส่วนของโซนเผาไหม้ (Oxidation Zone Part)

$$Q_r = e x s x A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.158 \times (394.15^4 - 308.15^4) \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.8288 \text{ kW}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times l$$

$$= \frac{1.18 \times 0.373^{\frac{3}{4}} \times (394.15 - 308.15)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times 0.158 \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.02597 \text{ kW}$$

5. ในส่วนของโซนรีดักชั่น (Reduction Zone Part)

$$Q_r = e x s x A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.550 \times 0.298 \times (393.15^4 - 308.15^4) \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.4239 \text{ kW}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times l$$

$$= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (393.15 - 309.15)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times 0.55 \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.6435 \text{ kW}$$

6. ในส่วนของฝาครอบด้านล่าง (Bottom Cover Part)

$$Q_r = e x s x A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.50 \times (393.15^4 - 308.15^4) \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 1.311 \text{ kW}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times l$$

$$= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (393.15 - 308.15)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times 0.50 \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.585 \text{ kW}$$

ดังนั้นผลรวมของความร้อนสูญเสียของระบบจะเป็นรวมของทุกส่วนของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์

$$Q_{lt} = Q_r + Q_c$$

$$= (0.97788 + 0.3934 + 0.6746 + 0.8288 + 0.4239 + 1.311)$$

$$+ (0.0351 + 0.3194 + 0.3534 + 0.02597 + 0.6435 + 0.585)$$

$$Q_{lt} = 4.6095 + 1.944$$

$$Q_{lt} = 6.5538 \text{ kW}$$

$$Q_{lt} = 1.17 \text{ MJ}$$

7. พลังงานที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์

ในการคำนวณหาค่าความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์สามารถที่คำนวณได้จากสมการที่ 2.28

$$\dot{Q}_{l,pg} = \dot{m}_g C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

เมื่อ

$\dot{Q}_{l,pg}$ = พลังงานความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิง, kW

$\dot{m}_g$ = อัตราการไหลของมวลเชื้อเพลิงแก๊สสังเคราะห์, kg/sec

C_{pg} = ค่าความร้อนจำเพาะที่ความดันคงที่ของเชื้อเพลิงแก๊สสังเคราะห์, 1kJ/kg/°C

T_{pg} = อุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิง, °C

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม, °C

กรณีที่ 1

การคำนวณหาความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ With PMHR

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.01504 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.01504 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^\circ\text{C} (68.8 - 35)$$

$$\dot{Q} = 0.508 \text{ kW}$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.01227 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.01227 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^\circ\text{C} (82.3 - 35)$$

$$\dot{Q} = 0.580 \text{ kW}$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0201 kg/sec

$$\dot{Q} = [\dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)]_{\text{air}}$$

$$\dot{Q} = 0.0201 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^\circ\text{C} (108.3 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.478 \text{ kW}$$

กรณีที่ 2

การคำนวณหาความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ With Empty PMHR

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0125 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0125 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^\circ\text{C} (83 - 35)$$

$$\dot{Q} = 0.60 \text{ kW}$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0155 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0155 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (93 - 35)$$

$$\dot{Q} = 0.9016 \text{ kW}$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0173 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0173 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (121 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.488 \text{ kW}$$

กรณีที่ 3

การคำนวณหาความร้อนสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ Without PMHR

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) เท่ากับ 0.01222 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.01222 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (141 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.1296 \text{ kW}$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0145 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0145 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (162 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.54 \text{ kW}$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0169 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0169 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (141 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.791 \text{ kW}$$

ภาคผนวก จ

การคำนวณหาพลังงานความร้อนที่สูญเสียจากเตาแก๊สซีฟเออร์



การคำนวณหาพลังงานความร้อนที่สูญเสีย การสมดุลมวล และสมดุลพลังงานจากเตาแก๊สซีไฟเออร์

ในการประมาณค่าการสูญเสียความร้อนจากเครื่องผลิตแก๊ส ให้สันนิษฐานว่าแหล่งที่มาหลักของการสูญเสียความร้อนคือการแผ่รังสีและการพาความร้อนตามธรรมชาติ การสูญเสียความร้อนทั้งหมดคือ

$$H_{loss} = \sum_0^i Q_r + \sum_0^i Q_c$$

เมื่อ

$\sum_0^i Q_r$ = การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการแผ่รังสี

$\sum_0^i Q_c$ = การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการพาความร้อน

1. การสูญเสียความร้อนทั้งหมดจากการแผ่รังสี

การสูญเสียความร้อนจากการแผ่รังสีสุทธิต่อหน่วยพื้นที่ต่อหน่วยเวลา ซึ่งถ่ายโอนจากวัตถุสีเทาที่มีสภาพเปล่งรังสี e ที่อุณหภูมิสัมบูรณ์ T_i ไปเป็นอุณหภูมิโดยรอบ T_r ให้ไว้โดยกฎของสเตฟาน-บอดซ์มันน์ (Coulson และ Richardson 1977) สามารถคำนวณได้สมการที่ 2.20

$$Q_r = e s x A (T_0^4 - T_r^4)$$

เมื่อ

Q_r = ความร้อนสูญเสียรวมที่สูญเสียไปกับสิ่งแวดล้อม

e = การแผ่รังสีของพื้นผิว

s = ค่าคงที่ของสเตฟาน-บอดซ์มันน์

A = พื้นที่ผิวรวมทั้งหมดที่ถ่ายเทความร้อน

T_0 = อุณหภูมิของผิวเตาแก๊สซีไฟเออร์

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม

2. การสูญเสียความร้อนจากการพาความร้อนจากธรรมชาติ

เนื่องจากเครื่องสร้างแก๊สอยู่ที่อุณหภูมิที่สูงกว่าอากาศโดยรอบ จึงมีการถ่ายเทความร้อนจากการพาความร้อนตามธรรมชาติ และการถ่ายเทความร้อนทั้งหมดโดยการพาความร้อนตามธรรมชาติจะได้อาจมาจากความสัมพันธ์สามารถคำนวณค่าได้จากสมการที่ 2.21

$$Q_c = h x A x (T_0 - T_r)$$

3. การสูญเสียความร้อนในเครื่องผลิตก๊าซ (H_{loss})

เครื่องสร้างแก๊สไม่มีอุณหภูมิที่ผิวมาเสมอ เนื่องจากมีโปรไฟล์อุณหภูมิตามความสูงของเครื่องสร้างแก๊ส อุณหภูมิรอบผนังของเครื่องผลิตแก๊สไม่ได้ถูกวัดอุณหภูมิในการทดลอง แต่เพื่อประมาณการสูญเสียความร้อน การกระจายอุณหภูมิสันนิษฐานว่าแบ่งออกเป็นโซนต่างๆ จากการวิเคราะห์จะยึดขนาดของเครื่องสร้างแก๊สดังแสดงในรูปที่ จ.1

$$Q_r(i) = e \times s \times \pi \times L_i (T_0^4 - T_r^4)$$

เมื่อ

$Q_r(i)$ = การถ่ายเทความร้อนทั้งหมดในโซนที่ i ; kw

e = การแผ่รังสีของผิวเตาแก๊สซีไฟเออร์

S = ค่าคงที่ของสเตฟาน-บอตซ์มันน์ = $5.67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$

d = เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของเตาแก๊สซีไฟเออร์, m

L_i = ความสูงของโซนที่ i , m

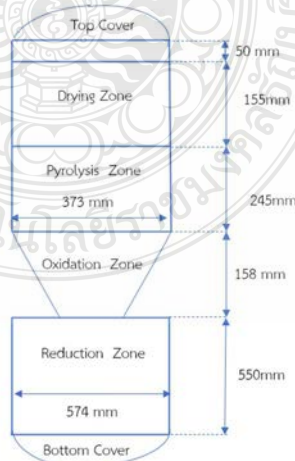
T_0 = อุณหภูมิที่ผิวของเตาแก๊สซีไฟเออร์, K

