

การศึกษาการเกิดปฏิกิริยาของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น

STUDY OF REACTION IN AN UPDRAFT GASIFIER



เกษมศิลป์ อ่อนทอง
KASEMSIL ONTHONG

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

พ.ศ.2562

KMITL-2019-EN-D-058-089

การศึกษาการเกิดปฏิกิริยาของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น

STUDY OF REACTION IN AN UPDRAFT GASIFIER



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล
คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
พ.ศ.2562

KMITL-2019-EN-D-058-089

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

STUDY OF REACTION IN AN UPDRAFT GASIFIER



A THESIS SUBMITTED IN PARTIAL FULFILLMENT
OF THE REQUIREMENT FOR THE DEGREE OF
DOCTOR OF ENGINEERING IN MECHANICAL ENGINEERING
FACULTY OF ENGINEERING
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG
2019

KMITL-2019-EN-D-058-089

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



COPYRIGHT 2019



FACULTY OF ENGINEERING

KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ใบรับรองวิทยานิพนธ์

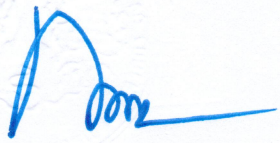
หัวข้อวิทยานิพนธ์ การศึกษาการเกิดปฏิกิริยาของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น
Thesis Title Study of Reaction in an Updraft Gasifier
นักศึกษา นายเกษมศิลป์ อ่อนทอง
รหัสประจำตัว 56601050
ปริญญา วิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต
สาขาวิชา วิศวกรรมเครื่องกล
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ รศ.ดร.จารุวัตร เจริญสุข
หมายเลขวิทยานิพนธ์ KMITL-2019-EN-D-058-089

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์		ลายมือชื่อ
ศ.ดร.สำเริง	จักรใจ	
รศ.ดร.พงษ์เจต	พรหมวงศ์	
รศ.ดร.ชินรัชช์	เอียรพงษ์	
ผศ.ดร.ณัฐวิภา	เจียรระโนวชิระ	
รศ.ดร.จารุวัตร	เจริญสุข	

วัน / เดือน / ปี ที่สอบ วันจันทร์ที่ 22 กรกฎาคม พ.ศ. 2562 เวลา 15.00-17.00 น.
สถานที่สอบ ณ ห้อง ME-205 อาคาร ME

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

คณะวิศวกรรมศาสตร์ รับรองแล้ว


(รองศาสตราจารย์ ดร. คมสัน มาลีสี)

คณบดี คณะวิศวกรรมศาสตร์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น วันที่ 22 กรกฎาคม พ.ศ. 2562
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การศึกษาการเกิดปฏิกิริยาของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น
นักศึกษา	นายเกษมศิลป์ อ่อนทอง
รหัสประจำตัว	56601050
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมเครื่องกล
พ.ศ.	2562
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์	รศ.ดร.จารุวัตร เจริญสุข

บทคัดย่อ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้ได้ทำการศึกษาพฤติกรรมการพัฒนาของโซนต่างๆที่เกิดขึ้นภายในเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Fixed bed gasifier) เมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ 60,90,120 และ 180 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมงตามลำดับ โดยเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลองเป็นเชื้อเพลิงแกลบ เตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Fixed bed gasifier) มีการติดตั้งประตูทางด้านข้างซึ่งลักษณะพิเศษที่สามารถเปิดออกเพื่อสังเกตการพัฒนาของโซนของชั้นเชื้อเพลิงได้ การวิเคราะห์การพัฒนาของโซนของชั้นเชื้อเพลิงสามารถทำได้โดยการหยุดการจ่ายอากาศที่เวลาต่างๆ แล้วทำการเปิดประตูเพื่อวัดขนาดความหนาของชั้นเชื้อเพลิงชีวมวลสด (biomass) ชั้นถ่าน (char) และชั้นขี้เถ้า (ash) ข้อมูลการพัฒนาของโซนของชั้นเชื้อเพลิงที่ระยะเวลาต่างๆจะถูกนำมาวิเคราะห์ร่วมกับลักษณะการกระจายอุณหภูมิตามแนวแกนของเตาซึ่งสามารถวิเคราะห์ความเร็วการลามเปลวไฟและอธิบายค่าอุณหภูมิสูงสุดได้ ในช่วงแรกหลังจากการจุดติดเชื้อเพลิง พบว่าเกิดการเผาไหม้สารระเหยจากเชื้อเพลิงในโพรงระหว่างชั้นเชื้อเพลิงเป็นปรากฏการณ์หลักที่เกิดขึ้น (volatile combustion) ซึ่งพบว่ามีอัตราการสูญเสียมวลเชื้อเพลิงที่สูง ประกอบกับการพัฒนาของชั้นถ่านที่บริเวณเหนือตะแกรงเชื้อเพลิงในอัตราการเติบโตความหนาที่สูง หลังจากนั้นพบการหดตัวของความหนาชั้นถ่านในกรณีอัตราการไหลอากาศน้อย ซึ่งพบว่าเป็นช่วงเวลาที่เกิดการเปลี่ยนแปลงจากการเผาไหม้สารระเหยเชื้อเพลิงไปเป็นการเผาไหม้ถ่าน (char glowing) ซึ่งสังเกตได้จากอัตราการสูญเสียมวลเชื้อเพลิงที่น้อยลงอย่างมาก ในท้ายที่สุดการพัฒนาความหนาชั้นเชื้อเพลิงจะเข้าสู่ภาวะสมดุล ลักษณะการกระจายอุณหภูมิที่เวลาต่างๆ พบว่าอุณหภูมิสูงสุด (peak temperature) มีลักษณะการเคลื่อนตัวตามตำแหน่งรอยต่อระหว่างชั้นขี้เถ้าและชั้นถ่านในทุกกรณีอัตราการไหลอากาศ สาเหตุเนื่องมาจากความเข้มข้นของสารออกซิไดเซอร์ที่สูงทำให้อัตราการเผาไหม้ฟลักซ์คาร์บอนสูงในบริเวณนี้

Thesis	Study of reaction in an updraft gasifier
Student	Mr.Kasemsil Onhtong
Student ID.	56601050
Degree	Doctor of Engineering
Program	Mechanical Engineering
Year	2019
Thesis Advisor	Assoc.Prof.Dr.Jaruwat Charoensuk

ABSTRACT

The objective of this study on the updraft gasification was carried out with a new method for assessing an updraft gasification reactor. An attached side door enabled the investigation of zone development by stopping air supply at specific times, when the thickness of biomass, char, and ash layers were measured. Development in zone thicknesses of biomass, char, and ash with time associated with temperature distribution provided information about the speed of flame propagation inside the reactor. Initially, pyrolysis and volatile combustion occurred, as evidenced by the high mass loss rate and high growth rate of the char layer. Shrinkage in the char layer took place later, and this phenomenon was governed by char glowing, which was relatively slow in mass loss rate. Finally, the fully developed char layer was obtained. The results from four different air mass fluxes under updraft configuration were presented, showing the differences in layer development. Temperature profiles at each time step revealed that the location of peak temperature coincided with the location of ash-char interface for every air mass flux. This effect was due to the high energy release during the oxidation of fixed carbon.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงได้เป็นอย่างดีด้วยคำแนะนำคำปรึกษาและความกรุณาจาก รองศาสตราจารย์ ดร.จรรูวัตร เจริญสุข อาจารย์ผู้ควบคุมวิทยานิพนธ์ ผู้วิจัยรู้สึกซาบซึ้งในความ อนุเคราะห์และขอกราบขอบพระคุณเป็นอย่างสูง

ขอขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร.สำเร็จ จักรใจ รองศาสตราจารย์ ดร.พงษ์เจต พรหมวงศ์ รองศาสตราจารย์ ดร.ชินรัชช์ เขียรพงษ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ณตวิภา เจียรระโนวชิระ และ รอง ศาสตราจารย์ ดร.จรรูวัตร เจริญสุข ประธานและกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ที่ได้กรุณาให้คำแนะนำ ตลอดจนข้อชี้แนะ จนในที่สุดทำให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลงได้

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณ บิดา มารดา ที่เฝ้าเลี้ยงดู อบรมสั่งสอน และให้ทุนทรัพย์ใน การศึกษาและทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ตั้งแต่เริ่มต้นจนประสบความสำเร็จรวมทั้งเป็นกำลังใจในการฟัน ฝ่าปัญหาและอุปสรรคต่างๆ เสมอมา และขอขอบคุณผู้ที่ให้การสนับสนุนทุกท่านที่มีได้เอื้อนมา มา ณ ที่นี้ด้วย

ถ้าปราศจากบุคคลเหล่านี้ วิทยานิพนธ์ฉบับนี้คงไม่สามารถสำเร็จลุล่วงได้ด้วยดี คุณค่าและ ประโยชน์อันพึงมีจากวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ ผู้วิจัยขอบแต่ผู้มีพระคุณทุกท่าน ขออำนาจคุณพระศรี รัตนตรัยอำนวยการอำนวยพรความสุขสวัสดิ์จึงมีแต่ทุกท่าน

เกษมศิลป์ อ่อนทอง

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	II
กิตติกรรมประกาศ.....	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VII
สารบัญรูป.....	VIII
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความสำคัญและที่มา.....	1
1.2 ความมุ่งหมายและวัตถุประสงค์.....	2
1.3 สมมติฐานของการศึกษา.....	2
1.4 ขอบเขตของงานวิจัย.....	3
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
1.6 องค์ประกอบของวิทยานิพนธ์.....	3
บทที่ 2 วรรณกรรมปริทัศน์.....	4
2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน.....	4
บทที่ 3 ทฤษฎีและการสร้างสมการแบบจำลองที่เกี่ยวข้อง.....	13
3.1 เชื้อเพลิงชีวมวล(Biomass).....	13
3.2 องค์ประกอบของชีวมวล.....	14
3.3 สมบัติทางกายภาพของเชื้อเพลิงชีวมวล.....	15
3.3.1 ความหนาแน่นของเชื้อเพลิง.....	15
3.3.2 ความชื้นของเชื้อเพลิงชีวมวล.....	16
3.3.3 ขนาดและลักษณะของเชื้อเพลิงชีวมวล.....	17
3.3.4 สมบัติทางเคมีของเชื้อเพลิงชีวมวล.....	17
3.4 กระบวนการผลิตพลังงานจากชีวมวล.....	23
3.5 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน.....	25
3.5.1 เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชัน.....	26
3.5.1.1 เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบฟลูอิดไดซ์เบด(Fluidized bed Gasifier).....	27
3.5.1.2 เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบแขวนลอย(Suspension Gasifier).....	27
3.5.1.3 เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบ Fixed/moving – bed.....	28
3.6 ปฏิกิริยาของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process zone).....	30
3.6.1 กระบวนการอบแห้ง(Drying).....	31
3.6.2 กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis).....	31
3.6.3 กระบวนการเผาไหม้(Oxidation or Combustion).....	31

สารบัญ(ต่อ)

	หน้า
3.6.4 กระบวนการอบแห้งรีดักชั้น(Reduction Zone).....	31
3.7 ตัวทำปฏิกิริยาแก๊สซึฟิเคชั่น.....	32
3.8 ทฤษฎีการเผาไหม้ (Combustion theory).....	34
3.8.1 ปฏิกิริยาเคมีของการเผาไหม้.....	34
3.8.2 ปัจจัยที่ส่งผลต่อการเผาไหม้อย่างมีประสิทธิภาพ.....	35
บทที่ 4 ชุดอุปกรณ์การทดลองและวิธีการทดลอง.....	37
4.1 อุปกรณ์การทดลอง.....	37
4.1.1 เตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบไหลขึ้น.....	37
4.1.2 อุปกรณ์จ่ายอากาศ.....	39
4.1.3 ชุดแสดงผลอุณหภูมิและชุดวัดอุณหภูมิ.....	39
4.1.4 นาฬิกาจับเวลา.....	40
4.1.5 เครื่องชั่งน้ำหนัก.....	40
4.1.6 มาตรวัดอัตราการไหลอากาศ.....	40
4.1.7 หัวฟันไฟ.....	41
4.1.8 เชื้อเพลิงที่ใช้ทดลอง.....	41
4.2 ขั้นตอนการทดลอง.....	42
4.2.1 วิธีการทดลองของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบเชื้อเพลิงไหลขึ้น.....	42
4.2.2 เงื่อนไขการทดลองของเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบเชื้อเพลิงไหลขึ้น.....	42
4.3 การวิเคราะห์ข้อมูล.....	46
4.3.1 กระบวนการในการวิเคราะห์ผล.....	46
บทที่ 5 ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง.....	49
5.1 เตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น.....	49
5.1.1 ผลของอัตราการไหลของอากาศที่ 60 kg/m ² -hr.....	49
5.1.2 ผลของอัตราการไหลของอากาศที่ 90 kg/m ² -h.....	53
5.1.3 ผลของอัตราการไหลของอากาศที่ 120 kg/m ² -hr.....	56
5.1.4 ผลของอัตราการไหลของอากาศที่ 180 kg/m ² -hr.....	59
5.1.5 การกระจายตัวของอุณหภูมิ.....	60
5.1.6 การขยับตัวของชั้นกองเชื้อเพลิงภายในเตา(Bed movement).....	61
5.1.7 ค่าความคลาดเคลื่อนมาตรฐานของการทดลอง.....	61
5.2 ปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน.....	63
บทที่ 6 สรุปผลการวิจัย.....	69
6.1 ผลการทดลองของกระบวนการของเตาก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น.....	69
6.2 ประโยชน์ที่จะได้รับในการนำไปใช้ และการออกแบบระบบแก๊สซึฟิเคชั่น.....	70

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ(ต่อ)

	หน้า
เอกสารอ้างอิง	71
ภาคผนวก.....	74
ภาคผนวก ก. ตัวอย่างการคำนวณ	74
ภาคผนวก ข. บทความที่ได้รับการตีพิมพ์	83
ประวัติผู้เขียน.....	126



สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
3.1 แสดงปริมาณของเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนินในวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร.....	14
3.2 แสดงการวิเคราะห์แบบละเอียด (Ultimate analysis) และแบบการประมาณค่า (Proximate analysis) องค์ประกอบในเชื้อเพลิงชีวมวล.....	20
3.3 แสดงคุณสมบัติชีวมวลในประเทศไทย	23
3.4 แสดงความแตกต่างของระบบแก๊สซิฟิเคชันแต่ละชนิดรวมทั้งข้อจำกัดด้านต่างๆ ปัญหาของระบบแก๊สซิฟิเคชัน.....	26
3.5 เปรียบเทียบคุณสมบัติของเตาแก๊สซิฟิเคชัน.....	30
3.6 ค่าความร้อนของก๊าซผลิตภัณฑ์ตามตัวทำปฏิกิริยาชนิดต่างๆ	33
4.1 แสดงผลการวิเคราะห์แบบประมาณและแยกธาตุของเชื้อเพลิง.....	41
4.2 แสดงอัตราการไหลต่อพื้นที่หน้าตัด (air mass flux) ที่อัตราการไหลของอากาศต่างๆ.....	42
5.1 แสดงปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน.....	64
5.2 แสดงปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน(ต่อ).....	65
5.3 สรุปการเติบโตของชั้นถ่านและกายภาพที่เกี่ยวข้องที่อัตราการไหลและช่วงเวลาต่างๆ.....	68

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
1.1 แสดงสัดส่วนการใช้พลังงานภายในประเทศไทยในปี 2561.....	1
2.1 ชุดการทดลองของ Zainal และคณะ.....	5
2.2 ชุดการทดลองของ Midilli และคณะ.....	6
2.3 ชุดการทดลองของ M. Dogru และคณะ.....	6
2.4 ชุดการทดลองของ Chawdhury และคณะ.....	7
2.5 ชุดการทดลองของ Kuhe และคณะ.....	8
2.6 ชุดการทดลองของ Arjharn และคณะ.....	8
2.7 ชุดการทดลองของ Kumar และคณะ.....	9
2.8 ชุดการทดลองของ Naiyawat และคณะ.....	10
3.1 ปริมาณที่ใช้ในการวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแข็งโดย การประมาณค่าตามเกณฑ์ต่างๆ.....	19
3.2 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความร้อนต่ำและค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิงแข็ง.....	21
3.3 แสดงกระบวนการย่อยสลายด้วยความร้อน (Pyrolysis Process).....	24
3.4 แสดงระบบการเผาไหม้โดยตรง (Direct Combustion System).....	24
3.5 แสดงระบบการเผาไหม้แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification Combustion System).....	25
3.6 ขนาดของระบบแก๊สซิฟิเคชันประเภทต่างๆสำหรับการประยุกต์ใช้งาน.....	26
3.7 การเผาไหม้แบบฟลูอิดไคซ์เบด (Fluidized – bed combustion).....	27
3.8 การเผาไหม้แบบแขวนลอย (Suspension combustion).....	27
3.9 เตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบอากาศไหลขึ้น (Updraft gasifier).....	28
3.10 เตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบอากาศไหลลง (Downdraft gasifier).....	29
3.11 เตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบอากาศไหลตามขวาง (Cross draft gasifier).....	29
3.12 กระบวนการเกิดแก๊สซิฟิเคชัน.....	30
3.13 แสดงการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการรีดักชัน.....	32
3.14 ไดอะแกรมของคาร์บอน ไฮโดรเจน และออกซิเจนในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน.....	33
4.1 แสดงรายละเอียดของชุดอุปกรณ์การทดลองชุดอุปกรณ์การทดลอง ของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น.....	37
4.2 แสดงรายละเอียดของชุดอุปกรณ์การทดลองชุดอุปกรณ์การทดลอง ของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น.....	38
4.3 ชุดปั๊มลมจ่ายอากาศ.....	39
4.4 ชุดวัดและแสดงผลอุณหภูมิ.....	39
4.5 นาฬิกาจับเวลาแบบทดเวลาหยุดชั่วขณะได้.....	40
4.6 ตาชั่งน้ำหนัก.....	40
4.7 มาตรวัดอัตราการไหลของอากาศ.....	40
4.8 หัวพ่นไฟ (Gas Torch Butane Burner).....	41
4.9 เชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง.....	41
4.10 แสดงเงื่อนไขการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ 60 kg/m ² h.....	43

สารบัญรูป(ต่อ)

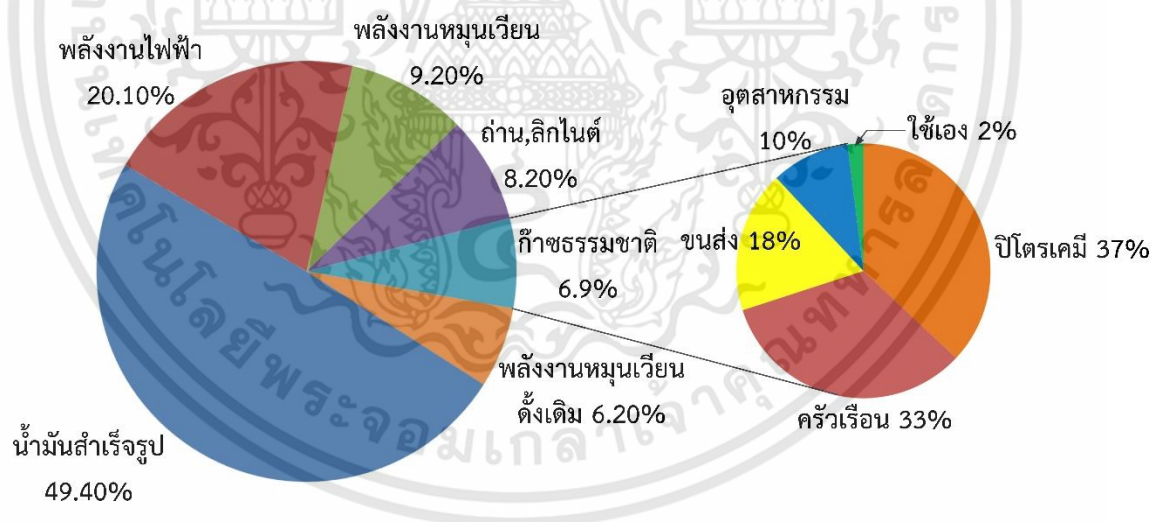
รูปที่	หน้า
4.11 แสดงเงื่อนไขการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ 90 kg/m ² h	44
4.12 แสดงเงื่อนไขการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ 120 kg/m ² h	45
4.13 แสดงเงื่อนไขการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ 180 kg/m ² h	45
4.14 แสดงการทำซ้ำในกรณีอัตราการไหลอากาศ 60 kg/m ² h ที่เวลา 5 นาที	46
4.15 แสดงโซนต่างๆภายในเตาปฏิริยา	47
5.1 แสดงการเติบโตของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 60 of kg/m ² -hr.....	49
5.2 แสดงการพัฒนาของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 60 kg/m ² -hr	50
5.3 แสดงการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 60 kg/m ² -hr	51
5.4 แสดงการเติบโตของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 90 of kg/m ² -hr.....	53
5.5 แสดงการพัฒนาของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 90 kg/m ² -hr	54
5.6 แสดงการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 90 kg/m ² -hr	55
5.7 แสดงการเติบโตของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 120 of kg/m ² -hr	56
5.8 แสดงการพัฒนาของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 120 kg/m ² -hr.....	57
5.9 แสดงการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 120 kg/m ² -hr	58
5.10 แสดงการเติบโตของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 180 of kg/m ² -hr	59
5.11 แสดงการพัฒนาของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 180 kg/m ² -hr.....	59
5.12 แสดงการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เวลาต่างๆของอัตราไหลของอากาศ 180 kg/m ² -hr.....	60
5.13 แสดงอัตราการสูญเสียมวลที่อัตราการที่เวลาต่างๆ	62
5.14 แสดงการขยับตัวของชั้นกองเชื้อเพลิงภายในเตาที่อัตราการไหลของอากาศต่างๆ.....	62
5.15 แสดงค่าคลาดเคลื่อนมาตรฐานที่ได้จากการทดลอง	62
5.16 แสดงกระบวนการต่างๆที่เกิดขึ้นในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบไหลขึ้น	63
5.17 อัตราการขยายตัวของความหนาชั้น char เนื่องจากเชื้อเพลิงสดเปลี่ยนเป็น char ที่แนวรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงสด	65
5.18 อัตราการขยายตัว (หดตัว) ของความหนาชั้น char เนื่องจากขนาดที่เล็กลงของ ชั้นเชื้อเพลิงถ่านภายในชั้น char	66
5.19 อัตราการขยายตัว (หดตัว) ของความหนาชั้น char เนื่องจากเชื้อเพลิง fixed carbon หรือถ่านได้เปลี่ยนเป็นซีไถ้ที่บริเวณรอยต่อชั้นซีไถ้กับชั้น char	66
5.20 อัตราการขยายตัวสุทธิของชั้น char ที่เวลาต่างๆ.....	67
6.1 แสดงระบบควบคุมเพื่อนำไปประยุกต์ใช้กับระบบแก๊สซิฟิเคชันขนาดเล็ก	70

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

ปัจจุบันประเทศไทยมีความต้องการในการใช้พลังงานทุกรูปแบบเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องในทุกๆ ปี โดยในปี 2561 พบว่าประเทศไทยมีการใช้พลังงานรวมขั้นสุดท้ายรวม 83,691 พันตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ เพิ่มขึ้นจากปี 2560 ร้อยละ 3.6 คิดเป็นมูลค่าการใช้พลังงานรวม 1,397,306 ล้านบาท [1] โดยน้ำมันสำเร็จรูปยังคงเป็นพลังงานที่ใช้มากที่สุดคิดเป็นร้อยละ 49.40% ของการใช้พลังงานขั้นสุดท้ายทั้งหมด รองลงมาเป็นพลังงานไฟฟ้า 20.10%, พลังงานหมุนเวียน 9.20%, ถ่าน ลิกไนต์ 8.20%, ก๊าซธรรมชาติ 6.90% และ พลังงานหมุนเวียนดั้งเดิม 6.20% ซึ่งพลังงานเหล่านี้เป็นปัจจัยที่มีความสำคัญต่อการดำรงชีวิตประจำวันและพัฒนาขับเคลื่อนเศรษฐกิจของประเทศ จากความต้องการพลังงานพลังงานที่เพิ่มขึ้นเรื่อยๆ แต่ในทางตรงกันข้ามแหล่งพลังงานของประเทศมีค่อนข้างจำกัดจึงต้องพึ่งพาการนำเข้าพลังงานจากต่างประเทศ ปี 2561 ประเทศไทยมีการนำเข้าพลังงานสุทธิ 83,055 พันตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ เพิ่มขึ้นจากปี 2560 ร้อยละ 5.2 [1] โดยน้ำมันดิบยังคงเป็นการนำเข้าที่มากที่สุด นอกจากนี้ราคาพลังงานมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นสูงอย่างต่อเนื่องทำให้เป็นภาระต่อผู้ใช้พลังงานด้วยเหตุนี้ทำให้รัฐบาลหันมาตระหนักถึงการใช้อย่างทดแทนและพลังงานหมุนเวียนมากขึ้น



รูปที่ 1.1 แสดงสัดส่วนการใช้พลังงานภายในประเทศไทยในปี 2561

สัดส่วนการใช้เชื้อเพลิงของประเทศไทยในรูปที่ 1.1 พบว่าแก๊สแอลพีจีซึ่งจัดอยู่ในส่วนของก๊าซธรรมชาตินั้นมีการใช้ในรูปแบบต่างๆ แบ่งออกเป็น 5 ส่วน ได้แก่ 1). ปิโตรเคมี 2). ครัวเรือน 3). อุตสาหกรรม 4). การขนส่ง และ 5). ใช้เอง โดยในปี พ.ศ.2561 การใช้แอลพีจีภาคครัวเรือนมีสัดส่วนการใช้แก๊สแอลพีจีที่สูงคิดเป็นทั้งหมด 33 เปอร์เซ็นต์ [1] การใช้แก๊สแอลพีจีในครัวเรือนเกือบทั้งหมดเป็นการใช้เพื่อการหุงต้มอาหาร หัวเผาสำหรับการหุงต้มโดยทั่วไปมีขนาดเล็กและมีพลังงานการเผา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ใหม่ประมาณ 2 ถึง 3 กิโลวัตต์ การพัฒนาหัวเผาเพื่อการหุงต้มซึ่งถือเป็นส่วนหนึ่งของปัจจัย 4 จะช่วยลดค่าครองชีพให้กับประชาชนในทุกระดับชั้น

เชื้อเพลิงชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงราคาต่ำซึ่งมีราคาประมาณ 5.66×10^{-5} บาทต่อกิโลจูล ในขณะที่แก๊สแอลพีจีมีราคาต่อหน่วยพลังงานคิดเป็น 5.11×10^{-4} บาทต่อกิโลจูล แม้ว่าชีวมวลจะมีราคาต่อหน่วยพลังงานเฉลี่ยที่ต่ำกว่าเชื้อเพลิงแอลพีจีอยู่มากแต่การเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งโดยทั่วไปมีความซับซ้อนกว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงแก๊สอยู่มากเนื่องจากหัวเผาไหม้เพื่อการหุงต้มมีขนาดเล็ก และต้องการความสามารถในการเร่งหรือที่แม่นยำ[38] การจุดติดหรือหยุดการใช้งานที่ทำได้ง่ายจึงทำให้เชื้อเพลิงชีวมวลไม่เป็นที่นิยมใช้ในการเผาไหม้เพื่อการหุงต้ม การศึกษาพฤติกรรมต่างๆที่เกิดขึ้นภายในเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์ โดยทั่วไปจะใช้การวิเคราะห์การกระจายตัวของอนุภาคนิวเคลียสโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลวัดอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆภายในเตาและใช้การวัดส่วนประกอบของแก๊สร่วมในการวิเคราะห์ปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นในวิทยานิพนธ์นี้ได้เสนอวิธีการใหม่สำหรับการวิเคราะห์กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยเป็นการวิเคราะห์การกระจายอนุภาคนิวเคลียสร่วมกับการพัฒนาพฤติกรรมการเติบโตของชั้นขี้เถ้า(Layer ash) ชั้นถ่าน (Layer char) และ ชั้นชีวมวล (Layer biomass) ซึ่งทำให้สามารถเข้าใจปรากฏการณ์ในเชิงลึกได้ดีขึ้นสำหรับรายละเอียดจะกล่าวในบทที่ 5

การนำเทคโนโลยีมาใช้เพื่อเปลี่ยนรูปพลังงานจึงมีความสำคัญและส่งผลให้การใช้ชีวมวลมีประสิทธิภาพมากขึ้นดังนั้นในวิทยานิพนธ์นี้ได้ทำการออกแบบและศึกษาพฤติกรรมภายในเตาผลิตก๊าซชีวมวลทั้งแบบเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลลง (Fixed-bed downdraft gasification) และเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Fixed-bed updraft gasification) เมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนอากาศเพื่อใช้เป็นแนวทางในการออกแบบและปรับปรุงเตาผลิตก๊าซชีวมวลให้มีประสิทธิภาพต่อไปในอนาคต ในการทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Fixed-bed updraft gasification) จะทำการศึกษาการเติบโตของชั้นปฏิบัติการ ซึ่งได้แก่ ชั้นขี้เถ้า(Layer ash) ชั้นถ่าน (Layer char) และ ชั้นชีวมวล (Layer biomass) มาวิเคราะห์ข้อมูลร่วมกับการกระจายตัวของอนุภาคนิวเคลียส การสูญเสียมวล(weight loss) ของเชื้อเพลิง และระยะหลุดตัวของกองเชื้อเพลิง(Bed movement) เพื่อให้ทราบถึงปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นเมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศเท่ากับ 60, 90, 120 และ 180 kg/m²-h ที่เวลาต่างๆ

1.2 ความมุ่งหมายและวัตถุประสงค์

- 1.2.1 ศึกษาพฤติกรรมการเติบโตของชั้นขี้เถ้า (Layer ash) ชั้นถ่าน (Layer char) และชั้นชีวมวล (Layer biomass) โดยอธิบายปรากฏการณ์ร่วมกับการกระจายอนุภาคนิวเคลียสที่เวลาต่างๆ ที่เกิดขึ้นภายในเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (fixed bed updraft gasification) ที่อัตราการไหลของอากาศต่างๆ

1.3 สมมุติฐานของการศึกษา

- 1.3.1 การไหลของอากาศภายในเตาเป็นแบบคงตัว (Uniform flow) เท่ากันทั้งหน้าตัด
- 1.3.2 การจัดเรียงตัวของเชื้อเพลิงภายในเตาเป็นไปอย่างสม่ำเสมอ

1.4 ขอบเขตของการศึกษา

- 1.4.1 ใช้เตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Fixed bed updraft gasification)
- 1.4.2 เชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลองคือเชื้อเพลิงแกลบ (Rice husk)
- 1.4.3 อัตราการไหลของอากาศเท่ากับ 60, 90, 120 และ 180 kg/m²-h

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- 1.5.1 เป็นแนวทางในการปรับปรุงพัฒนาเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์เพื่อประสิทธิภาพสูงสุด
- 1.5.2 เป็นแนวทางในการนำเชื้อเพลิงชีวมวลมาพัฒนาให้เป็นเชื้อเพลิงพลังงานเพื่อก่อให้เกิดประโยชน์สูงสุด

1.6 องค์ประกอบของวิทยานิพนธ์

บทถัดไปต่อบทนำของวิทยานิพนธ์จะเป็น บทที่ 2 วรรณกรรมปริทัศน์ที่เกี่ยวข้องของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลลง(Fixed-bed downdraft gasification) เตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Fixed-bed updraft gasification) แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของโซนการเผาไหม้(Combustion zone) และ โซนปฏิกิริยา(Reduction zone) ใน บทที่ 3 จะเป็นทฤษฎีของเชื้อเพลิงชีวมวล เตาเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลชนิดต่างๆ กระบวนการเปลี่ยนแปลงชีวมวลให้เป็นพลังงานด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน รวมถึงโซนปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน และจะกล่าวถึงทฤษฎีการเผาไหม้เบื้องต้น บทที่ 4 จะเป็นชุดการทดลอง อุปกรณ์สำหรับทดลอง และกระบวนการทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Fixed-bed updraft gasification) และเงื่อนไขในการทดลองทั้งหมด บทที่ 5 เป็นผลการทดลองวิจารณ์ผลการทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Fixed-bed updraft gasification) โดยจะวิเคราะห์ผลวิเคราะห์ผลการขยายตัวของ ชั้นขี้เถ้า(Layer ash) ชั้นถ่าน(Layer char) และ ชั้นชีวมวล(Layer biomass) เมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศ บทที่ 6 จะเป็นส่วนของสรุปผลการทดลอง

บทที่ 2

วรรณกรรมปริทัศน์

ในบทนี้กล่าวถึงงานวิจัยต่างๆที่เกี่ยวข้องของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันทั้งแบบเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลลง (Downdraft draft gasification) เตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (Updraft gasification) และแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

จากการศึกษาเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบ Fixed – bed gasificaton ที่นิยมใช้กันจะมี 2 แบบ คือ Updraft Gasifier และ Downdraft Gasifier แต่ทั้งสองแบบก็มีข้อดีข้อเสียต่างกัน

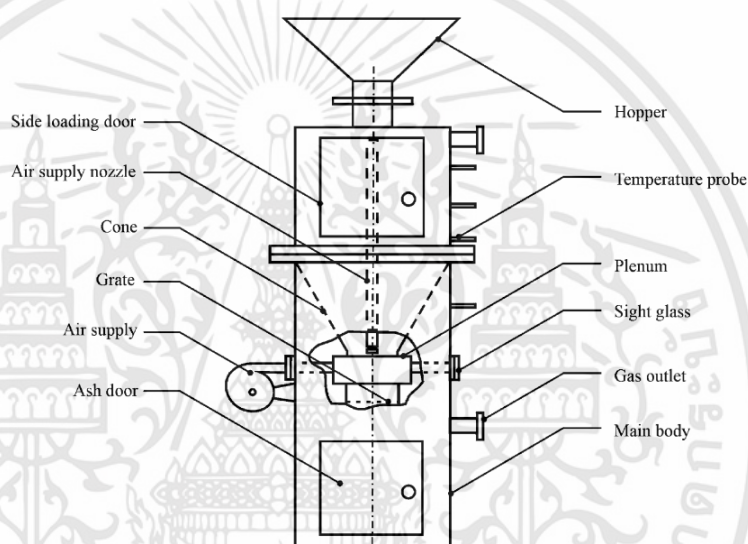
1. Updraft Gasifier เป็นเทคโนโลยีที่เหมาะสมสำหรับการผลิตไฟฟ้ากำลังสูง (1 MW ขึ้นไป) หรือใช้งานในการผลิตความร้อน เช่น การนำแก๊สเชื้อเพลิงไปเป็นเชื้อเพลิงให้กับหม้อไอน้ำความดันในการผลิตไอน้ำ แล้วนำไอน้ำที่ผลิตได้มาผลิตไฟฟ้าโดยใช้เครื่องจักรกังหันไอน้ำสามารถใช้กับเชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูง (มากกว่า 50 เปอร์เซ็นต์) ได้แก๊สเชื้อเพลิงที่อุณหภูมิต่ำ แต่มีข้อเสียคือ ปริมาณทาร์ (Tars) สูงมาก ซึ่งมีค่าอยู่ประมาณ 10-100 g/Nm³ [4], [6], [7] หากต้องนำไปใช้กับเครื่องยนต์จะต้องมีระบบทำความสะอาดที่มีประสิทธิภาพ

2. Downdraft Gasifier เป็นเทคโนโลยีที่เหมาะสมกับการผลิตไฟฟ้าขนาดเล็ก (ขนาดไม่เกิน 1 MW) แต่มีประสิทธิภาพสูงในการกำจัดทาร์ (Tars) เนื่องจาก ทาร์ที่ถูกผลิตขึ้นในโซน Pyrolysis จะไหลลงมาด้านล่างของเตาและถูกกำจัดในโซนของ Combustion หรือ Oxidation เป็นผลให้ระบบนี้เกิดทาร์ (Tars) น้อยกว่าระบบ Updraft Gasifier โดยทั่วไปจะมีค่าประมาณ 50 -500 mg/Nm³ [4], [5] ข้อจำกัดของระบบนี้ คือ เชื้อเพลิงที่ใช้ต้องมีขนาดคงตัวประมาณ 20-60 mm เพื่อป้องกันไม่ให้เกิดการขัดขวางการไหลของแก๊สที่ผลิตได้ ผลการศึกษาของ Earp 1988 [8] ที่ศึกษาถึงขนาดของเชื้อเพลิงที่เหมาะสมสำหรับเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงชนิดไหลลงและได้สรุปว่า ขนาดของเชื้อเพลิงไม่ควรเกิน 1/8 ของเส้นผ่านศูนย์กลางของเตา และเชื้อเพลิงควรมีขนาดใกล้เคียงกัน จะช่วยให้การถ่ายเทความร้อน อุณหภูมิ และปฏิกิริยาเคมีในเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงได้อย่างสม่ำเสมอ และความชื้นเชื้อเพลิงที่ใช้กับเตาชนิดนี้ไม่ควรเกิน 25 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก [9] นอกจากนี้ยังมีงานวิจัยของ Dogru 2000 [10] ที่ทำการศึกษาเกี่ยวกับเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงชนิดไหลลง และได้สรุปว่าถ้าเชื้อเพลิงมีความชื้นสูงจะส่งผลให้ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงลดลง เพราะมีไอน้ำในกระบวนการมากเกินไป

ในปี 1998 Wirat Arunlaksadamrong [11] ได้ทำการศึกษาก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จากระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้นเพื่อที่จะนำก๊าซเชื้อเพลิง ที่ผลิตได้ไปใช้ในการเผาไหม้โดยตรงเพื่อให้ความร้อน โดยศึกษาถึงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายใน เตาผลิตก๊าซที่ระดับต่าง ๆ และศึกษาการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ อันเนื่องมาจากการเปลี่ยนแปลงขนาดของเชื้อเพลิงและการเปลี่ยนแปลงปริมาณอัตราการไหลของอากาศ ที่เข้าสู่เตาผลิตก๊าซ เตาผลิตก๊าซที่ใช้ในงานวิจัยนี้ สูง 175 ซม. เส้นผ่านศูนย์กลางภายนอก 65 ซม. ภายในเตาก่อด้วยอิฐทนไฟหนา 10 ซม. โดยรอบและตลอดทั้งเตา ผลของการทดลองในด้านการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิที่เกิดจากขนาดของเชื้อเพลิง และปริมาณอัตราการไหลของอากาศ พบว่าเชื้อเพลิงที่มีขนาดยาวและปริมาณอัตราการ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

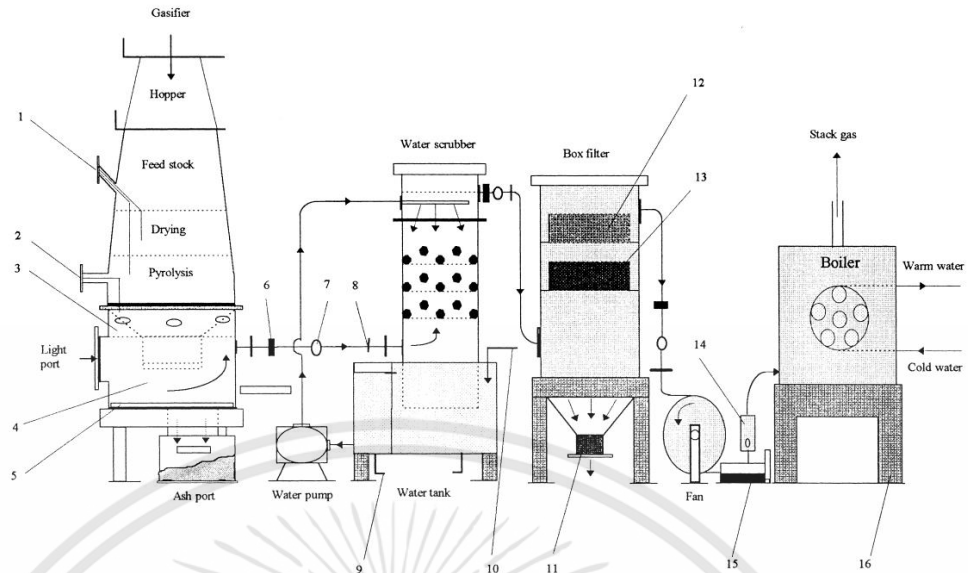
ไหลของอากาศ สูง จะทำให้อุณหภูมิภายในเตาผลิตก๊าซที่ระยะความสูงต่าง ๆ สูงกว่า และเกิดกระบวนการต่าง ๆ ภายในเตาผลิตก๊าซเป็นบริเวณกว้างกว่าเชื้อเพลิงที่มีขนาดสั้นและปริมาณอัตราการไหลของอากาศต่ำ ผลทางด้านองค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้นั้น เชื้อเพลิงที่มีขนาดสั้นจะให้เปอร์เซ็นต์ก๊าซ คาร์บอนมอนนอกไซด์สูงกว่าเชื้อเพลิงที่มีขนาดยาว แต่ผลทางด้าน การเปลี่ยนแปลงปริมาณอัตราการไหล ของอากาศนั้นในการทดลองนี้มีผลต่อการผลิตก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์อยู่บ้าง ซึ่งผลนี้เปลี่ยนแปลงไป ตามขนาดของเชื้อเพลิง จากการทดลองครั้งนี้พบว่า จุดที่เหมาะสมในด้านขนาดของเชื้อเพลิงและปริมาณอัตรา การไหลของอากาศที่น่าสนใจสำหรับเตาผลิต ก๊าซนี้อยู่ในช่วงขนาดของความยาวเชื้อเพลิง 2-3 ซม. และปริมาณอัตราการไหลของอากาศ 0.44-0.51 กิโลกรัมต่อนาที ในช่วงนี้ให้เปอร์เซ็นต์การ ผลิตก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ไม่ต่ำกว่า 28.7 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ 2.1 ชุดการทดลองของ Zainal และคณะ

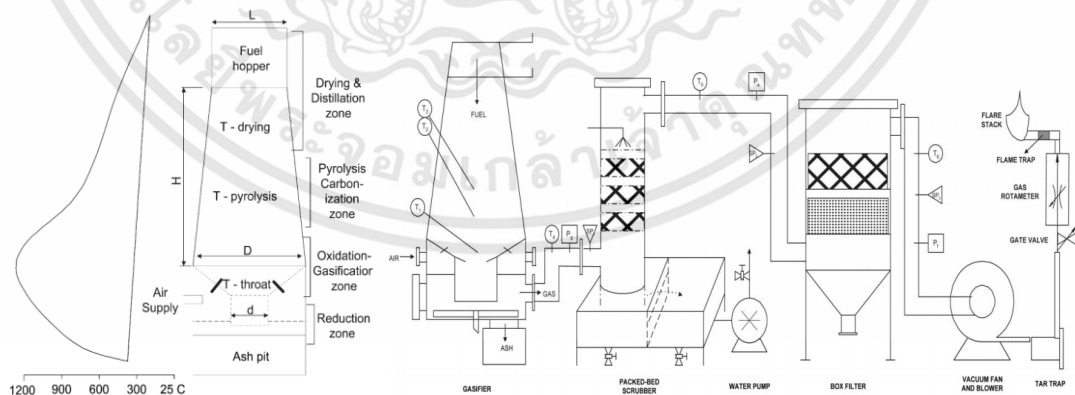
ในปี 2001 Zainal และคณะ [12] ได้ทำการศึกษาระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง โดย ใช้ไม้เหลื่อใช้จากโรงงานทำเฟอร์นิเจอร์เป็นเชื้อเพลิงมีลักษณะเป็นทรงลูกบาศก์ขนาดคงที่ 50 mm^3 ทำการเก็บค่าพารามิเตอร์จากการทดลองได้แก่ การกระจายตัวของอุณหภูมิภายในเตา การวิเคราะห์ ผลขององค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิง โดยมีการวัดอุณหภูมิตลอดตามแนวแกนเตาซึ่งประกอบด้วย โซนอบแห้ง, โซนไพโรไลซิส, โซนเผาไหม้, โซนรีดักชัน และที่ทางออกแก๊ส ผลของข้อมูลอุณหภูมิใน โซนต่าง ๆ ถูกนำมาแสดงเป็นการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิตามเวลาที่ดำเนินไประหว่างการทดลองโดย ในการทดลองจะศึกษาความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนสมมูล (equivalent ratio) ที่มีผลต่อ องค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิง, ค่าความร้อน (Calorific value) ของก๊าซเชื้อเพลิง และอัตราการผลิต ก๊าซเชื้อเพลิง (gas production rate) จากการทดลองพบว่าที่อัตราส่วนสมมูลต่างๆ ปริมาณ องค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงจะแปรผันตามการปรับค่าอัตราส่วนสมมูลที่เพิ่มขึ้นในแต่ละการทดลอง จนถึงจุดสูงสุดจุดหนึ่งที่มีค่าอัตราส่วนสมมูลเท่ากับ 0.38 แล้วจะลดลงแปรผกผันกับค่าอัตราส่วน สมมูล ซึ่งเกิดความสัมพันธ์ในแนวทำนองเดียวกันนี้ระหว่างค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิงกับ อัตราส่วนสมมูลเช่นกัน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.2 ชุดการทดลองของ Midilli และคณะ

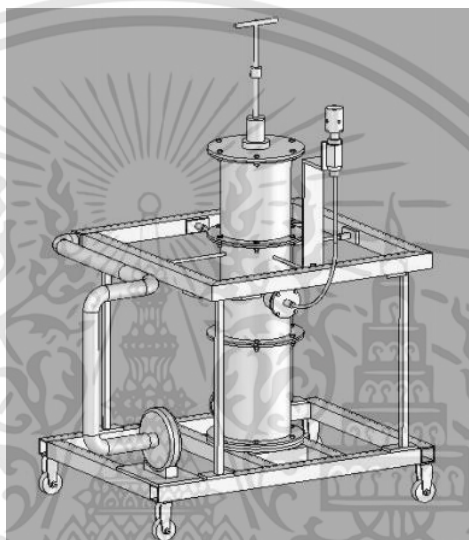
ในปี 2001 Murat และคณะ [13] ได้ทำการศึกษาก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จากระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลงและลักษณะภายในเป็นคอคอด (Throated downdraft gasification) ขนาดกำลังผลิตไฟฟ้า 10 กิโลวัตต์โดยใช้กากตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสีย (Sewage sludge) เป็นเชื้อเพลิงทดสอบซึ่งพบว่าปริมาณร้อยละของเชิงโมลของก๊าซเชื้อเพลิงเผาไหม้มีองค์ประกอบต่างๆ ในก๊าซผลิตภัณฑ์ประกอบด้วยก๊าซ H_2 , CO และ CH_4 มีค่าเท่ากับ 10.48 เปอร์เซ็นต์, 8.66 เปอร์เซ็นต์ และ 1.58 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ โดยก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้นี้มีค่าความร้อนเท่ากับ 3.8 MJ/m^3 ซึ่งนับว่าไม่สูงมากนักสำหรับระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง แต่อย่างไรก็ดีสามารถสรุปได้ว่ากากตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ได้



รูปที่ 2.3 ชุดการทดลองของ M. Dogru และคณะ

ในปี 2002 M. Dogru และคณะ [14] ได้ทำการศึกษาการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจากเปลือกถั่วฮาเซล (Hazel nut Shell) ด้วยเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลงขนาด 5 kWe โดแบ่งโซนปฏิกริยา ดังรูปที่ 2.3 โดยโซนอบแห้งมีอุณหภูมิระหว่าง $70-200 \text{ }^\circ\text{C}$ ที่ความสูง 0.1 m. โซนไพโรไลซิสมีเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

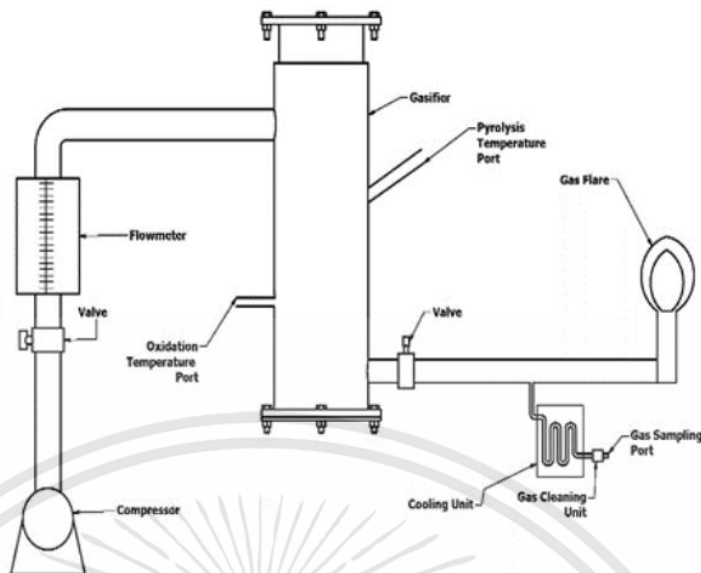
อุณหภูมิระหว่าง 350-500 °C ที่ความสูง 0.17 m. โซนการเผาไหม้มีอุณหภูมิระหว่าง 1000-1200 °C ที่ความสูง 0.12 m. โซนรีดักชันมีอุณหภูมิระหว่าง 700-1000 °C ที่บริเวณด้านล่างของโซนการเผาไหม้ จากการทดลองพบว่าอุณหภูมิสูงสุดในโซนอบแห้ง, โซนไพโรไลซิส และโซนการเผาไหม้มีค่าเท่ากับ 125, 566 และ 1206 °C ตามลำดับ สภาวะที่เหมาะสมต่อการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงอุณหภูมิบริเวณคอคอด ในโซนการเผาไหม้มีอุณหภูมิเท่ากับ 1050 °C โดยมีองค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิง H_2 , CO , และ CH_4 มีค่าเท่ากับ 11.86 เปอร์เซ็นต์, 19.89 เปอร์เซ็นต์ และ 2.47 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ ในขณะที่มีความร้อนเท่ากับ 5.15 MJ/Nm³



รูปที่ 2.4 ชุดการทดลองของ Chawdhury และคณะ

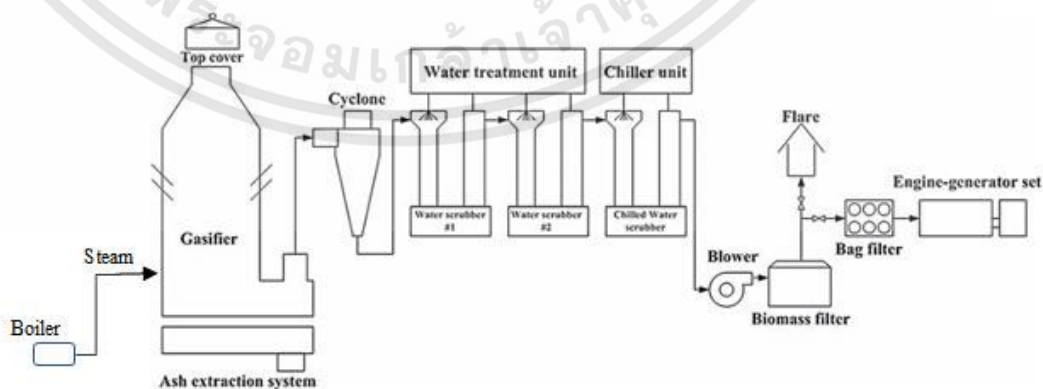
ในปี 2010 Chawdhury และคณะ [15] ได้ทำการออกแบบและพัฒนาแก๊สซิฟิเคชันชนิดไหลลงขนาดเล็กขนาดกำลังผลิต 6-7 กิโลวัตต์ ทำจากสแตนเลส คอคอด 6.3 เซนติเมตร สูง 272 เซนติเมตร หนา 219 เซนติเมตร บรรจุเชื้อเพลิงที่ละ 5 กิโลกรัม เพื่อใช้สำหรับชุมชนในประเทศบังคลาเทศทำการทดสอบโดยใช้เชื้อเพลิงไม้สับและไม้อัดเม็ด องค์ประกอบไม้สับแบบประมาณความชื้น 7.36 เปอร์เซ็นต์ สารระเหย 65-75 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนคงที่ 15-20 เปอร์เซ็นต์ เถา 0.338 เปอร์เซ็นต์ องค์ประกอบแบบละเอียดคาร์บอน 46-54 เปอร์เซ็นต์ ไฮโดรเจน 4-6 เปอร์เซ็นต์ ออกซิเจน 38-43 เปอร์เซ็นต์ องค์ประกอบไม้อัดเม็ดแบบประมาณความชื้น 8.55 เปอร์เซ็นต์ สารระเหย 80-85 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนคงที่ 6-10 เปอร์เซ็นต์ เถา 0.574 เปอร์เซ็นต์ องค์ประกอบแบบละเอียดคาร์บอน 41-48 เปอร์เซ็นต์ ไฮโดรเจน 6-8 เปอร์เซ็นต์ ออกซิเจน 42-46 เปอร์เซ็นต์ คุณสมบัติในขงรีแอกชันได 950-1150 องศาเซลเซียส ผลการทดสอบพบว่า มีองค์ประกอบของแก๊ส CO , H_2 , CH_4 , CO_2 , และ N_2 เท่ากับ 19-22 เปอร์เซ็นต์, 12-19 เปอร์เซ็นต์, 1-2 เปอร์เซ็นต์, 10-12 เปอร์เซ็นต์ และ 50-56 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ ค่าความร้อน ขั้นต่ำ 4,424-5,007 kJ/m³ โดยมีประสิทธิภาพ (Cold Gas Efficiency) 62.5-69.4 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน 90-92.4 เปอร์เซ็นต์ มีการใช้เชื้อเพลิง ไม้สับ 3.1 kg/hr ไม้อัดเม็ด 2.9 kg/hr

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.5 ชุดการทดลองของ Kuhe และคณะ

ในปี 2012 Kuhe และคณะ [16] ได้ทำการศึกษาแก๊สซิฟิเออร์ชนิดไหลลงแบบ Top Throatless โดยใช้กะลามะพร้าวเป็นเชื้อเพลิง โดยเน้นการออกแบบที่ง่ายและประหยัดต้นทุน โดยกะลามะพร้าวมีองค์ประกอบแบบประมาณ สารระเหย 67.2 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนคงที่ 19.0 เปอร์เซ็นต์ เถา 2.1 เปอร์เซ็นต์ องค์ประกอบแบบละเอียดคาร์บอน 52.0 เปอร์เซ็นต์ ไฮโดรเจน 5.7 เปอร์เซ็นต์ ไนโตรเจน 0.04 เปอร์เซ็นต์ ออกซิเจน 43.8 เปอร์เซ็นต์ และค่าความร้อนขั้นต่ำ 18.1 MJ/kg ได้ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ดีที่สุดมีส่วนได้ก๊าซ CO, H₂, CH₄, และ CO₂ เท่ากับ 22.12 เปอร์เซ็นต์, 17.96 เปอร์เซ็นต์, 2.43 เปอร์เซ็นต์ และ 13.15 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ ที่อัตราไหลอากาศที่ 3.31 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ER 0.332 อัตราการไหลเชื้อเพลิง 2 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ความร้อนขั้นต่ำที่ 5,960 kJ/m³ ประสิทธิภาพการเปลี่ยนเป็นแก๊สสังเคราะห์ 62.9 เปอร์เซ็นต์ เพียงพอและเหมาะสมกับการใช้งานทั่วไปสำหรับครัวเรือน

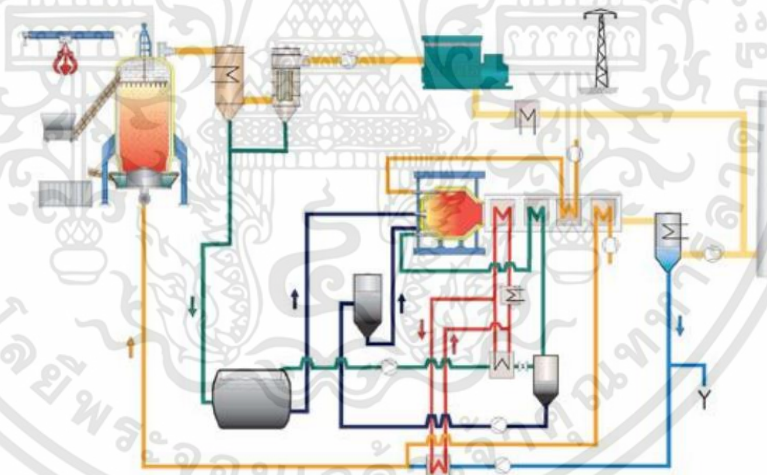


รูปที่ 2.6 ชุดการทดลองของ Arjharm และคณะ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ในปี 2012 Arjhar และคณะ [17] ได้ทำการศึกษาการผลิตพลังงานจากชีวมวล 10 ชนิด คือ ไม้กระถินยักษ์ ไม้ยูคาลิปตัส เปลือกไม้ยูคาลิปตัส ปีกไม้ยางพาราซังข้าวโพด แกลบ กะลามะพร้าว ทางปาล์ม เหง้ามันสำปะหลัง และเปลือกมันสำปะหลัง ด้วยเทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชันแบบแก๊สไหลลง เพื่อประเมินประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้า ผลการศึกษาพบว่าระดับอุณหภูมิในเตาแปรผันโดยตรงกับอัตราการไหลของของแก๊สเชื้อเพลิง และมีผลทำให้องค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิงเปลี่ยนแปลงได้เล็กน้อย ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงที่ได้อยู่ในช่วง 4.2 – 5.6 MJ/Nm³ กำลังการผลิตไฟฟ้าที่อัตราการไหลของแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด มีค่าอยู่ในช่วง 47 – 63 kW โดยมีอัตราการใช้เชื้อเพลิงจำเพาะต่ำกว่า 2 kg/kWh โดยประสิทธิภาพการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจากยูคาลิปตัส, ซังข้าวโพด และไม้กระถินยักษ์มีค่ามากกว่า 70 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพในการผลิตไฟฟ้าจากชีวมวลทั้ง 10 ชนิด อยู่ในช่วง 6.3 – 18.6 เปอร์เซ็นต์

