



ใบรับรองวิทยานิพนธ์
บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมเครื่องกล)

ปริญญญา

วิศวกรรมเครื่องกล

วิศวกรรมเครื่องกล

สาขา

ภาควิชา

เรื่อง การออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบสามส่วน โดยใช้เกลบเป็นเชื้อเพลิง

Design and Testing of a Three-Stage Gasifier With Rice Husk as a Fuel

นามผู้วิจัย นายชโลมศักดิ์ แต่งงาม

ได้พิจารณาเห็นชอบโดย

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์วิชัย ศิระโกศล, Ph.D.)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(รองศาสตราจารย์เกียรติไกร อายุวัฒน์, วศ.ม.)

หัวหน้าภาควิชา

(รองศาสตราจารย์ชวลิต กิตติชัยการ, Ph.D.)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์รับรองแล้ว

(รองศาสตราจารย์กัญญา ชีระกุล, D.Agr.)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

วัน _____ เดือน _____ พ.ศ. _____

สิงสถิตี มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

วิทยานิพนธ์

เรื่อง

การออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบสามส่วนโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง

Design and Testing of a Three-Stage Gasifier With Rice Husk as a Fuel

โดย

นายชโลมศักดิ์ แต่งงาม

เสนอ

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

เพื่อความสมบูรณ์แห่งปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมเครื่องกล)

พ.ศ. 2554

ลิขสิทธิ์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

ชโลมศักดิ์ แต่งงาน 2554: การออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบสามส่วน
โดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง ปรินญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมเครื่องกล)
สาขาวิศวกรรมเครื่องกล ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก:
ผู้ช่วยศาสตราจารย์วิชัย ศิระโกศล, Ph.D. 142 หน้า

งานวิจัยนี้แสดงถึงการออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลที่ใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง
โดยการออกแบบจะมุ่งเน้นในการลดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ ซึ่งเป็นปัญหา
หลักของการนำก๊าซเชื้อเพลิงไปใช้ประโยชน์

เตาผลิตก๊าซชีววมวลประกอบไปด้วย ส่วนอบแห้ง ส่วนไพโรไลซิส ส่วนเผาไหม้ และ
ส่วนรีดักชัน โดยในส่วนของการเผาไหม้ได้ใช้การจำลองแบบเชิงตัวเลขเพื่อทำนายการกระจาย
ตัวของอุณหภูมิ การทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลจะศึกษาถึงอุณหภูมิที่เกิดขึ้นในแต่ละ
กระบวนการรวมถึงการเก็บตัวอย่างก๊าซและวัดปริมาณน้ำมันดินในแต่ละกระบวนการ

ผลการวิจัยพบว่าอุณหภูมิของแต่ละช่วงปฏิกิริยาไพโรไลซิส ปฏิกิริยาการเผาไหม้ และ
ปฏิกิริยารีดักชัน เป็น 400-600 เซลเซียส 800-900 เซลเซียส และ 500-650 เซลเซียส ตามลำดับ
โดยร้อยละขององค์ประกอบก๊าซชีววมวลโดยเฉลี่ยที่ผลิตได้โดยปริมาตรของ CO_2 , O_2 , CH_4 , H_2 ,
 CO และ N_2 เป็น 14.147, 4.069, 3.406, 6.245, 19.329 และ 52.801 ตามลำดับ มีปริมาณน้ำมันดิน
ในก๊าซเชื้อเพลิงประมาณ 1050 mg/Nm³ และมีปริมาณก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ประมาณ 1202 m³/hr
โดยมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบเป็น 44.908 %

Chalomsak Tangngam 2011: Design and Testing of a Three-Stage Gasifier With Rice Husk as a Fuel. Master of Engineering (Mechanical Engineering), Major Field: Mechanical Engineering, Department of Mechanical Engineering. Thesis Advisor: Assistant Professor Wichai Siwakosit, Ph.D. 142 pages.

This study is composed of design and testing a three-stage rice husk gasifier. The main purpose is to reduce the amount of tar in the producer gas from the gasifier which is troublesome with the internal combustion engine that runs with it.

The gasifier is consisted of 4 zones which are drying, pyrolysis, combustion, and reduction. The temperature distribution in the combustion zone has been numerically simulated to be use in the design process. The actual temperature, gas composition, and amount of tar have been measured in the testing process.

The results indicate that the temperature in pyrolysis, combustion, and reduction zones are 400-600°C, 800-900°C, and 500-650°C respectively. Percentages by volume of CO₂, O₂, CH₄, H₂, CO, and N₂ of the producer gas measured at the exit port of the gasifier are 14.147 %, 4.069%, 3.406 %, 6.245 %, 19.329 %, and 52.801 % respectively. The amount of tar content has been reduced from the pyrolysis zone to approximately 1050 mg/Nm³ at the exit port, Whereas the volume flow rate of the gasifier is 1202 m³/hr and the system thermal efficiency is 44.908%.

Student's signature

Thesis Advisor's signature

กิตติกรรมประกาศ

ข้าพเจ้ากราบขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. วิชัย ศิวโกศิษฐ์ ประธานกรรมการที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ และ รองศาสตราจารย์เกียรติคุณ อายวัฒน์ กรรมการที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม เป็นอย่างสูงที่ได้กรุณาให้คำปรึกษาเกี่ยวกับแนวทางในการศึกษาค้นคว้าทำการวิจัย การออกแบบ การทดสอบ ตลอดจนแนวทางการจัดทำวิทยานิพนธ์จนกระทั่งเสร็จสมบูรณ์ รวมทั้งผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พิรัช แสนโกชน์ ประธานการสอบปากเปล่าขั้นสุดท้าย และ ดร.ธนา ภูเฝ้ากรัตน์ ผู้ทรงคุณวุฒิจากการรถไฟแห่งประเทศไทยที่ได้ให้คำแนะนำอันเป็นประโยชน์อย่างยิ่งสำหรับวิทยานิพนธ์นี้

ขอกราบขอบพระคุณ ดร. บุญรอด ล้างกุลณุกิจ แห่งบัณฑิตวิทยาลัยร่วม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ได้ให้คำแนะนำการออกแบบรวมถึงการแก้ปัญหาต่าง ๆ ในการทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวล

ขอกราบขอบพระคุณ ครู ชลอ ปรีสวัสดิ์ แห่งภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ที่ได้ให้ความช่วยเหลือในการทำวิจัย

ขอขอบพระคุณ คณะบุคลากรในศูนย์พลังงานและสิ่งแวดล้อมมหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ที่ได้ช่วยเหลือแนะนำ การทำงานวิจัยจนสำเร็จลุล่วงตลอดมา

ขอกราบขอบพระคุณ ครู อาจารย์ทุกท่านที่ได้อบรมสั่งสอนมอบความรู้ให้แก่ผู้ดำเนินงานวิจัย

ท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณ คุณพ่อ และคุณแม่ ที่ได้เล็งเห็นถึงความสำคัญและให้การสนับสนุนทางด้านการศึกษาเป็นอย่างดี ผู้ดำเนินงานวิจัยรู้สึกสำนึกในความเมตตา ความหวังดี และความเสียสละของท่านมาโดยตลอด

ชโลมศักดิ์ แต่งงาม

พฤษภาคม 2554

สารบัญ

หน้า

สารบัญ	(1)
สารบัญตาราง	(2)
สารบัญภาพ	(3)
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ	(7)
คำนำ	1
วัตถุประสงค์	3
การตรวจเอกสาร	4
อุปกรณ์และวิธีการ	45
อุปกรณ์	45
วิธีการ	55
ผลการศึกษาและวิจารณ์	61
สรุปผลการศึกษาและข้อเสนอแนะ	83
สรุปผลการศึกษา	83
ข้อเสนอแนะ	84
เอกสารและสิ่งอ้างอิง	85
ภาคผนวก	87
ภาคผนวก ก ตัวอย่างการคำนวณ	88
ภาคผนวก ข รูปแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบสามส่วน	111
ประวัติการศึกษาและการทำงาน	142

สารบัญตาราง

ตารางที่		หน้า
1	คุณสมบัติของเชื้อเพลิงแกลบ	6
2	การเปรียบเทียบลักษณะพื้นฐานและการทำงานของเตาผลิตก๊าซ	27
3	ค่า K_1 และ K_2 จากคณะวิจัยต่างๆ	40
4	สรุปอัตราการป้อนต่างๆ	64
5	คุณสมบัติทางกายภาพของทราย	65
6	เปรียบเทียบอัตราการป้อนแกลบ	74
7	แสดงองค์ประกอบของก๊าซในแต่ละกระบวนการ	76
8	ปริมาณน้ำมันดินในแต่ละกระบวนการ	79
ตารางผนวกที่		
ก1	องค์ประกอบของแกลบจากการวิเคราะห์องค์ประกอบอย่างละเอียด	90
ก2	ผลการวิเคราะห์ก๊าซที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส	104
ก3	ผลการวิเคราะห์ก๊าซที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้	105
ก4	ผลการวิเคราะห์ก๊าซที่ได้จากกระบวนการรีดักชัน	106
ก5	อุณหภูมิจากการทดลอง	108
ข1	แสดงรายการชิ้นส่วนของชุดขนส่งและป้อนแกลบ	112
ข2	แสดงรายการชิ้นส่วนของเตาส่วนผลิตก๊าซ	120
ข3	แสดงรายการชิ้นส่วนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	137

สารบัญภาพ

ภาพที่		หน้า
1	น้ำมันดินทำความเสียหายกับอุปกรณ์ต่างๆ	2
2	กราฟแสดงการลดลงของน้ำหนักจากการไพโรไลซิสแบบทั้งเมล็ด ที่อัตราการให้ความร้อน 5 K/min	9
3	แสดงการแปรผันความเข้มข้นอันเป็นผลเนื่องมาจากอุณหภูมิและความดัน ระหว่าง คาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ของปฏิกิริยา Boudouard สำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของคาร์บอนกับออกซิเจน	12
4	แสดงการแปรผันความเข้มข้นอันเนื่องมาจากอุณหภูมิและความดัน ระหว่าง คาร์บอนมอนอกไซด์, ไฮโดรเจน และไอน้ำของปฏิกิริยา Water – Gas	14
5	แสดงการแปรผันความเข้มข้นอันเป็นผลเนื่องมาจากอุณหภูมิและความดัน ระหว่าง มีเทนและไฮโดรเจน	16
6	องค์ประกอบของก๊าซที่ได้จากการทำปฏิกิริยาของเชื้อเพลิงกับอากาศที่ ปริมาณต่าง ๆ	18
7	ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลขึ้น	20
8	ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลลง	21
9	ลักษณะของคอกคอดและการจ่ายลมประเภทต่างๆ ของเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิง แบบก๊าซไหลลง	22
10	บริเวณการเกิดปฏิกิริยากับอากาศ	23
11	ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลขวาง	24
12	ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบชั้นของไหล	25
13	ตัวอย่างเตาแบบชั้นของไหลวน	26
14	ลักษณะของเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบผสม	30
15	ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบหลายชั้นตอน	31
16	โรงไฟฟ้าชีวมวลขนาดเล็กของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี	32
17	แสดงลักษณะเทคนิคต่างๆ ในปรากฏการณ์ฟลูอิดไดซ์เซชัน	36
18	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความกลมและค่าสัดส่วนช่องว่าง ของเบดนิ่ง	37

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
19	แสดงการเกิดฟองอากาศที่ขึ้นอยู่กับจำนวนรูที่เจาะบนแผ่นกระจายก๊าซ	43
20	แสดงตัวกระจายก๊าซแบบต่างๆ	44
21	แสดงระบบโดยรวมและอุปกรณ์ที่ใช้ทำงาน	49
22	เตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบสามส่วน	50
23	เครื่องควบคุมระดับวัตถุในไซโล	50
24	แสดงจุดวัดอุณหภูมิ ความดัน เก็บตัวอย่างก๊าซและน้ำมันดิน	51
25	การแสดงผลของเครื่อง PLC	52
26	อุปกรณ์การเก็บน้ำมันดิน	53
27	กระบอกเก็บก๊าซตัวอย่าง	54
28	แสดงส่วนประกอบภายนอกของบอมบ์แคลอริมิเตอร์	55
29	แสดงแบบจำลองเชิงตัวเลข	58
30	แสดงกระบวนการต่างๆ ที่เกิดขึ้นในเตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบสามส่วน	61
31	ลักษณะบริเวณกอคอด	67
32	ลักษณะตะแกรงและใบปาดภายในบริเวณรีดักชัน	68
33	แสดงพารามิเตอร์ต่างๆ ที่ออกแบบ	69
34	ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตรา การป้อนอากาศ 367.11 kg/hr อุณหภูมิ 35 °C	70
35	ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตรา การป้อนอากาศ 367.11 kg/hr อุณหภูมิ 100 °C	70
36	ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตรา การป้อนอากาศ 367.11 kg/hr อุณหภูมิ 200 °C	71
37	ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตรา การป้อนอากาศ 403.821 kg/hr อุณหภูมิ 35 °C	71
38	ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตรา การป้อนอากาศ 403.821 kg/hr อุณหภูมิ 100 °C	72

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
39	ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตรา การป้อนอากาศ 403.821 kg/hr อุณหภูมิ 200 °C	72
40	กราฟการสอบเทียบอุปกรณ์ป้อนเชื้อเพลิงแบบสกรู	74
41	กราฟแสดงอุณหภูมิขณะทำการทดสอบเตาผลิตก๊าซ	75
42	แสดงลักษณะการเป็นรูของถ่านชาร์ที่ตะแกรงเบด	77
43	แสดงลักษณะของเปลวไฟที่เผาไหม้ก๊าซเชื้อเพลิง	78
44	ไอโซโทปทานอลที่ผสมน้ำมันดิน	78
45	แสดงเก้าอี้ที่ได้จากการทดสอบการทำงาน	81
46	แสดงเก้าอี้ที่ได้จากการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์	81
ภาพผนวกที่		
ก1	กราฟแสดงค่าอุณหภูมิของน้ำในถังแคลอริมิเตอร์จากการทดลอง	109
ข1	แสดงรายการชิ้นส่วนของชุดขนส่งและป้อนแกลบ	112
ข2	แสดงรายละเอียดของท่อสกรูป้อนแกลบ 1	113
ข3	แสดงรายละเอียดของถังเก็บแกลบ 1	114
ข4	แสดงรายละเอียดของไซโคลนแยกแกลบ	115
ข5	แสดงรายละเอียดของถังเก็บแกลบ 2	116
ข6	แสดงรายละเอียดของท่อสกรูป้อนแกลบ 2	117
ข7	แสดงรายละเอียดของสกรูป้อนแกลบ 1 และ สกรูป้อนแกลบ 2	118
ข8	แสดงรายการชิ้นส่วนของเตาส่วนผลิตก๊าซ	119
ข9	แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 1 (มุมมองที่ 1)	121
ข10	แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 1 (มุมมองที่ 2)	122
ข11	แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 1 (มุมมองที่ 3)	123
ข12	แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 1 (มุมมองที่ 4)	124
ข13	แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 2	125

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
ข14	แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 3	126
ข15	แสดงรายละเอียดของข้อต่อช่องอากาศ	127
ข16	แสดงรายละเอียดของถังรองไถ่ 1	128
ข17	แสดงรายละเอียดของถังรองไถ่ 2	129
ข18	แสดงรายละเอียดของท่อสกรูคายไถ่	130
ข19	แสดงรายละเอียดของถังระบายก๊าซ 1	131
ข20	แสดงรายละเอียดของถังระบายก๊าซ 2	132
ข21	แสดงรายละเอียดของไซโคลนดักฝุ่น	133
ข22	แสดงรายละเอียดของตะแกรงรองเบด	134
ข23	แสดงรายละเอียดของใบปาดไถ่	135
ข24	แสดงรายละเอียดของสกรูคายไถ่	136
ข25	แสดงรายการชิ้นส่วนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	137
ข26	แสดงรายละเอียดของเปลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	138
ข27	แสดงรายละเอียดของฝาปิด	139
ข28	แสดงรายละเอียดของแผ่นกั้น	140
ข29	แสดงรายละเอียดของท่อเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	141

คำอธิบายสัญลักษณ์และอักษรย่อ

คำอธิบายสัญลักษณ์

η_{total}	=	ประสิทธิภาพโดยรวมของระบบ
$P_{electrical}$	=	กำลังการผลิตไฟฟ้า (kW)
LHV_{RH}	=	ค่าความร้อนต่ำของแกลบ (MJ/kg)
$\dot{m}_{RH}$	=	อัตราการป้อนแกลบ (kg/s)
$\left(\frac{A}{F}\right)_{ratio}$	=	อัตราส่วนระหว่างอากาศต่อเชื้อเพลิง
m_{air}	=	มวลอากาศ (kg)
m_{fuel}	=	มวลเชื้อเพลิง (kg)
n	=	จำนวนโมล
MW	=	มวลโมเลกุล (g)
$\dot{m}_{air\ total}$	=	อัตราการป้อนเชิงมวลของอากาศทั้งหมดในกระบวนการ (kg/s)
h_p	=	พลังงานที่ใช้ไฟโรไลซิส (MJ/kg)
$\dot{m}_{RH\ combustion}$	=	อัตราแกลบที่ใช้เผาไหม้ (kg/s)
$\dot{m}_{air\ pyrolysis}$	=	อัตราการป้อนอากาศเชิงมวลที่กระบวนการไพโรไลซิส (kg/s)
$\dot{m}_{air\ combustion}$	=	อัตราการป้อนอากาศเชิงมวลที่กระบวนการเผาไหม้ (kg/s)
$\dot{m}_{gas\ pyrolysis}$	=	อัตราการผลิตก๊าซเชิงมวลที่กระบวนการไพโรไลซิส (kg/s)
d_p	=	เส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย (m)
ε_m	=	ค่าสัดส่วนของว่างของเบดนิ่ง
ε_{mf}	=	ค่าสัดส่วนของว่างของเบดนิ่งที่สภาวะการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันพอดี
ϕ_s	=	ค่าความกลม
ρ_s	=	ความหนาแน่นของอนุภาคเบด (kg/m ³)
ρ_s	=	ความหนาแน่นของอนุภาคเบด (kg/m ³)
ρ_g	=	ความหนาแน่นของของไหล (kg/m ³)
μ_g	=	ค่าความหนืดของของไหล (kg/m-s)

คำอธิบายสัญลักษณ์และอักษรย่อ (ต่อ)

L_m	=	ความสูงเบดนิ่ง (m)
L_{mf}	=	ความสูงที่สภาวะการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันพอดี (m)
L_f	=	ความสูงในการฟลูอิดไดซ์ (m)
U_t	=	ความเร็วสุดท้ายของอนุภาค (m/s)
U_{mf}	=	ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชัน (m/s)
U_f	=	ความเร็วในการฟลูอิดไดซ์เซชัน (m/s)
A	=	พื้นที่หน้าตัด (m^2)
$\dot{Q}$	=	อัตราการไหลเชิงปริมาตร (m^3/s)
D	=	เส้นผ่านศูนย์กลาง (m)
VM_{RH}	=	เปอร์เซ็นต์ปริมาณสารระเหย
MC_{RH}	=	เปอร์เซ็นต์ปริมาณความชื้น
K_0	=	ค่าสัมประสิทธิ์การไหลของอากาศ
ΔP	=	ผลต่างความดัน (N/m^2)
Δh	=	ผลต่างความสูง (m)
g	=	ค่าความเร่งในแนวดิ่งมีค่า 9.81 (m/s^2)
η_{the}	=	ประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซ
LHV_{gas}	=	ค่าความร้อนต่ำของก๊าซชีวมวล (MJ/m^3)
Q_{bomb}	=	ปริมาณความร้อนต่อเชื้อเพลิง 1 กรัม (cal/g)
M_w	=	น้ำหนักของน้ำบวกกับ Water equivalent ของแคลอริมิเตอร์ (g)
C_{UN}	=	คือ Average specific heat ของน้ำ ($cal/g - ^\circ C$)
C_{loss}	=	ปริมาณคาร์บอนที่อยู่ในเถ้า (g)
$\Delta \bar{h}_{fCO_2}^\circ$	=	พลังงานการก่อตัวของสาร (Enthalpy of formation : kJ/mol)

การออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบสามส่วนโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง

Design and Testing of a Three Stage Gasifier With Rice Husk as a Fuel

คำนำ

จากวิกฤติด้านพลังงานที่ขาดแคลนในปัจจุบัน ทำให้ผู้ใช้พลังงานเกิดการตื่นตัวในการหาแหล่งพลังงานทางเลือกอื่นมาทดแทนพลังงานที่ใช้อยู่ในปัจจุบัน รวมถึงการสร้างและปรับปรุงอุปกรณ์เปลี่ยนพลังงานให้มีสมรรถนะสูงขึ้น พลังงานทดแทนที่อยู่ระหว่างการวิจัยพัฒนาและใช้ในปัจจุบันได้แก่ พลังงานเชื้อเพลิง (Fuel cell) พลังงานนิวเคลียร์ (Nuclear energy) พลังงานแสงอาทิตย์ (Solar energy) พลังงานลม (wind energy) พลังงานน้ำ (Hydro power) และพลังงานชีวมวล (Biomass) เป็นต้น

ชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนที่กักเก็บพลังงานจากแสงอาทิตย์ซึ่งมาจากการสังเคราะห์ด้วยแสงและเกิดขึ้นหมุนเวียนซ้ำแล้วซ้ำอีกได้ในธรรมชาติ สามารถนำมาใช้ผลิตพลังงานเพื่อทดแทนพลังงานที่ได้มาจากแหล่งพลังงานฟอสซิลซึ่งมีอยู่อย่างจำกัดและอาจหมดลงได้และการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลมีข้อดีต่อสิ่งแวดล้อม คือ การใช้ชีวมวลในการผลิตความร้อนหรือไฟฟ้าจะไม่เพิ่มปริมาณสุทธิของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศโลกในกรณีที่เรามีการผลิตชีวมวลขึ้นมาเพื่อทดแทนชีวมวลที่ใช้ไป อีกทั้งชีวมวลยังมีกำมะถันต่ำกว่าเชื้อเพลิงฟอสซิลมาก

ประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรม ผลผลิตของประเทศส่วนใหญ่ได้จากภาคการเกษตร เช่น ข้าว อ้อย มันสำปะหลัง เป็นต้น ดังนั้นจึงมีเศษเหลือใช้หรือชีวมวลเกิดขึ้นหลังการเก็บเกี่ยวจำนวนมาก ซึ่งจากการศึกษาของกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงานในปี พ.ศ. 2546 พบว่าประเทศไทยมีเศษวัสดุเหลือใช้เกิดขึ้น ได้แก่ แกลบและฟางข้าว โดยแกลบมีปริมาณรวม 8,250,000 ตัน และจากการวิเคราะห์คุณสมบัติ พบว่าแกลบมีค่าความร้อนประมาณ 14.4 เมกะจูลต่อกิโลกรัม และยังมีราคาถูกซึ่งมีความเหมาะสมที่จะสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงได้แต่แกลบก็มีข้อเสียคือมีความหนาแน่นต่ำทำให้ต้องใช้พื้นที่เก็บมากรวมถึงแกลบมีปริมาณเถ้าสูงทำให้เป็นอุปสรรคต่อการนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิง

ในปัจจุบันมีการพัฒนาเทคโนโลยีการผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงแกลบหรือเศษวัสดุเหลือใช้ที่เกิดขึ้นหลังการเก็บเกี่ยวเพื่อผลิตก๊าซเชื้อเพลิง โดยอาศัยหลักการเผาไหม้เชื้อเพลิงในที่มีจำกัด ปริมาณอากาศทำให้เกิดการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ หรือที่เรียกว่า Gasification โดยจะเปลี่ยนชีวมวลให้กลายเป็นก๊าซเชื้อเพลิงเพื่อให้ง่ายต่อการนำไปใช้ เช่น ใช้กับเครื่องยนต์สันดาปภายใน, เครื่องต้มน้ำ (Boiler), เครื่องยนต์กังหันก๊าซ (Gasturbine engine), หรืออุปกรณ์ให้ความร้อนอื่นๆ เป็นต้น ตามความเหมาะสมของคุณภาพของก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ เช่น ค่าความร้อน ปริมาณของก๊าซที่ผลิตได้ ปริมาณน้ำมันดิน (Tar) น้ำมันดินเป็นปัญหาหลักของ Gasification ซึ่งสร้างความเสียหายกับอุปกรณ์ต่างๆ จากปัญหาดังกล่าวจึงได้มีการคิดค้นและพัฒนาวิธีที่จะลดปริมาณน้ำมันดินที่ออกมาพร้อมกับก๊าซเชื้อเพลิงให้น้อยลง



ภาพที่ 1 น้ำมันดินทำความเสียหายกับอุปกรณ์ต่างๆ

จุดมุ่งหมายของงานวิจัยนี้คือศึกษาและออกแบบชิ้นส่วนต่างๆ ใน Three-stage gasifier เพื่อลดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงและออกแบบให้เหมาะสมกับการใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง โดยระบบการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงนี้จะออกแบบให้แต่ละกระบวนการของ Gasification คือ Drying, Pyrolysis, Combustion และส่วนของ Reduction แยกจากกันเพื่อที่จะสามารถควบคุมแต่ละกระบวนการได้อย่างเหมาะสมและมีประสิทธิภาพ โดยคาดหวังว่าก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จะมีปริมาณน้ำมันดินต่ำและเหมาะสมกับการนำไปใช้กับเครื่องยนต์สันดาปภายใน

วัตถุประสงค์

1. เพื่อศึกษาและออกแบบระบบต่างๆ ใน Three-stage gasifier เพื่อมุ่งเน้นในการลดปริมาณน้ำมันดินและเหมาะสมกับการใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง
2. เพื่อศึกษาการทดสอบการทำงานของ Three-stage gasifier
3. เพื่อนำก๊าซที่ผลิตได้มาตรวจหาองค์ประกอบของก๊าซ ค่าความร้อน ปริมาณน้ำมันดิน รวมถึงการหาประสิทธิภาพของ Three-stage gasifier

การตรวจเอกสาร

ศักยภาพและการใช้ประโยชน์เชิงพลังงานของชีวมวล

พลังงานจากชีวมวลมีศักยภาพสูงมาก ประมาณกันกว่า 40% ของประชากรโลกอาศัยชีวมวลในการหุงต้มและให้ความอบอุ่น หากพิจารณาปริมาณการใช้ในประเทศที่กำลังพัฒนาทั่วโลก การใช้พลังงานชีวมวลจะมีสัดส่วนที่ประมาณ 35-40% ของการใช้พลังงานทั้งหมด โดยจีนและอินเดียเป็นประเทศผู้ใช้หลัก (Bhattacharya, 2003) ในเอเชียตะวันออกเฉียงใต้มีโครงการพลังงานชีวมวลเกิดขึ้นจำนวนมากเนื่องจากการให้ความสำคัญมากขึ้นและการเจริญเติบโตทางเศรษฐกิจ

พลังงานชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานที่สำคัญมากในอนาคต จากการศึกษาศักยภาพชีวมวลบ่งชี้ว่าการเพาะปลูกพืชพลังงานในพื้นที่การเกษตรปัจจุบันสามารถให้พลังงานได้ถึงกว่า 800 EJ (800×10^{12} MJ) โดยไม่มีผลกระทบต่อผลผลิตทางอาหารของโลก ประเทศแถบละตินอเมริกา แอฟริกา ยุโรปตะวันออก และเอเชีย มีศักยภาพสูงในการเป็นพื้นที่ผลิตชีวมวล ความก้าวหน้าของเทคโนโลยีการเกษตรจะยิ่งส่งผลให้มีผลผลิตที่เพิ่มสูงขึ้นตามไปด้วย

สำหรับข้อมูลในประเทศไทย ปี พ.ศ. 2545 กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน รายงานสัดส่วนการใช้พลังงานขั้นสุดท้ายเชิงพาณิชย์ต่อพลังงานชีวมวลอยู่ที่ประมาณ 83 : 17 ซึ่งลดลงจาก 10 ปีก่อนที่มีสัดส่วนอยู่ที่ประมาณ 70 : 30 ซึ่งหมายถึงการใช้พลังงานชีวมวลในสัดส่วนที่น้อยลงแต่กลับไปใช้พลังงานเชิงพาณิชย์ซึ่งส่วนใหญ่ต้องนำเข้าจากต่างประเทศในสัดส่วนที่มากขึ้น

จากการสำรวจศักยภาพของวัสดุที่เหลือใช้ทางการเกษตรของพืช 10 ชนิดหลักของประเทศ ซึ่งพิจารณาถึงความเป็นไปได้ในการเก็บหรือนำวัสดุเหล่านี้กลับมาใช้ตามสภาพความเป็นจริง พบว่าในปี พ.ศ. 2543 ประเทศไทยมีปริมาณวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรรวมกว่า 60 ล้านตัน แต่มีการนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงและอื่นๆ เพียง 16 ล้านตันเท่านั้น โดยส่วนเหลือจากอ้อย เช่น ชานอ้อย ยอดและใบอ้อย แกลบและฟางข้าว และส่วนเหลือของปาล์มน้ำมัน เช่น กะลา ทะลาย หรือเส้นใยปาล์ม จัดเป็นสัดส่วนสูงที่สุดคิดเป็น 85% ของศักยภาพชีวมวลทั้งหมดของประเทศ

แกลบเป็นชีวมวลที่ได้จากโรงสีข้าวเมื่อนำข้าวเปลือก 1 ตัน ผ่านกระบวนการแปรรูปต่างๆ แล้วจะใช้พลังงานทั้งสิ้น 30-60 kWh เพื่อให้ได้ข้าวประมาณ 650-700 กิโลกรัม และจะมีวัสดุที่เหลือจากกระบวนการผลิตหรือแกลบประมาณ 220 กิโลกรัม หรือเทียบเท่าพลังงานไฟฟ้า 90-125 kWh แกลบมีธาตุคาร์บอนและไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบนอกเหนือจากซิลิกาซึ่งธาตุดังกล่าวเมื่อเผาไหม้จะให้ค่าความร้อนสูง ข้อดีของแกลบคือ แกลบมีคุณสมบัติเป็นเชื้อเพลิงได้ดีพอสมควรและราคาถูก

ข้อเสียของแกลบคือ แกลบเมื่อเผาไหม้แล้วจะมีปริมาณเถ้าสูง และมีปริมาณความชื้นสูง มีความหนาแน่นต่ำจึงต้องใช้พื้นที่ในการเก็บและขนส่งมาก การใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงในเตาผลิตก๊าซเริ่มมาตั้งแต่ปี พ.ศ. 2463 แต่ไม่ประสบความสำเร็จเท่าที่ควร แม้ในปัจจุบันนี้มีการศึกษาการนำพลังงานจากแกลบมาใช้ก็ยังคงมีการศึกษาอย่างต่อเนื่องทั้งนี้เพราะปัญหาที่พบมากอย่างหนึ่งที่ใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงสำหรับเตาผลิตก๊าซ คือ แกลบเมื่อเผาไหม้แล้วจะมีเถ้าสูง การเกาะเป็นก้อนของเถ้า นอกจากนี้แล้วเมื่อเผาไหม้จะเกิดทาร์มาก (Kaupp Breag and Chittenden, 1979) รายงานว่าโครงสร้างของแกลบเป็น Carbon – Silicon Structure โดยมีซิลิกอนเป็นโครงสร้างหลัก ซึ่งไม่สลายตัวภายใต้ความร้อน ดังนั้นในเตาผลิตก๊าซจึงต้องมีระบบกวาดเถ้าออกจากตะแกรงเผาไหม้

การวิเคราะห์คุณสมบัติของเชื้อเพลิงมีความสำคัญต่อการออกแบบเตาผลิตก๊าซ การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate Analysis) คือการวิเคราะห์หาความชื้น (Moisture), สารระเหย (Volatile Matter), เถ้า (Ash), คาร์บอนคงตัว (Fixed Carbon) การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) คือการวิเคราะห์หาปริมาณธาตุต่างๆ ในเชื้อเพลิง เช่น คาร์บอน (Carbon), ไฮโดรเจน (Hydrogen), ไนโตรเจน (Nitrogen), ซัลเฟอร์ (Sulfur) และออกซิเจน (Oxygen) ซึ่งจากงานวิจัยของ (ภูติภูงู, 2543) ได้ทำการวิเคราะห์แกลบแสดงดังตารางที่ 1

ตารางที่ 1 คุณสมบัติของเชื้อเพลิงแกลบ

Proximate analysis	Value
Moisture, %	8.5
Ash, %	17.6
Volatile matter, %	55.2
Fixed carbon, %	18.7
Ultimate analysis	Value
Carbon, %	36.0
Hydrogen, %	5.0
Nitrogen, %	0.31
Sulphur, %	0.05
Oxygen, %	41.0
Gross heat of combustion, cal/g	3502
Net heat of combustion, cal/g	3245

ที่มา: ภูสิษฐ (2543)

เทคโนโลยีการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง

Gasification เป็นกระบวนการทางความร้อนชนิดหนึ่งซึ่งใช้ในการเปลี่ยนชีวมวลหรือเชื้อเพลิงแข็งซึ่งมีองค์ประกอบหลักคือ คาร์บอน ไฮโดรเจน และออกซิเจน ในสารประกอบ Hydro Carbon ให้กลายเป็นก๊าซที่เผาไหม้ได้ ได้แก่ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ก๊าซไฮโดรเจน (H_2) และก๊าซมีเทน (CH_4) โดยกระบวนการดังกล่าวเป็นการเผาไหม้อินทรีย์สารแบบจำกัดปริมาณออกซิเจน ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ซึ่งก๊าซที่ได้สามารถนำไปเป็นเชื้อเพลิงได้ ข้อดีของก๊าซที่ผลิตได้จาก Gasification คือ สามารถนำไปเป็นเชื้อเพลิงได้หลากหลายวัตถุประสงค์ เช่น นำไปเป็นเชื้อเพลิงของเครื่องยนต์สันดาปภายใน หรือ Gasturbine ซึ่งเชื้อเพลิงแข็งไม่สามารถทำได้ หรือนำก๊าซที่ผลิตได้จาก Gasification ไปเผาไหม้โดยตรงก็สามารถควบคุมได้ง่าย ก๊าซที่ได้มีความสะอาดและให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ดีกว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งโดยตรงเนื่องจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งมีปัญหาหลายด้านเช่นการเกิด slag จากการหลอมละลายของเถ้า

การควบคุมปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้จำเป็นต้องป้อนอากาศเกินเพื่อให้เผาไหม้อย่างสมบูรณ์ จึงทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนต่ำ เนื่องจากการสูญเสียความร้อนไปกับก๊าซไอเสีย (Exhaust gas) ข้อเสียของก๊าซที่ผลิตได้จาก Gasification คือ มีค่าความร้อนต่ำ (สำหรับกระบวนการทั่วไป) เนื่องจากใช้อากาศเผาไหม้เชื้อเพลิงจึงทำให้ก๊าซที่ผลิตได้ส่วนใหญ่มีไนโตรเจนเป็นส่วนประกอบ และมีน้ำมันดิน หรือทาร์ (Tar) ผสมในก๊าซเชื้อเพลิง ทำให้ต้องหาทางกำจัดหรือทำให้น้อยลงเพื่อไม่ให้มีปัญหาต่อการทำงานของอุปกรณ์ต่างๆ นอกจากนี้ถ้าออกแบบระบบการเผาไหม้ไม่ดี และมีคุณภาพเชื้อเพลิงที่ไม่สม่ำเสมอ (ขนาด ความชื้น ปริมาณเถ้า ค่าความร้อน) จะส่งผลให้ก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้มีคุณภาพไม่แน่นอน

ทฤษฎีแก๊สซิฟิเคชัน

แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) หรือกระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงเป็นกระบวนการแปรสภาพเชื้อเพลิงแข็งเช่น ถ่านหิน ชีวมวล ให้อยู่ในรูปเชื้อเพลิงที่เป็นก๊าซเช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ไฮโดรเจน (H_2) มีเทน (CH_4) กระบวนการดังกล่าวเป็นกระบวนการการเปลี่ยนแปลงทางเทอร์โมเคมีคอล (Thermochemical Conversion Process) ได้จากปฏิกิริยาของคาร์บอนกับออกซิเจน และ/หรือไอน้ำที่อุณหภูมิสูงความดันตั้งแต่ 1 บรรยากาศขึ้นไป ปฏิกิริยาเกิดขึ้นหลายขั้นตอน มีทั้งปฏิกิริยาคูดและคายความร้อน ก๊าซเชื้อเพลิงประกอบด้วยก๊าซผสมของ CO ส่วนมากและ H_2 , CH_4 อีกเล็กน้อยเรียกว่าโปรดิวเซอร์ก๊าซ (Producer Gas)