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม, K

เครื่องผลิตแก๊สถูกประดิษฐ์ด้วยแผ่นเหล็กบดละเอียด จากเพอร์รี่ และคณะ พ.ศ. 2527 ค่าการปล่อยรังสีของเหล็กแผ่นรีดเป็น 0.55

$$Q_c = \frac{1.18 (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times d \times L_i}{d^{\frac{1}{4}}}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times L_i$$



รูปที่ จ.1 การแบ่งโซนในการคำนวณหาค่าความร้อนสูญเสีย

ดังนั้นในการคำนวณหาสำหรับพลังงานความร้อนสูญเสียเนื่องจากการนำและการพาความร้อนของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์จะสามารถแบ่งการคำนวณออกมาเป็น 6 ส่วนด้วยกันดังต่อไปนี้

- 1 ในส่วนฝาครอบด้านบน (Top Cover Part)
- 2 ในส่วนของโซนอบแห้ง (Drying Zone Part)
- 3 ในส่วนของโซนกลั่นสลาย (Pyrolysis Zone Part)
- 4 ในส่วนของโซนเผาไหม้ (Oxidation Zone Part)
- 5 ในส่วนของโซนรีดักชัน (Reduction Zone Part)
- 6 ในส่วนฝาครอบด้านล่าง (Bottom Cover Part)
- 7.พลังงานที่ไหลไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์

1. การคำนวณในส่วนฝาครอบด้านบน (Top Cover Part)

การคำนวณหาการสูญเสียพลังงานความร้อนเนื่องจากการแผ่รังสี (Radiation loss)

$$Q_r = e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.373 \times 0.50 (85^4 - 35^4) \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.0010615 \text{ kW}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times L_i$$

$$= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (80 - 35)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times 0.03 \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 371.190 \text{ kW}$$

2. ในส่วนของโซนอบแห้ง (Drying Zone Part)

$$Q_r = e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.150 \times (85^4 - 35^4) \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 2.682 \text{ kW}$$

$$Q_c = 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times L_i$$

$$= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (85 - 35)^{\frac{5}{4}} \times \pi \times 0.273 \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 789.566 \text{ kW}$$

3. ในส่วนของโซนกลั่นสลาย (Pyrolysis Zone Part)

$$Q_r = e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4)$$

$$= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.245 \times (87^4 - 35^4) \times 3600}{1.10^6} \text{ MJ/hr}$$

$$= 0.0048 \text{ kW}$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \pi \times L_i \\
 &= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (87 -)^{\frac{5}{4}} \pi \times 0.273 \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr} \\
 &= 0.2179 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

4. ในส่วนของโซนเผาไหม้ (Oxidation Zone Part)

$$\begin{aligned}
 Q_r &= e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4) \\
 &= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.158 \times (120^4 - 35^4) \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr} \\
 &= 0.0115 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \pi \times l \\
 &= \frac{1.18 \times 0.373^{\frac{3}{4}} \times (120 - 35)^{\frac{5}{4}} \pi \times 0.158 \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr} \\
 &= 0.2597 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

5. ในส่วนของโซนรีดักชัน (Reduction Zone Part)

$$\begin{aligned}
 Q_r &= e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4) \\
 &= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times 0.550 \times 0.298 \times (150^4 - 35^4) \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr} \\
 &= 0.0980 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \pi \times l \\
 &= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (150 -)^{\frac{5}{4}} \pi \times 0.55 \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr} \\
 &= 1.822 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

6. ในส่วนของฝาครอบด้านล่าง (Bottom Cover Part)

$$\begin{aligned}
 Q_r &= e \times s \times A (T_0^4 - T_r^4) \\
 &= \frac{0.55 \times 5.67 \times 10^{-8} \times \pi \times 0.50 \times (170^4 - 3^4) \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr} \\
 &= 0.944 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= 1.18 \times d^{\frac{3}{4}} (T_0 - T_r)^{\frac{5}{4}} \pi \times l \\
 &= \frac{1.18 \times 0.574^{\frac{3}{4}} \times (170 - 3)^{\frac{5}{4}} \pi \times 0.50 \times 3600}{1 \times 10^6} \text{ MJ/hr} \\
 &= 2.230 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

ดังนั้นผลรวมของความร้อนสูญเสียของระบบจะเป็นรวมของทุกส่วนของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์

$$\begin{aligned}
 Q_{lt} &= Q_r + Q_c \\
 &= (0.0010615 + 2.682 + 0.0048 + 0.0115 + 0.0980 + 0.944)
 \end{aligned}$$

$$+(371.190 + 789.566 + 0.2179 + 0.2597 + 1.822 + 2.230)$$

$$Q_{lt} = 3.741 + 1165.284$$

$$Q_{lt} = 1169.025 \text{ kW}$$

$$Q_{lt} = 1.17 \text{ MJ}$$

7. พลังงานที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์

ในการคำนวณหาค่าความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สสังเคราะห์สามารถที่คำนวณหาได้จากสมการที่ 2.28

$$\dot{Q}_{l,pg} = \dot{m}_g C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

เมื่อ

$\dot{Q}_{l,pg}$ = พลังงานความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิง, kW

$\dot{m}_g$ = อัตราการไหลของมวลเชื้อเพลิงแก๊สสังเคราะห์, kg/sec

C_{pg} = ค่าความร้อนจำเพาะที่ความดันคงที่ของเชื้อเพลิงแก๊สสังเคราะห์, kJ/kg/°C

T_{pg} = อุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิง, °C

T_r = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม, °C

กรณีที่ 1

การคำนวณหาความร้อนสูญเสียที่ไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ With PMHR

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.01504 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.01504 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/°C} (68.8 - 35)$$

$$\dot{Q} = 0.508 \text{ kW}$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.01227 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.01227 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/°C} (82.3 - 35)$$

$$\dot{Q} = 0.580 \text{ kW}$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0201 kg/sec

$$\dot{Q} = [\dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)]_{\text{air}}$$

$$\dot{Q} = 0.0201 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/°C} (108.3 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.478 \text{ kW}$$

กรณีที่ 2

การคำนวณหาความร้อนสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ With Empty PMHR

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0125 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0125 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (83 - 35)$$

$$\dot{Q} = 0.60 \text{ kW}$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0155 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0155 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (93 - 35)$$

$$\dot{Q} = 0.9016 \text{ kW}$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0173 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0173 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (121 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.488 \text{ kW}$$

กรณีที่ 3

การคำนวณหาความร้อนสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงสังเคราะห์เมื่อระบบเป็นแบบ Without PMHR

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) เท่ากับ 0.01222 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.01222 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (141 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.1296 \text{ kW}$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0145 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0145 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (162 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.54 \text{ kW}$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ ($\dot{m}_{pg}$) มีค่าเท่ากับ 0.0169 kg/sec

$$\dot{Q} = \dot{m}_{pg} C_{pg} (T_{pg} - T_r)$$

$$\dot{Q} = 0.0169 \text{ kg/sec} \times 1 \text{ kJ/kg/}^{\circ}\text{C} (141 - 35)$$

$$\dot{Q} = 1.791 \text{ kW}$$

ภาคผนวก ฉ
การสมดุลมวลและพลังงานเตาแก๊สซีฟิเออร์



การสมดุลมวลและการสมดุลพลังงาน (Mass and Energy Balance)