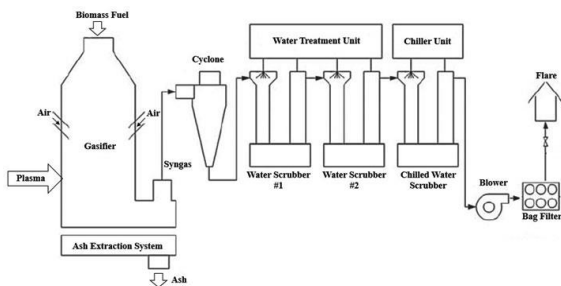
ในปี 2013 Arjhar และคณะ [18] ทดสอบการผลิตพลังงานจากกากตะกอนน้ำเสีย โดยใช้เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบแก๊สไหลลง(ระดับต้นแบบ) เพื่อประเมินสมรรถนะการผลิตไฟฟ้า พบว่า การเพิ่มอัตราการไหลของแก๊สเชื้อเพลิงทำให้ระดับอุณหภูมิเฉลี่ยในเตาสูงขึ้น และเป็นผลให้เกิดการเปลี่ยนแปลงขององค์ประกอบแก๊สและปริมาณน้ำและฝุ่นในแก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงมีค่าอยู่ในช่วง 4.2 – 4.87 MJ/Nm³ โดยแก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ที่ระดับอัตราการไหล 180 Nm³/hr สามารถผลิตไฟฟ้าได้ 47 kW สรุปได้ว่า ระบบแก๊สซิฟิเคชันแบบแก๊สไหลลงระดับต้นแบบนี้ สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกากตะกอนน้ำเสียได้



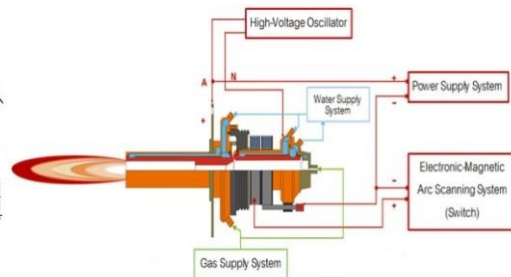
รูปที่ 2.7 ชุดการทดลองของ Kumar และคณะ

ในปี 2014 Kumar และคณะ [19] ได้ทำการทดสอบผลิตพลังงานด้วยระบบแก๊สซิฟิเคชันแบบแก๊สไหลลง (Downdraft Gasifier) โดยทดสอบกับเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีความชื้นต่างกัน 3 ระดับ คือ 15 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก, 30 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก และ 45 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก เพื่อสังเกตผลของความชื้นที่มีต่อประสิทธิภาพการผลิตพลังงาน ผลการทดสอบทำให้เห็นว่า ความชื้นของชีวมวลที่เพิ่มขึ้นทำให้ประสิทธิภาพการผลิตพลังงานลดลงตามลำดับ คือ 65 เปอร์เซ็นต์, 52 เปอร์เซ็นต์ และ 37 เปอร์เซ็นต์ เนื่องจากความชื้นในเชื้อเพลิงจะทำให้ใช้เวลาในการเผาไหม้นานขึ้น ส่งผลต่อปฏิกิริยาในเตาและทำให้คุณภาพของแก๊สเชื้อเพลิงลดลง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



ก).ชุดอุปกรณ์การทดลอง



ข).ชุดอุปกรณ์ของ Plasma

รูปที่ 2.8 ชุดการทดลองของ Naiyawat และคณะ

ในปี 2017 Naiyawat และคณะ [20] ได้ทำการเปรียบเทียบระหว่างระบบแก๊สซิฟิเคชันแบบทั่วไป (conventional gasification) และระบบพลาสมาแก๊สซิฟิเคชัน (Plasma gasification) ในด้านประสิทธิภาพการผลิตพลังงาน โดยในการทดลองจะนำพลาสมาอาร์ค (plasma arc) ขนาด 50 kW มาประยุกต์ใช้กับเตาแก๊สซิฟิเคชันแบบไหลลง (fixed – bed downdraft gasification) ในการศึกษาจะใช้ไม้กระถินยักษ์เป็นเชื้อเพลิงความชื้นเฉลี่ย 16 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ระบบ plasma arc ทำให้อุณหภูมิเฉลี่ยในเตาเพิ่มขึ้น ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิง ได้แก๊สเชื้อเพลิงที่มีความร้อนสูงขึ้น นอกจากนี้ยังพบว่าปริมาณคาร์ที่ปะปนมากับแก๊สเชื้อเพลิงลดลงด้วยเมื่อเปรียบเทียบกับระบบ conventional gasification สำหรับการทดสอบผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงไม้กระถินที่มีความชื้นสูงคือ 28 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกและ 34 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกพบว่า ระบบ plasma arc สามารถลดข้อจำกัดด้านความชื้นของเชื้อเพลิงในการเดินระบบด้วย conventional gasification โดยความชื้นของเชื้อเพลิงส่งผลให้อุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตาลดลง แต่มีผลต่อองค์ประกอบของ H₂ ในแก๊สเชื้อเพลิง ได้ค่าความร้อนอยู่ในระดับที่สูง > 5 MJ/Nm³ และมีคุณภาพตามเกณฑ์มาตรฐานสำหรับการนำแก๊สเชื้อเพลิงไปใช้ประโยชน์ อีกทั้งยังคงประสิทธิภาพเทียบเคียงกับระบบ conventional gasification โดยหาที่ระดับความชื้น 34 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกและเมื่อพิจารณาในการผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงความชื้น 16 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกซึ่งคิดรวมพลังงานในการอบแห้งด้วย พบว่าระบบ plasma arc จะให้ประสิทธิภาพได้เปรียบถึง 15-20 เปอร์เซ็นต์ แสดงให้เห็นว่าระบบ plasma arc สามารถเดินระบบโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลความชื้นสูงได้อย่างมีประสิทธิภาพ และเป็นการลดขั้นตอนและพลังงานในการเตรียมเชื้อเพลิง

ในปี 2003 Giltrap และคณะ [21] ได้ทำการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ kinetic model เพื่อทำนายองค์ประกอบของก๊าซของเตาชนิดอากาศไหลลง จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ จะจำลองที่สภาวะคงตัว (steady state) ของ reduction zone ของปฏิกิริยาต่างๆ ระหว่างก๊าซกับถ่านชาร์ที่เกิดขึ้นภายใน reduction zone โดยตั้งสมมติฐานและกำหนดข้อมูลต่างๆ ที่สภาวะเริ่มต้นพบว่าจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถหาค่าองค์ประกอบของก๊าซผลิตภัณฑ์ได้ใกล้เคียงกับผลการทดลองที่ถูกนำมาเปรียบเทียบ ซึ่งผลที่ได้ปริมาณโมลขององค์ประกอบก๊าซต่างๆ ได้แก๊ส CO, H₂, CH₄, CO₂, และ N₂ เท่ากับ 25 เปอร์เซ็นต์, 10 เปอร์เซ็นต์, 9 เปอร์เซ็นต์, 6 เปอร์เซ็นต์ และ 50 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ อีกทั้งยังพบว่าความแม่นยำของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการหาค่าองค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงขึ้นอยู่กับความแม่นยำของข้อมูลสภาวะเริ่มต้นเหนือ reduction zone นั่นก็คือ combustion zone นั่นเอง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ในปี 2003 T.H.Jayah และคณะ [22] ศึกษาการใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์สำหรับการออกแบบและปรับปรุงประสิทธิภาพของเครื่องผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลงขนาด 20 kg/hr โดยใช้ข้อมูลที่ได้จากการทดลองใช้ไมยางปนเชื้อเพลิงในเครื่องผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง เพื่อเปรียบเทียบแบบจำลองที่ใช้สำหรับคำนวณในคอมพิวเตอร์ การวิจัยได้ใช้แบบจำลองสองส่วนคือ ส่วนของโซนไฟโรไลซิส และโซนการเผาไหม้จากการจำลองระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลลง พบว่าสถานะที่เหมาะสมต่อการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงต้องใช้ไม้ขนาด 3 - 5 cm. ความชื้นของเชื้อเพลิงไม่ควรเกิน 15 เปอร์เซ็นต์ และที่สำคัญโซนการเผาไหม้ควรมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 33 cm.

Nipat Songsangthong 2007 [23] ได้ทำการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ kinetic model เพื่อทำนายองค์ประกอบของแก๊สของ reduction zone ที่สภาวะอัตราการป้อนอากาศเชิงปริมาตรต่างๆ พบว่าได้ผล สอดคล้องกันคือ ก๊าซผลิตภัณฑ์ที่มีปริมาณองค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงสูงสุดที่สภาวะอัตราการป้อนอากาศเชิงปริมาตรเท่ากับ 350 ลิตร/นาที่ โดยจากผลการทดลองได้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ 19.99 เปอร์เซ็นต์, ก๊าซไฮโดรเจน 10.34 เปอร์เซ็นต์ และก๊าซมีเทน 1.73 เปอร์เซ็นต์ และจากผลการทำแบบจำลองได้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ 21.50 เปอร์เซ็นต์, ก๊าซไฮโดรเจน 8.67 เปอร์เซ็นต์ และก๊าซมีเทน 0.92 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งจากการทำแบบจำลองเชิงจลนพลศาสตร์สามารถหาความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีกับการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในโซนรีดักชันได้ ซึ่งแสดงได้ว่าการเกิดปฏิกิริยาดูดความร้อนระหว่าง ก๊าซกับถ่านชาร์ภายในโซนรีดักชันถูกกำหนดโดยปฏิกิริยา บูดูยาร์ดเป็นปฏิกิริยาหลักที่มีผลต่อ ปริมาณองค์ประกอบก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้มากที่สุด โดยพบว่าได้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีสูงสุด ที่สภาวะอัตราการป้อนอากาศเชิงปริมาตรเท่ากับ 350 ลิตร/นาที่ ดังกล่าว ซึ่งเป็นผลจากการมีช่วง อุณหภูมิภายในโซนรีดักชันที่เหมาะสม

ในปี 2008 Sharmar และคณะ [24] ได้ทำการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ kinetic model เพื่อทำนายองค์ประกอบของแก๊สของ reduction zone ของเตาแก๊สซิฟิเคชันแบบไหลลง โดยจากผลทดสอบพบว่าความชื้นของเชื้อเพลิงมีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สและประสิทธิภาพของระบบ พบว่าเมื่อความชื้นของเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงขององค์ประกอบแก๊สที่ได้คือทำให้ H_2 เพิ่มขึ้น CO ลดลงอีกทั้งยังส่งผลต่อค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงและประสิทธิภาพโดยรวมลดลง

ในปี 2012 Sayed และคณะ [25] การวิเคราะห์สมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Thermodynamic equilibrium model) ใช้ คำนวณ ประสิทธิภาพเชิงสูงสุด (Cold gas efficiency; CGE) ของระบบ Gasification แบบ Entrained flow ของเชื้อเพลิงที่แตกต่างกันทั้ง 4 ชนิด ซึ่งที่ค่าอุณหภูมิสูงสุด 1000 ถึง 1500 K และ ขนาดเชื้อเพลิงที่เล็ก 10 μm ถึง 0.1 mm ทำให้มีความเหมาะสมสอดคล้องกับสมมติฐานที่ใช้ในการวิเคราะห์แบบ equilibrium เชื้อเพลิงทั้ง 4 ชนิดที่ใช้สำหรับระบบ Gasification ได้แก่ RTC coal, pine needles, ply-wood and lignite โดยตัวแปรที่ศึกษาก็คืออากาศที่ใช้ทำปฏิกิริยาที่มีผลต่อพฤติกรรมของ CGE และ องค์ประกอบของแก๊สเมื่อทำการเพิ่มอากาศที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา. ในการพัฒนาแบบจำลองของ Gasification จะคำนวณ 7 ตัวแปรในผลิตภัณฑ์ของ Gasification โดยจะใช้สมการ Mass balance 4 สมการและ สมการ Equilibrium อีก 3 สมการ สมการเคมีที่ใช้ได้รวมคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในผลิตภัณฑ์ด้วย สมการ Energy จะใช้ในการคำนวณอุณหภูมิของระบบ Gasification ซึ่งผลของแบบจำลองจะแสดงประสิทธิภาพ CGE สูงสุด เมื่อ Solid carbon เปลี่ยนเป็น CO เช่นเดียวกับ H ในเชื้อเพลิงที่

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เปลี่ยนเป็น H_2 โดยแบบจำลองการประมาณการของประสิทธิภาพ CEG สูงสุดที่พัฒนาจะอ้างอิงโดยใช้ Van Krevelen diagram ซึ่งผลลัพธ์จะแสดงให้เห็นถึงแนวโน้มที่เพิ่มขึ้นของ CGE เมื่ออัตราส่วนของ O/C and H/C ในเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น แบบจำลองจะขึ้นอยู่กับปริมาณอากาศที่ต่ำที่สุดที่จะเปลี่ยนคาร์บอนทั้งหมดในเชื้อเพลิงให้เป็น CO



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 3

เชื้อเพลิงชีวมวลและการเผาไหม้

ในบทนี้จะกล่าวถึงทฤษฎีของเชื้อเพลิงชีวมวลซึ่งได้แก่องค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีวมวล คุณสมบัติทางกายภาพของชีวมวล ในส่วนต่อมาจะกล่าวถึงการเปลี่ยนชีวมวลให้เป็นพลังงานด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชัน รวมถึงชนิดของแก๊สซิฟิเคชัน ในส่วนถัดมาก็จะกล่าวถึงทฤษฎีเบื้องต้นของการเผาไหม้ เช่นอัตราส่วนเชื้อเพลิงต่ออากาศที่ใช้ในการเผาไหม้

3.1 เชื้อเพลิงชีวมวล(Biomass) [2], [6]

ชีวมวลที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงในระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงเป็นเชื้อเพลิงแข็งที่ได้มาจากชีวมวลทั้งชีวมวลที่อยู่ในกลุ่มไม้ (Woody biomass) และชีวมวลที่ไม่ได้อยู่ในกลุ่มไม้ (Non woody biomass) ชีวมวลที่อยู่ในกลุ่มไม้ ได้แก่ ไม้ชนิดต่างๆ กิ่งไม้ ไม้ที่มีรอบตัดฟันสั้นปลูกเพื่อการผลิตพลังงาน และเศษไม้จากอุตสาหกรรมไม้ เป็นต้น ชีวมวลที่ไม่ได้อยู่ในกลุ่มไม้ หมายถึงชีวมวลที่เป็นวัสดุเหลือทิ้งจากการเกษตร ได้แก่ แกลบ ฟางข้าว กะลามะพร้าว และทะลายปาล์ม เป็นต้น การนำชีวมวลไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในระบบผลิต ก๊าซเชื้อเพลิง จะต้องมีการเตรียมชีวมวลก่อนเพื่อให้มีลักษณะทางกายภาพในด้านต่างๆ เหมาะสมก่อนที่จะนำไปใช้งาน เช่น ขนาด ความชื้น และความหนาแน่นของชีวมวล เป็นต้น ชีวมวลเป็นวัตถุดิบในการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงที่มีอิทธิพลโดยมีผลต่อลักษณะของปฏิกิริยาการผลิต ก๊าซเชื้อเพลิงที่เกิดขึ้น และผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการ ดังนั้นการนำชีวมวลไปใช้ในระบบผลิต ก๊าซเชื้อเพลิงจำเป็นต้องศึกษาองค์ประกอบ และคุณสมบัติของชีวมวลเพื่อเป็นข้อมูลเบื้องต้นที่จะนำไปใช้ในการออกแบบและวิเคราะห์ระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจากชีวมวล

เชื้อเพลิงชีวมวลที่จำแนกตามต้นกำเนิดสามารถแบ่งออกเป็นสี่ประเภท ดังนี้

1. วัสดุเหลือใช้ปฐมภูมิ : ผลิตภัณฑ์พลอยได้จากพืชอาหารและป่าไม้ ฟาง ธัญญาหาร ข้าวโพด เป็นต้น
2. วัสดุเหลือใช้ทุติยภูมิ : ผลิตภัณฑ์พลอยได้จากกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรม(อุตสาหกรรมโรงเลื่อย กระดาษ อาหารและเครื่องดื่ม เป็นต้น)
3. วัสดุเหลือใช้ตติยภูมิ : ผลิตภัณฑ์พลอยได้จากของใช้(ของเสียและไม้จากการรื้อถอน เป็นต้น)
4. พืชพลังงาน (ยูคาลิปตัส กระถินยักษ์ หญ้าเนเปียร์ เป็นต้น)

เชื้อเพลิงชีวมวลที่จำแนกตามสมบัติสามารถแบ่งออกได้เป็นหกประเภท ดังนี้

1. เชื้อเพลิงไม้และไม้ยืนต้น เช่น ไม้เนื้อแข็ง ไม้เนื้ออ่อน ไม้จากการรื้อถอน เป็นต้น
2. พืชล้มลุก เช่น ฟางข้าว หญ้า และลำต้นข้าวโพด เป็นต้น
3. ของเสีย เช่น กากตะกอนจากน้ำเสีย ขยะเชื้อเพลิง(RDF) เป็นต้น
4. ของเสียอุตสาหกรรม
5. พืชน้ำ (Aquatic plant)
6. พืชพลังงาน (Energy crop)

3.2 องค์ประกอบของชีวมวล

ชีวมวลจากพืชทุกชนิดประกอบด้วยสารหลักที่เป็นเส้นใยโพลีเมอร์สามประเภท เซลลูโลส (cellulose) เฮมิเซลลูโลส (hemicellulose) และ ลิกนิน (lignin) เส้นใยประเภทนี้ไม่ละลายน้ำ (เส้นใยอีกประเภทหนึ่งละลายน้ำได้ เช่นเส้นใยจากถั่ว เมล็ดธัญญาพืช และพวกสารแพคติน) องค์ประกอบรองลงมาของชีวมวลได้แก่ ไขมัน โปรตีน น้ำมันอย่างง่าย แป้ง น้ำ และเถ้าทั้งเซลลูโลส และเฮมิเซลลูโลสเป็นสารประกอบพอลิแซ็กคาไรด์ ซึ่งเป็นสารประเภทคาร์โบไฮเดรตที่มีมวลโมเลกุลสูงและมักพบในผนังเซลล์พืช

ตารางที่ 3.1 ปริมาณของเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนินในวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร [2]

ชีวมวล	เซลลูโลส (% นน.)	เฮมิเซลลูโลส (% นน.)	ลิกนิน (% นน.)
แกลบ	31.1	22.5	22.3
ลำต้นไม้เนื้อแข็ง	40 - 45	24 - 40	18 - 25
ลำต้นไม้เนื้ออ่อน	45 - 50	25 - 35	25 - 35
เปลือกถั่ว	25 - 30	25 - 30	30 - 40
แกนข้าวโพด	45	35	15
หญ้า	25 - 40	35 - 50	10 - 30
ฟางข้าวสาลี	30	50	15
ใบไม้	15 - 20	80 - 85	0

โดยองค์ประกอบของชีวมวลหรือสสารทั่วไปจะแบ่งออกเป็น 3 ส่วนหลักคือ

1) ความชื้น (Moisture) หมายถึงปริมาณน้ำที่มีอยู่ในชีวมวล ชีวมวลส่วนมากจะมีความชื้นค่อนข้างสูงเพราะเป็นผลผลิตทางการเกษตร ถ้าต้องการนำชีวมวลเป็นพลังงานโดยการเผาไหม้ความชื้นไม่ควรเกิน 50 %

2) ส่วนที่เผาไหม้ได้ (Combustible substance) ส่วนที่เผาไหม้ได้จะแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ Volatiles matter และ Fixed carbon โดยที่ Volatiles matter คือส่วนที่ลุกไหม้ได้ง่าย ดังนั้นชีวมวลที่มีค่า Volatiles matter สูงจะติดไฟได้ง่ายกว่าชีวมวลที่มีค่า Volatiles matter ต่ำกว่า

3) ส่วนที่เผาไหม้ไม่ได้ คือขี้เถ้า (Ash) ชีวมวลส่วนใหญ่จะมีขี้เถ้าประมาณ 1- 3% ยกเว้นแกลบและฟางข้าวจะมีสัดส่วนขี้เถ้าประมาณ 10 - 20 % ซึ่งจะมีปัญหาในการเผาไหม้และการกำจัดพอสมควร

3.3 สมบัติทางกายภาพของเชื้อเพลิงชีวมวล [5]

สมบัติและลักษณะทางกายภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลมีความสำคัญอย่างยิ่งที่จะต้องนำมาพิจารณาประกอบในการนำชีวมวลชนิดนั้นมาใช้ในการผลิตพลังงาน โดยเฉพาะการเปลี่ยนรูปชีวมวลโดยใช้กระบวนการทางเคมีความร้อนสมบัติและลักษณะทางกายภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลได้แก่ ความหนาแน่น ความชื้น และขนาดของชีวมวล เป็นต้นสมบัติทางกายภาพเป็นสมบัติเบื้องต้นที่จะต้องนำมาพิจารณาประกอบในการคัดเลือกชีวมวลชนิดนั้นไปใช้งาน เนื่องจากสมบัติและลักษณะทางกายภาพของชีวมวลจะมีผลต่อขั้นตอนและกระบวนการในการนำชีวมวลนั้นไปใช้งาน เช่น การขนส่งชีวมวล การเตรียมชีวมวล และการนำชีวมวลไปใช้งาน เช่น กรณีที่เชื้อเพลิงชีวมวลมีความหนาแน่นต่ำจะทำให้สิ้นเปลืองในการขนส่ง ซึ่งอาจต้องมีการเตรียมชีวมวลก่อนที่จะขนส่งเพื่อนำไปใช้งานโดยการทำเป็นเชื้อเพลิงอัดแท่ง หรือตัดให้มีขนาดเล็ก เป็นต้นสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีความชื้นสูงจะไม่เหมาะสมที่จะนำไปใช้ในกระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง ดังนั้นจะต้องนำชีวมวลนั้นมาผ่านกระบวนการลดความชื้นก่อนที่จะนำไปใช้งานเป็นต้นสมบัติและลักษณะทางกายภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ส่งผลต่อกระบวนการและปฏิกิริยาการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงได้แก่ ความหนาแน่น ความหนาแน่นเชื้อเพลิง และขนาดของชีวมวล เป็นต้น

3.3.1 ความหนาแน่นของเชื้อเพลิง

ชีวมวลเป็นสมบัติที่ส่งผลโดยตรงต่อปฏิกิริยาการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงในด้านต่าง ๆ เช่น อัตราการสิ้นเปลืองเชื้อเพลิง และระยะเวลาที่ใช้ในการจุดเตาเชื้อเพลิงที่มีความหนาแน่นสูงจะมีอัตราการสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงต่ำกว่าเชื้อเพลิงที่มีความหนาแน่นต่ำกว่า จากรายงานผลการวิจัยการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงภายในเครื่องผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้นโดยใช้ชีวมวลต่างกัน 3 ชนิด ได้แก่ ชิ้นไม้ยูคา ลิปตัส กะลามะพร้าว และซังข้าวโพด พบว่าระยะเวลาที่ใช้ในการจุดเตา (Start time) ขึ้นกับค่าความหนาแน่นของเชื้อเพลิงชีวมวลโดยชีวมวลที่มีค่าความหนาแน่นสูงจะใช้ระยะเวลาในการจุดเตานานกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับชีวมวลที่มีความหนาแน่นต่ำกว่า

ความหนาแน่นของเชื้อเพลิงชีวมวลหรือเชื้อเพลิงแข็งพิจารณาได้เป็น 3 ลักษณะ คือ ความหนาแน่นที่แท้จริง(True density) ความหนาแน่นปรากฏ (Apparent density) และความหนาแน่นรวม (Bulk density)

ความหนาแน่นที่แท้(True density) จริงคือความหนาแน่นที่คิดจากมวลทั้งหมดของชีวมวลเทียบกับปริมาตรของชีวมวลสามารถคำนวณได้จากอัตราส่วนของมวลต่อปริมาตรของชีวมวลทั้งหมดความหนาแน่นที่แท้จริงสามารถหาได้จากความสัมพันธ์ดังแสดงในสมการที่ 3.1

$$\rho_{\text{true}} = \frac{\text{Total mass of biomass}}{\text{Solid volume in biomass}} \quad (3.1)$$

ความหนาแน่นปรากฏ (Apparent density) คือความหนาแน่นที่คิดจากมวลของเนื้อชีวมวลเทียบกับปริมาตรทั้งหมดของชีวมวลรวมทั้งปริมาตรของรูพรุนด้วยสามารถคำนวณได้จากอัตราส่วนของมวลต่อปริมาตรภายนอกของเชื้อเพลิงชีวมวลซึ่งรวมทั้งปริมาตรของรูพรุน ความหนาแน่นปรากฏสามารถหาได้จากความสัมพันธ์ดังแสดงในสมการที่ 3.2

$$\rho_{\text{apparent}} = \frac{\text{Total mass of biomass}}{\text{Apparent volume of biomass including solids and internal pores}} \quad (3.2)$$

ความหนาแน่นรวม (Bulk density) คือ ความหนาแน่นที่คิดจากมวลของเนื้อชีวมวลต่อปริมาตรของภาชนะที่บรรจุชีวมวลนั้นค่าความหนาแน่นรวมของชีวมวลมีความสำคัญและส่งผลต่อปฏิกิริยาการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง และคุณภาพของก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ เนื่องจากความหนาแน่นรวมจะมีความสัมพันธ์กับระยะเวลาที่เชื้อเพลิงใช้ในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องผลิตก๊าซเชื้อเพลิงซึ่งถ้าเชื้อเพลิงอยู่ในเตานานมากเกินไปจะทำให้เกิดเถ้าหลอม และถ้าระยะเวลาที่เชื้อเพลิงอยู่ในเตาสั้นเกินไปจะทำให้มีคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้เกิดขึ้นมากความหนาแน่นรวมสามารถคำนวณได้จากความสัมพันธ์ดังแสดงในสมการที่ 3.3

$$\rho_{\text{bulk}} = \frac{\text{Total mass of biomass}}{\text{Bulk volume occupied by biomass particles or stack}} \quad (3.3)$$

ความหนาแน่นรวมมีค่าขึ้นกับประเภทของชีวมวล สำหรับที่ชีวมวลมีลักษณะเป็นเม็ดหรือเป็นเส้น เช่น แกลบหรือฟางข้าวจะมีค่าความหนาแน่นรวมต่ำโดยมีค่าประมาณ 150 - 200 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ชีวมวลที่เป็นชิ้น เช่น ไม้สับความหนาแน่นรวมจะมีค่าประมาณ 600 - 900 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร

3.3.2 ความชื้นของเชื้อเพลิงชีวมวล

ความชื้นของเชื้อเพลิงชีวมวลส่งผลต่อปฏิกิริยาการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงเป็นอย่างมากชีวมวลที่นำมาใช้ในกระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงควรมีค่าความชื้นไม่เกินร้อยละ 30 ความชื้นในเชื้อเพลิงอาจพิจารณาจากชีวมวลตามที่ได้จากแหล่ง (As received) หรือชีวมวลที่ได้ผ่านกระบวนการเตรียมเชื้อเพลิงเพื่อลดความชื้นมาแล้วความชื้นที่อยู่ในเชื้อเพลิงมี 3 ลักษณะ คือ ความชื้นที่อยู่ภายในเนื้อชีวมวล (Inherent moisture) ความชื้นที่อยู่ที่ชั้นผิวของชีวมวล (Surface moisture) และความชื้นที่เกิดจากการแตกตัวของอินทรีย์สาร (Decomposition moisture)

ความชื้นของเชื้อเพลิงชีวมวลพิจารณาจากปริมาณน้ำที่อยู่ในเชื้อเพลิงเปรียบเทียบกับน้ำหนักของน้ำที่อยู่ในชีวมวลต่อน้ำหนักของชีวมวลทั้งก่อนการหาความชื้นของชีวมวลสามารถทำได้ 2 วิธี ได้แก่ (1) การหาค่าความชื้นของชีวมวลโดยเปรียบเทียบกับชีวมวลเปียกเรียกว่าการหาค่าความชื้นตามมาตรฐานเปียก (Wet basis) และ (2) การหาค่าความชื้นของชีวมวลโดยเปรียบเทียบกับชีวมวลแห้งเรียกว่าการหาค่าความชื้นตามมาตรฐานแห้ง (dry basis)

การหาค่าความชื้นตามมาตรฐานเปียก (wet basis) สามารถหาได้จากสมการที่ 3.4

$$MC_W = \frac{W_{\text{wet}} - W_{\text{dry}}}{W_{\text{wet}}} \quad (3.4)$$

การหาค่าความชื้นตามมาตรฐานแห้ง (dry basis) สามารถหาได้จากสมการที่ 3.5

$$MC_d = \frac{W_{wet} - W_{dry}}{W_{dry}} \quad (3.5)$$

เมื่อ MC_w คือ ความชื้นของชีวมวลมาตรฐานเปียก MC_d คือ ความชื้นของชีวมวลมาตรฐานแห้ง
 W_{wet} คือ น้ำหนักของชีวมวลเปียก W_{dry} คือ น้ำหนักของชีวมวลแห้ง

3.3.3 ขนาดและลักษณะของเชื้อเพลิงชีวมวล

เชื้อเพลิงชีวมวลที่นำมาใช้ในเครื่องผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจะต้องมีขนาดที่เหมาะสมและสม่ำเสมอขนาดของเชื้อเพลิงชีวมวลมีอิทธิพลอย่างมากต่อค่าความดันลดที่เกิดขึ้นภายในเครื่องผลิตก๊าซเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีขนาดเล็กมากจะทำให้อากาศแทรกเข้าไปในระหว่างชีวมวลได้น้อยซึ่งจะทำให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นไม่สม่ำเสมอ

3.3.4 สมบัติทางเคมีของเชื้อเพลิงชีวมวล

สมบัติและองค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีวมวลเป็นข้อมูลเบื้องต้นที่สำคัญมากในระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงที่จำเป็นต้องทราบเพื่อนำข้อมูลใช้ในการออกแบบและวิเคราะห์ประสิทธิภาพของระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงการวิเคราะห์องค์ประกอบและสมบัติของเชื้อเพลิงแข็งโดยทั่วไปทำการวิเคราะห์ 3 แบบ ซึ่งการวิเคราะห์แต่ละแบบมีวัตถุประสงค์ที่แตกต่างกันได้แก่ (1) การหาค่าองค์ประกอบในเชื้อเพลิงชีวมวลโดยการประมาณค่า (Proximate analysis) (2) การหาค่าองค์ประกอบในเชื้อเพลิงชีวมวลโดยละเอียดหรือแบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) และ (3) การหาค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชีวมวล (Heating value analysis)

1. การวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีวมวลโดยการประมาณค่า

การวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีวมวลโดยการประมาณค่า (Proximate analysis) จะวิเคราะห์โดยอ้างอิงหลักวิธีการวิเคราะห์หาองค์ประกอบโดยประมาณของถ่านหินและถ่านโค้กที่กำหนดตามมาตรฐานการทดสอบ และวัสดุของสมาคมอเมริกันสำหรับถ่านหิน ASTM D3172 - 07 ซึ่งได้กำหนดตามมาตรฐานวิธีการวิเคราะห์และมาตรฐานปริมาณที่ต้องการทำการวิเคราะห์ไว้

การวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีวมวลหรือเชื้อเพลิงแข็งโดยการประมาณค่าปริมาณที่ทำการวิเคราะห์มี 4 ปริมาณได้แก่

- (1) ความชื้น (Moisture Content)
- (2) สารระเหย (Volatile Matter)
- (3) เถ้า (Ash)
- (4) คาร์บอนคงตัว (Fixed Carbon)

ความชื้นที่อยู่ในเชื้อเพลิงแข็งหรือชีวมวลจะใช้วิธีวิเคราะห์อ้างอิงตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคม โดยเชื้อเพลิงไม้ใช้วิธีวิเคราะห์ตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคม D- 871-1762 - 84 (ASTM D- 1762 - 84) และสำหรับเชื้อเพลิงขยะ (Refuse derived fuel : RDF) ใช้วิธีวิเคราะห์ตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคม E - 949-

88 (ASTM E- 949- 88) ซึ่งวิธีการวิเคราะห์ตามมาตรฐานต่างๆจะแตกต่างกันไป เช่นการวิเคราะห์ค่าความชื้นของไม้ตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคม D- 1762 - 84 (ASTM D- 1762 - 84) จะใช้ไม้ตัวอย่างในการวิเคราะห์น้ำหนัก 50 กรัม อบในเตาอบที่อุณหภูมิ 103 องศาเซลเซียสเป็นระยะเวลา 30 นาที และหลังจากนั้นทิ้งไม้ไว้ในเตาอบที่ควบคุมอุณหภูมิที่ 103 องศาเซลเซียสเป็นระยะเวลา 16 ชั่วโมง และหลังจากนั้นนำไม้ออกมาชั่งน้ำหนักน้ำหนักที่หายไปคือค่าความชื้นที่อยู่ในไม้

สารระเหยที่อยู่ในชีวมวลหมายถึง ไม้ที่สามารถควบแน่นได้ และไม้ที่ไม่สามารถควบแน่นได้ที่ปล่อยออกมาเมื่อชีวมวลได้รับความร้อนปริมาณสารระเหยที่ปล่อยออกมาจะขึ้นกับอัตราการให้ความร้อนเชื้อเพลิงและอุณหภูมิในการวิเคราะห์ปริมาณสารระเหยจะใช้วิธีวิเคราะห์อ้างอิงตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคมสำหรับเชื้อเพลิงไม้ใช้วิธีวิเคราะห์ตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคม E-872 (ASTME-872) การวิเคราะห์ทำโดยใช้เชื้อเพลิงไม้ตัวอย่าง 50 กรัม ที่สุ่มมาจากเชื้อเพลิงไม้ 10 กิโลกรัมโดยการสุ่มตัวอย่างใช้วิธีตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคม D-346 (ASTM D - 346) และนำตัวอย่างมาบดให้มีขนาดเล็กกว่า 1 มิลลิเมตร และนำเชื้อเพลิงแห้งที่บดแล้วน้ำหนัก 1 กรัมมาใช้ในการวิเคราะห์โดยวางตัวอย่างในบ้ำหลอมที่มีฝาปิดและใส่ลงไปในเตาอบที่มีอุณหภูมิ 950 องศาเซลเซียสโดนให้ความร้อนเป็นเวลา 7 นาทีสารระเหยจะปล่อยออกมาซึ่งสามารถสังเกตได้จากเปลวไฟหลังจากนั้นนำตัวอย่างออกมาและทำให้เย็นและชั่งน้ำหนักของเชื้อเพลิงไม้ น้ำหนักส่วนที่หายไปคือสารระเหย

เถ้า คือ สารอนินทรีย์ที่ยังคงเหลืออยู่หลังจากที่คาร์บอนในชีวมวลถูกเผาไหม้หมดแล้วสารอนินทรีย์ที่อยู่ในเถ้าได้แก่ ซิลิกา อลูมิเนียม เหล็ก แคลเซียม แมกเนเซียม และโปรแตสเซียม เป็นต้น การวิเคราะห์องค์ประกอบของเถ้าสำหรับเชื้อเพลิงไม้ใช้วิธีการวิเคราะห์ตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคม D-1102 (ASTM D- 1102) การวิเคราะห์เถ้าทำโดยใช้เชื้อเพลิงไม้ตัวอย่าง 2 กรัม ที่มีขนาดเล็กกว่า 475 ไมครอนอบแห้งตามวิธีมาตรฐาน และนำมาวางบนบ้ำหลอมที่ไม่ต้องปิดฝา และใส่ไว้ในเตาเผาอุณหภูมิสูงโดยให้อุณหภูมิเพิ่มขึ้นอย่างช้าๆเมื่อคาร์บอนในชีวมวลถูกเผาไหม้หมดแล้ว ทิ้งไว้ให้เย็น และนำมาชั่งน้ำหนัก น้ำหนักที่ได้เป็นน้ำหนักของเถ้าที่อยู่ในเชื้อเพลิง

คาร์บอนคงตัว หมายถึง ปริมาณคาร์บอนในชีวมวลที่ยังคงเหลืออยู่ในถ่านชาร์หลังจากที่สารระเหยถูกปล่อยออกมาในกระบวนการสลายตัวด้วยความร้อน การหาค่าปริมาณคาร์บอนคงตัวสามารถหาได้เมื่อทราบปริมาณความชื้น ปริมาณสารระเหย และเถ้า โดยใช้ความสัมพันธ์ดังแสดงในสมการที่ 3.6

$$FC = 1 - MC - VM - Ash \quad (3.6)$$

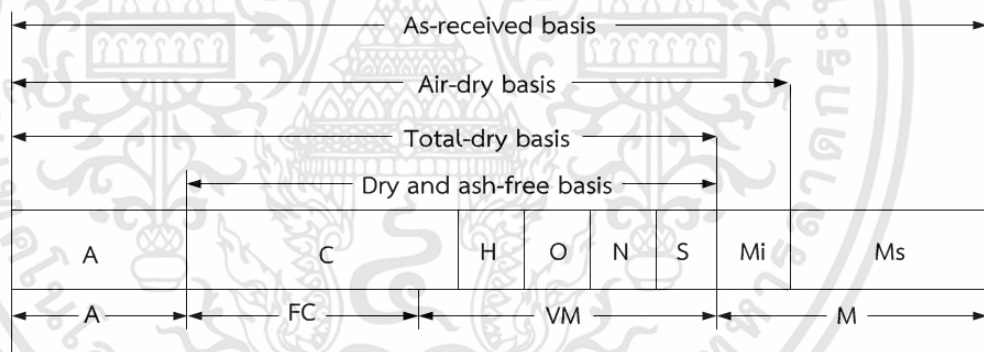
เมื่อ FC คือ ปริมาณคาร์บอนคงตัว MC คือ ปริมาณความชื้น
VM คือ ปริมาณสารระเหย Ash คือ ปริมาณเถ้า

ปริมาณคาร์บอนคงตัวที่ได้จากการวิเคราะห์โดยการประมาณค่าและจากการวิเคราะห์โดยละเอียดจะมีค่าแตกต่างกัน เนื่องจากการวิเคราะห์โดยวิธีการประมาณค่าไม่ได้รวมคาร์บอนที่อยู่ในสารระเหยซึ่งโดยปกติจะหมายถึงวิเคราะห์โดยละเอียดจะมีค่าแตกต่างกัน เนื่องจากการวิเคราะห์โดย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

วิธีการประมาณค่าไม่ได้รวมคาร์บอนที่อยู่ในสารระเหยซึ่งโดยปกติจะหมายถึงถ่านชาร์ที่เพิ่มขึ้นหลังจากกระบวนการสลายด้วยความร้อน

การวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแข็งหรือชีวมวลโดยการประมาณค่าอาจทำการวิเคราะห์ตามลักษณะของชีวมวลที่ใช้ในการพิจารณาที่มีลักษณะที่แตกต่างกันเป็น 4 แบบ คือ (1) วิเคราะห์เชื้อเพลิงตามสมบัติของเชื้อเพลิงตามที่ได้รับมา (As received basis) (2) วิเคราะห์เชื้อเพลิงภายใต้เกณฑ์การพิจารณาว่าเชื้อเพลิงเป็นเชื้อเพลิงแห้ง (Total dry basis) เป็นการวิเคราะห์เชื้อเพลิงที่ไม่พิจารณาความชื้นทั้งหมดที่อยู่ในเชื้อเพลิง (3) วิเคราะห์เชื้อเพลิงภายใต้เกณฑ์การพิจารณาที่ไม่รวมความชื้นที่ผิว (air dry basis) เป็นการวิเคราะห์เชื้อเพลิงแข็งที่ไม่พิจารณาความชื้นที่อยู่ผิวของเชื้อเพลิงเป็นองค์ประกอบในเชื้อเพลิง และ (4) วิเคราะห์เชื้อเพลิงภายใต้เกณฑ์การพิจารณาว่าเชื้อเพลิงเป็นเชื้อเพลิงแห้งและไม่มีเถ้า (dry ash free basis) ซึ่งเป็นการวิเคราะห์เชื้อเพลิงแข็งที่ไม่พิจารณาความชื้นและเถ้าเป็นองค์ประกอบในเชื้อเพลิงการวิเคราะห์ภายใต้เกณฑ์ต่างๆ ปริมาณที่ทำการวิเคราะห์และปริมาณองค์ประกอบที่วิเคราะห์ได้จะมีค่าแตกต่างกันการวิเคราะห์องค์ประกอบโดยประมาณตามเกณฑ์ที่พิจารณาต่างกันได้ข้อมูลที่แตกต่างกันเช่น การวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแข็งตามลักษณะของเชื้อเพลิงตามที่ได้รับมาข้อมูลที่ได้รับประกอบด้วยเถ้าคาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน ซัลเฟอร์ คาร์บอนคงตัว สารระเหย ความชื้นที่อยู่ในเนื้อของชีวมวลและความชื้นที่อยู่ผิวของชีวมวลปริมาณที่ได้จากการวิเคราะห์เชื้อเพลิงแข็งตามเกณฑ์ต่างๆทั้ง 4 แบบแสดงรายละเอียดดัง รูปที่ 3.1



รูปที่ 3.1 ปริมาณที่ใช้ในการวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแข็งโดยการประมาณค่าตามเกณฑ์ต่างๆ [5]

A	คือ เถ้า	FC	คือ คาร์บอนคงตัว	H	คือ ไฮโดรเจน
VM	คือ สารระเหย	N	คือ ไนโตรเจน	M	คือ ความชื้นที่อยู่ในเนื้อของชีวมวล
C	คือ คาร์บอน	O	คือ ออกซิเจน	Mi	คือ ความชื้นที่อยู่ผิวของชีวมวล
S	คือ ซัลเฟอร์	Ms	คือ ความชื้นทั้งหมดของชีวมวล		

2. การวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีวมวลโดยละเอียด

การวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีวมวลโดยละเอียดหรือแบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) โดยทั่วไปจะใช้วิธีอ้างอิงตามวิธีการวิเคราะห์องค์ประกอบแบบแยกธาตุของถ่านหินและถ่านโค้กที่กำหนดตามมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคมสำหรับถ่านหิน ASTM D

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3176 - 09 ตามมาตรฐานนี้ได้กำหนดวิธีวิเคราะห์และปริมาณที่ต้องการวิเคราะห์และปริมาณที่ต้องทำการวิเคราะห์ได้แก่ปริมาณของคาร์บอน ไฮโดรเจน กำมะถัน ไนโตรเจน และเถ้าโดยปริมาณของออกซิเจนใช้วิธีคำนวณโดยคิดว่าปริมาณสารทั้งหมดในเชื้อเพลิงมีค่าเป็น 100 ส่วน สำหรับการวิเคราะห์แบบแยกธาตุจะวิเคราะห์โดยพิจารณาตามพื้นฐานที่เชื้อเพลิงเป็นเชื้อเพลิงแห้งโดยไม่พิจารณาความชื้นเป็นองค์ประกอบในเชื้อเพลิงการวิเคราะห์แบบละเอียด (Ultimate analysis) โดยรายงานแบบปลอดความชื้นและเถ้า (dry and ash free basis) ของเชื้อเพลิงชีวมวลบางชนิดทั้งในประเทศไทยและต่างประเทศแสดงดังในตารางที่ 3.2

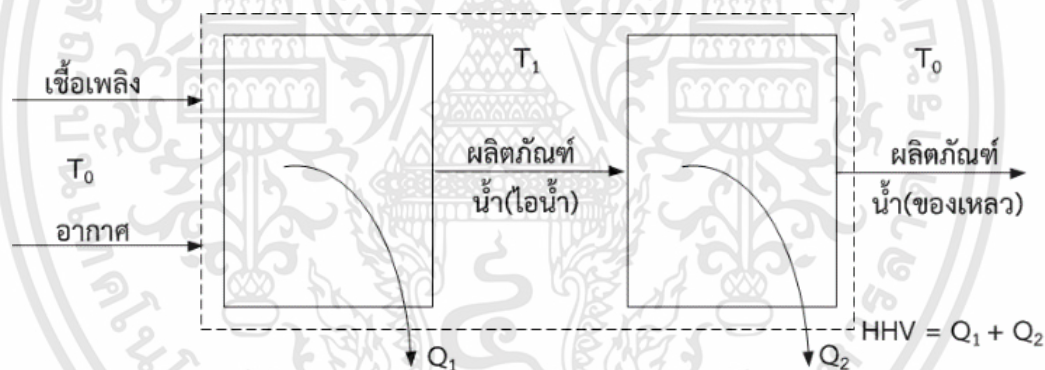
ตารางที่ 3.2 การวิเคราะห์แบบละเอียด (Ultimate analysis) และ แบบการประมาณค่า (Proximate analysis) องค์ประกอบในเชื้อเพลิงชีวมวล [2]

ชีวมวล(ประเทศ)	วิเคราะห์โดยประมาณ (% นน.แบบสด)				วิเคราะห์โดยละเอียด (% นน.ปลอดเถ้าและความชื้น)				
	ความชื้น	VM	FC	เถ้า	C	H	O	N	S
แกลบ (ไทย)	10.30	55.60	20.10	14.00	50.20	6.01	42.80	0.91	0.08
ทะลายปาล์ม (ไทย)	38.40	40.71	17.50	3.39	43.07	5.71	49.74	0.32	1.16
ใยผลปาล์ม(ไทย)	35.00	48.40	12.10	4.50	54.90	6.70	36.80	1.30	0.10
กะลาปาล์ม(ไทย)	10.40	62.70	21.90	1.70	56.80	6.00	35.70	0.20	0.06
เปลือกไม้ (สวีเดน)	50.00	NA.	NA.	6.50	51.88	6.10	41.71	0.31	NA.
กะลามะพร้าว (อินเดีย)	6.50	48.15	38.85	23.80	53.21	6.20	39.25	1.28	0.05
MSW (อังกฤษ)	36.00	32.00	8.20	11.05	50.20	5.80	42.30	0.97	0.73
RDF (อังกฤษ)	20.00	60.77	8.18	18.70	52.28	5.07	33.04	1.42	0.88
RDF (อิตาลี)	1.90	69.90	9.80	7.04	55.79	7.93	36.37	NA.	NA.
ฟางข้าว (เดนมาร์ก)	7.40	NA.	NA.	NA.	47.46	6.36	45.31	0.68	0.18
ฟางข้าว (อังกฤษ)	7.88	80.08	6.76	5.28	50.18	6.31	42.38	0.69	0.44
ใบและยอดอ้อย (อินเดีย)	4.00	55.98	38.27	1.75	49.87	5.99	44.13	NA.	NA.
หญ้าพันธุ์ Switch (อังกฤษ)	6.43	82.84	7.24	3.49	48.33	6.07	44.55	0.48	0.57
ฟางข้าวสาลี (เดนมาร์ก)	12.00	69.52	14.39	4.09	49.24	6.40	43.90	0.46	NA.
ฟางข้าวสาลี (อังกฤษ)	16.00	63.50	15.00	5.50	49.17	6.50	42.93	0.76	0.13
ไม้ชิ้นสับ (ฟินแลนด์)	45.00	46.75	7.15	1.10	50.00	6.12	43.88	NA.	NA.
ไม้ชิ้นสับ (อินเดีย)	7.00	54.52	38.11	0.37	49.01	6.40	44.59	NA.	NA.