ก๊าซที่ได้จากการสังเคราะห์ก๊าซจะมีค่าความร้อนที่แตกต่างกัน ขึ้นอยู่กับวัตถุดิบที่ใช้และกรรมวิธีการผลิต แสดงได้ดังนี้

$$\text{Wood Gasification(air)} = 3.7\text{-}5.6 \text{ MJ/Nm}^3$$

$$(\text{O}_2) = 11\text{-}14 \text{ MJ/Nm}^3$$

$$\text{Coal Gasification} = 20 \text{ MJ/Nm}^3$$

การแบ่งเขตหรือกระบวนการในเตาผลิตก๊าซประกอบไปด้วย 4 กระบวนการหลักตามอุณหภูมิและปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น คือ กระบวนการอบแห้ง กระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการรีดักชัน และกระบวนการสันดาป ซึ่งสามกระบวนการแรกเป็นกระบวนการดูดพลังงานความร้อน โดยได้พลังงานความร้อนมาจากกระบวนการการสันดาป ดังรายละเอียดต่อไปนี้

1. กระบวนการอบแห้ง (Drying)

ในกระบวนการนี้คือการระเหยความชื้นในเชื้อเพลิง เชื้อเพลิงจะได้รับความร้อนทำให้น้ำที่อยู่ในเชื้อเพลิงระเหยออกมาในรูปของไอน้ำ ไอน้ำจะมีอุณหภูมิประมาณ 100-200 °C ปฏิบัติการเกิดก๊าซเชื้อเพลิงยังไม่เด่นชัด

2. กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis)

การไพโรไลซิส (Pyrolysis) หรือการกลั่นทำลาย (Distillation) เป็นกระบวนการที่สารอินทรีย์ถูกย่อยสลายด้วยความร้อนที่อุณหภูมิสูงในที่อับอากาศ ซึ่งเป็นกระบวนการทางเคมีที่ผันกลับไม่ได้ (Irreversible Reaction) หรืออาจเรียกว่าการสลายองค์ประกอบเนื่องจากความร้อนในที่อับอากาศ หรือปราศจากออกซิเจนทำให้เกิดการสลายตัวเป็นองค์ประกอบย่อยชนิดต่างๆ กระบวนการไพโรไลซิสของชีวมวลโดยทั่วไปเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนเกิดขึ้นที่อุณหภูมิระหว่าง 200-600 °C โดยที่องค์ประกอบย่อยต่างๆ จะถูกปล่อยออกมาในสถานะไอ กระบวนการนี้อาจนับได้ว่าเป็นกระบวนการเริ่มแรกของการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งทั่วไป

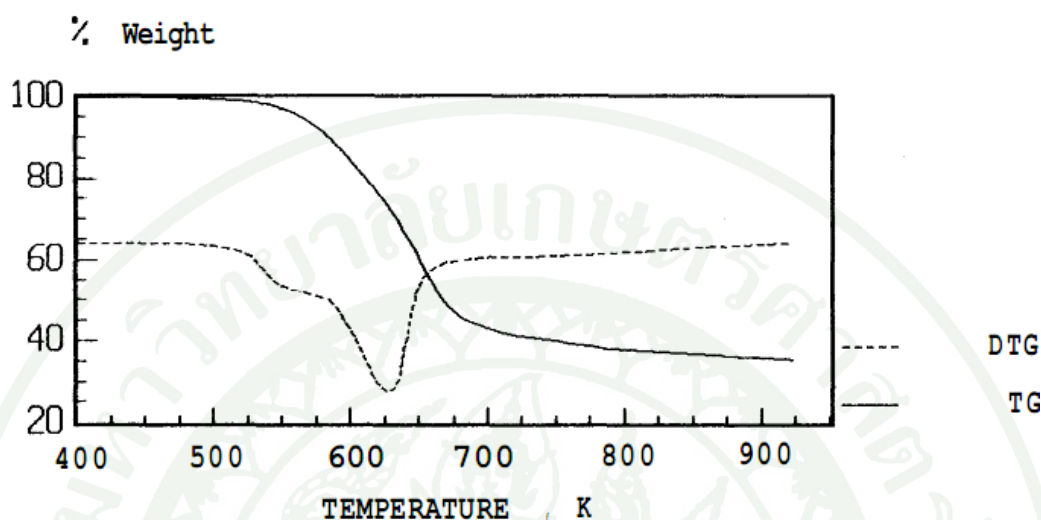


ปัจจัยที่มีผลต่อการไพโรไลซิส

- องค์ประกอบของวัตถุดิบมีส่วนสำคัญต่อปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่เป็นสารระเหย (ก๊าซเชื้อเพลิง ไอน้ำ และของเหลวทาร์) ที่ได้จากการไพโรไลซิส กล่าวคือวัตถุดิบที่มีอัตราส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอน (Hydrogen to Carbon Ratio) สูงจะให้ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เป็นสารระเหยสูง

- อุณหภูมิของปฏิกิริยาไพโรไลซิส (Pyrolysis Temperature) อุณหภูมิของปฏิกิริยาไพโรไลซิสมีส่วนสำคัญต่อทั้งปริมาณและองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่เป็นสารระเหย ในการไพโรไลซิสชีวมวลสามารถแบ่งอุณหภูมิได้เป็น 3 ช่วงคือ ช่วงแรกเริ่มตั้งแต่อุณหภูมิห้องถึงประมาณ 135 °C ในช่วงนี้ปริมาณสารระเหยจะยังมีไม่มาก และส่วนใหญ่ที่ระเหยออกมาจะเป็นความชื้นที่มีอยู่ในวัสดุช่วงที่สองเป็นช่วงอุณหภูมิระหว่าง 135-400 °C ในช่วงอุณหภูมินี้สารระเหยจะถูกปลดปล่อยออกมาในปริมาณค่อนข้างมากโดยทั่วไปประมาณ ร้อยละ 75 ช่วงที่สามเป็นช่วงอุณหภูมิที่มากกว่า 400 °C ขึ้นไปจะเป็นกระบวนการผลิตถ่าน การวัดอัตราการเปลี่ยนแปลงทางน้ำหนักที่สูญหายไป

สัมพันธ์กับเวลาและอุณหภูมิเป็นการวิเคราะห์ Thermo Gravimetric Analysis (TGA) การวิเคราะห์แบบนี้จะให้ค่าทางปริมาณจากสภาพของการเกิดไพโรไลซิสภายใต้สภาวะในห้องทดลอง



ภาพที่ 2 กราฟแสดงการลดลงของน้ำหนักจากการไพโรไลซิสแบบทิ้งเมล็ดที่อัตราการให้ความร้อน 5 K/min

ที่มา: ณรงค์ (2536)

- อัตราการให้ความร้อน (Heating Rate) สารชีวมวลที่อัตราการให้ความร้อนต่ำผลิตภัณฑ์ที่ได้จะเป็นก๊าซต่างๆ ถ่าน และน้ำมันดิน เมื่อเพิ่มอัตราการให้ความร้อนปริมาณถ่านที่ได้จะน้อยลงแต่จะเกิดพวกก๊าซมากขึ้น และในช่วงเวลาที่เท่ากันเมื่อใช้อัตราการให้ความร้อนต่ำๆ จะทำให้เกิดถ่านมาก

- ขนาดของวัสดุ (Particle Size) ขนาดของวัสดุจะมีผลต่อขบวนการไพโรไลซิส เมื่อวัสดุที่มีขนาดเล็กจะทำให้มีพื้นที่ผิวมาก การเกิดปฏิกิริยาเคมีจะเกิดได้เร็ว ในกรณีที่วัสดุมีขนาดใหญ่ การให้ความร้อนจะช้าทำให้อุณหภูมิเฉลี่ยต่ำกว่าวัสดุที่มีขนาดเล็ก การกระจายอุณหภูมิจะไม่เป็นไปอย่างสม่ำเสมอและปริมาณสารระเหยที่ได้จะน้อยกว่า

- เวลาที่เชื้อเพลิงอยู่ในห้องไพโรไลซิส (Pyrolysis Time) เวลาที่เชื้อเพลิงอยู่ในห้องไพโรไลซิสต้องนานเพียงพอที่จะเกิดปฏิกิริยาได้อย่างสมบูรณ์ หากเวลาที่เชื้อเพลิงอยู่ในห้องไพโรไล

ชื้นน้อยเกินไป การเปลี่ยนแปลงวัตถุดิบเริ่มต้นไปเป็นผลิตภัณฑ์ก็จะทำได้ไม่สมบูรณ์ แต่หากเวลา
ที่เชื้อเพลิงอยู่ในห้องไพโรไลซิสมากเกินไปจะทำให้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นถ่านมีแนวโน้มลดลง

พลังงานที่ต้องการสำหรับการไพโรไลซิส

การทำเทอร์โมกราวิเมตริก Thermo Gravimetric Analysis (TGA) แสดงให้เห็นว่าการเกิด
ไพโรไลซิสของชีวมวลเริ่มต้นที่อุณหภูมิราว 200 °C และเสร็จสิ้นที่อุณหภูมิ 500 °C พลังงาน
ในช่วงนี้การได้ยากและมีความไม่แน่นอนกับสารที่เกิดขึ้น การไพโรไลซิสแบบเร็วเป็นไปได้
ยากที่จะวัดปริมาณความร้อนที่ใช้ในการทำให้เกิดสารระเหย จำเป็นที่จะต้องพิจารณาในแต่ละ
ขั้นตอนในการเกิดไพโรไลซิสแบบเร็วที่เกี่ยวข้องกับความร้อนในการเพิ่มอุณหภูมิและความร้อน
แฝงของชีวมวล (Sensible Heat & Latent Heat) โดยพิจารณาว่าชีวมวลจะถูกทำให้ร้อนขึ้น
(Sensible Heat) โดยไม่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะหรือปฏิกิริยาเคมี ที่อุณหภูมิของการทำปฏิกิริยา
ชีวมวลถูกดีโพลีเมอไรซ์เกิดเป็นของแข็งที่หลอมละลายอยู่ ถ้าอุณหภูมิสูงพอชีวมวลที่หลอมละลาย
สามารถถูกทำให้ระเหยได้ การหลอมละลายและการทำให้ระเหยโดยแท้จริงแล้วสามารถเกิดขึ้นได้
ในขั้นตอนเดียวเรียกว่าการระเหิด (Sublimation) ค่าเอนทัลปีเป็นตัวสำคัญ ค่าความร้อนมาตรฐาน
ของการทำปฏิกิริยาไพโรไลซิสแบบเร็ว สารเริ่มทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 25 °C และสารสุดท้ายที่
อุณหภูมิ 25 °C ได้มีการศึกษาโดย Diecold และ Benham (Diecold, 1980) พบว่าปริมาณความร้อนที่
ต้องการทำให้เกิดเป็นสารระเหยจากชีวมวลแสดงดังนี้

$$\Delta h_p = C_p \Delta T + \sum X_i \Delta h_{mi} + \sum X_i \Delta h_{vi} + \left(\sum X_i \Delta h_{fi} - \Delta h_{f_{feedstock}} \right) \quad (2)$$

โดย

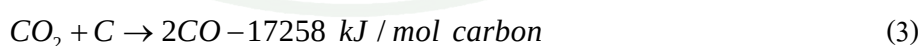
C_p	คือ	ค่าความจุความร้อนของชีวมวล (Heat Capacity)
ΔT	คือ	อุณหภูมิที่เพิ่มของชีวมวลในการเกิดไพโรไลซิส
Δh_{mi}	คือ	ความร้อนที่ใช้หลอมละลายสำหรับสารใดๆ (Heat of Melting)
Δh_{vi}	คือ	ความร้อนที่ใช้ในการทำให้เกิดการระเหยของสารใดๆ (Heat of Vaporization)
X_i	คือ	สัดส่วนโดยน้ำหนักของแต่ละสาร (Mass fraction)
Δh_f	คือ	ความร้อนที่ใช้ในการทำให้เกิดเป็นสารแต่ละชนิดในสถานะ ของแข็ง (Heat of Formation)

จำนวนสารต่างๆ ที่อยู่ในสถานะไอมีจำนวนมากมาย ความร้อนของการฟอร์มตัว และการทำให้เป็นไอตลอดช่วงอุณหภูมิยังไม่ทราบ ดังนั้นการคำนวณจึงเป็นไปได้ยากเนื่องจากยังไม่ทราบค่าตัวแปรต่างๆ เพื่อต้องการทราบค่าพลังงานในการไพโรไลซิสจึงมีผู้ทำการทดลองหา Enthalpy of Pyrolysis โดยใช้เทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดโดยได้กล่าวสรุปผลการทดลองว่าค่าเฉลี่ยของ Enthalpy of Pyrolysis ประมาณ 1.5 เมกะจูลต่อกิโลกรัม (MJ/kg) เมื่อชีวมวลมีความชื้น 8%-10% แต่สำหรับชีวมวลที่มีความชื้นต่ำค่าเฉลี่ยของ Enthalpy of Pyrolysis จะลดลงเหลือประมาณ 1.3 เมกะจูลต่อกิโลกรัม (MJ/kg) (Daren E, 2003)

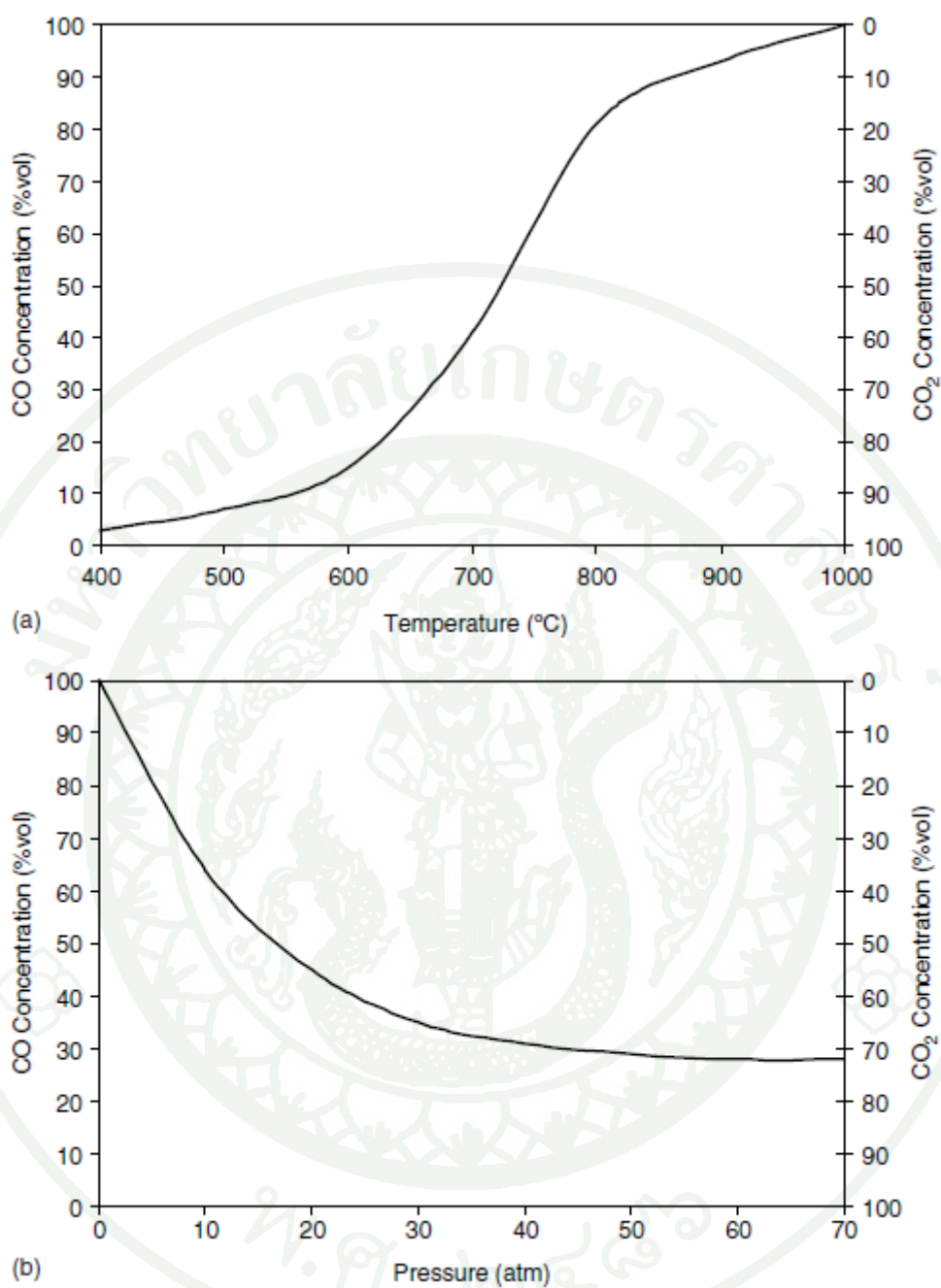
3. กระบวนการรีดักชัน (Reduction)

กระบวนการรีดักชันเป็นขบวนการสังเคราะห์ก๊าซติดไฟทั้งหมด เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และมีเทน โดยการเปลี่ยนก๊าซ คาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ ที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้และความชื้นในเชื้อเพลิง กระบวนการรีดักชันเป็นขบวนการดูดพลังงาน โดยได้รับพลังงานจากขบวนการเผาไหม้ ดังนั้นก๊าซที่ผ่านขบวนการรีดักชันจึงมีอุณหภูมิลดลง โดยมี 4 ปฏิกิริยาหลักดังนี้ Water-gas reaction, Boudouard reaction, Shift conversion, Methanation โดยมีรายละเอียดดังนี้

Boudouard Reaction เป็นปฏิกิริยาพื้นฐานของการผลิตโปรดิวเซอร์ก๊าซ คาร์บอนไดออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนที่มากเกินไปในอนุภาคของแข็งเกิดเป็น คาร์บอนมอนอกไซด์ มีการศึกษาเกี่ยวกับความสามารถในการเข้าทำปฏิกิริยา (Reactivity) ของเชื้อเพลิงต่างๆพบว่าอัตราเร็วของการเกิดปฏิกิริยา ขึ้นกับธรรมชาติของเชื้อเพลิงและลักษณะเฉพาะของผิว (Surface Characteristic) ของเชื้อเพลิง อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่ออุณหภูมิมากกว่า 950 °C



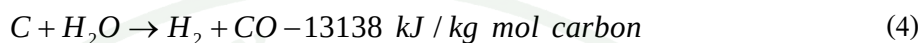
สภาวะที่ส่งเสริมให้เกิดปฏิกิริยานี้คือที่อุณหภูมิสูงและความดันต่ำ ดังแสดงในภาพที่ 3



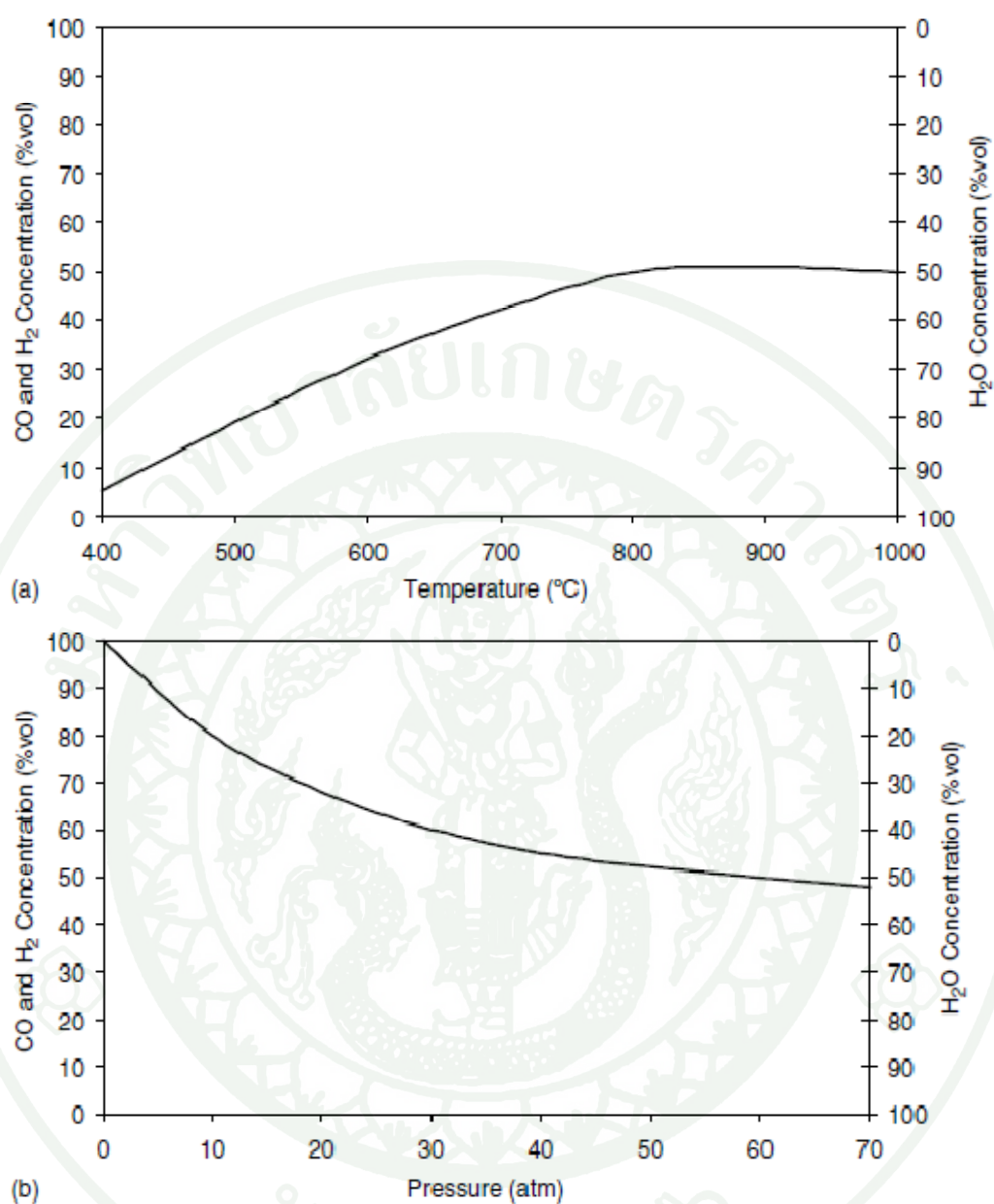
ภาพที่ 3 แสดงการแปรผันความเข้มข้นอันเป็นผลเนื่องมาจากอุณหภูมิและความดันระหว่างคาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ของปฏิกิริยา Boudouard สำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของคาร์บอนกับออกซิเจน a. ที่สภาวะความดัน 1atm b. ที่สภาวะอุณหภูมิ 800°C

ที่มา: Prabir Basu (2006)

Water-Gas Reaction ไอน้ำที่ได้มาจากความชื้นในเชื้อเพลิง และจากการเผาไหม้หรือในกรณีที่ป้อนไอน้ำเข้าไปพร้อมกับอากาศเกิดการแตกตัวของไอน้ำเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอนในเชื้อเพลิงเป็นปฏิกิริยาแบบดูดความร้อนแสดงดังสมการ เกิดก๊าซผลิตภัณฑ์คือไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์



ก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาเป็นก๊าซที่สามารถเผาไหม้ได้ สภาพะที่ส่งเสริมให้เกิดปฏิกิริยานี้คือที่อุณหภูมิสูงและความดันต่ำแสดงให้เห็นดังภาพที่ 4



ภาพที่ 4 แสดงการแปรผันความเข้มข้นอันเนื่องมาจากอุณหภูมิและความดัน ระหว่าง คาร์บอนมอนอกไซด์, ไฮโดรเจน และไอน้ำของปฏิกิริยา Water-Gas a. ที่สภาวะความดัน 1atm b. ที่สภาวะอุณหภูมิ 800 °C

ที่มา: Prabir Basu (2006)

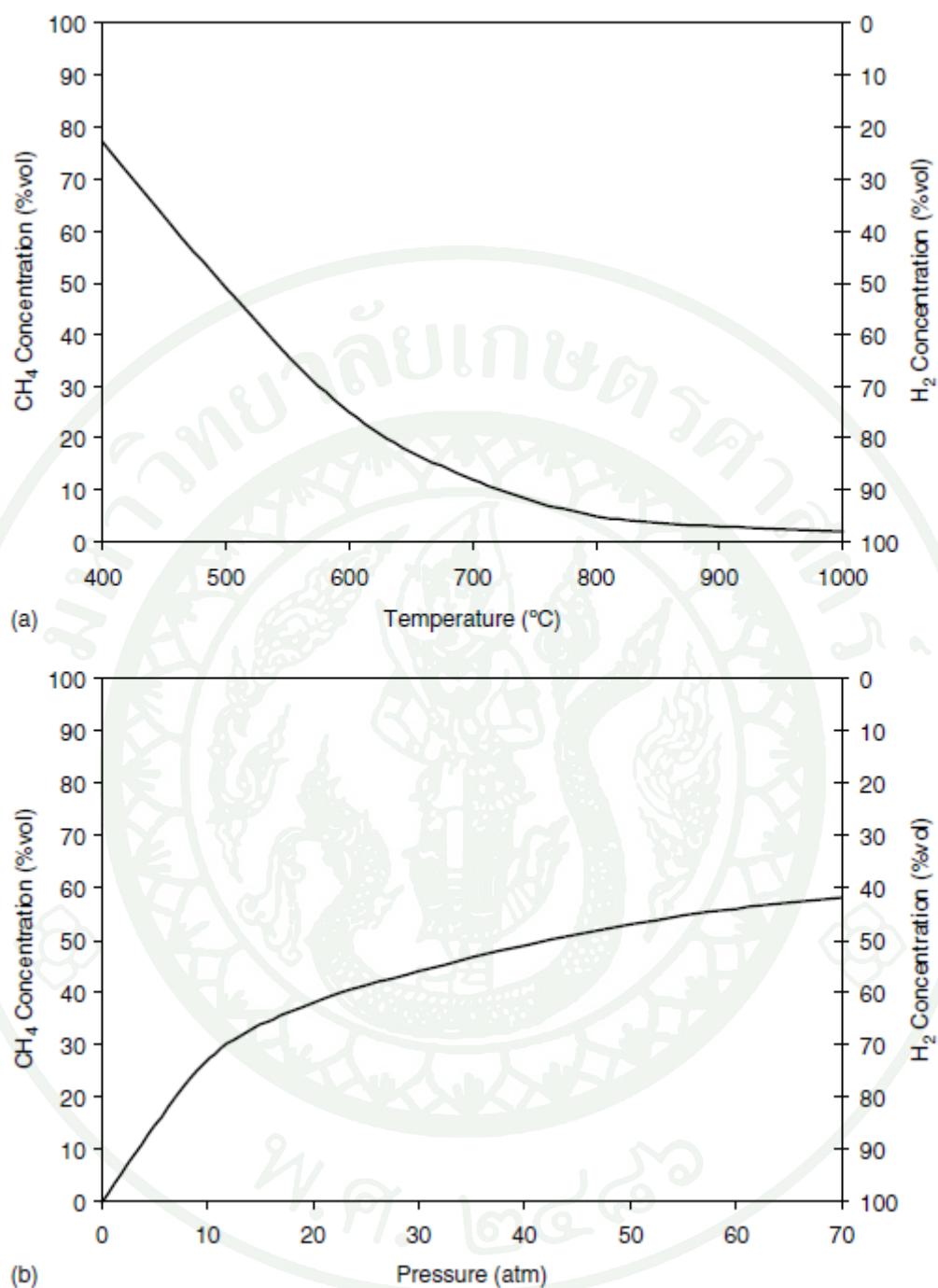
Water-Gas Shift ถ้าในกระบวนการมีไอน้ำมากเกินไป อาจทำปฏิกิริยากับก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ทำให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจน ดังสมการส่งผลให้ค่าความร้อนของก๊าซชีวภาพลดลง ดังนั้นเชื้อเพลิงที่ใช้จะต้องมีค่าความร้อนไม่มากจนเกินไปหรือในบางกรณีที่ต้องการผลิตไฮโดรเจนเพิ่มเติม เราอาจส่งเสริมปฏิกิริยานี้ด้วยการเพิ่มไอน้ำร้อนเข้าไปผสม



Methanation ในกระบวนการก๊าซไฮโดรเจนบางส่วนอาจทำปฏิกิริยากับคาร์บอน ทำให้เกิดก๊าซมีเทนได้เล็กน้อย ซึ่งเป็นปฏิกิริยาแบบคายความร้อนดังสมการ



สถานะที่ส่งเสริมให้เกิดปฏิกิริยานี้แตกต่างจากปฏิกิริยาส่วนใหญ่ที่เกิดขึ้นคือที่อุณหภูมิต่ำ ความดันสูงดังแสดงในภาพที่ 5

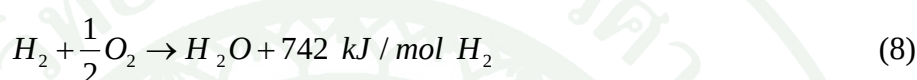


ภาพที่ 5 แสดงการแปรผันความเข้มข้นอันเป็นผลเนื่องมาจากอุณหภูมิและความดัน ระหว่าง มีเทน และไฮโดรเจน a. ที่สภาวะความดัน 1atm b. ที่สภาวะอุณหภูมิ 800 $^{\circ}\text{C}$

ที่มา: Prabir Basu (2006)

4. กระบวนการเผาไหม้ (Combustion)

อากาศจะถูกส่งเข้ามาในโซนนี้ซึ่งเป็นตำแหน่งที่อากาศและเชื้อเพลิงสัมผัสกัน เกิดปฏิกิริยาทางเคมีระหว่างก๊าซออกซิเจนในอากาศกับคาร์บอนและไฮโดรเจน ซึ่งอยู่ในเชื้อเพลิง ผลของปฏิกิริยาดังกล่าวก่อให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำดังสมการ

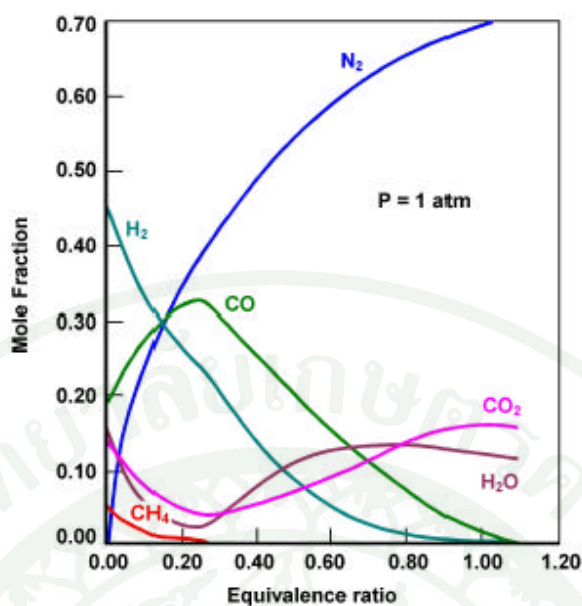


ปฏิกิริยาทั้งสองสมการ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนและความร้อนที่เกิดขึ้นจะถูกนำไปใช้ในปฏิกิริยาคูดความร้อนในกระบวนการอบแห้ง กระบวนการรีดักชัน กระบวนการไพโรไลซิส อุณหภูมิในโซนสันดาป จะมีค่าระหว่าง 1,100-1,500 °C ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์, น้ำและพลังงานที่เกิดขึ้นในกระบวนการนี้จะเป็นแหล่งที่ทำให้เกิดการ สังเคราะห์ก๊าซทั้งระบบ

ระบบการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง

ถ้าแบ่งตามค่าความร้อนของโปรคิวเซอร์ก๊าซสามารถแบ่งกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันได้ 3 ระบบคือ

การผลิตก๊าซเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนต่ำ (Low Heating Value Gas หรือ Low Btu Gas) เป็นขบวนการผลิตก๊าซที่ง่ายที่สุดก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้มีค่าความร้อนประมาณ 3.3-5.6 MJ/m³ กระบวนการนี้ใช้อากาศเพื่อใช้ในการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (Partial Oxidation) โดยการควบคุมปริมาณอากาศให้มีค่าอัตราส่วนสมมูล (Equivalence Ratio) ประมาณ 0.25 ดังภาพที่ 6 (Equivalence Ratio) คือ อัตราส่วนโดยน้ำหนักของปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ ต่อปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้พอดี เพื่อให้ได้ก๊าซผลิตภัณฑ์คือคาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และมีเทน ซึ่งเจือจางอยู่ในคาร์บอนไดออกไซด์ และไนโตรเจน ก๊าซที่ได้จะมีอุณหภูมิ เปลวไฟ (Flame Temperature) ต่ำในปัจจุบันได้มีการนำมาใช้อย่างกว้างขวางในการผลิตไฟฟ้า สำหรับความต้องการของอุตสาหกรรมขนาดเล็ก



ภาพที่ 6 องค์ประกอบของก๊าซที่ได้จากการทำปฏิกิริยาของเชื้อเพลิงกับอากาศที่ปริมาณต่าง ๆ

ที่มา: Reed and Das (1988)

การผลิตก๊าซเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนปานกลาง (Medium Heating Value Gas หรือ Medium Btu Gas) ก๊าซเชื้อเพลิงมีค่าความร้อนประมาณ 9.3-20.5 MJ/m³ กระบวนการนี้ใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ที่ได้จากการแยกออกจากอากาศเพื่อใช้ในการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (Partial Oxidation) ดังนั้นก๊าซที่ได้จึงไม่มีไนโตรเจนทำให้ค่าความร้อนสูงขึ้นมาก

การผลิตก๊าซเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนสูง (High Heating Value Gas) ค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้เทียบเท่ากับ Synthesis Gas (SNG) ส่วนประกอบของก๊าซนี้มักเป็นมีเทนเกือบบริสุทธิ์ ซึ่งจาก High Heating Value Gas สามารถเปลี่ยนเป็น SNG ได้โดยกระบวนการมีเทนเนชัน (Methanation) ที่อุณหภูมิต่ำ (Catalytic Process) เกิดปฏิกิริยาของคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน เป็นก๊าซมีเทนและน้ำ ดังสมการ



เมื่อผ่านการทำให้แห้งก็จะได้ก๊าซซึ่งมีคุณสมบัติใกล้เคียงกับก๊าซบริสุทธิ์

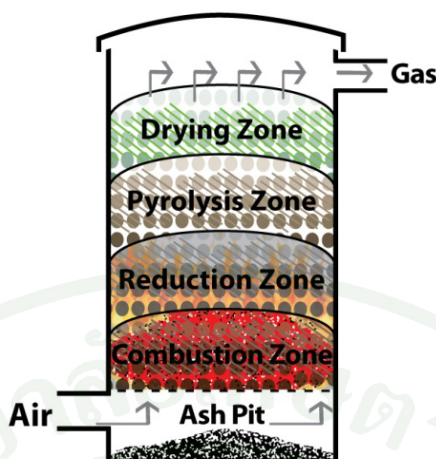
ชนิดของเตาแก๊สชีฟายเออร์

ชนิดของเตาแก๊สชีฟายเออร์แบ่งตามลักษณะของเบดได้ 2 ประเภท คือเตาผลิตก๊าซแบบเบดนิ่ง (Fixed Bed) และ เตาผลิตก๊าซแบบชั้นของไหล (Fluidize Bed)

เตาผลิตก๊าซแบบเบดนิ่ง (Fixed Bed)

เตาประเภทนี้สามารถแบ่งตามทิศทางการไหลของอากาศเป็น 3 แบบ คือ

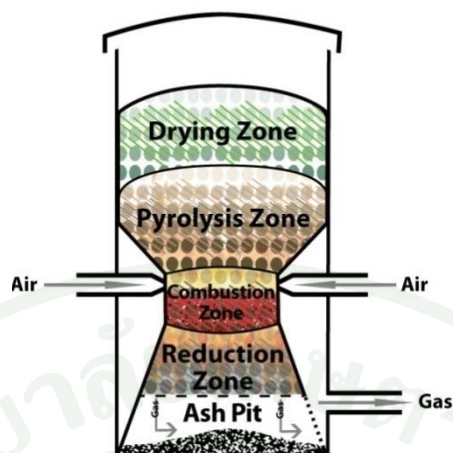
- เตาแบบก๊าซไหลขึ้น (Updraft Gasifier) เป็นเตาที่ผลิตใช้เริ่มแรกและเป็นแบบที่ง่ายที่สุด เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าทางด้านบนของเตา และอากาศจะถูกส่งผ่านตะแกรงเข้ามาทางด้านล่าง บริเวณเหนือตะแกรงจะเป็นบริเวณการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงเกิดปฏิกิริยาขึ้นได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ก๊าซร้อนที่ผ่านการเผาไหม้จะมีอุณหภูมิสูง และถูกส่งไปยังบริเวณปฏิกิริยารีดักชันซึ่งเป็นบริเวณที่มีปริมาณคาร์บอนมากเพียงพอที่จะก่อให้เกิดปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ได้เป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนที่มีอุณหภูมิประมาณ 700-800 °C หลังจากนั้นก๊าซที่ได้จะไหลเข้าสู่บริเวณที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าในชั้นของชีวมวลเกิดกระบวนการไพโรไลซิสหรือกระบวนการกลั่นสลายของสารระเหยในชีวมวล (Volatile matter) ในช่วงอุณหภูมิ 200-500 °C หลังจากนั้นก๊าซก็จะไหลเข้าสู่ชั้นของชีวมวลใหม่ที่เพิ่งป้อน ก๊าซยังคงมีอุณหภูมิสูงอยู่จึงระเหยความชื้นที่อยู่ในชีวมวลเหล่านั้นออก ทำให้ก๊าซที่ออกจากเตามีอุณหภูมิต่ำลง