ในการสมดุลมวลและสมดุลพลังงานความร้อน ของเตาแก๊สซีฟิเออร์ จะอาศัยหลักการกฎทรงมวล และกฎพลังงานทางเทอร์โมไดนามิกส์เป็นพื้นฐาน ในการคำนวณหาเป็นหลัก และในการคำนวณจะคำนวณหาทั้ง 3 กรณี โดยเริ่มจาก กรณี With PMHR With Empty และ Without PMHR และในแต่ละกรณีจะยังคำนวณหาทุกๆ อัตราการป้อนเชื้อเพลิงและอากาศทั้ง 3 อัตราการไหลดังต่อไปนี้ การวิเคราะห์สมดุลมวลและพลังงานเมื่อระบบเป็นแบบ With PMHR ในการสมดุลมวล (Mass Balance) สามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.17

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 39.240 kg และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 6.50 kg

จาก $M_{in} = M_{out}$

เมื่อ $M_{in} = m_a + m_f$

แทนค่า $M_{in} = 39.240 \text{ kg} + 6.50 \text{ kg}$
 $= 45.740 \text{ kg}$

แต่ $M_{in} = M_{out}$

ดังนั้น $M_{out} = 45.74 \text{ kg}$

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2\%x + \rho_{N_2} \times N_2\%x + \rho_{co} \times CO\%x + \rho_{CO_2} \times CO_2\% \quad \text{kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{co} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

แทนค่า $\rho_{syn} = (0.092 \times 0.0145) + (1.96 \times 0.6816) + (1.14 \times 0.1216) + (1.98 \times 0.170) \text{ kg/m}^3$
 $= 1.8124 \text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ } (V_{syn}) &= \frac{54.144 \text{ kg}}{1.8124 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 29.880 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{มวลที่ไหลออกจากระบบ } (M_{out}) = V_{syn} \times \rho_{syn}$$

แทนค่า $M_{out} = 29.88 \text{ m}^3 \times 1.8124 \text{ kg/m}^3$
 $= 54.144 \text{ kg}$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$E_{in} = E_{out}$$

$$6.98 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} = 54.144 \text{ kg} \times 2.70 \text{ MJ/m}^3$$

$$195.552 \text{ MJ} = 112.078 \text{ MJ/Nm}^3$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 47.160 kg และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 6.984 kg

จาก $M_{in} = M_{out}$

เมื่อ $M_{in} = m_a + m_f$

แทนค่า $M_{in} = 47.16 \text{ kg} + 6.984 \text{ kg}$

$$= 44.144 \text{ kg}$$

แต่ $M_{in} = M_{out}$

ดังนั้น $M_{out} = 44.144 \text{ kg}$

คำนวณหาความหนาแน่นของแก๊สสังเคราะห์จาก

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2\% + \rho_{N_2} \times N_2\% + \rho_{co} \times CO\% + \rho_{CO_2} \times CO_2\% \quad \text{kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{co} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

แทนค่า $\rho_{syn} = (0.092 \times 0.02115) + (1.96 \times 0.71847) + (1.14 \times 0.9766) + (1.98 \times 0.162) \text{ kg/m}^3$

$$= 2.844 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ } (V_{syn}) = \frac{44.144 \text{ kg}}{2.844 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 15.512 \text{ m}^3$$

$$\text{มวลที่ไหลออกจากระบบ } (M_{out}) = V_{syn} \times \rho_{syn}$$

แทนค่า $M_{out} = 15.512 \text{ m}^3 \times 2.844 \text{ kg/m}^3$
 $= 44.166 \text{ kg}$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$E_{in} = E_{out}$$

$$6.984 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} = 44.166 \text{ kg} \times 2.140 \text{ MJ/m}^3$$

$$195.552 \text{ MJ} = 94.515 \text{ MJ}$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 55.08 kg และอัตรา

การป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 8.40 kg

จาก $M_{in} = M_{out}$

เมื่อ $M_{in} = m_a + m_f$

แทนค่า $M_{in} = 55.08 \text{ kg} + 8.40 \text{ kg}$
 $= 63.48 \text{ kg}$

แต่ $M_{in} = M_{out}$

ดังนั้น $M_{out} = 63.48 \text{ kg}$

คำนวณหาค่าความหนาแน่นของแก๊สสังเคราะห์จาก

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2\% + \rho_{N_2} \times N_2\% + \rho_{CO} \times CO\% + \rho_{CO_2} \times CO_2\% \quad \text{kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

แทนค่า $\rho_{syn} = (0.092 \times 0.03071) + (1.96 \times 0.71911) + (1.14 \times 0.9728) + (1.98 \times 0.16588) \text{ kg/m}^3$
 $= 1.1438 \text{ kg/m}^3$

ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ (V_{syn}) $= \frac{63.48 \text{ kg}}{1.1438 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$
 $= 63.480 \text{ m}^3$

มวลที่ไหลออกจากระบบ (M_{out}) = $V_{syn} \times \rho_{syn}$

แทนค่า $M_{out} = 63.480 \text{ m}^3 \times 1.1438 \text{ kg/m}^3$
 $= 72.61 \text{ kg}$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$E_{in} = E_{out}$$

$$8.40 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} = 63.480 \text{ m}^3 \times 2.01 \text{ MJ/m}^3$$

$$235.2 \text{ MJ} = 127.595 \text{ MJ}$$

กรณีที่ 2

การวิเคราะห์สมดุลมวลเมื่อระบบเป็นแบบ With Empty PMHR

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 39.240 kg และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 5.904 kg

จาก $M_{in} = M_{out}$

เมื่อ $M_{in} = m_a + m_f$

แทนค่า $M_{in} = 39.240 \text{ kg} + 5.904 \text{ kg}$
 $= 45.144 \text{ kg}$

แต่ $M_{in} = M_{out}$

ดังนั้น $M_{out} = 45.144 \text{ kg}$

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2\% + \rho_{N_2} \times N_2\% + \rho_{co} \times CO\% + \rho_{CO_2} \times CO_2\% \quad \text{kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{co} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

แทนค่า $\rho_{syn} = (0.092 \times 0.0123) + (1.96 \times 0.5884) + (1.14 \times 0.11258) + (1.98 \times 0.2867) \text{ kg/m}^3$
 $= 1.850 \text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned}\text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ } (V_{syn}) &= \frac{45.144 \text{ kg}}{1.850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 24.402 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{มวลที่ไหลออกจากระบบ } (M_{out}) = V_{syn} \times \rho_{syn}$$

$$\begin{aligned}\text{แทนค่า } M_{out} &= 24.402 \text{ m}^3 \times 1.850 \text{ kg/m}^3 \\ &= 45.144 \text{ kg}\end{aligned}$$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$E_{in} = E_{out}$$

$$5.904 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} = 45.144 \text{ kg} \times 1.910 \text{ MJ/m}^3$$

$$165.312 \text{ MJ} = 86.225 \text{ MJ/Nm}^3$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 47.160 kg และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 6.804 kg

$$\text{จาก } M_{in} = M_{out}$$

$$\text{เมื่อ } M_{in} = m_a + m_f$$

$$\begin{aligned}\text{แทนค่า } M_{in} &= 47.160 \text{ kg} + 6.804 \text{ kg} \\ &= 53.964 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{แต่ } M_{in} = M_{out}$$

$$\text{ดังนั้น } M_{out} = 53.964 \text{ kg}$$

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2\%x + \rho_{N_2} \times N_2\%x + \rho_{co} \times CO\%x + \rho_{CO_2} \times CO_2\% \quad \text{kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{co} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{แทนค่า } \rho_{syn} &= (0.092 \times 0.0215) + (1.96 \times 0.6848) + (1.14 \times 0.1125) + (1.98 \times 0.2624) \text{ kg/m}^3 \\ &= 1.992 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ (} V_{syn} \text{)} &= \frac{53.964 \text{ kg}}{1.992 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 27.10 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{มวลที่ไหลออกจากระบบ (} M_{out} \text{)} = V_{syn} \times \rho_{syn}$$

$$\begin{aligned}\text{แทนค่า } M_{out} &= 27.10 \text{ m}^3 \times 1.850 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53.964 \text{ kg}\end{aligned}$$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$E_{in} = E_{out}$$

$$6.804 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} = 27.10 \text{ m}^3 \times 1.9920 \text{ MJ/m}^3$$

$$190.512 \text{ MJ} = 53.983 \text{ MJ/Nm}^3$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 55.08 kg และอัตราการป้อน

เชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 7.20 kg

$$\text{จาก } M_{in} = M_{out}$$

$$\text{เมื่อ } M_{in} = m_a + m_f$$

$$\begin{aligned}\text{แทนค่า } M_{in} &= 55.08 \text{ kg} + 7.20 \text{ kg} \\ &= 62.28 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{แต่ } M_{in} = M_{out}$$

$$\text{ดังนั้น } M_{out} = 62.28 \text{ kg}$$

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2\%x + \rho_{N_2} \times N_2\%x + \rho_{co} \times CO\%x + \rho_{CO_2} \times CO_2\% \quad \text{kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{co} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{แทนค่า } \rho_{syn} &= (0.092 \times 0.032) + (1.96 \times 0.5973) + (1.14 \times 0.1023) + (1.98 \times 0.2684) \text{ kg/m}^3 \\ &= 1.822 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ } (V_{syn}) &= \frac{62.28 \text{ kg}}{1.822 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 34.182 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{มวลที่ไหลออกจากระบบ } (M_{out}) = V_{syn} \times \rho_{syn}$$

$$\begin{aligned}\text{แทนค่า } M_{out} &= 34.182 \text{ m}^3 \times 1.822 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62.28 \text{ kg}\end{aligned}$$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$\begin{aligned}E_{in} &= E_{out} \\ 7.20 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} &= 34.182 \text{ m}^3 \times 1.822 \text{ MJ/m}^3 \\ 201.60 \text{ MJ} &= 62.278 \text{ MJ/Nm}^3\end{aligned}$$

กรณีที่ 3

การวิเคราะห์สมดุลมวลเมื่อระบบเป็นแบบ Without PMHR

1. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 39.240 kg และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 4.788 kg

$$\text{จาก } M_{in} = M_{out}$$

$$\text{เมื่อ } M_{in} = m_a + m_f$$

$$\begin{aligned}\text{แทนค่า } M_{in} &= 39.240 \text{ kg} + 4.788 \text{ kg} \\ &= 44.013 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{แต่ } M_{in} = M_{out}$$

$$\text{ดังนั้น } M_{out} = 44.013 \text{ kg}$$

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2\%x + \rho_{N_2} \times N_2\%x + \rho_{co} \times CO\%x + \rho_{CO_2} \times CO_2\% \quad \text{kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{co} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

แทนค่า $\rho_{syn} = (0.092 \times 0.0145) + (1.96 \times 0.67115) + (1.14 \times 0.12165) + (1.98 \times 0.1927) \text{ kg/m}^3$
 $= 1.837 \text{ kg/m}^3$

ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ (V_{syn}) $= \frac{44.013 \text{ kg}}{1.837 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$
 $= 23.96 \text{ m}^3$

มวลที่ไหลออกจากระบบ (M_{out}) $= V_{syn} \times \rho_{syn}$

แทนค่า $M_{out} = 23.96 \text{ m}^3 \times 1.837 \text{ kg/m}^3$
 $= 44.013 \text{ kg}$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$E_{in} = E_{out}$$

$$4.788 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} = 23.96 \text{ m}^3 \text{ kg} \times 1.47 \text{ MJ/m}^3$$

$$134.064 \text{ MJ} = 35.221 \text{ MJ/Nm}^3$$

2. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 47.160 kg และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 5.112 kg

จาก $M_{in} = M_{out}$

เมื่อ $M_{in} = m_a + m_f$

แทนค่า $M_{in} = 47.160 \text{ kg} + 5.112 \text{ kg}$
 $= 52.272 \text{ kg}$

แต่ $M_{in} = M_{out}$

ดังนั้น $M_{out} = 52.272 \text{ kg}$

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2\%x + \rho_{N_2} \times N_2\%x + \rho_{co} \times CO\%x + \rho_{CO_2} \times CO_2\% \text{ kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{co} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{แทนค่า } \rho_{syn} = (0.092 \times 0.0202) + (1.96 \times 0.68158) + (1.14 \times 0.1216) + (1.98 \times 0.17661) \text{ kg/m}^3$$

$$= 1.826 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ } (V_{syn}) = \frac{52.272 \text{ kg}}{1.826 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 28.626 \text{ m}^3$$

$$\text{มวลที่ไหลออกจากระบบ } (M_{out}) = V_{syn} \times \rho_{syn}$$

$$\text{แทนค่า } M_{out} = 28.626 \text{ m}^3 \times 1.826 \text{ kg/m}^3$$

$$= 52.272 \text{ kg}$$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$E_{in} = E_{out}$$

$$5.112 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} = 28.626 \text{ m}^3 \times 1.826 \text{ MJ/m}^3$$

$$143.136 \text{ MJ} = 56.765 \text{ MJ/Nm}^3$$

3. ในกรณีนี้จะพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศ (m_a) มีค่าเท่ากับ 55.08 kg และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวล (m_f) มีค่าเท่ากับ 6.012 kg

จาก

$$M_{in} = M_{out}$$

$$\text{เมื่อ } M_{in} = m_a + m_f$$

$$\text{แทนค่า } M_{in} = 55.08 \text{ kg} + 6.012 \text{ kg}$$

$$= 61.092 \text{ kg}$$

$$\text{แต่ } M_{in} = M_{out}$$

$$\text{ดังนั้น } M_{out} = 61.092 \text{ kg}$$

$$\rho_{syn} = \rho_{H_2} \times H_2 \%x + \rho_{N_2} \times N_2 \%x + \rho_{co} \times CO \%x + \rho_{CO_2} \times CO_2 \% \quad \text{kg/m}^3$$