3. การวิเคราะห์ค่าความร้อนของชีวมวล

ค่าความร้อนของชีวมวลสามารถหาได้โดยวิเคราะห์โดยใช้เครื่องมือวัดที่เรียกว่าบอมบ์แคลอริมิเตอร์และโดยวิธีการคำนวณโดยใช้ข้อมูลที่ได้จากการวิเคราะห์โดยละเอียดการวิเคราะห์หาค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชีวมวลที่นิยมใช้โดยทั่วไปใช้วิธีอ้างอิงตามค่ากำหนดมาตรฐานการทดสอบและวัสดุของอเมริกันสมาคมสำหรับถ่านหินที่ใช้มาตรฐาน ASTM D 5868

การหาค่าความร้อนของชีวมวลหรือเชื้อเพลิงแข็งมี 2 วิธี คือ วิเคราะห์โดยหาค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิง (Higher Heating Value: HHV) และวิเคราะห์โดยหาค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง (Lower Heating Value; LHV) ค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิงชีวมวลหรืออาจเรียกว่า ค่าความร้อนสุทธิ (Net Calorific Value; NCV) เป็นการหาค่าความร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลที่อุณหภูมิเริ่มต้น 25 องศาเซลเซียส โดยพิจารณาว่าผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการเผาไหม้ทั้งหมดรวมทั้งน้ำมีสถานะเป็นไอค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิงชีวมวลหรืออาจเรียกว่าค่าความร้อนรวม (Gross Calorific Value: GCV) เป็นการหาค่าความร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลที่อุณหภูมิเริ่มต้น 25 องศาเซลเซียส ในกรณีนี้ไอน้ำจากการเผาไหม้จะควบแน่นกลับมาเป็นของเหลว ทำให้คายความร้อนออกมาซึ่งจะทำให้ความร้อนจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงมีค่าเพิ่มมากขึ้นซึ่งความร้อนที่เพิ่มขึ้นมีค่าเท่ากับค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของไอน้ำ



รูปที่ 3.2 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความร้อนต่ำและค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิงแข็ง

จากการพิจารณาแผนภาพดังแสดงในรูปที่ 3.2 จะได้ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความร้อนต่ำและค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิงชีวมวล แสดงในสมการที่ 3.7

$$HHV = LHV + nh_{fg(H_2O)} \quad (3.7)$$

เมื่อ $h_{fg(H_2O)}$ คือ เอนทาลปีที่ใช้ในการเปลี่ยนไอน้ำให้เป็นของเหลวซึ่งมีค่าเท่ากับ 2,260 กิโลจูลต่อกิโลกรัม
 n คือ จำนวนโมลของไอน้ำ

เนื่องจากค่าความร้อนแฝงในการเป็นไอของน้ำมีค่า 2,260 กิโลจูลต่อกิโลกรัม และโมเลกุลของน้ำประกอบด้วยไฮโดรเจน 2 อะตอม และออกซิเจน 1 อะตอม คิดเป็นอัตราส่วนมวลโมเลกุลของไฮโดรเจนต่อมวลโมเลกุลของน้ำมีค่าเท่ากับ 1 : 9 ดังนั้นจากสมการที่ 3.7 จะสามารถเขียนความสัมพันธ์ระหว่างค่าความร้อนต่ำและค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิงชีวมวลได้ดังสมการที่ 3.8

$$HHV = LHV + 22.6 (9H + M) \text{ kJ / kg} \quad (3.8)$$

เมื่อ H คือ ร้อยละของไฮโดรเจนในชีวมวล M คือ ร้อยละของความชื้นในชีวมวล

การหาค่าความร้อนของชีวมวลสามารถคำนวณได้ถ้าทราบปริมาณองค์ประกอบต่างๆ ของเชื้อเพลิงจากการวิเคราะห์โดยการประมาณค่าและการวิเคราะห์โดยละเอียดได้มีผู้เสนอความสัมพันธ์เพื่อหาค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิงโดยการคำนวณจากปริมาณธาตุต่างๆ ที่มีในเชื้อเพลิงที่ได้จากการวิเคราะห์โดยละเอียดซึ่งปรากฏในรูปของสมการอย่างง่ายหลายสมการโดยแต่ละสมการจะมีสูตรและเงื่อนไขในการใช้สมการที่แตกต่างกันไปการจะเลือกนำสมการใดไปใช้งานจะขึ้นกับข้อมูลองค์ประกอบของธาตุต่างๆ ที่มีในเชื้อเพลิง

$$HHV = 0.3491C + 1.1783H + 0.1005S - 0.1034O - 0.015N - 0.0211A \text{ (MJ / kg)} \quad (3.9)$$

เมื่อ C คือ ปริมาณคาร์บอนในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)
H คือ ปริมาณไฮโดรเจนในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)
S คือ ปริมาณไฮโดรเจนในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)
O คือ ปริมาณออกซิเจนในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)
N คือ ปริมาณไนโตรเจนในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)
A คือ ปริมาณเถ้าในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)

การหาค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชีวมวลอาจทำการคำนวณได้ถ้าทราบผลการวิเคราะห์เชื้อเพลิงโดยประมาณเนื่องจากการวิเคราะห์โดยประมาณนั้นทำได้ง่ายกว่าการวิเคราะห์โดยละเอียดจากการศึกษาของเชื้อเพลิงโดยใช้ข้อมูลจากการวิเคราะห์โดยประมาณแสดงดังสมการที่ 3.10

$$HHV = 0.3536FC + 0.1559VM - 0.0078Ash \text{ (MJ / kg)} \quad (3.10)$$

เมื่อ FC คือ ปริมาณคาร์บอนคงตัวในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)
VM คือ ปริมาณสารระเหยในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)
Ash คือ ปริมาณเถ้าในเชื้อเพลิง (ร้อยละโดยน้ำหนัก)

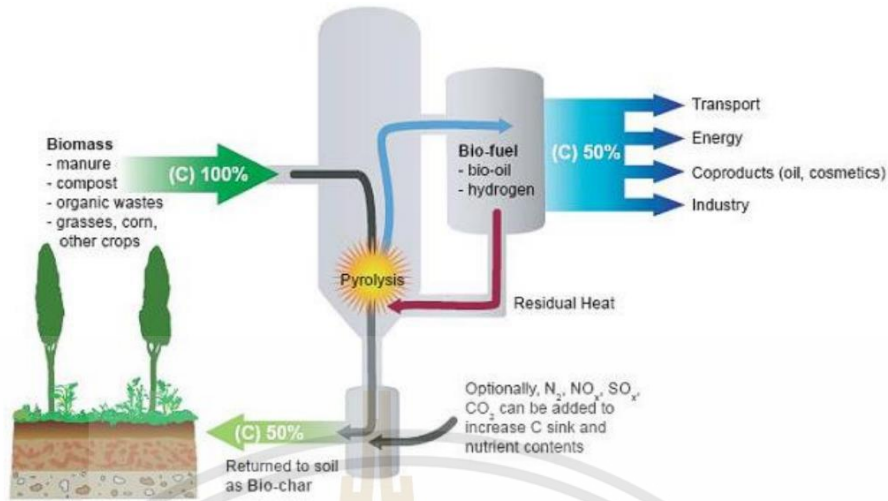
ตารางที่ 3.3 คุณสมบัติชีวมวลในประเทศไทย [2]

ชีวมวล	ส่วนประกอบ	ค่าความร้อน (kJ/kg)	ความชื้น (%)	ความหนาแน่น รวม (kg/m ³)
ข้าว	ฟางข้าว	12,330	10.00	125
	แกลบ	14,204	8.20	150
อ้อย	ใบ	15,479	9.20	100
	ชานอ้อย	7,368	50.73	120
มันสำปะหลัง	เหง้ำมันสำปะหลัง	5,494	59.40	250
	ลำต้น	7,560	48.40	NA
	ทางใบ	1,760	78.40	NA
ข้าวโพด	ชังข้าวโพด	16,220	7.00	NA
	ลำต้น	9830	41.70	NA
ปาล์มน้ำมัน	ทะลายปาล์ม	7240	58.60	380
	เส้นใยปาล์ม	11800	31.84	250
	กะลาปาล์ม	18627	12.00	400
	ลำต้นปาล์ม	7540	48.40	NA
ยางพารา	ไม้ยางพารา	8600	45.00	450
ไม้ยูคาลิปตัส	เปลือกไม้ยูคาลิปตัส	6745	50.00	NA
มะพร้าว	ขุยมะพร้าว	6272	NA	270

3.4 กระบวนการผลิตพลังงานจากชีวมวล [1],[3]

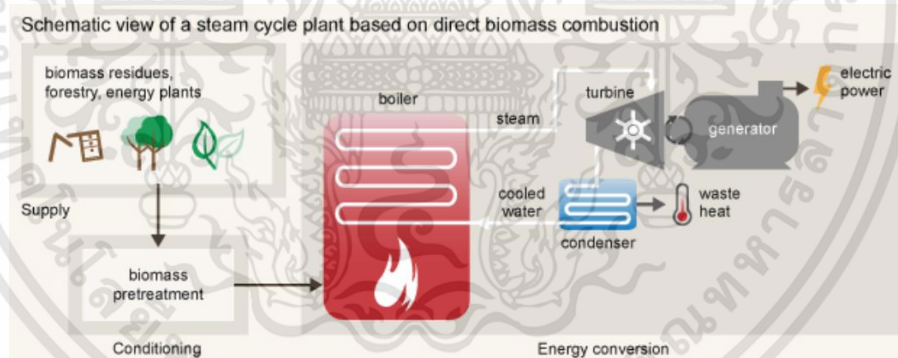
กระบวนการแปรรูปชีวมวลให้เป็นพลังงานโดยวิธีการเคมีทางความร้อน (Thermo chemical process) สามารถแบ่งออกเป็น 3 แบบหลักๆ คือ กระบวนการย่อยสลายด้วยความร้อน (Pyrolysis) กระบวนการเผาไหม้โดยตรง (Direct combustion) และ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification)

1. กระบวนการย่อยสลายด้วยความร้อน (Pyrolysis) เป็นกระบวนการย่อยสลายชีวมวลด้วยความร้อนในที่ที่จำกัดปริมาณอากาศ อุณหภูมิที่ใช้ในการ Pyrolysis จะต่ำกว่าที่ใช้ในแก๊สซิฟิเคชัน ผลผลิตที่ได้จะขึ้นอยู่กับ อุณหภูมิ ความดัน ปริมาณความชื้นและส่วนประกอบของชีวมวลโดยผลผลิตที่ได้จะประกอบด้วย ถ่าน (Char) Pyrolysis oil เมทานอล กรดน้ำส้ม และผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊ส โดยแก๊สที่ได้สามารถนำไปใช้เป็นพลังงานในการอบชีวมวล ที่จะใช้ในกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิง



รูปที่ 3.3 แสดงกระบวนการย่อยสลายด้วยความร้อน (Pyrolysis Process)

2. การเผาไหม้โดยตรง (Direct combustion) วิธีการนี้มีการใช้มาตั้งแต่สมัยโบราณ ในการหุงต้ม หรือต้มน้ำผลิตไอน้ำเพื่อใช้ในการขับเคลื่อนเครื่องจักร เพราะเมื่อเชื้อเพลิงชีวมวลมาเผา ทำให้เกิดการลุกไหม้คายความร้อนออกมาค่าความร้อนของชนิดชีวมวล ในปัจจุบันเทคโนโลยีนี้สามารถใช้ประโยชน์ทางด้านความร้อนเช่นใช้ผลิตไอน้ำที่มีอุณหภูมิสูง ความดันสูง เพื่อใช้ในการขับเคลื่อนกังหันไอน้ำผลิตกระแสไฟฟ้า หรือนำความร้อนไปใช้เป็นต้น

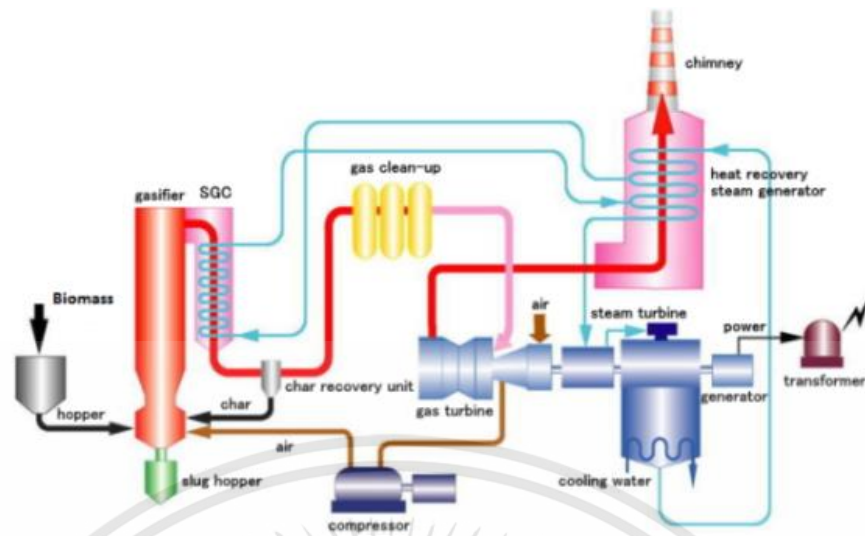


รูปที่ 3.4 แสดงระบบการเผาไหม้โดยตรง (Direct Combustion System)

3. กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล (Biomass gasification process)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการแปรสภาพเชื้อเพลิงแข็งโดยอาศัยกระบวนการเปลี่ยนแปลงทางความร้อนและเคมี (Thermo Chemical conversion process) แก๊สซิฟิเคชันจะเผาไหม้แบบจำกัดปริมาณอากาศ (Partial oxidation) ที่อุณหภูมิประมาณ 800-1000 องศาเซลเซียส [4] ซึ่งความร้อนจะเปลี่ยนเชื้อเพลิงชีวมวลให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิง หรือ Syngas ซึ่งจะประกอบไปด้วยแก๊ส คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO), ไฮโดรเจน (H₂) และ มีเทน (CH₄) แก๊สที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสามารถนำไปใช้ในรูปของเชื้อเพลิงเพื่อผลิตพลังงานหรือนำไปใช้ผลิตเชื้อเพลิงในรูปแบบอื่นต่อไป อาทิเช่น เช่นเครื่องยนต์สันดาปภายใน (Internal combustion engine) เผาไหม้ในหม้อไอน้ำ (Boiler) ผลิตไอน้ำไปขับ Turbine เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า เป็นต้น

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 3.5 แสดงระบบการเผาไหม้แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification Combustion System)

4. การใช้ประโยชน์จากแก๊สเชื้อเพลิง

แก๊สชีวมวลหรือโปรตีนเซอร์แก๊สที่ผลิตได้สามารถนำไปใช้งานโดยตรงในกรณีที่เป็นการเผาไหม้ภายนอกและเกิดขึ้นทันทีที่ได้แก๊สออกมา ตัวอย่างเช่นในกรณีของเตาเผาเพื่อการหุงต้มเป็นต้น[4] ในกรณีแก๊สที่ผลิตได้ต้องมีการถ่ายเททางท่อทางไกล หรือผ่านอุปกรณ์อื่นๆ แก๊สที่ได้จำเป็นต้องผ่านระบบทำความสะอาดแก๊สก่อน เพื่อกำจัดส่วนประกอบไอน้ำและไอสารไฮโดรคาร์บอนหนัก หรือที่เรียกว่าทาร์ ไม่เช่นนั้นอาจเกิดการอุดตันตามอุปกรณ์ต่างๆ ได้ ผลผลิตแก๊สที่ได้ยังสามารถนำไปใช้กับเครื่องยนต์เผาไหม้ภายในทั้งกรณีของเครื่องยนต์ลูกสูบ และเครื่องยนต์กังหันก๊าซได้อีกด้วย อย่างไรก็ตามการนำผลผลิตแก๊สมาใช้กับเครื่องยนต์เผาไหม้ภายในต้องมีการดูแลและบำบัดผลผลิตแก๊สที่ได้ให้มีอุณหภูมิ ส่วนประกอบของทาร์ และส่วนประกอบอนุภาคขนาดเล็ก ให้เหมาะสมเสียก่อน

3.5 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นหนึ่งในเทคโนโลยีการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็ง กล่าวคือ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการแปรสภาพเชื้อเพลิงแข็งให้เป็นพลังงาน เช่นชีวมวลให้เป็นก๊าซเชื้อเพลิงที่สามารถนำไปใช้ประโยชน์ แต่ถ้าหากกล่าวถึงการเผาไหม้ถ้าต้องการ การเผาไหม้ที่สมบูรณ์จะต้องใช้ปริมาณอากาศที่ต้องการทางทฤษฎี 4.5-6.5 กิโลกรัมสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวล 1 กิโลกรัม (Stoichiometric air fuel ratio) และผลิตภัณฑ์สุดท้ายที่ได้คือ คาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และ น้ำ (H₂O) [4], [5], [30] แต่ในกรณีของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันนั้น ปริมาณอากาศที่ใช้ทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงชีวมวลจะใช้ประมาณ 1.4-1.8 กิโลกรัมต่อเชื้อเพลิง ชีวมวล 1 กิโลกรัม[4], [5] ด้วยปริมาณอากาศที่ต่ำกว่าอากาศทางทฤษฎีในการทำปฏิกิริยาการเผาไหม้ระหว่างออกซิเจนในอากาศกับคาร์บอนซึ่งแตกตัวจากถ่านชาร์ซึ่งเป็นผลจากกระบวนการกลั่นสลายด้วยความร้อนโดยไม่ใช้ออกซิเจนหรือเรียกว่ากระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) ได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และความร้อนที่ถูกปลดปล่อยออกมาทำปฏิกิริยา ซึ่งสามารถเคลื่อนสู่ด้านบนหรือลงสู่ด้านล่างได้โดยการแผ่รังสี(Radiation) และพาความร้อน (Convection) โดยความร้อนส่วนหนึ่งจะถูกใช้ไปกับกระบวนการไพโรไลซิส ขณะความร้อนที่เหลือและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์รวมถึงก๊าซผลิตภัณฑ์จาก

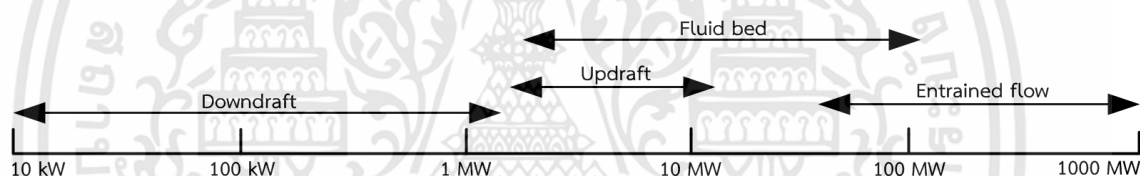
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การไพโรไลซิสจะถูกนำไปใช้ในการทำปฏิกิริยาการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงต่างๆกับคาร์บอนซึ่งแตกตัวจากถ่านชาร์ส่วนที่เหลือจากการเผาไหม้หรือถ่านชาร์ที่ยังไม่ถูกเผาไหม้ต่อไปซึ่งผลิตภัณฑ์สุดท้ายจากการเผาไหม้ชีวมวลเรียกว่าแก๊สชีวมวล (Produce gas) ซึ่งจะประกอบไปด้วย คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO 20-22%), คาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ 12-14%), มีเทน (CH₄ 1-2%), น้ำ (H₂O) และ ไนโตรเจน (N₂) อีกทั้งยังมีน้ำมันดิน(Tar) คาร์บอน(Char) และ ขี้เถ้า(Ash) นอกจากนี้ปริมาณความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ (Calorific value) มีค่าประมาณ 4.5 - 5 MJ/kg และประสิทธิภาพของระบบแก๊สซิฟิเคชันอยู่ในช่วง 60% - 90% [4], [5] แก๊สที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสามารถนำไปใช้ในรูปแบบของเชื้อเพลิงเพื่อผลิตพลังงานหรือนำไปใช้ผลิตเชื้อเพลิงในรูปแบบอื่นต่อไป

3.5.1 เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชัน [5]

ชนิดของเตาแก๊สซิฟิเคชันนั้นโดยทั่วไปแล้วจะจำแนกออกโดยใช้ลักษณะการสัมผัสกันของเชื้อเพลิงกับตัวทำปฏิกิริยาโดยอาจสามารถจำแนกออกเป็น 3 ประเภทหลัก ๆ คือ 1. แบบ Fluidized bed 2. แบบ Entrained bed 3. แบบ Fixed bed และ moving bed

ระบบแก๊สซิฟิเคชันแต่ละชนิดจะมีความแตกต่างทั้งในด้านของเชื้อเพลิง และขีดจำกัดในด้านต่างๆของระบบ ดังแสดงในตารางที่ 3.4 และ ขนาดของระบบแก๊สซิฟิเคชันที่จะนำไปประยุกต์ใช้งานสามารถแยกช่วงขนาดของระบบ ดังแสดงในรูปที่ 3.6



รูปที่ 3.6 ขนาดของระบบแก๊สซิฟิเคชันประเภทต่างๆสำหรับการประยุกต์ใช้งาน[5]

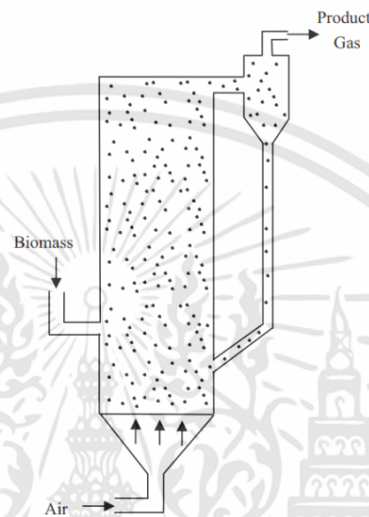
ตารางที่ 3.4 ความแตกต่างของระบบแก๊สซิฟิเคชันแต่ละชนิดรวมทั้งข้อจำกัดด้านต่างๆปัญหาของระบบแก๊สซิฟิเคชัน[5]

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

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.5.1.1 เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบฟลูอิดไธซ์เบด (Fluidized bed Gasifier)

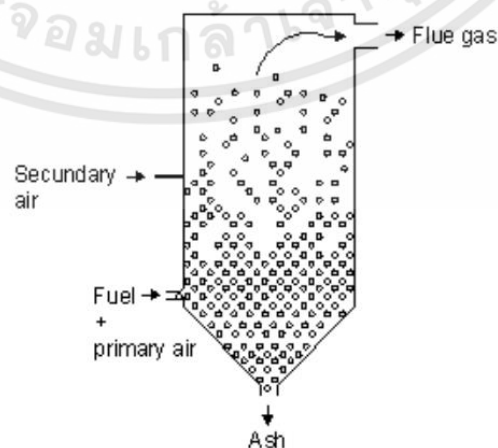
การเผาไหม้แบบฟลูอิดไธซ์เบด (Fluidized – bed combustion) เชื้อเพลิงจะถูกเผาไหม้ขณะลอยตัวอยู่ท่ามกลางเบด(จำพวกทราย) ด้วยแรงยกตัวของอากาศที่ถูกจ่ายมาจากทางด้านล่างของเบดโดยก่อให้เกิดการไหลแบบปั่นป่วนภายในเบดและคลุกเคล้าอย่างทั่วถึงกับอนุภาคของเชื้อเพลิงทำให้การเผาไหม้เป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ นอกจากนี้ตัวเบดยังทำหน้าที่เสมือนที่กักตุนความร้อนช่วยในการถ่ายเทความร้อนจากเปลวไฟถูกส่งต่อไปยังอนุภาคเชื้อเพลิงได้อย่างต่อเนื่อง



รูปที่ 3.7 การเผาไหม้แบบฟลูอิดไธซ์เบด (Fluidized – bed combustion) [28]

3.5.1.2 เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบแขวนลอย (Suspension Gasifier)

การเผาไหม้แบบแขวนลอย (Suspension combustion) เป็นการเผาไหม้ที่เหมาะสมกับเชื้อเพลิงแข็งป่น (pulverized solid fuel) โดยอนุภาคเชื้อเพลิงจะเข้าผสมกับอากาศปฐมภูมิ (primary air) ก่อนที่จะถูกป้อนเข้าสู่ห้องเผาไหม้ การเผาไหม้จะเกิดขึ้นขณะอนุภาคเชื้อเพลิงแขวนลอยอยู่ในกระแสอากาศ แก๊สที่สามารถเผาได้จะถูกเผาไหม้หลังได้รับอากาศทุติยภูมิ (secondary air)



รูปที่ 3.8 การเผาไหม้แบบแขวนลอย (Suspension combustion) [28]

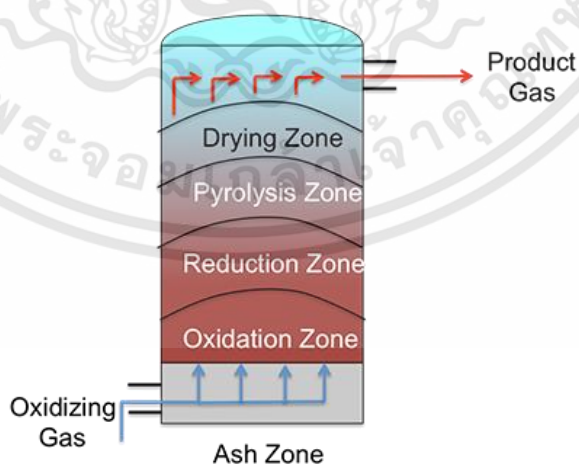
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.5.1.3 เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบ Fixed/moving – bed

ในระบบแก๊สซิฟิเคชันแบบ Fluidized bed และ Entrained bed จะใช้ตัวทำปฏิกิริยาพาเอาเชื้อเพลิงเข้าสู่ตัวปฏิกรณ์ ส่วนแบบ fixed bed หรือแบบ moving bed เชื้อเพลิงจะถูกประคองไว้ด้วยตะแกรงหรือให้เชื้อเพลิงมีการไหลเข้าสู่ตัวปฏิกรณ์เองบางครั้งเตาแก๊สซิฟิเคชันแบบนี้จะถูกเรียกว่า moving bed เพราะเชื้อเพลิงมีการขยับตัวลงไปเรื่อยๆตามแรงโน้มถ่วงข้อดีของเตาแก๊สซิฟิเคชันในกลุ่มนี้คือสามารถสร้างระบบที่มีขนาดเล็กและราคาไม่สูงมาก จึงเป็นที่นิยมแพร่หลาย แต่เนื่องจากมีข้อจำกัดในการควบคุมส่วนปฏิกิริยาและการถ่าย โอนความร้อนจึงทำให้ก๊าซชีววมวลที่ได้จากถังปฏิกรณ์ในกลุ่มนี้ไม่สามารถควบคุมสัดส่วนของก๊าซและอุณหภูมิภายในเตาได้สามารถแบ่งเตาแก๊สซิฟิเคชันแบบ fixed bed ออกได้เป็น 3 แบบ คือ

1. เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลขึ้น(Updraft gasifier)

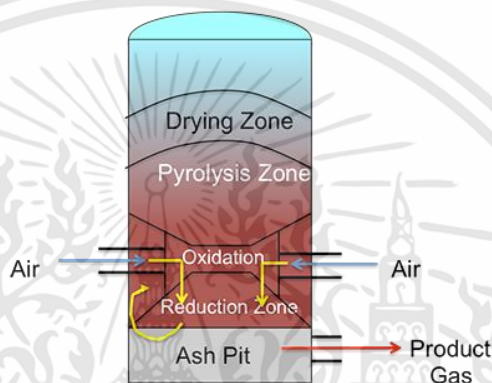
รูปที่ 3.6 แสดงเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลขึ้น เตาผลิตแก๊สชนิดนี้เป็นแบบง่ายที่สุด โดยชั้นล่างสุดจะเป็นโซนเผาไหม้(Combustion zone) โซนรีดักชัน (Reduction zone) โซนไพโรไลซิส (Pyrolysis zone) และ โซนอบแห้ง(Drying zone) เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่ด้านบนของเตาและอากาศจะถูกป้อนเข้าทางด้านล่างของเตา การทำงานของระบบฟลักซ์เบดแบบไหลขึ้นมีหลักการเมื่อเริ่มกระบวนการเมื่อเกิดการเผาไหม้ด้านล่างบริเวณ Combustion zone จะเกิดพลังงานความร้อนถูกพาเข้าสู่ด้านบนซึ่งเป็นโซน Reduction zone จากนั้นอากาศหรือแก๊สร้อนจะเคลื่อนที่สู่โซน Pyrolysis zone และ Drying zone ซึ่งอยู่ด้านบนสุดของเตาตามลำดับ เตาชนิด updraft gasifier มีข้อดีก็คือสามารถใช้กับเชื้อเพลิงที่มีค่าความชื้นสูงได้ถึง 40-50% แต่ก็มีข้อเสียก็คือผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้ค่อนข้างสกปรกเนื่องจากแก๊สได้เคลื่อนที่ผ่านบริเวณโซน Pyrolysis zone และพาน้ำมันทาร์ออกไปด้วยเพราะฉะนั้นเตาชนิด updraft gasifier ไม่เหมาะที่จะนำไปใช้กับเครื่องยนต์ หรืออุปกรณ์ที่ผลิตกระแสไฟฟ้าเนื่องจากแก๊สที่ได้นั้นมีปริมาณทาร์ในจำนวนมาก แต่เตาชนิดนี้เหมาะสำหรับระบบที่นำแก๊สไปให้ความร้อนโดยตรง เช่น การอบแห้งผลิตภัณฑ์ต่างๆ หรือการนำไปใช้กับหม้อไอน้ำ



รูปที่ 3.9 เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลขึ้น(Updraft gasifier) [33]

2. เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลลง (Downdraft gasifier)

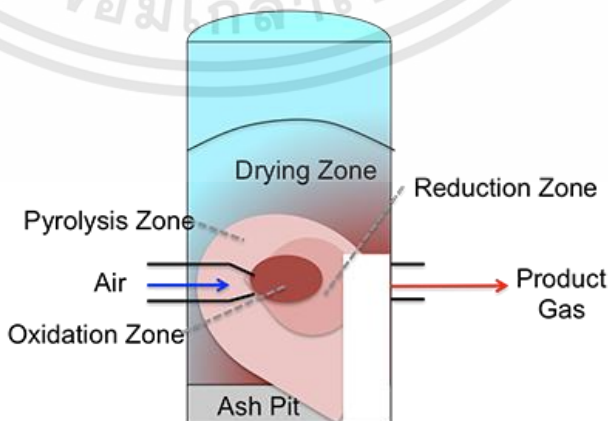
รูปที่ 3.10 แสดงเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลลง เตาผลิตแก๊สชนิดนี้มีการวิจัยและใช้งานจริงจ้งอย่างแพร่หลายเนื่องจากปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณภาพดีเนื่องจากแก๊สเชื้อเพลิงได้ไหลผ่านชั้นการเผาไหม้และรีดักชันซึ่งอยู่ด้านล่างเมื่อแก๊สเชื้อเพลิงที่มีสารระเหยต่างๆ เช่น ทาร์ไหลผ่าน 2 ชั้นนี้สารระเหยจะถูกเผาไปทำให้แก๊สที่ผลิตได้นั้นปราศจากสารระเหยจึงเหมาะแก่การนำไปใช้กับเครื่องยนต์สันดาปภายใน แต่เตาชนิดนี้ก็มีข้อเสียคืออุณหภูมิเฉลี่ยของแก๊สที่ได้จะค่อนข้างสูงประมาณ 700 - 800 องศาเซลเซียส [5] ซึ่งหากมีการนำไปใช้กับเครื่องยนต์สันดาปภายในจำเป็นต้องลดอุณหภูมิแก๊สลงก่อนนำไปใช้งาน



รูปที่ 3.10 เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลลง (Downdraft gasifier) [33]

3. เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลตามขวาง (Crossdraft gasifier)

รูปที่ 3.11 แสดงเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลตามขวาง เตาผลิตแก๊สชนิดนี้จะมีทิศทางไหลของอากาศตั้งฉากกับแนวแกนของเตา อากาศจะถูกป้อนเข้าในแนวตั้งฉากกับแนวแกนเตา และเข้าตรงบริเวณชั้นการเผาไหม้และต่อไปยังชั้นรีดักชันซึ่งทั้ง 2 ชั้นจะเป็นชั้นเล็กๆวางเรียงกันตามแนวนอน โดยผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้ออกมานั้นไม่สูงมากเมื่อเทียบกับเตาชนิดไหลลง (Downdraft gasifier) ข้อดีของเตาแบบนี้คือสามารถผลิตแก๊สได้เร็วกว่าเตาชนิดอากาศไหลขึ้น (Updraft gasifier) และ อากาศไหลลง (Downdraft gasifier)



รูปที่ 3.11 เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบอากาศไหลตามขวาง (Cross draft gasifier) [33]

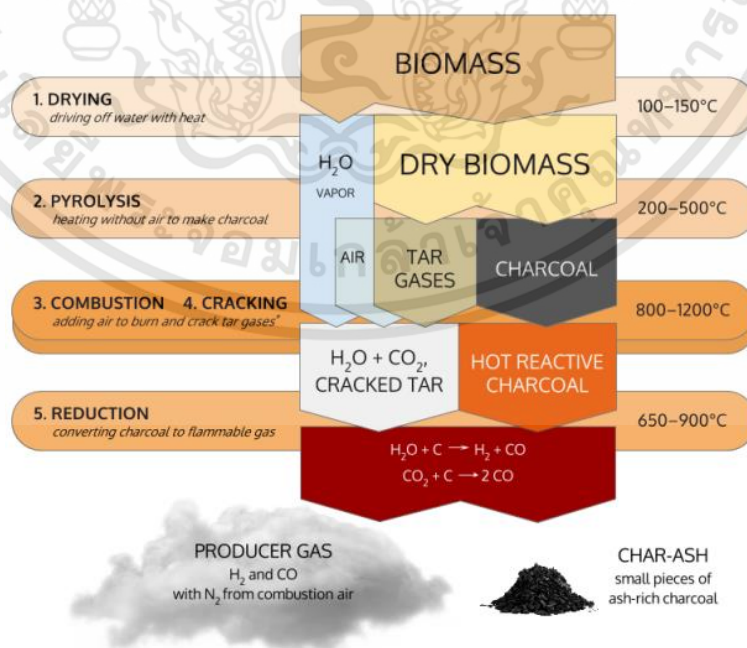
เอกสารนี้เป็นเอกสารทสรงานวิชาสำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.5 เปรียบเทียบคุณสมบัติของเตาแก๊สซิฟิเคชั่น [5]

ชีวมวล	แบบอากาศไหล ขึ้น	แบบอากาศไหล ลง	แบบอากาศไหลตาม ขวาง
ความชื้น (%wet basis)	60 max	25 max	10 - 20
ซีไธ้ (%)dry basis)	25 max	6 max	0.5 - 1.0
Ash melting temperature(°C)	>100	>1250	-
ขนาดชีวมวล (mm)	5 - 100	20 - 100	5 - 20
การประยุกต์ใช้งาน (MW)	2 - 30	1 - 2	-
อุณหภูมิ Procedure gas (°C)	200 - 400	700 - 800	1250
ปริมาณน้ำมันดิน (g/Nm ³)	30 - 150	0.015 - 3.0	0.01 - 0.1
ค่าความร้อนของแก๊ส (MJ/ Nm ³)	5 - 6	4.5 - 5.0	4.0 - 4.5
ประสิทธิภาพแก๊สร้อน (%)	90 - 95	85 - 90	75 - 90
Turn-down ratio	5 - 10	4 - 4	2 - 3

3.6 ปฏิกริยาของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชั่น (Gasification process zone) [30]

กลไกการเกิดกระบวนการทางความร้อนภายในเตาแก๊สซิฟิเคชั่นเกิดสามารถแบ่งกระบวนการออกเป็น 4 ขั้นตอนได้แก่ กระบวนการอบแห้ง (Drying) กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) กระบวนการเผาไหม้ (Oxidation or Combustion) และกระบวนการรีดักชั่น (Reduction Zone) ดังแสดงใน 3.12



รูปที่ 3.12 กระบวนการเกิดแก๊สซิฟิเคชั่น[31]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.6.1 กระบวนการอบแห้ง(Drying)

เป็นกระบวนการที่ระเหยความชื้นออกจากชีวมวลด้วยความร้อนโดยมีอุณหภูมิอยู่ในช่วง 100-150 องศาเซลเซียส ซึ่งความชื้นจะลดลงอีกประมาณ 5% จากความชื้นเดิม และค่าความชื้นของชีวมวลที่นำมาใช้ควรมีค่าความชื้นต่ำกว่า 30% เพื่อความเสถียรของระบบแก๊สซิฟิเคชัน [30]

3.6.2 กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis)

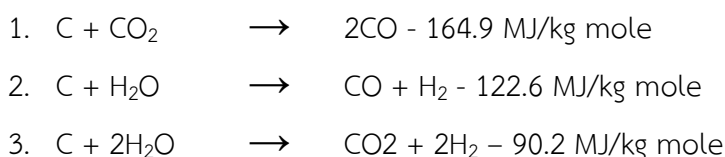
เป็นกระบวนการทำปฏิกิริยาระหว่างความร้อนกับชีวมวลในสภาวะที่ไม่มีตัวทำปฏิกิริยาหรือมีตัวทำปฏิกิริยาน้อยมาก โดยเป็นการใช้ความร้อนที่อุณหภูมิประมาณ 280-500 องศาเซลเซียส โดยผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นของกระบวนการนี้จะประกอบไปด้วย แก๊ส ของเหลวในรูปแบบของทาร์ และของแข็ง (Char)[30]

3.6.3 กระบวนการเผาไหม้ (Oxidation or Combustion)

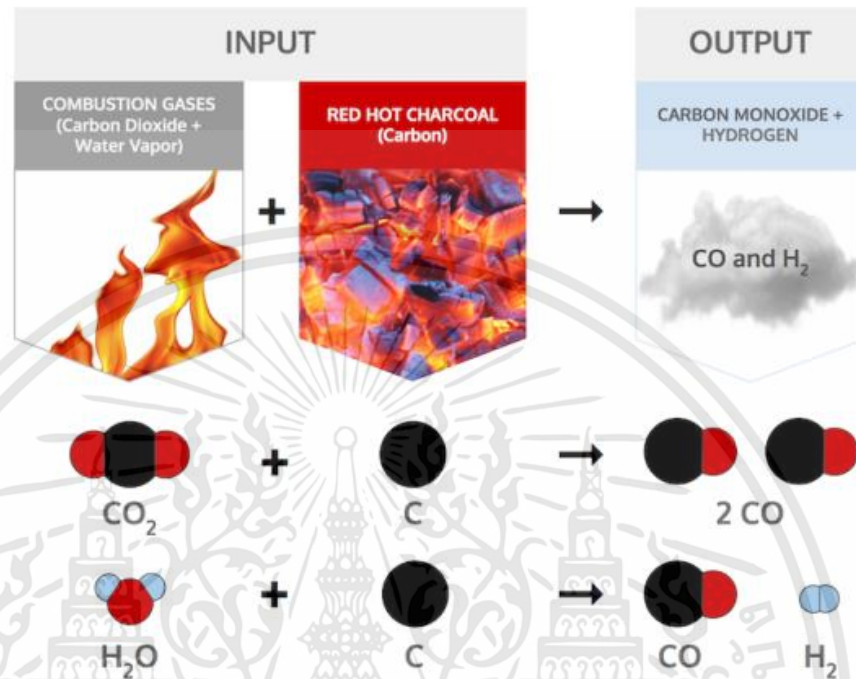
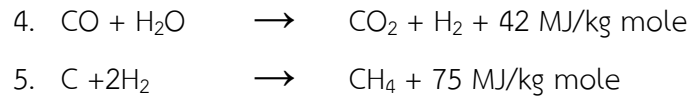
กระบวนการนี้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้หรือปฏิกิริยาออกซิเดชัน เพื่อถ่ายเทความร้อนไปสู่กระบวนการอื่นภายในเตาแก๊สซิฟิเคชัน ชีวมวลหรือถ่านคาร์บอนที่เกิดจากกระบวนการไพโรไลซิสถูกเผาไหม้เกิดเป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์(CO₂) และความร้อน โดยความร้อนจากกระบวนการนี้จะถ่ายเทให้กับกระบวนการรีดักชัน กระบวนการไพโรไลซิส และกระบวนการอบแห้ง

3.6.4 กระบวนการรีดักชัน (Reduction Zone)

เป็นกระบวนการเกิดปฏิกิริยาเพื่อให้ได้แก๊สชีวมวลเพื่อนำไปใช้งาน ซึ่งประกอบไปด้วยซึ่งประกอบไปด้วยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน กระบวนการนี้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และไอน้ำที่เกิดจากกระบวนการเผาไหม้ ไหลเข้าสู่กระบวนการรีดักชันปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการนี้เป็นปฏิกิริยาเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ที่ไหลผ่านถ่านชาร์ที่ร้อนทำปฏิกิริยาให้เกิดเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์(CO) ดังปฏิกิริยาที่ 1 ซึ่งเรียกว่าปฏิกิริยา Boudouard ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน(Endothermic) หากต้องการเพิ่มปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์(CO) สามารถทำได้โดยการเพิ่มไอน้ำเข้าไปทำปฏิกิริยากับคาร์บอนซึ่งเรียกว่าปฏิกิริยา Water gas reaction ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนโดยอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยาประมาณ 800 องศาเซลเซียสดังปฏิกิริยา 2 ในขณะที่ปฏิกิริยา 3 จะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิประมาณ 500-600 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยานี้ทำให้ส่วนผสมของไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์มีมากขึ้นส่งผลให้ค่าพลังงานความร้อนของแก๊สสูงขึ้นแต่ถ้าหากมีไอน้ำมากเกินไป ไอน้ำจะทำปฏิกิริยากับ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์(CO) เกิดเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และไฮโดรเจน(H₂) หรือเรียกปฏิกิริยานี้ว่า Water gas shift reaction ดังปฏิกิริยาที่ 4 ปฏิกิริยาWater gas shift reaction จะส่งผลให้ค่าความร้อนของแก๊สที่ได้ลดลง ปริมาณของไฮโดรเจนจะสูงสุดที่อุณหภูมิของกระบวนการรีดักชันประมาณ 700 องศาเซลเซียส และเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นเรื่อยๆ ปริมาณของไฮโดรเจนจะลดลง แต่ปริมาณมาณของคาร์บอนมอนอกไซด์(CO) จะสูงขึ้น ปฏิกิริยาที่ 5 เป็นปฏิกิริยา Methanation เกิดจากการที่ไฮโดรเจนรวมตัวกับคาร์บอนและเกิดเป็นแก๊สมีเทน(CH₄) รูปที่ 3.13 แสดงการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการรีดักชัน



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



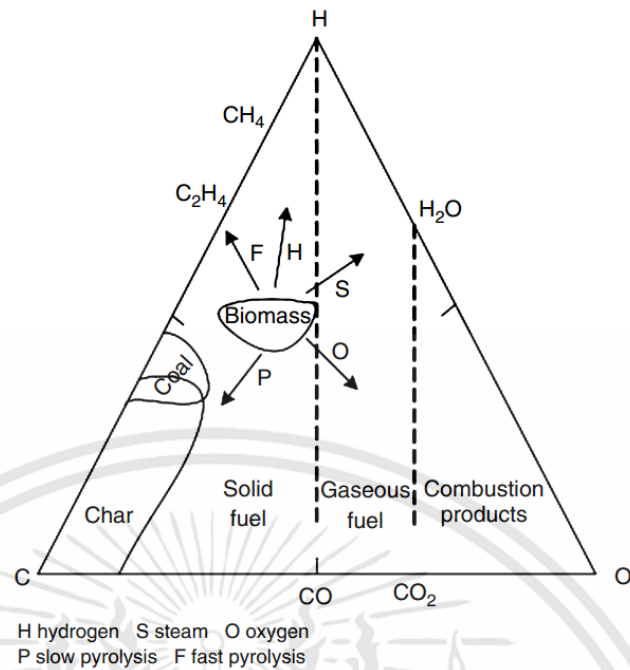
รูปที่ 3.13 แสดงการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการรีดักชัน [31]

3.7 ตัวทำปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน [5]

ตัวทำปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันคือ สารหลักที่ทำปฏิกิริยากับคาร์บอนในรูปของแข็งและไฮโดรคาร์บอนโมเลกุลใหญ่ให้ได้ผลิตภัณฑ์เป็นก๊าซโมเลกุลเล็ก เช่น ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ก๊าซมีเทน และก๊าซไฮโดรเจน เป็นต้นโดยตัวทำปฏิกิริยาหลักในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันได้แก่

1. ก๊าซออกซิเจน
2. อากาศ
3. ไอน้ำ
4. พลาสมา

ทั้งนี้ก๊าซออกซิเจนเป็นตัวทำปฏิกิริยาที่นิยมใช้มากที่สุดโดยจ่ายเข้าไปสู่กระบวนการเผาไหม้โดยใช้ร่วมกับอากาศ ไอน้ำ หรือใช้ก๊าซออกซิเจนอย่างเดียว โดยค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิงสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันนั้นจะขึ้นอยู่กับชนิดและปริมาณของตัวทำปฏิกิริยาที่ใช้ โดยเฟสไดอะแกรมของคาร์บอน ไฮโดรเจน และออกซิเจนที่มีการเปลี่ยนรูปตามชนิดของเชื้อเพลิงและตัวทำปฏิกิริยาดังรูปที่ 3.14



รูปที่ 3.14 ไดอะแกรมของคาร์บอน ไฮโดรเจนและออกซิเจนในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน[5]

จากรูปที่ 3.14 ในกรณีที่ใช้ก๊าซออกซิเจนเป็นตัวทำปฏิกิริยาทิศทางการเกิดปฏิกิริยาจะไปทางฝั่งออกซิเจนถ้าใช้ออกซิเจนในปริมาณน้อยได้ผลิตภัณฑ์เป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ แต่ถ้าใช้ออกซิเจนในปริมาณมากจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อมีการใช้ปริมาณก๊าซออกซิเจนเกินสัดส่วนที่เหมาะสม (Stoichiometric) กระบวนการจะเลื่อนจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไปเป็นกระบวนการเผาไหม้และผลิตภัณฑ์ที่ได้จะเป็นก๊าซไอเสีย (Flue gas) แทนที่จะเป็นก๊าซเชื้อเพลิงสังเคราะห์ (Fuel gas) แต่อย่างไรก็ตามก๊าซไอเสียที่ได้ก็ยังสามารถเผาไหม้ได้เมื่อลดอุณหภูมิลง ทั้งนี้เมื่อเลื่อนไปทางมุมของออกซิเจนมากขึ้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้ส่วนประกอบของไฮโดรเจนจะลดลง ส่วนผลิตภัณฑ์ที่มีส่วนประกอบของคาร์บอนจะเพิ่มสูงขึ้น ได้แก่ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

ตารางที่ 3.6 ค่าความร้อนของก๊าซผลิตภัณฑ์ตามตัวทำปฏิกิริยาชนิดต่างๆ [5]

ชนิดตัวทำปฏิกิริยา	ค่าความร้อน (MJ/Nm ³)
อากาศ	4- 7
ไอน้ำ	10 -18
พลาสมา	12 - 28
ก๊าซออกซิเจน	5- 12

ถ้าใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาทิศทางการเกิดปฏิกิริยาจะไปทางมุมของไฮโดรเจนซึ่งจะได้ผลิตภัณฑ์ที่มีส่วนประกอบของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนจะทำให้มีอัตราส่วน H/C ratio สูง ส่วนพลาสมาจะใช้ในกรณีที่วัตถุดิบที่จะนำมาเข้ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันนั้นมีส่วนประกอบทางเคมีที่เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ซับซ้อนและเป็นอันตรายโดยส่วนมากแล้วจะถูกนำมาใช้ในการกำจัดขยะพิษหรือขยะชุมชน เนื่องจากพลาสติกสามารถทำอุณหภูมิได้สูงถึง 5,000 องศาเซลเซียส สามารถทำให้ได้ออกซิเจนหรือสารพิษอื่นๆ ที่ไม่สลายตัวที่อุณหภูมิต่ำแตกตัวออกเป็นอะตอมของธาตุแล้วกับมารวมตัวกันใหม่เป็นก๊าซผลิตภัณฑ์ที่สามารถเผาไหม้ได้โดยค่าความร้อนของก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการใช้ตัวทำปฏิกิริยาแต่ละชนิดดังตารางที่ 3.6

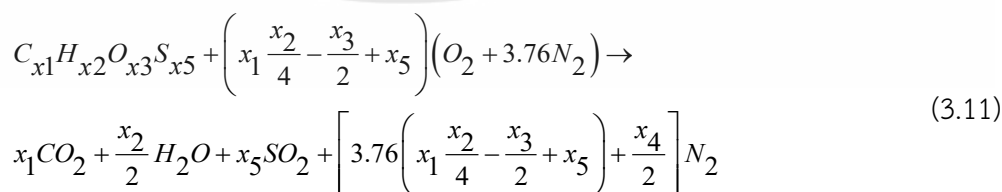
3.8 ทฤษฎีการเผาไหม้ (Combustion theory) [2], [25]

การเผาไหม้ (Combustion) หมายถึง ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว โดยเปลี่ยนพลังงานในพันธะเคมีเป็นพลังงานความร้อนสูงและมีการแผ่รังสี แต่ถ้าหากปฏิกิริยาเป็นไปอย่างช้าๆ จะมีการให้ความร้อนออกมาเพียงเล็กน้อย ปฏิกิริยานี้อาจจะเป็นการออกซิเดชันกับเชื้อเพลิงแข็ง เชื้อเพลิงเหลว หรือเชื้อเพลิงแก๊ส ซึ่งตัวออกซิไดซ์กับเชื้อเพลิงดังกล่าวคือออกซิเจน แต่ในทางปฏิบัติเราอาจไม่สามารถใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์เข้าทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้ เนื่องจากออกซิเจนบริสุทธิ์ส่วนใหญ่ใช้ในห้องปฏิบัติการเท่านั้นเพราะราคาแพง การใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ในการทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิง แต่เนื่องจากในอากาศมีองค์ประกอบหลักคือ ออกซิเจน 21% ไนโตรเจน 79% (โดยปริมาตร) ส่งผลให้เปลวไฟอุณหภูมิเปลวไฟของการเผาไหม้ลดลง เนื่องจากต้องใช้ความร้อนส่วนหนึ่งทำให้ไนโตรเจนร้อนขึ้น

การเผาไหม้เป็นกระบวนการที่มีการทำปฏิกิริยาต่อกันระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศ ดังนั้นกระบวนการเผาไหม้จึงขึ้นอยู่กับคุณสมบัติของเชื้อเพลิง (รูปร่าง ความหนาแน่น ความชื้น ปริมาณคาร์บอนคงตัว สารระเหย) ปริมาณของเชื้อเพลิง ปริมาณอากาศ ที่ใช้ในการเผาไหม้ และเงื่อนไขต่างๆของสิ่งแวดล้อมภายนอก (ความชื้น อุณหภูมิ)

3.8.1 ปฏิกิริยาเคมีของการเผาไหม้

สมการที่ 3.11 เป็นสมการการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลที่สมบูรณ์ ซึ่งเกิดจาก คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน และกำมะถัน ทำปฏิกิริยากับอากาศในสัดส่วนที่ถูกต้อง ได้เป็น คาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ โดยไม่มีอย่างอื่นเหลืออยู่เลย ยกเว้นไนโตรเจนซึ่งไม่ทำปฏิกิริยาใดๆกับองค์ประกอบอื่นๆ เรียกว่าเป็นการเผาไหม้สมบูรณ์ (Complete combustion) ซึ่งปริมาณอากาศที่ต้องการใช้เป็นตัวออกซิไดซ์เซอร์นั้นเพียงพอต่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงจนหมดพอดี หรืออากาศส่วนเกินเป็นศูนย์ (Stoichiometric combustion หรือ Zero excess air) ซึ่งจะทำให้ได้อุณหภูมิของการเผาไหม้และพลังงานความร้อนออกมาสูงที่สุด



ดังนั้นถ้าหากใช้อัตราส่วนของอากาศต่อเชื้อเพลิงที่น้อยกว่าอากาศทางทฤษฎีก็จะทำให้ได้ค่าความร้อนที่ต่ำกว่าที่ควรจะได้ แต่ถ้าหากใช้ปริมาณอากาศต่อปริมาณเชื้อเพลิงมากกว่าทางทฤษฎีจะมีผลทำให้เกิดการสูญเสียความร้อนออกไปกับการเผาไหม้ด้วย อัตราส่วนปริมาณอากาศต่อเชื้อเพลิงตามทฤษฎี (Stoichiometric air fuel ratio) สามารถหาได้จากสมการ 3.12

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$(A/F)_{stoic} = \left(\frac{m_{air}}{m_{fuel}} \right)_{stoic} = 4.76a \frac{MW_{air}}{MW_{fuel}} \quad (3.12)$$

แต่ $(A/F)_{stoic}$ ที่แท้จริงนั้นต้องหักปริมาณความชื้นที่มากับเชื้อเพลิงด้วย ซึ่งตัวแปรที่จะเป็นตัวบ่งบอกว่าการผสมกันระหว่างอากาศกับเชื้อเพลิงหนา บาง หรือพอดี ก็คืออัตราส่วนสมมูล (Equivalent ratio) ซึ่งสามารถหาได้จากสมการ 3.13

$$\Phi = \frac{(A/F)_{stoic}}{(A/F)} = \frac{(F/A)}{(F/A)_{stoic}} \quad (3.13)$$

ถ้าอัตราส่วนสมมูล $\Phi > 1$ จะเป็นการเผาไหม้แบบส่วนผสมเชื้อเพลิงหนา (Fuel rich mixture) อาจจะทำให้ปริมาณออกซิเจนไม่เพียงพอต่อการเผาไหม้ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์มีปริมาณของคาร์บอนมอนอกไซด์(CO) เกิดขึ้น แต่ถ้าเป็นอัตราส่วนสมมูล $\Phi < 1$ เป็นการเผาไหม้แบบส่วนผสมเชื้อเพลิงบาง (Fuel lean mixture) ส่วนการเผาไหม้แบบส่วนผสมพอดี (Stoichiometry mixture) อัตราส่วนสมมูล $\Phi = 1$ ถ้าการเผาไหม้เป็นแบบส่วนผสมพอดี ปริมาณอากาศที่ใช้ทางทฤษฎีคือเปอร์เซ็นต์อากาศพอดี (Percent Stoichiometric air) ซึ่งมีความสัมพันธ์กับอัตราส่วนสมมูลสามารถหาได้จากสมการ 3.14

$$\% \text{ stoichometric air} = \frac{100\%}{\Phi} \quad (3.14)$$

ในทางปฏิบัติแล้วการที่จะทำให้ ออกซิเจนในอากาศเข้าสัมผัสหรือปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้อย่างพอดีแล้วเป็นสิ่งที่สามารถทำได้ยาก โดยเฉพาะการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็ง การที่มีออกซิเจนบางส่วนไม่สัมผัสกับเชื้อเพลิงก็จะทำให้การเผาไหม้ไม่สมบูรณ์เกิดแก๊ส คาร์บอนมอนอกไซด์(CO) เขม่า(Soot) และควัน(Smoke) ทำให้ไม่ได้รับความร้อนอย่างเท่าที่ควรจะเป็นดังนั้นจึงต้องควบคุมการเผาไหม้ให้ปริมาณอากาศส่วนเกินแต่ต้องไม่มากเกินไปจนมีการพาความร้อนออกไปจากระบบซึ่งปริมาณอากาศส่วนเกินสามารถหาได้จากสมการ 3.15

$$\% \text{ excess air} = \frac{(1-\Phi)}{\Phi} \times 100\% \quad (3.15)$$

3.8.2 ปัจจัยที่ส่งผลต่อการเผาไหม้อย่างมีประสิทธิภาพ

การเผาไหม้ที่ดีที่สุดและเกิดมลพิษน้อยที่สุด ก็คือการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์ ซึ่งขึ้นกับปัจจัยที่สำคัญด้วยกัน 4 ประการ คือ

1. ปริมาณอากาศที่พอเพียงต่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงปริมาณอากาศหรืออัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิง (Air-Fuel Ratio) ที่เหมาะสม จะช่วยให้มีออกซิเจนอย่างพอเพียงที่จะเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอนและธาตุที่สามารถเผาไหม้ได้ในเชื้อเพลิง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2. ความปั่นป่วน (Turbulence) ของอากาศ และแก๊สเผาไหม้ ความปั่นป่วนจะช่วยให้เกิดการคลุกเคล้าหรือผสมกันอย่างทั่วถึงระหว่างอากาศที่เข้าเผาไหม้กับเชื้อเพลิง ซึ่งในการออกแบบเตาเผาไหม้ประสิทธิภาพสูง จะต้องให้ความสำคัญกับปัจจัยนี้ให้มาก สำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งโดยทั่วไปแล้วอัตราการเกิดปฏิกิริยาเผาไหม้ จะขึ้นอยู่กับอัตราการแพร่ของออกซิเจน (O_2) จากอากาศเผาไหม้ไปสู่ผิวของเชื้อเพลิงแข็ง เพื่อเข้าทำปฏิกิริยากับธาตุคาร์บอนที่ผิวของเชื้อเพลิง โดยออกซิเจนต้องแพร่ผ่านชั้นฟิล์มของแก๊สเผาไหม้ ซึ่งมีความหนา (δ) หรือที่เรียกว่าชั้นขอบเขตของแก๊สเผาไหม้

3. เวลา (Time) ในการเผาไหม้เวลาเป็นอีกองค์ประกอบหนึ่งที่สำคัญ ถ้าระยะเวลาที่เชื้อเพลิงอยู่ในเตาเผาสั้นเกินไป ก็จะทำให้เชื้อเพลิงเผาไหม้ไม่หมด ดังนั้นเพื่อให้การเผาไหม้เป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ จำเป็นต้องทำการออกแบบเตาเผาให้เชื้อเพลิงอยู่ในเตานานกว่าเวลาที่ต้องใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิง โดยเวลาจะเป็นตัวกำหนดขนาดเตาเผาไหม้ที่สอดคล้องกับอัตราการเผาไหม้ที่ต้องการ

4. อุณหภูมิ (Temperature) ของการเผาไหม้อุณหภูมิจะส่งผลต่ออัตราของปฏิกิริยาเผาไหม้ ซึ่งจะเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิการเผาไหม้สูงขึ้นและจะทำให้ใช้เวลาในการเผาไหม้สั้นลง ขนาดของเตาเล็กลงได้ แต่การใช้อุณหภูมิที่สูงเกินไปก็อาจทำให้วัสดุที่ใช้ทำผนังเตา (ส่วนใหญ่จะบุด้วยอิฐทนไฟ) ตลอดจนโครงสร้างของเตาเผาไหม้เสียหายได้ เตาเผาไหม้ที่บุผนังด้วยอิฐทนไฟและไม่มีระบบระบายความร้อนที่ผนังเตาควรมีอุณหภูมิภายในเตาไม่เกิน $1200\text{ }^{\circ}\text{C}$

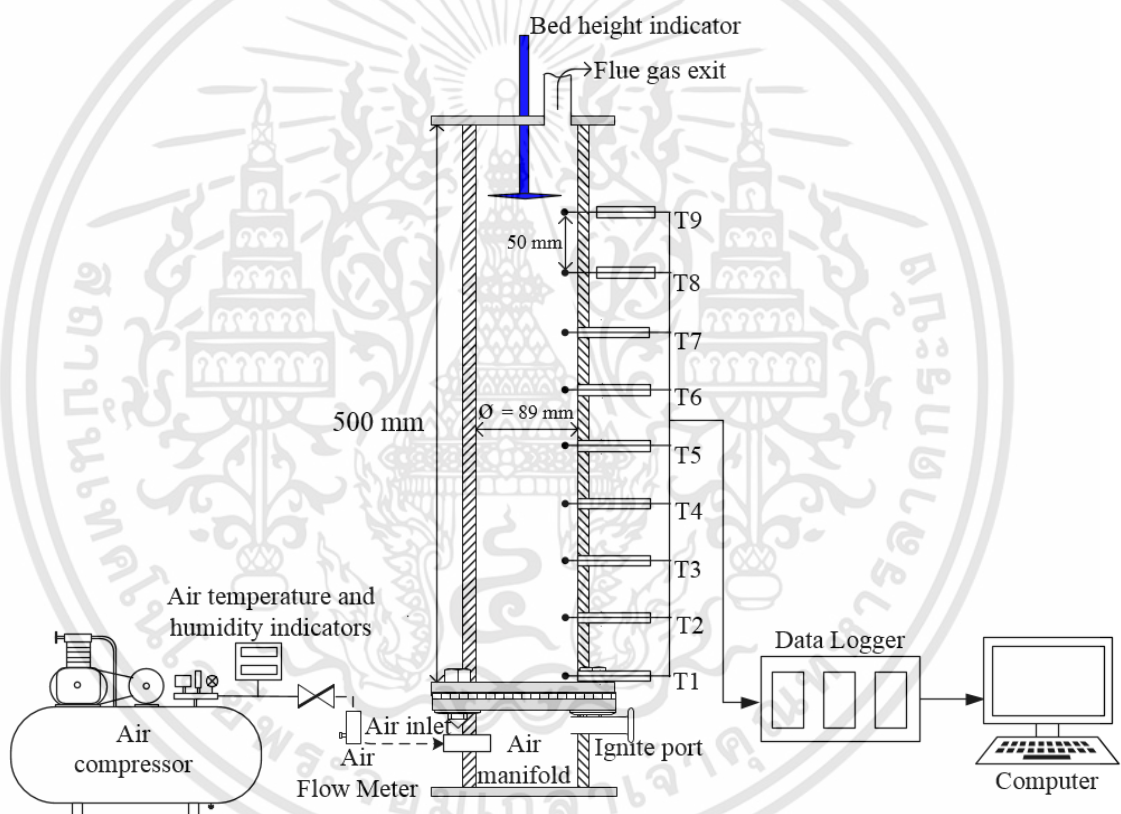
บทที่ 4

ชุดอุปกรณ์การทดลองและวิธีการทดลอง

ในบทนี้จะเป็นการกล่าวถึงชุดอุปกรณ์การทดลองและวิธีการทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น กระบวนการในการหาค่าความผิดพลาดจากการทดลอง และกระบวนการในการวิเคราะห์ข้อมูลที่ได้จากการทดลอง

4.1 อุปกรณ์การทดลอง

4.1.1 เตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น (fixed-bed updraft gasification)

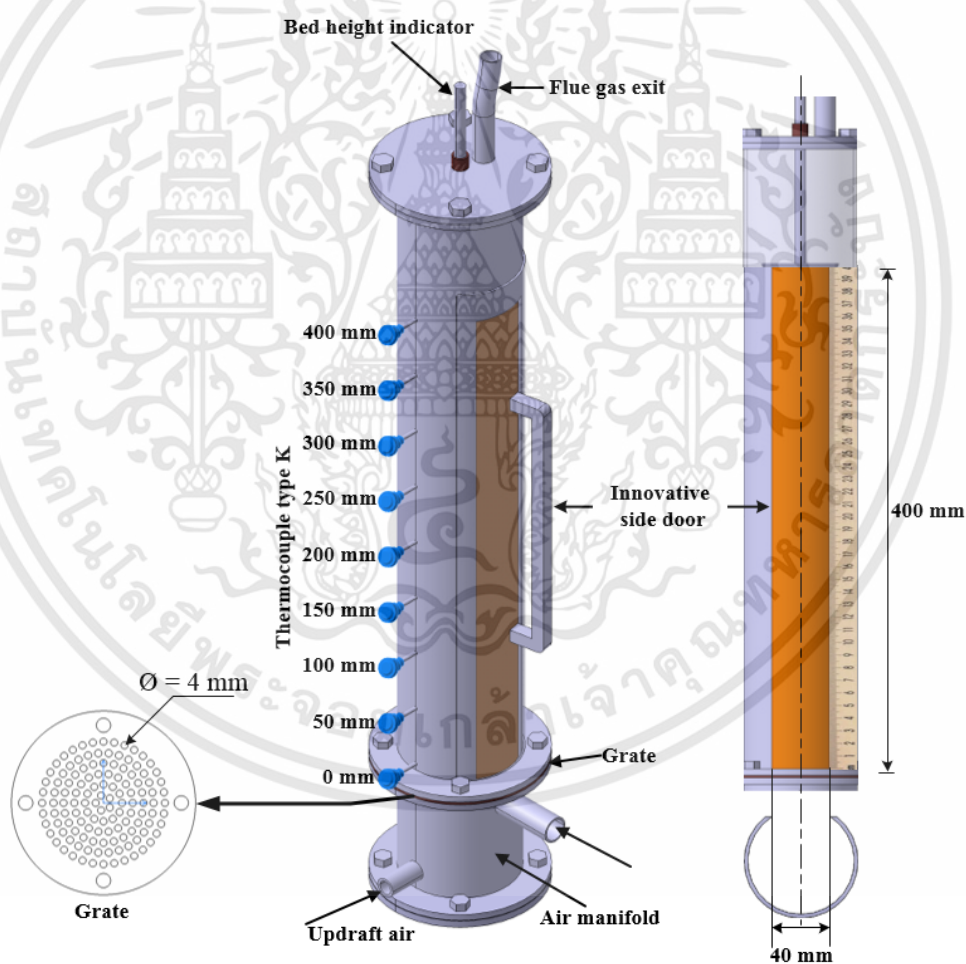


รูปที่ 4.1 แสดงรายละเอียดของชุดอุปกรณ์การทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบอากาศไหลขึ้น