ภาพที่ 7 ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลขึ้น

- เตาประเภทนี้มีรูปแบบที่ไม่ยุ่งยากซับซ้อนเหมาะกับชีวมวลหลากหลายชนิดง่ายต่อการเตรียมเชื้อเพลิง มีประสิทธิภาพสูงเพราะได้ก๊าซที่มีอุณหภูมิต่ำแต่มีข้อเสียคือมีปริมาณน้ำมันดินออกมาจำนวนมากเพราะน้ำมันดินที่ผลิตได้ในบริเวณไพโรไลซิสไม่ได้ผ่านบริเวณที่มีอุณหภูมิสูงก่อนออกจากเตาจึงเกิดการสลายตัวทางความร้อนของน้ำมันดินน้อย การกำจัดน้ำมันดินที่ควบแน่นออกมาจึงเป็นปัญหาใหญ่ของแก๊สซิไฟเออร์ประเภทนี้ ดังนั้นก๊าซที่ได้จากเตาประเภทนี้จึงเหมาะกับการนำไปใช้กับหม้อไอน้ำหรือการอบแห้งต่างๆ ซึ่งก๊าซที่ได้จะผสมกับอากาศและทำการเผาไหม้โดยตรง

- เตาแบบก๊าซไหลลง (Downdraft Gasifier) เตาประเภทนี้ออกแบบขึ้นมาเพื่อขจัดน้ำมันดินที่มีอยู่ภายในเชื้อเพลิงแข็งโดยเฉพาะ อากาศจะถูกดูดผ่านจากด้านบนลงสู่ด้านล่างของเตาผ่านกลุ่มของหัวฉีดซึ่งเรียกว่า Tuyers บริเวณหัวฉีดจะเป็นบริเวณเผาไหม้ ก๊าซที่ได้จากบริเวณนี้จะเกิดรีดักชันในขณะที่ไหลลงสู่ด้านล่างและผ่านชั้นของคาร์บอนร้อนซึ่งอยู่เหนือตะแกรง ขณะเดียวกันในชั้นของชีวมวลที่อยู่ทางด้านบนของบริเวณการเผาไหม้จะได้รับความร้อนจากการเผาไหม้และจะมีปริมาณออกซิเจนน้อยมาก ทำให้เกิดการกลั่นสลายของสารระเหยในชีวมวลหรือไพโรไลซิส และไอของน้ำมันดินและก๊าซที่เกิดขึ้นจะไหลผ่านชั้นของคาร์บอนที่ร้อนทำให้น้ำมันดินเกิดการแตกตัวเป็นก๊าซ ซึ่งการแตกตัวนี้จะเกิดที่อุณหภูมิในช่วงระหว่าง 800-1000 °C ก๊าซที่ผ่านบริเวณการเผาไหม้จะมีส่วนประกอบของน้ำมันดินที่มีปริมาณลดลงเหลือน้อยกว่า 10% ของน้ำมันดินที่ได้จากเตาแบบก๊าซไหลขึ้น และก๊าซที่ได้จะมีความสะอาดมากกว่า ทำให้ใช้การกรองน้อยลง เตาแบบไหลขึ้นและเตาแบบไหลลงจะมีความเร็วของอากาศไหลผ่านต่ำ และถ้าจะอยู่บริเวณตะแกรง ดังนั้นจึงมีปริมาณเถ้าถ่านติดออกมากับก๊าซเชื้อเพลิงน้อยมาก

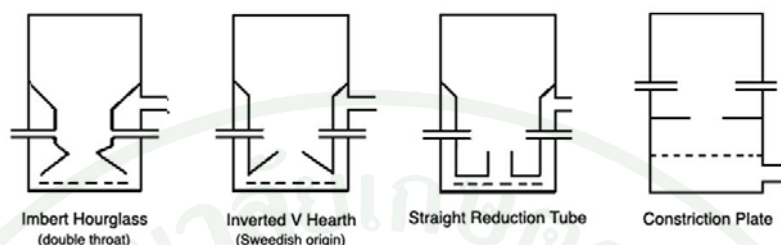


ภาพที่ 8 ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลลง

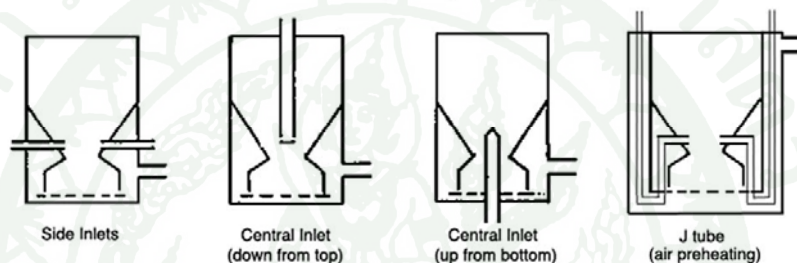
ในเตาผลิตก๊าซแบบไหลลง ไอน้ำมันดินจากการไพโรไลซิสจะต้องผ่านบริเวณการเผาไหม้ จึงถูกสลายตัวทางความร้อน เตาประเภทนี้ออกแบบให้มีพื้นที่หน้าตัดลดแคบลงโดยมีการป้อนอากาศเข้าเหนือจุดพื้นที่หน้าตัดที่แคบที่สุดที่เรียกว่าคอคอด (Throat) เพื่อกำหนดให้เกิดบริเวณถ่านร้อนแดงแคบๆ ที่บังคับให้ก๊าซจากการไพโรไลซิสไหลผ่าน ยิ่งบริเวณคอคอดลดลงมากจะยิ่งทำให้อุณหภูมิบริเวณนี้เพิ่มสูงขึ้นภายในขอบเขตจำกัดระดับหนึ่งแต่หากคอคอดเล็กเกินไป จะส่งผลให้เกิดความดันตกคร่อมมาก ซึ่งจะกีดขวางการไหลของก๊อสนเชื้อเพลิงชีวมวลหากมีขนาดไม่เหมาะสม ฉะนั้นการออกแบบจึงต้องพยายามให้มีช่องคอคอดที่มีขนาดเหมาะสม เพื่อไม่ให้มีปัญหาของการไหลหรือความดันตกคร่อม โดยอุณหภูมิที่บริเวณเผาไหม้ต้องรักษาระดับให้สูง เตาแก๊สซิไฟเออร์แบบก๊าซไหลลงมีหลากหลายแบบแสดงดังภาพที่ 9

Downdraft Gasifier Types

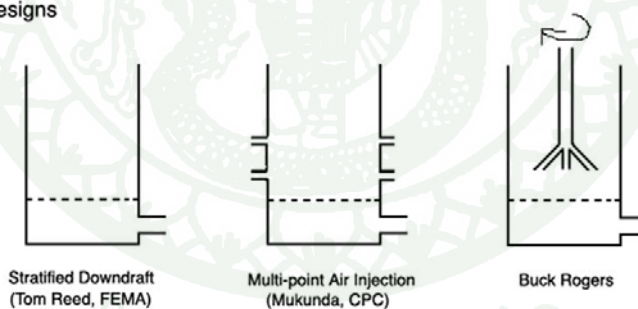
Nozzle and Constriction Closed Top Designs (aka: Imbert type)



Air Inlet Variations (shown with Imbert Hourglass single throat type)



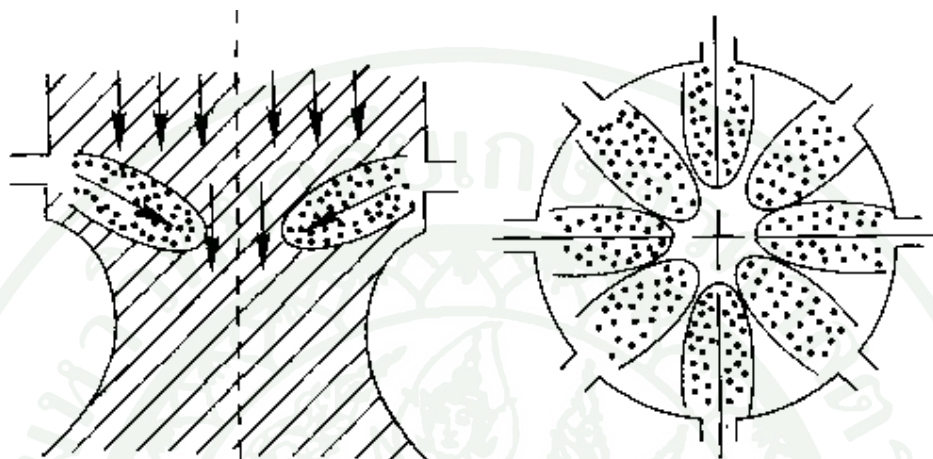
Open Core Designs



ภาพที่ 9 ลักษณะของคอคอดและการจ่ายลมประเภทต่างๆ ของเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลลง

จากภาพที่ 10 แสดงแผนภาพของบริเวณออกซิเดชันด้านหน้าของท่อป้อนอากาศรอบผนัง บริเวณที่ติดกับผนังและบริเวณตรงกลางเตาจะเป็นจุดที่ออกซิเจนไปไม่ถึง ทำให้มีอุณหภูมิต่ำ ดังนั้นก๊าซที่ผลิตได้จากกระบวนการไพโรไลซิสที่ผ่านบริเวณนี้จะไม่เกิดการเผาไหม้ แต่อาจจะมี การสลายตัวทางความร้อนได้สมบูรณ์ ระบบที่ใช้ท่อป้อนอากาศรอบผนังจึงมีโอกาที่จะปล่อยไอน้ำมันดินออกมาได้มากกว่าระบบที่ใช้ท่อป้อนอากาศตรงกลางซึ่งมีโซนออกซิเดชันตรงคอคอด

พอดีและครอบคลุมกว่า อย่างไรก็ตามระบบที่มีท่อป้อนอากาศตรงกลางจะขวางการไหลของเชื้อเพลิงและอาจจะเพิ่มการเกิดปัญหาคัดขวางในคอคอดได้ส่งผลให้ชั้นเชื้อเพลิงหลวม มีช่องให้ก๊าซและไอน้ำมันดินเล็ดรอดไปได้ โดยไม่เกิดปฏิกิริยาการแตกตัว



ภาพที่ 10 บริเวณการเกิดปฏิกิริยากับอากาศ

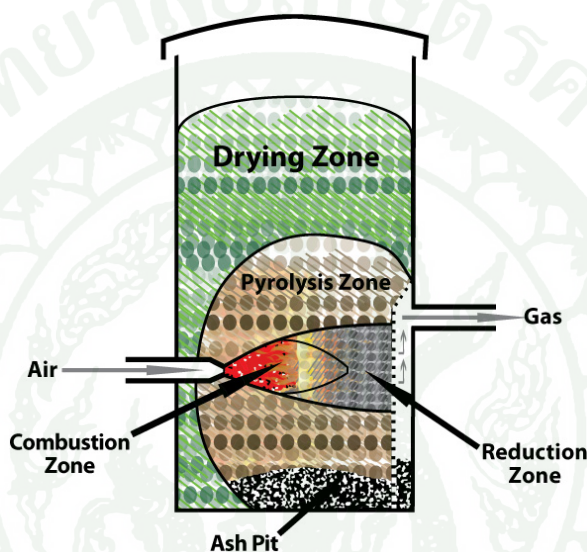
ที่มา: Reed and Das (1988)

การเปลี่ยนแปลงขนาดคอคอดและตำแหน่งของท่อป้อนอากาศจะส่งผลอย่างมากต่อองค์ประกอบของก๊าซที่ได้และปริมาณน้ำมันดินที่เกิดขึ้น รูปแบบที่เหมาะสมที่สุดจะขึ้นอยู่กับปัจจัยทางกายภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลและภาระโหลดซึ่งต้องใช้ประสบการณ์ลองผิดลองถูก เตาที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางกว้างจะต้องการการป้อนอากาศที่ความเร็วสูงหรือใช้วิธีอื่นที่ช่วยจ่ายอากาศไปให้ลึกถึงกลางชั้นเชื้อเพลิง ซึ่งอาจทำให้เกิดความดันตกคร่อมสูงด้วย จึงเป็นข้อจำกัดที่ทำให้ไม่สามารถสร้างเตาขนาดใหญ่ได้

เตาแก๊สซิฟายเออร์แบบก๊าซไหลลงจะไม่เหมาะกับเชื้อเพลิงที่มีเถ้าเป็นองค์ประกอบมาก เพราะสแลกหรือเถ้าหลอมที่เกิดขึ้นจากบริเวณออกซิเดชันจะไหลลงด้านล่าง เย็นตัวลง และแข็งตัวเป็นก้อนอย่างรวดเร็วซึ่งจะกีดขวางทางการไหลของก๊าซและเชื้อเพลิง

- เตาแบบก๊าซไหลขวาง (Crossdraft Gasifier) เตาประเภทนี้อากาศจะถูกดูดผ่านหัวฉีดซึ่งอยู่ในแนวราบ บริเวณการเผาไหม้จะอยู่ถัดจากหัวฉีดออกไป และถัดออกไปอีกจะเป็นบริเวณ

การเกิดรีดักชัน แล้วก๊าซชีววมวลจะออกสู่ภายนอกโดยผ่านตะแกรงรอบเตาซึ่งอยู่ในแนวตั้งโดยรอบ ไอสารระเหยและน้ำมันดินที่ได้จากการไพโรไลซิสจะผ่านบริเวณรีดักชันอุณหภูมิสูงก่อนที่จะออกไปสู่ภายนอกเตา ซึ่งทำให้น้ำมันดินเกิดการแตกตัวเป็นก๊าซก่อน ทำให้ก๊าซที่ได้มีปริมาณน้ำมันดินต่ำ เตาแบบนี้ได้ทำการออกแบบให้สามารถใช้กับยานพาหนะ เนื่องจากมีน้ำหนักเบาและมีผลตอบแทนเร็วต่อการเปลี่ยนแปลงของภาระที่กระทำอยู่ เชื้อเพลิงที่ควรนำมาใช้กับเตาแบบนี้ควรเป็นถ่านไม้คุณภาพสูง



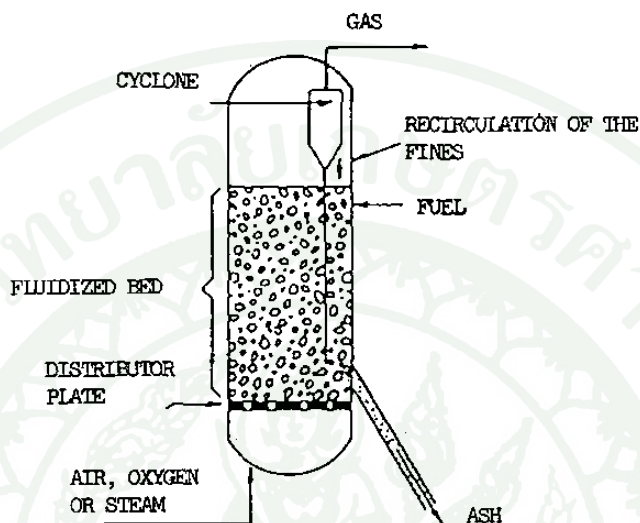
ภาพที่ 11 ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลขวาง

เตาผลิตก๊าซแบบชั้นของไหล

เมื่อพิจารณาเตาผลิตก๊าซแบบเบดนิ่งที่กล่าวมาทั้ง 3 แบบข้างต้น จะเห็นได้ว่ากระบวนการทำงานจะขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาเคมีและสภาพทางกายภาพของเชื้อเพลิง โดยจะเกิดปัญหาจากถ้ำหลอมที่เกิดขึ้นมาก จึงก่อให้เกิดการอุดตันบ่อยครั้งเพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจึงได้มีการนำเตาเผาแบบชั้นของไหล (Fluidized bed) มาใช้

การทำให้มีสถานะเสมือนของไหล (Fluidization) หมายถึง การทำให้กลุ่มเม็ดของแข็งขนาดเล็กเปลี่ยนไปมีสถานะคล้ายของไหลโดยการสัมผัสกับก๊าซหรือของเหลวในชั้นของไหล (Fluidized bed) แรงโน้มถ่วงที่กระทำต่อน้ำหนักเม็ดของแข็งจะถูกต้านด้วยแรงจากการไหลขึ้นของก๊าซ ทำให้เม็ดของแข็งอยู่ในสถานะกึ่งแขวนลอยโดยที่ความเร็วก๊าซต่ำๆ กลุ่มเม็ดของแข็งจะอยู่กับ

ที่ แต่เมื่อความเร็วสูงขึ้นเรื่อยๆ แรงยกบนเม็ดของแข็งจะเพิ่มขึ้นจนกระทั่งเม็ดของแข็งยกตัวขึ้น เม็ดของแข็งขยายตัวออกอยู่ในสภาพกึ่งแขวนลอยคล้ายของเหลวที่กำลังเดือด หากเพิ่มความเร็วขึ้นไปอีกก็จะมีแรงมากพอที่จะเป่าเม็ดของแข็งให้หลุดลอยออกไปได้



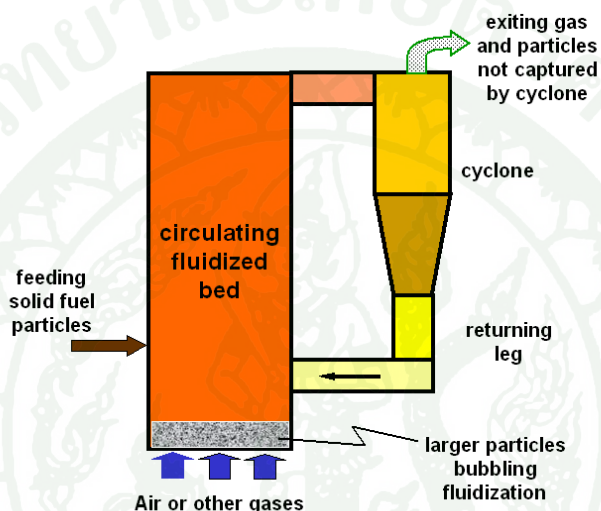
ภาพที่ 12 ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบชั้นของไหล

ที่มา: FAO (1986)

ในเตาแบบชั้นของไหลนี้ก๊าซจะไหลผ่านชั้นของเม็ดวัสดุเชื้อเพลิง ส่วนใหญ่ใช้เม็ดทรายขนาดเล็กหรือวัสดุเร่งปฏิกิริยา เช่น หินปูน ซึ่งจะช่วยให้การถ่ายเทความร้อนและช่วยทำความสะอาดก๊าซที่ได้ ในขณะที่เริ่มติดไฟนั้นชั้นเม็ดวัสดุเชื้อเพลิงจะเริ่มร้อนขึ้นจนมีอุณหภูมิสูงถึงจุดติดไฟของเชื้อเพลิงได้ หลังจากนั้นเม็ดเชื้อเพลิงแข็งขนาดเล็กจึงถูกป้อนเข้าเตาอย่างสม่ำเสมอ

เตาแบบนี้มีข้อดี คือ การควบคุมอุณหภูมิในเตาสามารถทำได้ง่าย จึงสามารถรักษาอุณหภูมิให้ต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของเถ้าได้ ทำให้ไม่เกิดการจับตัวของเถ้าหลอมที่เกิดขึ้น จึงสามารถใช้เชื้อเพลิงที่มีปริมาณเถ้ามากได้ ข้อเสียของเตาแบบนี้ คือ ก๊าซชีวมวลที่ออกจากเตาจะมีเถ้าและฝุ่นจำนวนมาก เนื่องจากความเร็วของก๊าซภายในเตามีค่าสูง จึงต้องมีการนำถังไซโคลนมาใช้กับระบบด้วย

เตาแบบชั้นของไหลยังแบ่งได้เป็น 2 แบบ คือ แบบฟองอากาศ (Bubbling) และแบบหมุนวน (Circulating) ชั้นของไหลแบบฟองอากาศเกิดที่ความเร็วก๊าซต่ำ ในขณะที่ชั้นของไหลหมุนวนถูกพัฒนาเพื่อลดปริมาณถ่านที่หลุดออกจากปฏิกิริยาโดยการนำกลับมาวนเข้าเตาซ้ำ ชั้นของไหลแบบนี้จะมีความเร็วของก๊าซสูงกว่าแบบฟองอากาศ ทำให้มีระดับความปั่นป่วนสูง อนุภาคถูกพัดออกไปนอกชั้นของไหลและถูกดักด้วยลมวนโดยไซโคลนดังกลับมาในห้องเผาไหม้อีกครั้ง ดังภาพที่ 13



ภาพที่ 13 ตัวอย่างเตาแบบชั้นของไหลวน

ตารางที่ 2 การเปรียบเทียบลักษณะพื้นฐานและการทำงานของเตาผลิตก๊าซ

	แบบชั้นเชื้อเพลิงนิ่ง		แบบชั้นของไหล	
	ก๊าซไหลขึ้น	ก๊าซไหลลง	ฟองอากาศ (Bubbling)	หมุนวน (Circulating)
ความไวต่อ				
- ลักษณะเฉพาะของเชื้อเพลิง	ปานกลาง	เฉพาะชนิด	ยืดหยุ่นได้	ยืดหยุ่นได้
- ขนาดของเชื้อเพลิง	ดีมาก	ดี	พอใช้	พอใช้
- ปริมาณความชื้น	ดีมาก	พอใช้	ดี	ดี
- ปริมาณเถ้า	แย่	แย่	ดีมาก	ดีมาก
อุณหภูมิปฏิกิริยา	1000 °C	1000 °C	850 °C	850 °C
การผสมกันของเชื้อเพลิง	แย่	แย่	ดีมาก	ดีเยี่ยม
อุณหภูมิก๊าซออก	250 °C	800 °C	800 °C	850 °C
ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซ	สูงมาก	ต่ำมาก	ปานกลาง	ต่ำ
ปริมาณฝุ่นในก๊าซ	สูง	ปานกลาง	สูงมาก	สูงมาก
ศักยภาพการเปลี่ยนขนาด	ดี	แย่	ดี	ดีมาก
การเริ่มต้นขบวนการ	แย่	แย่	ดี	ดี
การควบคุม	พอใช้	พอใช้	ดีมาก	ดีมาก
การแปลงสภาพคาร์บอน	ดีมาก	ดีมาก	พอใช้	ดีมาก
ประสิทธิภาพทางความร้อน	ดีเยี่ยม	ดีมาก	ดี	ดีมาก
ค่าความร้อนของก๊าซ	แย่	แย่	แย่	พอใช้

ที่มา: นคร (2553)

การกำจัดน้ำมันดิน

น้ำมันดิน (Tar) เป็นของผสมสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่ซับซ้อน ควบแน่นได้มีลักษณะข้นเหนียว สีดำตึ๋ม ไฟต้องค้ำประกบภายในน้ำมันดินขึ้นอยู่กับชนิดของสารตั้งต้นที่นำมาเผาไหม้ องค์ประกอบของน้ำมันดิน เช่น แนฟทาเลน (Naphthalene) หรือ เบนซีน (Benzene) เป็นต้น โดยปกติน้ำมันดินเป็นผลผลิตจากกระบวนการไพโรไลซิสของชีวมวลหรือถ่านหิน น้ำมันดินเป็นปัญหาใหญ่ในการนำก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ไปใช้ เนื่องจากสามารถควบแน่นที่อุณหภูมิต่ำนำไปสู่การอุดตัน กีดขวางเส้นทางการไหลของระบบ รวมถึงการทำความเสียหายให้กับเครื่องยนต์ได้

การกำจัดน้ำมันดินสามารถทำได้ 2 ช่วงคือ ช่วงระหว่างการเกิดปฏิกิริยา และช่วงหลังการเกิดปฏิกิริยาแต่ละช่วงมีวิธีการดังนี้ (Devi, 2003)

การกำจัดน้ำมันดินระหว่างปฏิกิริยา

1. การใช้สภาวะการทำงานที่เหมาะสม ตัวแปรหลักที่มีความสำคัญต่อการเกิดก๊าซผลิตภัณฑ์และปริมาณน้ำมันดินในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน คือ อุณหภูมิ ความดัน ค่าอัตราส่วนสมมูล (Equivalence ratio) ชนิดและลักษณะของชีวมวล เวลาในการเกิดปฏิกิริยา

โดยปกติ อุณหภูมิทำงานของกระบวนการที่ใช้จะมากกว่า 800 °C เพื่อให้ได้ก๊าซเชื้อเพลิงที่มีน้ำมันดินน้อย ไฮโดรคาร์บอนกลุ่มอะโรมาติกจะถูกทำลายที่อุณหภูมิมากกว่า 850 °C แต่การเพิ่มอุณหภูมิจะส่งผลต่อค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิงเนื่องจากต้องเพิ่มปริมาณของอากาศหรือออกซิเจนมากเกินไปที่ต้องการจึงทำให้มี ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และ ไนโตรเจน มากขึ้นในก๊าซเชื้อเพลิง

2. การใช้วัสดุเติมพิเศษ การเติมวัสดุจำพวกตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น นิกเกิล โคบอลต์ แมกนีเซียม ซีโอไลต์ โอลิวิน และเหล็ก หรือวัสดุอื่น เช่น หินปูน ลงไปในชั้นเชื้อเพลิงจะส่งผลต่อก๊าซผลิตภัณฑ์จากปฏิกิริยาและการกำจัดน้ำมันดิน

3. การออกแบบเตาผลิตก๊าซให้มีความเหมาะสม การออกแบบเตาผลิตก๊าซมีผลต่อกระบวนการ โดยเพราะในด้านประสิทธิภาพ ค่าความร้อนของก๊าซ และการเกิดน้ำมันดิน การปรับแต่งเตาสามารถทำให้ได้ก๊าซเชื้อเพลิงที่สะอาดได้ตัวอย่างเช่น การฉีดอากาศในช่วงที่สอง (Secondary Air Injection) ในเตา ปฏิริยาสองขั้นตอน (Two-stage Gasification) การหมุนเวียนก๊าซภายใน (Internal Gas Recycling)

การกำจัดน้ำมันดินหลังปฏิริยา

1. การดักจับเชิงกล เป็นการดักจับน้ำมันดินเชิงกล เช่น การใช้ลมวนไซโคลน ชุดกรองแบบต่างๆ การแยกอนุภาค การใช้เครื่องดักจับไฟฟ้าสถิต การดักจับด้วยสกรีนเบอร์ โดยใช้ร่วมในการดักจับฝุ่นและเขม่าด้วย วิธีเหล่านี้เป็นวิธีที่มีประสิทธิภาพค่อนข้างสูง และมีการลงทุนค่อนข้างสูง

2. การแตกตัวด้วยความร้อน ในวิธีการแตกตัวด้วยความร้อนจะให้ความร้อนกับก๊าซที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่อุณหภูมิสูงจะทำให้โมเลกุลของน้ำมันดินแตกตัวเป็นก๊าซเบา ประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำมันดินจะสูงหากทำที่อุณหภูมิถึง $1250\text{ }^{\circ}\text{C}$ โดยก๊าซเชื้อเพลิงที่จะนำไปใช้กับเครื่องยนต์ควรมีปริมาณน้ำมันดินต่ำกว่า 50 mg/Nm^3

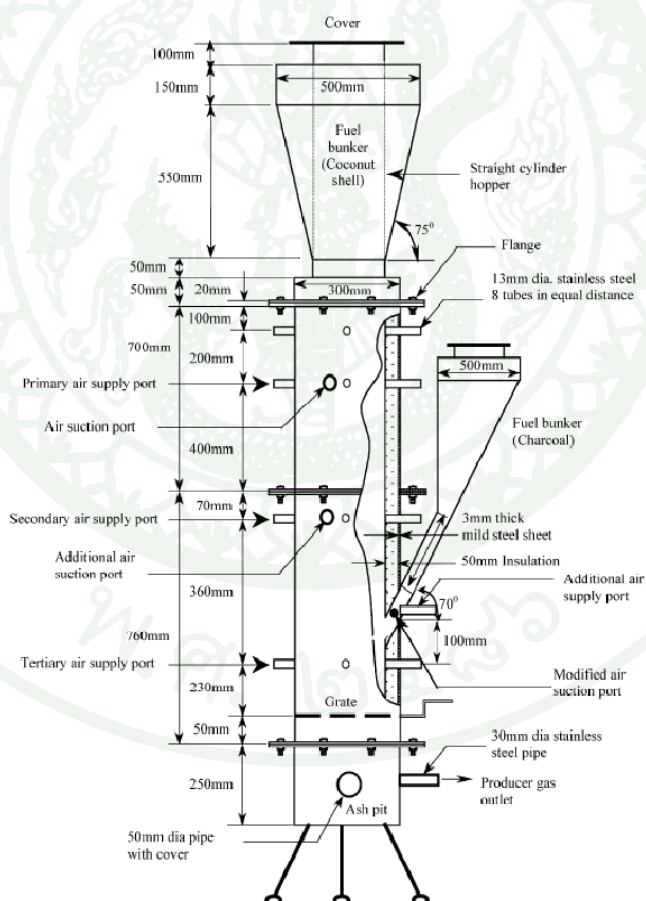
3. การแตกตัวด้วยตัวเร่งปฏิริยา การใช้ตัวเร่งปฏิริยาจะส่งเสริมให้เกิดปฏิริยาเคมีสลายน้ำมันดินกลายเป็นก๊าซเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นหรือปรับปรุงก๊าซเชื้อเพลิงได้ ตัวเร่งปฏิริยาที่ใช้กันสามารถแบ่งออกเป็น 4 กลุ่มใหญ่คือ ตัวเร่งปฏิริยาที่มีฐานจากนิกเกิล (Ni-based catalyst), ตัวเร่งปฏิริยาที่มีฐานจากโลหะแอลคาไล (Alkali), ตัวเร่งปฏิริยาจากโดโลไมต์ (Dolomite), ตัวเร่งปฏิริยาจากโลหะแทรนซิชัน (Transition metals)

4. การแตกตัวด้วยพลาสมา นักวิทยาศาสตร์หลายกลุ่มได้ทดลองพบว่าสารประกอบอินทรีย์สามารถถูกทำให้สลายได้ง่ายโดยกระแสไอออนโคโลนาหรือพลาสมา (Nair, 2003) โดยอิเล็กตรอนพลังงานสูงวิ่งเข้าชนกับโมเลกุลก๊าซทำให้เกิดสารอนุมูลที่มีความไวต่อการเกิดปฏิริยาและเข้าทำปฏิริยาในการแตกตัวของน้ำมันดินอย่างรวดเร็ว

ตัวอย่างระบบการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง

Multi-stage hybrid gasifier โดย Asia Institute of Technology

แนวคิดของ Bhattacharya ได้พัฒนาระบบนี้ขึ้นมาโดยใช้เชื้อเพลิง 2 ชนิดร่วมกันคือ กะลามะพร้าวและถ่านหินซึ่งกะลามะพร้าวจะป้อนทางด้านบนสุดของเตา ส่วนถ่านหินจะป้อนตรงส่วนกลางของเตา ส่วนระบบการป้อนอากาศแบ่งออกเป็นสามจุด คือ ส่วนบน ส่วนกลาง และ ส่วนล่าง แสดงดังภาพที่ 14 ก๊าซที่ผลิตได้มีน้ำมันดินผสมน้อยมากคือ 28 mg / Nm^3 และก๊าซที่ผลิตได้ไปใช้กับเครื่องยนต์แบบเชื้อเพลิงผสมระหว่างก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้กับน้ำมันดีเซลซึ่งสามารถใช้แทนน้ำมันดีเซลได้เกือบ 79 % และสามารถใช้งานได้โดยไม่มีปัญหาที่เกิดจากน้ำมันดิน

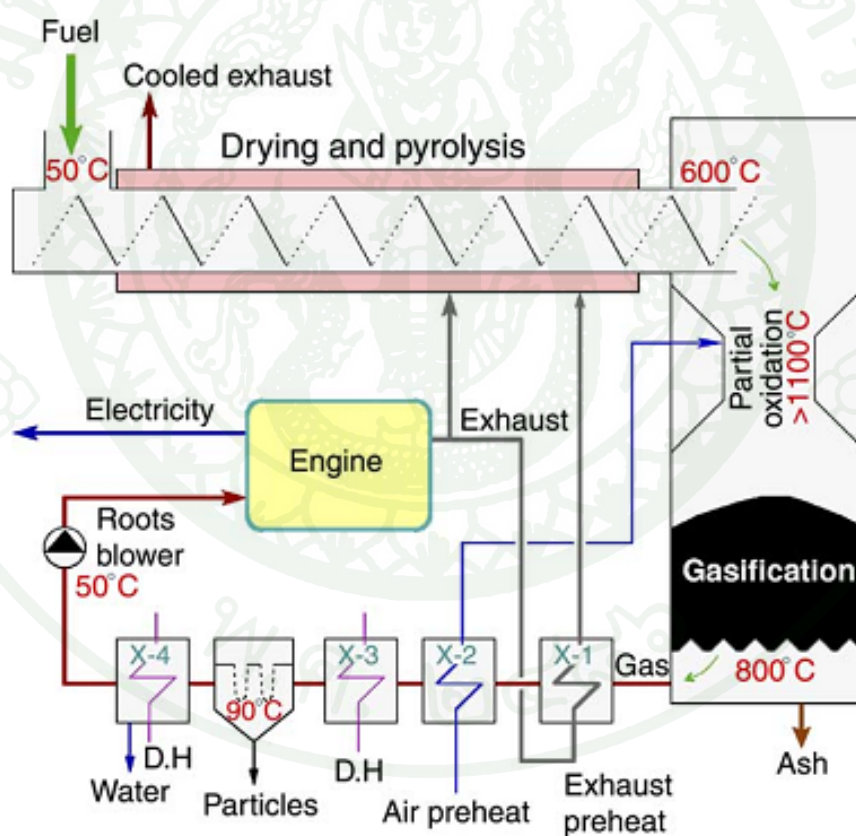


ภาพที่ 14 ลักษณะของเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบผสม

ที่มา: Bhattacharya (2001)

ระบบการผลิตก๊าซแบบหลายขั้นตอน (Two-stage gasifier) โดย Technical University of Denmark

เตาแบบนี้จะแบ่งออกเป็น ส่วน ๆ คือ ส่วนของไพโรไลซิสจะอยู่ในสกรู โดยให้ความร้อนภายนอกกับสกรูสารระเหยและถ่านชาร์จะถูกส่งผ่านไปยังบริเวณเผาไหม้ โดยการป้อนอากาศเข้าสู่เตาทำให้เกิดการเผาไหม้ได้ความร้อนและก๊าซจากการเผาไหม้ ซึ่งความร้อนจะทำให้น้ำมันดินแตกตัวเป็นก๊าซและให้พลังงานในการทำปฏิกิริยาระหว่างก๊าซที่ได้จากการเผาไหม้กับถ่านชาร์ที่บริเวณด้านล่างของเตา ซึ่งวิธีการนี้สามารถผลิตก๊าซที่มีน้ำมันดินต่ำได้ถึง 25 mg/Nm^3 ซึ่งลดขนาดของชุดทำความสะอาดก๊าซได้ กระบวนการและระบบแสดง ได้ดังภาพที่ 15 ก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้จะมีน้ำมันดินน้อยมากและสามารถใช้กับเครื่องยนต์ได้หลังจากการทำให้เย็นและกรองเขม่าออกไปแล้ว

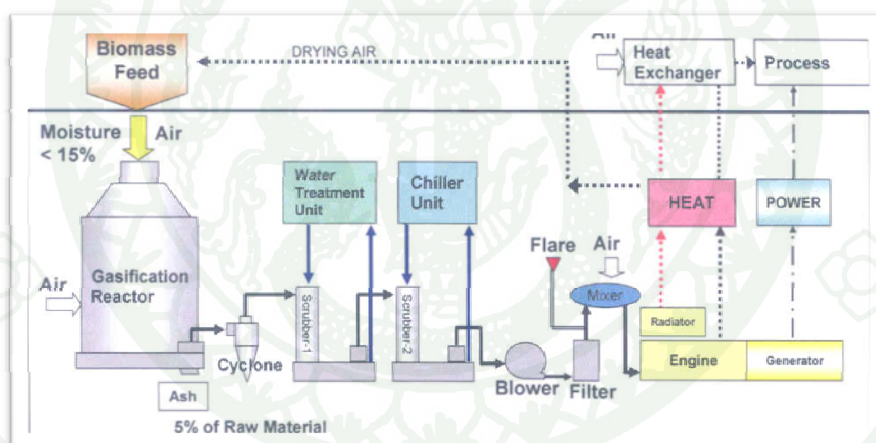


ภาพที่ 15 ลักษณะเตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบหลายขั้นตอน