เมื่อ

$$\rho_{H_2} = 0.092 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 1.96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{co} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} = 1.98 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{แทนค่า } \rho_{syn} = (0.092 \times 0.0313) + (1.96 \times 0.74632) + (1.14 \times 0.1052) + (1.98 \times 0.11718) \text{ kg/m}^3$$

$$= 1.844 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ } (V_{syn}) = \frac{61.092 \text{ kg}}{1.844 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 33.130 \text{ m}^3$$

$$\text{มวลที่ไหลออกจากระบบ } (M_{out}) = V_{syn} \times \rho_{syn}$$

$$\text{แทนค่า } M_{out} = 33.130 \text{ m}^3 \times 1.844 \text{ kg/m}^3$$

$$= 61.092 \text{ kg}$$

2. การสมดุลพลัง (Energy Balance)

$$E_{in} = E_{out}$$

เมื่อ

$$E_{in} = \text{พลังงานที่ไหลเข้าระบบ, MJ}$$

$$E_{out} = \text{พลังงานที่ไหลออกจากระบบ, MJ}$$

แทนค่า พลังงานไหลเข้าและไหลออกจากระบบ

$$E_{in} = E_{out}$$

$$6.012 \text{ kg} \times 28.0 \text{ MJ/kg} = 33.130 \text{ m}^3 \times 1.844 \text{ MJ/m}^3$$

$$168.336 \text{ MJ} = 61.0292 \text{ MJ}$$

ภาคผนวก ข
งานวิจัยที่ทำการตีพิมพ์ทางวารสารต่างประเทศ





Contents lists available at ScienceDirect

Case Studies in Thermal Engineering

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

Efficiency improvement of biomass gasifier using porous media heat recuperator

Varanyu Thongkhao^a, Somboon Sukpancharoen^b, Boonrit Prasartkaew^{a,*}

^a Combustion and Solar Energy Laboratory (CASE Lab.), Mechanical Engineering Department, Faculty of Engineering, Rajamangala University of Technology Thanyaburi, Thanyaburi, Pathum Thani, 12110, Thailand

^b Department of Agricultural Engineering, Faculty of Engineering, Khon Kaen University, Khon Kaen, 40002, Thailand

ARTICLE INFO

Keywords:

Gasification
Porous media
Heat recuperator
Biomass gasifier

ABSTRACT

Nowadays, energy crisis and environmental problems become the important issues affect all lives on the earth. All fossil-based energy will be depleted within the next few-ten years, if it is used at this current rate. Utilizations of renewable energy via efficient system poses an opportunity to address both fossil fuel depletion and environmental issues simultaneously. Among all renewable energies, biomass is one of the best forms of energy, in term of it can be actually managed by the curtain plan, e.g.: energy crop strategy. Gasification is one of the best thermal processes that converts liquid and solid hydrocarbon feedstocks into gas fuel, called syngas or producer gas (mainly comprises CO and H₂). This research aims to improve the efficiency of the gasification reactor using Porous Media Heat Recuperator (PMHR). With the expectation that using this heat exchanger not only improve the gasification processes, but the producer gas temperature can be also reduced as the requirement for running the internal combustion engine (ICE). Charcoal, the carbonized product of wood or biomass, was selected as feedstock for this proposed system as it would produce a producer gas suitable for the ICE with low or free of tars uniform properties and low moisture content. The gasifier system was tested in a forced draught method using air as the gasifying agent. The experimental results shown that the efficiency of the proposed system with PMHR can be increased about 77% and the temperature of output producer gas can be increased for approximately 58%, compared with the conventional system.

1. Introduction

The continuous and massive consumption of energy worldwide is an increasing with about doubled over the next few decades. This issue threat to the energy resource and public health [1]. Currently, more than 95% of global electricity are generated from fossil based primary energy via combustion process. Therefore, the enormous amount of emission and green-house gases are released to the environment rapidly. Utilizations of renewable energy via a high efficiency system is one of the most effective methods to overcome these problems concurrently [2].

In the modern civilization society, almost all human activities consume lots of energy that directly and indirectly relate to the energy and environmental problems. For better being without patient, human willing to trade or pay for their comfort living. But the utilization of fossil-based energy, especially electricity from the heat-engine power plant, for all comfort activities may establish more un-comfort living in the future. Because the power plants consume about three times as much energy in fuel as the amount of energy

* Corresponding author.

E-mail address: boonrit.p@en.rmutt.ac.th (B. Prasartkaew).

<https://doi.org/10.1016/j.csite.2023.103143>

Received 17 February 2023; Received in revised form 11 May 2023; Accepted 30 May 2023

Available online 4 June 2023

2214-157X/© 2023 The Authors. Published by Elsevier Ltd. This is an open access article under the CC BY-NC-ND license (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/4.0/>).

produced as electricity [1]. Mean that very unit of electricity are produced, at least two units of heat are dissipated into the environment. Not only heat loss, but combustion products, emission and greenhouse gases (GHGs) are also released from the power plants. This results in global warming and rising the global surface temperature. As a simple case, for example, in the tropical countries, when an air conditioner is caught on, many people prefer to living or working in the air conditioning room all day and all time. The hotter weather temperature is increased, the more air-conditioner is used. The more electricity is used, the hotter weather temperature is increased. This cycle will make all concerns issues rapidly increase. To address these issues simultaneously, the renewable energy utilization via the high-efficiency environmentally friendly systems should be adopted [3,4]. Among nine renewable energy sources on the Earth: solar, wind, biomass, wave, tidal, hydro, nuclear, geothermal, and fossil, biomass is only one that can be possibly produced as much as we want by planting energy crops. Furthermore, biomass energy holds the potential of providing both renewable and flexible power owing to its controllable [5].

Not only effects on energy issue, but anthropogenic activities will also inevitably be generating of municipal solid waste (MSW) because of imperfect utilization of resources. This MSW comprises commercial, residential, industrial and agricultural wastes generated in a municipal and generation rate increases dramatically. Many cities all over the world are terribly confronting with the problem of how to manage or dispose huge amounts of MSW. With unsustainable method to dispose of the MSW, e.g.: dumping in landfills or burning in free space, it may cause high environmental risks because of emissions into the groundwater and atmospheric air. These will be a substantial effect on human health and natural environment.

One of the best measures to cope with the MSW issue is the waste-to-energy (WTE) framework. The key aim of this process is to recover energy from MSW, as electricity and/or heat or the converting of waste into a fuel source. Under the WTE concept, not only the volume of MSW is reduced, but it is also converted to the useful energy. Fig. 1 shows the solid waste treatment technologies. The WTE technologies that can be classified into two major methods: mechanical and biological treatment (MBT) or 'cold conversion', and thermal treatment or 'thermochemical conversion' processes. In many countries worldwide, the increasing of industrialization and over-exploitation of fossil fuels become the main problems. To cope with this, not only the decentralized generation of power should be effectively implemented, but the regulation and policy must also be applied in all measures [6]. Due to the fossil fuel combustion is the major cause of energy crisis and environmental issues. In many countries, to mitigate these, the policies of net-zero carbon emissions and carbon neutrality have been conducted and plan to success by 2050–2070 [7–11]. One of the best ways to satisfy these policies is the utilization of biomass via the high efficiency system and it should be urgently encouraged.

Gasification is a promising process for converting of solid or liquid feedstock into a gaseous fuel, called 'syn-gas' or 'producer gas'. From many literatures, gasification can produce syn- or producer-gas depending on the constitution of production gas. Typically, when steam or oxygen are supplied as the gasifying agent, a syn-gas mixture will be produced which constitute of only hydrogen and carbon monoxide, with possibility of having some of carbon dioxide content. If the gasification produces significant amount of non-combustible gases such as carbon dioxide and nitrogen, such mixtures is producer gas. In addition, useful information for the design step is that the typical syngas heating value from biomass gasification is about 2–5 MJ/m³ [12].

Among all solid biomass feedstock utilizations, gasification is outperformed because it can achieve extremely low thermal NO_x formation, requires a less amount of oxygen when compared with combustion [13]. The produced syngas from gasification process can be used with more convenient easily controllable in various applications, such as cooking, heating, engine application and drying, etc., with higher efficiency. Literature also revealed that the flue gas volumes per ton of input solid feedstock used via gasification can be reduced up to 40% compared to those from waste direct combustion [14].