ในการออกแบบและสร้างเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์สำหรับครัวเรือนหรืออุตสาหกรรมขนาดเล็กควรมีขนาดที่ไม่ใหญ่มากนักเพื่อความสะดวกต่อการใช้งานโดยทั่วไปพบว่าเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์มีขนาดตั้งแต่ 3 - 5 นิ้ว [4], [5] เพื่อความสะดวกต่อการใช้งานและการเคลื่อนย้าย รูปที่ 4.1 แสดงรายละเอียดของชุดอุปกรณ์การทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบอากาศไหลขึ้น เตาถูกสร้างขึ้นจากเหล็กมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 90 มิลลิเมตร และความสูงทั้งหมด 500 มิลลิเมตร ด้านล่างของเตาจะเป็นห้องกระจายอากาศ (Air manifold) ความสูง 100 มิลลิเมตร โดยมีตะแกรงสำหรับกระจายอากาศ (grate) วางอยู่ด้านบนระหว่างห้องกระจายอากาศกับตัวเตาโดยตะแกรงกระจาย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

อากาศทำจากสแตนเลส ซึ่งมีรูกระจายอากาศขนาด 4 มิลลิเมตรและทำหน้าที่อีกอย่างคือป้องกันซี่ไถ้ตกลงสู่ห้องกระจายอากาศดังแสดงในรูปที่ 4.2 เตามีการหุ้มฉนวน(Ceramic fiber) ตลอดแนวยาวเตาเพื่อป้องกันการสูญเสียความร้อน อากาศจะถูกจ่ายจากด้านล่างของเตา เทอร์โมคัปเปิ้ล Type-K จะถูกติดตั้งตลอดแนวแกนเตาเพื่อวัดการกระจายของอุณหภูมิตัวภายในเตา โดยจะบันทึกค่าอุณหภูมิด้วย Data logger Yogokawa MW-100 บันทึกค่าทุกๆ 1 วินาที ค่าความผิดพลาดของ Data logger มีค่าเท่ากับ $\pm 0.01\%$ ในขณะที่ความสูงของชั้นเบด (Bed height) และระยะทรุด (Bed movement) จะใช้ Bed height indicator ซึ่งถูกติดตั้งอยู่ด้านบนบนของเตา ในการศึกษาการเติบโตของชั้นต่างๆที่เกิดขึ้นภายในเตานั้นมีความจำเป็นต้องต้องเห็นชั้นต่างๆเพื่อที่จะสามารถวิเคราะห์ปรากฏการณ์ต่างๆที่เกิดขึ้นได้ดังนั้นจึงได้มีการทำการเจาะเตาตามแนวแกนเพื่อติดตั้งประตูสไลด์ (Innovative side door) เพื่อสำหรับดูชั้นต่างๆที่เกิดขึ้นซึ่งขนาดของประตูมีขนาดความสูงตามแนวแกนเท่ากับ 400 มิลลิเมตร และกว้าง 40 มิลลิเมตรดังแสดงในรูปที่ 4.2



รูปที่ 4.2 แสดงรายละเอียดของชุดอุปกรณ์การทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบอากาศไหลขึ้น

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.1.2 อุปกรณ์จ่ายอากาศ

เป็นอุปกรณ์ที่ใช้เก็บลมจากการปั๊มลม หรือเรียกอีกอย่างว่า ชุดปั๊มลม ซึ่งเก็บไว้ในถังในปริมาณ 8 บาร์เพื่อการจ่ายลมได้อย่างต่อเนื่องให้กับถังความดัน



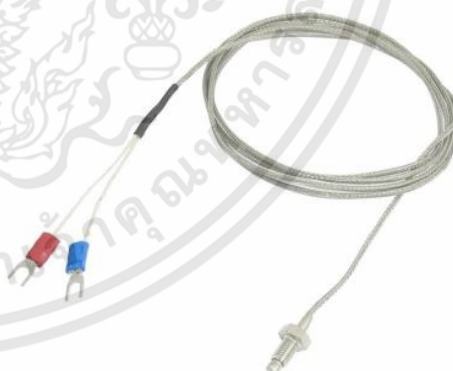
รูปที่ 4.3 ชุดปั๊มลมจ่ายอากาศ

4.1.3 ชุดแสดงผลอุณหภูมิและชุดวัดอุณหภูมิ

เป็นอุปกรณ์ที่ใช้วัดการกระจายตัวของอุณหภูมิภายในเตาขณะที่ทำการ โดยในการทดลองเลือกใช้ เทอร์โมคัปเปิล Type K ซึ่งสามารถทนอุณหภูมิสูงสุด 1350 องศาเซลเซียส และ Data logger Yogokawa MW-100 ค่าความผิดพลาด 0.01%



Data logger Yogokawa MW-100



เทอร์โมคัปเปิล Type K

รูปที่ 4.4 ชุดวัดและแสดงผลอุณหภูมิ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.1.4 นาฬิกาจับเวลา

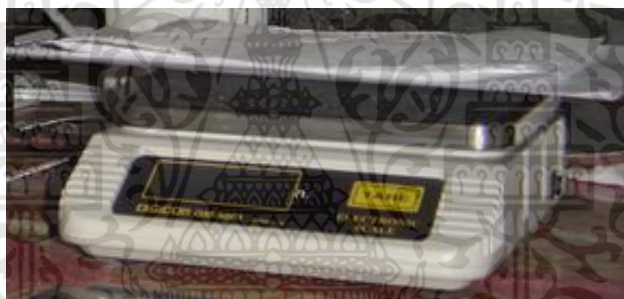
เป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการจับเวลาการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในแต่ละช่วงที่ต้องการในระหว่างที่ทำการทดลอง



รูปที่ 4.5 นาฬิกาจับเวลาแบบทดเวลาหยุดชั่วขณะได้

4.1.5 เครื่องชั่งน้ำหนัก

เป็นอุปกรณ์ที่ใช้น้ำหนักของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลองทั้งก่อนและหลังการทดลอง



รูปที่ 4.6 ตาชั่งน้ำหนัก

4.1.6 มาตรวัดอัตราการไหลอากาศ

เป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการวัดอัตราการไหลของอากาศที่จ่ายให้แก่ระบบเตา



รูปที่ 4.7 มาตรวัดอัตราการไหลของอากาศ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.1.7 หัวพ่นไฟ

เรียกอีกอย่างหนึ่งว่า Gas Torch Butane Burner เป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการจุดเตาในสถานะเริ่มต้น



รูปที่ 4.8 หัวพ่นไฟ (Gas Torch Butane Burner)

4.1.8 เชื้อเพลิงที่ใช้ทดลอง

เชื้อเพลิงแกลบ (rice husk) ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงแกลบขึ้นอยู่กับแหล่งที่มาของแกลบนั้น ข้อดีของแกลบคือปริมาณสารระเหยสูงทำให้ช่วยในการจุดติดไฟได้เป็นอย่างดี มีความชื้นต่ำเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงชีวมวลอื่น ข้อเสียของแกลบคือมีปริมาณขี้เถ้า (13-23%) [30], [32] ที่สูงกว่าเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงอื่น และนอกจากนี้แกลบยังมีความหนาแน่นต่ำอีกด้วย



รูปที่ 4.9 เชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

ตารางที่ 4.1 แสดงผลการวิเคราะห์แบบปริมาณและแยกธาตุของเชื้อเพลิง[28]

Ultimate analysis (% , as received)		Proximate analysis (% , as received)	
C	38.00	Fixed carbon	20.10
H	4.55	Volatile matter	55.60
O	32.40	Ash content	14.00
N	0.69	Calorific value (MJ/kg)	14.98
S	0.06	Moisture(%)	10.30
Empirical formula	$CH_{1.43}O_{0.63}N_{0.006}$		

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.2 ขั้นตอนการทดลอง

4.2.1 วิธีการทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบเชื้อเพลิงไหลขึ้น

เริ่มการทดลองทำการบรรจุเชื้อเพลิงแอลกอฮอล์ด้วยน้ำหนัก 200 กรัม ลงในเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบอากาศไหลขึ้นที่ความสูงของชั้นเบด (Bed height) เท่ากับ 400 มิลลิเมตรโดยอ้างอิงจากตะแกรงเชื้อเพลิงด้านล่าง (grate) จากนั้นทำการจ่ายอากาศตามเงื่อนไขการทดลอง และจุดเตาบริเวณ ignite port ซึ่งอยู่ด้านล่างของตะแกรงเชื้อเพลิงด้วย Butane burner โดยสังเกตอุณหภูมิเทอร์โมคัปเปิ้ลตัวแรก (T1) มีค่าเท่ากับ 100 องศาเซลเซียสจะทำการหยุด Butane burner และทำการบันทึกค่าการตามเงื่อนไขการทดลอง เมื่อเสร็จสิ้นการทดลองทำการถ่ายรูปเก็บรายละเอียดของความกว้างชั้นขี้เถ้า (Ash width) ความกว้างชั้นถ่าน (Char width) ความกว้างชั้น biomass ระยะทรุดของเชื้อเพลิง และชั่งน้ำหนักของเชื้อเพลิงที่เหลือจากการทดลอง

4.2.2 เงื่อนไขการทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบเชื้อเพลิงไหลขึ้น

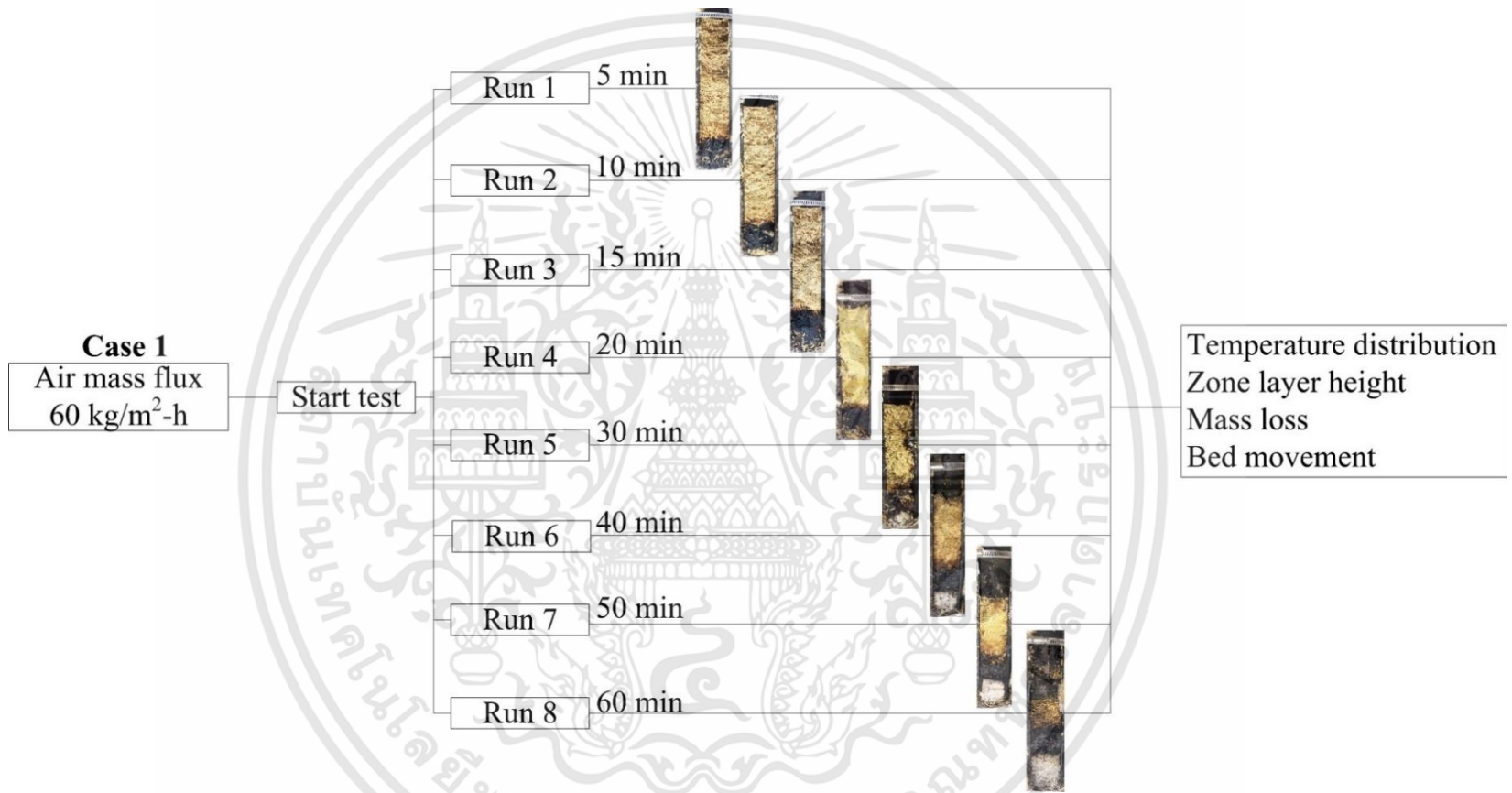
เงื่อนไขอากาศที่ใช้ในการทดลอง ในการทดลองจะปรับอัตราการไหลอากาศ (Air flow rate) เท่ากับ 5, 7.5, 10 และ 15 ลิตรต่อนาที ซึ่งสามารถหาค่าเป็นอัตราอากาศต่อพื้นที่ (Air Mass Flux) ดังตารางที่ 4.2 ในกระบวนการทดลองเพื่อศึกษาการพัฒนาและความกว้างของโซนปฏิกิริยา การทดลองเมื่อเตาติดด้วยตัวเองแล้วแต่อากาศยังคงจ่ายอย่างต่อเนื่องตามเงื่อนไขของการทดลอง ตัวอย่างเช่นการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ 60 kg/m²h เวลาที่ใช้ในการทดลองคือ 5 นาที ถึง 60 นาที กล่าวคือเมื่อการทดลองครบ 5 นาทีจะทำการหยุดจ่ายอากาศและทิ้งเตาไว้ให้อุณหภูมิภายในเบดลดลงจนถึงอุณหภูมิห้อง(ประมาณ 30 นาที) จากนั้นทำการถ่ายรูปเก็บรายละเอียดของ ความกว้างชั้นขี้เถ้า ความกว้างชั้นถ่าน ความกว้างชั้น biomass ระยะทรุดของเชื้อเพลิง และชั่งน้ำหนักของเชื้อเพลิงที่เหลือจากการทดลอง เมื่อเสร็จสิ้นการทดลองของเงื่อนไขเวลา 5 นาที ก็จะทำการทดลองในเงื่อนไขเวลา 10 นาที โดยบรรจุเชื้อเพลิงใหม่อีกครั้ง และทำการทดลองเหมือนกรณีเวลา 5 นาที ทุกประการทำอย่างนี้ไปจนครบ 60 นาที ซึ่งเงื่อนไขในการทดลองแสดงดังในรูปที่ 4.10 – 4.13

ในการจ่ายอากาศสำหรับทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นจะคิดเป็นการจ่ายอากาศต่อพื้นที่หน้าตัด (air mass flux) ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 4.1 โดยค่าอัตราการจ่ายอากาศต่อพื้นที่หน้าตัดของแต่ละอัตราการไหลของอากาศมีค่าดังแสดงในตารางที่ 4.2 (การคำนวณภาคผนวก ก)

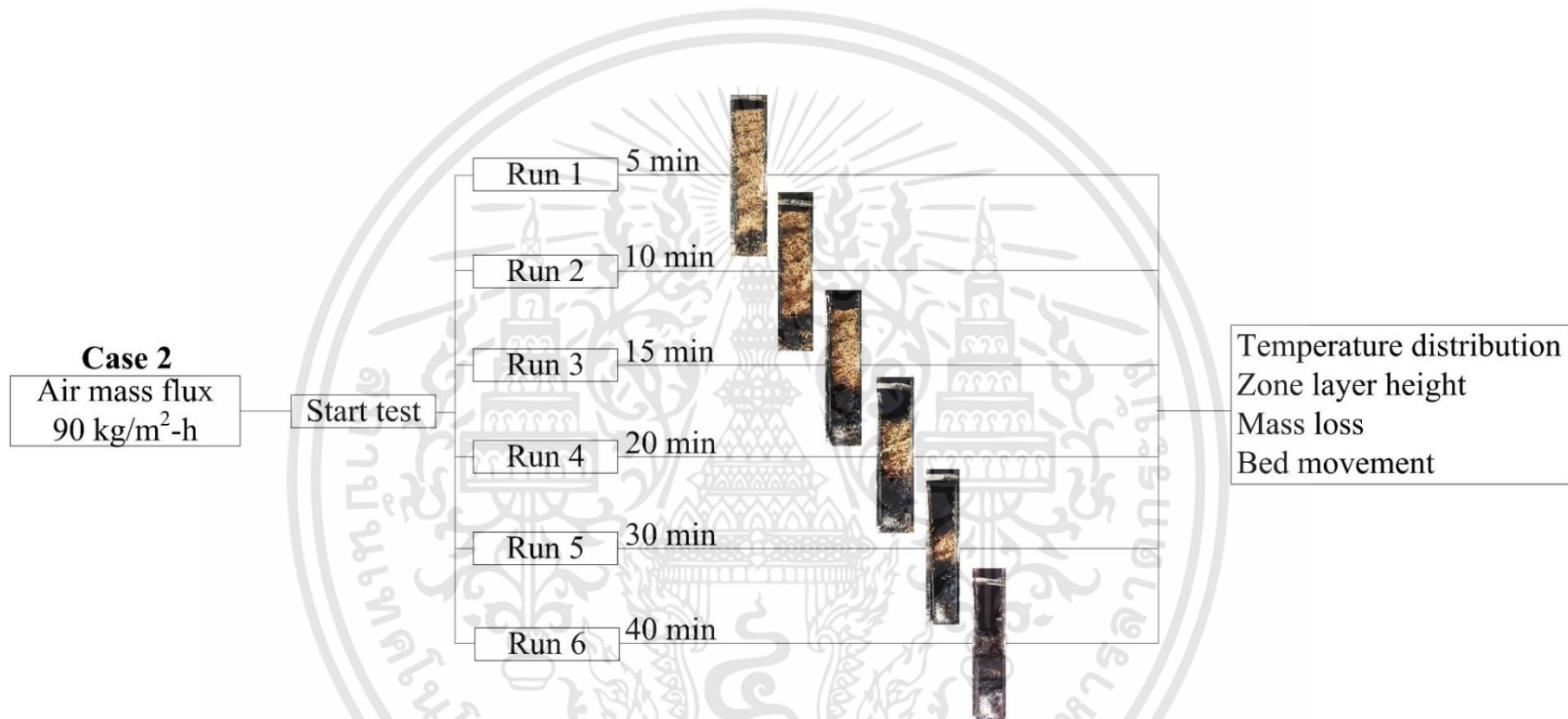
$$\text{Air mass flux} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{h}} \right) = \frac{\text{air mass flow rate}}{\text{cross section area}} \quad (4.1)$$

ตารางที่ 4.2 แสดงอัตราการไหลต่อพื้นที่หน้าตัด (air mass flux) ที่อัตราการไหลของอากาศต่างๆ

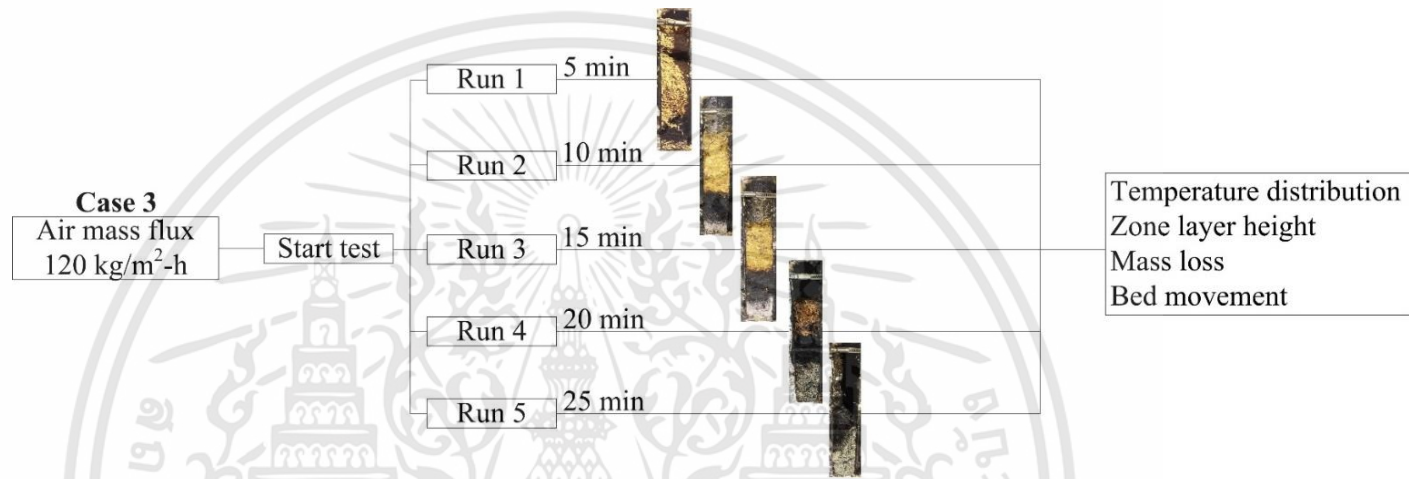
Air flow rate (lit/min)	Air mass flux (kg/m ² -h)
5	60
7.5	90
10	120
15	180



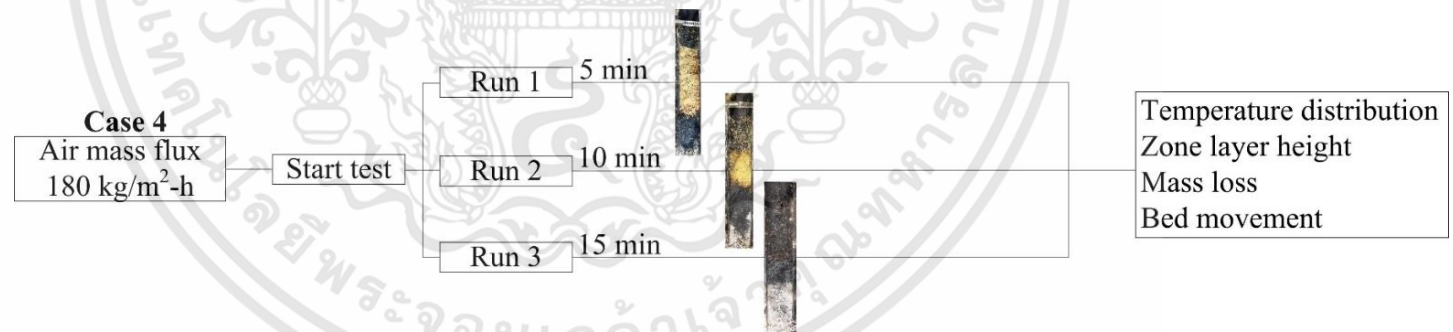
รูปที่ 4.10 แสดงเงื่อนไขการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ $60 \text{ kg/m}^2\text{h}$



รูปที่ 4.11 แสดงเงื่อนไขการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ 90 kg/m²h



รูปที่ 4.12 แสดงเงื่อนไขการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ $120 \text{ kg/m}^2\text{h}$

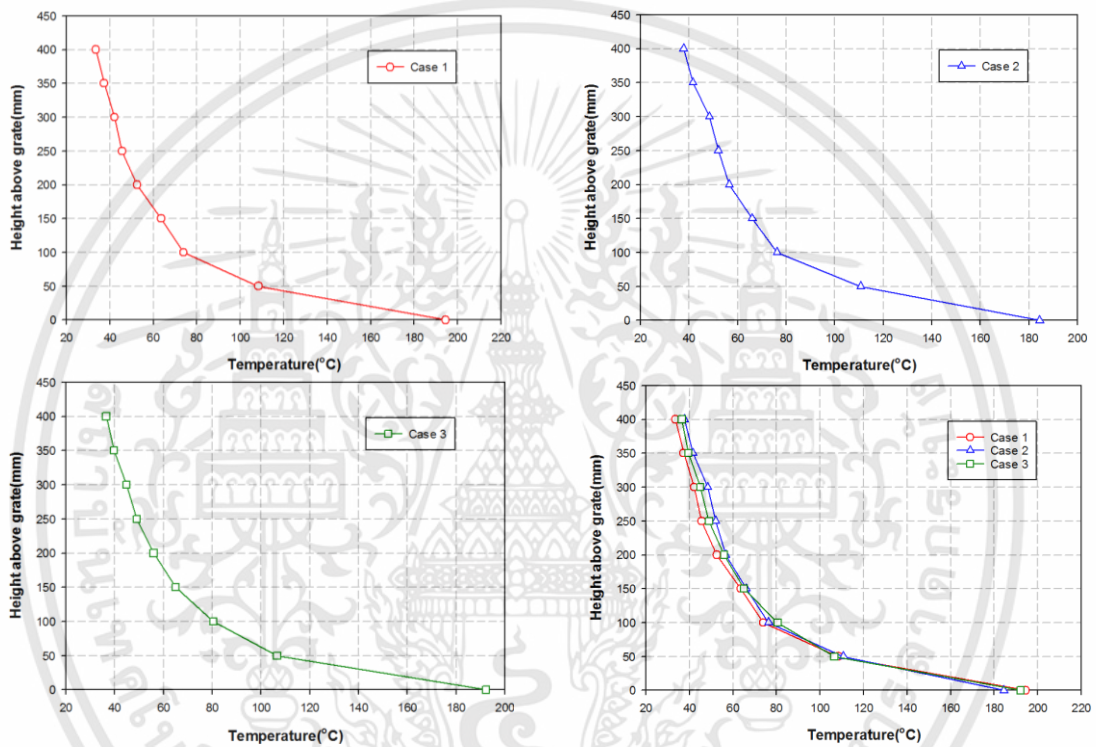


รูปที่ 4.13 แสดงเงื่อนไขการทดลองที่อัตราการไหลอากาศ $180 \text{ kg/m}^2\text{h}$

4.3 การวิเคราะห์ข้อมูล

4.3.1 กระบวนการในการวิเคราะห์ผล

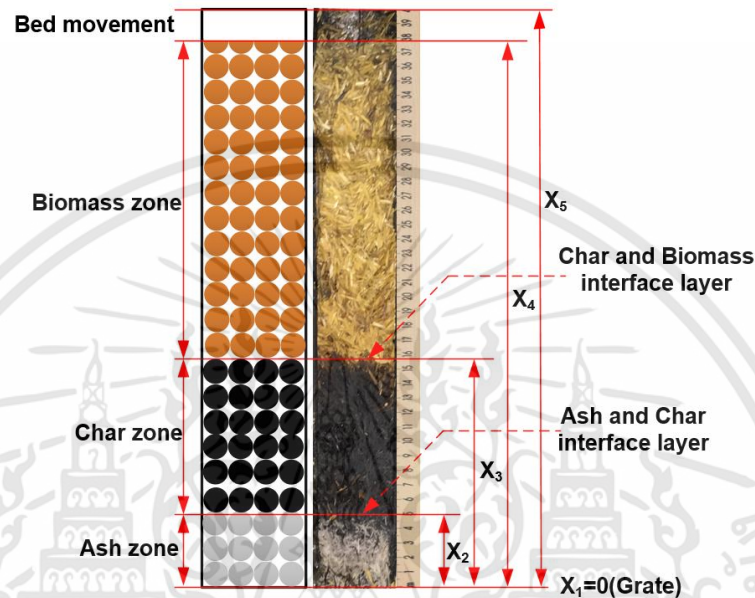
กระบวนการหาค่าความผิดพลาดเป็นสิ่งสำคัญในการทดลองซึ่งในวิทยานิพนธ์นี้ในการทดลองนั้นได้มีการทำซ้ำเป็นจำนวนสามครั้งต่อหนึ่งเงื่อนไขการทดลอง กระบวนการในการทำซ้ำ (repeatability) นั้นจะใช้ค่าของอุณหภูมิมาเปรียบค่าของการทำซ้ำ ซึ่งจะเลือกค่าอุณหภูมิของเทอร์โมคัปเปิ้ลตัว T1 ถึง T4 มาทำการเปรียบเทียบผลของการทำซ้ำ สาเหตุที่ทำการเลือกเทอร์โมคัปเปิ้ลของ T1 ถึง T4 เพราะว่าช่วงของเทอร์โมคัปเปิ้ลมีความแปรปรวนค่อนข้างสูงเมื่อเทียบกับ T6 ถึง T9 กระบวนการทำซ้ำแสดงดังรูปที่ 4.14



รูปที่ 4.14 แสดงการทำซ้ำในกรณีอัตราการไหลอากาศ $60 \text{ kg/m}^2\text{h}$ ที่เวลา 5 นาที

การหาค่าอัตราการขยายตัวของโซนต่างๆที่เกิดขึ้นภายในเตา กำหนดค่า $x_1 = 0$ คือจุดอ้างอิงของตะแกรง (grate), ค่า x_2 คือระยะจากตะแกรงจนถึงตำแหน่งขี้เถ้าสูงสุดและตำแหน่งรอยต่อระหว่างชั้นเถ้ากับชั้นถ่าน (Ash and char interface layer), ค่า x_3 คือระยะจากตะแกรงจนถึงตำแหน่งชั้นถ่านชาร์สูงสุดและตำแหน่งรอยต่อระหว่างชั้นถ่านชาร์กับชั้น Biomass (Biomass and char interface layer), x_4 คือระยะจากตะแกรงจนถึงตำแหน่งชั้น biomass สูงสุด, x_5 คือ ตำแหน่งด้านบนสุดของของชั้นเบด โดยที่ระยะทรุดของกองเชื้อเพลิง (bed movement) มีตำแหน่งอ้างอิงจากกองกองเชื้อเพลิงด้านบนสุดตอนเริ่มต้นการทดลองซึ่งมีค่าเท่ากับ 400 มิลลิเมตร และ Δt เวลาที่ใช้จากตำแหน่ง x ไปตำแหน่ง x ใดๆ ดังแสดงในรูปที่ 4.15

ในการวิเคราะห์ผลการทดลองจะใช้ข้อมูลของการพัฒนาของโซนต่างๆที่เกิดขึ้นภายในเตา ได้แก่ ความกว้างชั้นขี้เถ้า(Ash width) ความกว้างชั้นถ่าน (Char width) ความกว้างชั้น biomass (Biomass width) ระยะทรุดของเชื้อเพลิง(Bed movement) อัตราการสูญเสียมวลเชื้อเพลิง(weight loss) โดยข้อมูลเหล่านี้จะเพื่อวิเคราะห์รวมกันระหว่างการพัฒนาของโซนต่างๆที่เกิดขึ้นกับการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เกิดขึ้นภายในเตา



รูปที่ 4.15 แสดงโซนต่างๆภายในเตาปฏิกรณ์

1. การขยายตัวของชั้นขี้เถ้า (Ash growth) สามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 4.2

$$Ash_{growth} = \frac{x_1 - x_2}{\Delta t} \quad (4.2)$$

2. การหดตัวของชั้นถ่าน(Char shrinkage) สามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 4.3

$$Char_{shrinkage} = \frac{x_2 - x_3}{\Delta t} \quad (4.3)$$

3. การหดตัวของชั้น biomass (Biomass shrinkage) สามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 4.4

$$Biomass_{shrinkage} = \frac{x_3 - x_4}{\Delta t} \quad (4.4)$$

4. ระยะทรุดของกองเชื้อเพลิง (Bed movement) สามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 4.5

$$Bed\ movement = \frac{x_5 - x_4}{\Delta t} \quad (4.5)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

5. อัตราการบริโภคเชื้อเพลิง (Weight loss) สามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 4.6 [34]

$$\text{Weight loss} = \frac{\text{Initial mass of biomass} - \text{Final mass of biomass}}{\text{Initial mass of biomass}} \times 100\% \quad (4.6)$$

6. ค่าคลาดเคลื่อนมาตรฐาน (Standard error) ในการหาความคลาดเคลื่อนมาตรฐาน ของการทดลองได้มีการนำผลของอุณหภูมิภายในเตาที่เวลาต่างๆมาวิเคราะห์ โดยค่าคลาดเคลื่อนมาตรฐาน สามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 4.7 [35]

$$SE = \frac{SD}{\sqrt{n}} \quad (4.7)$$

เมื่อ SE คือ ค่าคลาดเคลื่อนมาตรฐาน SD คือค่าความเบี่ยงเบนมาตรฐาน, n คือ จำนวนข้อมูล.



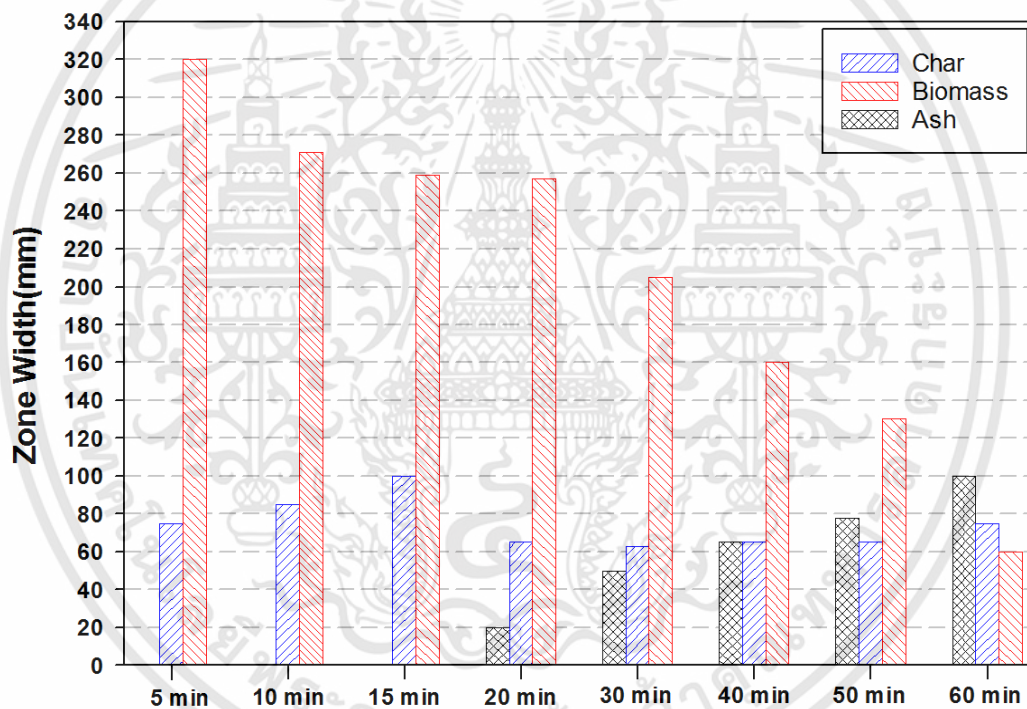
บทที่ 5

ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

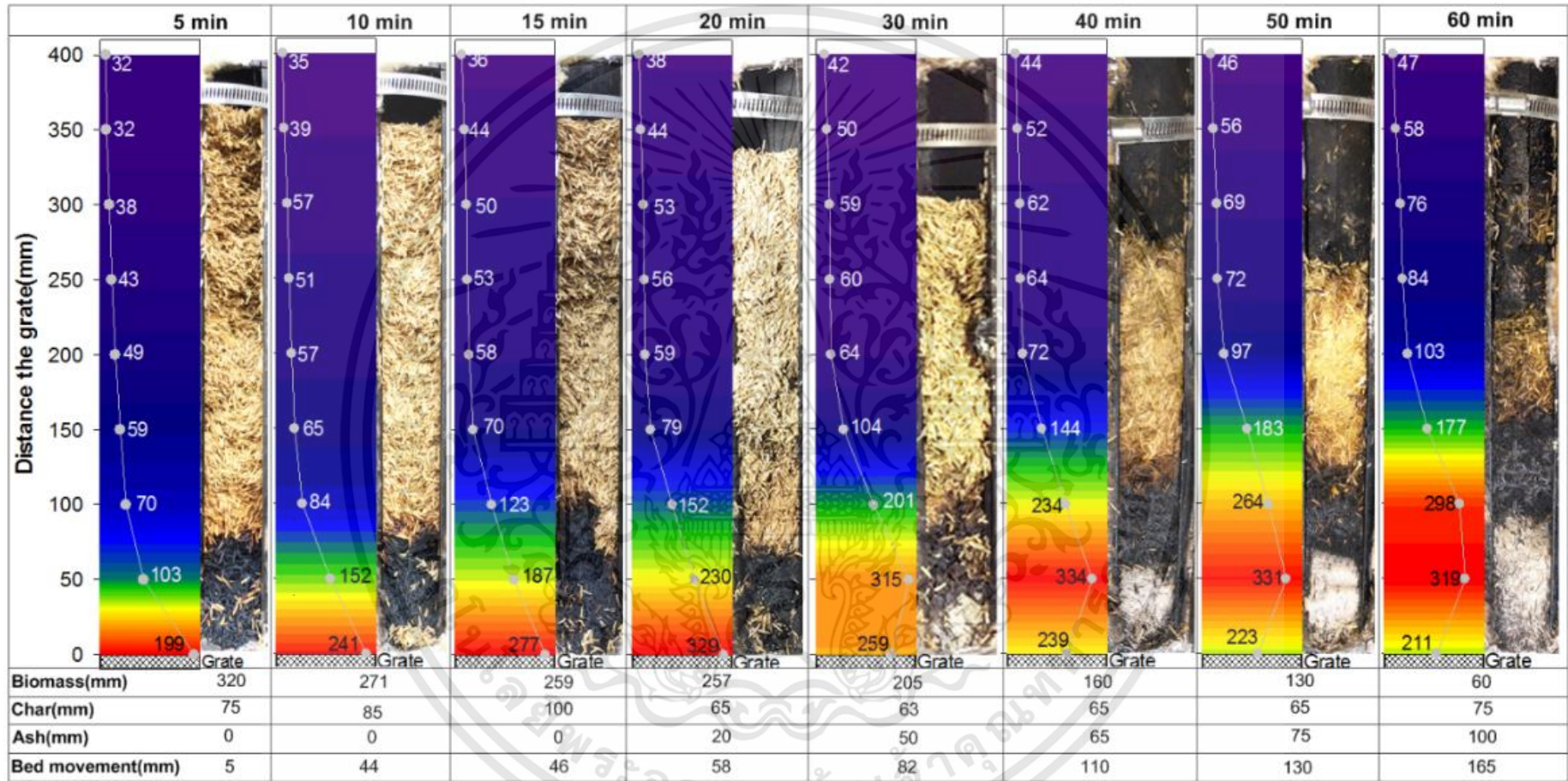
ในวิทยานิพนธ์นี้กล่าวถึง การวิเคราะห์ผลการทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้นเมื่อทำการปรับอัตราการไหลของอากาศที่มีผลต่อการเติบโตของโซนต่างๆภายในเตา การกระจายตัวของอุณหภูมิจะเป็นการวิเคราะห์ผลของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้นเมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่มีผลต่อการพัฒนาของโซนที่เกิดขึ้นภายในเตาและในส่วนสุดท้ายจะเป็นปัจจัยที่ส่งผลให้เกิดการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน

5.1 เตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น

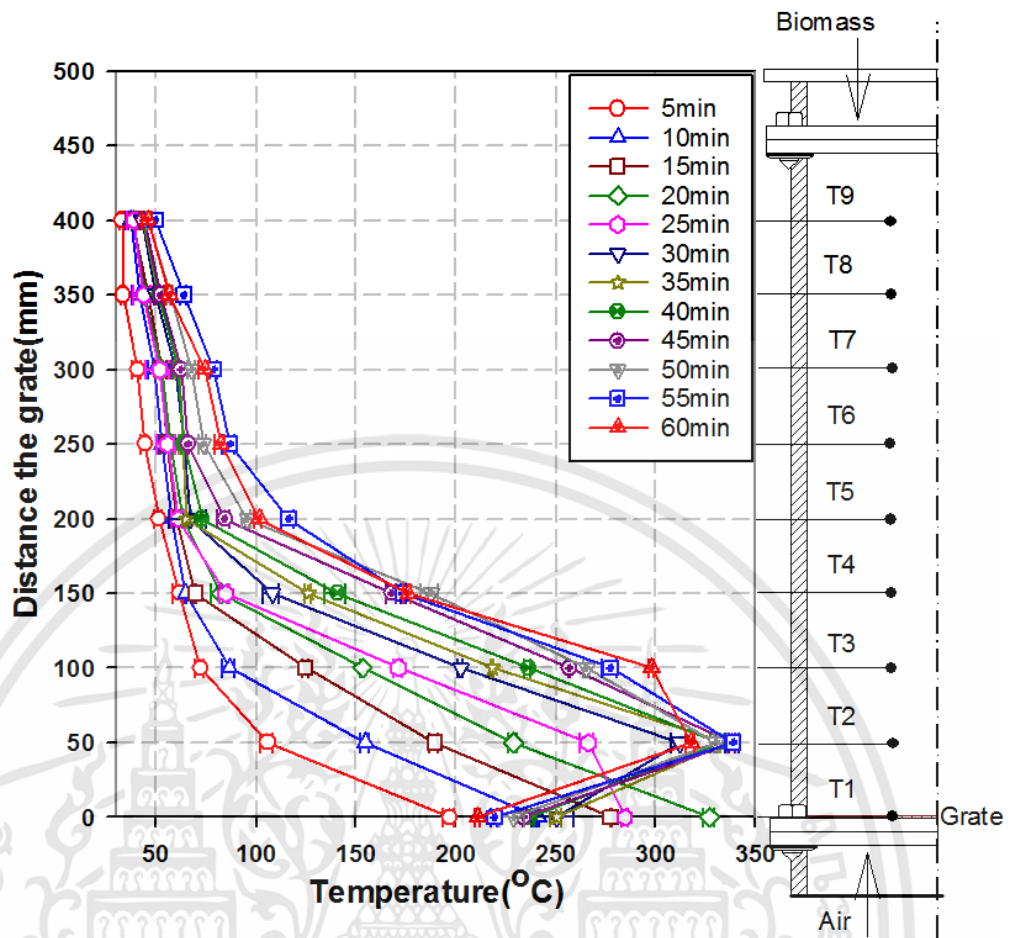
5.1.1 ผลของอัตราการไหลของอากาศที่ $60 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$



รูปที่ 5.1 แสดงการเติบโตของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ 60 of $\text{kg/m}^2\text{-hr}$



รูปที่ 5.2 แสดงการพัฒนาของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ 60 kg/m²-h



รูปที่ 5.3 แสดงการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ $60 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$

รูปที่ 5.1 แสดงให้เห็นถึง การเปลี่ยนแปลงของบริเวณชั้นถ่าน ชั้นขี้เถ้าและชั้นเชื้อเพลิงที่เวลาต่างๆ พบว่าที่อัตราการไหลอากาศ $60 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$ เวลา 5 นาทีผ่านไปหลังจากกระบวนการจุดติดเชื้อเพลิง พบว่าชั้นถ่านมีความสูงประมาณ 75 มิลลิเมตร และพบว่าอัตราการสูญเสียมวล (weight loss) ของเชื้อเพลิงมีปริมาณที่สูงดังแสดงให้เห็นในรูปที่ 5.13 แต่ยังไม่พบการเกิดขี้เถ้าในช่วงนี้ แสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้สารระเหยจากเชื้อเพลิงในสถานะแก๊สภายในช่องว่างของชั้นเชื้อเพลิงที่เรียงตัวกันอยู่เป็นปรากฏการณ์หลักที่เกิดขึ้นในช่วงนี้

การระเหยของสารที่เผาไหม้ได้จากเชื้อเพลิงแข็งและการเผาไหม้สารระเหยนั่นเป็นปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นควบคู่กัน ในลักษณะที่พึ่งพิงกันเชิงพลังงานความร้อน โดยที่การเผาไหม้สารระเหยปลดปล่อยพลังงานความร้อนจากบริเวณส่วนล่างสุดที่ทำการจุดติดเชื้อเพลิง ความร้อนนี้ถูกพัดพาตามทิศทางการไหลถ่ายเทไปสู่ชั้นเชื้อเพลิงที่อยู่ติดกันด้านบน ทำให้เกิดการปลดปล่อยสารระเหยที่เผาไหม้ได้เพิ่มขึ้น สารระเหยที่เพิ่มขึ้นก็สามารถเผาไหม้ให้ความร้อนที่มากขึ้น ปรากฏการณ์นี้จะเกิดการลามขึ้นสู่ทิศบนอย่างรวดเร็ว การลามของการเผาไหม้สารระเหยจะเกิดขึ้นจนกระทั่งสารออกซิไดเซอร์ซึ่งได้แก่ออกซิเจนในกรณีนี้ถูกบริโภคจนหมด ดังนั้นจึงเกิดชั้นถ่านขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงหลังจากการจุดติดเชื้อเพลิง นอกจากนั้นยังสังเกตเห็นควันปริมาณมากออกมาจากท่อระบายแก๊ส (Fuel gas exit) บริเวณส่วนบนของเตาในระยะเวลาสั้น เป็นข้อบ่งชี้ถึงส่วนประกอบของแก๊สที่ได้ซึ่งประกอบไปด้วยไอน้ำปริมาณมากและสารไฮโดรคาร์บอนหนัก ซึ่งไอน้ำและสารไฮโดรคาร์บอนหนักนี้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จะกลั่นตัวเป็นอนุภาคของเหลวขนาดเล็ก(aerosol particle) ที่เรียกว่าทาร์ เมื่อแก๊สร้อนที่ได้เย็นตัวลงสู่อุณหภูมิต่ำกว่าอากาศ

ในช่วงเวลา 5 ถึง 15 นาทีหลังจากจุดติดเชื้อเพลิง พบว่าอัตราการระเหยของสารเผาไหม้ได้ (pyrolysis) โดยรวมลดลง ซึ่งสังเกตได้จากกระยะชั้นเชื้อเพลิงที่มีการลดลงเพียงเล็กน้อยที่อัตราประมาณ 6.10 มิลลิเมตรต่อนาที ในขณะที่อุณหภูมิบริเวณตะแกรงยังคงเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องที่อัตรา 18.46 องศาเซลเซียสต่อนาที ดังแสดงในรูปที่ 5.1 แสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้ถ่านบริเวณตะแกรงเป็นปรากฏการณ์หลักที่เกิดขึ้นในช่วงนี้ อัตราการสูญเสียมวลเชื้อเพลิงโดยรวมลดลงจากช่วงเวลาแรกอย่างเห็นได้ชัดดังแสดงในกราฟที่ 16 คล้องกับผลการวิจัยของ [37] และผลการวิเคราะห์การเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลเดี่ยว(single particle) [36] ที่แสดงให้เห็นถึงอัตราการสูญเสียมวลของชั้นเชื้อเพลิงที่ลดลงประมาณสามเท่าเมื่อการเผาไหม้เริ่มเปลี่ยนแปลงจากการเผาไหม้สารระเหยจากเชื้อเพลิงแข็งไปเป็นการเผาไหม้ถ่าน อัตราการเติบโตของชั้นถ่าน และปริมาณควันจากท่อระบายแก๊สที่ส่วนบนของเตาลดลงจากช่วงเวลา 5 นาทีแรกอย่างเห็นได้ชัด อุณหภูมิบริเวณรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงในช่วงเวลานี้อยู่ที่ประมาณ 100 ถึง 150 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่สามารถเกิดการลามของการเผาไหม้สารระเหยจากเชื้อเพลิงในทิศขึ้นไปได้หากว่ามีสารออกซิไดเซอร์เหลืออยู่ ดังนั้นในช่วงเวลานี้จึงเกิดปรากฏการณ์ระเหยสารเผาไหม้ได้ด้วยอัตราที่ต่ำที่บริเวณรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงจากความร้อนที่ถ่ายเทขึ้นมา และเกิดการการเผาไหม้ถ่านบริเวณตะแกรงในเวลาเดียวกัน

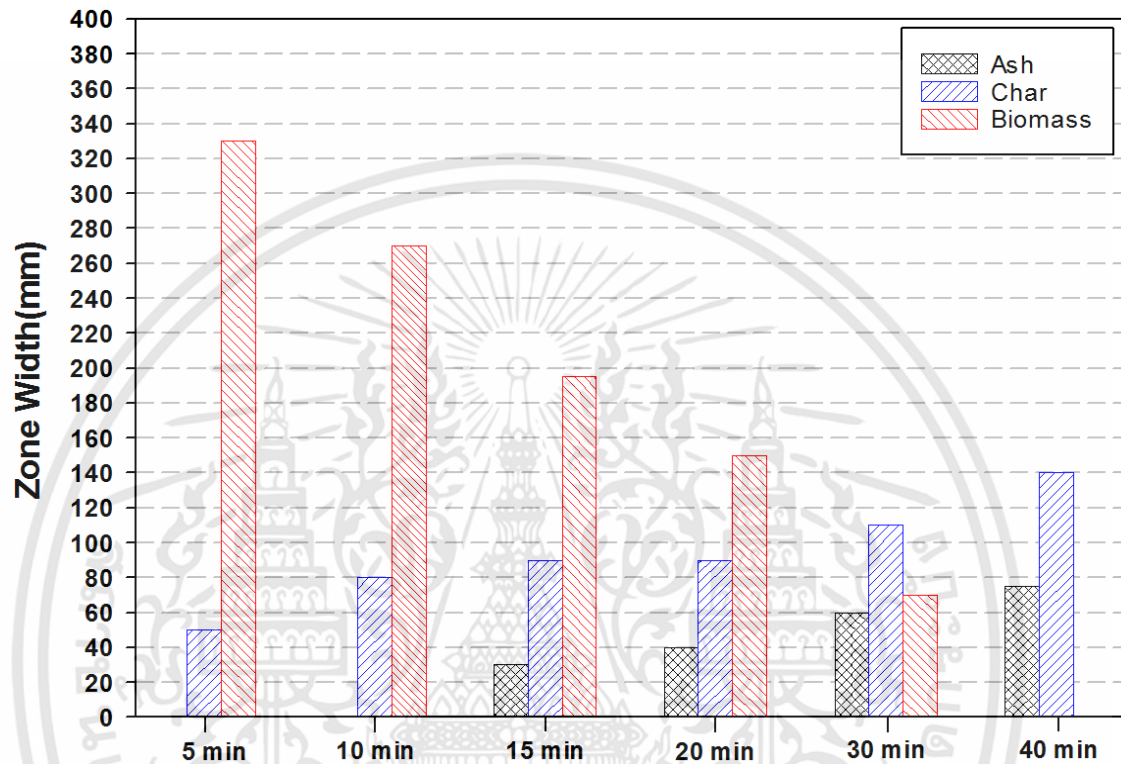
หลังจากเวลาผ่านไป 20 นาทีหลังจากจุดติดเชื้อเพลิง พบว่าเริ่มเกิดขึ้นขี้เถ้าชั้นเหนือตะแกรงเชื้อเพลิง ดังแสดงในรูปที่ 5.1 สอดคล้องกับเหตุการณ์ที่อุณหภูมิบริเวณตะแกรงเชื้อเพลิง (T1) เริ่มลดลงดัง แสดงในรูปที่ 5.2 เนื่องจากเชื้อเพลิงบริเวณนี้เผาไหม้จนหมดและเริ่มกลายเป็นขี้เถ้า ช่วงเวลา 20 ถึง 30 นาทีหลังจากจุดติดเชื้อเพลิง พบว่าเกิดการหดตัวของชั้นถ่านดังแสดงในรูปที่ 5.1 และ รูปที่ 5.2 สาเหตุเนื่องมาจากถ่านบริเวณตะแกรงเชื้อเพลิงเผาไหม้จนหมดแล้วกลายเป็นขี้เถ้า ปริมาณที่มากกว่าการเปลี่ยนแปลงจากเชื้อเพลิงกลายเป็นถ่านที่บริเวณรอยต่อระหว่างชั้นถ่านกับเชื้อเพลิง อีกทั้งยังพบว่าการสูญเสียมวล (weight loss) เชื้อเพลิงในช่วงเวลานี้มีปริมาณสูงกว่ากรณีในช่วงเวลา 5 ถึง 15 นาที เนื่องมาจากอัตราการเผาไหม้ที่สูงกว่าบริเวณตะแกรง ซึ่งสามารถสังเกตได้จากอุณหภูมิที่สูงขึ้น ประกอบกับชั้นถ่านที่หดตัวแคบลง ทำให้ความร้อนสามารถถ่ายเทให้กับบริเวณชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงได้มากขึ้น ก่อให้เกิดอัตราการระเหยของสารเผาไหม้ได้ของเชื้อเพลิงที่สูงขึ้น โดยสังเกตได้จากอุณหภูมิบริเวณรอยต่อชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงที่มีค่าสูงขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 5.2 บริเวณที่เกิดการเผาไหม้เริ่มขยับตัวขึ้นสู่ด้านบน ตามรอยต่อระหว่างชั้นขี้เถ้ากับชั้นถ่าน โดยมีอุณหภูมิการเผาไหม้คงที่ที่ประมาณ 330 องศาเซลเซียส อัตราการหดตัวของชั้นเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นจาก 6.10 มิลลิเมตรต่อนาที เป็น 10.40 มิลลิเมตรต่อนาที ในช่วงเวลา 20 นาทีหลังจากจุดติดเชื้อเพลิงเป็นต้นไป

ในช่วงเวลา 20 ถึง 60 นาที พบว่าการพัฒนาของโซนต่างๆมีการขยับตัวขึ้นสู่ด้านบนอย่างต่อเนื่องซึ่งแสดงให้เห็นว่าอัตราการเผาไหม้สารระเหยและชั้นถ่านเป็นไปอย่างต่อเนื่องในอัตราที่เกือบคงที่ ดังแสดงในรูปที่ 5.1 การหดตัวของชั้นเชื้อเพลิงมีค่าเท่ากับ 4.92 มิลลิเมตรต่อนาที ในขณะที่ชั้น

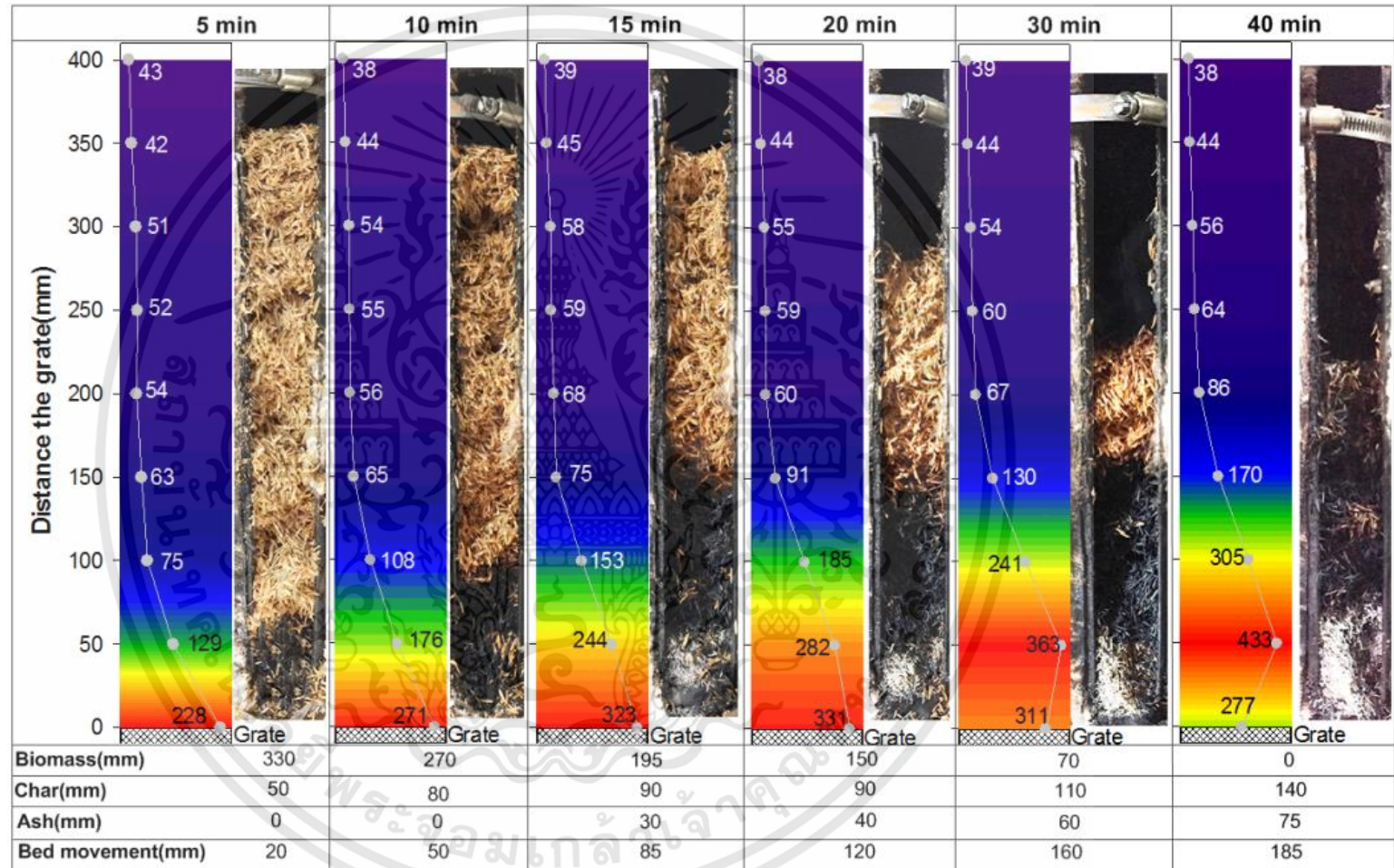
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ถ่านมีค่ามีความหนาอยู่ที่ประมาณ 65 ถึง 70 มิลลิเมตร ส่วนอัตราการเพิ่มขึ้นของชั้นถ่านมีค่าอยู่ที่ 2 มิลลิเมตรต่อนาที ระยะการทรุดตัวของกองเชื้อเพลิงมีค่าเท่ากับ 2.7 มิลลิเมตรต่อนาที และอัตราการสูญเสียมวลมีค่าเท่ากับ 1.95 กรัมต่อนาที