ที่มา: Henrik (2006)

ต้นแบบโรงไฟฟ้าชีวมวลขนาดเล็กสำหรับชุมชน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

โรงไฟฟ้าชีวมวล “สุรนารี” แสดงดังภาพที่ 16 มีกำลังการผลิต 100 กิโลวัตต์เป็นโรงไฟฟ้าชีวมวลขนาดเล็กใช้เทคโนโลยี Biomass Gasification ชนิด Open Top Downdraft Gasification โดยทำการป้อนเชื้อเพลิงทางด้านบน ที่ใช้หลักการเผาไหม้ที่ควบคุมปริมาณอากาศ ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ ก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้มีองค์ประกอบคือ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 18-22% ก๊าซไฮโดรเจน (H_2) 18-20% และก๊าซมีเทน (CH_4) 1-2% มีค่าความร้อนเฉลี่ย 4.5-5.5 เมกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร เมื่อนำก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ผ่านกระบวนการทำความสะอาดและลดอุณหภูมิแล้วสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเครื่องยนต์สันดาปภายในที่เป็นต้นกำลังผลิตกระแสไฟฟ้าได้ จากการทดสอบเบื้องต้นพบว่าสามารถผลิตกระแสไฟฟ้าได้ 78 kW ซึ่งมีอัตราการใช้เชื้อเพลิงไม้กระถิน ยักษ์ หรือแกลบอัดแท่ง เฉลี่ย 1.4-1.8 kg/kWh ประสิทธิภาพของระบบมีค่าเท่ากับ 16% และ 24% เมื่อใช้วัตถุดิบคือ ไม้กระถิน และแกลบอัดแท่งตามลำดับ



ภาพที่ 16 โรงไฟฟ้าชีวมวลขนาดเล็กของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ที่มา: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี (2550)

ความรู้พื้นฐานเกี่ยวกับฟลูอิดไดเซชัน

ฟลูอิดไดเซชันเป็นปรากฏการณ์ที่อนุภาคของแข็งขนาดเล็กถูกทำให้อยู่ในสภาพคล้ายของไหลด้วยการผุพังโดยก๊าซหรือของเหลวที่ไหลผ่านเบดของแข็งขึ้นไปด้านบนด้วยอัตราการไหลค่าหนึ่ง โดยการถ่ายเทมวลสาร ความร้อน และปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้นในขณะที่มีการสัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็ง

ข้อได้เปรียบและเสียเปรียบของฟลูอิดไดเซชัน

เป็นการเปรียบเทียบการได้เปรียบและการเสียเปรียบระหว่างการใช้เทคนิคฟลูอิดไดซ์เบดกับเทคนิคอื่นๆ มีรายละเอียดต่อไปนี้

ข้อได้เปรียบ

1. เนื่องจากอนุภาคของแข็งเคลื่อนที่อยู่ตลอดเวลา ทำให้เกิดการผสมกันอย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ อุณหภูมิภายในเบดคงที่ตลอด ซึ่งต่างจากเบดนิ่งซึ่งอุณหภูมิจะไม่เท่ากันตลอดทั้งเบด
2. การทำงานด้วยฟลูอิดไดซ์เบดจะเสียพลังงานน้อยกว่า เพราะแรงเสียดทานและแรงดันตกคร่อมเบดน้อยกว่าแบบบรรจุ
3. มีการจัดเรียงตัวของอนุภาคของแข็ง อนุภาคที่มีน้ำหนักน้อยจะอยู่ส่วนบนส่วนอนุภาคที่มีน้ำหนักมากกว่าจะอยู่ด้านล่าง ซึ่งสามารถนำไปใช้ในการแยกขนาดของอนุภาคของแข็งได้ นอกจากนี้แรงเสียดทานต่อการไหลของของไหลมีน้อยมาก
4. จากคุณสมบัติที่คล้ายของไหลจึงสามารถทำงานแบบต่อเนื่องได้ คือ ปล่อยให้อุณหภูมิของของไหลออกจากเบดและไหลเติมเข้าไปในเบดได้ การควบคุมก็จะทำได้ง่าย
5. พื้นที่สัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็งกับของไหล จะมีมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับเบดนิ่งที่มีอนุภาคของแข็งเท่ากัน จึงมีประโยชน์ในการใช้งานที่มีการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลสาร

6. ที่อนุภาคของไหลหมุนเวียนอยู่ภายในเบด อนุภาคของแข็งนี้สามารถจะเป็นตัวนำความร้อนจากแหล่งความร้อนให้กับของไหลได้มากกว่า

ข้อเสียเปรียบ

1. เนื่องจากการผสมกันอย่างรวดเร็ว บางครั้งอนุภาคของของแข็งมีช่วงเวลาอยู่ในเบดสั้นเกินไป เมื่อทำงานแบบต่อเนื่องจึงทำให้ผลลัพธ์เลวลง หรืออนุภาคของแข็งมีคุณสมบัติทางกายภาพไม่ตรงตามข้อกำหนด

2. เกิดการกัดกร่อนเนื่องจากอนุภาคของแข็งมากระทบกับผนังหอตกลง

3. เวลาที่ของไหลสัมผัสกับอนุภาคของแข็งสั้นมาก จึงต้องใช้เบดสูง ๆ หรือเบดหลาย ๆ ชั้น

4. มักเกิดฟองก๊าซในเบด ทำให้การสัมผัสกันไม่ดีเป็นการสูญเสียเปล่าทำให้เปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงลดลง ถ้ายังเป็นกระบวนการที่มีการเปลี่ยนแปลงทางเคมีจะต้องใช้ตัวเร่งช่วย

5. ใช้กับอนุภาคของแข็งที่เปราะหรือเป็นยางไม่ได้ เพราะเกิดการเกาะเป็นก้อนใหญ่และตกลงยังส่วนล่างของเบด

6. การทำงานมีข้อจำกัด เพราะถ้ามีความเร็วของของไหลมากเกินไปเม็ดของแข็งก็จะออกมาจากเบดไปพร้อมกับของไหล

7. ในปฏิกิริยาที่ทำให้อนุภาคของแข็งมีขนาดลดลง จะต้องปรับความเร็วของก๊าซเพื่อไม่ให้อนุภาคของแข็งปลิวออกจากหอตกลง

ลักษณะของปรากฏการณ์ฟลูอิดไดเซชัน

ฟลูอิดไดเซชันเป็นสถานะที่เม็ดของแข็งขนาดเล็กที่สัมผัสอยู่กับก๊าซหรือของเหลวประพฤติตัวทางกายภาพคล้ายของไหล ลักษณะของปรากฏการณ์ฟลูอิดไดเซชันสามารถอธิบายได้จากภาพที่ 17 พิจารณากลุ่มอนุภาคภายในเบดเมื่อความเร็วของของไหลมีค่าน้อย ของไหลจะ

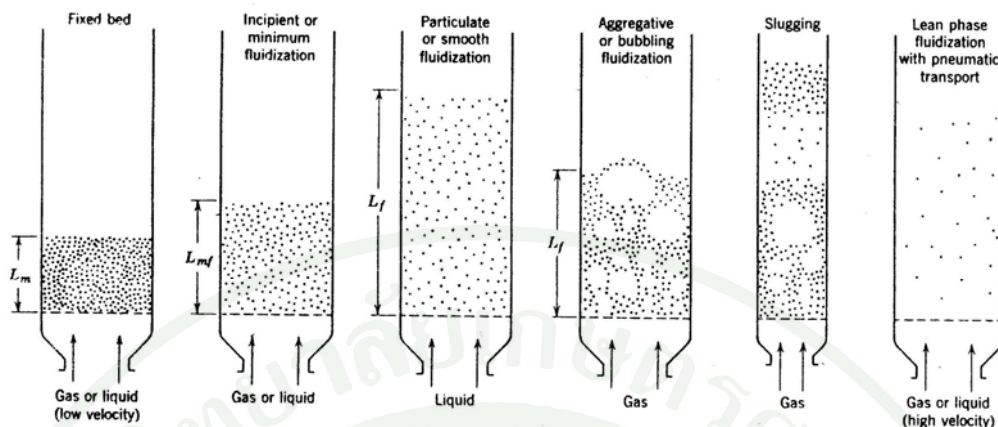
สามารถไหลผ่านช่องว่างระหว่างอนุภาคที่อยู่นิ่งภายในเบดได้ ความสูงของเบดจะไม่เปลี่ยนแปลง เรียกสภาวะนี้ว่าเบดนิ่ง (Fixed Bed)

เมื่อความเร็วของไหลมากขึ้น แรงเนื่องจากความหนืดที่กระทำต่ออนุภาคเพิ่มขึ้นอนุภาคจะเคลื่อนที่ออกจากกัน บางส่วนจะเกิดการสั่นและเคลื่อนที่อยู่ภายในขอบเขตหนึ่งเรียกสภาวะนี้ว่าเบดขยาย (Expanded Bed)

เมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลต่อไป การขยายตัวของตัวของเบดมีมากขึ้นจนกระทั่งแรงเนื่องจากความหนืดที่กระทำต่ออนุภาคมีค่ามากเพียงพอที่จะรองรับน้ำหนักของอนุภาคภายในเบด ณ จุดนี้แรงกดระหว่างอนุภาคด้วยกันจะหายไป และความดันลดที่พื้นที่หน้าตัดใดๆ ภายในเบดจะเท่ากับน้ำหนักของของไหลและอนุภาคในหน้าตัดนั้น เบดจะประพุดตัวคล้ายของไหลเรียกสภาวะนี้ว่า จุดเริ่มต้นของฟลูอิดไดซ์เบด (Incipiently Fluidized Bed) และความเร็วของของไหลที่ก่อให้เกิดสภาวะเช่นนี้เรียกว่า ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดเซชัน (Minimum Fluidization Velocity)

ในระบบก๊าซกับของแข็ง เมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลให้มากกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดเซชันแล้ว จะเกิดความไม่เสถียรภาพ ที่อยู่ในรูปฟองอากาศ (Bubbling) การสั่นเกิดขึ้นอย่างรุนแรงและอนุภาคของแข็งจะเคลื่อนที่อย่างรวดเร็ว สภาวะนี้เรียกว่า ฟลูอิดไดซ์แบบฟองก๊าซ (Bubbling Fluidized Bed)

เมื่อความเร็วของของไหลเพิ่มมากขึ้นอีก อนุภาคภายในเบดจะถูกพัดพาออกจากเบด ขอบเขตด้านบนของเบดจะหายไป เรียกสภาวะนี้ว่า ฟลูอิดไดซ์เบดเจือจาง (Disperse Dilute หรือ Lean-phase Fluidized Bed) หลักการนี้ถูกนำไปใช้ประโยชน์ในการขนส่งอนุภาคโดยของไหล



ภาพที่ 17 แสดงลักษณะเบดชนิดต่างๆ ในปรากฏการณ์ฟลูอิดไดซ์เซชัน

ที่มา: ภูสิญจน์ (2543)

คุณสมบัติของอนุภาคของแข็งที่เกี่ยวข้องกับปรากฏการณ์ฟลูอิดไดซ์เบด

ขนาดอนุภาค (Particle size)

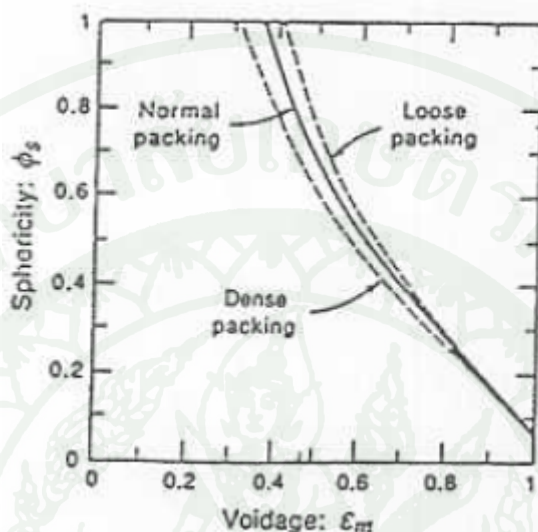
ขนาดของวัสดุจะมีผลอย่างมากต่อปรากฏการณ์ฟลูอิดไดซ์เบด อนุภาคของแข็งที่มีรูปร่างแน่นอน โดยปกติมักจะกำหนดให้อนุภาคเป็นรูปทรงกลมเพื่อให้สะดวกต่อการคำนวณ

ค่าความกลมของอนุภาค (ϕ_s)

เป็นค่าที่อธิบายว่ารูปทรงของอนุภาคเบี่ยงเบนจากทรงกลมมากน้อยเพียงใดสำหรับวัสดุที่เป็นทรงกลมจะมีค่าความกลมเท่ากับ 1 แต่ถ้าอนุภาคไม่เป็นทรงกลมจะมีค่าน้อยกว่า 1 นิยามว่า

$$\phi_s = \frac{\text{พื้นที่ผิวทรงกลม}}{\text{พื้นที่ผิวของอนุภาค}}, \text{ เมื่อมีปริมาตรเท่ากัน}$$

การหาค่าความกลมของอนุภาคเป็นเรื่องยาก จึงอาศัยความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัดส่วนช่องว่างกับค่าความกลมซึ่งเสนอไว้โดย Brown et al. ดังแสดงในภาพที่ 18 ในกราฟรูปนี้ค่าสัดส่วนช่องว่าง (ε_m) ควรเป็นค่าที่ได้จากการทดลอง



ภาพที่ 18 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความกลมและค่าสัดส่วนช่องว่างของเบดนิ่ง

ที่มา: ฐิติภู (2543)

ค่าสัดส่วนช่องว่างของเบดนิ่ง (Voidage of fixed bed, ε_m)

ในเบดนิ่งอนุภาคมีการวางตัวซ้อนกัน ทำให้เกิดช่องว่างขึ้นระหว่างอนุภาค เรียกช่องว่างนี้ว่า ปริมาตรช่องว่าง (Void volume) และนิยามบอกค่านี้ในรูปของสัดส่วนช่องว่าง (Voidage)

$$\varepsilon_m = \frac{\text{void volume}}{\text{volume of (particle + voids)}} \quad (10)$$

การหาค่าสัดส่วนช่องว่างที่นิยมทำกันคือ การแทนที่ช่องว่างด้วยของเหลว โดยการบรรจุอนุภาคอย่างไ้ระเบียบ วัดปริมาตรก่อนและหลังการแทนที่ด้วยของเหลวแล้วนำค่าที่ได้ไปคำนวณตามสมการที่ (10)

การสูญเสียพลังงานการไหลผ่านเบดนิ่ง

การสูญเสียพลังงานเนื่องจากความเสียดทานเมื่อของไหลไหลผ่านกลุ่มอนุภาคของแข็งในสถานะอยู่นิ่ง (Ergun, 1952) ได้เสนอสมการคำนวณหาความดันตกสำหรับอนุภาคเดี่ยวที่มีขนาดอนุภาคเท่ากับ d_p

$$\frac{\Delta P}{L_m} g_c = \frac{150(1-\varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \frac{\mu U_0}{(\phi_s d_p)^2} + \frac{1.75(1-\varepsilon_m)}{\varepsilon_m^3} \frac{U_0^2 \rho_g}{\phi_s d_p} \quad (11)$$

โดยที่

U_0	คือ	ความเร็วของของไหลเมื่อน้ำตัดเบดว่างเปล่าคิดจากอัตราการไหลของของไหลต่อพื้นที่หน้าตัดของเบด
ΔP	คือ	ความดันตกคร่อมเบดนิ่ง
L_m	คือ	ความสูงของเบดนิ่ง
ε_m	คือ	สัดส่วนช่องว่างของเบดนิ่ง
μ	คือ	ความหนืดของของไหล
ϕ_s	คือ	ค่าความกลมของอนุภาค
d_p	คือ	ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค
ρ_g	คือ	ค่าความหนาแน่นของของไหล

ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไลเซชัน (Minimum Fluidizing Velocity, U_{mf})

ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไลเซชันคือ ความเร็วที่ทำให้แรงต้านการไหลของอนุภาค (Drag Force) มีค่าเท่ากับน้ำหนักของอนุภาค

$$\text{แรงต้าน} = \text{น้ำหนัก}$$

หรือ

$$(\text{ความดันตกคร่อม}) \times (\text{พื้นที่หน้าตัด}) = (\text{ปริมาตรของเบด}) \times (\text{เศษส่วนปริมาตรของของแข็งภายในเบด}) \times (\text{น้ำหนักจำเพาะของเบด})$$

ในรูปแบบสมการคณิตศาสตร์

$$\Delta P_b \cdot A_t = W = (A_t \cdot L_{mf}) (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c} \quad (12)$$

โดยที่

A_t	คือ	พื้นที่หน้าตัดของเบด
ΔP_b	คือ	ความดันลดของเบด
ρ_s	คือ	ความหนาแน่นของอนุภาค
ρ_g	คือ	ความหนาแน่นของของไหล
g	คือ	ค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลก
g_c	คือ	ค่าคงที่ขึ้นกับระบบหน่วยที่ใช้ เช่น $g_c = 32.2$ ในระบบหน่วย lb.,lbm,ft,sec

จัดเทอมในสมการ (12)

$$\frac{\Delta P_b}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c} \quad (13)$$

ค่า ε_{mf} โดยปกติจะมีค่าสูงกว่าความพรุนของเบดนิ่ง ε_m เล็กน้อยความเร็วต่ำสุดของการเกินฟลูอิดไดซ์เซชัน U_{mf} หาได้จากการแก้สมการ (11) และ (13)

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (14)$$

หรืออยู่ในตัวแปรไร้มิติ

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3} \text{Re}_{p,mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \text{Re}_{p,mf} = \text{Ar} \quad (15)$$

โดยที่

$$\text{Re}_{p,mf} \text{ คือ } \text{ตัวเลขเรย์โนลด์} = \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu}$$

$$\text{Ar} \text{ คือ } \text{ตัวเลขอาคิมิติส} = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

ในกรณีที่ยังไม่ทราบค่า ε_{mf} และ ϕ_s เราสามารถพิจารณาสมการ (15) ซึ่งเขียนใหม่ได้เป็น

$$K_1 \text{Re}_{p,mf}^2 + K_2 \text{Re}_{p,mf} = \text{Ar} \quad (16)$$

เมื่อ

$$K_1 = \frac{1.75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \text{ และ } K_2 = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3}$$

จากการศึกษาพบว่าค่า K_1 และ K_2 มีค่าค่อนข้างคงที่สำหรับอนุภาคชนิดต่างๆ ในช่วง Re_p ตั้งแต่ 0.001-4000 ตารางที่ (3) สรุปค่า K_1 และ K_2 จากคณะวิจัยต่างๆ

ตารางที่ 3 ค่า K_1 และ K_2 จากคณะวิจัยต่างๆ

Investigators	First, $K_2/2K_1$	Second, $1/K_1$
Wen and Yu (1966)	33.7	0.0408
284 data points from the literature		
Richardson (1977)	25.7	0.0365
Sexena and Vogal (1977)	25.3	0.0571
Dolomite at high temperature and pressure		
Babu et al.(1978)	25.3	0.0651
Correlation of reported data until (1977)		
Grace (1982)	27.2	0.0408
Chiterster al.(1984)	28.7	0.0494
Coal, char, Ballotini; up to 64 bar		

ความเร็วสุดท้ายของอนุภาค (Terminal velocity, U_t)

ค่าความเร็วสุดท้ายของอนุภาคคือ ค่าความเร็วของของไหลที่สภาวะสมดุลของแรง 3 แรง คือ น้ำหนักอนุภาค แรงต้าน (Drag force) และแรงลอยตัว (Buoyant force) หรือความเร็วในการตกอย่างอิสระของอนุภาค

สมการที่ใช้หาความเร็วสุดท้ายของอนุภาค d_p ความหนาแน่น ρ_s วิ่งผ่านของไหลที่มีความหนาแน่น ρ_g คือ

$$U_t = \left(\frac{4d_p(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (17)$$

โดยที่

C_D เป็นค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานซึ่งหาได้จากการทดลอง และจากการทดลองพบว่าค่า C_D ขึ้นอยู่กับค่า Re_p ดังสมการ

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \quad \text{เมื่อ} \quad Re_p < 0.4 \quad (18)$$

$$C_D = \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \quad \text{เมื่อ} \quad 0.4 < Re_p < 500 \quad (19)$$

$$C_D = 0.43 \quad \text{เมื่อ} \quad 500 < Re_p < 200000 \quad (20)$$

จะได้

$$U_t = \left(\frac{g(\rho_s - \rho_g)d_p^2}{18\mu} \right) \quad \text{เมื่อ} \quad Re_p < 0.4 \quad (21)$$

$$U_t = d_p \left(\frac{4(\rho_s - \rho_g)^2}{225\rho_g\mu} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{เมื่อ} \quad 0.4 < Re_p < 500 \quad (22)$$

$$U_t = \left(\frac{3.1g(\rho_s - \rho_g)d_p}{\rho_g} \right)^{\frac{1}{2}} \quad \text{เมื่อ} \quad 500 < \text{Re}_p < 200000 \quad (23)$$

เพื่อหลีกเลี่ยงมิให้อนุภาคของแข็งหลุดลอยออกจากเบด ความเร็วของของไหลที่ใช้ในระบบฟลูอิดไดซ์เบดจะต้องมีค่าอยู่ระหว่างความเร็ว U_{mf} และความเร็ว U_t ในการคำนวณหาความเร็ว U_{mf} เนื่องจากอนุภาคของแข็งมีการกระจายขนาด ดังนั้นขนาดของอนุภาคของแข็งที่ใช้จะเป็นขนาดเฉลี่ย ส่วนการคำนวณความเร็ว U_t จะใช้ขนาดของอนุภาคของแข็งที่เล็กที่สุดปะปนอยู่ในเบด

สภาวะการทำงานของฟลูอิดไดซ์เบด

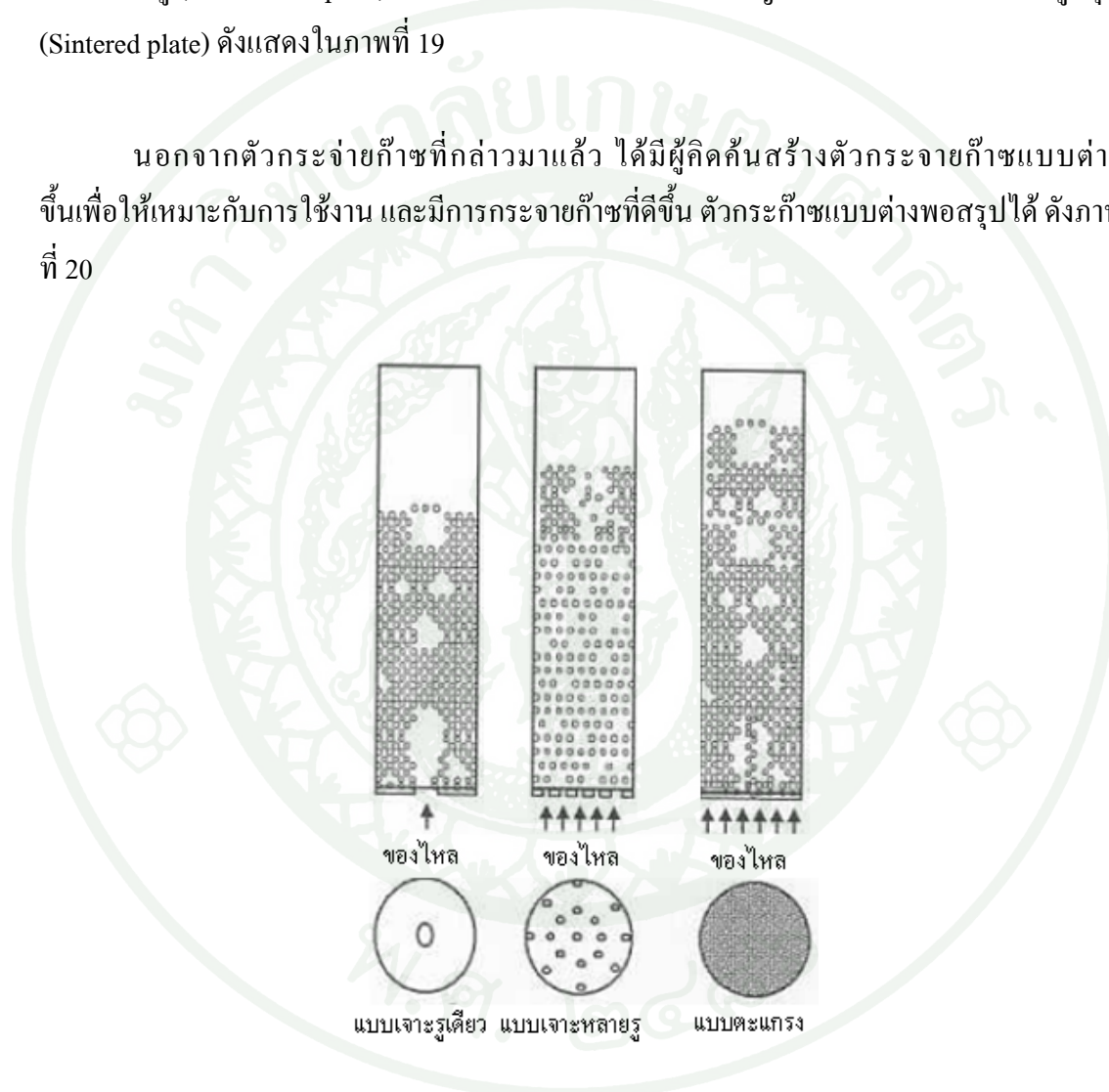
เงื่อนไขการทำงานในทางปฏิบัติของฟลูอิดไดซ์เบดของระบบก๊าซ ของแข็ง จะขึ้นกับพฤติกรรมของฟองอากาศที่เกิดขึ้นในเบด สภาวะการทำงานของฟลูอิดไดซ์มีดังต่อไปนี้

ความเร็วในการฟลูอิดไดซ์ (Superficial velocity, U_f) โดยทั่ว ๆ ไปขอบเขตต่ำสุดของการฟลูอิดไดซ์คือ U_{mf} ส่วนขอบเขตบนของของไหลในการฟลูอิดไดซ์คือ U_t โดยปกติแล้วค่าความเร็วในการฟลูอิดไดซ์ U_f จะมีค่าเป็น 2-5 เท่าของความเร็วต่ำสุดของการฟลูอิดไดซ์ ซึ่งจะทำให้เกิดลักษณะการผสมที่ดีได้ ลักษณะของเบดเป็นแบบปั่นป่วน (Turbulent Bed)

คุณภาพของฟลูอิดไดซ์ชั้น ระบบฟลูอิดไดซ์ระหว่างก๊าซกับของแข็งจะเกิดการฟลูอิดไดซ์ได้รุนแรงกว่าการฟลูอิดไดซ์ในของเหลว-ของแข็ง เพราะว่ามี ความหนาแน่นแตกต่างกันมาก ระหว่างของไหลกับอนุภาคของของแข็ง ซึ่งถ้าเป็นของเหลวจะเกิดการแขวนลอยอย่างดีมีการผสมของเบดเป็นเนื้อเดียวกันสม่ำเสมอ แต่ถ้าของไหลเป็นก๊าซจะเกิดเป็นฟองอากาศทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์แบบไม่ผสมเป็นเนื้อเดียวกันสม่ำเสมอตลอดทั้งเบด สำหรับการฟลูอิดไดซ์ของก๊าซกับของแข็ง จะให้มีการแขวนลอยของอนุภาคสม่ำเสมอตลอดทั้งเบดได้นั้น จะต้องมีความดันของฟองอากาศเล็กๆ ตัวแปรที่มีผลต่อการควบคุมคุณภาพของฟลูอิดไดซ์เบดคือ ขนาดของอนุภาคและการกระจายของอนุภาครวมถึงชนิดตัวกระจายก๊าซที่ใช้

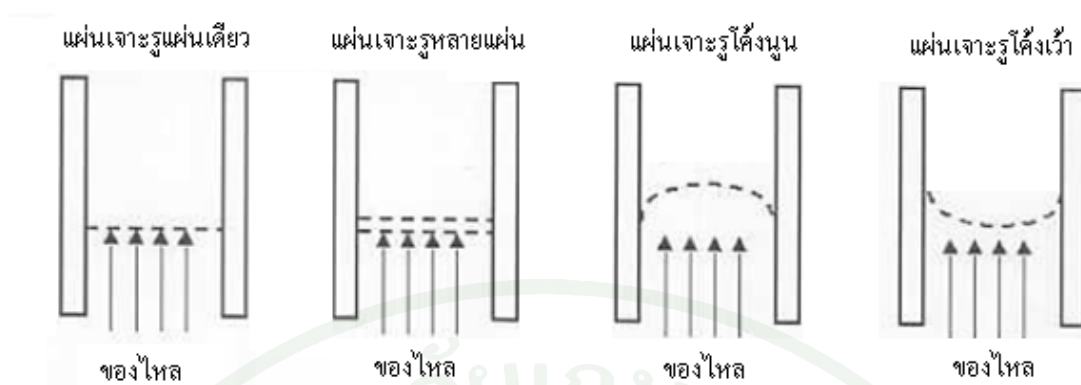
ตัวกระจายก๊าซ (Gas Distribution) ในขณะที่เกิดฟลูอิดไดซ์ด้วยความเร็วต่ำสุดของการฟลูอิดไดซ์ ลักษณะของเบดยังเป็นเนื้อเดียวกันสม่ำเสมอตลอดทั้งเบด แต่เมื่อเพิ่มความเร็วของก๊าซให้มากขึ้น ความเร็วที่เพิ่มขึ้นจะก่อตัวเป็นฟองก๊าซ ลักษณะของฟองก๊าซที่เกิดขึ้นจะขึ้นอยู่กับชนิดของตัวกระจายก๊าซที่รองรับเบดอยู่ว่าเป็นชนิดไหน ตัวอย่างเช่น ตัวกระจายก๊าซที่ทำด้วยแผ่นโลหะเจาะรู (Perforated plate) ฟองก๊าซที่เกิดขึ้นจะมีขนาดใหญ่กว่าตัวกระจายก๊าซที่เป็นรูพรุน (Sintered plate) ดังแสดงในภาพที่ 19

นอกจากตัวกระจายก๊าซที่กล่าวมาแล้ว ได้มีผู้คิดค้นสร้างตัวกระจายก๊าซแบบต่าง ๆ ขึ้นเพื่อให้เหมาะกับการใช้งาน และมีการกระจายก๊าซที่ดีขึ้น ตัวกระจายก๊าซแบบต่าง ๆ พอสรุปได้ ดังภาพที่ 20



ภาพที่ 19 แสดงการเกิดฟองอากาศที่ขึ้นอยู่กับจำนวนรูที่เจาะบนแผ่นกระจายก๊าซ

ที่มา: ภูติภูณ (2543)



ภาพที่ 20 แสดงตัวกระจายก๊าซแบบต่างๆ

ที่มา: ภูสิษฐ์ (2543)

สัดส่วนช่องว่างของเบด (Void fraction) ความสูงของเบด (Bed height) และขนาดพื้นที่หน้าตัดของเบด (Bed area) เมื่อชั้นของแข็งถูกฟลูอิดไดซ์เบดจะเกิดการขยายตัวเมื่อเพิ่มความเร็วของก๊าซขึ้นอีก ช่องว่างของเบดก็จะเพิ่มมากขึ้นเมื่อความเร็วของก๊าซมีค่าเท่ากับ U_t ค่าช่องว่างของเบดจะเท่ากับ 1 นั่นคือการพัดพาเบดออกไป การที่เบดมีช่องว่างภายในมากขึ้น ปริมาตรของฟลูอิดไดซ์เบดจะมีค่าเพิ่มมากขึ้น และถ้าพื้นที่หน้าตัดของเบดไม่เปลี่ยนแปลงตามความสูงแล้ว ค่าความพรุนของเบดจะมีความสัมพันธ์โดยตรงกับความสูงของเบดตามสมการ

$$\varepsilon_f = \frac{L_f - L_0}{L_f} = 1 - \frac{L_0}{L_f} \quad (24)$$

หรืออาจแสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนช่องว่างในเบดกับความสูงของเบดที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดซ์เบดคือ

$$\frac{L_f}{L_{mf}} = \frac{1 - \varepsilon_f}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad (25)$$

พื้นที่หน้าตัดที่เหมาะสมของเบด จะสามารถคำนวณได้จากความเร็วของการฟลูอิดไดซ์ U_f และอัตราการไหลเชิงปริมาตรของก๊าซที่ใช้ตามสมการ

$$A = \frac{Q}{U_f} \quad (26)$$

อุปกรณ์และวิธีการ

อุปกรณ์

เตาผลิตก๊าซชีววมวล

เตาผลิตก๊าซชีววมวลจะประกอบไปด้วยสองส่วนหลักคือ ระบบขนส่งและป้อนแกลบ และ ส่วนผลิตก๊าซ

1. ระบบขนส่งและป้อนแกลบ

ระบบการขนส่งและระบบป้อนเชื้อเพลิงจะแสดงใน ภาพที่ 21 และอธิบายตาม หมายเลขบนภาพประกอบไปด้วย (รายละเอียดในการออกแบบจะแสดงในภาคผนวก ข)

Hopper1 (หมายเลข 1) เป็นอุปกรณ์เก็บสำรองแกลบซึ่งมีปริมาตรประมาณ 25 m^3 มีขนาด หน้าตัดสี่เหลี่ยมจัตุรัสขนาด $4 \times 4 \text{ m}$ บริเวณด้านล่างมีหน้าตัดลดลงเหลือ $1.4 \times 0.75 \text{ m}$ ซึ่งทำให้มีลักษณะเรียวยาวด้านล่างทำให้แกลบสามารถไหลลงมาด้านล่างได้ง่าย

สกรู1 (หมายเลข 2) ใบสกรูเป็นแบบเกลียวเต็มความยาว 1.3 m ระยะห่างระหว่างเกลียว 20 cm แกนสกรูขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 25 mm ยาว 1.4 m ชุดขับเคลื่อนประกอบด้วยมอเตอร์สามเฟส 2 แรงม้า ทดรองด้วย Gearbox อัตราทด $140 : 97$ ปรับความเร็วรอบของมอเตอร์ด้วยอินเวอร์เตอร์ (Inverter) เพื่อให้ได้ความเร็วรอบสกรูที่ต้องการ

Blower เป่าแกลบ (หมายเลข 3) อัตราการไหลสูงสุด $71 \text{ m}^3/\text{min}$ และความดันสูงสุด 215 มิลลิเมตรน้ำ มอเตอร์ขับเคลื่อนชนิดสามเฟสขนาด 3 แรงม้า แบ่งการควบคุมออกเป็นสองส่วน คือ ควบคุมจากโอเอสซีเครื่องยนต์ และควบคุมจากอากาศภายนอกมาผสมกันเพื่อให้ได้อุณหภูมิที่ต้องการ ในการอบแห้งแกลบ

ท่อส่งแกลบ (หมายเลข 4) เป็นท่อกลมขนาด 8 นิ้ว ทำหน้าที่ขนส่งแกลบขึ้นสู่ด้านบนไปยัง Hopper 2

ไซโคลนใช้สำหรับแยกแกลบออกจากลม (หมายเลข 5) ทำหน้าที่แยกลมออกจากแกลบ ทำให้แกลบตกลงสู่ถัง Hopper 2

Hopper 2 (หมายเลข 6) ใช้สำหรับเก็บสำรองแกลบมีปริมาตรประมาณ 1 m^3 เพื่อพร้อมที่จะป้อนเข้าสู่เตาผลิตก๊าซชีววมวลมีลักษณะดังภาพที่ 21

เครื่องควบคุมระดับวัตถุในไซโล (หมายเลข 7) ใช้ควบคุมปริมาณแกลบติดตั้งอยู่ที่ Hopper 2 เพื่อควบคุมการทำงานของ สกรู 1 ให้ทำงานในเวลาที่เหมาะสมน้อยกว่าระดับที่ต้องการ และหยุดทำงานเมื่อปริมาณแกลบอยู่ในระดับที่ต้องการ

สกรู 2 (หมายเลข 8) เป็นสกรูป้อนแกลบและควบคุมปริมาณการป้อนแกลบที่เข้าสู่เตาชีววมวล ลักษณะของสกรูเป็นแบบเกลียวเต็มความยาว 1.3 m ระยะห่างระหว่างเกลียว 20 cm แกนสกรูขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 25 mm ยาว 1.4 m ชุดขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์สามเฟส 3 แรงม้า ทดรองด้วย Gearbox อัตราทด 20 : 1 ปรับความเร็วรอบของมอเตอร์ด้วยอินเวอร์เตอร์ (Inverter) เพื่อให้ได้ความเร็วรอบสกรูที่ต้องการ

2. ส่วนผลิตก๊าซ

เตาผลิตก๊าซชีววมวลจะแบ่งออกเป็นสามส่วนตามลักษณะของการเกิดปฏิกิริยาแสดงดังภาพที่ 21 และอธิบายตามหมายเลขบนภาพ อุปกรณ์และลักษณะการออกแบบที่ใช้ในการทำงานประกอบไปด้วย (รายละเอียดในการออกแบบจะแสดงในภาคผนวก ข)