In a conventional gasifier, thermal and heat are required for the thermochemical conversion process. These optimal energies must be controlled by supplying a restricted amount of oxygen for partially internal combustion. Under the typical gasification conditions, oxygen levels are restricted to less than 30% of that required for complete combustion [15]. Depends on the thermochemical

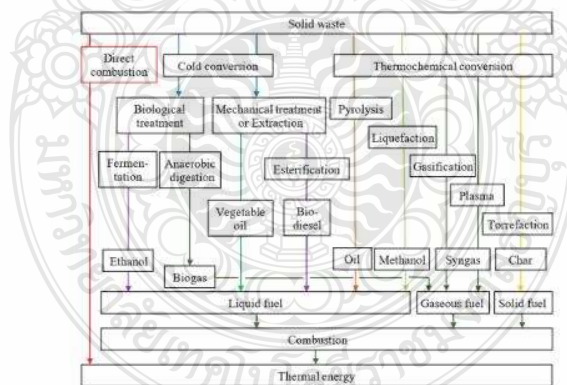


Fig. 1. Solid waste treatment technologies.

conversion energy required for each feedstock, however, this energy must be minimized with the less loss. To improve the gasification efficiency, the sensible heat of the produced syngas should be recuperated to provide a means to reduce the internal combustion rate.

Porous media can be defined as an unconsolidated solid with open space pore structures to enable a fluid to pass through it. Porous media technology has been an attractive research topic in several engineering fields, such as solid fuel combustion [3], solar thermal systems [16,17], and steam generation [18,19]. Compared to the conventional thermal systems, all heat transfer modes, especially conduction and radiation, can be enhanced by porous media technology application. Regarding the macroscopic random packed-bed porous media (PPM), it has high permeability and low resistance to flow. Among the shapes of bed available in the market with the same material, hex-nut is the best shape for using as the PPM [19].

After the thorough literature review and found that there are few major novelties or highlights of this study, e.g.: the porous media has not been applied in gasification process yet, the durable stainless hex-nuts matrix (as pack bed porous media) is first applied for a high efficiency heat exchanger, not only for improving the conversion efficiency of the gasifier but the output syngas temperature can be simultaneously reduced and this study also aims at improving the gasification efficiency by utilizing the recovered heat for feedstock preheating. This proposed high efficiency gasification system without syngas cooler can be suitably applied for running the internal combustion engine. This research aims at improving the gasification efficiency using PPM for recovering the heat from the output syngas to preheating the gasifying air. In the conventional gasification system, especially applied for running the ICE, the producer gas cooling may be needed for reducing the gas temperature before supplied into the engine [20–23]. This heat from cooling process will be the waste heat or loss. With this configuration herein this study, the heat from producer gas will be recovered by the recuperator and utilized as oxidizing air and feedstock pre-heating. The experimental study has been carried out using charcoal as feedstock and the effect of equivalence ratio on the composition of gas, its heating value and also on the gas production rate were investigated.

2. Experimental setup and method

2.1. System description

In this study, a 30 kW down-draft gasifier, as shown in Fig. 2, was designed and fabricated. The forced draught gasification system mainly comprises of reactor, Porous Media Heat Recuperator (PMHR), cyclone separators, ring blower, producer gas accumulator. The PMHR is a heat exchanger in which hot producer gas from a gasifier is conducted continuously along a system where they impart heat to incoming air. This counter-flow PMHR is proposed to play an important role in improving a producing produce gas and the thermal efficiency for gasification process. In addition, as the second step of heat recovering, the producer gas leaves the recuperator is flowed through the gas jacket at the upper drying zone of the reactor. Moreover, the surface heat loss of reactor is reduced by using 40 mm-thickness ceramic fiber insulator. Therefore, with lesser heat loss and higher temperatures of reactant and oxidizing agent, this proposed gasification system will outperform the conventional one. Moreover, differences in undesirable product gas composition may reflect variations in the physical and chemical operating characteristics of engine. Thus, woody charcoal is proposed with aims to reduce this variation by using as same as reactivity of available feedstock. The specification of the proposed gasification system is summarized as shown in Table 1.

The PMHR proposed herein is devised to enhanced the heat recovering process for improving the system performance. The PMHR is a counter flow shell-and-tubes heat exchanger, depicted in Fig. 3. It has 16 stainless tubes and filled with stain hex-nuts as packed bed



Fig. 2. Gasifier system used herein this study.

Table 1
The specification of gasification system used for this study.

Item	Specification	Unit
Type	batch type, down-draft	–
Fuel	biomass (wood charcoal)	–
Throat diameter and thickness	15 (10 mm)	cm
Fuel (charcoal) per batch	25	kg
Insulator material and thickness	fiber glass (4 cm)	–
Maximum air feed rate	55	m ³ /hr
Biomass consumption rate	8	kg/hr
Design capacity	30	kW

porous media. The hot producer gas from reactor flow pass through the tubes while the oxidizing air flow pass through the shell where the porous media is located.

As aforesaid that the output gas will be applied for running the ICE. Means that the producer gas which contains low amount of tar and other impurity matter is needed. The feedstock used in this study is then be charcoal due to the low tar content producer gas can be produced. As the first step, the woody charcoal, with size about 3–4 cm, is manually load into the reactor hopper which is placed at the top about 25 kg per batch. The digital scale (as shown in Fig. 4) and stop watch are used to measure the transient feedstock consumption rate. Before it was integrated with the engine, the performance of the gasifier must be evaluated.

2.2. Experimental procedure and data acquisition system

This experimental study presented herein carries out a detailed investigation on the performance of the proposed system for three cases: without heat recuperator (without PMHR), with empty heat recuperator (with empty-PMHR) and with porous media heat recuperator (with PMHR). To determine the best operating condition of this fixed bed reactor, the variation of air flow rates is carefully regulated. As it is the important parameter that substantially affect on the producer gas generation and charcoal consumption rates, the air, as the oxidizing agent, feed rate is varied to investigate the highest performance at of this system. It should be noted that in this experimental study, more than five air feed rates were actually tested. However, only three air mass flow rates: 0.0109, 0.0131 and 0.0153 kg/s (or feed rates of 35, 42 and 49 m³/h, respectively), of each case are presented in this paper. For more accuracy, the data of each case is collected for three runs in turn. This flow rate can be practically varied by adjust a flow control valve as shown in Fig. 5. During each run, after the condition is changed, the sufficient time is allowed to achieve the stable gasification process or quasi-steady state conditions before the data and sampling gas are collected. To ensure that the processes whether are in the stable condition or not, the stable flare flame must be noticed.

After the bed was charged and air is fed into the combustion zone, the ignitor is started and allowed to reach quasi-steady state before recording data. The data logger (GRAPHTEC model: midi Logger GL820) equipped with K-type thermocouples is used to record all temperatures with interval of five minutes. The measurement points are shown in Fig. 5. Each case of study is run at quasi-steady state for 15 min. The producer gas of each case is collected, using gas sampling tubes, around 5 min after the quasi-steady state condition occurred. The gas composition is analyzed using the BRUKER gas chromatograph (GC) model: 450-GC. This GC was calibrated with a standard gas before using in this experiment. The other parameters: air flow rate, feedstock consumption rate and ambient conditions are measured and recorded manually for all the experiments. The air velocity is measured using digital air anemometer at the inlet of the air blower and this will be used for gasifying agent volume and mass flow rates. The transient weight change with time of the bed is measured by the digital load cell and recorded continuously. In each case, the initial and final weight are recorded at the beginning of the quasi-steady state and the end of 15-min stable run, respectively. All values of parameters used and



Fig. 3. Porous Media Heat Recuperator (PMHR) proposed in this study.