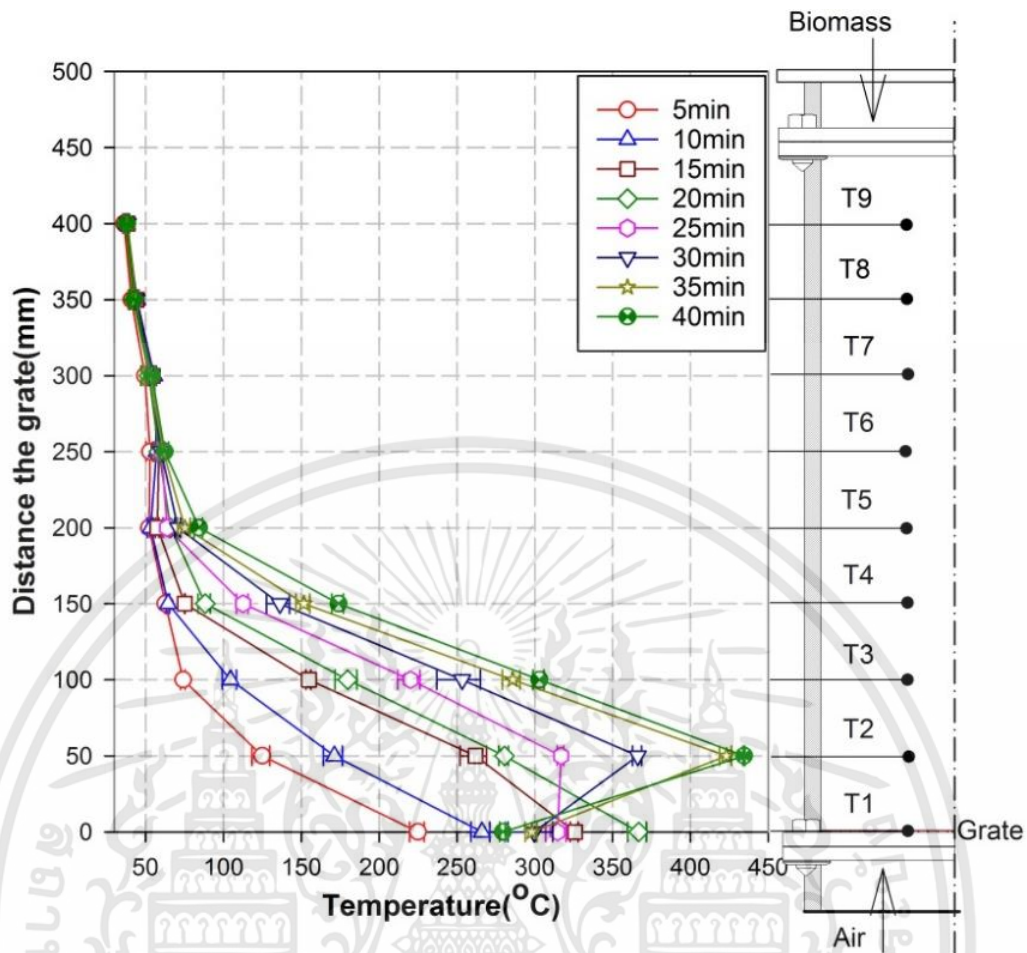
5.1.2 ผลของอัตราการไหลของอากาศที่ $90 \text{ kg/m}^2\text{-h}$



รูปที่ 5.4 แสดงการเติบโตของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ $90 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$



รูปที่ 5.5 แสดงการพัฒนาของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ 90 kg/m²-h



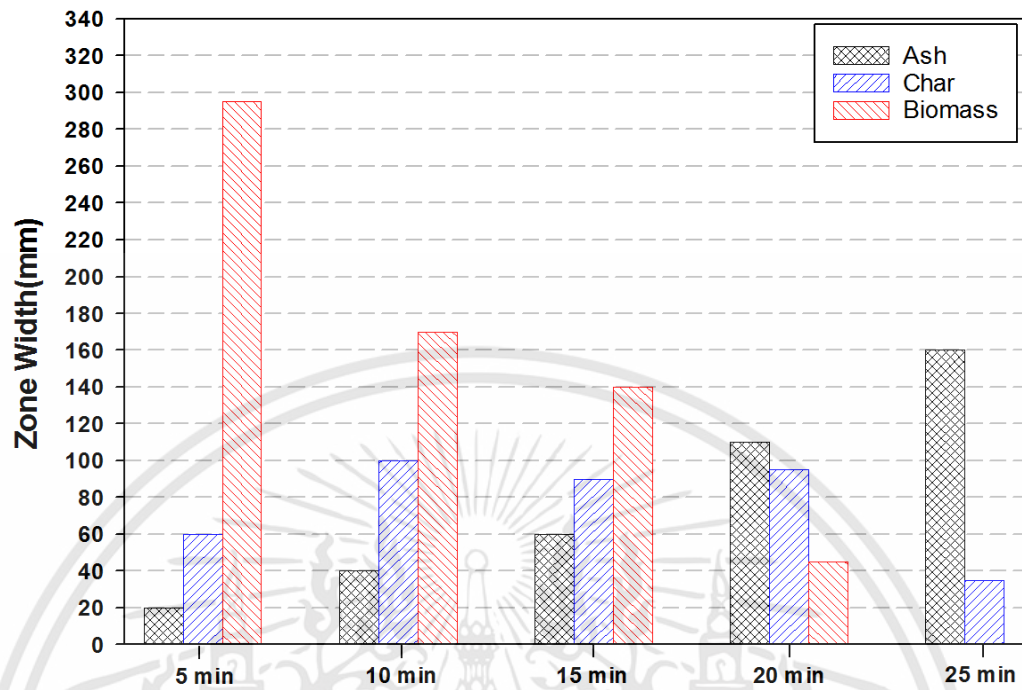
รูปที่ 5.6 แสดงการกระจายตัวของอนุภาคที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ $90 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$

ที่เวลา 5 นาทีหลังการจุดติดเชื้อเพลิง พบว่าการเติบโตของชั้นถ่านน้อยกว่าในกรณีอัตราการไหลอากาศที่ $60 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$ อย่างชัดเจน แสดงให้เห็นในรูปที่ 5.4 ซึ่งมีความหนาของชั้นถ่านเพียงแค่ 50 มิลลิเมตร จากตะแกรงเชื้อเพลิง ค่าอนุภาคบริเวณตะแกรงเชื้อเพลิงมีค่าสูงกว่ากรณีอัตราการไหลอากาศที่ $60 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$ เนื่องมาจากการเผาไหม้ของสารระเหยเชื้อเพลิงภายในโพรงช่องว่างของกองชั้นเชื้อเพลิงเกิดขึ้นในอัตราที่สูงกว่า ซึ่งส่งผลให้ออกซิเจนบริเวณทั้งหมดภายในระยะทางที่สั้นกว่ากรณีที่แล้ว ดังจะสังเกตได้จากรูปร่างของการกระจายอนุภาคเหนือตะแกรงเชื้อเพลิงที่มีระยะสั้นลง อัตราการสูญเสียมวลเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตามในกรณีนี้ไม่พบการเกิดขึ้นซ้ำๆเหมือนในกรณีอัตราการไหลอากาศที่ $60 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$

ในขณะที่ชั้นซ้ำๆเริ่มเกิดขึ้นบริเวณตะแกรงเชื้อเพลิงที่นาที่ที่ 15 ดังแสดงให้เห็นในรูปที่ 5.4 และ รูปที่ 5.5 ซึ่งเร็วกว่าในกรณี อัตราการไหลอากาศที่ $60 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$ อนุภาคสูงสุดที่บริเวณตะแกรงเชื้อเพลิงมีค่าเท่ากับ 331 องศาเซลเซียส โดยเกิดขึ้นในนาที่ที่ 20 ส่วนอนุภาคสูงสุดในกรณีนี้มีค่าเท่ากับ 433 องศาเซลเซียสเกิดขึ้นในนาที่ที่ 40 ซึ่งจะขยับตามตำแหน่งของรอยต่อระหว่างชั้นซ้ำๆกับชั้นถ่าน แสดงให้เห็นในรูปที่ 5.5 เป็นที่น่าสังเกตว่า อนุภาคสูงสุดที่บริเวณตะแกรงเชื้อเพลิง (T1) มีค่าต่ำกว่าอนุภาคสูงสุดที่เกิดขึ้นที่บริเวณรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นซ้ำๆ สาเหตุเกิดจากการสูญเสียความร้อนเมื่อเกิดการเผาไหม้เชื้อเพลิงบริเวณตะแกรง เนื่องจากการแผ่รังสีความร้อนลงด้านล่างไปสู่ห้องจ่ายอากาศ

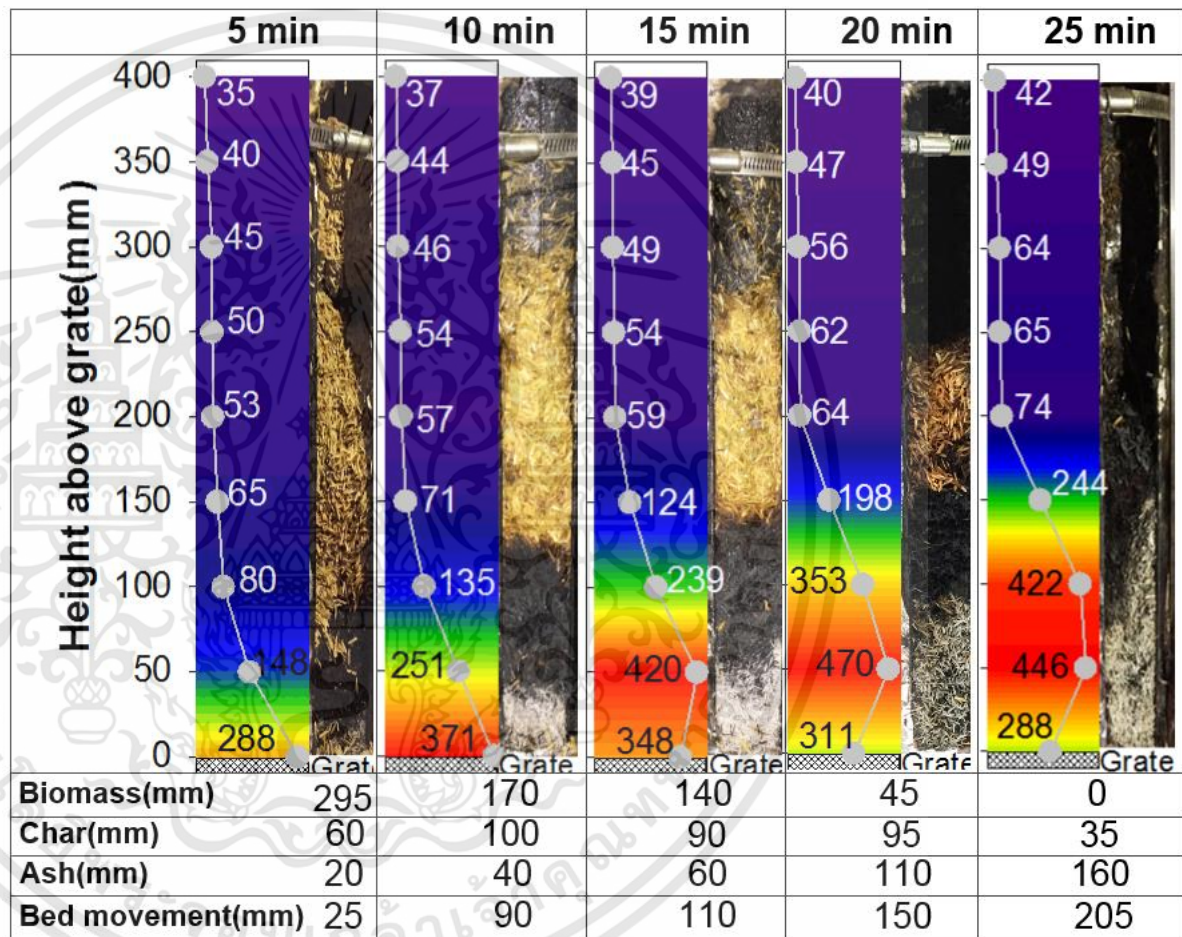
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

5.1.3 ผลของอัตราการไหลของอากาศที่ $120 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$

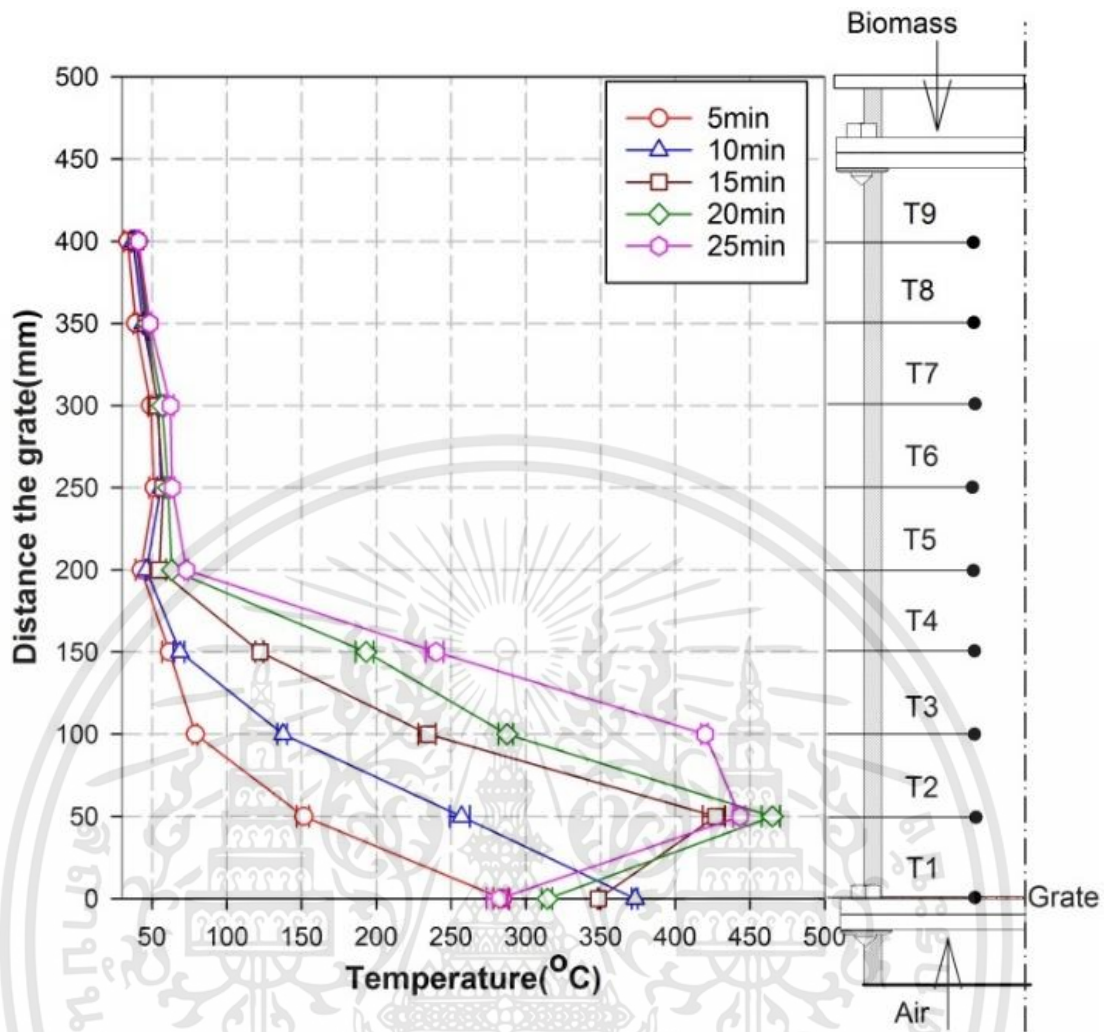


รูปที่ 5.7 แสดงการเติบโตของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ $120 \text{ of kg/m}^2\text{-hr}$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



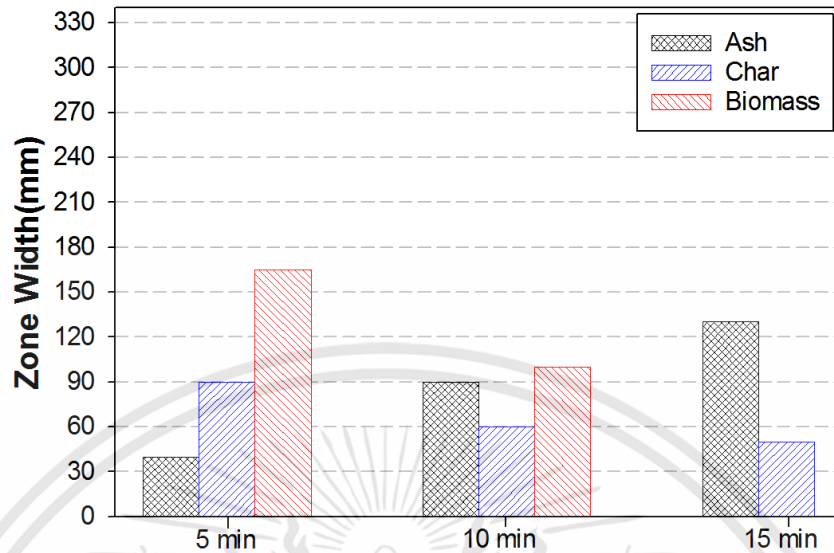
รูปที่ 5.8 แสดงการพัฒนาของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ 120 kg/m²-h



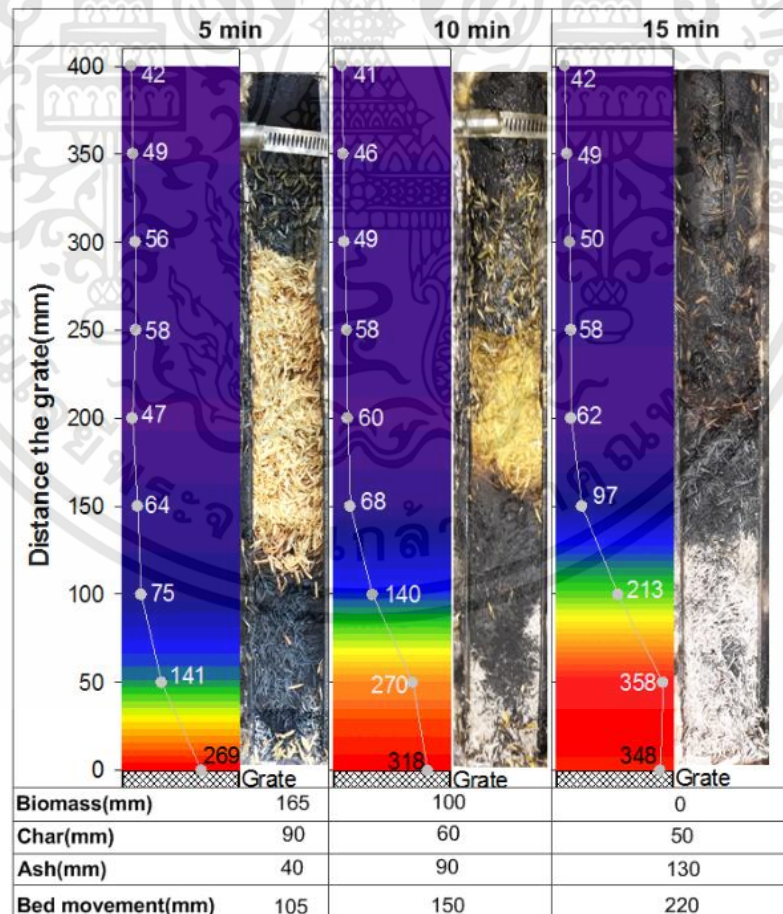
รูปที่ 5.9 แสดงการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ $120 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$

ในกรณีอัตราการไหลอากาศ $120 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$ พบว่ามีพฤติกรรมคล้ายกับกรณีอัตราการไหลอากาศที่ $90 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$ ซึ่งเริ่มก่อตัวบริเวณตะแกรงเชื้อเพลิงตั้งแต่นาทีที่ 5 อัตราการเติบโตของชั้นถ่านมากกว่ากรณีอัตราการไหลอากาศ $90 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$ เล็กน้อย ความกว้างชั้นถ่านเข้าสู่สภาวะสมดุลที่นาที่ที่ 10 โดยมีความกว้างประมาณ 100 มิลลิเมตร ซึ่งเกิดขึ้นใกล้เคียงกับกรณีอัตราการไหลอากาศที่ $90 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$ ตำแหน่งของชั้นถ่านขยับตัวขึ้นด้วยอัตราเร็ว 20 มิลลิเมตรต่อนาที หลังจากที่มีการเติบโตของชั้นถ่านเข้าสู่สภาวะสมดุล อุณหภูมิสูงสุดที่บริเวณตะแกรงเชื้อเพลิงมีค่าเท่ากับ 471 องศาเซลเซียส เกิดขึ้นในนาที่ที่ 10 และอุณหภูมิสูงสุดเกิดขึ้นที่บริเวณรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นชี้ถ่าน มีค่าเท่ากับ 470 องศาเซลเซียส โดยเกิดขึ้นที่นาที่ที่ 20

5.1.4 ผลของอัตราการไหลของอากาศที่ $180 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$

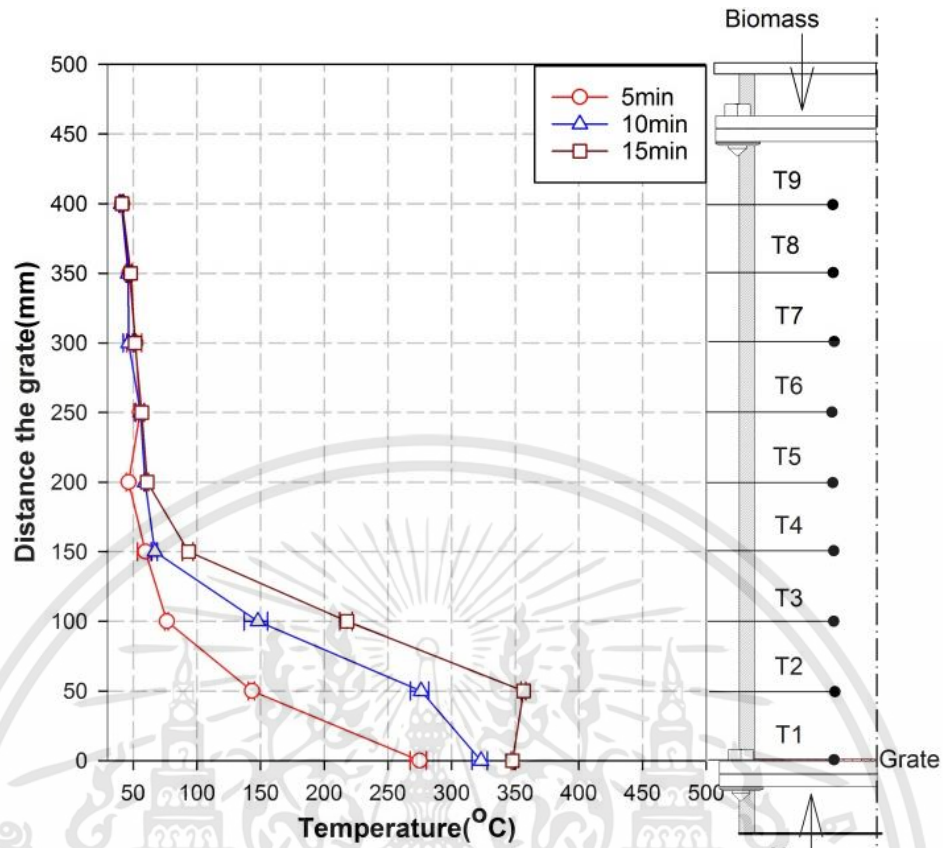


รูปที่ 5.10 แสดงการเติบโตของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ $180 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$



รูปที่ 5.11 แสดงการพัฒนาของโซนที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ $180 \text{ kg/m}^2\text{-hr}$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 5.12 แสดงการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เวลาต่างๆของอัตราไหลอากาศ 180 kg/m²-hr

พบว่าเมื่ออัตราการเติบโตของชั้นถ่านและชั้นขี้เถ้ามากกว่ากรณีอัตราการไหลของอากาศ 120 kg/m²-hr ในช่วง 5 นาทีหลังจากการจุดติดเชื้อเพลิง อัตราการเติบโตชั้นถ่านโดยเฉลี่ยอยู่ที่ 8 มิลลิเมตรต่อนาที ซึ่งมีอัตราสูงกว่ากรณีอัตราการไหลอากาศที่ 120 kg/m²-hr ที่มีค่าเท่ากับ 4 มิลลิเมตรต่อนาที สาเหตุเนื่องมาจากอัตราการเผาไหม้ที่สูงกว่า อุณหภูมิสูงสุดที่บริเวณตะแกรงเชื้อเพลิงมีค่าเท่ากับ 348 องศาเซลเซียส เกิดขึ้นในนาทีที่ 15 กลับพบว่ามิต่ำน้อยลงเมื่อเทียบกับกรณีอัตราการไหลอากาศ 120 kg/m²-hr สาเหตุเนื่องมาจากแม้ว่าอัตราการเผาไหม้ก่อนกำเนิดความร้อนจะสูงขึ้น แต่อัตราการสูญเสียความร้อนเนื่องจากการพัดพาตามทิศทางการไหลมีค่าสูงขึ้น และมีอิทธิพลเหนืออัตราการเผาไหม้ในช่วงอัตราการไหลนี้

5.1.5 การกระจายตัวของอุณหภูมิ

ปฏิกิริยาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งในเตาแก๊สซิฟิเคชันแบบไหลขึ้น ประกอบไปด้วยปฏิกิริยามากมาย ทั้งที่เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนและปฏิกิริยาคายความร้อนซึ่งส่งผลต่อการกระจายอุณหภูมิภายในเตา การเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งประกอบไปด้วย การระเหยความชื้นในเชื้อเพลิง การระเหยสารระเหยจากเชื้อเพลิง การเผาไหม้สารระเหยในช่องว่างระหว่างชั้นเชื้อเพลิง การเผาไหม้ถ่านซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นที่ผิวของเชื้อเพลิง ปฏิกิริยาทั้งหมดนี้อาจขึ้นในตำแหน่งเดียวกันที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาต่างกัน ความซับซ้อนเหล่านี้สามารถทำให้วิเคราะห์ได้ง่ายขึ้นในการออกแบบชุดทดสอบที่เป็นการถ่ายเทแบบ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

1 มิติ เช่นในกรณีเตาแก๊สซีพีเคชั้น แบบไหลขึ้น หรือไหลลง ซึ่งการถ่ายเทความร้อนส่วนใหญ่อยู่ในกรณีของการพัดพาในทิศทางเดียวกับการไหลและการแผ่รังสีความร้อนซึ่งสามารถพิจารณาตามแบบจำลองโรสแลนด์ได้ มองว่าการแผ่รังสีความร้อนเป็นปรากฏการณ์การถ่ายเทแบบแพร่ (diffusion mode) ซึ่งปริมาณการถ่ายเทความร้อนตามแนวแกนจะขึ้นอยู่กับความชันของอุณหภูมิที่ตำแหน่งใดๆ

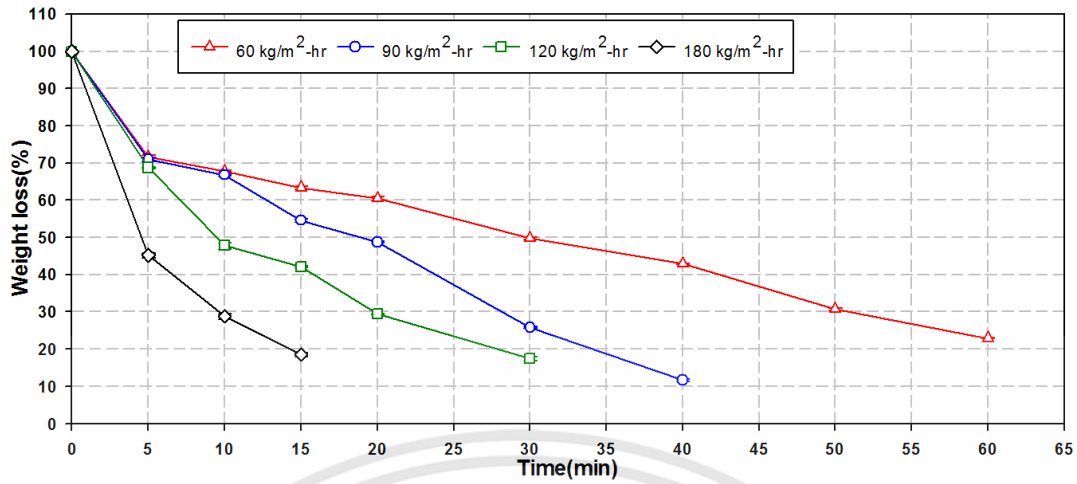
การกระจายอุณหภูมิภายในเตา มีลักษณะคล้ายกันในทุกกรณีทดสอบ ในช่วงเริ่มต้นหลังจากการจุดติดเชื้อเพลิง เริ่มจากค่าอุณหภูมิสูงสุดที่ตำแหน่งตะแกรงเชื้อเพลิง อุณหภูมิจะลดลงด้วยอัตราคงที่ตามระยะความสูงที่เพิ่มขึ้นจากตะแกรงเชื้อเพลิง จนกระทั่งอุณหภูมิลดลงเท่ากับอุณหภูมิจนกระทั่งความสูงหนึ่ง อุณหภูมิบริเวณเหนือตะแกรงเชื้อเพลิงจะเพิ่มสูงขึ้นด้วยอัตราที่เมื่อระยะเวลาผ่านไป สาเหตุเนื่องมาจากอัตราการเผาไหม้สารระเหย และอัตราการเผาไหม้ถ่านที่เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องบริเวณเหนือตะแกรงเชื้อเพลิงในช่วงเวลานี้ เมื่อเวลาผ่านไปสารระเหยจากเชื้อเพลิงจะลดลง การเผาไหม้จะค่อยๆมีระดับอัตราการเผาไหม้ถ่านที่สูงขึ้น ซึ่งการเผาไหม้ถ่านจะให้อุณหภูมิที่สูงกว่าการเผาไหม้สารระเหยจากเชื้อเพลิง เมื่อเผาไหม้ถ่านจนหมดเชื้อเพลิงจะกลายเป็นขี้เถ้าซึ่งไม่สามารถเผาไหม้ให้ความร้อนได้ ซึ่งสังเกตได้จากอุณหภูมิที่บริเวณตะแกรง (T1) จะมีค่าลดลง อุณหภูมิสูงสุดจะเคลื่อนตำแหน่งขึ้นสู่ด้านบนโดยมีตำแหน่งเดียวกันกับรอยต่อระหว่างชั้นขี้เถ้าและชั้นถ่าน ทุกกรณีทดสอบพบว่าค่าอุณหภูมิสูงสุดจะมีค่ามากกว่าค่าอุณหภูมิสูงสุดบริเวณตะแกรง (T1) เนื่องจากบริเวณตะแกรงมีการสูญเสียความร้อนจากการแผ่รังสีความร้อนออกสู่ห้องอากาศด้านล่าง ตะแกรง

5.1.6 การขยับตัวของชั้นกองเชื้อเพลิงภายในเตา(Bed movement)

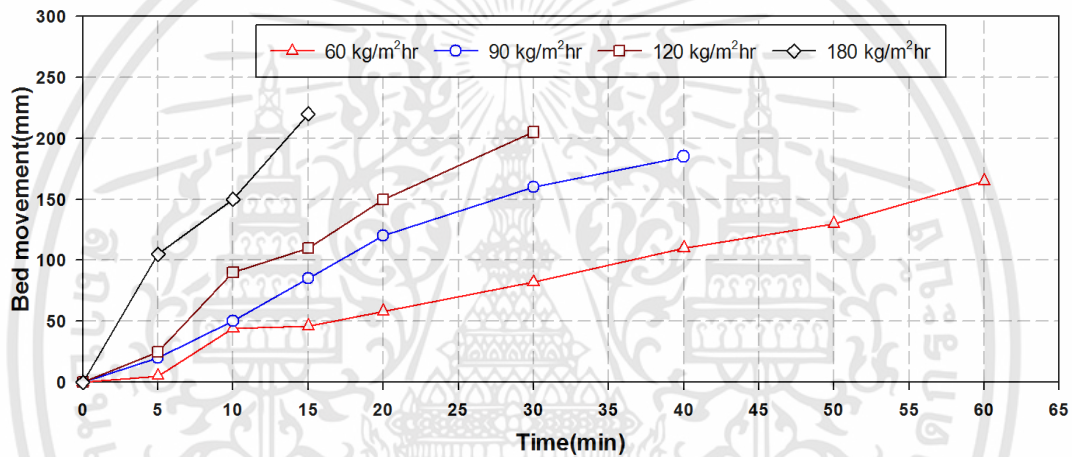
การขยับตัวของชั้นกองเชื้อเพลิงที่เงื่อนไขการทดลองต่างๆแสดงในรูปที่ 5.14 เกิดขึ้นในลักษณะเดียวกันกับอัตราการสูญเสียมวลซึ่งแสดงในรูปที่ 5.13 โดยมี 3 ลักษณะในแต่ละช่วงเวลาต่างกันหลังจากการจุดติดเชื้อเพลิง ลักษณะแรกเกิดขึ้นหลังจากจุดติดเชื้อเพลิงพื้นผิวเชื้อเพลิงจากขยับลดระดับลงด้วยอัตราที่สูงที่สุดแสดงในรูปที่ 5.14 ในช่วงนี้เกิดปฏิกิริยาหลักคือ การระเหยของสารเผาไหม้ได้และการเผาไหม้สารระเหยนั่นในช่องว่างระหว่างเชื้อเพลิง (Volatile combustion) ในช่วงนี้พบว่าอัตราการสูญเสียมวลเชื้อเพลิงสูงสุดดังแสดงในรูปที่ 5.13 จากนั้นในช่วงที่สองจะเป็นช่วงที่เกิดการเผาไหม้ถ่านบริเวณเหนือตะแกรงเชื้อเพลิงซึ่งพบว่าอัตราการสูญเสียมวลของเชื้อเพลิงลดลงอย่างเห็นได้ชัด ในช่วงที่ 2 นี้จะสังเกตเห็นได้เฉพาะที่อัตราการไหล 60 และ 90 kg/m²-hr ในช่วงสุดท้ายอัตราการเติบโตของชั้นถ่านปรับตัวเข้าสู่ภาวะสมดุลอัตราการสูญเสียมวลและอัตราการลดระดับจะมีค่าคงที่ตลอดจนสิ้นสุดการทดลอง

5.1.7 ค่าคลาดเคลื่อนมาตรฐานของการทดลอง

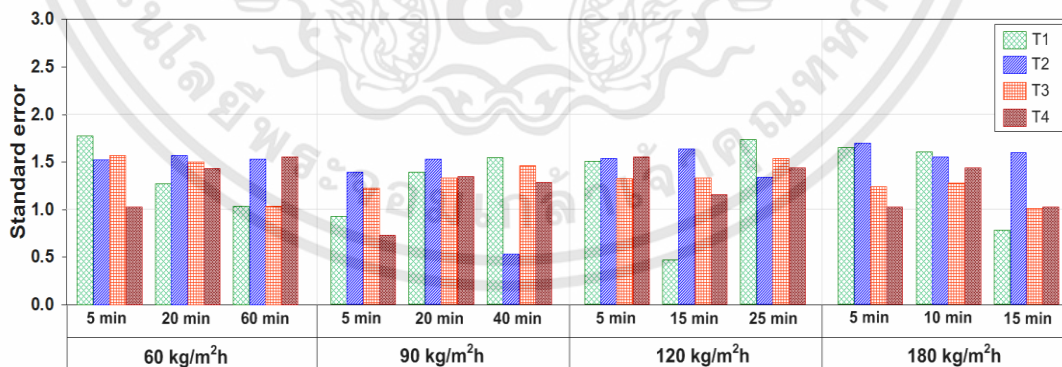
ในการทดลองกระบวนการทำซ้ำมีความจำเป็นอย่างมากจากที่ได้กล่าวในบทที่ 4 หัวข้อที่ 4.3.1 โดยผลของการทำซ้ำทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าไม่เกิน 2 ซึ่งถ้าหากค่าที่ได้มีค่าเข้าใกล้ศูนย์ แสดงว่าค่าความผิดพลาดมีค่าน้อยดังแสดงให้เห็นในรูปที่ 5.15



รูปที่ 5.13 แสดงอัตราการสูญเสียมวลที่อัตราการที่เวลาต่างๆ



รูปที่ 5.14 แสดงการขยับตัวของชั้นกองเชื้อเพลิงภายในเตาที่เวลาต่างๆ



รูปที่ 5.15 แสดงค่าคลาดเคลื่อนมาตรฐานที่ได้จากการทดลอง

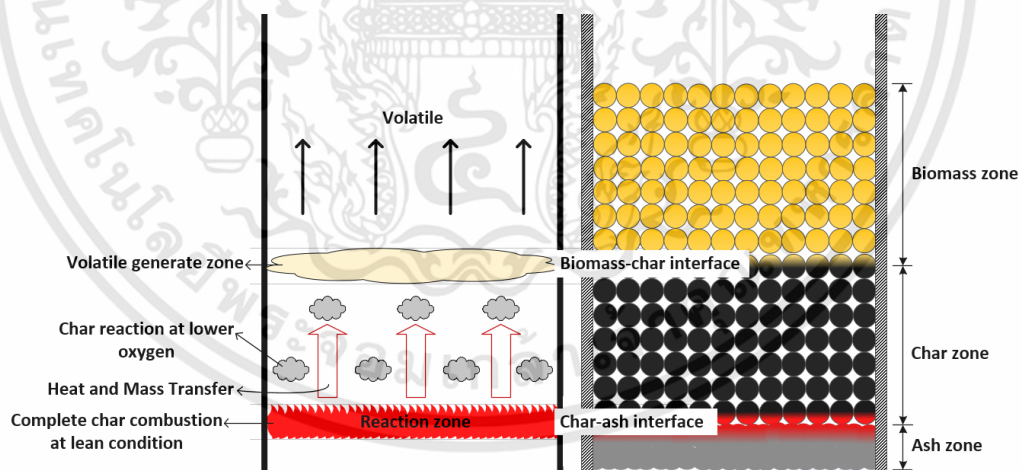
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

5.2 ปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันประกอบไปด้วยกระบวนการต่างๆเกิดขึ้นในลักษณะที่มีผลกระทบต่อกันในแต่ละกระบวนการดังแสดงในรูปที่ 5.16 กระบวนการเหล่านี้ประกอบไปด้วยการเผาไหม้สารระเหยในโพรงช่องว่างระหว่างชั้นเชื้อเพลิงในช่วงแรกหลังการจุดติดเชื้อเพลิง จากนั้นเมื่อเชื้อเพลิงส่วนล่างของเตาเปลี่ยนเป็นถ่าน (fixed carbon) แล้วการเผาไหม้จะเปลี่ยนเป็นการเผาไหม้ชั้นเชื้อเพลิงถ่าน ความร้อนที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้จะพัดพาขึ้นไปถ่ายเทให้กับชั้นเชื้อเพลิงที่อยู่เหนือบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ ซึ่งจะเกิดกระบวนการ char reaction และ drying-pyrolysis ที่ระดับอัตราต่างๆกันไปในช่วงเวลาและอัตราการจ่ายอากาศที่ต่างกัน กระบวนการเหล่านี้ส่งผลให้เกิดการเปลี่ยนแปลงความหนาของชั้นเชื้อเพลิงสด ชั้นถ่าน และชั้นขี้เถ้า ซึ่งสามารถอธิบายได้ดังนี้

ความหนาของชั้นขี้เถ้าจะเพิ่มขึ้นเรื่อยๆจากการเผาไหม้บริเวณส่วนล่างสุดของชั้นถ่าน ซึ่งส่วนล่างของชั้นถ่านจะเป็นบริเวณที่เกิดอัตราการเผาไหม้ที่สูงที่สุดและมีอุณหภูมิสูงสุด และเมื่อชั้นเชื้อเพลิงถ่านเผาไหม้หมดจะเปลี่ยนเป็นขี้เถ้าทำให้ความหนาชั้นขี้เถ้าเกิดการขยายตัวเมื่อเวลาผ่านไป ความหนาของชั้นขี้เถ้าที่เพิ่มขึ้น เป็นปัจจัยหนึ่งที่จะส่งผลให้ความหนาชั้นถ่านเกิดการหดตัว

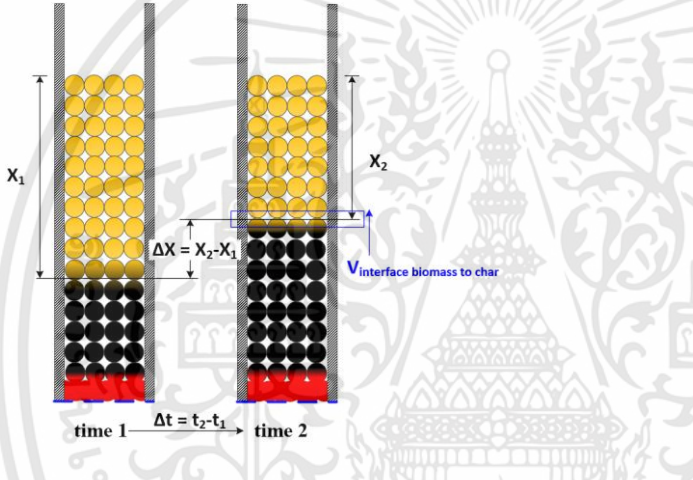
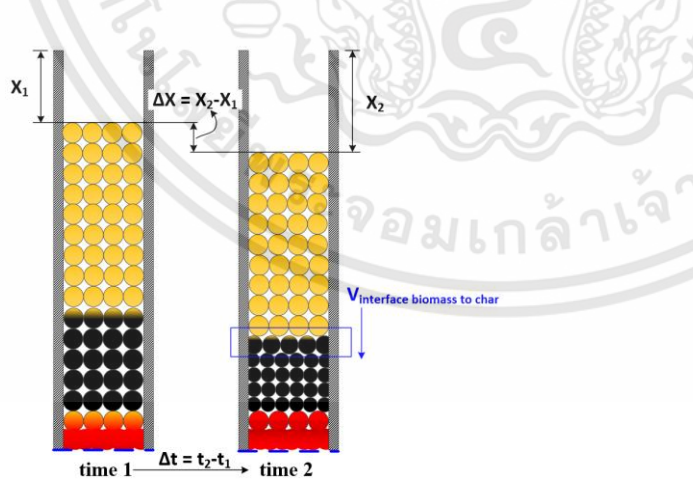
ความหนาของชั้นเชื้อเพลิงสดจะลดลงจากกระบวนการ drying-pyrolysis ที่เกิดขึ้นจากการได้รับความร้อนจากการพัดพาความร้อนจากแก๊สร้อนจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่ส่วนล่างสุดของเตา ถ่ายเทไปสู่ส่วนล่างของชั้นเชื้อเพลิงสดบริเวณรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงสด กระบวนการ drying-pyrolysis จะส่งผลให้ชั้นเชื้อเพลิงสดลดความหนาเนื่องจากเชื้อเพลิงสดบริเวณรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงสด ได้เปลี่ยนเป็นถ่าน ความหนาชั้นเชื้อเพลิงสดที่ลดลงเป็นปัจจัยหนึ่งที่จะส่งผลให้ความหนาชั้นถ่านเกิดการขยายตัว



รูปที่ 5.16 แสดงกระบวนการต่างๆที่เกิดขึ้นในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบไหลขึ้น

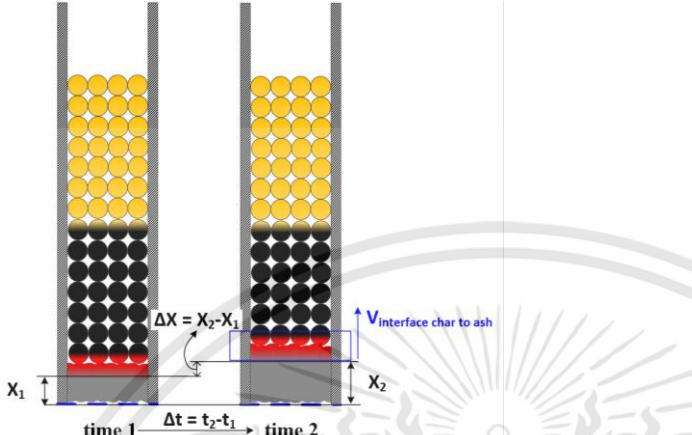
การขยายหรือหดตัวของความหนาของชั้นถ่านนั้นมี 3 สาเหตุหลักประกอบไปด้วย 1.) การขยายตัวของชั้นถ่านเนื่องจาก biomass เปลี่ยนเป็นถ่าน 2.) การหดตัวของถ่านเนื่องจากขนาดของชั้นถ่านเล็กลง (char particle) จากกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่าน และกระบวนการรีดักชันที่เกิดขึ้นภายในชั้นถ่าน และ 3.) การหดตัวของชั้นถ่านเนื่องจากถ่านเปลี่ยนเป็นซีเถ้าซึ่งอัตราการหดหรือขยายตัวของชั้นถ่านในแต่ละกรณีที่เวลาต่างสามารถประมาณได้ดังแสดงในตารางที่ 5.1 การประมาณนี้มีสมมุติฐานว่าชั้นเชื้อเพลิงในชั้นเชื้อเพลิงสดไม่มีการลดขนาดลงในระหว่างกระบวนการ drying-pyrolysis และกระบวนการทั้งหมดเกิดขึ้นในลักษณะที่เป็นเนื้อเดียวกันทั้งชั้นเชื้อเพลิง ซึ่งสมมุติฐานนี้มีความใกล้เคียงมากขึ้นเมื่อชั้นเชื้อเพลิงมีขนาดเล็ก

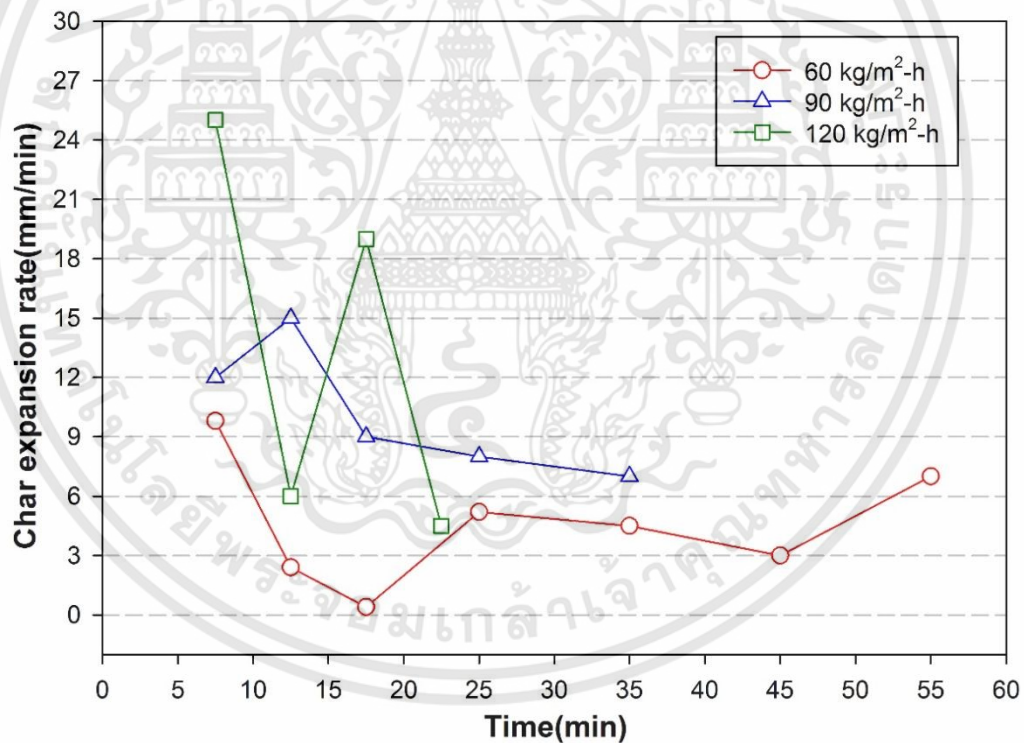
ตารางที่ 5.1 แสดงปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน

ปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน	สมการ
<p>1. การขยายตัวของชั้นถ่านเนื่องจาก biomass เปลี่ยนเป็นถ่าน</p> 	$V_{\text{interface biomass} \rightarrow \text{char}} = \frac{\Delta x}{\Delta t}$
<p>2. การหดตัวของชั้นถ่านเนื่องจากขนาดของชั้นถ่านเล็กลง</p> 	$V_{\text{interface biomass} \rightarrow \text{char}} = \frac{\Delta x}{\Delta t}$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

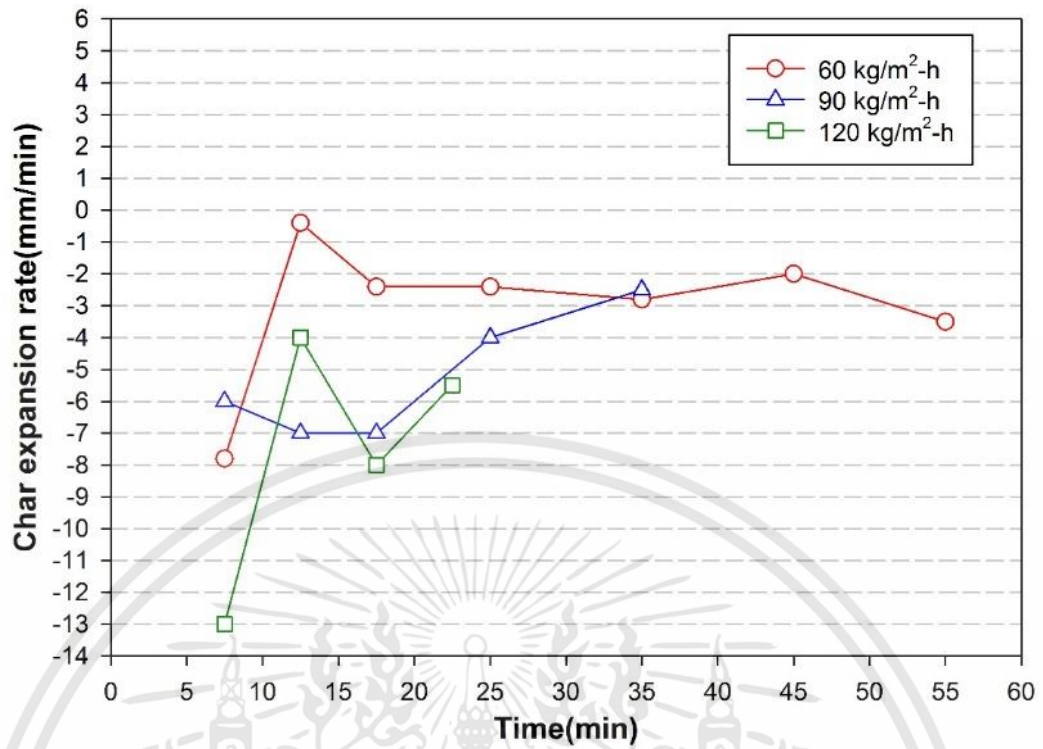
ตารางที่ 5.2 แสดงปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน (ต่อ)

ปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน	สมการ
<p>3. การหดตัวของชั้นถ่านเนื่องจากถ่านเปลี่ยนเป็นขี้เถ้า</p> 	$V_{\text{interface char} \rightarrow \text{ash}} = \frac{\Delta x}{\Delta t}$

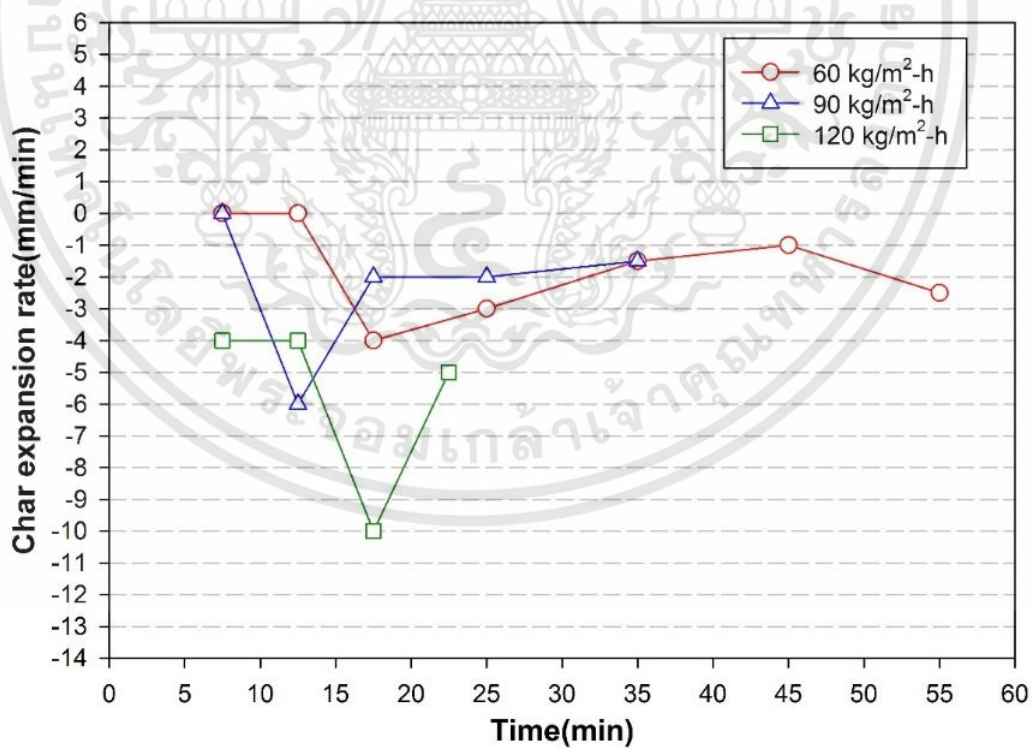


รูปที่ 5.17 อัตราการขยายตัวของความหนาชั้นถ่านเนื่องจากเชื้อเพลิงสด(biomass) เปลี่ยนเป็นถ่านที่เนวรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงสด

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

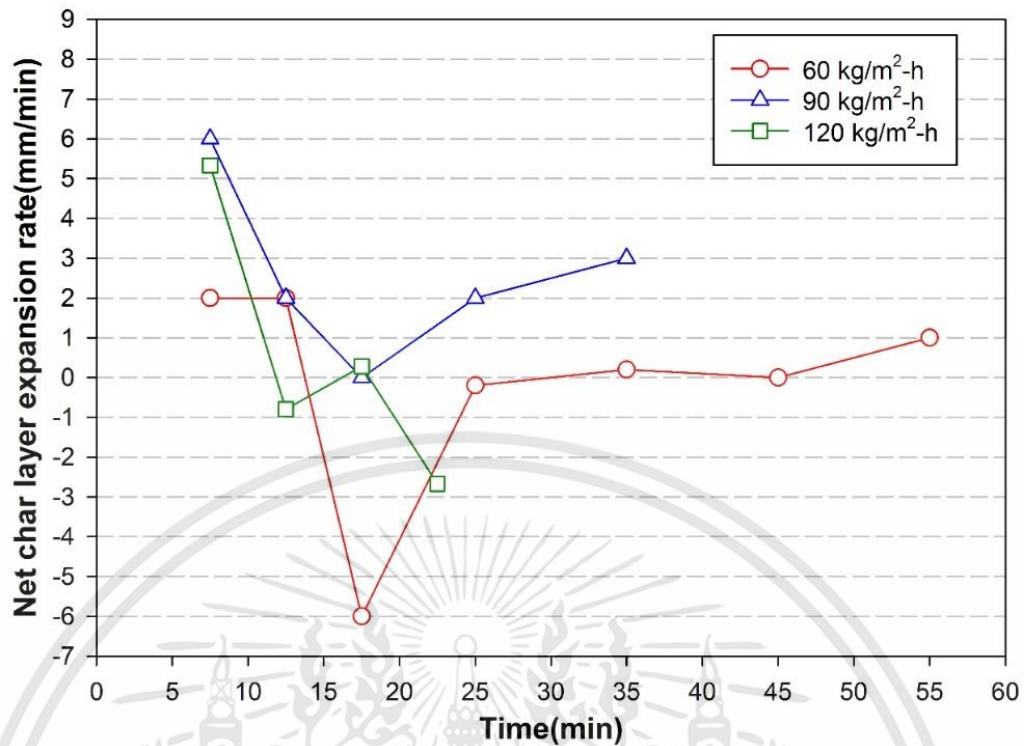


รูปที่ 5.18 อัตราการขยายตัว (หดตัว) ของความหนาชั้นถ่าน เนื่องจากขนาดที่เล็กลงของชั้นเชื้อเพลิง ถ่านภายในชั้นถ่าน



รูปที่ 5.19 อัตราการขยายตัว (หดตัว) ของความหนาชั้นถ่านเนื่องจากเชื้อเพลิง fixed carbon หรือ ถ่านได้เปลี่ยนเป็นซีเถ้าที่บริเวณรอยต่อชั้นซีเถ้ากับชั้นถ่าน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 5.20 อัตราการขยายตัวของชั้นถ่านเวลาต่างๆ

การประเมินอัตราการหดหรือขยายตัวของชั้นถ่านที่อัตราการไหลอากาศใดๆ ในช่วงเวลาต่างๆ ทำได้โดยใช้ภาพถ่ายระยะชั้นต่างๆที่เวลาใดๆมาประเมินหาอัตราเร็วที่เวลาต่างๆดังแสดงในตารางที่ 5.1 ในช่วงแรกหลังจากการจุดติดเชื้อเพลิงพบว่าอัตราการขยายตัวของชั้นถ่านเนื่องจากเชื้อเพลิงสดเปลี่ยนเป็นถ่านที่แนวรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงสดมีค่าสูงในทุกกรณีดังแสดงในรูปที่ 5.17 สาเหตุเนื่องมาจากการอัตรายถ่ายเทความร้อนจากบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ที่ส่วนล่างของเตาไปสู่แนวรอยต่อระหว่างชั้นถ่านและชั้นเชื้อเพลิงสดมีค่าสูงเนื่องจากระยะห่างระหว่างบริเวณที่เกิดการเผาไหม้และแนวรอยต่อมีระยะที่น้อยในช่วงแรก หลังจากนั้นพบว่าอัตราการขยายตัวของชั้นถ่าน มีการเพิ่มขึ้นหรือลดลงเป็นระยะเนื่องจากการขยับตัวของบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ที่ด้านล่างของเตา รูปที่ 5.18 แสดงอัตราการขยายตัว (หดตัว) ของความหนาชั้นถ่านเนื่องจากขนาดที่เล็กของชั้นเชื้อเพลิงถ่านภายในชั้นถ่านซึ่งขึ้นอยู่กับอัตราการเผาไหม้ถ่านที่บริเวณเหนือรอยต่อชั้นถ่านและชั้นถ่านและอัตราการเกิดปฏิกิริยารีดักชันภายในชั้น รูปที่ 5.20 แสดงอัตราการขยายตัวของชั้นถ่านที่เวลาต่างๆ พบว่ากรณีอัตราการไหลอากาศและ 60 kg/m²-hr พบช่วงการหดตัวของชั้นถ่านที่ช่วงเวลา 15 ถึง 20 นาที หลังจากนั้นพบว่าชั้นถ่านมีขนาดคงที่ (อัตราการขยายตัวสุทธิเท่ากับ 0) ที่อัตราการไหลอากาศ 90 kg/m²-hr ตั้งแต่ 20 นาทีเป็นต้นไป พบว่าชั้นถ่านเกิดการขยายตัวอย่างต่อเนื่อง

ตารางที่ 5.3 สรุปการเติบโตของชั้นถ่านและกายภาพที่เกี่ยวข้องที่อัตราการไหลและช่วงเวลาต่างๆ

กรณีที่ 1	การเติบโตของชั้นถ่าน	ลักษณะกายภาพ
60 kg/m ² -h	ที่เวลา 5 นาที ($\Phi = 8.73$) ชั้นถ่านขยายตัวอย่างรวดเร็ว	เกิดกระบวนการ Drying pyrolysis ของเชื้อเพลิงสทบริเวณตะแกรง
	ที่เวลา 5 นาที ถึง 15 นาที ชั้นถ่านเติบโตอย่างต่อเนื่อง	อัตราการเผาไหม้สูงขึ้นส่งผลให้อุณหภูมิสูงขึ้นส่งผลให้อัตราการถ่ายเทความร้อนออกจากแนวการเผาไหม้มีค่าสูงขึ้นจึงทำให้ชั้นถ่านมีความโตเพิ่มขึ้นเรื่อยๆเมื่อเวลาเปลี่ยนไป
	ที่เวลา 15 นาที ถึง 20 นาที ($\Phi = 8.73 - 3.68$) ชั้นถ่านมีการหด	ปฏิกิริยา char reaction ที่เวลา 20 นาทีมีอัตราสูงกว่าที่เวลา 15 นาที ทำให้เกิดการหดตัวของชั้นถ่านเนื่องจากขนาดของอนุภาคถ่านเล็กลง
	ที่เวลา 20 นาที ถึง 60 นาที ($\Phi = 3.05 - 1.96$) อัตราการเติบโตของชั้นถ่านค่อนข้างคงที่	ความเร็วการเคลื่อนที่ของ char and ash interface layer บ่งชี้ว่าถ่านชาร์เปลี่ยนเป็นซีเถ้าและความเร็วการเคลื่อนที่ของ biomass and char interface layer ที่ทำให้ชีวมวลสทเปลี่ยนเป็นถ่านที่มีความเร็วที่เท่ากัน
90 kg/m ² -h	ที่เวลา 5 นาที ถึง 10 นาที ($\Phi = 6.4 - 3.97$) ชั้นถ่านขยายตัว	อัตราการเผาไหม้ที่สูงบริเวณแนวการเผาไหม้ที่ char and ash interface layer เนื่องจากตัวออกซิไดเซอร์เพิ่มขึ้นส่งผลให้เกิดกระบวนการ char reaction ที่สูงตั้งแต่ช่วงเวลานี้
	ที่เวลา 15 นาที ถึง 40 นาที ($\Phi = 3.10 - 2.25$) ชั้นถ่านขยายตัวอย่างต่อเนื่อง	อุณหภูมิของแนวการเผาไหม้ขยับตัวขึ้นประมาณ 50 มิลลิเมตรส่งผลให้การถ่ายเทความร้อนสู่แนว interface สูงขึ้นอย่างรวดเร็ว
120 kg/m ² -h	ที่เวลา 5 นาที ($\Phi = 4.80$)	อุณหภูมิสูงกว่าทุกช่วงเวลาสูงกว่าที่อัตราการไหลอากาศ 60 - 90 kg/m ² -h เนื่องจากปริมาณออกซิไดเซอร์ที่สูงกว่า
	ที่เวลา 10 นาที ถึง 20 นาที ($\Phi = 3.93 - 2.53$) อัตราการเติบโตของชั้นถ่านค่อนข้างคงที่	ความเร็วการเคลื่อนที่ของ Char and ash interface layer ที่ทำให้ถ่านเปลี่ยนเป็นซีเถ้าและความเร็วการเคลื่อนที่ของ Biomass and char interface layer ที่ทำให้ชีวมวลสทเปลี่ยนเป็นถ่านชาร์มีความเร็วที่เท่ากัน
180 kg/m ² -h	ไม่เห็นรายละเอียดในพฤติกรรมเนื่องจากปรากฏการณ์ทั้งหมดเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 6

สรุปผลการวิจัย

ในวิทยานิพนธ์บทนี้กล่าวถึง ข้อสรุปจากผลการที่ได้จากการทดลองของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบแบบไหลขึ้นและจากนั้นจะกล่าวถึงประโยชน์ที่จะได้รับในการนำไปใช้ และการออกแบบระบบแก๊สซิฟิเคชัน

6.1 ผลการทดลองกระบวนการของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น

งานวิจัยส่วนนี้เป็นการศึกษากระบวนการของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น ด้วยการใช้อุปกรณ์และวิธีการแบบใหม่ เตาทดลองติดตั้งประตูด้านข้างเพื่อใช้วิเคราะห์การพัฒนาความหนาของชั้นเชื้อเพลิง แบ่งเป็น ความหนาชั้นถ่าน ความหนาชั้นซีเมนต์ และความหนาชั้นเชื้อเพลิงสด ขั้นตอนการศึกษากรณีอัตราการไหลอากาศหนึ่งๆจะทำการหยุดการจ่ายอากาศ ที่เวลาต่างๆซึ่งปฏิกิริยาการเผาไหม้จะหยุดลงเนื่องจากขาดสารออกซิไดเซอร์ แล้วรอให้อุณหภูมิเชื้อเพลิงลดลง จากนั้นจึงเปิดประตูเพื่อสังเกตการพัฒนาความหนาชั้นเชื้อเพลิงโดยสังเกตจากสีของเชื้อเพลิง การวิเคราะห์จะนำข้อมูลของตำแหน่งการพัฒนาชั้นเชื้อเพลิงมาเชื่อมโยงกับค่าอุณหภูมิจากเทอร์โมคัปเปิ้ลที่เวลาต่างๆ แนวทางการวิเคราะห์แบบใหม่นี้ทำให้สามารถทำความเข้าใจเชิงลึกเกี่ยวกับปรากฏการณ์การลามของเปลวไฟในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบไหลขึ้นได้ดีขึ้น จากผลการทดลอง พบว่า

1. พฤติกรรมการหดหรือขยายตัวของชั้นถ่านเปลี่ยนแปลงไปตามอัตราการไหลอากาศต่างๆ ซึ่งพบว่ามีค่าไม่ต่อเนื่องของการหดหรือขยายของชั้นถ่านเกิดขึ้นเป็นระยะ

2. อุณหภูมิสูงสุด (peak temperature) ที่เวลาต่างๆเป็นตำแหน่งเดียวกันกับรอยต่อระหว่างชั้นซีเมนต์และชั้นถ่านในทุกๆกรณีการทดลอง โดยที่อุณหภูมิสูงสุด (peak temperature) มีค่าสูงกว่าค่าอุณหภูมิสูงสุดที่บริเวณตะแกรงเชื้อเพลิง (maximum T1) ในทุกกรณีการทดลอง

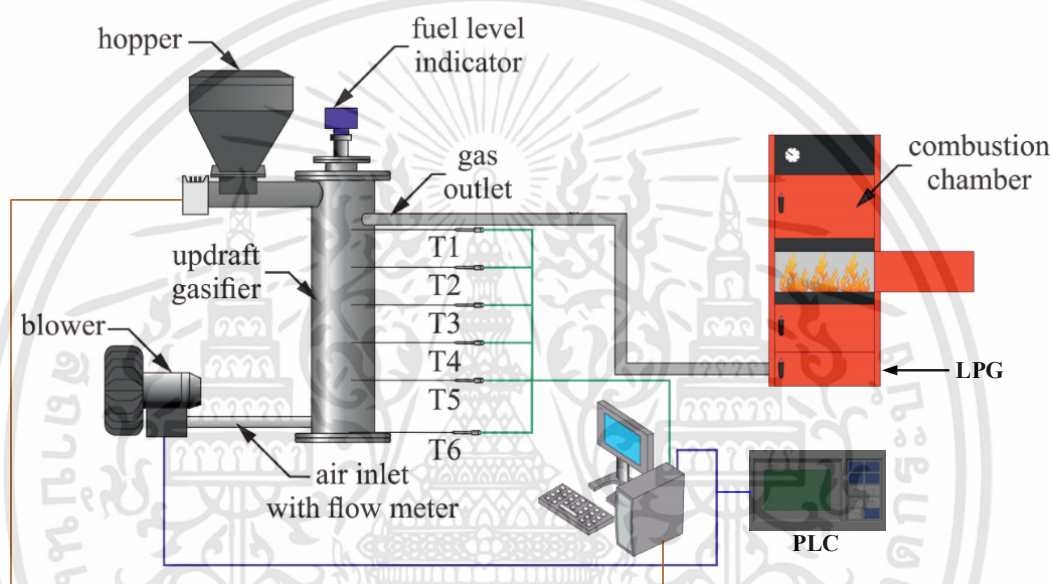
3. อัตราการสูญเสียมวลในช่วงที่เกิดการเผาไหม้ของสารระเหยจากเชื้อเพลิง (volatile combustion) ภายในโพรงช่องว่างระหว่างชั้นเชื้อเพลิงเป็นปรากฏการณ์หลัก มีค่าสูงกว่าช่วงอื่นๆ และเกิดขึ้นในช่วงแรกหลังจากการจุดติดเชื้อเพลิงในทุกกรณีการทดลอง

4. ผลกระทบจากการเพิ่มอัตราการไหลอากาศจาก 60 ไปเป็น 90 และ 120 กิโลกรัมต่อตารางเมตรชั่วโมง ทำให้อุณหภูมิมีค่าสูงขึ้น และบริเวณที่มีอุณหภูมิสูง (heat effected zone) มีช่วงที่แคบลง เนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้มีค่าสูงจากความเข้มข้นของสารออกซิไดเซอร์ที่มากขึ้น อย่างไรก็ตามเมื่อเพิ่มอัตราการไหลอากาศเป็น 180 กิโลกรัมต่อตารางเมตรชั่วโมง ส่งผลให้ค่าอุณหภูมิสูงสุดลดลง เนื่องมาจากอัตราการสูญเสียความร้อนจากการพัดพา มีอิทธิพลเหนือความเข้มข้นของสารออกซิไดเซอร์

6.2 ประโยชน์ที่จะได้รับในการนำไปใช้ และการออกแบบระบบแก๊สซิฟิเคชั่น

1. การวิเคราะห์พฤติกรรมของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น สามารถใช้กำหนดเงื่อนไขต่างๆในการออกแบบระบบควบคุมอัตโนมัติได้ เช่นระบบการดึงเก้าเชื้อเพลิงออก หรือระบบเติมเชื้อเพลิงสด เป็นต้น

2. กระบวนการของเตาผลิตก๊าซสังเคราะห์แบบไหลขึ้น มีปรากฏการณ์ที่ซับซ้อนเกิดขึ้นพร้อมๆกัน จึงทำให้ประสบปัญหาความไม่ต่อเนื่องของแก๊สที่ผลิตได้ [38] ความเข้าใจและข้อมูลพฤติกรรมพื้นฐานเหล่านี้ น่าจะสามารถช่วยให้ออกแบบระบบควบคุมเพื่อช่วยลดปัญหาความไม่ต่อเนื่องของแก๊สที่ผลิตได้



รูปที่ 6.1 แสดงระบบควบคุมเพื่อนำไปประยุกต์ใช้กับระบบแก๊สซิฟิเคชั่นขนาดเล็ก

เอกสารอ้างอิง

- [1] รายงานสถิติพลังงาน 2018 สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน กระทรวงพลังงาน หน้า 20-23
- [2] ฐานิตย์ เมธียนนท์ 2559 “ทฤษฎีและเทคโนโลยีการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งและชีวมวล” มินเซอรัลส์พลาซาย, หน้า 499 – 560.
- [3] นัยวัฒน์ สุขทั้ง. 2558. “การเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตพลังงานจากชีวมวลความชื้นสูงโดยใช้พลาสติกเสริมในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน” วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเกษตรและอาหาร บัณฑิตวิทยาลัย, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
- [4] Reed, T. B, and Das, A. (1988). **Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems**, Solar Energy Research Institute, National Renewable Energy Laboratory, Golden, CO, USA.
- [5] Basu, P. (2006). **Combustion and Gasification in Fluidized Beds**. Taylor & Francis.
- [6] Kaupp, A. and Goss, J. R. (1981). State of art for small scale (50 kW) to gas producer-engine systems. Final Report to the USDA USFS on Contract No. 53-319R-0-141, University of California, Davis
- [7] Groeneveld, M.J., Gellings, P.E. and Hos, J.J. (1983). Production of a tar free gas in an annular cocurrent moving bed gasifier. Energy from biomass and wastes.
- [8] Earp, D.M. (1988). The Gasification of Biomass in a Downdraft Reactor” Ph.D. Thesis, Chemical Engineering Department, Aston University, UK.
- [9] Quaak, P., Knoef, H. and Stassen, H. (1999). Energy from biomass: A review of combustion and gasification technology. World bank techpaper. no.422.
- [10] Dogru, M. (2000). Fixed Bed Gasification of Biomass. Ph.D. thesis, University of Newcastle, United Kingdom.
- [11] วิรัช อรุณลักษณะดำรง. 2531. “เตาผลิตก๊าซแบบก๊าซไหลขึ้นเพื่อการเผาไหม้โดยตรง” วิทยานิพนธ์ วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน บัณฑิตวิทยาลัย, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครบุรี
- [12] Zainal Z.A., Rifau A., Quadir G.A. and Seetharamu K.N., “Experimental Investigation of a Downdraft Biomass Gasifier.” **Biomass and Bioenergy**, Vol. 23, 2002, pp. 283-289.
- [13] Midilli, A., Dogru, M., Howarth, C.R, Ling M.J. and Ayhan, T. “Combustible Gas Production from Sewage Sludge with a Downdraft Gasifier.” **Energy Conversion & Management**. 42 (2001) : 157-172.
- [14] Dogru, M., Howarth, C.R., Akay, G., Keskinler B., and Malik. A.A. “Gasification of Hazelnut Shells in Downdraft Gasifier.” **Energy**, Vol. 27, 2002, pp. 415-427.
- [15] Chawdhury, M.A. and Mahkamov, K. “Development of Small Downdraft Biomass Gasifier for Developing Countries.” **Journal of Scientific Research**, 2010, pp. 51-64.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- [16] Kuhe, A., Kucha, E.I. and Iortyer, H.A. “Experimental Investigation of Biomass Gasification in a Closed Top Throatless Downdraft Gasifier.” **International Journal of Advanced Renewable Energy Research**, 2012, pp. 307-312.
- [17] Arjhar, W., Hinsui, T., Liplap, P., and G.S.V. Raghavan. “Evaluation of Energy Production from Different Biomass Feedstock Using a Pilot Scale Downdraft Gasifier.” **Biobase Materials and Bioenergy**, Vol. 6, 2012, pp. 1-11.
- [18] Arjhar, W., Hinsui, T., Liplap, P., and G.S.V. Raghavan. “Evaluation of an energy production system from sewage sludge using a pilot-scale downdraft gasifier.” **Energy & Fuels**, Vol. 27, 2013, pp. 229-236.
- [19] Kumar, H., Baredar, P., Agrawal, P. and Soni, S. C. “Effect of moisture content on gasification efficiency in downdraft gasifier.” **IJSET**, Vol.3, 2014, pp. 411-413.
- [20] Naiyawat Plasma “Assisted Gasification of Biomass for Syngas Production.” **Farm Engineering and Automation Technology Journal**, Vol. 3(2), 2017, pp.85-89.
- [21] Giltrap, D.L., McKibbin, R., and Barnes, G.R.G. “A Steady State Model of Gas-Char Reactions in A Downdraft Biomass Gasifier.” **Solar Energy**, Vol. 74, 2003, pp. 85-91.
- [22] Jayah, T.H., Aye, L., Fuller R.J. and Stewart. D.F. “Computer Simulation of a Downdraft Wood Gasifier for Tea Drying.” **Biomass and Bioenergy**, Vol. 25, 2003, pp. 459-469.
- [23] นิพนธ์ สงสังข์ทอง. 2531. “การศึกษาจลนพลศาสตร์ของกระบวนการเกิดก๊าซเชื้อเพลิงสำหรับระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจากขยะมูลฝอย” วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี บัณฑิตวิทยาลัย, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ
- [24] Sharma, A.K. “Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier.” **Energy Conversion and Management**. Vol.49(4), 2008, pp. 832-842.
- [25] Shabbar,S., Isam J., and Chaouki G. “Thermodynamics Equilibrium Analysis within the Entrained Flow Gasifier Environment.” **Thermal & Environmental Engineering**, vol.4(1), 2012, pp. 47 – 54.
- [25] Turns, S.R. 1988. **An Introduction to Combustion: Concepts and Applications Second Edition**, McGraw-Hill, New York, NY.
- [26] Jenkins, B.M., Baxter, L.L., Miles, T.R. Jr., and Miles, T.R. “Combustion properties of biomass.” **Fuel Processing Technology**, Vol. 54, 1998, pp.17-46.
- [27] Roshan Budhathoki. 2013. “Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach” Master’s Degree Program in Renewable Energy.Department of Chemistry, University of Jyväskylä.
- [28] Jumneansawas Juthamas. 2017. Analytical and Experimental Investigation of Wood Pellet Gasifier, Master’s Thesis, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Thailand.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- [29] Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., and Soponronnarit, S. "Combustion characteristics of rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC)," **Applied Thermal Engineering**. Vol. 30(4), 2010, pp. 347-353.
- [30] Yingyong Kaewkaokiet. 2549 "Combustion characteristics of a two-stage vortex rice husk combustion" Master of engineering, Mechanical engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang.
- [31] Sadhan Mahapatra. 2016 "Experiments and Analysis on Wood Gasification in an Open Top Downdraft Gasifier" Doctor of Philosophy, Mechanical engineering, Centre for Sustainable Technologies Indian Institute of Science Bangalore, India
- [32] Weizhang, W. 1987 "Fluidized bed combustion of rice husk energy and pozzlana" A thesis submitted in partial fulfillment of the requirements of the degree of master of Engineering. Asian Institute of technology.
- [33] <https://www.e-education.psu.edu/egee439/node/607>
- [34] Mahapatra, S., and Dasappa, S. "Experiments and analysis of propagation front under gasification regimes in a packed bed," **Fuel Processing Technology**. Vol. 121, 2014, pp. 83-90.
- [35] Kyu-Lee, D., Junyong, I., Sangseok Lee, S. "Standard deviation and standard error of the mean," **Korean Journal of Anesthesiology**. Vol. 68(3), 2015, pp. 220-223.
- [36] Mahapatra, S., and Dasappa, S. "Influence of surface area to volume ratio of fuel particles on gasification process in a fixed bed," **Energy for Sustainable Development**. Vol.19, 2014, pp. 122-129.
- [37] Ryu, C., Phan, A.N., Sharifi, V.N., and Swithenbank, J. "Co-combustion of textile residues with cardboard and waste wood in a packed bed," **Experimental Thermal and Fluid Science**. Vol. 32, 2007, pp. 450-458.
- [38] James, A.M., Yuan, W., Boyette, M.D., and Wang D. "The effect of air flow rate and biomass type on the performance of an updraft biomass gasifier," **BioResources**. Vol 10, 2015, pp 3615-3624.

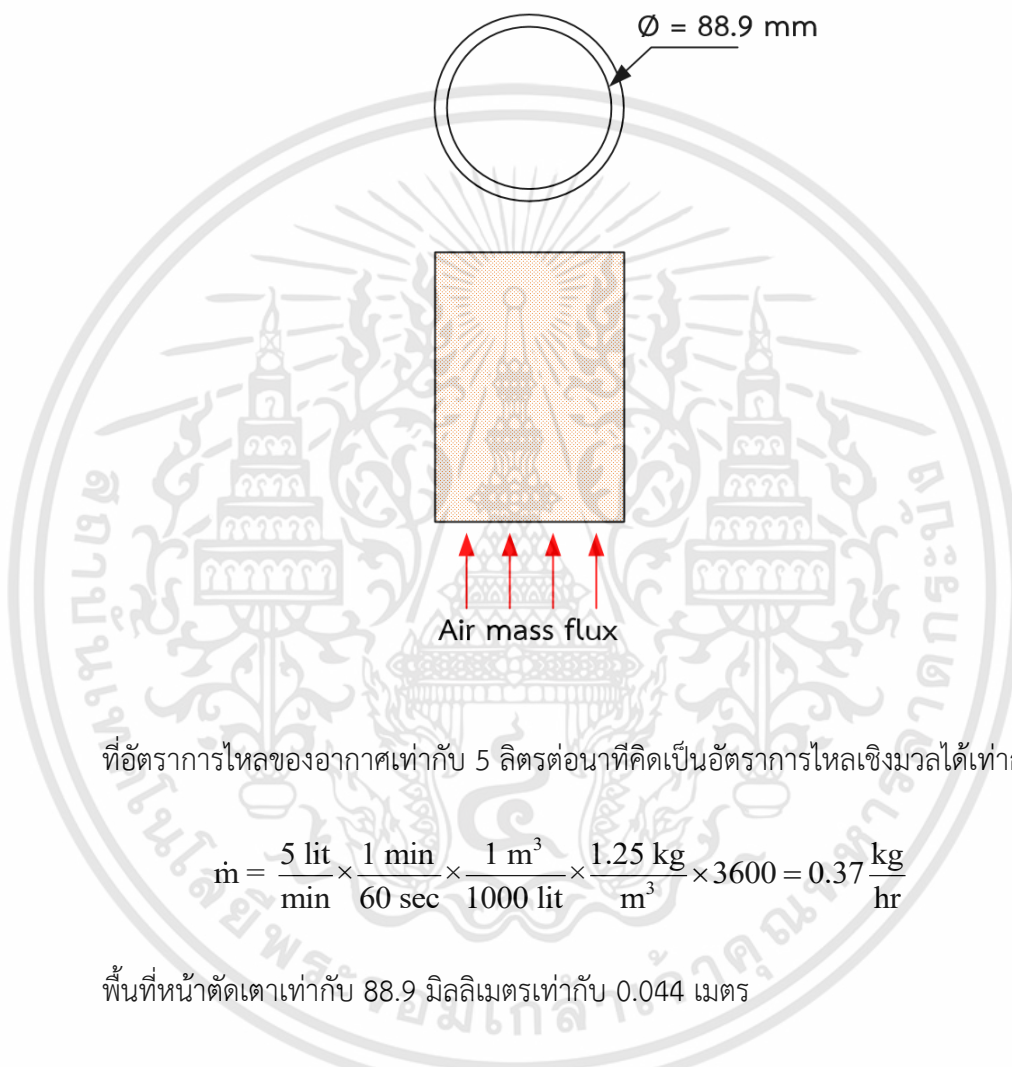


เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

1. การคำนวณหาค่าอัตราการไหลของอากาศต่อพื้นที่หน้าตัด (Air mass flux)

ตัวอย่างการคำนวณหาค่าอัตราการไหลของอากาศต่อพื้นที่หน้าตัด (Air mass flux) ที่อัตราการไหลของอากาศ 5 ลิตรต่อนาที ค่าอัตราการไหลต่อพื้นที่หน้าตัดคำนวณจากสมการ

$$\text{Air mass flux} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{h}} \right) = \frac{\text{air mass flow rate}}{\text{cross section area}}$$



ที่อัตราการไหลของอากาศเท่ากับ 5 ลิตรต่อนาทีคิดเป็นอัตราการไหลเชิงมวลได้เท่ากับ

$$\dot{m} = \frac{5 \text{ lit}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ sec}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ lit}} \times \frac{1.25 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times 3600 = 0.37 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

พื้นที่หน้าตัดเท่าเท่ากับ 88.9 มิลลิเมตรเท่ากับ 0.044 เมตร

$$\text{Area} = \pi r^2 = 3.14 \times 0.044^2 = 0.0060 \text{ m}^2$$

ดังนั้นค่าอัตราการไหลต่อพื้นที่หน้าตัดเท่ากับ

$$\text{Air mass flux} = \frac{0.37}{0.0060} = 60.9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{h}}$$

ตารางที่ ก 1 แสดงค่าอัตราการไหลของอากาศต่อพื้นที่หน้าตัด

Air flow rate (lit/min)	Air mass flux (kg/m ² -h)
5	60
7.5	90
10	120
15	180

2. การคำนวณหาสูตรทางเคมีของเชื้อเพลิง(Empirical formula)[27]

ในการหา Empirical formula(CH_xO_yN_z) ของเชื้อเพลิงสามารถหาได้จากสมการที่ 1-4

$$C_x = \frac{\%C \times MW_C}{\%C \times MW_C} \quad (1)$$

$$H_x = \frac{\%H \times MW_C}{\%C \times MW_H} \quad (2)$$

$$O_y = \frac{\%O \times MW_C}{\%C \times MW_O} \quad (3)$$

$$N_z = \frac{\%N \times MW_C}{\%C \times MW_N} \quad (4)$$

โดยที่ค่า $MW_C = 12$, $MW_O = 16$, $MW_H = 1$, $MW_N = 14$

2.1 เชื้อเพลิงแกลบ

จากองค์ประกอบทางเคมีของเชื้อเพลิงแกลบในตารางที่ 3.8 Carbon = 38 %, Hydrogen = 4.55 %, Oxygen = 32.40 %, Nitrogen = 0.69 % แทนค่าในสมการที่ 1-4

$$C = 1$$

$$H_x = \frac{4.55 \times 12}{38 \times 1} = 1.43$$

$$O_y = \frac{32.40 \times 12}{38 \times 16} = 0.63$$

$$N_z = \frac{0.69 \times 12}{38 \times 14} = 0.006$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เพราะฉะนั้น Empirical formula เชื้อเพลิงแกลบคือ $CH_{1.43}O_{0.63}N_{0.006}$

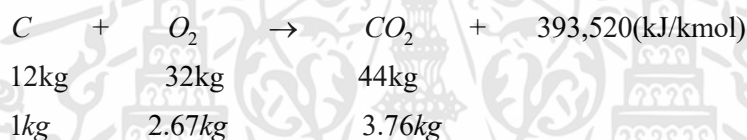
3. การคำนวณหาปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้แบบสมบูรณ์ (Air-Fuel ratio) ของเชื้อเพลิง[2,27]

3.1 การคำนวณหาปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้แบบสมบูรณ์เชื้อเพลิงแกลบ จากองค์ประกอบของเชื้อเพลิงแกลบในตารางที่ 3.8

$$C = 38\% \quad H = 4.55\% \quad O = 32.40\% \quad S = 0.06\%$$

หาปริมาณออกซิเจน (O_2) จากปฏิกิริยาการเผาไหม้พื้นฐาน $[A/F]_{th}$ ได้ดังต่อไปนี้

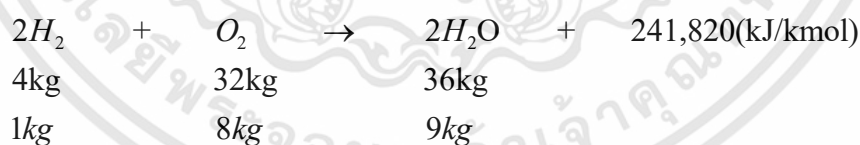
1. คาร์บอนเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์



เมื่อ $C = 0.38 \text{ kg}$

ดังนั้นเชื้อเพลิงแกลบต้องใช้ $O_2 = 2.76 \times 0.38 = 1.015 \text{ kg-O}_2 / \text{kg-fuel}$

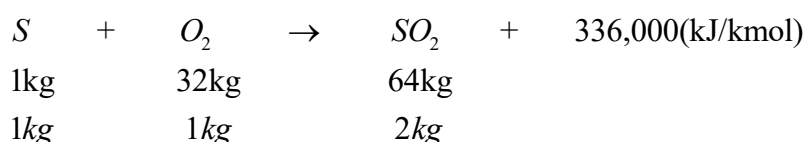
2. การเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ของไฮโดรเจนได้น้ำ



เมื่อ $H = 0.0455 \text{ kg}$

ดังนั้นเชื้อเพลิงแกลบต้องใช้ $O_2 = 8 \times 0.0455 = 0.364 \frac{\text{kg-O}_2}{\text{kg-fuel}}$

3. การเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ของกำมะถันได้ก๊าซกำมะถัน



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เมื่อ $S = 0.0006 \text{ kg}$

ดังนั้นเชื้อเพลิงแกลบต้องใช้ $O_2 = 1 \times 0.0006 = 0.0006 \frac{\text{kg-O}_2}{\text{kg-fuel}}$

ดังนั้นปริมาณออกซิเจน (O) ที่ใช้ในการเผาไหม้แกลบ 1 kg อย่างสมบูรณ์ คือ

$$1.015 + 0.364 + 0.0006 = 1.38 \text{ kg-O}_2 / \text{kg-fuel}$$

เนื่องจากแกลบมีออกซิเจนอยู่แล้ว $0.324 \frac{\text{kg-O}_2}{\text{kg-fuel}}$

ดังนั้นปริมาณออกซิเจนทั้งหมดที่ต้องการจากอากาศใช้ในการเผาไหม้แกลบ 1 kg คือ

$$1.38 - 0.324 = 1.056 \frac{\text{kg-O}_2}{\text{kg-fuel}}$$

องค์ประกอบอากาศแห้ง : เมื่ออากาศ 1 kg-dry จะประกอบด้วยออกซิเจน 0.23 kg - O₂ (โดยน้ำหนัก)

ดังนั้นปริมาณอากาศที่ต้องใช้ในการเผาไหม้แกลบ $[A/F]_{th}$ คือ $\frac{1.056}{0.23} = 4.55 \frac{\text{kg-O}_2}{\text{kg-fuel}}$

4. การคำนวณอัตราส่วนระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศ (air fuel ratio) ทุกเงื่อนไขการทดลอง

ตัวอย่างการคำนวณอัตราส่วนระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศ (air fuel ratio) ในกรณีที่อัตราการไหลของอากาศต่อพื้นที่หน้าตัดเท่ากับ $60 \text{ kg/m}^2\text{h}$ ที่เวลาการทดลอง 5 นาที เชื้อเพลิงแกลบอัตราส่วนอากาศที่พอดีคือ $(A/F)_{stoic} = 4.55 \text{ kg}$

มวลเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง 200 กรัม ดังนั้นได้อัตราการใช้เชื้อเพลิงเท่ากับ $5.88 \times 10^{-5} \text{ kg/sec}$

อัตราการไหลของอากาศ 5 ลิตรต่อนาที ดังนั้นได้อัตราการไหลของอากาศเท่ากับ $1.04 \times 10^{-3} \text{ kg/sec}$

จาก
$$A/F = \frac{MW_{air}}{MW_{fuel}} = \frac{1.04 \times 10^{-4}}{2.0 \times 10^{-4}} = 0.52 \frac{\text{kg}_{air}}{\text{kg}_{fuel}}$$

$$\Phi = \frac{A/F_{stoic}}{A/F_{actual}} = \frac{4.55}{0.52} = 8.75$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก 1 อัตราส่วนระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศที่อัตราการไหลของอากาศต่อพื้นที่หน้าตัด 60 kg/m²h

Time(min)	5	10	15	20	30	40	50	60
Air fuel ratio actual(A/F)	0.52	0.91	1.23	1.48	1.76	2.08	2.14	2.31
Percentage of stoichiometric(%)	11.44	20.20	27.11	32.70	38.87	45.78	47.02	50.87
Equivalence ratio(Φ)	8.73	4.95	3.68	3.05	2.57	2.18	2.12	1.96

ตารางที่ ก 2 อัตราส่วนระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศที่อัตราการไหลของอากาศต่อพื้นที่หน้าตัด 90 kg/m²h

Time(min)	5	10	15	20	30	40
Air fuel ratio actual(A/F)	0.71	1.33	1.46	1.73	1.80	2.01
Percentage of stoichiometric(%)	15.60	29.43	32.19	38.15	39.62	44.31
Equivalence ratio(Φ)	8.73	4.95	3.68	3.05	2.57	2.18

ตารางที่ ก 3 ค่าอัตราส่วนระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศที่อัตราการไหลของอากาศต่อพื้นที่หน้าตัด 120 kg/m²h

Time(min)	5	10	15	20	25
Air fuel ratio actual(A/F)	0.95	1.16	1.54	1.69	1.80
Percentage of stoichiometric (%)	20.81	25.44	33.78	37.13	39.47
Equivalence ratio(Φ)	8.74	4.95	3.69	3.06	2.57

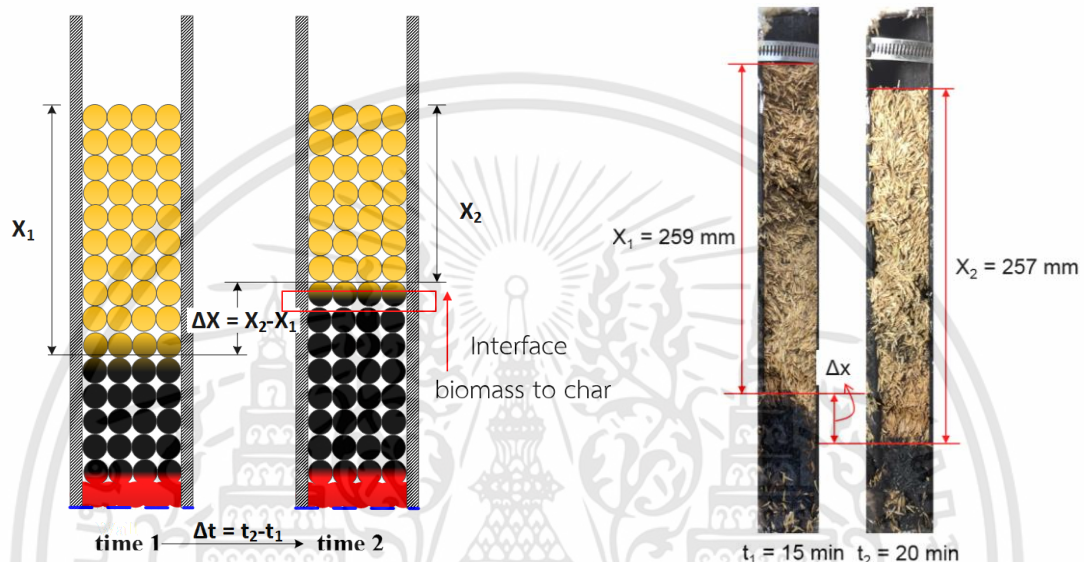
ตารางที่ ก 4 ค่าอัตราส่วนระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศที่อัตราการไหลของอากาศต่อพื้นที่หน้าตัด 180 kg/m²h

Time(min)	5	10	15
Air fuel ratio actual(A/F)	0.52	0.91	1.23
Percentage of stoichiometric (%)	11.44	20.20	27.11
Equivalence ratio(Φ)	8.73	4.95	3.68

5. การคำนวณปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่าน

จากที่ได้กล่าวไว้ในบทที่ 5 ถึงปัจจัยที่มีผลต่อการขยายตัวและหดตัวของชั้นถ่านซึ่งมี 3 ปัจจัยที่ส่งผลให้เกิดการขยายตัวและหดตัวซึ่งในตัวอย่างการคำนวณจะยกตัวอย่างช่วงเวลา 15 นาที ไป 20 นาที ที่อัตราการไหลอากาศ $60 \text{ kg/m}^2\text{-h}$

5.1 การขยายตัวของ char เนื่องจาก biomass เปลี่ยนเป็น char ปัจจัยนี้จะส่งผลให้ชั้น char ขยายตัว

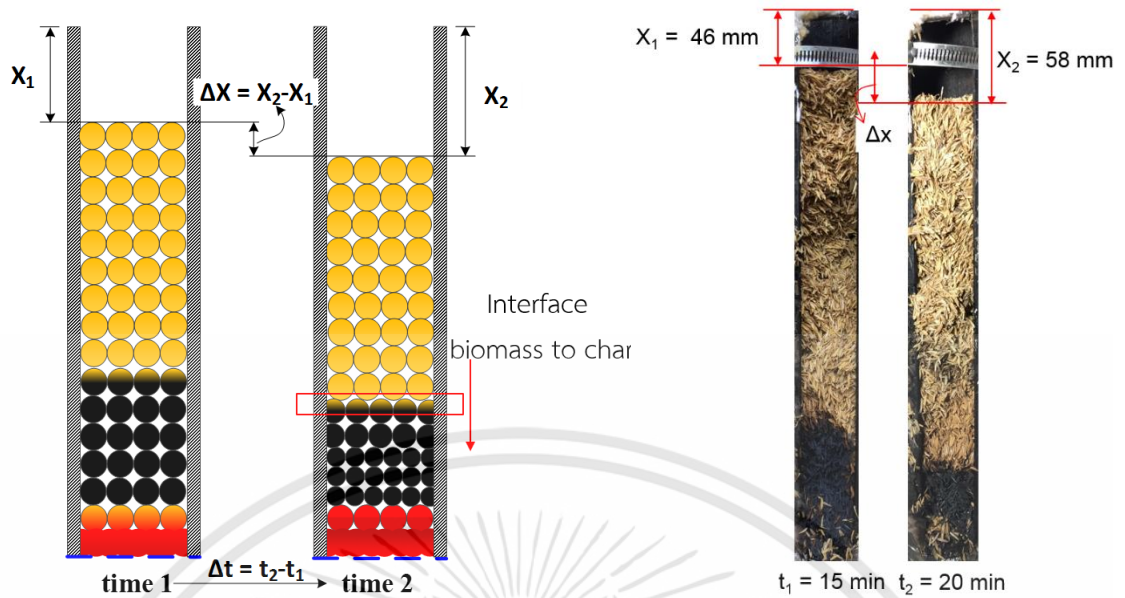


จากสมการ

$$V_{\text{interface biomass} \rightarrow \text{char}} = \frac{\Delta x}{\Delta t} = \frac{257 - 259}{20 - 15} = 0.4 \text{ mm/min}$$

ดังนั้นความเร็วของ interface ที่เวลา 15 นาที ไป 20 นาทีของ biomass เปลี่ยนเป็น char มีค่าเท่ากับ 0.4 mm/min

5.2 การหดตัวของ char เนื่องจากขนาดของ char particle เล็กลงปัจจัยนี้จะส่งผลให้ชั้น char หดตัวซึ่งในการคิดเราไม่สามารถเช็คขนาดของ char particle ได้ดังนั้นหากขนาด char particle จะส่งผลให้ระยะทรุดตัวของกองเชื้อเพลิง (bed movement) ลดลงด้วยดังนั้นในการคำนวณจะอ้างอิงระยะทรุดตัวของกองเชื้อเพลิง (bed movement) มาคำนวณ

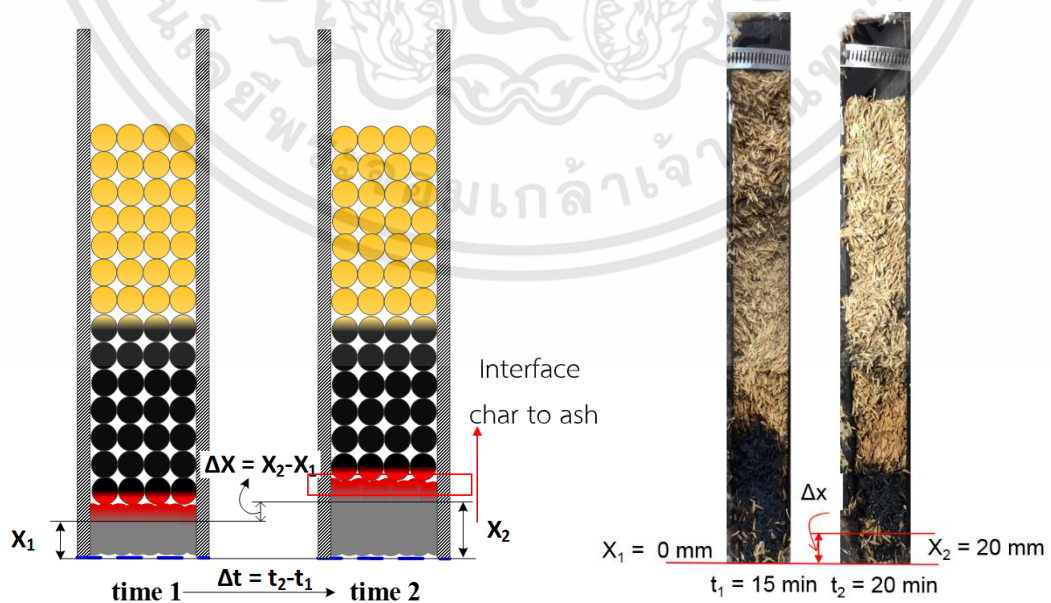


จากสมการ

$$V_{\text{interface biomass} \rightarrow \text{char}} = \frac{\Delta x}{\Delta t} = \frac{46 - 58}{20 - 15} = \frac{-12}{5} = -2.4 \text{ mm/min}$$

ดังนั้นความเร็วของ interface ที่เวลา 15 นาที ไป 20 นาทีของ biomass เปลี่ยนเป็น char มีค่าเท่ากับ -2.4 mm/min

5.3 การหดตัวของ char เนื่องจากการเปลี่ยนจาก char เป็น ash ลงบัจฉัยนี้จะส่งผลให้ชั้น char หดตัว



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากสมการ

$$V_{\text{interface char} \rightarrow \text{ash}} = \frac{\Delta x}{\Delta t} = \frac{0 - 20}{15 - 20} = \frac{-20}{5} = -4 \text{ mm/min}$$

ดังนั้นความเร็วของ interface ที่เวลา 15 นาที ไป 20 นาทีของ char เปลี่ยนเป็น ash มีค่าเท่ากับ -4 mm/min



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Experimental and Equilibrium modeling Investigation of rice husk Stratified downdraft gasifier

Kasemsil Onthong¹, Kittipass Wasinaron¹, Kridsada Boonsiri² and Jaruwat Charoensuk^{1,*}

¹Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok, 10520

²Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University of Technology, Bangkok, 10530

*Corresponding Author: E-mail: kjaruw@kmitl.ac.th, Tel. 0 2329 8350-1, Fax. 0 2329 8352

Abstract

In this paper, experimental study on transient temperature distribution, assessment of reaction and reduction zone and carbon residue in ash at different equivalence ratio of a stratified downdraft gasifier using rice husk as raw material are investigated. Besides, the equilibrium modeling was employed to predict reaction zone temperature and reaction zone gas composition. Equivalence ratio was varied from 3.90 to 4.50. Our study found that, temperature of combustion and reduction zones were generally higher at a higher air input rate coupled with a faster temperature propagation rate towards upstream of the reactor. Reaction zone temperature prediction using equilibrium model was in good agreement with the experimental result. Maximum cold gas efficiency was obtained at the equivalence ratio 3.90. For all case, considerable carbon residual was indicated by clearly black color in ash.

Keywords: Thermodynamics Equilibrium Model, Stratified Downdraft Gasifier, Rice Husk Fuel.

1. Introduction

Gasification is the thermo-chemical conversion of a solid or liquid feedstock into a valuable and convenient gaseous fuel or chemical product which can be further utilized in various form of thermal energy application. There are many types of conventional gasification reactor available [1]. The main engineering task is to find the method or mathematical model to predict and bare all physics of gasification process. The model will allow engineers to analyze the insight process quality which will enable a more refined idea to further increase gasification efficiency [2]. This paper focuses only on stratified downdraft using rice husks as raw material.

categories which are 1.) Zero dimension modeling and 2.) CFD modeling. Zero dimension modeling is employed the well-stir reactor concept, with this assumption, the use of simple chemical model to predict species of composition is enabled. CFD modeling accounting on both transport phenomena and fluid dynamics into the model. Therefore, CFD allows more physical insight compare to Zero dimension modeling. More physical parameters are involved in the analysis on the effect of reactor performance and operations. For example, combustion propagation speed, combustion zone thickness, reduction zone thickness etc. CFD modeling can be further divided into 1D modeling and Multi-dimension modeling. In 1D-modeling, fluid dynamic coupling algorithm can be ignored.

Gasification modeling is divided into two main

เอกสารนี้เป็นเอกสารทสวงนไวสําหรับการใชงานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไมออนุญาตหนาไปใชประโยชน์ดานการค้า

ไมวากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งยังมีให้ดัดแปลงเนื้อหา และตองอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช

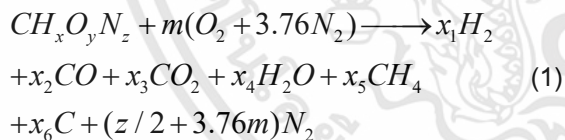
AEC016

The other, the complex physical sub-model, (pyrolysis, combustion, heat conduction) can be integrated into the code without fluid dynamics complication. Therefore, the sensitivity of each sub-model is enabled to point-out. Moreover, it is reasonable to assume 1-D flow in stratified downdraft gasifier since the flow was almost in axial direction along the reactor length. Due to the simplicity but powerful of equilibrium modeling, there are plenty of published papers employed this method to predict fuel type, moisture sensitivity and various operation parameters on gas composition [3][4][5]. Some researchers employed CFD model to obtain more physical insight on gasification process [6]. In this paper, only equilibrium model is present.

2. Modeling and experimental setup

2.1 Gasification Model

The stoichiometric chemical reaction of dry air gasification can be written as Eqs. 1.



The equivalence ratio from various experimental cases can be converted to obtain m value in equilibrium model. Three equations can be derived by the conservation of elemental mass present in the reactants and products.

Carbon balance

$$x_2 + x_3 + x_5 + x_6 - 1 = 0 \quad (2)$$

Hydrogen balance

$$2x_1 + 2x_4 + 4x_5 - x = 0 \quad (3)$$

Oxygen balance

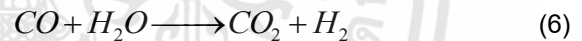
$$x_2 + 2x_3 + x_4 - y - 2m = 0 \quad (4)$$

Three major reaction which are boudouard reaction, CO shift reaction and methanation are considered to reach chemical equilibrium in combustion zone. Therefore, additional three equilibrium equations are considered.

Boudouard reaction



CO shift reaction



Methanation reaction



The equilibrium constant written in equation (5) (6) and (7) will enable completion of all six equations and to calculate the equilibrium composition of product syn-gas from reaction zone.

Equilibrium constant for boudouard reaction

$$K_1 = \frac{x_2^2}{x_3 x_{total}} \quad (8)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

AEC016

Equilibrium constant for CO shift reaction

$$K_3 = \frac{x_5 x_{total}}{x_1^2} \quad (9)$$

Equilibrium constant for methanation reaction

$$K_2 = \frac{x_2 x_1}{x_2 x_4} \quad (10)$$

Where x_{total} is the total number of moles of gas phase species in the product of Eqs.2 While x_6 represent the un-burn solid carbon. Therefore exclude from equation (11)

$$x_{total} = x_1 + x_2 + x_3 + x_4 + x_5 + \left(\frac{Z}{2} + 3.76m\right) \quad (11)$$

The value of equilibrium constant is figured out at constant temperature and pressure using the standard state Gibbs function of change. While ΔG_T^0 at particular temperature of each reaction can calculate follow [1]

$$K_i = e^{-\frac{\Delta G_T^0}{RT}}, i=1,2,3 \quad (12)$$

2.2 Energy equation

In order to calculate temperature of reaction zone the energy balance between reactant and product is used

$$\sum_{i=reactants} x_i h_{f,i}^0 = \sum_{j=products} x_j (h_{f,j}^0 + \Delta h_T) \quad (13)$$

where x_i is the number of moles of reactants, $h_{f,i}^0$ is the enthalpy of formation of reactants, x_j is the number of moles of product species, $h_{f,j}^0$ is the enthalpy of formation of product species and Δh_T is the sensible enthalpy of product. The

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
 ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

above equation can be expressed in the following expanded form when applied corresponding to Eqs.1.

$$\begin{aligned} & \Delta h_{f,feedstock}^0 + m h_{f,o_2}^0 + 3.76 m h_{f,N_2}^0 \\ & = x_1 (h_{f,H_2}^0 + C_{P,H_2} \Delta T) + x_2 (h_{f,CO}^0 + C_{P,CO} \Delta T) \\ & + x_3 (h_{f,CO_2}^0 + C_{P,CO_2} \Delta T) \\ & + x_4 (h_{f,H_2O(vapor)}^0 + C_{P,H_2O(vapor)} \Delta T) \\ & + x_5 (h_{f,CH_4}^0 + C_{P,CH_4} \Delta T) \\ & + x_6 (h_{f,C}^0 + C_{P,C} \Delta T) + \left(\frac{Z}{2} + 3.76m\right) \\ & (h_{f,N_2}^0 + C_{P,N_2} \Delta T) \end{aligned} \quad (14)$$

where C_p is the specific heat at a constant pressure and ΔT is the changes in temperature with respect to reference temperature ($T_1 = 298K$). The enthalpy of formation for O_2 and N_2 are zero at the reference state therefore the last two terms on left hand side of Equation (14) are eliminated. The enthalpy of formation of feedstock is calculated using the method defined by Syed et al. [1]. In the calculation the presence of nitrogen in the feedstock is neglected as its contribution is small.

2.3 The calculation procedure

Figure.1 the calculation procedure starts by initial guess on the value of Temperature. Then the composition at equilibrium can be calculated by solving the non-linear system of equations by various numerical techniques. After that, obtained compositions are substituted in energy equation to calculate value of gasification temperature. Then, The calculation is repeated until temperature difference between composition calculation and temperature from energy equation are satisfied.

AEC016

Overall experimental rig set up refer to fig.2 Main reactor made by stainless pipe without fuel feeding and ash remove system.7 thermo couples was install along axial direction of the reactor to trace on temperature propagation and zone distinction. After fuel was fully feed in the reactor and the Air flow rate was set. Flame could be ignited at the ignition port then the temperature distribution was recorded for every 1 minute

interval until the temperature propagation reached to the top portion of the reactor. Equivalence ratio can be calculated by known amount of fuel in the reactor and total air input of each experimental case. This calculated equivalence ratio then will be the model input in accordance with the experimental case. Also temperature propagation speed running to the top portion of the reactor can be calculated.

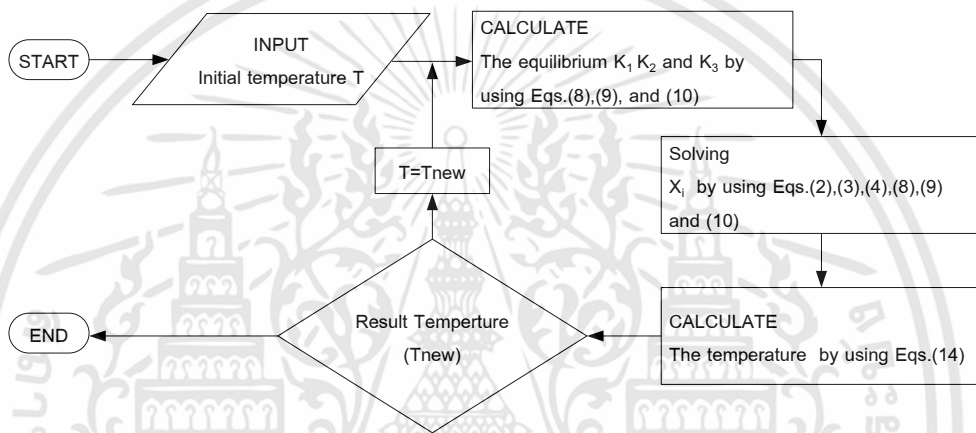


Fig. 1 The calculation procedure.

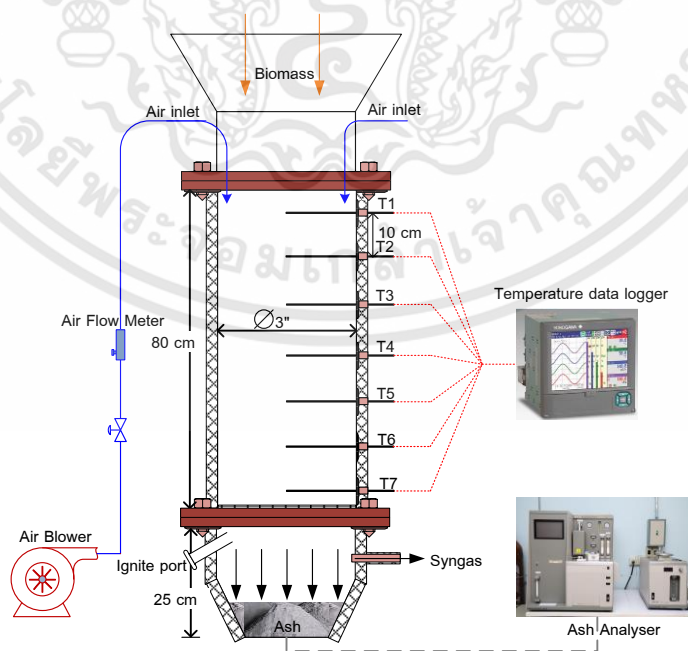


Fig. 2 Overall schematic of experiment apparatus and instrument setup.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

AEC016

3. Result and Discussion

Reaction zone temperature were in good agreement for all cases between experimental and equilibrium model Fig.3 It was shown that as the equivalence ratio increased the reaction zone temperature was decreased. Because less air input allowed less combustion to occur. And resulted in less fuel volatilization due to limited heat release. Note that the reaction zone temperature of experimental cases was indicated by the maximum temperature reading of all thermocouples.