เตาแบบฟลูอิดไดซ์เบด (หมายเลข 9) มีลักษณะเป็นทรงกลมมีสองส่วนคือส่วนล่างจะมีขนาดความกว้าง 420 mm สูง 640 mm จะบรรจุทรายขนาดประมาณ 450 ไมโครเมตรความสูงของทรายประมาณ 30 cm ส่วนบนจะมีความกว้าง 600 mm สูง 470 mm

Blower ป้อนอากาศเข้าเตา (หมายเลข 10) อัตราการไหลสูงสุด $18 \text{ m}^3/\text{min}$ และความดันสูงสุด 485 มิลลิเมตรน้ำ มอเตอร์ขับเคลื่อนชนิดสามเฟสขนาด 3 แรงม้า ควบคุมความเร็วมอเตอร์ด้วยอินเวอร์เตอร์ ป้อนอากาศเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแล้วจึงเข้าสู่เตา

วาล์วควบคุมการไหล (หมายเลข 11) เป็นแบบโกบอลวาล์วขนาด 4 นิ้ว

คอคอด (Throat) (หมายเลข 13) เป็นบริเวณการเผาไหม้มีลักษณะเป็นคอคอดและมีรูจ่ายอากาศตลอดเส้นรอบวง เส้นผ่านศูนย์กลางบริเวณคอคอด 920 mm ความหนา 300 mm ขนาดของรูจ่ายอากาศ 8 mm จำนวน 90 รู

ตะแกรงและระบบใบปาดเถ้า (หมายเลข 14) ตะแกรงทำจากเหล็กหล่อคาร์บอนสูง เพื่อป้องกันการหลอมละลายที่อุณหภูมิสูง ลักษณะของตะแกรงจะมีรูทั่วบริเวณตะแกรงส่วนตรงกลางจะมีช่องสำหรับปาดเถ้า ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 760 mm หนา 4 cm ใบปาดเถ้าทำจากเหล็กชนิดเดียวกับตะแกรงใบปาดมีลักษณะเป็นกากบาทถูกขับเคลื่อนโดยเพลลาที่ต่อมาจากชุดขับเคลื่อนประกอบด้วยมอเตอร์สามเฟสขนาด 2 แรงม้า ทดรอบด้วย Gear box อัตราทด 60 : 1

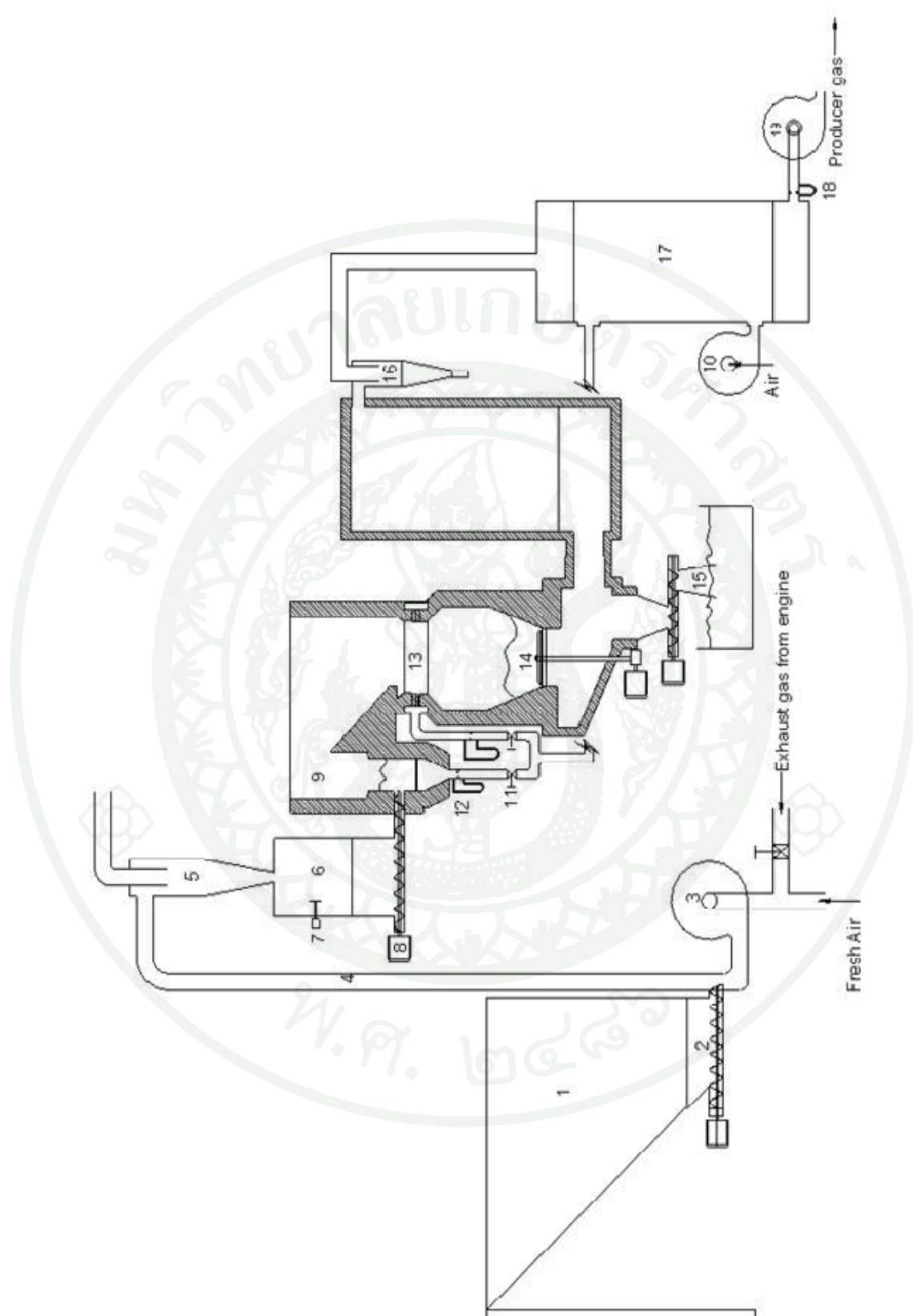
สกรูกลายเถ้า (หมายเลข 15) ใบสกรูเป็นแบบเกลียวเต็ม ความยาว 1.8 m ระยะห่างระหว่างเกลียว 20 cm แกนสกรูขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 25 mm ยาว 1.9 m ชุดขับเคลื่อนประกอบด้วยมอเตอร์สามเฟส 1 แรงม้า ทดรอบด้วย Gearbox อัตราทด 1380 : 88 ปลายทางออกของสกรูจะถูกจุ่มอยู่ในอ่างน้ำเพื่อป้องกันอากาศเข้าสู่เตา

ไซโคลนดักฝุ่น (หมายเลข 16) โดยปกติทั่วไปแล้วไซโคลนจะติดตั้งอยู่ชิดติดกับเตา ซึ่งถือได้ว่าเป็นอุปกรณ์ชิ้นแรกของกระบวนการทำความสะอาดก๊าซ สำหรับหลักการทำงานของไซโคลนนั่น จะใช้หลักของแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางที่เกิดจากการหมุนของกระแสก๊าซ รูปร่างลักษณะของไซโคลนมีลักษณะเป็นกรวย ที่บริเวณตรงกลางของฝาด้านบนมีท่อที่เรียกว่าท่อขับติดอยู่ ก๊าซจะถูกป้อนเข้าในแนวสัมผัสเข้าสู่ส่วนบนและจะเคลื่อนลงไปตามกรวยแล้วจึงถูกดูดขึ้นตามท่อออกสู่ภายนอก โดยปกติแล้วไซโคลนจะใช้กำจัดฝุ่นที่มีขนาดประมาณ 10 ไมครอนหรือใหญ่กว่า

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (หมายเลข 17) ทำหน้าที่แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซและอากาศที่จะป้อนเข้าสู่เตา เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นแบบเปลือกและท่อ (Shell and Tube) โดยอากาศอยู่ภายในเปลือกและก๊าซอยู่ในท่อเพื่อง่ายต่อการทำความสะอาด โดยเปลือกมีขนาด $0.756 \times 1 \times 3.8$ m ท่อมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 นิ้ว ยาว 3 m หนา 3 mm จำนวน 75 ท่อ พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมประมาณ 36 m^2

Blower ชุดก๊าซเชื้อเพลิง (หมายเลข 19) ทำหน้าที่ดูดก๊าซภายในเตาผลิตก๊าซเพื่อรักษาความดันภายในเตาให้มีสภาพเป็นสุญญากาศป้องกันก๊าซรั่วออกสู่ด้านนอกซึ่งเป็นก๊าซพิษและเป็นอันตรายต่อผู้ปฏิบัติงาน





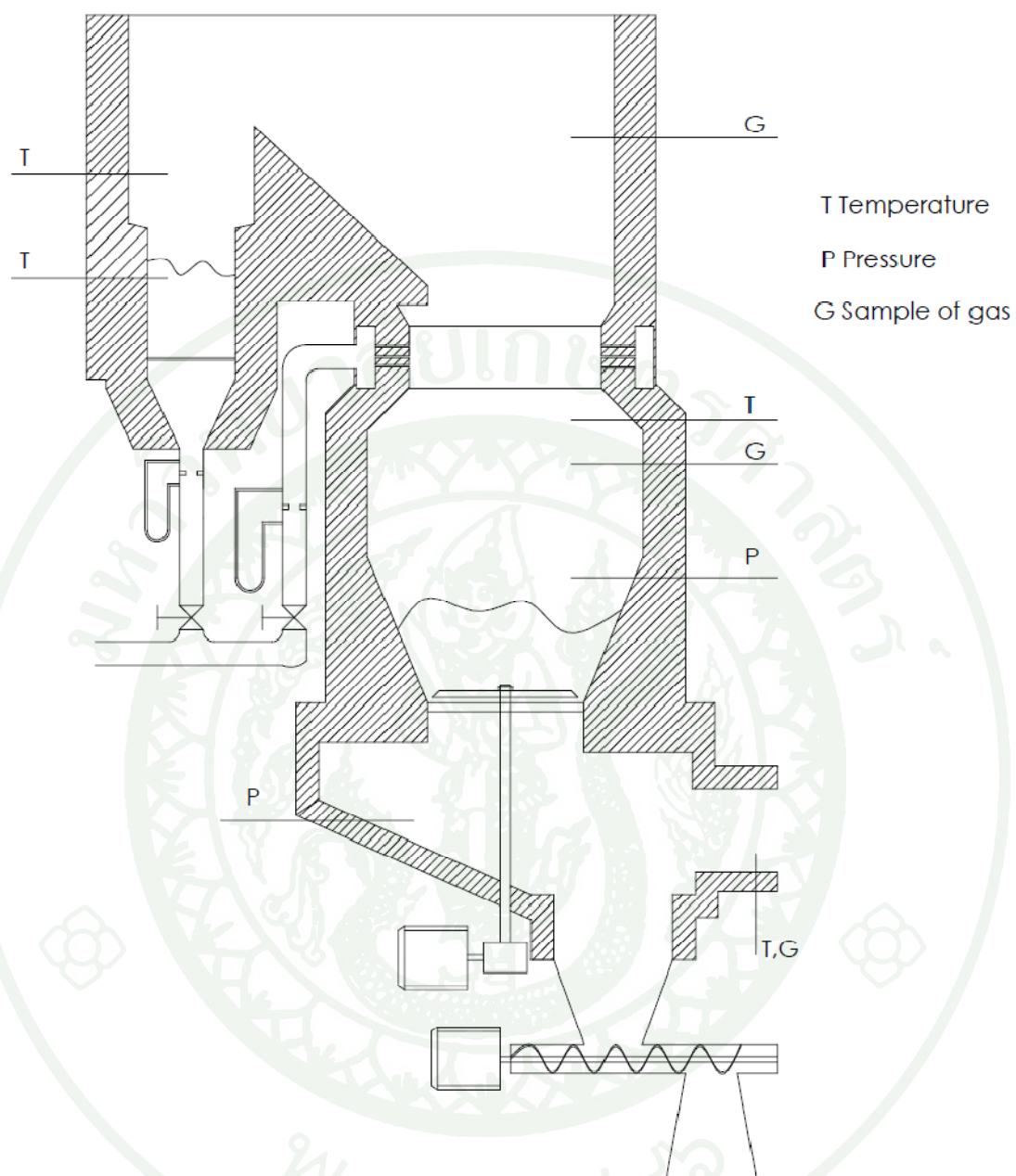
ภาพที่ 21 แสดงระบบ โดยรวมและอุปกรณ์ที่ใช้ทำงาน



ภาพที่ 22 เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบสามส่วน



ภาพที่ 23 เครื่องควบคุมระดับวัตถุดิบไฮโดร



ภาพที่ 24 แสดงจุดวัดอุณหภูมิ ความดัน เก็บตัวอย่างก๊าซและน้ำมันดิน

ระบบวัดอุณหภูมิ และความดัน

ระบบวัดอุณหภูมิสำหรับเตาผลิตก๊าซใช้เทอร์โมคัปเปิล (Thermocouple) ชนิด K (Chromel-Alumel) ที่มีช่วงการวัด 0-1200 °C ต่อเข้ากับเครื่อง PLC (Programmable Logic Control) ในการแสดงผล (ดังแสดงในภาพที่ 25) และบันทึกข้อมูล ซึ่งจะบันทึกข้อมูลทุกๆนาที่ จุดวัด

อุณหภูมิจะวัดในส่วนของ อุณหภูมิทราย อุณหภูมิไฟโรไลซิส อุณหภูมิหลังการเผาไหม้ อุณหภูมิ หลังการทำปฏิกิริยารีดักชัน จุดวัดต่างๆแสดงดังภาพที่ 24



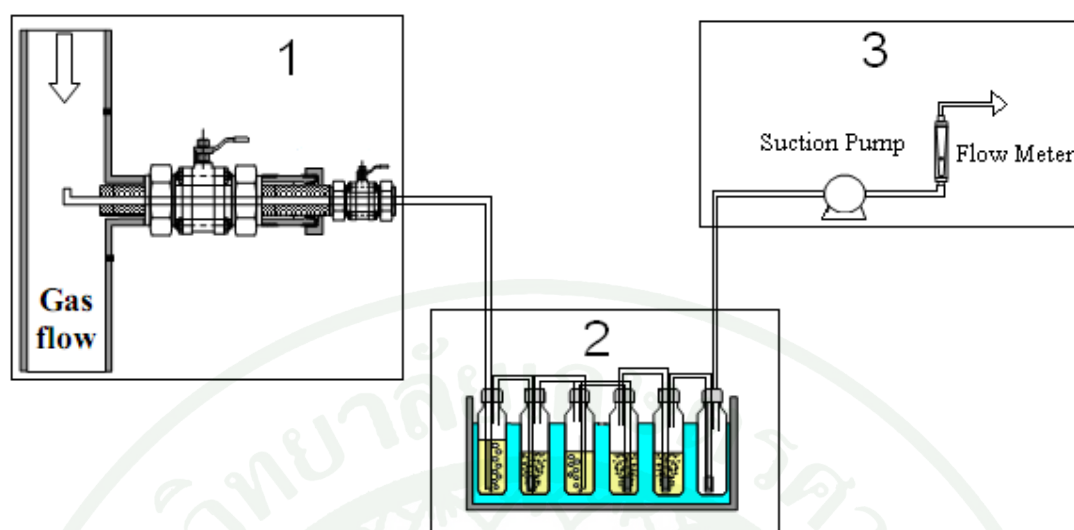
ภาพที่ 25 การแสดงผลของเครื่อง PLC

ระบบวัดความดันจะใช้मानอมิเตอร์วัดความดันเทียบกับความดันบรรยากาศและวัดผลต่าง ความดันระหว่างความดันบนตะแกรงและความดันด้านล่างตะแกรงเพื่อประมาณระดับความหนา ของเบด (ถ่านชาร์) แสดงจุดวัดความดันในภาพที่ 24

อุปกรณ์การเก็บตัวอย่างน้ำมันดิน

อุปกรณ์การเก็บตัวอย่างน้ำมันดินประกอบด้วย สามส่วนหลักแสดงตามภาพที่ 26

1. ส่วนที่หนึ่งเป็นอุปกรณ์สำหรับต่อดูดก๊าซที่จุดต่างๆ จะประกอบไปด้วย โพรบ (Probe) ทำจากท่อ Stainless steel ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 3 หุน, บอลวาล์ว, Heater
2. ส่วนที่สองเป็นส่วนที่ใช้เก็บหรือดักน้ำมันดินประกอบด้วย ขวดสำหรับเก็บน้ำมันดิน 6 ขวด, สารละลายไอโซโพรพานอล (Isopropanol), ท่อซิลิโคน, ภาชนะสำหรับใส่น้ำแข็งผสมเกลือ
3. ส่วนที่สามเป็นส่วนของการดูดก๊าซและควบคุมอัตราการไหลประกอบไปด้วย ปั๊มดูด (Suction Pump), เครื่องวัดอัตราการไหล (Flow Meter), วาล์วควบคุมอัตราการไหล, นาฬิกาจับเวลา



ภาพที่ 26 อุปกรณ์การเก็บน้ำมันดิน

ระบบวัดอัตราการไหลของอากาศและก๊าซ

เป็นอุปกรณ์วัดอัตราการไหล โดยมีลักษณะเป็นแผ่นโลหะเจาะรูกลมตรงกลางขอบของรูจะเป็นมุมตัด นำไปต่อเข้ากับท่อขวางกระแสน้ำไหลของของไหลในท่อจะทำให้เกิดความดันที่แตกต่างกันระหว่างด้านหน้าและด้านหลังแผ่นโลหะซึ่งจะสามารถคำนวณเป็นอัตราการไหลได้

ระบบวัดอัตราการไหลอากาศแสดงดังภาพที่ 21 (หมายเลข 12) จะมีสองชุดคือวัดอัตราการไหลอากาศที่เข้าสู่กระบวนการไฟโรไลซิสและวัดอัตราการไหลที่เข้าสู่กระบวนการเผาไหม้ ทำจากแผ่นเหล็กขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 4 นิ้ว เส้นผ่านศูนย์กลาง รู Orifice ขนาด 2.4 นิ้วหนา 3 mm อัตราส่วนเส้นผ่านศูนย์กลาง (Diameter ratio, β) เท่ากับ 0.6 รูนี้ใช้สำหรับวัดผลต่างความดันจะอยู่ห่างจากแผ่น Orifice 1 นิ้ว ต่อเข้ากับமானอมิเตอร์แสดงจุดการติดตั้งในภาพที่ 21 (หมายเลข 12)

ระบบวัดอัตราการไหลของก๊าซชีววมวล แสดงดังภาพที่ 21 (หมายเลข 18) ทำจากแผ่นเหล็กขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 8 นิ้ว เส้นผ่านศูนย์กลาง รู Orifice ขนาด 4.8 นิ้วหนา 3 mm อัตราส่วนเส้นผ่านศูนย์กลาง (Diameter ratio, β) เท่ากับ 0.6 รูนี้ใช้สำหรับวัดผลต่างความดันจะอยู่ห่างจากแผ่น Orifice 1 นิ้ว ต่อเข้ากับமானอมิเตอร์

อุปกรณ์เก็บตัวอย่างก๊าซประกอบด้วย

1. โพรบ (Probe) ทำจากท่อ Stainless Steel ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 3 นิ้ว บอลวาล์ว
2. อุปกรณ์เก็บก๊าซ ทำด้วยท่อ PVC ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.08 m ยาว 0.38 m ที่ปลายทั้งสองด้านมีวาล์วเปิด-ปิด
3. ปัมดูดก๊าซ



ภาพที่ 27 กระบอกเก็บก๊าซตัวอย่าง

อุปกรณ์ที่ใช้ในการจำลองแบบเชิงตัวเลข

1. เครื่องคอมพิวเตอร์ : CPU i7 , RAM 3 GB
2. โปรแกรม Solid Works
3. โปรแกรม Ansys 10.0

อุปกรณ์วัดค่าความร้อนของเชื้อเพลิงแบบบอมบ์แคลอริมิเตอร์ (Bomb Calorimeter)

เป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการวัดค่าปริมาณความร้อนของเชื้อเพลิงแข็ง และเชื้อเพลิงเหลว โดยอาศัยหลักการทำงานด้วยกระบวนการปริมาตรคงที่ เมื่อเชื้อเพลิงเกิดการสันดาปแล้วจะให้พลังงานความร้อนออกมาซึ่งจะกำหนดให้อยู่ในรูปของค่าความร้อนทางเชื้อเพลิงต่อหน่วยน้ำหนัก เช่น บีทียู/ปอนด์ กิโลแคลอรี/กิโลกรัม และ กิโลจูล/กิโลกรัมแสดงดังภาพที่ 28



ภาพที่ 28 แสดงส่วนประกอบภายนอกของบอมบ์แคลอรีมิเตอร์

วิธีการ

การคำนวณและการออกแบบ

เตาผลิตก๊าซชีววมวลในงานวิจัยนี้เป็นส่วนหนึ่งของโครงการสาธิตผลิตกระแสไฟฟ้าขนาด 400 kW ซึ่งประกอบไปด้วย เตาผลิตก๊าซชีววมวล ระบบทำความสะอาดก๊าซเชื้อเพลิง เครื่องยนต์ขนาด 500 kW เจนเนอเรเตอร์ขนาด 400 kW ดังนั้นขนาดการออกแบบจึงต้องสอดคล้องกับพลังงานที่ต้องการใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้า ในการออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวลนี้จะแบ่งเขตการทำปฏิกิริยาออกเป็นส่วนๆ เพื่อง่ายต่อการควบคุมและเกิดประสิทธิภาพในแต่ละกระบวนการ เตาผลิตก๊าซชีววมวลนี้ประกอบไปด้วยสี่ส่วนหลักคือ ส่วนของการอบแห้ง ส่วนของกระบวนการไพโรไลซิส ส่วนของการเผาไหม้ และส่วนของกระบวนการรีดักชัน การคำนวณการออกแบบ

ในงานวิจัยนี้จะแบ่งออกเป็นสองส่วนหลักคือ ส่วนที่หนึ่งการคำนวณอัตราการป้อนแก๊สและอากาศที่บริเวณต่างๆ ส่วนที่สองการคำนวณและการออกแบบส่วนต่างๆ ของเตาผลิตก๊าซ

การคำนวณอัตราการป้อนแก๊สและอากาศที่บริเวณต่างๆ อัตราการป้อนแก๊สจะคำนวณจากการผลิตกระแสไฟฟ้าขนาด 400 kW ปริมาณการป้อนอากาศคำนวณโดยใช้หลักการและทฤษฎีของแก๊สซิฟิเคชัน ในงานวิจัยนี้จะแบ่งการป้อนอากาศออกเป็นสองส่วนคือส่วนของการไพโรไลซิสและการเผาไหม้ ปริมาณอากาศที่ใช้ในส่วนของการไพโรไลซิสจะคำนวณโดยปริมาณความร้อนที่ใช้ในการไพโรไลซิสกลับโดยได้รับความร้อนจากการเผาไหม้แก๊สส่วนหนึ่งเพื่อให้มีความร้อนที่เพียงพอต่อการไพโรไลซิส เมื่อทราบปริมาณการเผาไหม้แก๊สก็จะทราบปริมาณการป้อนอากาศที่กระบวนการไพโรไลซิส ส่วนปริมาณอากาศที่เหลือจะถูกป้อนที่บริเวณการเผาไหม้

การคำนวณและการออกแบบขนาดต่างๆของเตาผลิตก๊าซจะประกอบไปด้วยสามส่วนหลักคือ การออกแบบเตาที่ใช้ในการไพโรไลซิส การออกแบบบริเวณการเผาไหม้ และการออกแบบในส่วนของการระดมการรีดักชัน

การออกแบบเตาที่ใช้ในการไพโรไลซิส ในกระบวนการไพโรไลซิสเชื้อเพลิงจะถูกให้ความร้อนโดยตรงโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไดซ์เบด ดังนั้นขนาดของเตาในส่วนนี้จะต้องมีความสัมพันธ์กับปริมาณการป้อนอากาศเพื่อให้มีความเร็วของก๊าซที่เหมาะสมต่อการฟลูอิดไดซ์ของวัสดุภายในเบด

การออกแบบในส่วนของการเผาไหม้ ในส่วนของการเผาไหม้จะออกแบบให้มีการลดพื้นที่หน้าตัดหรือทำเป็นคอคอดในบริเวณการเผาไหม้และกระจายรูจ่ายลมให้ทั่วถึงตามเส้นรอบวงเพื่อให้เกิดการเผาไหม้ตลอดทั้งพื้นที่หน้าตัดและเกิดการกระจายตัวของอุณหภูมิอย่างสม่ำเสมอ

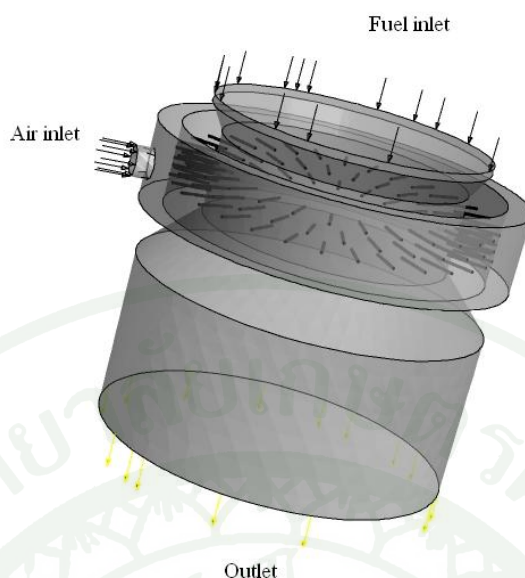
การออกแบบส่วนของการระดมการรีดักชันจะออกแบบให้เตามีลักษณะเรียวยาวด้านล่างเพื่อให้ถ่านชาร์กระจายเต็มบริเวณพื้นที่หน้าตัดและในส่วนนี้ประกอบไปด้วยตะแกรงและใบพัดเพื่อควบคุมระดับความสูงของถ่านหือตะแกรง

การจำลองแบบเชิงตัวเลข

การจำลองแบบเชิงตัวเลขในงานวิจัยนี้เพื่อทำนายการกระจายตัวของอุณหภูมิที่เกิดจากการเผาไหม้ระหว่างก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้มาจากระบวนการไพโรไลซิส ซึ่งเป็นก๊าซเชื้อเพลิงที่มีปริมาณน้ำมันดินจำนวนมาก กับ อากาศที่ป้อนเข้าทำปฏิกิริยาด้านข้างของเตาแก๊สซีไฟเออร์ในส่วนของการเผาไหม้บางส่วน (Partial Combustion) อุณหภูมิที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้และการกระจายตัวของอุณหภูมินี้มีผลอย่างมากต่อการแตกตัวของน้ำมันดินและประสิทธิภาพของเตาแก๊สซีไฟเออร์ เพื่อง่ายต่อการสร้างแบบจำลองเชิงตัวเลขจะสมมุติว่า ถ่านชาร์ น้ำมันดิน ที่มาจากระบวนการไพโรไลซิสไม่มีผลต่อการเผาไหม้ รวมถึงองค์ประกอบและอัตราการใช้ของก๊าซที่มาจากระบวนการไพโรไลซิสมีค่าคงที่ โดยแบบจำลองถูกสร้างในส่วนของการเผาไหม้ในเตาแก๊สซีไฟเออร์โดยโปรแกรม Solid Works และส่งต่อไปยังโปรแกรม Ansys10.0 เพื่อทำการสร้างจุดกริดในบริเวณแบบจำลอง สร้างขอบเขตของปัญหา แก้ปัญหาของการไหลและการทำปฏิกิริยาการเผาไหม้โดยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (CFD)

แบบจำลองในส่วนของการเผาไหม้

แบบจำลองในส่วนของการเผาไหม้จะสร้างให้มีขนาดเท่ากับขนาดของการออกแบบแสดงดังภาพที่ 29 โดยทางเข้าของก๊าซเชื้อเพลิงจะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1040 mm ทางเข้าหลักของอากาศมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 115 mm และมีท่อต่อไปตามเส้นรอบวงของเตาแก๊สซีไฟเออร์โดยส่งอากาศผ่านรูกระจายอากาศขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 8 mm จำนวน 90 รู ทางออกของก๊าซที่ผ่านการเผาไหม้มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1320 mm



ภาพที่ 29 แสดงแบบจำลองเชิงตัวเลข

เงื่อนไขขอบเขตสำหรับแบบจำลอง

- ทางเข้าของเชื้อเพลิง กำหนดให้เป็นเงื่อนไขทางเข้าแบบ Mass flow inlet มีค่าเป็น 844.86 kg/hr ซึ่งได้มาจากการสมดุลมวลระหว่างแก๊สและอากาศที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการไพโรไลซิสรายละเอียดการคำนวณแสดงใน ภาคผนวก ก โดยกำหนดองค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงโดยสัดส่วนโดยมวล (Mass fraction) คือ CO_2 , O_2 , CH_4 , H_2 , CO และ N_2 เป็น 0.2901, 0.0158, 0.0232, 0.0045, 0.2048 และ 0.4612 ตามลำดับ ซึ่งคำนวณได้จากองค์ประกอบของผลการเก็บตัวอย่างก๊าซในบริเวณไพโรไลซิส และกำหนดอุณหภูมิคือ 500 °C ทางเข้าของอากาศ กำหนดเป็นเงื่อนไขแบบ Mass flow inlet แบ่งเป็น 6 กรณีคือ อัตราการไหลเชิงมวล 0.101981 kg/s ที่อุณหภูมิ 35 °C, อัตราการไหลเชิงมวล 0.101981 kg/s ที่อุณหภูมิ 100 °C, อัตราการไหลเชิงมวล 0.101981 kg/s ที่อุณหภูมิ 200 °C, อัตราการไหลเชิงมวล 0.112179 kg/s ที่อุณหภูมิ 35 °C, อัตราการไหลเชิงมวล 0.112179 kg/s ที่อุณหภูมิ 100 °C, อัตราการไหลเชิงมวล 0.112179 kg/s ที่อุณหภูมิ 200 °C อัตราการไหลของอากาศใน 3 กรณีแรกได้มาจากการคำนวณการออกแบบ ส่วนใน 3 กรณีหลังได้เพิ่มปริมาณอากาศเป็น 10 เปอร์เซ็นต์จากการออกแบบ

- ทางออก กำหนดให้เป็นเงื่อนไขทางออกแบบ outflow

- ผนัง กำหนดเป็นผนังบาง (Thin Surface)
- ไม่มีความร้อนเข้าออกจากระบบ (Adiabatic surface)
- ไม่มีการลื่นไถลระหว่างของไหลกับผนัง (No slip)
- พิจารณาการไหลแบบ 3 มิติ
- ใช้แบบจำลองการไหลแบบปั่นป่วนชนิด k-Epsilon
- ใช้แบบจำลอง Reacting Mixture
- ใช้แบบจำลอง Eddy Disipation Combustion Model
- ใช้แบบจำลอง P1 Radiation Model

การทดสอบการทำงานของเตาผลิตก๊าซชีวมวล

การทดลองจะแบ่งออกเป็นสองส่วน ส่วนแรกคือการทดลองเบื้องต้นเพื่อหาข้อมูลในการทำงานจริง การทดลองที่อยู่ในส่วนนี้ได้แก่ การสอบเทียบอุปกรณ์การป้อนแกลบแบบสกรู (สกรู 2) เพื่อหาความสัมพันธ์ระหว่างค่าความถี่ใช้งานที่ Inverter กับอัตราการป้อนแกลบที่ทำได้จริง ในส่วนที่สองจะเป็นการทดลองเต็มรูปแบบตามข้อมูลที่ได้จากการทดลองเบื้องต้น

การทำงานของเตาผลิตก๊าซชีวมวล แกลบใน Hopper 1 จะถูกขนส่งโดยสกรู 1 โดยถูกควบคุมการทำงานโดยเครื่องควบคุมระดับวัตถุที่ติดอยู่กับ Hopper 2 แกลบจะถูกขนส่งมายังท่อส่งแกลบที่ถูกเป่าลมด้วย Blower เป่าแกลบ แกลบจะถูกส่งไปตามท่อเข้าสู่ไซโคลนเพื่อแยกแกลบออกจากลม แกลบจะตกลงสู่ Hopper 2 จากนั้นจะเข้าสู่เตาโดยสกรู 2 ที่ถูกควบคุมความเร็วรอบจาก Inverter ให้ได้ปริมาณแกลบตามต้องการ แกลบจะถูกไฟโรไลซิสซึ่งได้รับความร้อนจากการเผาไหม้แกลบส่วนหนึ่งโดยการควบคุมปริมาณการป้อนอากาศ เมื่อผ่านกระบวนการไฟโรไลซิสแล้วจะได้ก๊าซและถ่านชาร์ไปยังบริเวณการเผาไหม้ โดยในบริเวณการเผาไหม้จะจ่ายอากาศเข้าไปเผาไหม้บางส่วนจึงทำให้อุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้นจากนั้นก๊าซและถ่านชาร์จะตกลงสู่ด้านล่างเหนือตะแกรงคือบริเวณรีดักชันซึ่งเป็นการทำปฏิกิริยาระหว่างก๊าซที่มาจากการเผาไหม้กับคาร์บอนในถ่านชาร์ ตะแกรงจะประกอบด้วยใบปาดเถ้าที่ถูกขับเคลื่อนโดยมอเตอร์ที่หดรอบด้วย Gear box ซึ่งจะทำหน้าที่รักษาระดับของถ่านชาร์ซึ่งถูกบ่งบอกโดยความแตกต่างของความดันที่ด้านบนและด้านล่างของตะแกรง ก๊าซและเถ้าจะผ่านตะแกรงโดยเถ้าจะตกลงด้านล่างสุดของเตาและถูกนำออกจากเตาโดยสกรูคายเถ้า ส่วนก๊าซจะไหลไปยังไซโคลนเพื่อแยกฝุ่นผงออกจากก๊าซ

การเก็บตัวอย่างก๊าซ

การเก็บตัวอย่างก๊าซโดยใช้ปั๊มดูดก๊าซที่ดูดจาก Prob และส่งก๊าซไปยังอุปกรณ์เก็บตัวอย่าง ก๊าซจากนั้นจะส่งวิเคราะห์หาองค์ประกอบของก๊าซโดยใช้เครื่อง Gas Chromatography การเก็บ ตัวอย่างก๊าซจะเก็บสามจุดคือ หลังปฏิกิริยาไพโรไลซิส หลังปฏิกิริยาการเผาไหม้ และหลังปฏิกิริยา รีดักชัน แสดงดังภาพที่ 24

วัดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซผลิตภัณฑ์

การวัดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซโดยใช้วิธีการวัดแบบเปียก วิธีการวัดคือให้น้ำมันดินละลาย ในสารทำละลาย ไอโซโพรพานอล (Isopropanol) โดยให้ก๊าซไหลผ่านขวด 6 ขวดซึ่งต่อกับแบบ อนุกรม โดยใช้ปั๊มดูดที่อัตราการไหล 6 ลิตรต่อนาที เป็นเวลา 25 นาที ซึ่งขวดที่ 1 บรรจุ ไอโซโพรพานอล ประมาณ 125 ml ขวดที่ 2, 3, 4, 5 บรรจุไอโซโพรพานอลประมาณ 100 ml ส่วนขวดสุดท้ายเป็นขวด เปลา่ ทั้ง 6 ขวดถูกแช่อยู่ในน้ำแข็งผสมเกลือ เมื่อได้ไอโซโพรพานอลที่ผสมน้ำมันดินแล้วจะทำการระเหยไอโซโพรพานอลออกให้หมดคงเหลืออยู่แต่น้ำมันดินแล้วนำไปชั่งน้ำหนักแล้วคำนวณ เทียบกับปริมาณการไหลผ่านของก๊าซ จุดที่เก็บตัวอย่างน้ำมันดินจะเป็นจุดเดียวกับจุดที่เก็บตัวอย่าง ก๊าซ แสดงดังภาพที่ 24

ของเหลือจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (เถ้า)

ทำการเปรียบเทียบเถ้าจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่ได้จากการทดลองกับเถ้าที่มาจาก การเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ และทำการหาปริมาณค่าความร้อนจากเถ้าที่ได้จากการทดลองโดยใช้ บอมบ์แคลอริมิเตอร์ ในส่วนรายละเอียดการทดลองของบอมบ์แคลอริมิเตอร์จะศึกษาได้ ในภาคผนวก ก

คำนวณประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบสามส่วน

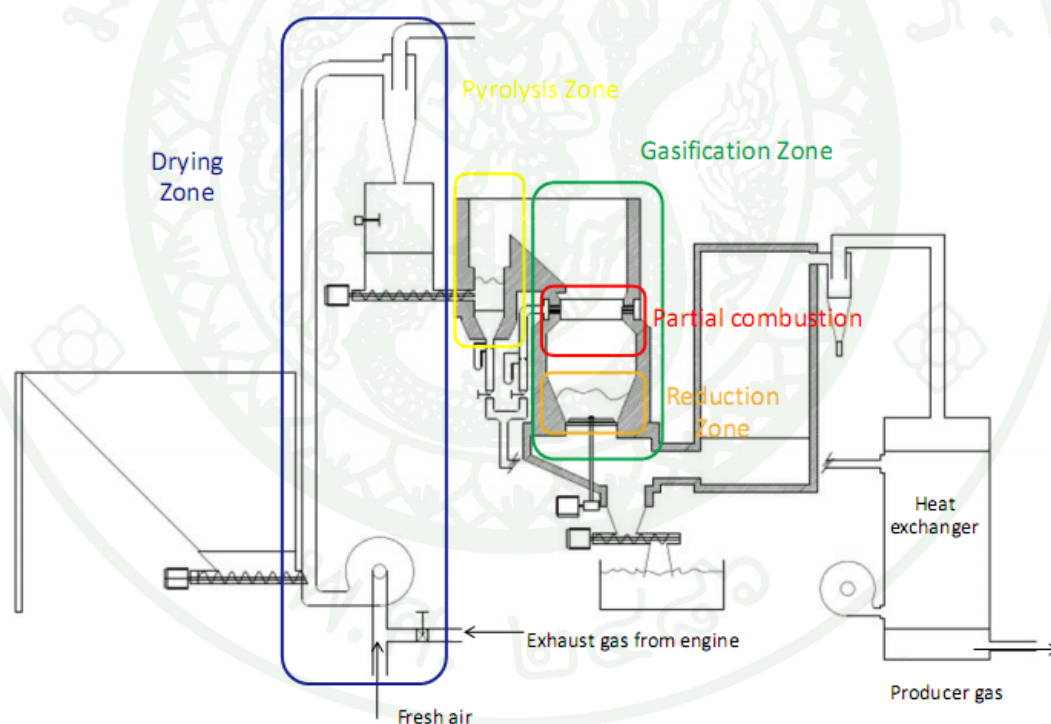
การคำนวณประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซชีวมวลจะคำนวณโดยไม่คิดค่า ความร้อนสัมผัสของก๊าซชีวมวล

ผลการศึกษาและวิจารณ์

เพื่อให้สอดคล้องกับวิธีการดำเนินการวิจัยที่กล่าวมาแล้วข้างต้น ผลวิจัยจึงนำเสนอผลและวิจารณ์แบ่งเป็นหัวข้อดังนี้ คือ

ผลการออกแบบ

การออกแบบลักษณะของเตาผลิตก๊าซแบบสามส่วนจะออกแบบตามลักษณะการเกิดปฏิกิริยาของแก๊สซิฟิเคชันคือ กระบวนการอบแห้ง กระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการการเผาไหม้ และกระบวนการรีดักชันแสดงดังภาพที่ 30



ภาพที่ 30 แสดงกระบวนการต่างๆ ที่เกิดขึ้นในเตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบสามส่วน

การหาปริมาณความต้องการเชื้อเพลิง (แกลบ) และอากาศที่ใช้กับเตาผลิตก๊าซ

เนื่องจากการออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวลในงานวิจัยนี้ออกแบบให้ผลิตก๊าซชีววมวลเพื่อเป็นเชื้อเพลิงให้กับเครื่องยนต์ในการผลิตกระแสไฟฟ้าขนาด 400 kW ดังนั้นการออกแบบจึงต้องอ้างอิงความต้องการพลังงานการผลิตกระแสไฟฟ้า

จากที่กล่าวมาในข้างต้นก๊าซที่ผลิตได้จะใช้กับการผลิตกระแสไฟฟ้าขนาด 400 kW ดังนั้นสามารถหาปริมาณความต้องการแกลบจากการ สมมุติค่าประสิทธิภาพของเตาแก๊สซีฟเออร์โดยประมาณคือ 70 %, ประสิทธิภาพของเครื่องยนต์ประมาณ 25 % และประสิทธิภาพของเจนเนอเรเตอร์ประมาณ 80 % ดังนั้นประสิทธิภาพโดยรวมของระบบคือ 14 %

เมื่อทราบประสิทธิภาพโดยรวมของระบบแล้วก็จะสามารถคำนวณพลังงานที่ต้องใช้ผลิตไฟฟ้า คือ (พลังงานไฟฟ้า / ประสิทธิภาพโดยรวมของระบบ) จากการคำนวณจะได้พลังงานที่ต้องใช้ผลิตไฟฟ้าเท่ากับ 2857.142 kJ/s จากพลังงานที่ต้องใช้ผลิตไฟฟ้าก็จะสามารถหาอัตราการป้อนแกลบได้จาก (พลังงานที่ต้องใช้ผลิตไฟฟ้า / ค่าความร้อนต่ำของแกลบ) จากการคำนวณพบว่าจะต้องป้อนแกลบในอัตรา 757 kg/hr ในการออกแบบจะใช้อัตราการป้อนแกลบที่ 750 kg/hr

เมื่อทราบปริมาณการป้อนแกลบก็จะสามารถหาปริมาณของอากาศที่ใช้ทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน จากภาพที่ 6 แสดงให้เห็นว่าที่ 0.23-0.25 ของอัตราส่วนสมมูล (Equivalence ratio, ϕ) จะทำให้ให้เกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์มากที่สุด ค่าอัตราส่วนสมมูลขึ้นอยู่กับองค์ประกอบของเชื้อเพลิงแต่ละชนิด สำหรับแกลบจากการคำนวณพบว่าอัตราส่วนระหว่างอากาศต่อเชื้อเพลิง $\left(\frac{A}{F}\right)_{Ratio}$ คือ 4.079

งานวิจัยนี้แบ่งการป้อนอากาศออกเป็นสองส่วน ส่วนแรกป้อนที่กระบวนการไพโรไลซิส และส่วนที่สองป้อนที่กระบวนการเผาไหม้

ปริมาณอากาศทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันคือ

$$\text{อัตราการป้อนอากาศรวม} = \frac{0.24 \times \text{อัตราส่วนระหว่างอากาศต่อเชื้อเพลิง} \times \text{อัตราการป้อนเชื้อเพลิง}}$$

จากการคำนวณพบว่าต้องใช้ปริมาณอากาศทั้งหมดเป็น 734.22 kg/hr

กระบวนการไพโรไลซิส ใช้เทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดในการไพโรไลซิสโดยได้รับความร้อนมาจากการเผาไหม้แกลบส่วนหนึ่งโดยการควบคุมปริมาณอากาศในการเผาไหม้ให้มีพลังงานความร้อนและอุณหภูมิที่เพียงพอต่อการไพโรไลซิส จากภาพที่ 2 แสดงอุณหภูมิที่ใช้ไพโรไลซิสแกลบแบบเต็มเมล็ดคือประมาณ 500-700 K แกลบจะสลายตัวอย่างรวดเร็วและพลังงานที่ใช้ในการไพโรไลซิสชีวมวลทั่วไปประมาณ 1.5 MJ/kg เมื่อชีวมวลมีความชื้นประมาณ 8-10 เปอร์เซ็นต์ (Daren E 2003) ดังนั้นอัตราการเผาไหม้แกลบเพื่อให้มีพลังงานเพียงพอต่อการไพโรไลซิสที่อัตราการป้อนแกลบ 750 กิโลกรัมต่อชั่วโมง สามารถหาได้จากการสมดุลพลังงาน

พลังงานที่ใช้ในการไพโรไลซิสชีวมวล $\times$ อัตราการป้อนแกลบรวม = ค่าความร้อนต่ำของแกลบ $\times$ ปริมาณแกลบที่ใช้เผาไหม้

จากผลการคำนวณจะได้อัตราการเผาไหม้แกลบ 82.805 kg/hr

เมื่อทราบอัตราการเผาไหม้แกลบก็จะทราบอัตราการป้อนอากาศที่กระบวนการไพโรไลซิสได้จาก

ปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิส = ปริมาณแกลบที่ใช้เผาไหม้ $\times$ อัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิง

ผลจากการคำนวณจะได้ปริมาณอากาศ 337.761 kg/hr หรือประมาณ 297.849 m³/hr ที่ความหนาแน่นอากาศ 35 °C

เนื่องจากแกลบเป็นเชื้อเพลิงแข็งประสิทธิภาพการเผาไหม้ต่ำจึงจำเป็นต้องใช้ปริมาณอากาศที่มากกว่าการคำนวณ ดังนั้นจะเพิ่มปริมาณอากาศเป็น 50 เปอร์เซ็นต์ของอากาศทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เพื่อให้แน่ใจว่าจะมีความร้อนที่เพียงพอต่อการไพโรไลซิส ดังนั้นอัตราการป้อนอากาศเป็น 367.11 kg/hr ประมาณ 323.73 m³/hr

การป้อนอากาศเข้าไปเผาไหม้กับก๊าซที่มาจากกระบวนการไพโรไลซิสทำให้เกิดความร้อนและก๊าซจากการเผาไหม้ ซึ่งความร้อนทำให้น้ำมันดินแตกตัวเป็นก๊าซและให้พลังงานในการทำปฏิกิริยารีดักชันระหว่างก๊าซที่ได้จากการเผาไหม้กับถ่านชาร์ที่เบดด้านล่าง ปริมาณการป้อนอากาศสามารถหาได้จาก

อัตราการป้อนอากาศที่บริเวณการเผาไหม้ = อัตราการป้อนอากาศรวม – อัตราการป้อน
อากาศที่กระบวนการไพโรไลซิส

ผลจากการคำนวณจะได้อัตราการป้อนอากาศที่บริเวณการเผาไหม้เป็น 367.11 kg/hr หรือ
ประมาณ 323.73 m³/hr

ตารางที่ 4 สรุปอัตราการป้อนต่างๆ

พารามิเตอร์	ปริมาณ (kg/hr)
อัตราการป้อนแกลบ	750
อัตราการป้อนอากาศรวม	734.22
อัตราการป้อนอากาศที่กระบวนการไพโรไลซิส	367.11
อัตราการป้อนอากาศที่บริเวณการเผาไหม้	367.11

การออกแบบส่วนการอบแห้ง

กระบวนการอบแห้งจะอยู่ร่วมกับชุดขนส่งแกลบโดย Blower เป่าลมร้อนเพื่อขนส่ง
แกลบโดยลมร้อนจะระเหยปริมาณความชื้นที่อยู่ภายในแกลบ ลมร้อนที่ได้มาจากการผสมกันที่
ทางด้านดูดของ Blower ระหว่างอากาศปกติที่มีอุณหภูมิประมาณ 35 °C กับแก๊สไอเสียที่มาจาก
เครื่องยนต์ที่มีอุณหภูมิประมาณ 400-500 °C โดยมีวาล์วควบคุมการไหลเพื่อให้ได้ลมร้อนอุณหภูมิ
ประมาณ 150-200 °C แสดงดังภาพที่ 30

การออกแบบเตาไพโรไลซิส

การคำนวณและการออกแบบเตาที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิสโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไดซ์
เบดจำเป็นต้องทราบค่าความเร็วต่ำสุดของการฟลูอิดไดซ์ U_{mf} และความเร็วหลุดลอยของการฟลู
อิดไดซ์ของอนุภาค U_t โดยงานวิจัยนี้ใช้ทรายที่อยู่ในช่วงขนาด 300-600 ไมโครเมตร เป็นวัสดุเบ
ดซึ่งจากงานวิจัยของ (ภูสิษฐ์, 2543) ได้แสดงคุณสมบัติทางกายภาพแสดงดังตารางที่ 5

ตารางที่ 5 คุณสมบัติทางกายภาพของทราย

คุณสมบัติทางกายภาพ	ทราย
เส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย (d_p)	450 (μm)
ความหนาแน่น (ρ_s)	2033.24 (kg/m^3)
ค่าสัดส่วนช่องว่าง (ε_m)	0.42
ค่าความกลม (ϕ_s)	0.85

ความเร็วต่ำสุดของการฟลูอิดไดซ์ U_{mf} คือความเร็วต่ำสุดของของไหลที่ไหลผ่านอนุภาคในเบดแล้วทำให้อนุภาคภายในเบดมีลักษณะคล้ายกับของไหล สมการที่หาค่าความเร็วต่ำสุดคำนวณตามสมการที่ 16 คำนวณโดยใช้คุณสมบัติของทรายขนาด 450 ไมโครเมตรจะได้ค่าความเร็วเป็น 0.144 m/s

ความเร็วหลุดลอยของการฟลูอิดไดซ์ของอนุภาค U_t คือความเร็วมากสุดของของไหลที่ไหลผ่านอนุภาคแล้วอนุภาคไม่หลุดลอยไปตามกระแสของของไหล หรือความเร็วในการตกอย่างอิสระของอนุภาคภายในของไหลสามารถคำนวณตามสมการที่ 22 (สำหรับ $0.4 < \text{Re} < 500$) ซึ่งในการออกแบบความเร็วของของไหลต้องมีค่าไม่เกินความเร็วหลุดลอยของการฟลูอิดไดซ์ของอนุภาคซึ่งจากการคำนวณจะได้ค่าความเร็วหลุดลอยเท่ากับ 3.111 m/s

ความเร็วที่ใช้ในการออกแบบ U_f ความเร็วที่ใช้ในการออกแบบมักใช้ค่าความเร็ว 2-5 เท่าของความเร็วต่ำสุดของการฟลูอิดไดซ์เพื่อที่จะทำให้เบดผสมกับแบบปั่นป่วน ในการออกแบบจะใช้ความเร็วลม U_f เป็น 4.5 เท่าของความเร็วลมต่ำสุดที่ทำให้วัสดุเบดเกิดการฟลูอิดไดซ์ ดังนั้นความเร็วลมที่ใช้คือ $4.5 \times 0.144 = 0.648 \text{ m/s}$

เมื่อทราบความเร็วลมที่ใช้ในการออกแบบเป็น 0.648 m/s และปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการนี้เป็น 367.11 kg/hr หรือ 323.73 m^3/hr ที่อุณหภูมิ 35°C ก็จะสามารถคำนวณพื้นที่หน้าตัดจากสมการที่ 26 ซึ่งจะได้พื้นที่หน้าตัดของเตาเป็น 0.137 m^2 ดังนั้นความกว้างของเตาคือ 0.417 m เพื่อให้ง่ายต่อการสร้างจะใช้นาความกว้างเป็น 0.42 m

การออกแบบความสูงของเตา จากความเร็วลมที่ใช้ฟลูอิดไดซ์วัสดุเบดและกำหนดความสูงของเบดหนึ่งเป็น 30 cm จะสามารถคำนวณความสูงของเบดในขณะฟลูอิดไดซ์ได้จากสมการ

$$L_f = \left(1 + \frac{10.987 (U_f - U_{mf})^{0.738} d_p^{1.006} \rho_s^{0.376}}{U_{mf}^{0.137} \rho_g^{0.126}} \right) \times L_{mf} \quad (27)$$

ซึ่งมีค่าเป็น 0.376 m ซึ่งในการสร้างจริงจะใช้ค่าความสูงเป็น 0.64 m เพื่อเผื่อการใช้ปริมาณอากาศที่มากกว่าการออกแบบ

ในส่วนบนของเตาออกแบบให้ขยายขนาดเป็น 0.6 m และสูง 0.47 m เพื่อป้องกันการหลุดลอยของทรายออกจากเตาอันเนื่องมาจากการเปลี่ยนแปลงปริมาณการป้อนอากาศและการเปลี่ยนอัตราการไหลเชิงปริมาตรเนื่องมาจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเพราะอากาศที่เข้าสู่เตาไฟโรไลซิสได้ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจึงทำให้อุณหภูมิสูงขึ้นส่งผลต่อความหนาแน่นของอากาศ และเพื่อเพิ่มเวลาของแกลบให้อยู่ในเตานานขึ้นเพราะเมื่อแกลบถูกไฟโรไลซิสจะเกิดการสูญเสียมวลจึงทำให้ถูกฟลูอิดไดซ์ที่ความเร็วต่ำลงจึงต้องขยายขนาดเตาเพื่อลดความเร็วลมผลการออกแบบแสดงดังภาพที่ 33

การออกแบบส่วนของการเผาไหม้

การควบคุมอุณหภูมิการเผาไหม้ให้กระจายตัวทั่วทั้งหน้าตัดของเตาเป็นสิ่งที่สำคัญที่จะช่วยลดปริมาณน้ำมันดิน ซึ่งแนวทางที่จะช่วยให้การกระจายตัวของอุณหภูมิภายในโซนนี้เป็นไปอย่างทั่วถึงทำได้โดยการลดพื้นที่หน้าตัดภายในโซนหรือการทำคอกวุดในโซนนี้ และกระจายหัวจ่ายลมให้ทั่วถึงตามเส้นรอบวงของเตา ดังนั้นจึงออกแบบให้เส้นผ่านศูนย์กลางบริเวณคอกอดมีขนาด 920 mm ความหนา 300 mm ขนาดของรูจ่ายอากาศ 8 mm จำนวน 90 รู กระจายทั่วบริเวณรอบเตาแสดงดังภาพที่ 31



ภาพที่ 31 ลักษณะบริเวณคอคอด

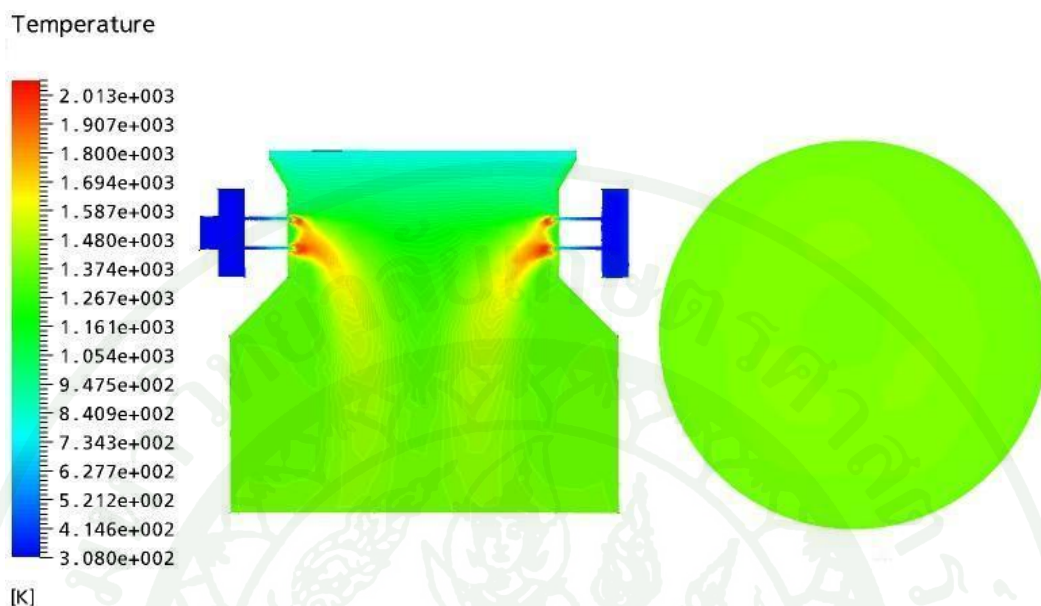
การออกแบบส่วนของบริเวณการทำปฏิกริยารีดักชัน

ในโซนรีดักชันจะเป็นการทำปฏิกริยารีดักชันระหว่างก๊าซที่ได้จากการออกซิเดชัน (การเผาไหม้) กับคาร์บอนในถ่านชาร์จนได้ก๊าซผลิตภัณฑ์ ดังนั้นการออกแบบในส่วนนี้จึงมีความสำคัญกับคุณภาพและค่าความร้อนของก๊าซที่ผลิตได้โดยการออกแบบจะต้องคำนึงถึงการสัมผัส ระยะเวลาการสัมผัส ระหว่างก๊าซกับถ่านชาร์ ในงานวิจัยนี้ออกแบบลักษณะของบริเวณการทำปฏิกริยารีดักชันให้มีลักษณะเรียวยาวด้านล่างคล้ายกรวยเพื่อลดการกองตะแคงของถ่านชาร์และเพื่อให้ถ่านชาร์กระจายเต็มบริเวณตะแคง และควบคุมความหนาของถ่านชาร์ไว้ประมาณ 60 cm ซึ่งสามารถรู้ระดับความหนาคร่าวๆ ได้โดยการวัดความดันที่แตกต่างกันระหว่างด้านบนและด้านล่างของเบด ถ้ามีความดันที่แตกต่างกันมากก็แสดงว่าเบดมีความหนามากซึ่งสามารถลดระดับเบดได้โดยการใช้ใบปาดเข้าให้ตกลงสู่ด้านล่าง ลักษณะของตะแคงจะมีรูทั่วบริเวณตะแคงส่วนตรงกลางจะมีช่องสำหรับระบายถ้า ตะแคงมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 760 mm หนา 40 mm ทำจากเหล็กคาร์บอนสูงเพื่อป้องกันการหลอมละลายที่อุณหภูมิสูง ใบปาดเข้าทำจากเหล็กชนิดเดียวกับตะแคงใบปาดมีลักษณะเป็นกากบาทถูกขับเคลื่อนโดยเพลลาที่ต่อมาจากชุดขับเคลื่อน ดังภาพที่ 32

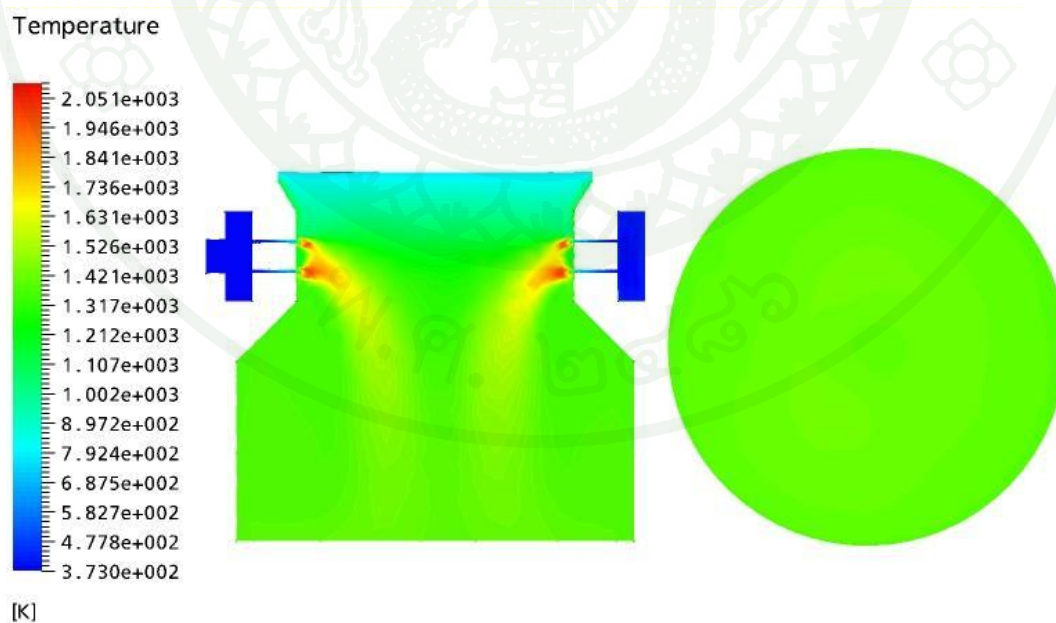


ภาพที่ 32 ลักษณะตะแกรงและใบปาดเก่าในบริเวณรื้ดักชั้น

ผลการทำนายอุณหภูมิและการกระจายตัวของความร้อนในบริเวณการเผาไหม้

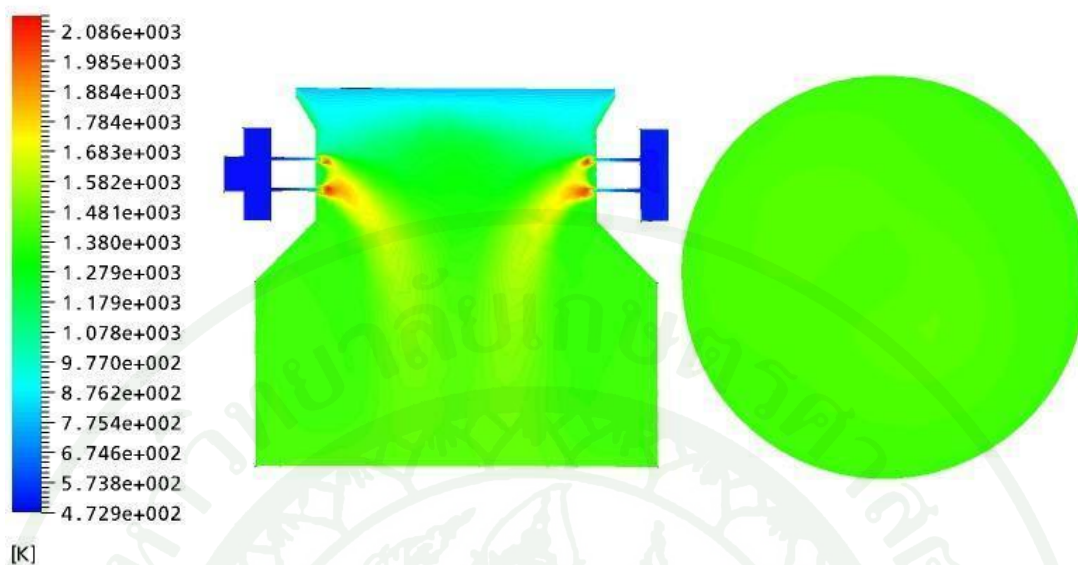


ภาพที่ 34 ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตราการป้อนอากาศ
367.11 kg/hr อุณหภูมิ 35 °C



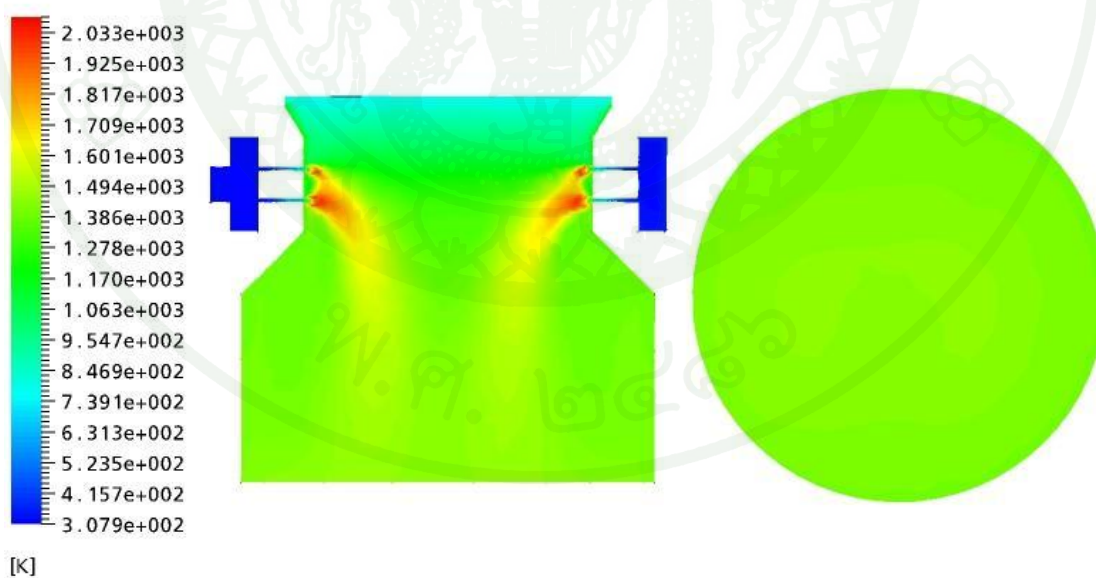
ภาพที่ 35 ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตราการป้อนอากาศ
367.11 kg/hr อุณหภูมิ 100 °C

Temperature



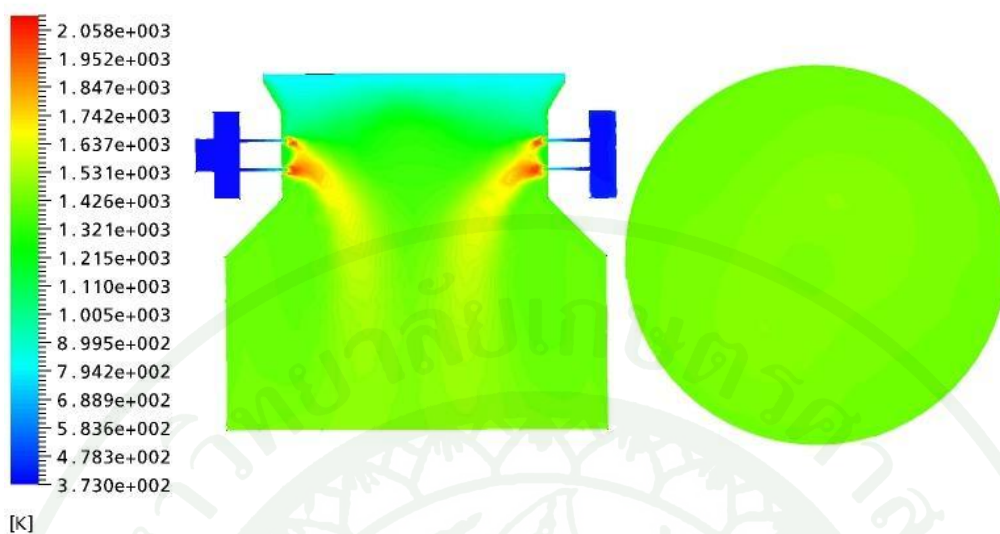
ภาพที่ 36 ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตราการป้อนอากาศ
367.11 kg/hr อุณหภูมิ 200 °C

Temperature



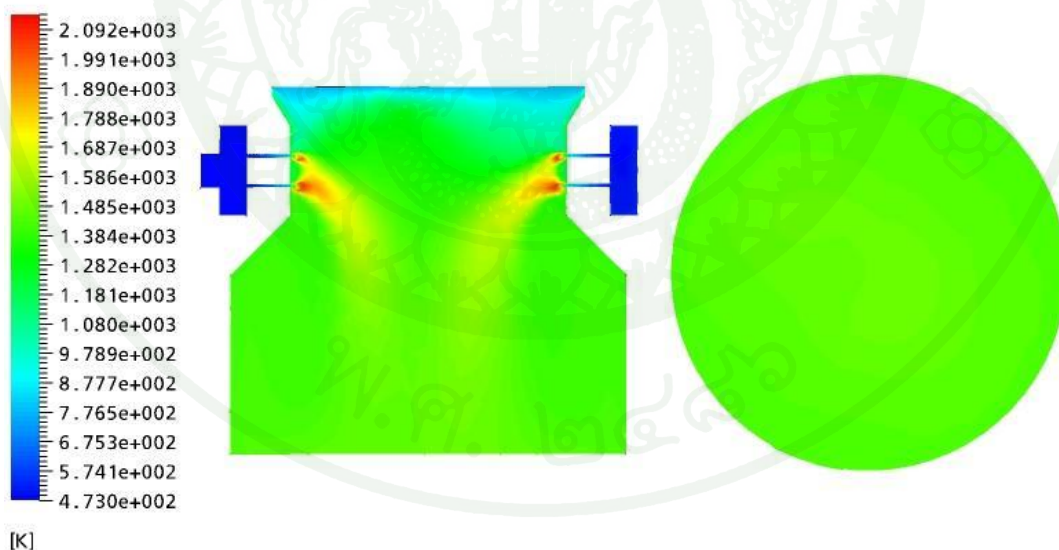
ภาพที่ 37 ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตราการป้อนอากาศ
403.821 kg/hr อุณหภูมิ 35 °C

Temperature



ภาพที่ 38 ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตราการป้อนอากาศ
403.821 kg/hr อุณหภูมิ 100 °C

Temperature



ภาพที่ 39 ผลการกระจายของอุณหภูมิจากการจำลองแบบเชิงตัวเลขที่อัตราการป้อนอากาศ
403.821 kg/hr อุณหภูมิ 200 °C

จากผลการทำนายอุณหภูมิและการกระจายตัวของความร้อนในบริเวณการเผาไหม้ จากภาพที่ 34-36 แสดงให้เห็นว่ามีการกระจายตัวของความร้อนค่อนข้างสม่ำเสมอตลอด พื้นที่หน้าตัดและมีอุณหภูมิการเผาไหม้ประมาณ 1100-1200 °C ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ เผาไหม้ถ้ามีค่าสูงก็จะทำให้อุณหภูมิการเผาไหม้สูงขึ้นตาม และจากภาพที่ 37-39 แสดงอุณหภูมิ การเผาไหม้ที่ปริมาณอากาศที่ใช้เผาไหม้มากกว่าการออกแบบ 10 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งแสดงให้เห็นถึง การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิประมาณ 70-100 °C จากอุณหภูมิการเผาไหม้ที่ใช้ปริมาณอากาศในการ ออกแบบ

เมื่อเปรียบเทียบอุณหภูมิจากการทดสอบการทำงานจริงกับอุณหภูมิใน แบบจำลองในจุดเดียวกันพบว่าอุณหภูมิในแบบจำลองการเผาไหม้มีอุณหภูมิสูงกว่าการทดสอบจริง ประมาณ 100-200 °C อาจเป็นผลเนื่องมาจาก ค่าความร้อน ปริมาณ องค์ประกอบ อุณหภูมิ ของก๊าซ ที่มาจากกระบวนการไพโรไลซิสมีค่าไม่คงที่และต่ำกว่าที่สมมุติค่าในแบบจำลอง และผลกระทบ เนื่องจากการแตกตัวของน้ำมันดินรวมถึงถ่านชาร์ที่มาจากกระบวนการไพโรไลซิส ล้วนมี ผลกระทบต่ออุณหภูมิการเผาไหม้

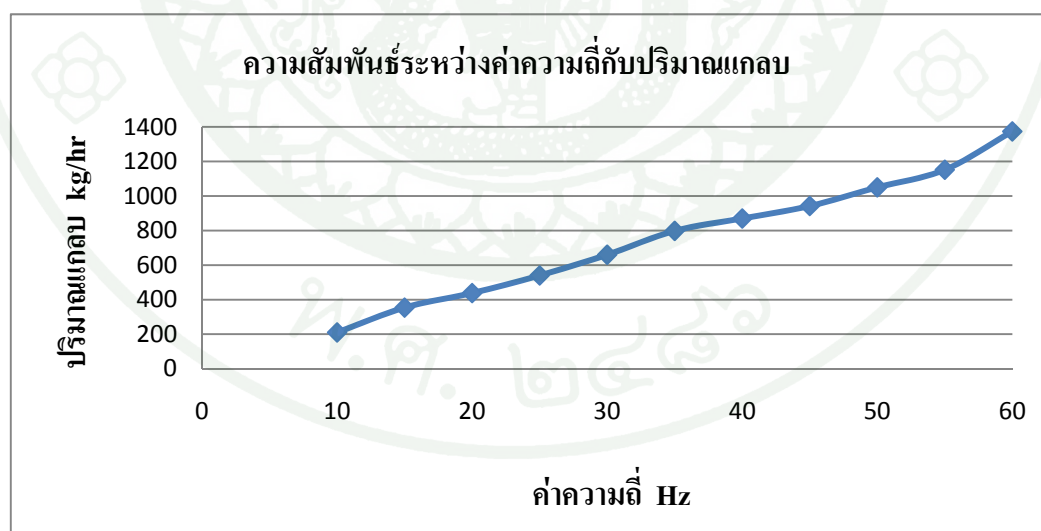
ผลจากการทดลองการทำงานของเตาผลิตก๊าซชีวมวล

การสอบเทียบอุปกรณ์ป้อนเกลบบแบบสกรู (Calibration of screw feeder)

วัตถุประสงค์ของการสอบเทียบอุปกรณ์ป้อนเกลบบแบบสกรูคือ การหาความสัมพันธ์ ระหว่างความถี่ใช้งานที่ Inverter กับอัตราการป้อนเกลบบที่ทำได้จริง เนื่องจากการทำงานจริงการ ปรับค่าอัตราการป้อนเกลบบทำได้โดยการปรับความเร็วรอบมอเตอร์ (คือการปรับความถี่ที่ Inverter) จึงจำเป็นต้องรู้ความสัมพันธ์ของตัวแปรสองตัวนี้ ผลการสอบเทียบอุปกรณ์ป้อนเกลบบแบบสกรู แสดงดังตารางที่ 6