Fig. 4. Charcoal consumption rate measurement.

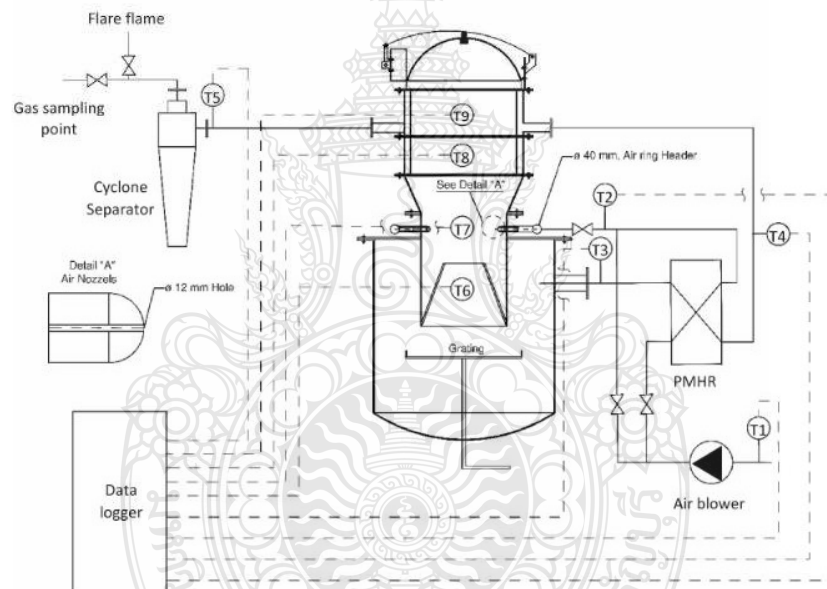


Fig. 5. Schematic diagram of experimental setup and measurement points.

presented herein this article are obtained by averaged value from the collected data or logged profiles during the stable gasification periods.

2.3. Performance and energy-balance calculation

The producer gas quality and output rate and conversion efficiency are important parameter for assessing the performance of the

proposed system. To evaluate the proposed system performance, the following assumptions were mainly considered:

- 1) The system is in steady state condition.
- 2) The ambient conditions during all tests are the same.
- 3) The properties of all using biomass and air are uniform.
- 4) Water vapour in air, biomass and producer gas are neglected.
- 5) The mass flow rate of producer gas and air are approximately the same.
- 6) The input electricity is excluded.
- 7) No gas leak, the producer gas volume flow rate at NTP is equal to inlet air flow rate.

The biomass energy input rate is determined as:

$$E_{\text{biomass}} = \dot{m}_{\text{biomass}} \times HV_{\text{biomass}} \quad (1)$$

where E_{biomass} is the biomass energy input rate, kW.

$\dot{m}_{\text{biomass}}$ is the biomass consumption rate, kg/s.

HV_{biomass} is the heating value of charcoal (28 MJ/kg).

The producer gas output energy is calculated as:

$$E_{\text{gas}} = \dot{V}_{\text{gas}} \times HV_{\text{gas}} \quad (2)$$

where E_{gas} is the producer gas energy output rate, kW.

HV_{gas} is the heating value of gas is calculated as:

$$HV_{\text{gas}} = \%CO \times \frac{13.1 \text{ MJ}}{\text{Nm}^3} + \%H_2 \times \frac{11.9 \text{ MJ}}{\text{Nm}^3} + \%CH_4 \times \frac{37.1 \text{ MJ}}{\text{Nm}^3} \quad (3)$$

The efficiency of the proposed gasification system can be evaluated using the ratio of useful producer gas energy output rate to the biomass energy input rate as shown by the following in Eq. (4):

$$\eta_{\text{th}} = \frac{E_{\text{gas}}}{E_{\text{biomass}}} \times 100\% \quad (4)$$

where η_{th} is the efficiency of the proposed gasification system, %.

The energy balance of the proposed system can be assessed as the following equation.

$$E_{\text{biomass}} = E_{\text{gas}} + Q_{\text{L,pg}} + Q_{\text{L,surf}} + E_{\text{ucl}} \quad (5)$$

where $Q_{\text{L,pg}}$ is the heat loss due to dry producer gas, kW.

$Q_{\text{L,surf}}$ is the surface heat loss thru hot surface, kW.

E_{ucl} is the uncountable losses, kW.

The heat loss due to dry producer gas can be estimated as:

$$Q_{\text{L,pg}} = \dot{m} C_p (T_{\text{pg}} - T_a) \quad (6)$$

where C_p is the specific heat of producer gas at constant pressure (1 kJ/kg/°C).

T_{pg} is the outlet producer gas temperature, (T_5 , °C).

T_a is the ambient temperature, °C.

The surface heat loss ($Q_{\text{L,surf}}$) consist of the heat dissipated by radiation ($Q_{r,i}$, kW/m²) and convection ($Q_{c,i}$, kW/m²) heat fluxes from all components surface into the surrounding. They are approximately evaluated as:

$$Q_{\text{L,surf}} = \sum A_i (Q_{r,i} + Q_{c,i}) \quad (7)$$

$$Q_{r,i} = 5.67 \times 10^{-11} T_{s,i}^4 \quad (8)$$

$$Q_{c,i} = h (T_{s,i} - T_a) \quad (9)$$

where A_i is the approximate surface area of each component, m².

$T_{s,i}$ is the average surface temperature of each component, K.

h is the average heat transfer coefficient (0.03 kW/m²K).

3. Experimental results and discussions

3.1. Composition of produced gas

From the experimental study, the quasi-steady state was observed by monitoring the temperature constant for the duration of the test. This condition will be taken place after an initial transient period for around 20 min. After that for 10 min, the samples of