Figure.4 Gas composition prediction from equilibrium model reflected that carbon residual was decreased while CO₂ and CO was increased as the equivalence ratio decreased. The increment of CO₂ and CO were the consequence from more carbon combustion. More air input allowed more heterogeneous of carbon combustion. The H₂O and CH₄ are nearly constant among various equivalence ratio and both of them played less important impact on syn-gas composition efficiency. Since they were less amount than CO₂, CO.

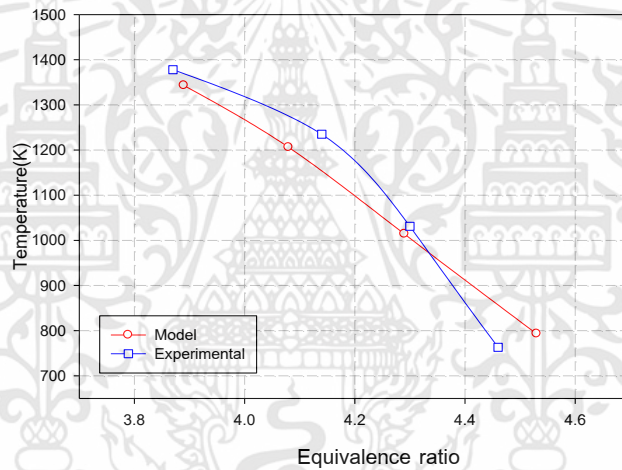


Fig.3 Comparison of the equilibrium analysis and experimental test on temperature.

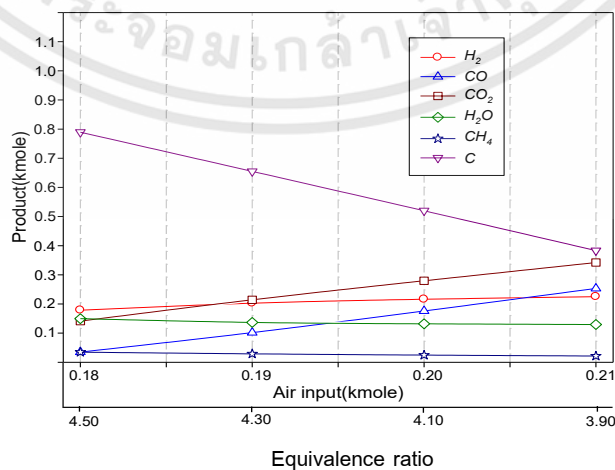


Fig.4 Equilibrium analysis on product gas composition

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่นอญูาตไหนาไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
 ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

AEC016

Regarding to the equilibrium result, CO₂ and CO composition were playing the most important role in syn-gas efficiency. Fig.5 They were violently altered with different equivalence ratio. CO₂ and CO were both increased with increased air input. CO₂ was considered as combustion load because it was unable to release heat during the combustion, and unable to consume heat energy via sensible enthalpy heat load, which caused the deterioration in syn-gas heating value. In contrast,

CO which considerable released heat during combustion. Increasing in CO species was the main reason for higher CGE value as the input air was increased. CGE value can calculate by eqs.(15)

$$CGE = \frac{HHV_{\text{produc gases}}}{HHV_{\text{feedstock}}} \quad (15)$$

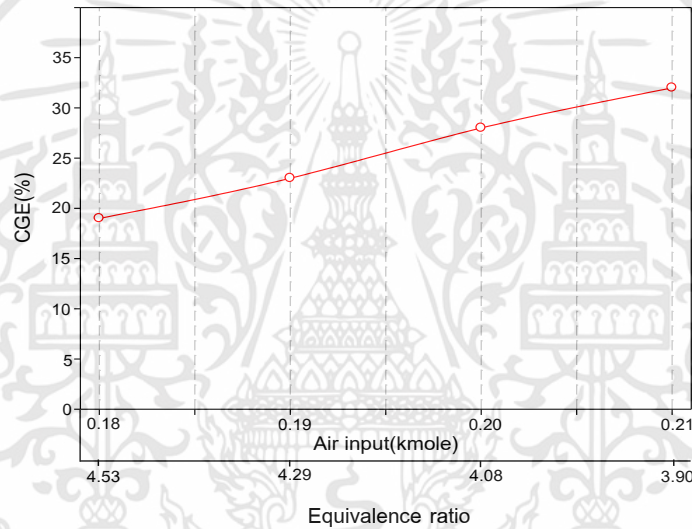


Fig.5 Equilibrium analysis on product CGE.

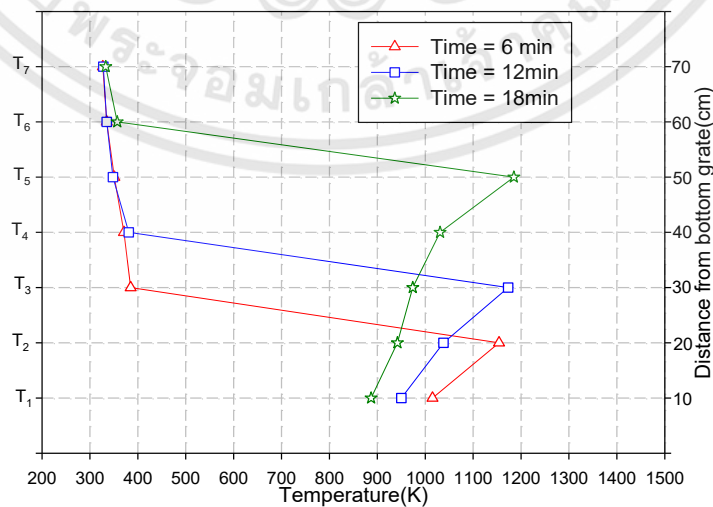


Fig.6 Experimental temperature profiles inside the gasifier ($\Phi = 4.10$)

เอกสารนี้เป็นเอกสารสงวนลิขสิทธิ์สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้เผยแพร่ไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
 ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

AEC016

Figure.7 the temperature profile indicated two distinct zones which were 1.) reaction zone where the combustion was taking place 2.) reduction zone was the point where the temperature started to drop, indicated the reduction kinetic which was the process to convert heat into chemical energy. Main processes were various shift reaction, which produced more combustible species and consume combustion load species. CGE of syn-gas was improved in this reduction kinetic. The temperature drop measured at 10 cm after combustion zone is

1030 K at equivalence ratio 3.90, 1016 K at equivalence ratio 4.10, 976 K at equivalence ratio 4.30 and 728 K at equivalence ratio 4.50. The temperature drop indicated that there were not considerably different amount of reduction kinetics for all of the equivalence ratio range. Residual from experimental test showed that there were considerable un-burn carbon for all equivalence ratio see fig.8

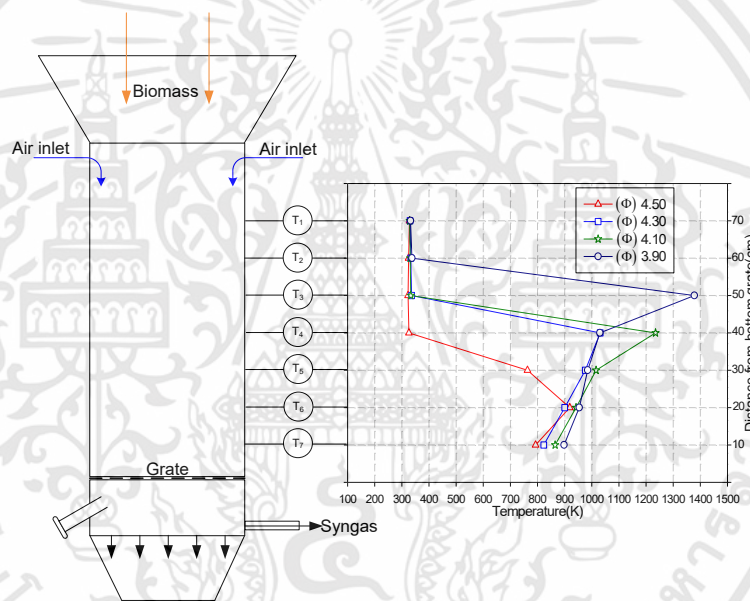


Fig.7 Experimental temperature profiles along axial axis of the gasifier (at time = 15 minute)



(a) Equivalence ratio 3.90 (b) Equivalence ratio 4.10 (c) Equivalence ratio 4.30 (d) Equivalence ratio 4.50

Fig.8 un-burn carbon for all equivalence ratio.

4. Conclusion

Equilibrium modeling was employed to predict reaction zone temperature and reaction zone gas

composition . Equivalence ratio was varied from 3.90 to 4.50. It i was shown that for all of the cases reaction zone and reduction zone were in the order

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่นอญูญาติให้เข้าไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

AEC016

of 10 cm. Maximum temperatures at combustion zone was 1343 K at equivalence ratio 3.90, 1206 K at equivalence ratio 4.10, 1014 K at equivalence ratio 4.30 and 793 K at equivalence ratio 4.50. The temperature drop measured at 10 cm after combustion zone was 1030 K at equivalence ratio 3.90, 1016 K at equivalence ratio 4.10, 976 K at equivalence ratio 4.30 and 728 K at equivalence ratio 4.50. Temperature of combustion and reduction zones were generally higher at higher air input with faster propagation rate towards upstream of the reactor. Because of lower air input could produce less heat in combustion zone which some of them were expended in fuel volatilization. Reaction zone temperature prediction from equilibrium model was in good agreement with experimental result. Maximum cold gas efficiency was obtained at the equivalence ratio 3.90.

Since the equilibrium model was address on combustion process, therefore, in this paper, the prediction of temperature, CGE efficiency, gas composition was focused particularly on combustion zone. The following reduction zone which various shift reaction occur will be the future work. Also developing 1D CFD modeling is the main task of ongoing work.

6. References

- [1] Shabbar Syed, Isam Janajreh, Chaouki Ghenai (2012). Thermodynamics Equilibrium Analysis within the Entrained Flow Gasifier Environment, *Thermal & Environmental Engineering*, vol. 4(1), March 2012, pp. 47 – 54.
- [2] S. Jarungthammachote, A. Dutta, Jungmeier, (2006). Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier, *Energy Engineering*, vol. 32, August 2006, pp. 1660-1669.
- [3] Chanchal L, Himadri C, Pradip K. (2011). Thermodynamic analysis of hydrogen rich synthetic gas generation from fluidized bed gasification of rice husk, *Thermal Engineering*, vol. 36, May 2011, pp. 4063-4071.
- [4] Andre M, Juan F, Hannes L, Alfonso H (2006). Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process, *Thermal Engineering*, vol. 48, July 2006, pp. 59-67.
- [5] Avdresh Kr. Sharma (2008). Equilibrium and kinetic modeling of char reduction reactions in downdraft biomass gasifier: A comparison, *Solar Energy*, vol. 82, July 2008, pp. 918-928.
- [6] A. Mountouris, E. Voutsas, D. Tassios (2005). Solid waste plasma gasification: Equilibrium model development and exergy analysis, *Energy Conversion and Management*, vol. 47, December 2005, pp. 1723-1737.
- [7] J.K. Ratnadhariya S.A. Channiwalab (2009). Solid waste plasma gasification: Three zone equilibrium and kinetic free modeling of biomass gasifier – a novel approach, *Renewable Energy*, vol. 34, April 2009, pp. 1050-1058.
- [8] Stephen R. Turns (2000). An Introduction to Combustion: Concepts and Applications, McGraw-Hill, USA.
- [9] T.B. Reed and A. Das (1998). Handbook Biomass Downdraft Gasifier Engine systems, Solar Technical Information Program (U.S. Department of Energy, Colorado, 1988).
- [10] Prabir Basu (2010). Handbook Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory, Academic Press is an imprint of Elsevier

The 7th TSME International Conference on Mechanical Engineering



Mechanical Engineering
Innovation for Green Society

13-16 December 2016

Duangtawan Hotel, Chiang Mai, Thailand

Hosted by: Department of Mechanical Engineering,
Faculty of Engineering,
Chulalongkorn University

Cooperated by: Thai Society of Mechanical Engineering (TSME)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ETM 007

Experiments and analysis of propagation front under biomass stratified downdraft gasification

Kasemsil Onthong, Dachdanai Boonchaay
Kittipass Wasinarom, Monthon Jaikuson and Jarruwat Charoensuk*

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang,
1 Chalongkrung Road, Ladkrabang, Bangkok, 10520, Thailand

* Corresponding Author: E-mail:kcjarruw@kmitl.ac.th, Tel. 0 2329 8350-1, Fax. 0 2329 8352

Abstract

The paper analyses the results of experiments on the stratified downdraft configuration in a gasification reactor. The experimental study using wood pallet as fuel. Air flow rate was varied from 40 lit/min to 90 lit/min. The influence of air flow rate on 1.) Layer height separation 2.) Flame smoldering propagation 3.) Fuel residual carbon composition 4.) Fuel consumption 5.) Equivalence ratio. The result shows that flame smoldering propagation is in counter direction of the supply air for all cases. The propagation speed is increased with the increasing air flow rate supplied from 40 lit/min to 60 lit/min. The peak propagation speed observed at 60 lit/min of supply air. The layer separation is divided into two distinct zone which comprised of 1.) Combustion zone and 2.) Reduction zone. Combustion zone is determine as heat release region. It is dominate by oxidation reaction. While reduction zone is depicted by reduction endothermic mechanism. It is revealed from the thermocouple that there is heat generation zone that cause temperature raise up along reactor. Heat and pyrolysis combustible gas was transport in counter direction to the supply air flow rate which was dominate by diffusion regime at the range of air supply of 40 lit/min to 60 lit/min. This resulting in more speed in counter direction of smoldering propagation in this range of air supply. While increasing air supply rate above 60 lit/min, the convection heat transport has become more effective. Heat and mass is transport in co-direction with supplied air in convection transport mode, which resulting in less diffusion transport in counter direction of supply air. This phenomena confirm by propagation speed is lower in the range of air supply from 60 to 90 lit/min. High carbon residual composition was observed for all range of the air flow rate. The calculated equivalence ratio was varied from 0.42 to 0.90.

Keywords: Flame front, Propagation rate, Biomass gasification

1. Introduction

Direct combustion and gasification are two methods to extract heat energy from biomass or solid fuels. Heat energy may use directly via heat exchanger in heating application or taken in heat add process in power generation application. Heat added process are either internal or external combustion regime. Direct combustion of biomass is unable to employ in internal combustion engine. It has to be combusted externally and transport heat to working fluid, usually the steam. In contrast to gasification, which gaseous fuel from reactor is generally route to heat engine and internally combusted for power generate. Gasification integrate with heat engine claimed to achieve more thermal efficiency comparing to direct combustion. Due to thermodynamics advantage of working fluid of air superior to bottom steam cycle.

Direct combustion method has less ability to control shift reaction [1,2]. Heat release is straight forward from two time phase comprised of 1.) Combustion of pyrolysis gas and 2.) Char reacting with oxygen. In Direct combustion, heat is generally transport to point of use via heat exchanger. Gasification is an overall sub-stoichiometric process, converts solid fuel to gaseous fuel. During this process, the fuel undergoes series of thermochemical processes

of 1.) Pyrolysis combustion 2.) Devolatilization 3.) Heterogeneous char combustion 4.) Char reduction 5.) Drying [3].

2. Stratified downdraft gasifier

The process consists of 1.) Drying 2.) Pyrolysis combustion 3.) Reduction. During flaming, volatiles are released and react with the air flowing through the pore space of the stacked bed of biomass. The reaction is executed as auto-ignition in the pore space where the air and volatile mixture ratio and temperature is within flammable limit. Drying zone is on the top above pyrolysis combustion layer where heat is transport from pyrolysis combustion layer in conduction and radiation mode. Flaming pyrolysis layer height is limited by available oxygen in supply air stream. The movement of whole flaming pyrolysis layer is move toward the flame front in counter direction of the supply air [3]. The speed of the layer propagation is depends on the transport phenomena where heat, pyrolysis gas and oxygen are in flammable constituent. Biomass is transformed to black-char in next layer after releasing all volatiles from pyrolysis combustion zone. The black-char layer has reduction kinetic which the endothermic reaction taking place. Endothermic reaction layer was initiate with the

ETM 007

incoming of rich steam and carbon dioxide (combustion product) while no oxygen present (no oxidation), and available char and adequate temperature for reduction kinetic to occur. Reduction kinetic is transform thermal energy of non-combustible gas into chemical energy of combustible gas which is mainly CO and H₂.

Gasification has more ability to manipulate on shift reaction before execute gas combustion. Therefore, gasification has generally higher thermal efficiency in heating application [4]. Moreover, gasification is considered to be cleaner and higher flame temperature comparing to direct combustion.

The higher flame temperature is considered as advantage when integration with heat exchanger in heating application. In contrast to direct combustion, where heat release is directly from pyrolysis gas and char combustion without any shift reaction involved.

Gasification still has weak point especially in large scale application. For example, it has more sensitivity to environment condition. It was consider lower reliability in large scale compare to direct combustion [5]. Another gasification issue is heavy hydrocarbon tars that is condensed on cool surface area generate blocking issue in gas transport system.

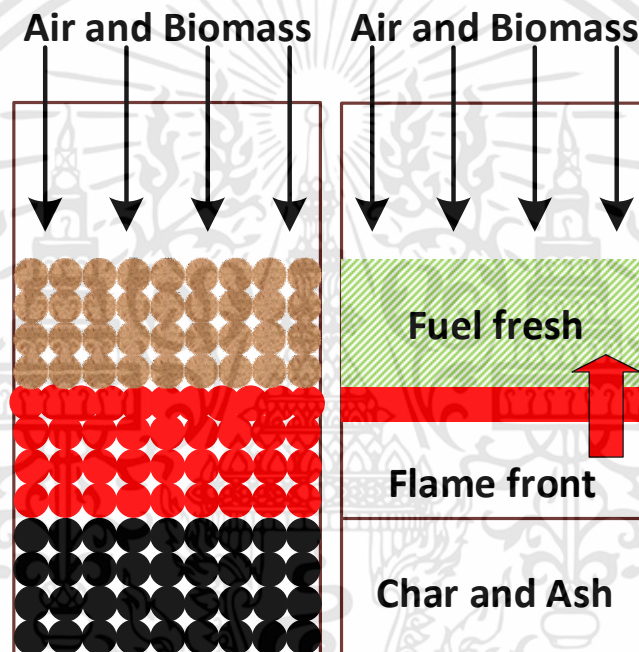


Fig. 1 Propagation transport in stratified downdraft gasifier

In this paper, study on temperature propagation of a stratified downdraft gasification has been conducted. The air supply was vary in the range of 40 lit/min to 90 lit/min. The thermocouple was installed along axial direction of the reactor. The temperature was recorded every 10 seconds for all thermocouple during gasification process. The smoldering propagation, layer height separation and transport phenomena analysis was performed in accordance to the temperature data. Qualitative justification on carbon residual base on visual analysis has been made.

3. Materials and method

The experiments are conducted in a packed bed gasifier as shown in Fig. 2a. The reactor is made up of

steel and has 76 mm inner diameter and 500 mm height. This reactor is insulated with a ceramic fiber blanket throughout its length to reduce the heat losses from it. An air inlet as shown in Fig.2a. The thermocouple arrangement along the reactor length is also shown in Fig. 2b. The measured parameters during the experiments are biomass consumption rate and bed temperature at different locations along the length of the reactor. Nine of K type thermocouples are used to measure bed temperatures at various locations of the reactor.

ETM 007

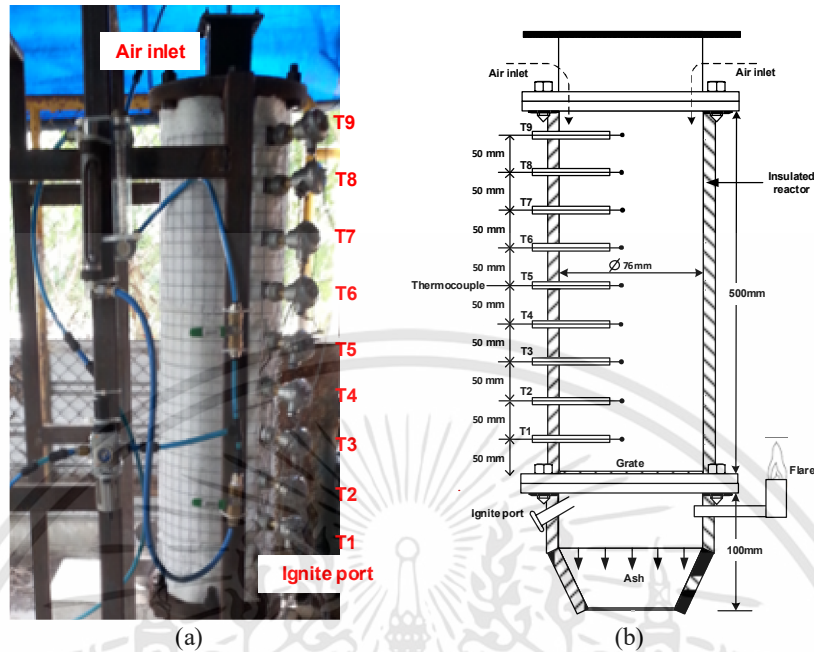


Fig. 2 (a) Air inlet and thermocouple arrangement in the reactor. (b) Thermocouple arrangement in the reactor.

The flame propagation rate is calculated by knowing the distance between two consecutive thermocouples and the time required to reach a particular temperature between those thermocouples. The distance between two consecutive thermocouples is 5 cm. The time required to reach the reference temperature between two consecutive thermocouples is calculated by using the temperature profile. The flame propagation rate is

calculated by using the following relation Eq.(1) [5] and the equivalence ratio (Φ) for each run is calculated by Eq. (2) [5]

Biomass (Wood pallet) was used as fuel in all experiments. The results of ultimate and proximate analysis are listed in Table.2. It is shown that wood has a high volatile content while low fixed carbon content and heating value.

$$\text{Propagation rate(cm/min)} = \frac{\text{Distance between thermocouples(cm)}}{\text{Time required to reach the reference temperature(min)}} \quad (1)$$


$$\Phi = \frac{(\text{Flow rate of air/Rate of biomass consumption})}{(\text{Flow rate of air/Rate of biomass consumption})_{\text{Stoichiometric}}} \quad (2)$$

Table. 1 Showed all equivalence ratio at air flow rate

Air flow rate(lit/min)	Equivalence ratio
40	0.45
50	0.75
60	0.90
70	0.58
80	0.42
90	0.43

ETM 007

Table. 2 Fuel properties.

Sample	Moisture(%)		
Wood pellet 	5.81		
Ultimate analysis		Proximate analysis	
Parameter	(% d.b.)	Parameter	(% d.b.)
C	45.42	Fixed carbon	16.16
H	6.31	Volatile matter	81.41
O	45.54	Ash content	2.43
N	0.54	Calorific value (MJ/kg)	17.50

3. Result and discussion

Propagation rate was calculated by equation (1). The propagation rate is slowest at air flow rate of 40 Lit/min. The propagation speed is increasing with increased supply air flow rate in the range of air supply 40 lit/min to 60 lit/min. The increasing air flow rate in this range resulting in higher kinetic rate at the combustion zone corresponding to the higher maximum temperature. There are two mode of heat and pyrolysis gas transport which are 1.) Diffusion mode in the counter direction with the supply air 2.) Convection mode in the co-direction with the supply air. Both heat and mass transfer mode is increasing with the increasing supply air of the range 40 lit/min to 60 lit/min. The diffusion mode is increase because of the higher gradient of temperature and pyrolysis gas species which resulting from higher kinetic rate at combustion zone. While the convection of heat and

pyrolysis gas in downward direction is also increasing because of the increasing air flow rate. The increasing in diffusion transport mode promote the propagation speed of the smoldering in counter direction of the incoming air supply in this range of supply air.

The convection transport is becoming dominate in the range of air supply of 60 lit/min to 90 lit/min. The increasing in convection is resulting in lower peak temperature because of the convection heat loss. The kinetic rate is slower with the lower temperature. The property gradient is lower in this range of air supply. The decreasing in diffusion transport mode attenuate the propagation speed of the smoldering in counter direction of the incoming air supply in this range of supply air. The increasing in air flow rate in the range of 60 lit/min to 90 lit/min is resulting in slower speed of smoldering propagation.

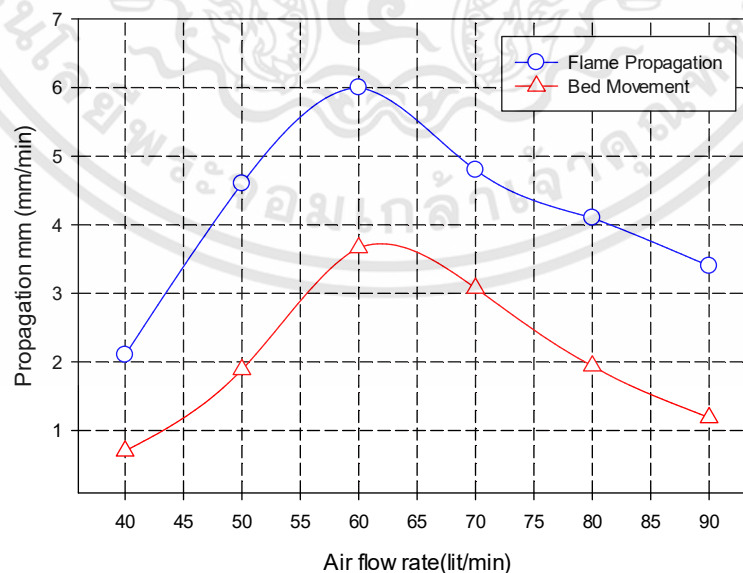


Fig. 3 Smoldering propagation speed with different air flow rate

ETM 007

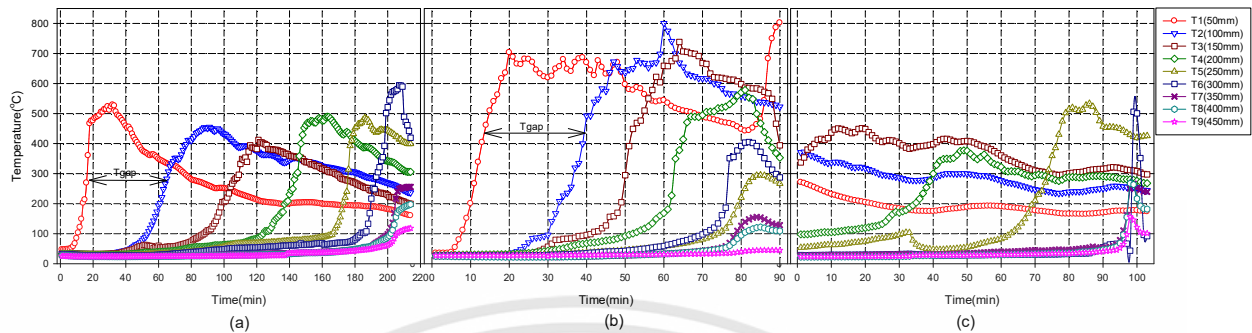


Fig. 4 Temperature profiles inside the reactor at air flow rate (a) 40 lit/min (b) 60 lit/min (c) 90 lit/min

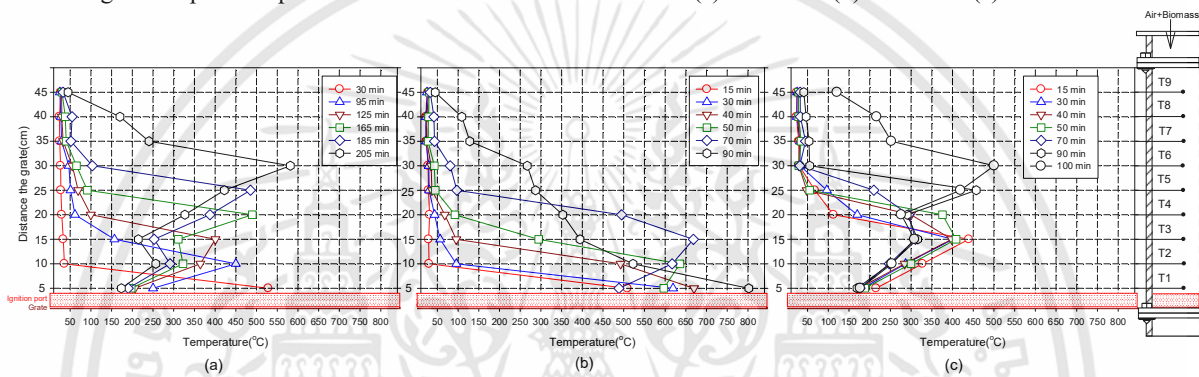


Fig. 5 Temperature distribution at different time in the reactor at air flow rate (a) 40 lit/min (b) 60 lit/min (c) 90 lit/min

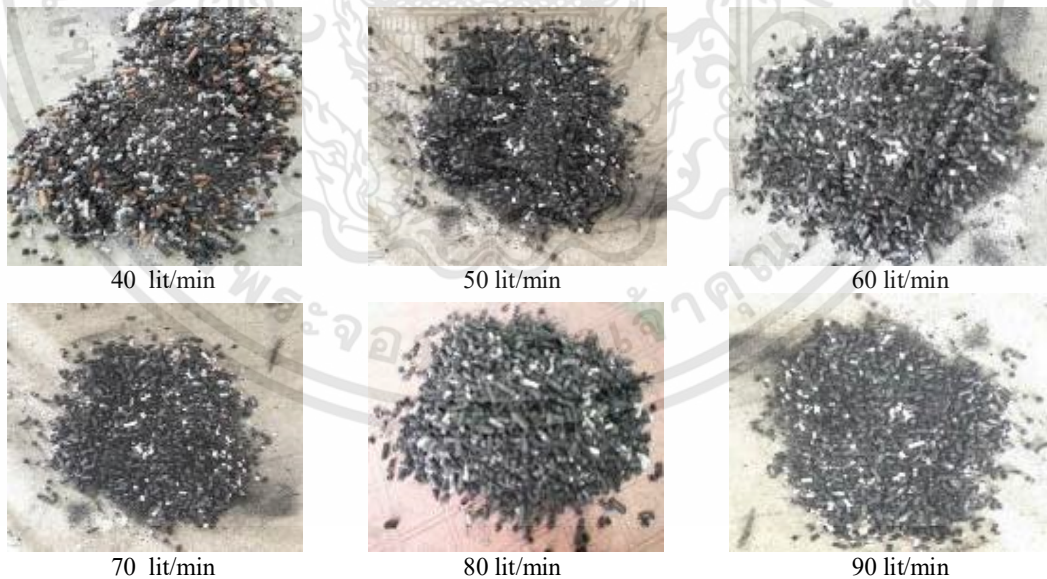


Fig.6 Un-burn carbon for all air flow rate.

The temperature distribution along axial direction as shows in figure 4 and 5 in the reactor demonstrate heat release zone due to combustion. The temperature of fresh in coming air that supply from the top portion

of the reactor is raise steeply at the combustion zone. Strong diffusion transport of heat in counter direction of the air supply is indicated by sharp temperature gradient in this zone. The temperature is gradually

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่นอนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากณใดทุกทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ETM 007

reduce after combustion zone due to reduction kinetic which endothermic reaction is taking place in this region. After reduction zone the temperature is continue slightly reduce from heat loss of the hot gas to the fuel residual and the reactor wall heat loss. The reduction kinetic is terminate due to cold quenching in this region as shows in figure 5. There was evident of unburned carbon residual for all cases. The propagation front is traveling with speed that were not allowing enough time for char to completely burn out as shows in figure 6.

6. Conclusion

The experimental result shows that the flame propagation in a stratified downdraft gasifier has two distinct characteristic which are 1.) Diffusion dominate range 2.) Convection dominate range. The diffusion transport resulting in faster speed of the flame propagation in the counter direction of the supply air in the range of 40 lit/min to 60 lit/min. While the convection heat loss in downstream direction of the supply air was dominated in the range of 60 lit/min to 90 lit/min. Convection heat loss in downstream direction is resulting in lower temperature in combustion zone. The property gradient is lower in this range of air supply. The decreasing in diffusion transport mode attenuate the propagation speed of the smoldering in counter direction of the incoming air supply in this range of supply air. Visual investigate on the fuel residual demonstrate considerable un-burn carbon for all of the cases.

7. References

[1] S. Dasappa, P.J. Paul, Gasification of char particles in packed beds: analysis and results, *International Journal of Energy Research* 25 (12) (2001) 1053–1072.
[2] T.J. Ohlemiller, J. Bellan, F. Rogers, A model of smoldering combustion applied to flexible polyurethane foams, *Combustion and Flame* 36 (1) (1979) 197–215.
[3] S.S. Dosanjh, P.J. Pagni, C.A. Fernandez-Pello, Forced cocurrent smoldering combustion, *Combustion and Flame* 68 (2) (1987) 131–142.
[4] M. Fatehi, M. Kaviany, Adiabatic reverse combustion in a packed bed, *Combustion and Flame* 99 (1) (1994) 1–17.

[5] R. Gort, On the propagation of a reaction front in a packed bed, thermal conversion of municipal solid waste and biomass, PhD Thesis University of Twente, 1995.
[6] M. Horttanainen, J. Saastamoinen, P. Sarkomaa, Operational limits of ignition front propagation against airflow in packed beds of different wood fuels, *Energy & Fuels* 16 (3) (2002) 676–686.
[7] M. Horttanainen, J. Saastamoinen, P. Sarkomaa, Ignition front propagation in packed beds of wood particles, *IFRF Combustion Journal* (2000)(Article Number 200003).
[8] M. Rönnbäck, M. Axell, L. Gustavsson, H. Thunman, B. Leckner, Combustion processes in a biomass fuel bed — experimental results, *Progress in Thermochemical biomass conversion* 2001. 743–757.
[9] J.S. Ryan, W.L.H. Hallett, Packed bed combustion of char particles: experiments and an ash model, *Chemical Engineering Science* 57 (18) (2002) 3873–3882.
[10] Y.B. Yang, V.N. Sharifi, J. Swithenbank, Effect of air flow rate and fuel moisture on the burning behaviours of biomass and simulated municipal solid wastes in packed beds, *Fuel* 83 (11–12) (2004) 1553–1562.
[11] J. Porteiro, D. Patiño, J. Collazo, E. Granada, J. Moran, J.L. Míguez, Experimental analysis of the ignition front propagation of several biomass fuels in a fixed-bed combustor, *Fuel* 89 (1) (2010) 26–35.
[12] T.B. Reed, M. Markson, Biomass gasification reaction velocities, in: R.P. Overend, T.A. Milne, L.K. Mudge (Eds.), *Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion*, Elsevier Applied Science Publishers, England, 1982, pp. 951–965.
[13] J.J. Hernández, G. Aranda-Almansa, A. Bula, Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: effect of the particle size and the residence time, *Fuel Processing Technology* 91 (6) (2010) 681–692.
[14] R. Yin, R. Liu, J. Wu, X. Wu, C. Sun, C. Wu, Influence of particle size on performance of a pilot-scale fixed-bed gasification system, *Bioresource Technology* 119 (2012) 15–21.
[15] J.F. Pérez, A. Melgar, P.N. Benjumea, Effect of operating and design parameters on the gasification/combustion process of waste biomass in fixed bed downdraft reactors: an experimental study, *Fuel* 96 (2012) 487–496.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Numerical modeling of down draft gasification process using specified temperature profile

Kasemsil Onthong, Dachdanai Boonchaay, Kittipass Wasinarom and Jarruwat Charoensuk*^{1,*}

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang,
1 Chalongkrung Road, Ladkrabang, Bangkok, 10520, Thailand

* Corresponding Author: E-mail:kcjarruw@kmitl.ac.th, Tel. 0 2329 8350-1, Fax. 0 2329 8352

Abstract

This paper introduces the one-dimensional CFD model for downdraft gasification by making use of temperature profile from the experiment. Thermal equilibrium between solid fuel and gas stream is assumed. The pyrolysis gas generation, char generation, homogeneous reaction rate and char heterogeneous combustion rate can be calculated following Arrhenius law and regarded as the source terms to transport equations of 8 gaseous species. Air flow rate was kept constant at 90 L/min. From the measured temperature profile, the reactor is divided into two distinctive zones which are 1.) Combustion zone and 2.) Reduction zone. Combustion zone is determined as heat release region as dominated by oxidation of the raw material, while reduction zone is depicted by endothermic mechanism. For simplicity, the process is assumed as one dimensional. With this alternative CFD procedure, non-linear coupling process from energy equation is ignored. Therefore the computational effort is greatly reduced. Moreover, computational quality is improved with reduced residual as compared to conventional CFD procedure.

Keywords: CFD, downdraft gasification, modeling.

1. Introduction

Thailand is an agricultural producer. There are a lot of distributed biomass available in wide agricultural area. Biomass has the capability to perform thermal process for producing gaseous fuel. However, careful economical consideration should be thoroughly studied for each project. [1] had studied on thermal performance and economical point of the operation of Biomass fueled power generation and cogeneration project in USA. He concluded that the system thermal performance and local fuel management are the key factor for successful operation of the process.

Gasification is a complicate process. It involved a lot of detailed reaction mechanisms which are interact to each other. The process is strongly coupled and not easy to conduct modeling. Model developer need to deal with strongly non-linear term especially from energy equation which massive energy release during the combustion process. CFD modeling serve as an engineering tool to help engineer driving the improvement of the project. CFD modeling has an ability to predict the detailed process to help them understanding and pointing out performance improvement opportunity. CFD also working as a tool for project feasibility study to estimate the price to earnings ratio of the project. Since the system performance is the key for business success of the running project.

There are many engineering applications classified into continuum porous media category. For example, catalytic converter, submerged flame combustion in an inert porous media. The continuum porous media modeling had been employed for modeling of the fixed bed gasification [2]. The idea of continuum porous media modeling considers the occupied control volume consisting of solid and fluid pores region, as shown figure 1.

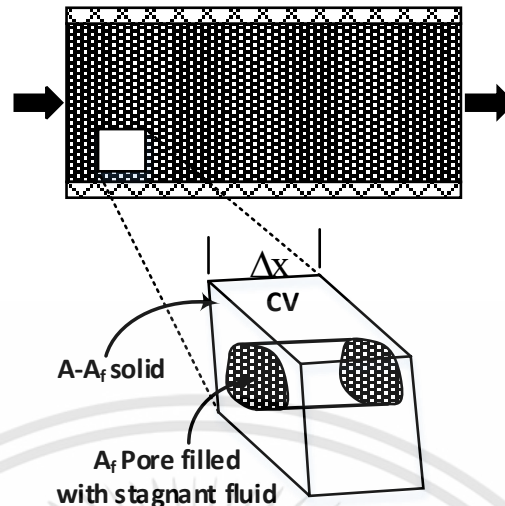


Figure 1. Continuum porous media concept.

Transport equation of the porous media could be written in the same form as the conventional form except that it has a porosity, a constant, being multiplied into each term. Transport of gaseous species through the finite control volume occurs only in the fluid space. The porosity reflects that the finite area and volume has the occupying solid constituent. Therefore, the convection, diffusion transport and source term is fractioned by porosity constant.

Transport equation for continuum porous media could be re-written as the equation below.

$$\text{div}(\rho u \phi) v = \text{div}(\tau \epsilon \text{grad} \phi) + S \epsilon \quad (1)$$

In terms of modeling, fixed bed gasification process modeling is resemble to the combustion in an inert porous media except that the solid matrix in fixed bed gasification is not inert. On the contrary, it has pyrolysis kinetic taking place in the solid volume matrix. Moreover, it has heterogeneous char combustion at the surface of the solid matrix. Pyrolysis is the biomass thermal decomposition process, in which the rate is defined by Arrhenius form. It generates several gas, solid char and tar vapor. The pyrolysis equation can be written below.



In CFD modeling, the gas composition is directly prescribed into the model as the mass percentage of the total gas generated from pyrolysis process. Pyrolysis gas composition can be obtained from either the experimental pyrolysis test rig [3] or available data from other reference works.

Several homogeneous combustion kinetic are taking place in fluid pores space in parallel with the combustible gas generation from pyrolysis. Tar cracking kinetic also occur in homogeneous form with water gas shift and CO combustion. Tar and steam condensation can be added into the model by estimating the saturation temperature of tar vapor and heat transfer rate between hot gas and cold solid porous fuel matrix.

In this paper, alternative CFD procedure of down draft gasification process is proposed. The measurement of temperature profile from Kasemsil O. et.al. [3] was adopted. Various homogeneous and heterogeneous kinetics are calculated based on prevailing temperature profile. Transport equations of 8 gas species together with biomass and char transport were solved by TDMA algorithm. Iteration coupling between kinetic rate, source term and transport equation were performed until convergence was achieved.

2. Experimental setup

The experimental set up case is refer to Kasemsil O. and team [3]. The air input rate was 90 litre/minute.

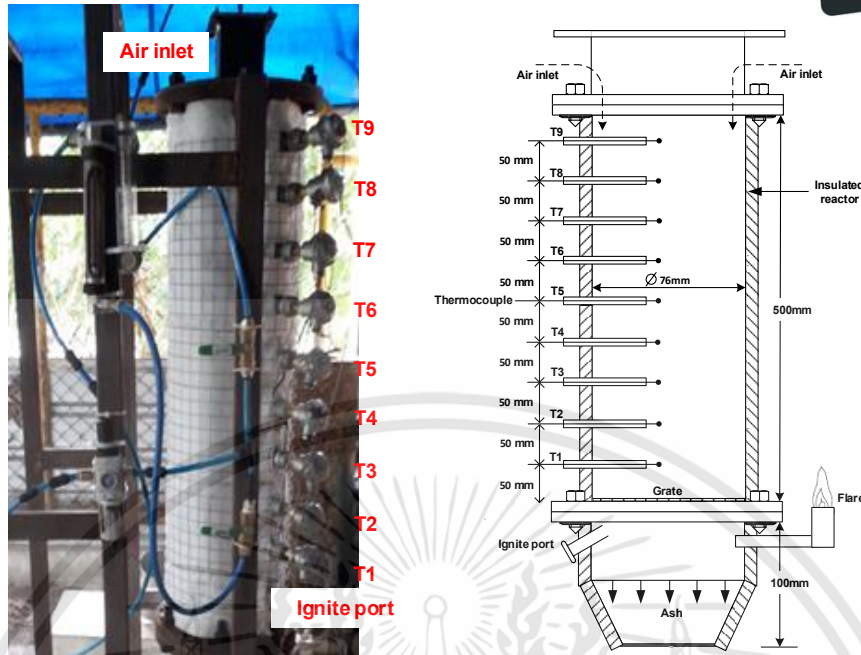


Figure 2. (a) Air inlet and thermocouple arrangement in the reactor. (b) Thermocouple arrangement in the reactor.

Temperature profile for mathematical modelling was simplified from the measured profile. The first temperature rising rate, slope1, is obtained by identifying the distance between the location of maximum temperature and the location at the interface of preheat zone and the reaction zone. Slope 2 indicates the recession rate due to endothermic reaction. This second slope is obtained from linear approximation of temperature profile from the location of maximum measured temperature and the location at the interface of reduction and extinction zones, as seen in figure 4.

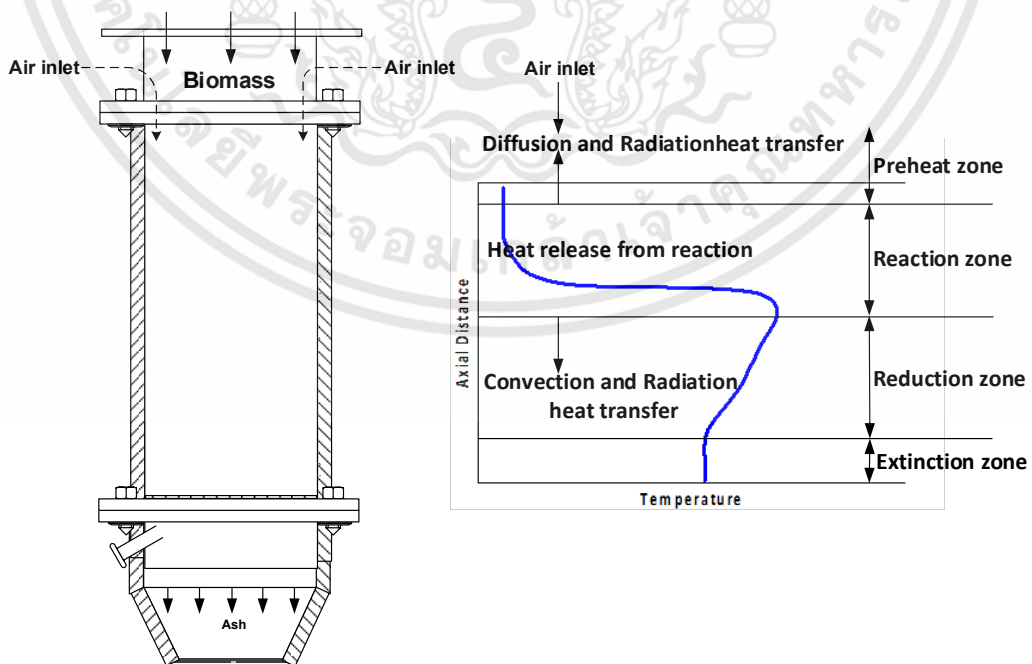


Figure 3. Temperature distribution in the reactor.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับใช้ประโยชน์ในการศึกษาวิจัยเท่านั้น ไม่ควรนำเอกสารนี้ไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
 ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

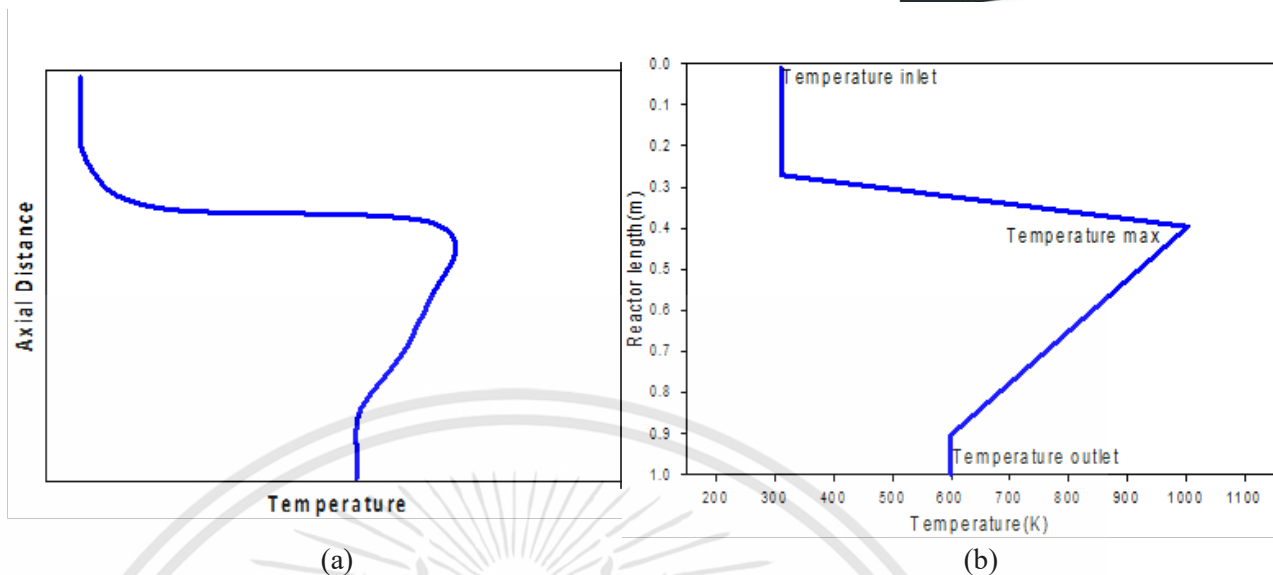


Figure 4. Temperature distribution in the reactor a) Experimental data b) Simplified temperature profile for mathematical modelling

Kasemsil O. et.al. [3], has perform experimental study of stratified downdraft process of biomass. He concluded that the process consisted of 2 distinct thickness in the reactor comprised of 1.) Combustion zone and 2.) Reduction zone as shown in figure 3. All zones propagated in counter direction with supply air flux. The propagation speed depended on gas mixture and thermal energy transport within the reactor. There have been many research into the propagation front in a packed bed. [4-8] has studied on the thermal propagation speed in downdraft gasification configuration with different supply air mass flux. He found that the propagation speed was dominated by convection and radiation heat transfer at the combustion front layer.

The flame propagation rate is calculated by knowing the distance between two consecutive thermocouples and the time required to reach a particular temperature between those thermocouples. The distance between two consecutive thermocouples is 5 cm. The time required to reach the reference temperature between two consecutive thermocouples is calculated by using the temperature profiles between two consecutive time steps. The flame propagation rate is calculated by using the following relation Eq.(1) [5]

$$\text{Propagation rate(cm/min)} = \frac{\text{Distance between thermocouples(cm)}}{\text{Time required to reach the particular temperature(min)}} \quad (3)$$

3. Numerical modeling

Estimated temperature profile and propagation speed is prescribed for CFD modeling. The problem is assumed to be quasi-steady. Instead of treating flame propagation moving, all reaction zones are kept stationery with an influx of biomass into the calculation domain with the velocity equal to the flame speed.

Transport equation of 8 gas species are treated as continuum porous media with predefined porosity.

$$\text{div}(\rho u \phi) v = \text{div}(\tau \text{grad} \phi) + S \epsilon \quad (4)$$

Solid biomass and solid char transport equations are written in the same form as gas transport equation except that it has no mass diffusion transport term. It can be written as below.

$$\text{div}(\rho u \phi) v = S \epsilon \quad (5)$$

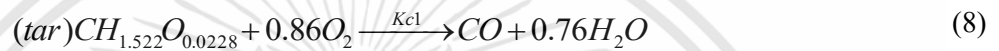
While molecular weight of mixture can be calculated as.

$$MW_{mix} = \frac{1}{\sum_i Y_i / MW_i} \quad (6)$$

Various reaction rates are calculated by Arrhenius form with the input of defined temperature field. Each reaction rate will then link to particular mass generation and finally total mass generation of specific species will transfer to source term of the transport equation during coupling process. Conversion between concentration rate to mass rate can be written as below.

$$PMW_{mix} \phi / RU(T)(MW\phi) \quad (7)$$

Gas phase combustion kinetic employed in the modeling are as follow



$$R_j = A_j \exp\left(-\frac{E_j}{RT_g}\right) T_g C_i^{0.5} C_{O_2}, j = c1, c2, i = T, CH_4 \quad (12)$$

$$R_{C3} = A_{C3} \exp\left(-\frac{E_{C3}}{RT_g}\right) C_{CO} C_{O_2}^{0.25} C_{H_2O} \quad (13)$$

$$R_{C4} = A_{C4} \exp\left(-\frac{E_{C4}}{RT_g}\right) C_{H_2} C_{O_2} \quad (14)$$

Gas-phase water gas shift.



$$R_{wg} = \varepsilon k_{wg} \left(C_{CO} C_{H_2O} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{K_E} \right) \quad (16)$$

$$K_{wg} = A_{wg} \exp\left(-\frac{E_{wg}}{RT_g}\right)_{wg} \quad K_E = A_E \exp\left(\frac{E_E}{RT_g}\right) \quad (17)$$

$$K_E = A_E \exp\left(\frac{E_E}{RT_g}\right) \quad (18)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Heterogeneous char surface combustion is calculated by one film model [9]. The thermal equilibrium between solid fuel matrix and fluid is assumed. Char surface temperature was assumed equal to measured gas temperature. There was a research on computational work proving that the temperature inequilibrium occurred around the combustion zone for combustion within inert porous media [10] which drive additional heat recirculation to the flame zone. However, if solid fuel particle is very small this assumption would be acceptable.

3.1 Mesh generation

Mesh generation is in one dimensional for 90 centimeters long. The domain was divided into 100,000 equally control volumes, as shown in Figure 5. The code was tested by employing the material property and boundary condition as shown in Table 1.

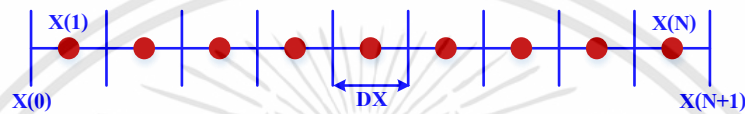


Figure 5. Mesh generation in calculation domain

Table 1. Boundary condition

Boundary condition	
Mixture inlet velocity	0.30 m/s
Mixture Inlet temperature	310 K
Oxygen mass fraction	0.40
Nitrogen mass fraction	0.60
Biomass relative velocity	0.001 m/s

Table 2. Material property

Material property	
Porous void fraction	0.5
Mixture binary diffusivity	0.0008 m ² /s
Pressure	101325N/m ²
Biomass density	100 kg/m ³

All transport equation are discretized into finite volume according to figure 1. In order to calculate convection term, face property was estimate by first order upwind scheme. All transport equations are written in system of algebraic equations. The volume at boundary was treated separately according to assigned boundary condition. All of the system of algebraic equations were solved by TDMA algorithm. The equation of state is calculated based on previous round of solved property field. All of the system of algebraic equation is then updated. The process is repeated until the convergence is achieved.

4. Result and Discussion

The custom made CFD code for biomass gasification is during the development stage. Code structure is divided into various subroutines. Every subroutine is tested individually whether they are capable to perform the desired task. Then the subroutine will be integrated into the programing loop in coupling procedure. The coupling test started from few variables until all variables are coupled and under controlled.

The solid biomass transport and decomposition testing result is demonstrated in this paper. This is the test of coupling between biomass transport subroutine and pyrolysis subroutine. These two subroutines need to be coupled in order to correctly define biomass density distribution along the reactor.

เอกสารนี้เป็นเอกสารทบทวนเนื้อหาสำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาค้นคว้า ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Figure 6 shows solid biomass density distribution along the reactor after the convergence of two subroutines coupling is achieved. This shows that major biomass decomposition process occur at the reactor length of 0.5 to 0.7 meter, because the temperature in this region is high. The decomposition rate is determined by Arrhenius rate, with the parameter for biomass decomposition from [2]. The biomass decomposition only 30% from the initial value which is considerable smaller than the experimental result from the author's test rig [3].

Figure 7 shows the rate of biomass decomposition versus temperature while the biomass density is kept constant at 100 kg/m³. It was demonstrated that the kinetics start around 800 Kelvin. It exponentially increases with the increasing temperature. This Arrhenius rate parameter is likely to be slower than the experimental result. Rice husk start to emit smoke or undergoing pyrolysis process at temperature much lower than 800K. The Arrhenius parameter will need to be revised whether it is suitable to describe rice husk decomposition rate.

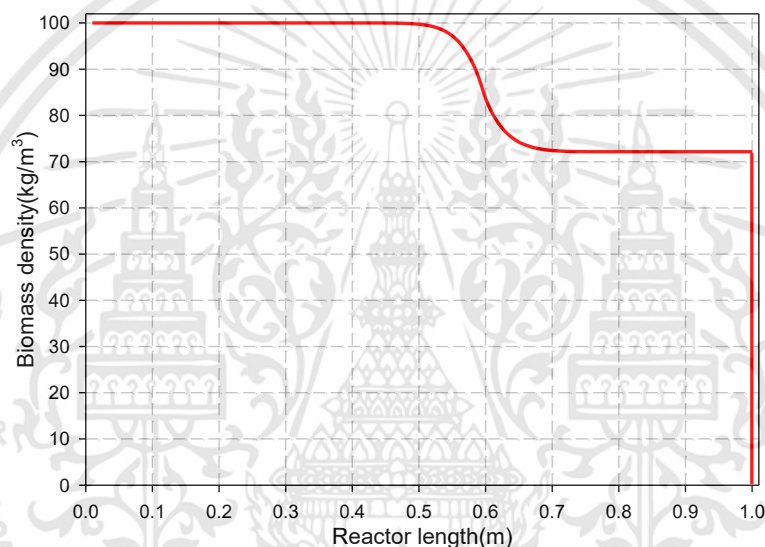


Figure 6. Solid biomass density distribution along the reactor

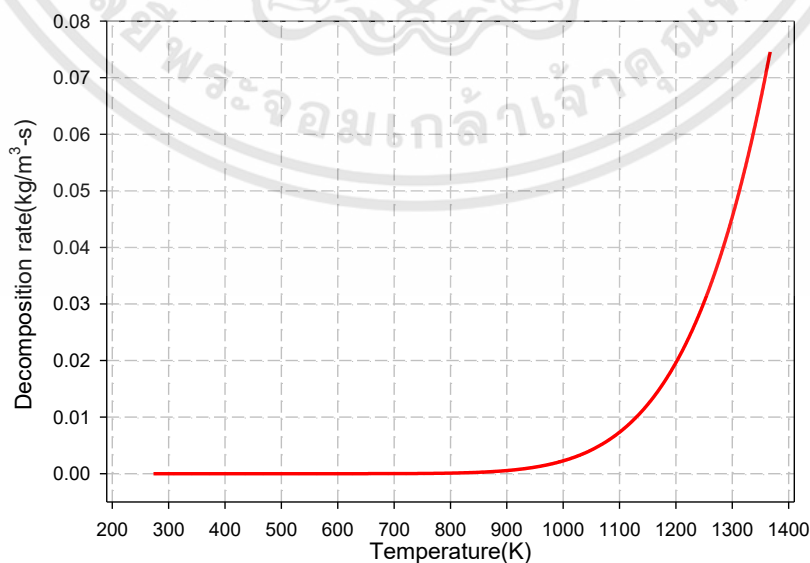


Figure 7. The rate of biomass decomposition versus temperature



5. Conclusion

The CFD code development is demonstrated in this paper. Since the biomass gasification is very complex process. All individual physics need to be modelled and programmed in separate subroutine and finally coupled until convergence was achieved. The couple between multi-physics is started from few variable then tested and calibrate with the experimental test whether it can properly describe the real process. Moreover, coupled stability also monitor at this stage. The couple between pyrolysis and solid biomass transport equation was demonstrated in this paper. It shows that coupling process is stable and reach convergence. However, the result of biomass decomposition is much slower than the experimental case. The Arrhenius rate parameter shows that the pyrolysis start at 800K which is considerable higher ignition temperature than in the experimental result. The parameter need to be revised whether it is appropriate description for rice husk decomposition rate.