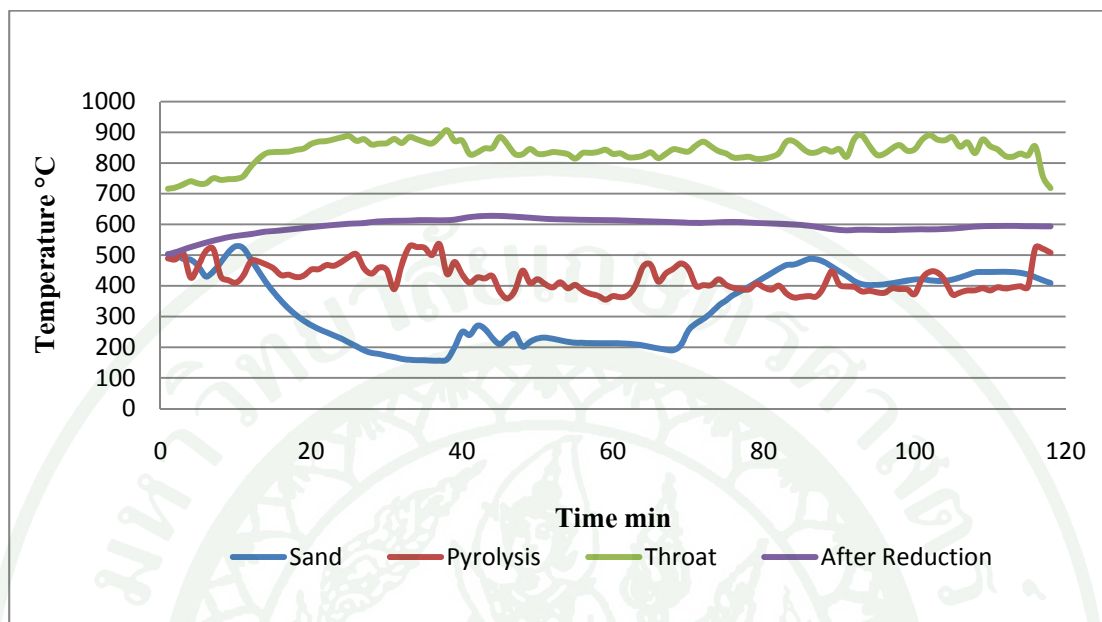
ตารางที่ 6 เปรียบเทียบอัตราการป้อนแกลบ

ลำดับ	ความถี่ Inverter	ความเร็วรอบมอเตอร์ RPM	จำนวนแกลบที่ได้ (kg) เวลาทดสอบ 1 นาที	จำนวนแกลบที่ได้ (kg/hr)
1	10	16	3.5	210
2	15	24	5.9	354
3	20	32	7.3	438
4	25	40.5	9	540
5	30	48.5	11	660
6	35	56.5	13.3	798
7	40	68	14.5	870
8	45	73	15.7	942
9	50	81	17.5	1050
10	55	89	19.2	1152
11	60	97	22.9	1374



ภาพที่ 40 กราฟการสอบเทียบอุปกรณ์ป้อนเชื้อเพลิงแบบสกรู

ผลของอุณหภูมิที่บริเวณต่างๆ จากการทดสอบการทำงานจริง



ภาพที่ 41 กราฟแสดงอุณหภูมิขณะทำการทดสอบเตาผลิตก๊าซ

จากกราฟแสดงอุณหภูมิในช่วงเวลาการทำงานหลังจากการเริ่มจุดเตา (Start up) จนเข้าสู่สภาวะคงที่ของการทำงานเป็นเวลาประมาณ 1 ชั่วโมง 50 นาทีอุณหภูมิของอากาศที่ป้อนเข้าสู่เตาจะมีอุณหภูมิประมาณ 160 °C รวมทั้งอัตราการป้อนอากาศและแลกเปลี่ยนตามการออกแบบคือปริมาณแลกเปลี่ยน 750 kg/hr อากาศที่ป้อนบริเวณไฟโรไลซิสและบริเวณการเผาไหม้เป็น 367.11 kg/hr จากนั้นจึงทำการบันทึกข้อมูลอุณหภูมิที่จุดต่างๆ ทุกนาที่เป็นเวลาประมาณ 1 ชั่วโมง 57 นาที จากกราฟแสดงถึงอุณหภูมิในการทำงานของเตาผลิตก๊าซชีววมวลสามารถสรุปผลของอุณหภูมิได้ดังนี้

อุณหภูมิของเบด (Sand) จะมีค่าแปรปรวนอยู่ในช่วง 200-500 °C

อุณหภูมิในกระบวนการไฟโรไลซิสจะมีค่าเฉลี่ยประมาณ 400-600 °C ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมและสอดคล้องกับทฤษฎีการไฟโรไลซิสถ้าหากมีอุณหภูมิที่สูงมากเกินไปประมาณ 1000 °C จะทำให้เกิดการหลอมละลายของเถ้า (Slag) ซึ่งจะทำให้เกิดปัญหาของการอุดตันและไม่สามารถเกิดการฟลูอิดไดเซชันได้จนทำให้เกิดการขัดข้องของการทำงานในเตาไฟโรไลซิสได้ อุณหภูมิหลังกระบวนการการเผาไหม้จะมีค่าเฉลี่ยประมาณ 800-900 °C

อุณหภูมิหลังกระบวนการรีดักชันจะมีค่าเฉลี่ยประมาณ 500 - 650 °C ซึ่งมีค่าลดลงจากกระบวนการเผาไหม้ เกิดจากการทำปฏิกิริยารีดักชันซึ่งเป็นปฏิกิริยาแบบดูดความร้อนจึงทำให้อุณหภูมิลดลง

ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซ

วัตถุประสงค์ของการเก็บตัวอย่างก๊าซที่เกิดขึ้นในแต่ละกระบวนการคือกระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการเผาไหม้ กระบวนการรีดักชัน ของเตาผลิตก๊าซเพื่อทราบถึงองค์ประกอบก๊าซที่ได้ในแต่ละกระบวนการแล้วนำมาวิเคราะห์การเกิดปฏิกิริยามีประสิทธิภาพหรือเป็นไปตามการออกแบบหรือไม่ ก๊าซที่เก็บตัวอย่างหลังจากการผ่านกระบวนการต่างๆทั้งสามกระบวนการจะถูกนำไปวิเคราะห์โดยเครื่องมือ Gas Chromatography ผลที่ได้แสดงดังตารางที่ 7

ตารางที่ 7 แสดงองค์ประกอบของก๊าซในแต่ละกระบวนการ

โซน	องค์ประกอบก๊าซ(% by volume)	
หลังโซนไพโรไลซิส	CO ₂ = 20.396	H ₂ = 5.401
	O ₂ = 1.576	CO = 19.724
	CH ₄ = 3.867	N ₂ = 49.033
หลังโซนเผาไหม้	CO ₂ = 14.471	H ₂ = 6.095
	O ₂ = 0.797	CO = 17.903
	CH ₄ = 2.138	N ₂ = 58.593
หลังโซนรีดักชัน	CO ₂ = 14.147	H ₂ = 6.245
	O ₂ = 4.069	CO = 19.329
	CH ₄ = 3.406	N ₂ = 52.801

จากการวิเคราะห์ก๊าซในแต่ละกระบวนการจะเห็นได้ว่าก๊าซได้จากกระบวนการไพโรไลซิสมีค่าความร้อนจากการคำนวณประมาณ 3.916 MJ/kg ซึ่งมีค่าความร้อนมากที่สุดเมื่อเทียบกับก๊าซที่ได้มาจากการเผาไหม้และกระบวนการรีดักชันซึ่งทั้งสองกระบวนการนี้มีองค์ประกอบของก๊าซและค่าความร้อนใกล้เคียงกันคือ 3.235 MJ/kg และ 3.806 MJ/kg ตามลำดับ (แสดงการคำนวณค่าความร้อนในภาคผนวก ก) ซึ่งในทางทฤษฎีก๊าซที่ได้จากกระบวนการรีดักชันจะ

มีปริมาณของก๊าซ CO_2 น้อยกว่าก๊าซที่ได้มาจากระบวนการเผาไหม้ และค่าความร้อนของก๊าซที่ได้มาจากระบวนการรีดักชันควรจะมีค่าความร้อนที่มากกว่ากระบวนการเผาไหม้อย่างเห็นได้ชัดเจน แต่ผลที่ได้จากการทดลองไม่เป็นไปตามทฤษฎีอาจเป็นผลเนื่องมาจากการทำปฏิกิริยารีดักชันได้น้อยหรือไม่สมบูรณ์ในบริเวณเหนือตะแกรง จากการเปิดฝาเตาก็จะสังเกตเห็นว่าถ่านชาร์บริเวณเหนือตะแกรงมีถ่านชาร์อยู่น้อยและมีลักษณะเป็นรูถึงแม้จะไม่มีลมพัดเข้าก็ตาม แต่ถ่านชาร์ก็ไหลรอดผ่านรูไปได้เนื่องจากแรงดูดของพัลลมดูดก๊าซทำให้ไม่สามารถรักษาระดับของเบดไว้ได้แสดง ดังภาพที่ 42 ดังนั้นก๊าซที่มาจากกระบวนการเผาไหม้จึงไหลผ่านรูของเบด(ถ่านชาร์) ได้ส่วนหนึ่งซึ่งทำให้ก๊าซจากกระบวนการเผาไหม้ไหลผ่านชั้นเบดได้น้อยจึงเกิดการทำปฏิกิริยารีดักชันระหว่างก๊าซที่ได้มาจากการเผาไหม้กับคาร์บอนในถ่านเคลบได้น้อยจึงเป็นผลให้องค์ประกอบของก๊าซทั้งสองกระบวนการมีค่าใกล้เคียงกัน



ภาพที่ 42 แสดงลักษณะการเป็นรูของถ่านชาร์ที่ตะแกรงเบด



ภาพที่ 43 แสดงลักษณะของเปลวไฟที่เผาไหม้ก๊าซเชื้อเพลิง

การวัดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซชีววมวล

การวัดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซชีววมวลจะตรวจวัดจุดเดียวกับการเก็บตัวอย่างก๊าซดังที่กล่าวมาข้างต้น วัตถุประสงค์ของการวัดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซที่ได้มาจากทั้งสามกระบวนการ ก็เพื่อทราบถึงปริมาณน้ำมันดินที่มีในแต่ละส่วนแล้วทำการเปรียบเทียบการลดลงของน้ำมันดินในแต่ละกระบวนการผลจากการเก็บตัวอย่างแสดงได้ดังตารางที่ 8



ภาพที่ 44 ไอโซโทพานอลที่ผสมน้ำมันดิน

ตารางที่ 8 ปริมาณน้ำมันดินในแต่ละกระบวนการ

กระบวนการ	ปริมาณน้ำมันดิน (mg/Nm ³)
กระบวนการไพโรไลซิส	6320
กระบวนการเผาไหม้	1320
กระบวนการรีดักชัน	1050

ผลจากการวิเคราะห์หาปริมาณน้ำมันดินในสารละลายไอโซโทพานอลปรากฏว่าก๊าซที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสซึ่งใช้เทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดจะมีปริมาณน้ำมันดินมากที่สุดเนื่องจากกระบวนการไพโรไลซิสมีการควบคุมอุณหภูมิให้อยู่ประมาณ 400-600 °C ซึ่งมีอุณหภูมิไม่เพียงพอที่จะสามารถแตกตัวหรือทำลายน้ำมันดินได้ จะเห็นได้ว่าปริมาณน้ำมันดินในก๊าซที่ผ่านกระบวนการเผาไหม้ซึ่งมีอุณหภูมิประมาณ 800-900 °C สามารถลดปริมาณน้ำมันดินได้ถึง 79.11% จากก๊าซที่มาจากกระบวนการไพโรไลซิส ปริมาณน้ำมันดินอาจจะลดลงได้มากกว่านี้ถ้ามีอุณหภูมิบริเวณเผาไหม้ที่สูงขึ้น ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซที่ผ่านกระบวนการรีดักชันสามารถลดปริมาณน้ำมันดินได้เล็กน้อยจากกระบวนการเผาไหม้ประมาณ 20.44% ซึ่งปริมาณน้ำมันดินในส่วนนี้น่าจะยังสามารถลดปริมาณลงได้อีกหากเบด(ถ่านชาร์)ในบริเวณรีดักชันไม่เป็นรูดังที่กล่าวมาแล้วข้างต้น

ของเหลือจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (ถ่าน)

ปริมาณคาร์บอนที่เหลืออยู่ในถ่านที่มาจากกระบวนการผลิตก๊าซจะเป็นตัวบ่งบอกถึงประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซได้ในระดับหนึ่งถ้ามีปริมาณคาร์บอนอยู่ในถ่านน้อยเท่าใดก็จะแสดงว่าเตาผลิตก๊าซจะมีประสิทธิภาพในการเปลี่ยนคาร์บอนในชีวมวลให้แปดสภาพเป็นก๊าซชีวมวลได้อย่างมีประสิทธิภาพ เนื่องจากงานวิจัยนี้ไม่ได้นำถ่านไปวิเคราะห์หาปริมาณคาร์บอนที่เหลืออยู่ในถ่านจึงใช้การสังเกตด้วยตาเปล่าจากภาพที่ 46 เปรียบเทียบกับถ่านที่มาจากกระบวนการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ซึ่งในถ่านจะมีปริมาณคาร์บอนหลงเหลืออยู่น้อยมากและมีลักษณะแสดงดังภาพที่ 46 ซึ่งจากการสังเกตเปรียบเทียบจะเห็นความแตกต่างกันอย่างชัดเจนว่าถ่านที่ได้มาจากการทดลองแสดงดังภาพที่ 45 จะยังคงมีสีดำอยู่และยังคงมีลักษณะเป็นโครงสร้างของถ่านแกลบซึ่งจะแตกต่างกับถ่านที่มาจากกระบวนการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ซึ่งมีลักษณะเป็นผงละเอียดสีขาว จากการเปรียบเทียบถ่านทั้งสองสรุปได้ว่าถ่านที่ได้มาจากการทดลองยังคงมีปริมาณคาร์บอนเหลืออยู่ปริมาณมาก

และจากการหาค่าปริมาณความร้อนของเถ้าที่ได้จากเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบสามส่วน โดยใช้บอมม์แคลอริมิเตอร์ พบว่าเถ้า 1 g สามารถให้ปริมาณความร้อน 1756.06 cal หรือประมาณ 7352 kJ/kg

จากการคำนวณปริมาณคาร์บอนที่หลงเหลืออยู่ในเถ้า โดยสมมุติว่าในเถ้ามี คาร์บอนคงตัว และ เถ้าที่แท้จริงเป็นองค์ประกอบเท่านั้น จากการคำนวณจะมีปริมาณคาร์บอนอยู่ประมาณ 224.203 g ต่อ เถ้า 1 kg หรือคิดเป็น 22.42 % (แสดงรายละเอียดการคำนวณในภาคผนวก ก) ดังนั้น จึงจะส่งผลต่อประสิทธิภาพของการแปรรูปชีววมวลและประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซชีววมวล

คำนวณปริมาณเถ้าที่ได้จากเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบสามส่วน

จากการวิเคราะห์ แกลบ 1 kg ได้เถ้าจริง 176 g

เถ้าที่ได้จากเตาผลิตก๊าซชีววมวล 1 kg มีคาร์บอนหลงเหลืออยู่ 224.203 g

แสดงว่าเถ้าจากเตาผลิตก๊าซชีววมวล 1kg มีเถ้าที่แท้จริงอยู่ 775.797 g

ดังนั้น เถ้าที่แท้จริง 775.797 g จะได้เถ้าจากเตาผลิตก๊าซชีววมวล 1000 g

ถ้าเถ้าที่แท้จริง 176 g จะได้เถ้า 1 จากเตาผลิตก๊าซชีววมวลเป็น

$$\frac{1000}{775} \times 176 = 226.863 \text{ g}$$

เพราะฉะนั้น แกลบ 1 kg จะได้เถ้าจากเตาผลิตก๊าซชีววมวล 226.863 g

โดยมีปริมาณคาร์บอน $226.863 - 176 = 50.863 \text{ g}$

ดังนั้นในแกลบ 1 kg จะได้เถ้าที่มีค่าความร้อน

$$\frac{50.863 \text{ g}}{12 \text{ g/mol}} \times 393.5 \text{ kJ}$$

$$= 1667.882 \text{ kJ}$$



ภาพที่ 45 แสดงเส้นที่ได้จากการทดสอบการทำงาน



ภาพที่ 46 แสดงเส้นที่ได้จากการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์

การคำนวณประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซ

การหาประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซจะทดสอบการทำงานที่อัตราการป้อนอากาศ 367.11 kg/hr ที่บริเวณไฟโรไลซิสและบริเวณการเผาไหม้ อัตราการป้อนแกลบคือ 750 kg/hr เมื่อการทำงานของเตาสภาวะคงที่ จะทำการวัดอัตราการไหลของก๊าซชีวมวลโดยผลต่างความสูงของมานอมิเตอร์ที่ใช้งานควบคู่กับอุปกรณ์วัดอัตราการไหลของลม (Orifice) ซึ่งมีค่า 11 cm ซึ่งสามารถคำนวณอัตราการไหลของก๊าซได้จากสมการ

$$\dot{Q}_{gas} = K_0 \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho_{gas}}} \quad (28)$$

สามารถคำนวณ ΔP ได้จาก $\Delta P = \rho_{water} g \Delta h$ ซึ่ง Δh คือค่าผลต่างความสูงของน้ำภายในมานอมิเตอร์ เมื่อแทนค่าในสมการ 28 จะได้ค่า $\dot{Q}_{gas} = 1202.298 \text{ m}^3/\text{hr}$ ซึ่งจะสามารถหาประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซได้จากสมการ

$$\eta_{the} = \frac{\dot{Q}_{gas} \times LHV_{gas}}{\dot{m}_{RH} \times LHV_{RH}} \times 100 \quad (29)$$

จากการคำนวณประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซชีวมวลจะมีค่า 44.908 % ซึ่งมีค่าต่ำกว่าค่าที่กำหนดไว้ในขั้นตอนการออกแบบ เป็นผลมาจากปริมาณคาร์บอนที่หลงเหลืออยู่ในถ่านมีปริมาณมากจึงทำให้ประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซชีวมวลต่ำ และอาจเกิดจากความคลาดเคลื่อนจากเครื่องมือวัดอัตราการไหลของก๊าซซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่สร้างขึ้นเองโดยการออกแบบใช้ทฤษฎีการวัดการไหลแบบความดันดิฟเฟอเรนเชียล

สรุปผลการศึกษาและข้อเสนอแนะ

สรุปผลการศึกษา

การออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวลโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง ออกแบบโดยการแยกแต่ละกระบวนการออกเป็นส่วน ๆ คือ กระบวนการอบแห้ง กระบวนการไพโรไลซิสโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไคซ์เบด กระบวนการการเผาไหม้ และกระบวนการรีดักชัน เพื่อง่ายต่อการควบคุมในแต่ละกระบวนการ ปริมาณแกลบที่ใช้ในการออกแบบเป็น 750 kg/hr และปริมาณอากาศทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็น 0.24 ของอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่เผาไหม้สมบูรณ์ อากาศจะถูกแบ่งออกเป็นสองส่วนคือส่วนที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิสและกระบวนการการเผาไหม้โดยจะแบ่งอากาศส่วนละ 50% ของอากาศทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

จากการทำงานของเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบสามส่วนโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง พบว่าอุณหภูมิในแต่ละกระบวนการคือ กระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการเผาไหม้ และกระบวนการรีดักชัน มีอุณหภูมิเป็น 400-600 เซลเซียส, 800-900 เซลเซียส และ 500-650 เซลเซียส ตามลำดับ โดยร้อยละขององค์ประกอบก๊าซชีววมวลโดยเฉลี่ยที่ผลิตได้โดยปริมาตรของ CO_2 , O_2 , CH_4 , H_2 , CO และ N_2 เป็น 14.147, 4.069, 3.406, 6.245, 19.329 และ 52.801 ตามลำดับ และมีค่าความร้อนต่ำจากการคำนวณเป็น 3.806 MJ/m³ มีปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงประมาณ 1050 mg/Nm³ จากการทดลองก๊าซเชื้อเพลิงที่มาจากกระบวนการไพโรไลซิสซึ่งมีปริมาณน้ำมันดินจำนวนมากเมื่อผ่านกระบวนการการเผาไหม้และกระบวนการรีดักชันจะสามารถลดปริมาณน้ำมันดินได้ประมาณร้อยละ 83 ปริมาณก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ประมาณ 1202.298 m³/hr และมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบเป็น 44.908 % ซึ่งต่ำกว่าสมมุติฐานในการออกแบบ

ข้อเสนอแนะ

เพื่อเป็นแนวทางในการปรับปรุงและพัฒนาในการออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวลผู้วิจัยได้สรุปปัญหาที่เกิดขึ้นจากงานวิจัยนี้มาสรุปในหัวข้อนี้

1. จากปัญหาการเกิดรูบริเวณชั้นของเบดที่กระบวนการรีดักชัน ทำให้การทำปฏิกิริยาดักชันไม่สมบูรณ์จึงทำให้ค่าความร้อนของก๊าซที่ผลิตได้มีค่าต่ำและในเตาที่ผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันยังคงมีคาร์บอนเหลืออยู่ในเตาจึงทำให้ประสิทธิภาพทางความร้อนมีค่าต่ำ จึงควรหาแนวทางในการปรับเปลี่ยนระบบตะแกรงและใบปาดเตาเพื่อรักษาระดับเบดซึ่งจะทำให้การทำปฏิกิริยารีดักชันเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์และยังสามารถลดปริมาณน้ำมันดินลงได้

2. จากการทดสอบการทำงานของเตาผลิตก๊าซชีววมวลที่บริเวณการเผาไหม้มีอุณหภูมิที่ต่ำประมาณ 800 - 900 °C ซึ่งส่งผลให้ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซที่ผ่านกระบวนการการเผาไหม้ยังคงมีปริมาณที่สูงอยู่ จึงควรหาวิธีในการเพิ่มอุณหภูมิให้สูงกว่า 1200 °C เพื่อที่จะสามารถทำลายหรือแตกตัวน้ำมันดินได้ แนวทางในการเพิ่มอุณหภูมิบริเวณการเผาไหม้อาจเพิ่มอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้โดยเพิ่มพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างอากาศที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้กับก๊าซชีววมวลที่ผลิตได้

3. ควรเปลี่ยนวิธีการวัดความหนาของเบดบริเวณรีดักชันซึ่งใช้ความแตกต่างของความดันเป็นตัวบ่งบอกความหนา วิธีนี้จะไม่สามารถชี้วัดความหนาของเบดได้อย่างถูกต้องเนื่องจากมีผลกระทบจากตัวแปลหลายตัวแปลในการทำงานเช่น อุณหภูมิ อัตราการไหล เป็นต้น

4. ควรมีการทดลองเพิ่มค่าของอัตราส่วนสมมูลเพื่อหาว่าสำหรับเชื้อเพลิงแกลบค่าอัตราส่วนสมมูลเท่าใดจึงทำให้ประสิทธิภาพของเตาสูงสุดหรือมีความเหมาะสมในการทำงานมากที่สุด

5. ควรมีการเพิ่มขนาดของไซโคลนทำความสะอาดก๊าซเพื่อลดความสกปรกของก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้

เอกสารและสิ่งอ้างอิง

- ณรงค์ คำดี. 2536. จลนพลศาสตร์ของการไพโรไลซิสและการเผาไหม้แกลบ. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- นคร ทิพย์วงศ์. 2552. เทคโนโลยีการแปรรูปชีวมวล. สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย - ญี่ปุ่น), กรุงเทพฯ.
- ภูติภูง อิศระญาณพงศ์. 2543. การศึกษาการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจากแกลบและถ่านแกลบ. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี. 2550. การศึกษาด้านแบบโรงไฟฟ้าชีวมวลขนาดเล็กสำหรับชุมชน. สิงหาคม 2550.
- Bhattacharya, S. C., S. P. Abdul, H. L. Pham and N. H. Ravindranath. 2003. Sustainable biomass production for energy in selected Asian countries. **Biomass and Bioenergy** 25: 471-482.
- _____, S. S. Hla and H. L. Pham. 2001. A study on a multi-stage hybrid gasifier engine system. **Biomass and Bioenergy** 21: 455-460.
- Basu, p. 2006. **Combustion and Gasification in Fluidized Bed**. CRC Press, Boca Roton, Florida.
- Breag, G. R. and A. E. Chittenden. 1979. Producer gas; It Potential and Application in Developing Country, pp. 3-5. **Publication of Tropical Product Institute**.
- Daizo, K. and L. Octave. 1977. **Fluidization Engineering**. Huntington, R.E.Krieger Pub, New York.

- Daren, E. D. and C. B. Robert. 2003. Enthalpy for pyrolysis for Several of Biomass. **Energy & Fuel** 17: 934-939.
- Devi, L., K. J. Ptasiński and F. J. J. G. Janssen. 2003. A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification process. **Biomass and Bioenergy** 24: 125-140.
- Diebold, J. 1980. Workshop on Fast Pyrolysis of Biomass, pp. 1-104, 253-270. **Colorado Copper Mountain.**
- FAO Corporate document repository. 1986. **Wood gas as engine fuel, FAO Forestry.**
www.fao.org/DOCREP/T0512E/Contents, 11 June 2010.
- Henriksen, U., J. Ahrenfeldt, T. K. Jensen, B. J. Gobel, D. Bentzen, C. Hindsgaul and L. H. Sørensen. 2006. The design, construction and operating of a 75 kW two-stage gasifier. **Energy** 31: 1542-1553.
- Nair, S. A., K. Yan, A. Safitri and A. J. M. Pemen. 2003. Tar removal from biomass derived fuel gas by pulsed corona discharges. **Fuel Processing Technology** 84: 161-173.
- Reed, T. B. and A. Das. 1988. **Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems.** Biomass Energy Foundation Press, Golden, Colorado.





ภาคผนวก ก
ตัวอย่างการคำนวณ

การคำนวณหาปริมาณการป้อนแกลบ

การหาอัตราการใช้แกลบ เนื่องจากงานวิจัยนี้เป็นส่วนหนึ่งของโครงการสาธิตการผลิตกระแสไฟฟ้าขนาด 400 kW ที่ประกอบไปด้วยอุปกรณ์หลักคือ เตาแก๊สซีฟเอร์, เครื่องยนต์, เจนเนอเรเตอร์ ดังนั้นการคำนวณหาอัตราการใช้แกลบจึงต้องคำนวณจากประสิทธิภาพของแต่ละอุปกรณ์โดยการตั้งสมมติฐานประสิทธิภาพของ เตาแก๊สซีฟเอร์, เครื่องยนต์, เจนเนอเรเตอร์ เป็น 70%, 25%, 80% ตามลำดับ การคำนวณหาอัตราการใช้แกลบจะมีข้อกำหนดดังนี้

- ประสิทธิภาพโดยรวมของระบบ (η_{total}) มีค่า 14 %
- พลังงานของการผลิตกระแสไฟฟ้า ($P_{electrical}$) มีค่า 400 kW
- ค่าความร้อนแกลบ (LHV_{RH}) มีค่า 3245 cal/g หรือ 13.586 MJ/kg

จะสามารถคำนวณอัตราการใช้แกลบได้จากสมการ

$$\begin{aligned} \dot{m}_{RH} &= \frac{\left(\frac{P_{electrical}}{\eta_{total}} \right)}{LHV_{RH}} \\ &= \frac{\left(\frac{400 \times 1000}{0.14} \right)}{13.586 \times 10^6} \\ &= 0.210 \text{ kg/s} \\ &= 757 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

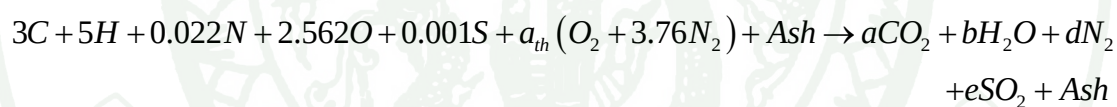
ค่าที่ใช้ในการออกแบบคือ 750 kg/hr

การคำนวณหาปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ตารางผนวกที่ ก1 องค์ประกอบของแกลบจากการวิเคราะห์องค์ประกอบอย่างละเอียด
(Ultimate Analysis)

องค์ประกอบ	เปอร์เซ็นต์	น้ำหนักโมเลกุล	จำนวนโมล
คาร์บอน	36	12	3
ไฮโดรเจน	5	1	5
ไนโตรเจน	0.31	14	0.022
ออกซิเจน	41	16	2.562
ซัลเฟอร์	0.05	32	0.001
เถ้า	17.6	-	-

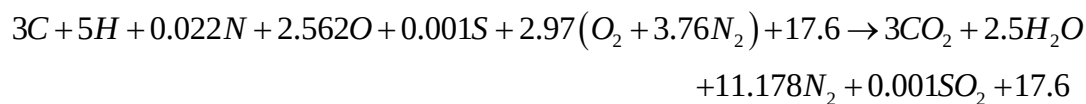
การสมดุลสมการการเผาไหม้จะได้



ทำการสมดุลสมการจะได้

$$\begin{array}{llll}
 C: & 3 & \longrightarrow & = a \\
 & a = 3 & & \\
 H: & 5 & \longrightarrow & = 2b \\
 & b = 2.5 & & \\
 S: & 0.001 & \longrightarrow & = e \\
 & e = 0.001 & & \\
 O: & 2.562 + 2a_{th} & \longrightarrow & = 2a + b + 2e \\
 & a_{th} = 2.97 & & \\
 N: & 0.022 + a_{th}(2 \times 3.76) & \longrightarrow & = 2d \\
 & d = 11.178 & &
 \end{array}$$

ทำการแทนค่าลงในสมการจะได้



จากนั้นทำการหาค่าอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิง จากสมการ

$$\left(\frac{A}{F}\right)_{ratio} = \frac{m_{air}}{m_{fuel}}$$

จากสมการนี้จำเป็นต้องทราบค่ามวลของอากาศ (m_{air}) และมวลของเชื้อเพลิง (m_{fuel})
มวลของอากาศสามารถหาได้จากสมการ

$$\begin{aligned} m_{air} &= (n_O \times MW_O) + (n_N \times MW_N) \\ &= (2.97 \times 2 \times 16) + (2.97 \times 3.76 \times 2 \times 14) \\ &= 407.721 \text{ g} \end{aligned}$$

มวลของเชื้อเพลิงสามารถหาได้จากสมการ

$$\begin{aligned} m_{fuel} &= n_{fuel} \times MW_{fuel} \\ &= (n_C \times MW_C) + (n_H \times MW_H) + (n_N \times MW_N) + (n_O \times MW_O) + (n_S \times MW_S) + Ash \\ &= (3 \times 12) + (5 \times 1) + (0.022 \times 14) + (2.562 \times 16) + (0.001 \times 32) + 17.6 \\ &= 99.932 \text{ g} \end{aligned}$$

เมื่อทราบค่ามวลของเชื้อเพลิงและมวลของอากาศแทนค่าในสมการ

$$\begin{aligned}\left(\frac{A}{F}\right)_{ratio} &= \frac{m_{air}}{m_{fuel}} \\ &= \frac{407.721}{99.932} \\ &= 4.079\end{aligned}$$

เมื่อทราบค่าอัตราส่วนระหว่างอากาศต่อเชื้อเพลิงก็จะสามารถหาปริมาณอากาศรวมที่ใช้ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันซึ่งสามารถหาได้จากสมการ

$$\begin{aligned}\dot{m}_{air\ total} &= 0.24 \times \left(\frac{A}{F}\right)_{ratio} \times \dot{m}_{RH} \\ &= 0.24 \times 4.079 \times 750 \\ &= 734.22\text{ kg/hr}\end{aligned}$$

การหาปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิส

การหาปริมาณแกลบที่ใช้ในการเผาไหม้เพื่อให้มีความร้อนเพียงพอต่อการไพโรไลซิสสามารถหาได้จากสมการ

$$h_p \times \dot{m}_{RH} = LHV_{RH} \times \dot{m}_{RH\ combustion}$$

โดยที่

h_p	คือ	พลังงานที่ใช้ในการไพโรไลซิสแกลบมีค่า 1.5 MJ/kg
$\dot{m}_{RH\ combustion}$	คือ	แกลบที่ใช้ในการเผาไหม้

$$1.5 \times 750 = 13.586 \times \dot{m}_{RH \text{ combustion}}$$

$$\dot{m}_{RH \text{ combustion}} = 82.805 \text{ kg/hr}$$

$$\dot{m}_{RH \text{ combustion}} = 0.023 \text{ kg/s}$$

เมื่อทราบปริมาณแกลบที่ใช้ในการเผาไหม้ก็จะสามารถหาปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิสได้จากสมการ

$$\dot{m}_{air \text{ pyrolysis}} = \left(\frac{A}{F} \right)_{ratio} \times \dot{m}_{RH \text{ combustion}}$$

$$= 4.079 \times 82.805$$

$$= 337.761 \text{ kg/hr}$$

$$= 0.093 \text{ kg/s}$$

เนื่องจากเพื่อให้แน่ใจว่าจะมีความร้อนในการไพโรไลซิสอย่างเพียงพอจึงใช้ปริมาณอากาศที่ปฏิกิริยาไพโรไลซิสเป็น 367.11 kg/hr หรือ 0.1019 kg/s

การหาปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้

ปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้หรือบริเวณคอคออด (Throat) สามารถหาได้จากสมการ

$$\dot{m}_{air \text{ combustion}} = \dot{m}_{air \text{ total}} - \dot{m}_{air \text{ pyrolysis}}$$

$$= 734.22 - 367.11$$

$$= 367.11 \text{ kg/h}$$

$$= 0.101 \text{ kg/s}$$

การคำนวณเกี่ยวกับฟลูอิดไดซ์เซชัน

การคำนวณหาความเร็วต่ำสุดของอากาศที่ไหลผ่านวัสดุเบด (ทราย) แล้วทำให้วัสดุเบดมีพฤติกรรมคล้ายกับของไหล โดยมีข้อกำหนดและสมการ ดังนี้

- เส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยทรายที่ใช้ทดลอง (d_p) มีค่า 450 ไมครอน
- ค่าสัดส่วนช่องว่างของทราย (ε_m) มีค่า 0.42
- ค่าความกลมทราย (ϕ_s) มีค่า 0.85
- ความหนาแน่นทราย (ρ_s) มีค่า 2033.24 kg/m³
- ค่าความหนาแน่นของอากาศ (ρ_g) ที่ 35 °C มีค่า 1.134 kg/m³
- ค่าความหนืดของอากาศ (μ_g) ที่ 35 °C มีค่า 188.376×10^{-7} kg m⁻¹ s⁻¹

$$K_1 \text{Re}_{p,mf}^2 + K_2 \text{Re}_{p,mf} = Ar$$

จากสมการนี้จำเป็นต้องทราบค่า K_1 , K_2 , ตัวเลขอาคิมิติส (Ar) เพื่อที่จะหาเรย์โนลด์สเบอร์ ($\text{Re}_{p,mf}$)

หาค่าของ K_1 ซึ่งจากการทดลองของ Wen และ Yu $K_1 = 24.509$ ซึ่งจากสมการ

$$K_1 = \frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s}$$

เมื่อแทนค่าตัวแปรจะได้ค่าสัดส่วนช่องว่างของเบดที่สภาวะการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันพอดี (ε_{mf})

$$24.509 = \frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 0.85}$$

$$\varepsilon_{mf} = 0.438$$

เมื่อทราบค่าสัดส่วนช่องว่างของเบดที่สภาวะการเกิดฟลูอิดไดเซชันพอดี (ε_{mf}) ก็จะ
สามารถหาค่าของ K_2 ได้จากสมการ

$$K_2 = \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2}$$

$$= \frac{150(1-0.438)}{0.438^3 \times 0.85^2}$$

$$= 1388.56$$

หาค่าของตัวเลขอาคิมิติส (Ar) ได้จากสมการ

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

$$= \frac{0.00045^3 \times 1.134 (2033.24 - 1.134) \times 9.81}{(188.376 \times 10^{-7})^2}$$

$$= 5805.168$$

เมื่อได้ค่า K_1 , K_2 ตัวเลขอาคิมิติส (Ar) แทนค่าในสมการ

$$K_1 \text{Re}_{p,mf}^2 + K_2 \text{Re}_{p,mf} = Ar$$

$$24.509 \text{Re}_{p,mf}^2 + 1388.56 \text{Re}_{p,mf} = 5805.168$$

$$\text{Re}_{p,mf} = 3.910$$

จากค่าของ $Re_{p,mf}$ ก็จะสามารถหาค่าของความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดเซชัน (U_{mf}) ได้จากสมการ

$$Re_{p,mf} = \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu}$$

$$3.910 = \frac{0.00045 \times U_{mf} \times 1.134}{188.376 \times 10^{-7}}$$

$$U_{mf} = 0.144 \text{ m/s}$$

ความเร็วสุดท้ายของการฟลูอิดไดเซชัน เป็นการหาค่าความเร็วสูงสุดของความเร็วมที่จะสามารถใช้ในการฟลูอิดไดเซชันสามารถหาได้จากสมการ

$$U_t = d_p \left(\frac{4(\rho_s - \rho_g)^2 g^2}{225 \rho_g \mu_g} \right)^{\frac{1}{3}}, (0.4 < Re_p < 500)$$

$$= 0.00045 \left(\frac{4 \times (2033.24 - 1.134)^2 \times 9.81^2}{225 \times 1.134 \times 188.376 \times 10^{-7}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 3.111 \text{ m/s}$$