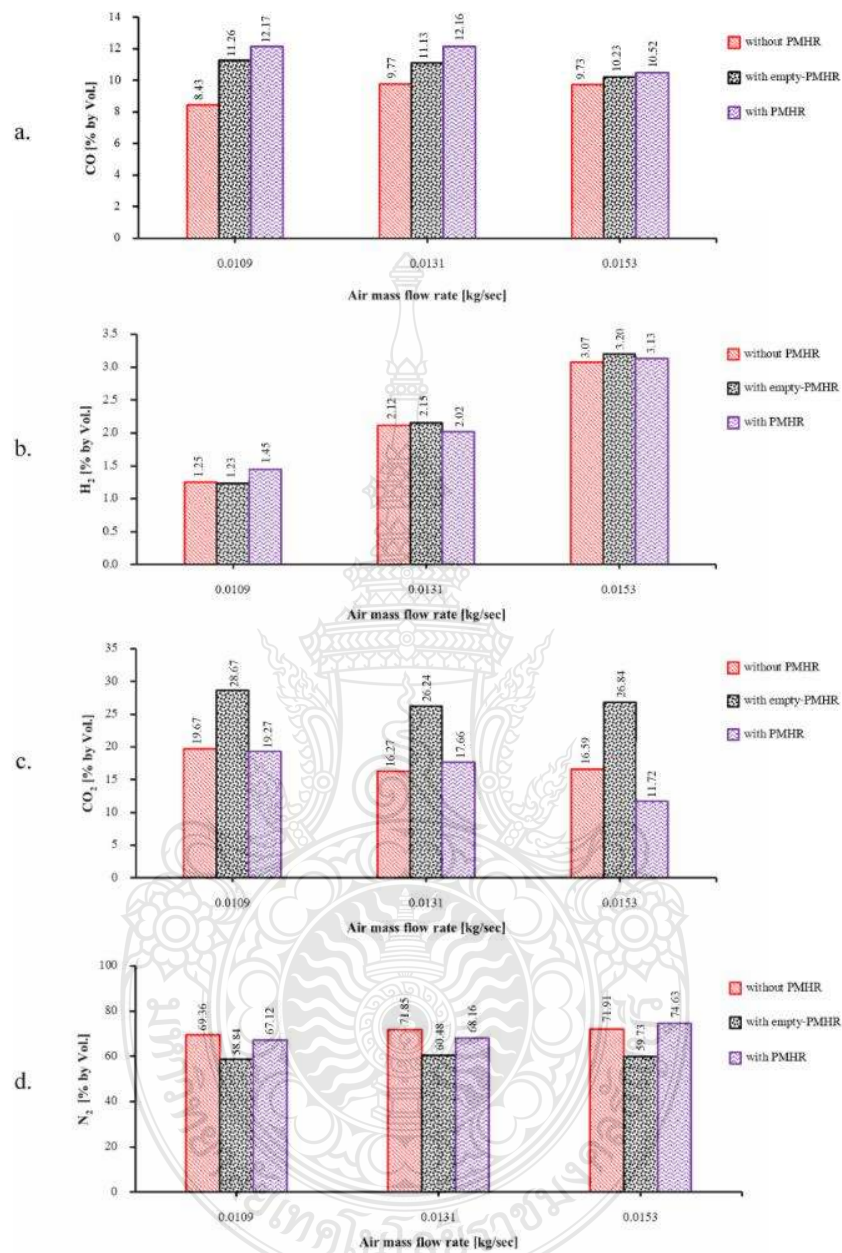


Fig. 6. Gas concentrations at three air feed rates of three configuration cases.

produced gas were withdrawn from the outlet of the cyclone during the quasi-steady state of each run. The gas chromatograph apparatus was used to detect the producer gas composition consists of: CO, H₂, CH₄, N₂, CO₂ and O₂. The representative of typical gas composition of each case was reported using the averaged value from three runs. The producer gas composition at three air feed rates of three configuration cases are shown in Fig. 6.

Carbon monoxide (CO) is formed during the incomplete combustion with rich mixture or in an oxygen starved condition. Carbon dioxide can be formed not only by carbon partial oxidation but it also formed by the gasification reactions involving carbon dioxide. This combustible gas is one of the desired outputs from the gasification. As shown in Fig. 6a, among three configurations, the highest CO concentration observed in the produced gas is 12.17% at the air mass flow rate of 0.0109 kg/s (or 35 m³/h). Due to the lower rate of air is fed, the richer equivalence ratio is occurred. Moreover, comparing among the three cases, using of PMHR is outperform over the other cases. Because of the temperature of gasifying agent can be increased by the PMHR led to increased reaction rate in an oxygen starved.

Another desired gas output is hydrogen (H₂). This gas is actually formed via the reactions involving steam. But herein this experiment, with low moisture and hydrogen content feedstock, the hydrogen concentration of the producer gas is low as shown in Fig. 6b. In some gasification, hydrogen can be generated via steam methane reforming, but very low amount of methane can be detected by the GC. From the experimental results show that the hydrogen concentration is directly variation to the change of air feed rate with low concentration about 2–3%.

The experimental results also show that the undesired gases like nitrogen and carbon dioxide have very high concentrations (together up to about 85%), as shown in Fig. 6c and d. The onset of this issue may be improved by using high hydrogen compounds like steam as an oxidizing agent.

3.2. Produced gas heating value

The experimental data of each independent variable is collected from 3 runs. The dependent responded to changes in air feed rate as expected. Fig. 7 shows that using the proposed PMHR results in higher heating value of producer gas. Under the same air feed rate, using PMHR can increase significantly the producer gas heating value. The highest value is obtained at the air mass flow rate of 0.0131 kg/s (or 42 m³/h). With PMHR, the heating value of producer gas can be increased from 1.78 to 2.14 MJ/Nm³. It can be said that using PMHR the heating value of producer gas can be increased about 22% compared to the case where the ambient air is fed directly to the gasifier.

3.3. Gasification system efficiency

Fig. 8 shows the gasifier thermal efficiency at three air flow rates of three configuration cases. The gasification efficiency is the ratio between the heating value of output producer gas to the heating value of input feedstock or charcoal. From the experimental study, it can be observed that both using PMHR and increasing air feed rate resulted in higher temperature in all gasification zones. Therefore, with more oxidizer and higher temperature, the feedstock consumption rate is then increased. However, with too much oxidizer, the combustible gas can be consumed and releases undesired output gases. The highest value is obtained at the air mass flow rate of 0.0131 kg/s (or 42 m³/h). Under the same air feed rate, using PMHR can improve significantly the gasifier thermal efficiency. With PMHR, its efficiency can be increased from 38.93 to 66.7% or about 77% can be increased, compared with the first case.

3.4. Processes temperatures

Gas temperature is one of the most important parameters influences on the gasifier performance. In addition, the temperature of producer gas provided for the ICE should be as low as possible. The lower temperature is decreased, the higher density can be obtained. With low temperature air-fuel mixture, the volumetric efficiency of engine can be improved. Therefore, by means of waste heat recovery using the proposed PMHR, not only increase the temperature of gasification processes, but the outlet producer gas temperature is also decreased. This configuration will be suitably for converting biomass to mechanical energy via the ICE.

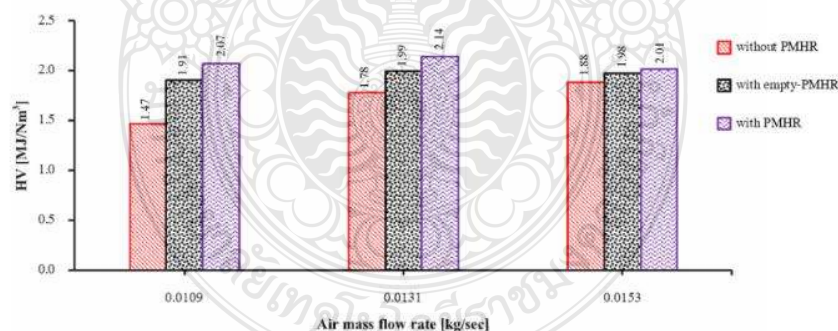


Fig. 7. The produced gas heating value at three air flow rates of three configuration cases.

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ – นามสกุล

นายวีรณัฐ ทองขาว

วัน เดือน ปีเกิด

23 กันยายน 2502

ที่อยู่

86 หมู่ที่ 14 ตำบล แสงหา อำเภอสว่างหา
จังหวัด อ่างทอง 14150

ประวัติการศึกษา

ประกาศนียบัตรวิชาชีพชั้นสูง (Dip. In Heavy Equipment)
สาขาวิชา ช่างจักรกลหนัก (Heavy Equipment)
วิทยาลัยเทคโนโลยีและอาชีวศึกษาวิทยาเขตเทคนิคภาค
ตะวันออกฉียงเหนือ จังหวัดนครราชสีมา เมื่อ พ.ศ. 2524

วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (Bachelor of Engineering)
สาขา วิศวกรรมเครื่องกล (Mechanical Engineering)
คณะ วิศวกรรมเทคโนโลยี
สถาบันเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี เมื่อ พ.ศ. 2538

วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (Master of Engineering)
สาขา วิศวกรรมป้องกันอัคคีภัย (Fire protection
Engineering)
คณะวิศวกรรมศาสตร์ บางเขน กรุงเทพฯ
มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ เมื่อ พ.ศ. 2566