References

- [1] T.B. Reed and A. Das 1998. Handbook Biomass *Downdraft Gasifier Engine systems*, Solar Technical Information Program (U.S. Department of Energy, Colorado, 1988).
- [2] Di Blasi C.1996. *Kinetic and heat transfer control in the slow and flash pyrolysis of solids* Ind. Eng. Chem. Res., 35 (1) (1996), p. 37-46.
- [3] Kasemsil O. and Jarruwat C. 2016. *Proc. Int. Conf. on TSME-ICoME(Thailand) vol 7 Experiments and analysis of propagation front under biomass stratified downdraft gasification*.
- [4] Gort R 1995. *On the propagation of a reaction front in a packed bed, thermal conversion of municipal solid waste and biomass*, PhD Thesis University of Twente.
- [5] Horttanainen M, Saastamoinen J,Sarkomaa P. 2002. *Operational limits of ignition front propagation against airflow in packed beds of different wood fuels*,Energy & Fuels 16 (3) P676–686.
- [6] Horttanainen M, Saastamoinen J,Sarkomaa P 2002. *Ignition front propagation in packed beds of wood particles*, IFRF Combustion Journal(Article Number 200003).
- [7] Mahapatra S. and Dasappa S. 2014. *Experiments and analysis of propagation front under gasification regimes in a packed bed* Fuel Processing Technology 121 P 83–90.
- [8] Dasappa S. and Paul P. 2001 *Gasification of char particles in packed beds:analysis and results*, International Journal of Energy Research 25 (12) (2001) 1053–1072.
- [9] Stephen R. Turns (2000).*An Introduction to Combustion: Concepts and Applications*, McGraw-Hill, USA.
- [10] Kittipass W. and Jarruwat C. 2016. *Proc. Int. Conf. on TSME-ICoME(Thailand) vol 7 One-dimensional CFD combustion modeling in porous media*.
- [11] Fatehi M. And Kaviany M.1994. *Adiabatic reverse combustion in a packed bed*,Combustion and Flame 99 (1) p 1–17.
- [12] Gort R. and Brouwers J. 2001. *Theoretical analysis of the propagation of a reaction front in a packed bed*,Combust Flame (124) p1–13.



BioResources

Science and Advanced Applications
of Lignocellulosic Materials

Volume 14 | Issue 2 | 2019



Lautenschläger, T., Kempe, A., Bunk, K., Mawunu, M., and Neinhuis, C. (2019). "Biomechanics and traditional use of *Raphia matombe* rachis in northern Angola," *BioResources* 14(2), 3364-3378.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

A New Method for Zone Development Observation for Updraft Rice Husk Gasification

Kasemsil Onthong and Jarruwat Charoensuk *

Experiments were carried out with a new method for assessing an updraft gasification reactor. An attached side door enabled the investigation of zone development by stopping air supply at specific times, when the thickness of biomass, char, and ash layers were measured. Development in zone thicknesses of biomass, char, and ash with time associated with temperature distribution provided information about the speed of flame propagation inside the reactor. Initially, pyrolysis and volatile combustion occurred, as evidenced by the high mass loss rate and high growth rate of the char layer. Shrinkage in the char layer took place later, and this phenomenon was governed by char glowing, which was relatively slow in mass loss rate. Finally, the fully developed char layer was obtained. The results from four different air mass fluxes under updraft configuration were presented, showing the differences in layer development. Temperature profiles at each time step revealed that the location of peak temperature coincided with the location of ash-char interface for every air mass flux. This effect was due to the high energy release during the oxidation of fixed carbon.

Keywords: Biomass; Gasification; Updraft; New method; Pyrolysis; Volatile combustion

Contact information: Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok 10520, Thailand; *Corresponding author: jarruwat.ch@kmitl.ac.th

INTRODUCTION

Liquid petroleum gas (LPG) consumption in Thailand is divided into four sectors, which are household, transportation, industrial, and petrochemical. The household sector accounted for 33% of total LPG consumption and was the largest in 2018 (EPPO 2018). Almost all of the household consumption is related to cooking with a burner. Burners are small, having a typical output within the range of 2 to 3 kW. It is important to reduce fuel consumption as it helps to reduce cost of living, which is considered one of the four basic human needs.

Biomass is a low cost energy resource in Thailand. It has an average cost of 5.66×10^{-5} baht/joule, while LPG costs approximately 5.11×10^{-4} baht/joule. Despite its low cost, biomass combustion is more complex than combustion of gaseous fuel. It is difficult to operate and not practical for cooking applications because of poor responses and low precision in tuning to meet specific thermal demands. These problems inhibit the use of biomass cooking stove among unskilled users.

There have been several developments and innovations in burners for household cooking using biomass as fuel. Most research focuses on different conditions in the operation of a conventional top-lift updraft (TLUD) design, with a major parameter of thermal efficiency (Ballard-Tremeet and Jawurel 1996; Reed and Larson 1996; Bhattacharya *et al.* 2002; Belonio *et al.* 2011; Belonio and Castillo 2012; Tryner *et al.*

2014; Shuanghui *et al.* 2015; Suresh *et al.* 2016; Sutar *et al.* 2017; Rasoulkhani *et al.* 2018; Dinesha *et al.* 2019; Jain and Sheth 2019). The reported thermal efficiency is in the range of 22% to 37%. More detailed investigation has been proposed with a combined gasification and syngas burner system. Various parameters that affect the operating conditions, including thermal efficiency, temperature distribution in the reactor, syngas temperature and composition, calculated cold gas efficiency (CGE), and the fuel size and type should be studied. The reported CGE ranges from 31% to 80%.

Biomass gasification studies are crucial pre-requisites for cooking burner development. There have been several attempts to maximize the efficiency of the complex indirect gasification process, but simple configurations, for example, updraft or downdraft types, are appropriate for small heating applications (Reed and Das 1988; Sheth and Babu 2009; Gai and Dong 2012; Teixeira *et al.* 2012).

Recent research has examined gasification of biomass under updraft and downdraft conditions, with a focus on the burning rate or smoldering propagation speed with different airflow supply and syngas composition (Reed and Das 1988; Horttanainen *et al.* 2002; Ryu *et al.* 2005; Ryu *et al.* 2007; Sheth and Babu 2009; Madhiyanon *et al.* 2011; Gai and Dong 2012; Teixeira *et al.* 2012; Dion *et al.* 2013; Chao *et al.* 2014; Mahapatra and Dasappa 2014; James *et al.* 2015; Ma *et al.* 2015; Kim *et al.* 2016; Rasoulkhani *et al.* 2018; Xuan-Huynh *et al.* 2018; Susastriawan and Saptoadi Purnomo 2019). A similar problem exists in solid fuel combustion over a traveling grate, which is widely adopted for industrial boilers, where the burning rate is related to the fuel thickness layer over the grate. Various physico-chemical processes interact with each other during the operation, and the system is dealing with uncertainty, *e.g.*, abrupt changes in thermal demand. Understanding combustion under updraft conditions will enable engineers to optimize the process for specific plant operations.

In various studies on gasification stoves and combined gasification and syngas burner systems, there has been little research on the transient response of the system. This characteristic is very important in the operation and reliability of the system. As automation equipment becomes affordable at the domestic level, there will be more economic feasibility for various applications. Automation could alleviate the operation difficulties of gasification stoves and make them more practical for non-technical operators. To successfully control the reactor, it is necessary to understand the smoldering characteristics of packed bed fuel during gasification, *e.g.*, flame propagation during start up or operation under load variation, *etc.* Eventually, the operation algorithm could be transferred to a logical statement in an automation system.

In this paper, experiments were conducted with a new assessment method that allows the investigator to observe zone development inside the reactor. This was achieved by stopping air supply at a specific period of time. The information of zone development and temperature distribution evolution will provide insight to smoldering propagation phenomena under updraft configuration.

EXPERIMENTAL

Materials

Rice husk was used as fuel in this work. Its properties and heating values are shown in Table 1 (Madhiyanon *et al.* 2011).

Table 1. Proximate and Ultimate Analyses of Rice Husk

Ultimate Analysis (%, as received)					Proximate Analysis (%, as received)				
C	H	O	N	S	Volatile	Fixed carbon	Moisture	Ash	HHV (MJ/kg)
38.0	4.55	32.4	0.69	0.60	55.6	20.1	10.3	14.0	15.0

Methods

Fixed bed reactor

All experiments were conducted using an updraft fixed-bed gasification facility, as illustrated in Fig. 1a. The reactor had a 90-mm internal diameter and total height of 500 mm. The upper end of the reactor was fitted with a 100-mm free board chamber, and the lower end had a 100-mm air manifold. The fuel grate is designed for supplying uniform updraft air flow through the packed fuel bed. The air hole distribution of the grate was verified that it was small enough to prevent the fuel particle or the ash to fall down through the grate. This reactor was equipped with a unique side door with high temperature gasket allowing visual inspection of the evolution from biomass to char and ash at the specific time elapsed after the ignition process, as shown in Fig. 1b. The reactor was well insulated with ceramic fiber to prevent major heat loss. Fuel was fed into the top of the reactor through the container. Air mass flux was supplied from the bottom by air compressor pump. The internal reactor temperature was measured by nine K-type thermocouples integrated with a Yokogawa MW-100 temperature recording system (Yokogawa Electric Corporation, Tokyo, Japan) along the vertical axis of the reactor. The height of the packed bed was measured by a metering rod, which could be inserted from the top of the reactor during gasification.

Experimental procedure

Initially, 200 g of rice husk was placed in the reactor, allowing it to be randomly packed with a 400-mm height above the fuel grate. The ignition process was performed by introducing the air mass flux, in corresponding to each experimental case, to the air manifold port underneath the reactor. The propane torch was inserted at the ignition port just above the fuel grate. The torch then fired into the fuel bed. The grate temperature (T1) was monitored until it reached 100 °C, which allowed the pyrolysis flame to propagate upward from the fuel grate. At this point, the temperature recording system was activated.

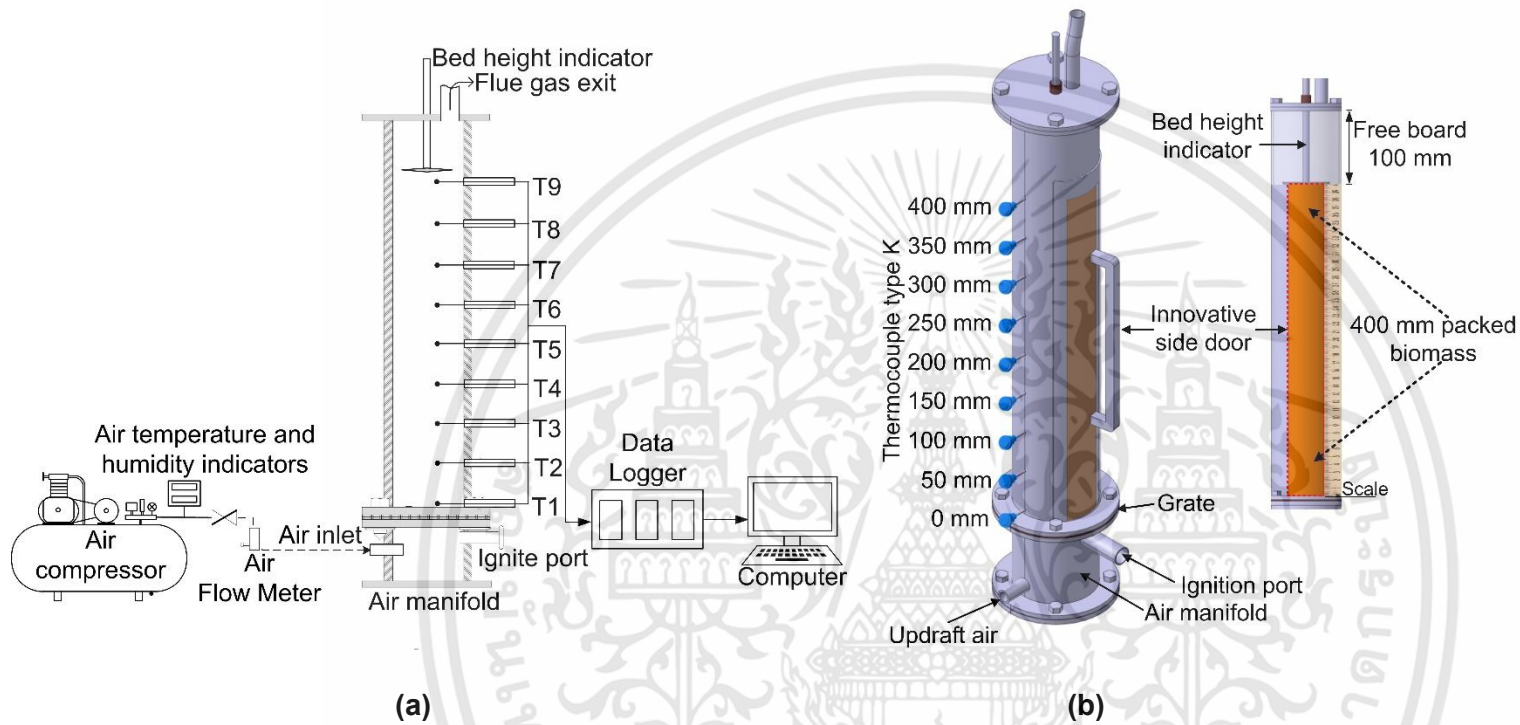


Fig. 1. (a) Schematic diagram for updraft gasification; (b) configuration of the packed bed reactor used for updraft gasification

Calculation

Bed movement and the layer shrinkage and expansion were calculated as follows,

$$Ash_{shrinkage} = \frac{x_1 - x_2}{\Delta t} \quad (1)$$

$$Char_{shrinkage} = \frac{x_2 - x_3}{\Delta t} \quad (2)$$

$$Biomass_{shrinkage} = \frac{x_3 - x_4}{\Delta t} \quad (3)$$

$$Bed\ movement = \frac{x_5 - x_4}{\Delta t} \quad (4)$$

where $x_1 = 0$ is the reference grate location, x_2 is the distance between grate and ash and char interface layer, x_3 is the distance between grate and char and biomass interface layer, x_4 is the distance between grate and top of the biomass level, x_5 is the open top of the reactor, and Δt is the differential interval time period. Zone definitions are illustrated in Fig. 2.

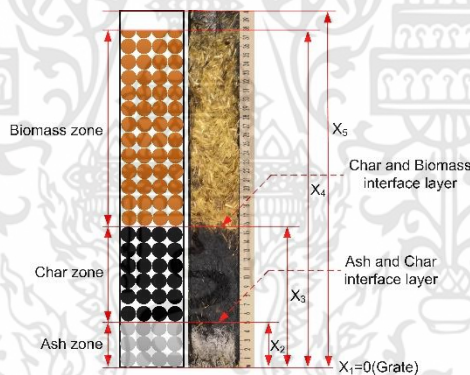


Fig. 2. Different zones in the reactor

The repeatability of this experiment was calculated as follows, (Kyu-Lee *et al.* 2015),

$$SE = \frac{SD}{\sqrt{n}} \quad (5)$$

where SE is the standard error, SD is the standard deviation, n is the number of samples.

The equivalent ratio (ER) was calculated using equation 6 (Basu 2010):

$$ER = \frac{Actual\ air}{Stoichiometric\ air}, ER < 1 (gasification) \quad (6)$$

Stoichiometric air was calculated in correspondence with the mass of rice husk loaded in the reactor (200g).

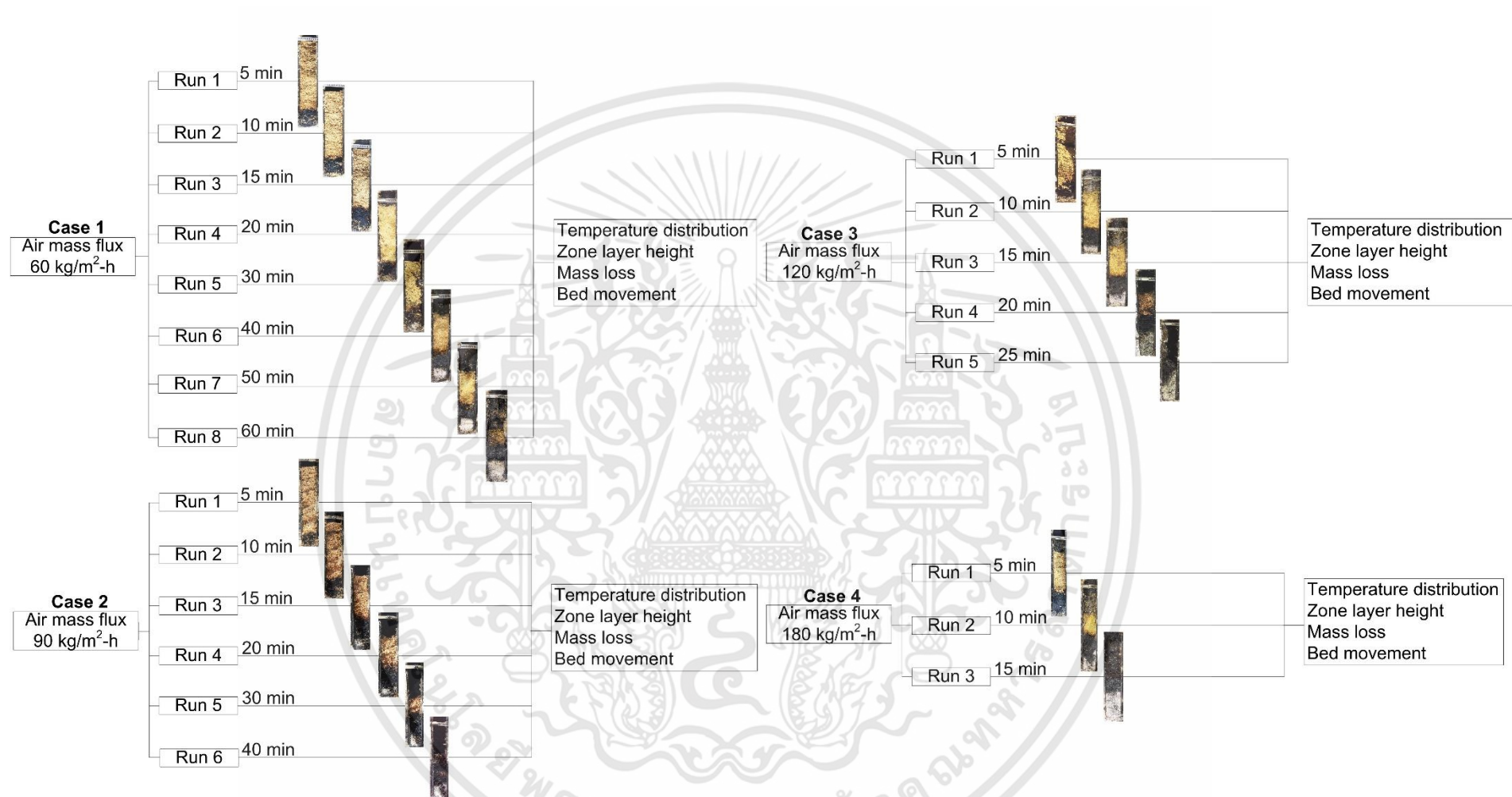


Fig. 3. Details of test trials

RESULTS AND DISCUSSION

Zone Development

Zone development and bed movement were observed by stopping air supply at specific periods of time. By doing so, the reaction was halted due to lack of oxidizer. The inlet air pipe and flue gas exit port were plugged to prevent any diffusion of air into the reactor. The reactor was allowed to cool to room temperature and opened for investigation. Thickness layers of biomass, char, and ash were measured for a specific time step. To obtain the development of these layers with time, the reactor was emptied and refilled with fresh fuel, and the entire operation procedure was repeated from the beginning and halted for the result of each time step. It was found that the maximum temperature was increased with the increasing equivalent ratio. This was in good agreement with other updraft gasification configuration (Rowland 2010; Manek *et al.* 2019). Visual observation was used to detect the ash, char, and biomass zones that developed in the reactor. Figure 3 shows details of test trials.

Air Mass Flux of 60 kg/m²·h (ER = 0.50)

Figure 4 shows the zone development when applying the air mass flux at 60 kg/m²h. The char zone was developed from the grate up to 75 mm in the first 5 min. The mass loss was also high (Fig. 16), while ash was not present. This result implied that homogeneous combustion of pyrolysis gas in pore cavities of the fuel bed was dominant in this period.

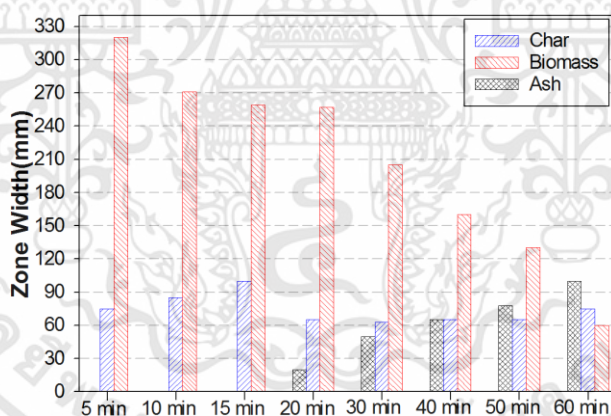


Fig. 4. Zone width at air mass flux 60 of kg/m²hr

Pyrolysis and volatile combustion were coupled by thermal energy because combustion released heat from the bottom layer where fuel was ignited. Pyrolysis occurred nearby at layer above the ignition zone by absorbing the heat *via* convection and radiation. Finally, the combustion process was spread from the bottom layer until it reached the distance that the oxygen was depleted. This phenomenon was supported by the abrupt char growth layer of 75 mm within the initial period of 5 min. Massive evolution of smoke was observed at this period, which indicated condensation of steam and heavy hydrocarbon produced by pyrolysis into fine droplets on the top of the reactor when the gas was quenched to the atmospheric condition (Tar).

In the period between the time steps of the 5th and the 15th min from time of ignition, in accordance to Fig. 4, the pyrolysis rate was decreased, as observed by small

changes in thickness of biomass layers that occurred between these two time steps, with the average rate around 4.06 mm/min. However, the bed temperature increased almost constantly at the rate between 18.46 °C/min. As suggested in Fig. 6, it could be postulated that char combustion was a dominant process during this second period. The mass loss rate was decreased, while the pyrolysis and homogeneous combustion mode switched to the char glowing mode. This observation coincided with a previous study (Ryu *et al.* 2007) and a single particle analysis of wood combustion (Mahapatra and Dasappa 2014). Moreover, it was inferred that within the first 5 min from ignition, the pyrolysis zone grew more abruptly than the glowing rate of char combustion that occurred between the 5th and the 15th min from the initial state.

The temperature at the interphase between char and biomass layers at this period was 100 °C to 150 °C. This condition would have enabled the pyrolysis flaming to propagate if there had been residual oxygen in this region. Therefore, slow pyrolysis without combustion occurred at the char-biomass interphase together with char combustion layer at the grate that was related to a slow mass loss rate. Char glowing has a significantly lower burning rate than pyrolysis flaming (Ryu *et al.* 2007). Notably, there was very little smoke emitted from the top of the reactor, confirming that char glowing was a dominant process.

At the 20th min, the ash layer started to form at the fuel grate. The temperature of the grate (T_1) started to drop, and the combustible fuel at the grate started to burn out. The char layer shrank during the 20th to the 30th min because the bottom char layer had turned into ash, which is depicted in Figs. 4 and 5. Moreover, the weight loss rate of 10% (Fig. 16) was higher than the weight loss within the period of the 5th to the 15th min. As the char layer at the grate had burnt out leaving the incombustible ash behind, the combustion zone then shifted toward the upper location. The shrinkage in char layer led to an increase in heat transfer to the char-biomass interface, resulting in a higher rate of pyrolysis. Figure 4 shows an increase in biomass zone shrinkage from approximately 6.83 mm/min to 12.85 mm/min from the 20th min onward.

From the 20th to the 60th min, the zone development layers moved upward at an almost constant rate, indicating the pyrolysis and char burning rates were constant. Figure 4 indicates a decrease in biomass thickness layer at 4.92 mm/min. The char thickness layer was constant with the width around 65 to 75 mm, while the ash zone was growing at the rate of 2 mm/min. These changes made the rate of bed movement at 2.7 mm/min. Weight loss rate was measured at 1.95 g/min.

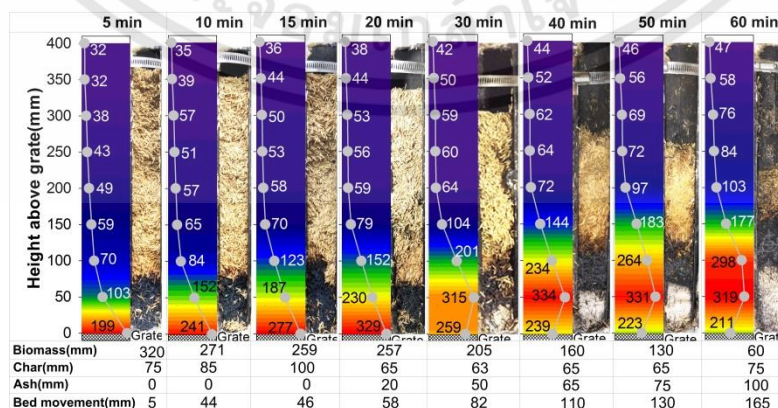


Fig. 5. Zone development at air mass flux of 60 kg/m²h

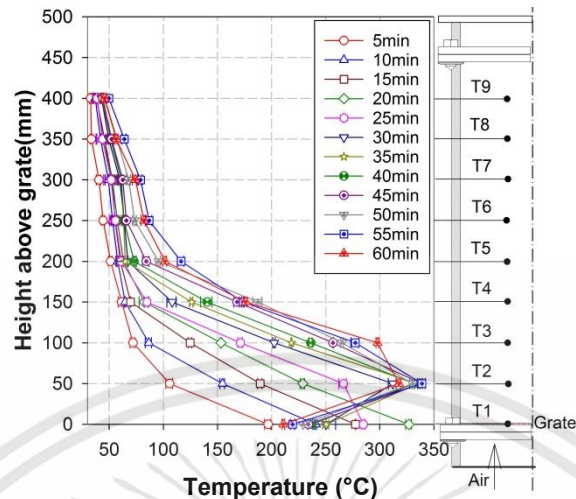


Fig. 6. Temperature distribution at different time in the reactor at air mass flux of 60 kg/m²h

Air Mass Flux of 90 kg/m²h (ER = 0.89)

During the first 5 min, the char growth rate was considerably less than the case with air mass flux of 60 kg/m²h (Fig. 7), as it developed within 50 mm from the grate. The temperature above the grate was higher than in the earlier case (Figs. 8 and 9). Thus, the volatile combustion took place at a more intense rate than in the case of 60 kg/m²h. Oxygen was consumed and depleted within less distance, resulting in a smaller heat-affected zone above the grate. A higher mass loss rate was observed (Fig. 16) during this period because of the dominant volatile combustion (Ryu *et al.* 2006). In contrast to the case of 60 kg/m²h, a char layer shrinkage period was not observed for 90 kg/m²h.

The ash layer started to form at the 15th min, as shown in Fig. 7, which was faster than the case of 60 kg/m²h. The maximum grate temperature (maximum T_1) was 331 °C at the 20th min. The peak temperature was 433 °C (Fig. 8). This result coincided with the interface of the char and ash layer. In addition, it was evidence that the maximum grate temperature (T_1) at the 5th min was lower than the peak temperature, which occurred at the ash and char interface (above T_1) at the 10th min. This was due to higher energy release rate of char oxidation at the ash-char interface compared with the reaction of raw biomass at the grate of the reactor.

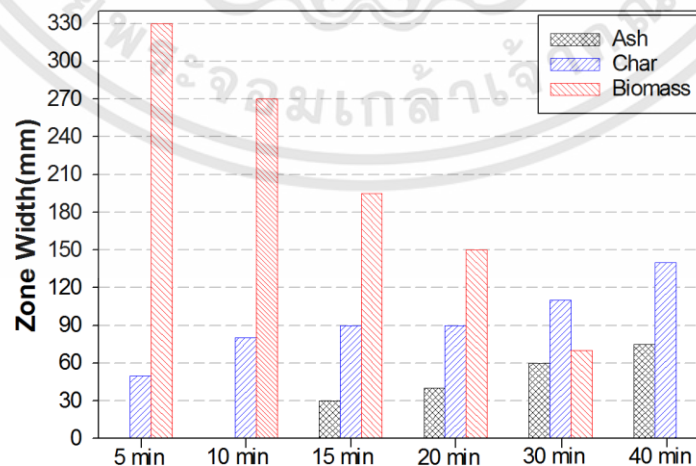


Fig. 7. Zone width at air mass flux of 90 kg/m²h

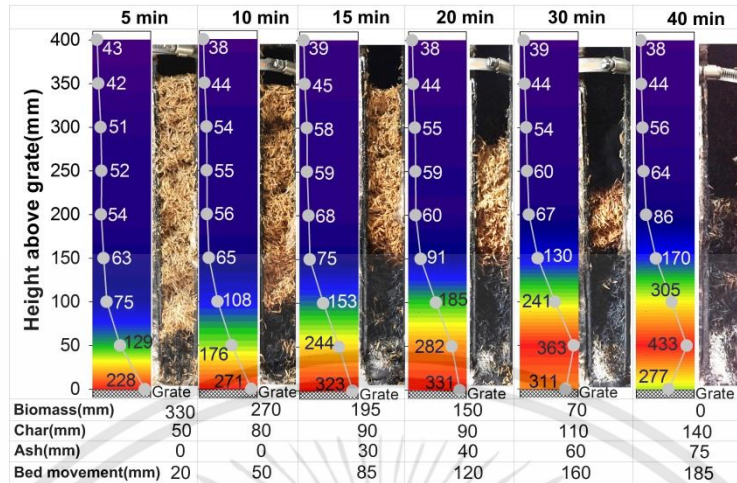


Fig. 8. Zone development at air mass flux of 90 kg/m²h

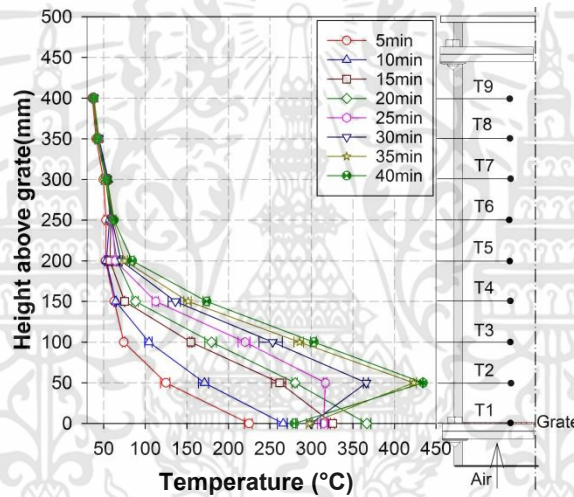


Fig. 9. Temperature distribution at different time in the reactor at air mass flux of 90 kg/m²h

Air Mass Flux of 120 kg/m²h (ER = 0.37)

The observed behavior was similar to the case with 90 kg/m²hr air mass flux. Ash began to form during the first 5 min. The char growth rate was marginally higher than in the case with 90 kg/m²h air mass flux. The char layer reached full development at the 10th min with the layer height of 100 mm. This was very similar to the result with 90 kg/m²h. The char layer location had moved upward at the speed of 20 mm/min after the full development was reached. The maximum grate temperature (maximum T₁) was 437 °C, which was the same as the case with 90 kg/m²h air mass flux, but occurred at the 10th min. The peak temperature was marginally higher than the case with 90 kg/m²h air mass flux, which was 470 °C.

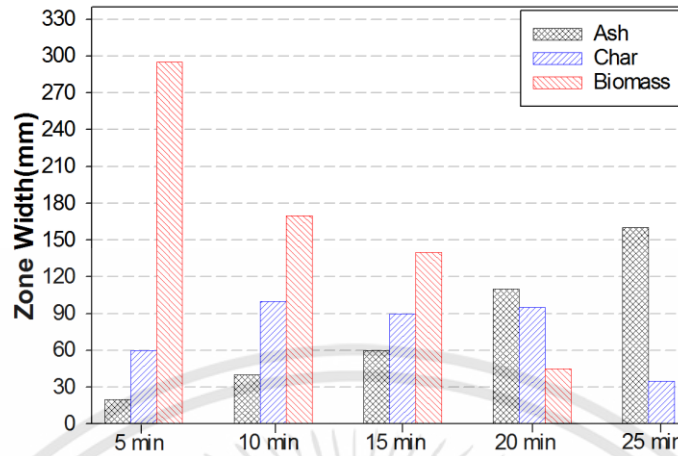


Fig. 10. Zone width at air mass flux of 120 kg/m²h

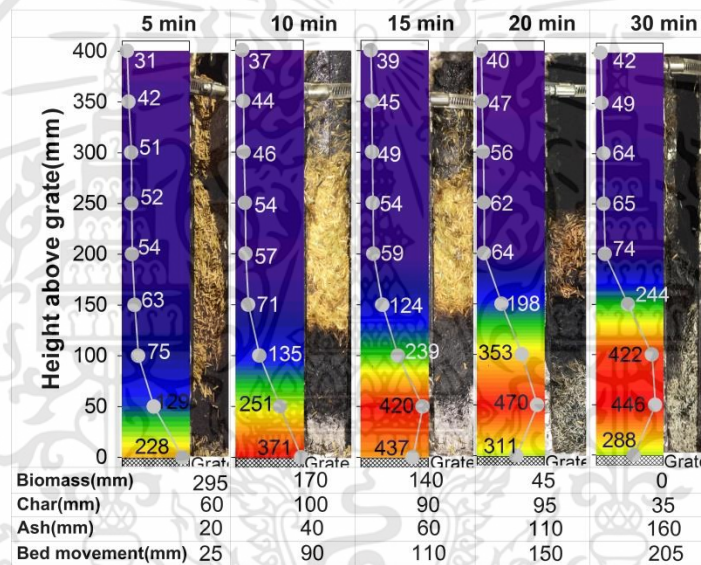


Fig. 11. Zone development at air mass flux of 120 kg/m²h

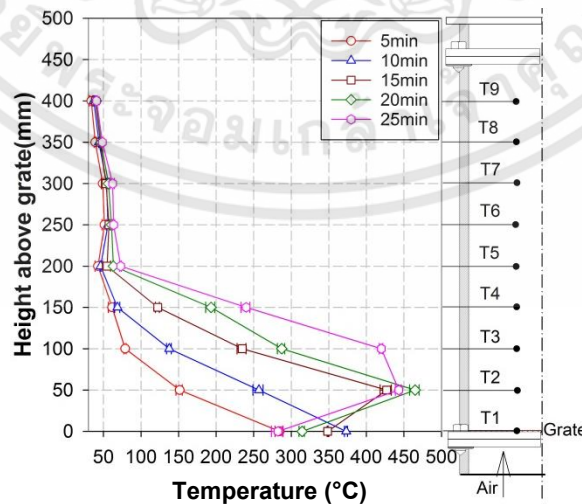


Fig. 12. Temperature distribution at different time in the reactor at air mass flux of 120 kg/m²h

Air Mass Flux of 180 kg/m²h (ER = 0.36)

More ash and char was formed during the first 5 min from ignition. Ash was formed with an average rate of 8 mm/min, which was considerably higher than the case of 120 kg/m²h because of the average higher burning rate (Figs. 13 and 14). The maximum grate temperature (maximum T1) was around 348 °C, which was lower than in the case of 90 kg/m²h and 120 kg/m²h air mass flux. An increase in air supply rate resulted in a lower grate temperature in this range. It was suspected that stronger convection enhanced the heat loss rate from the volatile combustion zone above the grate.

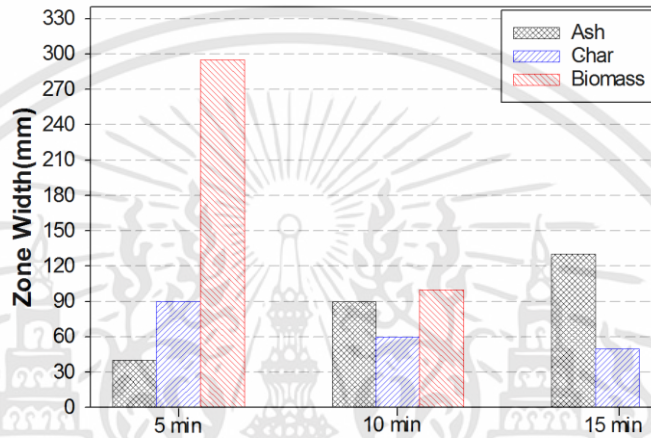


Fig. 13. Zone width at air mass flux of 180 kg/m²hr

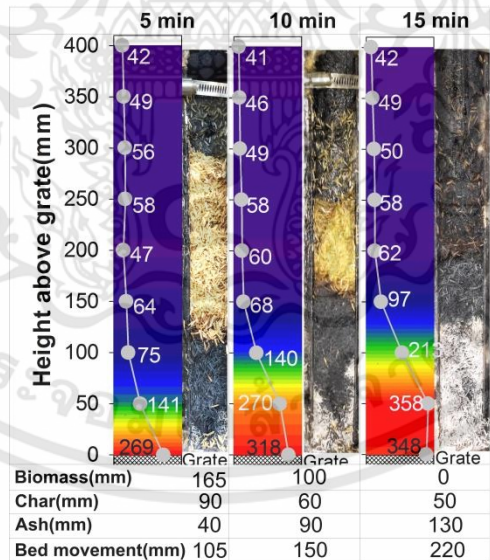


Fig. 14. Zone development at air mass flux of 180 kg/m²h

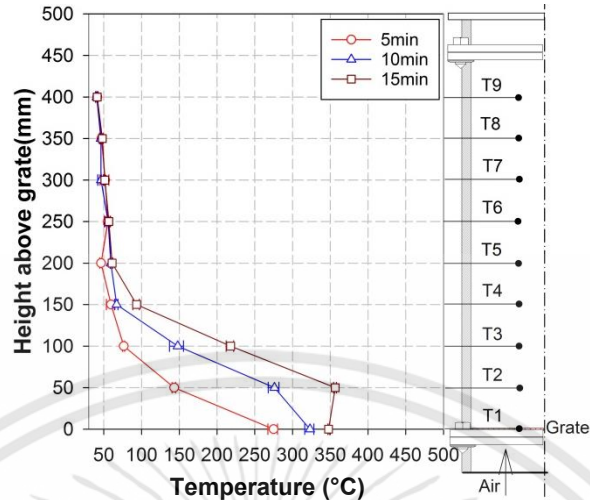


Fig. 15. Temperature distribution at different time in the reactor at air mass flux of $180 \text{ kg/m}^2\text{h}$

Temperature Profile

There are various endothermic and exothermic processes influencing the temperature profile in the reactor. During updraft gasification, it comprises a varying degree of drying, pyrolysis homogeneous combustion, and char glowing in the same location. This complexity is greatly reduced in one-dimensional problem analysis with reasonable assumptions and proper experimental setting up. In case of updraft gasification, the major heat transfer is convection in the flow direction and the radiation from temperature gradient along the bed.

The temperature profiles were similar for every tested case of input air mass flux. The constant negative gradient from the grate with peak temperature at the grate was observed. The temperature was increased with constant gradient after the ignition time. This result indicated that the volatile combustion and char glowing at the grate was intensified during this period. After that, an incombustible ash layer was formed at the grate, which was made apparent by the grate temperature drop (T_1). The peak temperature moved upward followed by the char and ash interface layer. The peak temperature at this interface was usually higher than the maximum temperature at the grate (maximum T_1).

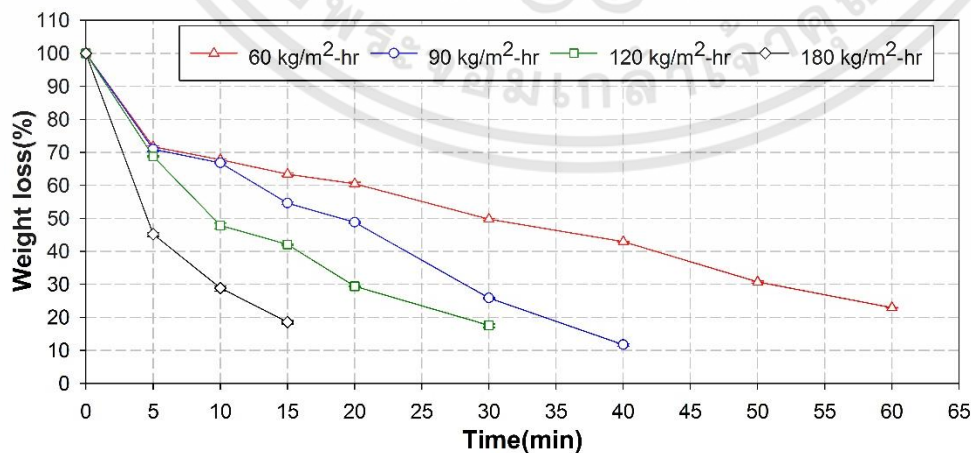


Fig. 16. Weight loss at air mass flux of 60, 90, 120, and $180 \text{ kg/m}^2\text{h}$

Bed Movement

There were two distinctive behaviors of bed movement, as shown in Fig. 17. First, high bed movement was observed during the first 15 min after ignition. This result implied pyrolysis and a volatile combustion period; the corresponding mass loss rate is revealed in Fig. 16. Secondly, the bed velocity appeared to reach steady velocity while the char layer was in a fully developed state.

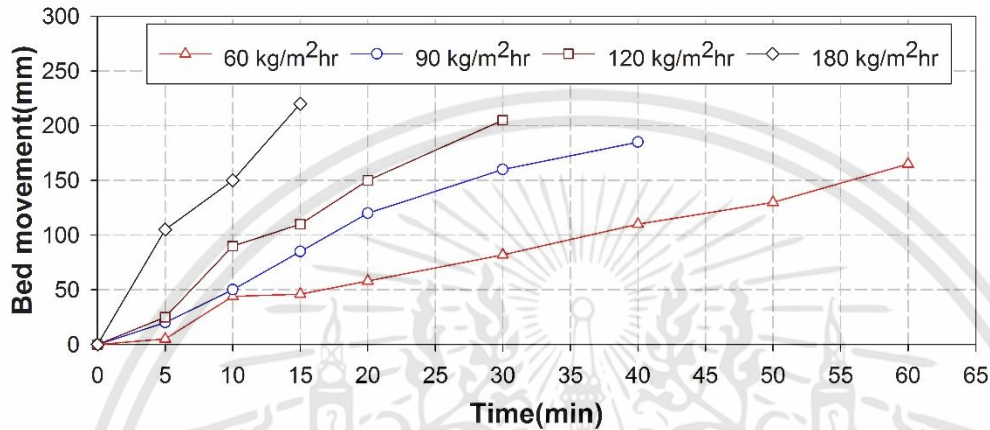


Fig. 17. Bed movement at air mass flux of 60, 90, 120, and 180 kg/m²h

Standard Error

Standard error of the thermocouples number 1, 2, 3, and 4 was calculated for each specific time step and all experimental cases as shown in Fig 3. The reason for selecting only four thermocouples above grate was due to high temperature evolution at this region. The average standard error was not over 2.0 as can be seen in Fig. 18.

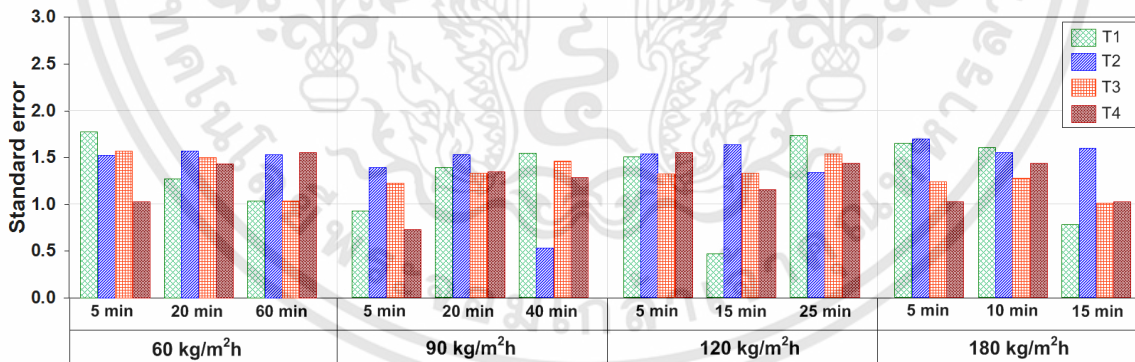


Fig. 18. Standard error of temperature

CONCLUSIONS

1. A new method for investigating the propagation under updraft conditions was developed using a reactor equipped with a side door, which enabled the investigator to explore zone development by stopping the air supply at specific periods of time. The zone development data gathered with temperature distribution evolution permitted better insights into smoldering propagation phenomena.
2. The layer development data revealed three distinctive periods in the propagation of rice husk fueled under updraft gasification, which were; i) pyrolysis and volatile combustion period, ii) char layer shrinkage, and iii) the fully developed period.
3. Peak temperature coincided with the ash and char interface layer positioning for every case of input air mass flux. Peak temperature was higher than the maximum grate temperature (maximum T_1). This was due to higher energy release rate of char oxidation at the ash-char interface as compared with the reaction of raw biomass at the grate of the reactor.
4. High mass loss rate was observed during pyrolysis and volatile combustion dominated period, which was the first period after the ignition for every input air mass flux.
5. Increasing the input air mass flux from 60 kg/m²h to 90 kg/m²h and 120 kg/m²h resulted in overall increasing in temperature and the shrinkage of heat affected zone. However, further increases the input air mass flux to 180 kg/m²h resulted in decreased maximum grate temperature (maximum T_1). It was suspected that stronger convection enhanced the heat loss rate from the volatile combustion zone above the grate.

REFERENCES CITED

- Ballard-Tremeet, G., and Jawurek, H. H. (1996). "Comparison of five rural, wood-burning cooking devices: Efficiencies and emissions," *Biomass and Bioenergy* 11(5), 419-430. DOI: 10.1016/S0961-9534(96)00040-2
- Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, Academic Press, New York, NY.
- Belonio, A., and Castillo, E. (2012). *Improved Versions of the Continuous-type Rice Husk Gas Stove for Household Use*, Technical Report of CRHET, Central Luzon State University Science City of Munoz, Nueva Ecija, Philippines.
- Belonio, A., Sicat, E., and Cuaresma, F. (2011). *A Two-burner Continuous-type Rice Husk Gas Stove Developed for Household/Small Cottage Industry*, Technical Report of CRHET, Central Luzon State University Science City of Munoz, Nueva Ecija, Philippines.
- Bhattacharya, S. C., Albina, D. O., and Khaing, A. M. (2002). "Effects of selected parameters on performance and emission of biomass fired cookstoves," *Biomass and Bioenergy* 23, 387-395. DOI: 10.1016/S0961-9534(02)00062-4
- Chao, C., Chunjiang, Y., Jinsong, Z., Yangyang, X., and Zhongyang, L. (2014). "Optimization of the three-stage biomass gasification characteristics in high-temperature entrained-flow bed," *Bioresource Technology* 9(2), 2621-2633. DOI:

- 10.15376/biores.9.2.2621-2633
- Mahapatra, S., and Dasappa, S. (2014). "Experiments and analysis of propagation front under gasification regimes in a packed bed," *Fuel Processing Technology* 121, 83-90. DOI: 10.1016/j.fuproc.2014.01.011
- Dinesha, P., Kumar, S., and Rosen, M. A. (2019). "Performance and emission analysis of a domestic wick stove using biofuel feedstock derived from waste cooking oil and sesame oil," *Renewable Energy* 136, 342-351. DOI: 10.1016/j.renene.2018.12.118
- Dion, L.-M., Lefsrud, M., Orsat, V., and Cimon, C. (2013). "Biomass gasification and syngas combustion for greenhouse CO₂ enrichment," *BioResources* 8(2), 1520-1538. DOI: 10.15376/biores.8.2.1520-1538
- EPP0. (2018). *Report Energy Statistics of Thailand 2018*, Ministry of Energy, Thailand, Retrieved from http://www.eppo.go.th/images/Energy-Statistics/energyinformation/Energy_Statistics/00All.pdf
- Gai, C., and Dong, Y. (2012). "Experimental study on non-woody biomass gasification in a downdraft gasifier," *International Journal of Hydrogen Energy* 37, 4935-4944. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2011.12.031
- Horttanainen, M., Saastamoinen, J., and Sarkomaa, P. (2002). "Operational limits of ignition front propagation against airflow in packed beds of different wood fuels," *Energy Fuels* 16, 676-686. DOI: 10.1021/ef010209d
- Jain, T., and Sheth, P. N. (2019). "Design of energy utilization test for a biomass cook stove: Formulation of an optimum airflow recipe," *Energy* 166, 1097-1105. DOI: 10.1016/j.energy.2018.10.180
- James, A. M., Yuan, W., Boyette, M. D., and Wang, D. (2015). "The effect of air flow rate and biomass type on the performance of an updraft biomass gasifier," *BioResources* 10(2), 3615-3624. DOI: 10.15376/biores.10.2.3615-3624
- Kim, M., Lee, Y., Park, J., Ryu, C., and Ohm, T. I. (2016). "Partial oxidation of sewage sludge briquettes in a updraft fixed bed," *Waste Management* 49, 204-211. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.01.040
- Kyu-Lee, D., Junyong, I., and Sangseok Lee, S. (2015). "Standard deviation and standard error of the mean," *Korean Journal of Anesthesiology* 68(3), 220-223. DOI: 10.4097/kjae.2015.68.3.220
- Ma, Z., Ye, J., Zhao, C., and Zhang, Q. (2015). "Gasification of rice husk in a downdraft gasifier: The effect of equivalence ratio on the gasification performance, properties, and utilization analysis of byproducts of char and tar," *BioResources* 10(2), 2888-2902. DOI: 10.15376/biores.10.2.2888-2902
- Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., and Soponronnarit, S. (2011). "Effect of swirl secondary air injection on rice husk combustion in a short-combustion-chamber fluidized bed combustor using nozzle-type air distributor," *Journal of Research and Applications in Mechanical Engineering* 1, 77-82.
- Mahapatra, S., and Dasappa, S. (2014). "Influence of surface area to volume ratio of fuel particles on gasification process in a fixed bed," *Energy for Sustainable Development* 19, 122-129. DOI: 10.1016/j.esd.2013.12.013
- Manek, B., Javia, M. S., Harichandan, A., and Ramani, H. (2019). "A CFD based comprehensive study of coal-fired updraft gasifier in ceramic industry," *Thermal Science and Engineering Progress* 9, 11-20. DOI: 10.1016/j.tsep.2018.11.001
- Rasoulkhani, M., Ebrahimi-Nik, M., Abbaspour-Fard, M. H., and Rohani, A. (2018). "Comparative evaluation of the performance of an improved biomass cook stove and the traditional stoves of Iran," *Sustainable Environment Research* 28, 438-443. DOI:

- 10.1016/j.serj.2018.08.001
- Reed, T. B., and Larson, R. (1996). "A wood-gas stove for developing countries," *Energy for Sustainable Development* 3(2), 34-37. DOI: 10.1016/S0973-0826(08)60589-X
- Reed, T. B., and Das, A. (1988). *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*, Solar Energy Research Institute, National Renewable Energy Laboratory, Golden, CO, USA. DOI: 10.2172/5206099
- Rowland, S. (2010). *Design and Testing of a Small-Scale Updraft Gasifier for Gasification of Eastern Redcedar*. M.Sc. Thesis, Oklahoma State University, Stillwater, OK, USA.
- Ryu, C., Phan, A. N., Sharifi, V. N., and Swithenbank, J. (2007). "Co-combustion of textile residues with cardboard and waste wood in a packed bed," *Experimental Thermal and Fluid Science* 32, 450-458. DOI: 10.1016/j.expthermflusci.2007.05.008
- Ryu, C., Yang, Y. B., Khor, A., Yates, E. N., Sharifi, V. N., and Swithenbank, J. (2006). "Effect of fuel properties in biomass combustion: Part I. Experiments-fuel type, equivalence ratio and particle size," *Fuel* 85, 1039-1046. DOI: 10.1016/j.fuel.2005.09.019
- Sheth, P. N., and Babu, B. V. (2009). "Experimental studies on producer gas generation from wood waste in a downdraft biomass gasifier," *Bioresour Technol* 100, 3127-3133. DOI: 10.1016/j.biortech.2009.01.024
- Shuanghui, D., Xuebin, W., Houzhang, T., Yan, L., Zhongfa, H., and Ben, N. (2015). "Optimization of operating conditions of a household up-draft biomass gasification stove," *BioResources* 10(3), 4178-4190. DOI: 10.15376/biores.10.3.4178-4190
- Suresh, R., Singh, V.K., Malik, J. K., Datta, A., and Pal, R. C. (2016). "Evaluation of the performance of improved biomass cooking stoves with different solid biomass fuel types," *Biomass and Bioenergy* 95, 27-34. DOI: 10.1016/j.biombioe.2016.08.002
- Susastriawan, A. A. P., and Saptoadi Purnomo, H. (2019). "Effect of tuyer distance above grate on propagation front and performance of downdraft gasifier with the feedstock of rice husk," *Renewable Energy* 134, 1034-1041. DOI: 10.1016/j.renene.2018.11.110
- Sutar, K. B., Kohli, S., and Ravi, M. R. (2017). "Design and development and testing of small downdraft gasifiers for domestic cook stoves," *Energy* 124, 447-460. DOI: 10.1016/j.energy.2017.02.076
- Teixeira, G., Steene Van De, L., Martin, E., Gelix, F., and Salvador, S. (2012). "Gasification of char from wood pellets and from wood chips: Textural properties and thermochemical conversion along a continuous fixed bed," *Fuel* 102, 514-524. DOI: 10.1016/j.fuel.2012.05.039
- Tryner, J., Willson, B. D., and Marchese, A. J. (2014). "The effects of fuel type and stove design on emissions and efficiency of natural-draft semi-gasifier biomass cookstoves," *Energy for Sustainable Development* 23, 99-109. DOI: 10.1016/j.esd.2014.07.009
- Xuan-Huynh, P., Piriou, B., Salvador, S., Valette, J., and Steene, L. (2018). "Oxidative pyrolysis of pine wood, wheat straw and miscanthus pellets in a fixed bed," *Fuel Processing Technology* 178, 226-235. DOI: 10.1016/j.fuproc.2018.05.029

Article submitted: January 28, 2019; Peer review completed: April 7, 2019; Revisions accepted: April 30, 2019; Published: May 7, 2019.

DOI:10.15376/biores.14.3.5080-5096

ประวัติผู้เขียน

ชื่อผู้เขียน	นายเกษมศิลป์ อ่อนทอง
วัน เดือน ปีเกิดวันที่	27 กันยายน พ.ศ. 2527
สถานที่เกิด	สุราษฎร์ธานี
ประวัติการศึกษา	2550 วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 2553 วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเครื่องกล สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ประวัติผู้เขียน

ชื่อผู้เขียน	นายเกษมศิลป์ อ่อนทอง
วัน เดือน ปีเกิดวันที่	27 กันยายน พ.ศ. 2527
สถานที่เกิด	สุราษฎร์ธานี
ประวัติการศึกษา	2550 วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 2553 วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเครื่องกล สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้