การหาความสูงของทรายที่ความเร็วอากาศที่ใช้ในการฟลูอิดไดซ์ (L_f) โดยมีข้อกำหนดและสมการดังนี้

- กำหนดความสูงของเบดนิ่ง (L_m) มีค่า 0.3 m
- ค่าสัดส่วนช่องว่างของเบดที่สภาวะการเกิดฟลูอิดไดเซชันพอดี (ε_{mf}) มีค่า 0.438
- ความเร็วของอากาศที่ใช้ในการฟลูอิดไดซ์ (U_f) มีค่า 0.648 m/s
- ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดเซชัน (U_{mf}) มีค่า 0.144 m/s

$$L_f = \left(1 + \frac{10.978(U_f - U_{mf})^{0.738} d_p^{1.006} \rho_s^{0.376}}{U_{mf}^{0.137} \rho_g^{0.126}} \right) \times L_{mf}$$

จากสมการตัวแปรทุกตัวต้องอยู่ในหน่วยอังกฤษ และจำเป็นต้องทราบค่าความสูงของเบด ที่สภาวะการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันพอดี้ (L_{mf}) จาก

$$\frac{L_{mf}}{L_m} = \frac{1 - \varepsilon_m}{1 - \varepsilon_{mf}}$$

แทนค่า

$$L_{mf} = \frac{0.3 \times (1 - 0.42)}{1 - 0.438} = 0.309$$

เมื่อทราบค่าความสูงของเบดที่สภาวะการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันพอดี้ (L_{mf}) ทำการแทนค่า ในสมการโดยให้ตัวแปรอยู่ในหน่วยอังกฤษ

$$L_f = \left(1 + \frac{10.978(U_f - U_{mf})^{0.738} d_p^{1.006} \rho_s^{0.376}}{U_{mf}^{0.137} \rho_g^{0.126}} \right) \times L_{mf}$$

$$L_f = \left(1 + \frac{10.978 \times (2.125 - 0.473)^{0.738} \times 0.001476^{1.006} \times 126.931^{0.376}}{0.473^{0.137} \times 0.07^{0.126}} \right) \times 1.015$$

$$= 1.234 \text{ ft}$$

$$= 0.376 \text{ m}$$

การคำนวณเกี่ยวกับขนาดของเตาไพโรไลซิส

การคำนวณขนาดหน้าตัดของเตาไพโรไลซิสส่วนล่างโดยมีข้อกำหนดและสมการดังนี้

- ปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิส ($\dot{m}_{air \text{ pyrolysis}}$) มีค่า 367.11 kg/hr หรือ 0.102 kg/s
- ค่าความเร็วต่ำสุดในการฟลูอิดไดซ์ทราย (U_{mf}) มีค่า 0.144 m/s
- ค่าความหนาแน่นของอากาศที่อุณหภูมิ 35 °C (ρ_{air}) มีค่า 1.134 kg/m³

$$A = \frac{\dot{Q}_{pyrolysis}}{U_f}$$

จากสมการจำเป็นต้องทราบค่าอัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศและความเร็วในการฟลูอิดไดซ์ที่ใช้ออกแบบ ดังนั้นอัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศหาได้จาก

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{pyrolysis} &= \frac{\dot{m}_{air \text{ pyrolysis}}}{\rho_{air}} \\ &= \frac{0.102}{1.134} \\ &= 0.089 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

ความเร็วในการฟลูอิดไดซ์เป็น 4.5 เท่าของค่าความเร็วต่ำสุด (U_{mf}) ในการฟลูอิดไดซ์ทราย

$$\begin{aligned}U_f &= 4.5 \times U_{mf} \\ &= 4.5 \times 0.144 \\ &= 0.648 \text{ m/s}\end{aligned}$$

พื้นที่หน้าตัดของเตาฟลูอิดไคซ์เบดสามารถคำนวณได้จาก

$$A = \frac{\dot{Q}_{pyrolysis}}{U_f}$$

$$= \frac{0.089}{0.648}$$

$$= 0.137 \text{ m}^2$$

เตาฟลูอิดไคซ์เบดมีหน้าตัดเป็นวงกลม ดังนั้นเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเท่ากับ

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0.137}{\pi}}$$

$$= 0.417 \text{ m}$$

เพื่อความสะดวกในการสร้างเตาในที่นี้จึงใช้ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเตาเท่ากับ 0.42 m หรือ 420 mm

การคำนวณหาข้อมูลที่ใช้ในแบบจำลองเชิงตัวเลขในบริเวณการเผาไหม้

คำนวณหาอัตราการไหลของก๊าซที่มาจากกระบวนการไพโรไลซิสโดยสมมุติว่ากระบวนการไพโรไลซิสเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์จะเกิดผลิตภัณฑ์ในส่วนที่เป็นของแข็งและก๊าซ ปริมาณของแข็งประกอบไปด้วยเถ้าและคาร์บอนคงตัว ในส่วนของปริมาณก๊าซประกอบไปด้วย สารระเหยในแกลบ ความชื้นในแกลบ ปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิส

ดังนั้นปริมาณของก๊าซที่มาจากกระบวนการไพโรไลซิสสามารถคำนวณได้โดยมีข้อกำหนดและสมการดังนี้

- อัตราการป้อนเกลบเชิงมวล ($\dot{m}_{RH}$) มีค่า 750 kg/hr หรือ 0.208 kg/s
- ปริมาณสารระเหยในเกลบ (VM_{RH}) มีค่า 55.2%
- ปริมาณความชื้นในเกลบ (MC_{RH}) มีค่า 8.5%
- อัตราการป้อนอากาศเชิงมวลที่กระบวนการไพโรไลซิส ($\dot{m}_{air\ pyrolysis}$) มีค่า 367.11kg/hr หรือ 0.102 kg/s

$$\begin{aligned}\dot{m}_{gas\ pyrolysis} &= (\dot{m}_{RH} \times (VM_{RH} + MC_{RH})) + \dot{m}_{air\ pyrolysis} \\ &= \left(750 \times \left(\frac{55.2 + 8.5}{100} \right) \right) + 367.11 \\ &= 844.86\ kg/hr\ or\ 0.234\ kg/s\end{aligned}$$

การคำนวณเกี่ยวกับการวัดอัตราการไหลของอากาศ

ในการออกแบบจะมีจุดวัดอัตราการไหลของอากาศ 2 จุดคือ อากาศที่เข้ากระบวนการไพโรไลซิสและอากาศที่เข้าในกระบวนการเผาไหม้หรือบริเวณคอคอด (Throat) ซึ่งในการออกแบบจะกำหนดอัตราการไหลของอากาศที่เท่ากัน ซึ่งจะถูกกำหนดโดยผลต่างของระดับความสูงของระดับน้ำในमानमीटर โดยคำนวณได้จากสมการและมีข้อกำหนดดังนี้

- อัตราการไหลของอากาศ ($\dot{Q}_{air}$) มีค่า 367.11 kg/s หรือ 0.089 m³/s ที่อุณหภูมิ 35 °C
- อุปกรณ์วัดความเร็วลมแบบออร์ฟิสนาค 4 นิ้ว
- สัมประสิทธิ์การไหลของอากาศ (K_0) มีค่า 0.65
- พื้นที่คอคอดภายในออร์ฟิส (A) มีค่า $29.224 \times 10^{-4}\ m^2$ (เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.061 เมตร)
- ค่าความหนาแน่นของอากาศ (ρ_{air}) ที่อุณหภูมิ 35 °C มีค่า 1.134 kg/m³
- ค่าความหนาแน่นของน้ำ (ρ_{water}) มีค่า 1000 kg/m³

$$\dot{Q}_{air} = K_0 A \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho_{air}}}$$

$$0.089 = 0.65 \times 29.224 \times 10^{-4} \times \sqrt{\frac{2 \times \Delta P}{1.134}}$$

ทำการย้ายข้างสมการ

$$\Delta P = 1244.678 \text{ Pa}$$

ค่าผลต่างความดันทั้งสองด้านมีค่า 1244.678 Pa (1.244 kPa) เมื่อได้ค่าผลต่างความดันแล้วก็นำไปหาค่าผลต่างความสูงของระดับน้ำได้จากสมการ

$$\begin{aligned} \Delta h &= \frac{\Delta P}{\rho_{\text{water}} g} \\ &= \frac{1244.678}{1000 \times 9.81} \\ &= 0.126 \text{ m} \\ &= 12.6 \text{ cm} \end{aligned}$$

การคำนวณอัตราการไหลของก๊าซชีววมวล

เป็นการคำนวณหาค่าอัตราการไหลของก๊าซที่ผลิตได้จากเตาผลิตก๊าซชีววมวล จะคำนวณจากระดับจากมานอมิเตอร์ซึ่งมีข้อกำหนดดังนี้

- อุปกรณ์วัดความเร็วลมแบบออร์ฟิซขนาด 8 นิ้ว
- ผลต่างของระดับน้ำในมานอมิเตอร์ (Δh) มีค่า 11 cm หรือ 0.11 m
- สัมประสิทธิ์การไหลของอากาศ (K_0) มีค่า 0.65
- พื้นที่ที่คอดอกภายในออร์ฟิซ (A) มีค่า $11.689 \times 10^{-3} \text{ m}^2$ (เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.122 เมตร)
- ค่าความหนาแน่นของน้ำ (ρ_{water}) มีค่า 1000 kg/m^3

- องค์ประกอบโดยปริมาตรของก๊าซชีววมวลของ V_{CO_2} , V_{O_2} , V_{CH_4} , V_{H_2} , V_{CO} , V_{N_2} เป็น 14.147%, 4.069%, 3.406%, 6.245%, 19.329% และ 52.801% ตามลำดับ
- ค่าความหนาแน่นของก๊าซ ρ_{CO_2} , ρ_{O_2} , ρ_{CH_4} , ρ_{H_2} , ρ_{CO} , ρ_{N_2} ที่อุณหภูมิ 35 °C เป็น 1.728, 1.254, 0.629, 0.078, 1.095, และ 1.097 ตามลำดับ โดยมีหน่วยเป็น kg/m^3

$$\Delta P = \rho_{water} g \Delta h$$

$$= 1000 \times 9.81 \times 0.11$$

$$= 1079.1 \text{ Pa}$$

ค่าผลต่างความดันทั้งสองด้านมีค่า 1079.1 Pa เมื่อได้ผลต่างความดันแล้วก็นำไปหาอัตราการไหลของก๊าซชีววมวลได้จากสมการ

$$\dot{Q}_{gas} = K_0 A \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho_{gas}}}$$

จากสมการนี้จำเป็นต้องทราบค่าความหนาแน่นของก๊าซชีววมวล (ρ_{gas}) ที่อุณหภูมิ 35 °C ซึ่งจะสามารถหาได้จากสมการ

$$\rho_{gas} = \frac{(\rho_{CO_2} V_{CO_2}) + (\rho_{O_2} V_{O_2}) + (\rho_{CH_4} V_{CH_4}) + (\rho_{H_2} V_{H_2}) + (\rho_{CO} V_{CO}) + (\rho_{N_2} V_{N_2})}{(V_{CO_2} + V_{O_2} + V_{CH_4} + V_{H_2} + V_{CO} + V_{N_2})}$$

$$= \frac{(1.728 \times 14.417) + (1.254 \times 4.069) + (0.629 \times 3.406) + (0.078 \times 6.245) + (1.095 \times 19.329) + (1.079 \times 52.801)}{(14.147 + 4.069 + 3.406 + 6.245 + 19.329 + 52.801)}$$

$$= 1.117 \text{ kg/m}^3$$

เมื่อนำค่าความหนาแน่นของก๊าซชีววมวลแทนค่าในสมการเพื่อหาอัตราการไหลของก๊าซชีววมวล

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{gas} &= K_0 \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho_{gas}}} \\
 &= 0.65 \times 11.689 \times 10^{-3} \sqrt{\frac{2 \times 1079.1}{1.117}} \\
 &= 0.333 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1202.298 \text{ m}^3/\text{hr}
 \end{aligned}$$

การคำนวณค่าความร้อนของก๊าซชีวมวล

เป็นการคำนวณค่าความร้อนของก๊าซที่ได้จากการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซที่อุณหภูมิ 35 °C ที่เก็บตัวอย่างในแต่ละกระบวนการคือกระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการเผาไหม้ และกระบวนการรีดักชัน โดยมีข้อกำหนดและสมการดังนี้

- ค่าความหนาแน่นของก๊าซ CO (ρ_{CO}) ที่อุณหภูมิ 35 °C มีค่า 1.095 kg/m³
- ค่าความหนาแน่นของก๊าซ CH₄ (ρ_{CH_4}) ที่อุณหภูมิ 35 °C มีค่า 0.629 kg/m³
- ค่าความหนาแน่นของก๊าซ H₂ (ρ_{H_2}) ที่อุณหภูมิ 35 °C มีค่า 0.078 kg/m³
- ค่าความร้อนต่ำของก๊าซ CO (LHV_{CO}) มีค่า 10160.404 kJ/kg
- ค่าความร้อนต่ำของก๊าซ CH₄ (LHV_{CH_4}) มีค่า 50016 kJ/kg
- ค่าความร้อนต่ำของก๊าซ H₂ (LHV_{H_2}) มีค่า 120091.890 kJ/kg

$$LHV_{gas} = \left(\frac{\%V_{CO}}{100} \times \rho_{CO} \times LHV_{CO} \right) + \left(\frac{\%V_{CH_4}}{100} \times \rho_{CH_4} \times LHV_{CH_4} \right) + \left(\frac{\%V_{H_2}}{100} \times \rho_{H_2} \times LHV_{H_2} \right)$$

คำนวณค่าความร้อนของก๊าซที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส

ตารางผนวกที่ ก2 ผลการวิเคราะห์ก๊าซที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส

องค์ประกอบของก๊าซ	% โดยปริมาตร
CO ₂	20.396
O ₂	1.576
CH ₄	3.867
H ₂	5.401
CO	19.724
N ₂	49.033

แทนค่าจากสมการ

$$LHV_{gas} = \left(\frac{19.724}{100} \times 1.095 \times 10160.404 \right) + \left(\frac{3.867}{100} \times 0.629 \times 50016 \right) + \left(\frac{5.401}{100} \times 0.078 \times 120091.890 \right)$$

$$LHV_{gas} = 3916.903 \text{ kJ/m}^3$$

$$LHV_{gas} = 3.916 \text{ MJ/m}^3$$

คำนวณค่าความร้อนของก๊าซที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้

ตารางผนวกที่ ก3 ผลการวิเคราะห์ก๊าซที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้

องค์ประกอบของก๊าซ	% โดยปริมาตร
CO ₂	14.471
O ₂	0.797
CH ₄	2.138
H ₂	6.095
CO	17.903
N ₂	58.593

แทนค่าจากสมการ

$$LHV_{gas} = \left(\frac{17.903}{100} \times 1.095 \times 10160.404 \right) + \left(\frac{2.138}{100} \times 0.629 \times 50016 \right) + \left(\frac{6.095}{100} \times 0.078 \times 120091.890 \right)$$

$$LHV_{gas} = 3235.368 \text{ kJ/m}^3$$

$$LHV_{gas} = 3.235 \text{ MJ/m}^3$$

คำนวณค่าความร้อนของก๊าซที่ได้จากกระบวนการรีดักชัน

ตารางผนวกที่ ก4 ผลการวิเคราะห์ก๊าซที่ได้จากกระบวนการรีดักชัน

องค์ประกอบของก๊าซ	% โดยปริมาตร
CO ₂	14.147
O ₂	4.069
CH ₄	3.406
H ₂	6.245
CO	19.329
N ₂	52.801

แทนค่าจากสมการ

$$LHV_{gas} = \left(\frac{19.329}{100} \times 1.095 \times 10160.404 \right) + \left(\frac{3.406}{100} \times 0.629 \times 50016 \right) + \left(\frac{6.245}{100} \times 0.078 \times 120091.890 \right)$$

$$LHV_{gas} = 3806.984 \text{ kJ/m}^3$$

$$LHV_{gas} = 3.806 \text{ MJ/m}^3$$

การคำนวณหาประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซ

สามารถหาประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซ โดยมีข้อกำหนดและสมการดังนี้

- อัตราการไหลเชิงปริมาตรของก๊าซชีวมวล ($\dot{Q}_{gas}$) มีค่า 1202.298 m³/hr
- อัตราการป้อนแกลบ ($\dot{m}_{RH}$) มีค่า 750 kg/hr หรือ 0.208 kg/s
- ค่าความร้อนของก๊าซชีวมวล (LHV_{gas}) มีค่า 3.806 MJ/m³
- ค่าความร้อนของแกลบ (LHV_{RH}) มีค่า 13.586 MJ/kg

$$\eta = \frac{\dot{Q}_{gas} \times LHV_{gas}}{\dot{m}_{RH} \times LHV_{RH}} \times 100\%$$

$$= \frac{1202.298 \times 3.806}{7503 \times 13.586} \times 100\%$$

$$= 44.908\%$$

การคำนวณหาปริมาณความร้อนของเตาจากเตาผลิตก๊าซชีวมวล

ในการหาปริมาณความร้อนที่หลงเหลืออยู่ในเตาจะใช้ บอมบ์แคลอริมิเตอร์เป็นอุปกรณ์ในการทดลอง มีข้อมูลในการทดลองดังนี้

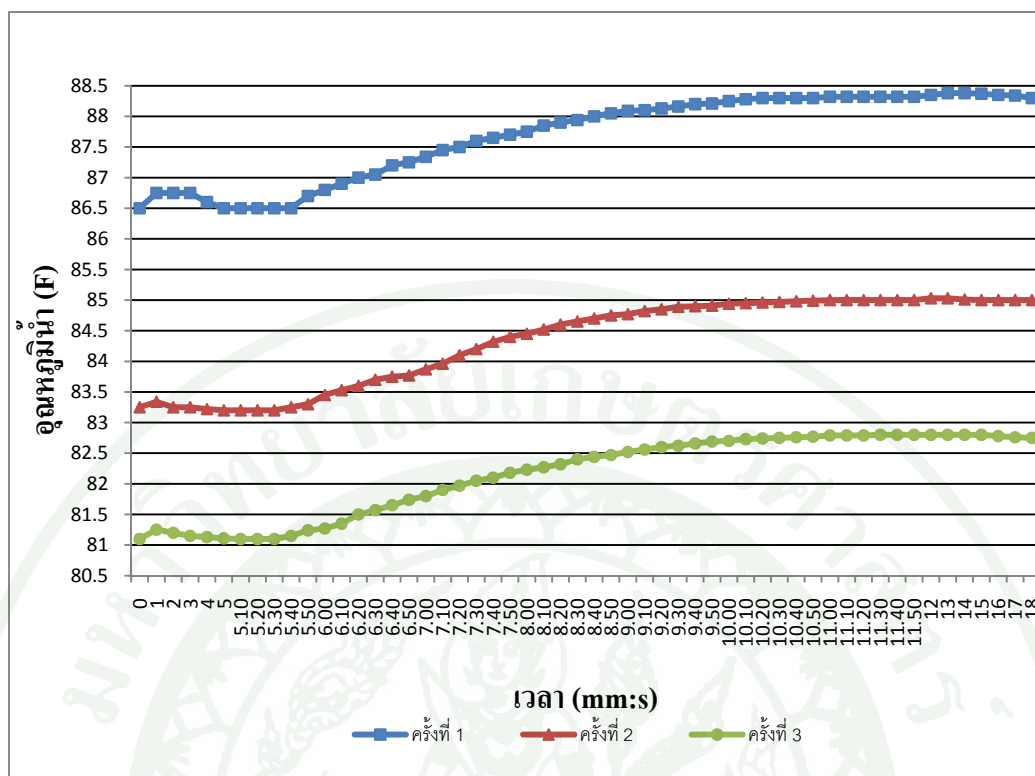
- น้ำหนักเตาที่นำมาหาความร้อน 1 g
- อุณหภูมิห้องขณะทำการทดลองครั้งที่ 1, 2, และ 3 เป็น 29.5 °C, 27.5 °C, 25.5 °C

ตามลำดับ

- น้ำหนักของน้ำที่ใช้ทดลองคือ 1330 g
- Calorific value ของ fuse wire มีค่า 2.3 cal/cm
- ความยาวของ fuse wire ที่ใช้ 10 cm
- Average specific heat 1 cal/g-°C
- Water equivalent ของบอมบ์แคลอริมิเตอร์มีค่า 430 g

ตารางผนวกที่ ก5 อุณหภูมิน้ำจากการทดลอง

เวลา (mm:s)	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	เวลา (mm:s)	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	86.5	83.25	81.1	8.40	88	84.7	82.44
1	86.75	83.34	81.25	8.50	88.05	84.75	82.47
2	86.75	83.25	81.2	9.00	88.09	84.77	82.52
3	86.75	83.25	81.15	9.10	88.1	84.82	82.56
4	86.6	83.22	81.13	9.20	88.13	84.85	82.6
5	86.5	83.2	81.11	9.30	88.16	84.89	82.62
5.10	86.5	83.2	81.1	9.40	88.2	84.9	82.66
5.20	86.5	83.2	81.1	9.50	88.21	84.91	82.69
5.30	86.5	83.2	81.1	10.00	88.25	84.94	82.7
5.40	86.5	83.25	81.15	10.10	88.28	84.95	82.73
5.50	86.7	83.3	81.24	10.20	88.3	84.96	82.74
6.00	86.8	83.45	81.27	10.30	88.3	84.97	82.75
6.10	86.9	83.53	81.35	10.40	88.3	84.98	82.76
6.20	87	83.6	81.5	10.50	88.3	84.99	82.77
6.30	87.05	83.7	81.57	11.00	88.32	85	82.79
6.40	87.2	83.75	81.65	11.10	88.32	85	82.79
6.50	87.25	83.77	81.74	11.20	88.32	85	82.79
7.00	87.34	83.87	81.8	11.30	88.32	85	82.8
7.10	87.45	83.96	81.9	11.40	88.32	85	82.8
7.20	87.5	84.1	81.97	11.50	88.32	85	82.8
7.30	87.6	84.2	82.05	12	88.35	85.03	82.8
7.40	87.65	84.32	82.1	13	88.38	85.03	82.8
7.50	87.7	84.4	82.18	14	88.38	85.01	82.8
8.00	87.75	84.45	82.23	15	88.37	85	82.8
8.10	87.85	84.52	82.27	16	88.35	85	82.78
8.20	87.9	84.6	82.32	17	88.34	85	82.76
8.30	87.94	84.65	82.4	18	88.3	85	82.75



ภาพผนวกที่ ก1 กราฟแสดงค่าอุณหภูมิของน้ำในถังแคลอรีมิเตอร์จากการทดลอง

สามารถหาค่าความร้อนที่หลงเหลืออยู่ในเต้าได้จากสมการ

$$Q_{bomb} = \frac{(M_w C_{UN} \Delta T)}{\text{Ash mass}} - \text{Heat of combustion of fuse wire}$$

โดยที่

- Q_{bomb} คือ ปริมาณความร้อนต่อ 1 กรัม
- M_w คือ น้ำหนักของน้ำบวกกับ Water equivalent ของแคลอรีมิเตอร์ (g)
- C_{UN} คือ Average specific heat ของน้ำมีค่า 1 cal/g-°C
- ΔT คือ อุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลง °C

Heat of combustion of fuse wire คือ ค่าความร้อนของ fuse wire × ความยาวของ fuse wire

โดยที่ ΔT คือ ค่าของอุณหภูมิสูงสุด – ค่าอุณหภูมิที่ต่ำที่สุดของน้ำในแคลอริมิเตอร์ในการทดลองแต่ละครั้ง มีค่า 1.88 °F (1.044 °C), 1.83 °F (1.016 °C), 1.7 °F (0.944 °C) ตามลำดับ และ ลวด fuse wire ที่เหลือจากการทดลองครั้งที่ 1, 2, และ 3 คือ 10 cm, 5.7 cm, 6.1cm ตามลำดับ ดังนั้น ลวด fuse wire ที่ถูกเผาไหม้จากการทดลอง ครั้งที่ 1, 2, และ 3 เป็น 0 cm, 4.3 cm, 3.9 cm ตามลำดับ

$$Q_{bomb} = \frac{(1330 + 430) \times 1 \times 1.044}{1} - (2.3 \times 0)$$

$$= 1837.44 \text{ cal/g}$$

ทำการคำนวณซ้ำอีกสองการทดลอง มีค่า 1778.27 cal/g และ 1652.47 cal/g ซึ่งมีค่าเฉลี่ย 1756.06 cal/g หรือมีค่าประมาณ 7352 kJ/kg

การคำนวณหาปริมาณคาร์บอนที่หลงเหลืออยู่ในเถ้าจากเตาผลิตก๊าซชีวมวล

สมมุติว่าในเถ้าจากเตาผลิตก๊าซชีวมวลมีแต่ คาร์บอนกับเถ้าที่แท้จริงเท่านั้น ซึ่งสามารถหาปริมาณคาร์บอนที่หลงเหลืออยู่ในเถ้าได้จาก

$$C_{loss} = \frac{Q_{bomb}}{\Delta \bar{h}_{f_{CO_2}}}$$

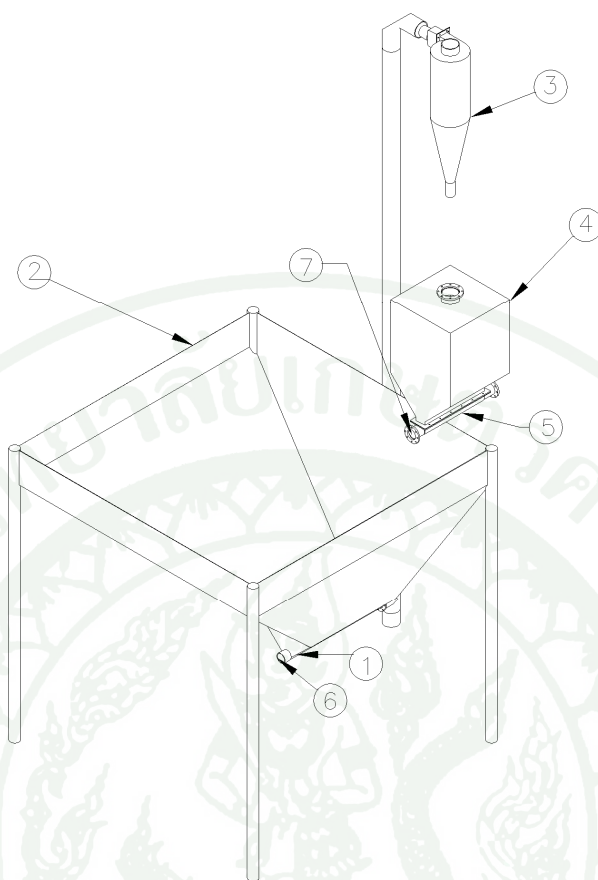
โดยที่

C_{loss}	คือ	ปริมาณคาร์บอนที่อยู่ในเถ้า
$\Delta \bar{h}_{f_{CO_2}}$	คือ	Enthalpy of formation ของ คาร์บอนไดออกไซด์มีค่า 393.5 kJ/mol

$$C_{loss} = \frac{7352}{393.5}$$

ดังนั้นเถ้าจากเตาผลิตก๊าซชีวมวล 1 kg มีปริมาณคาร์บอนที่หลงเหลืออยู่ 18.638 mol หรือ 224.203 g หรือคิดเป็น 22.42 %

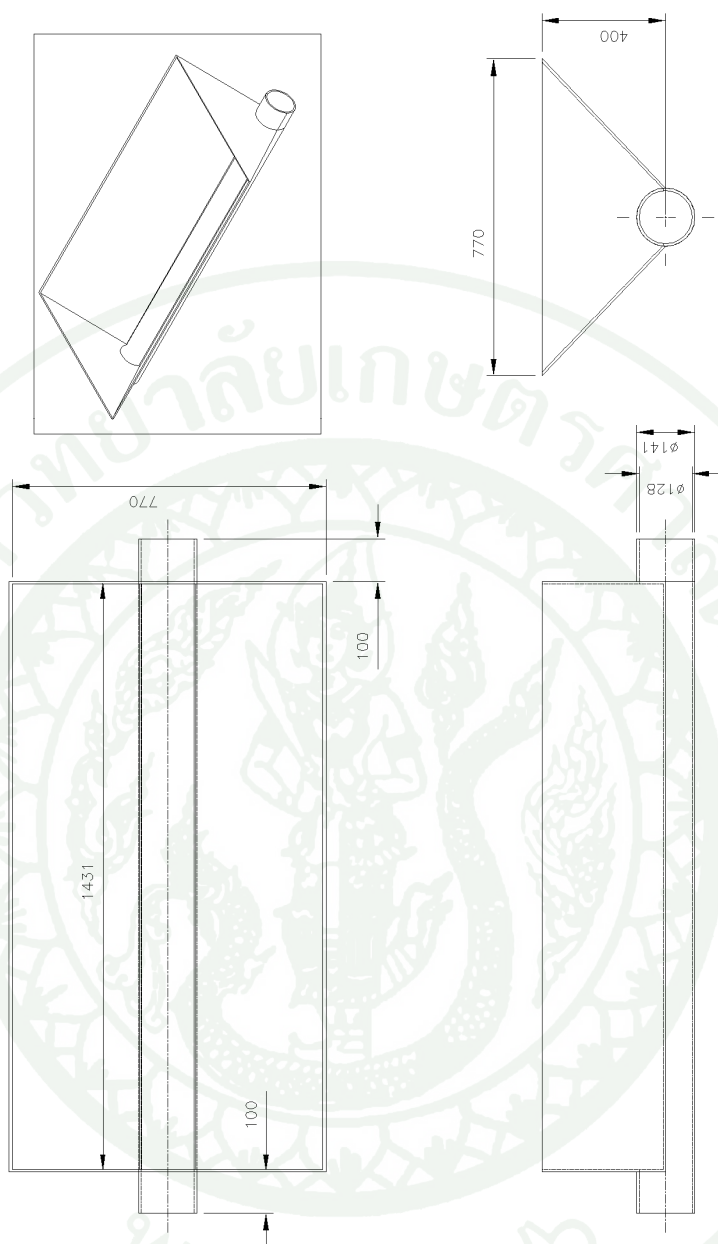




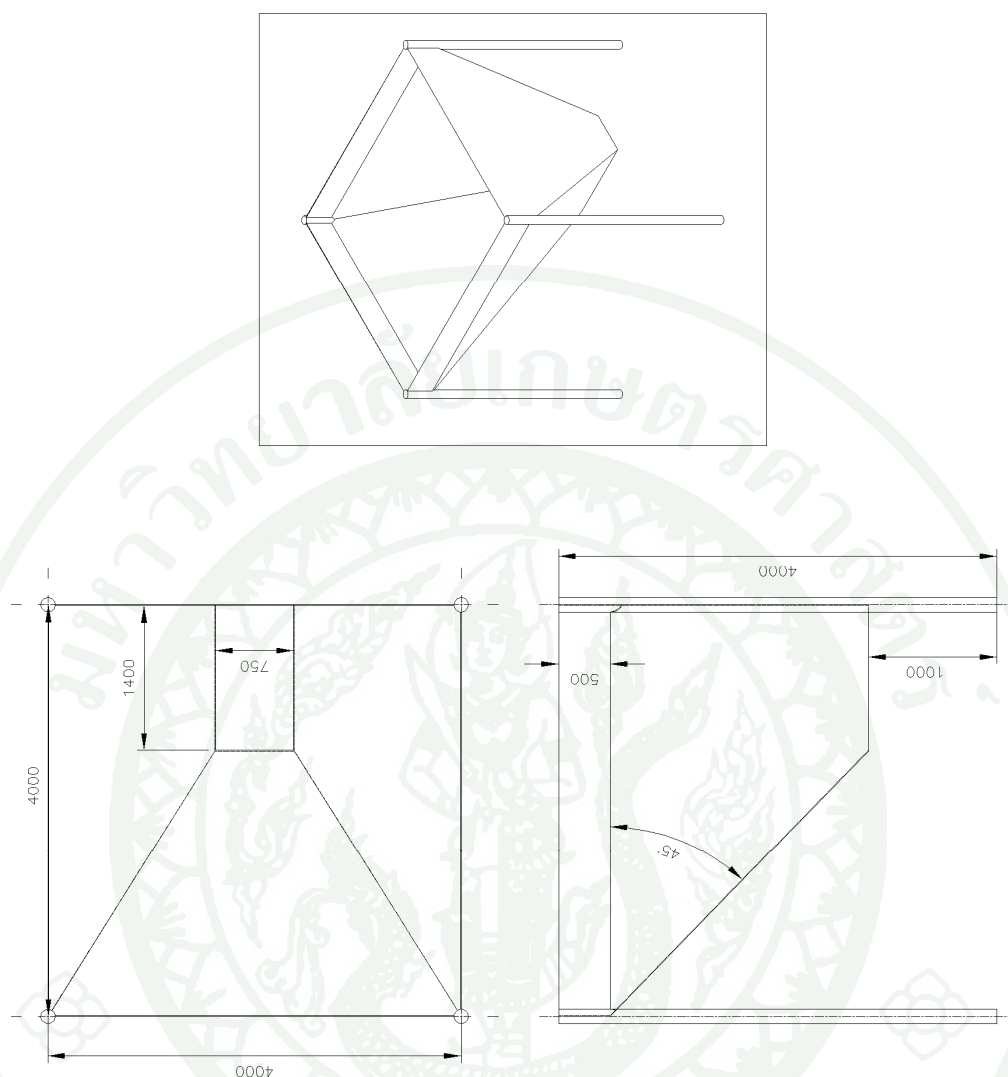
ภาพผนวกที่ ข1 แสดงรายการชิ้นส่วนของชุดขนส่งและป้อนเกลบ

ตารางผนวกที่ ข1 แสดงรายการชิ้นส่วนของชุดขนส่งและป้อนเกลบ

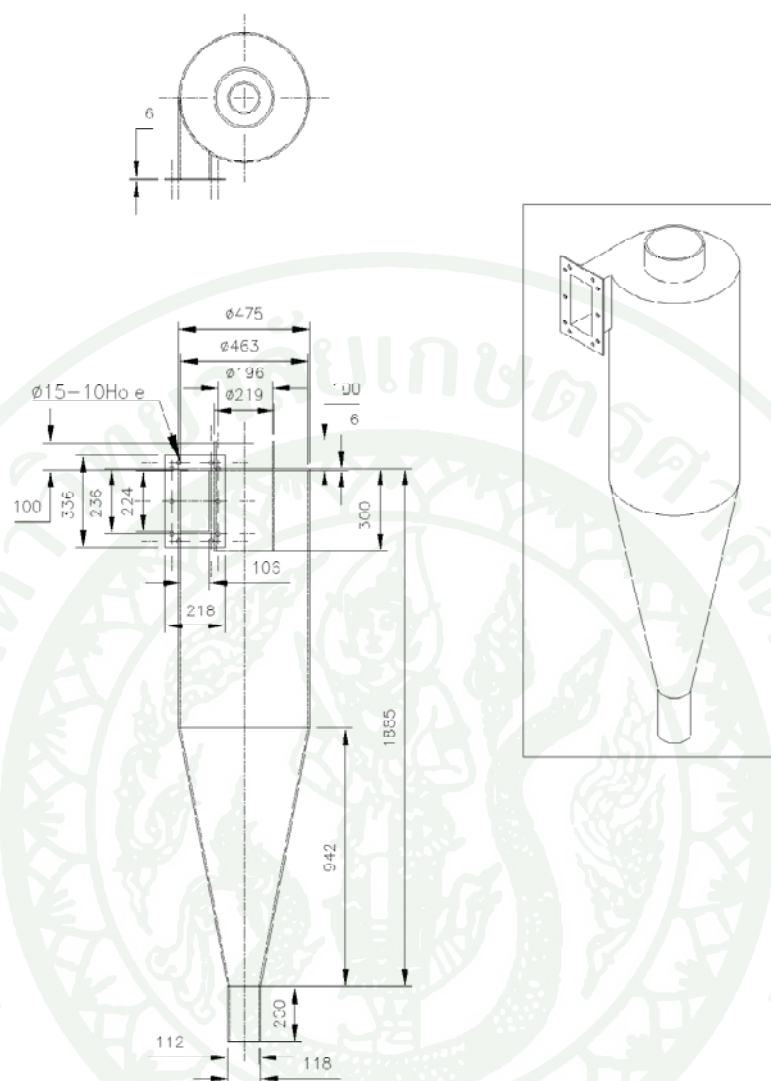
ลำดับที่	รายการ
1	ท่อสกรูป้อนเกลบ 1
2	ถังเก็บเกลบ 1
3	ไซโคลนแยกเกลบ
4	ถังเก็บเกลบ 2
5	ท่อสกรูป้อนเกลบ 2
6	สกรูป้อนเกลบ 1
7	สกรูป้อนเกลบ 2



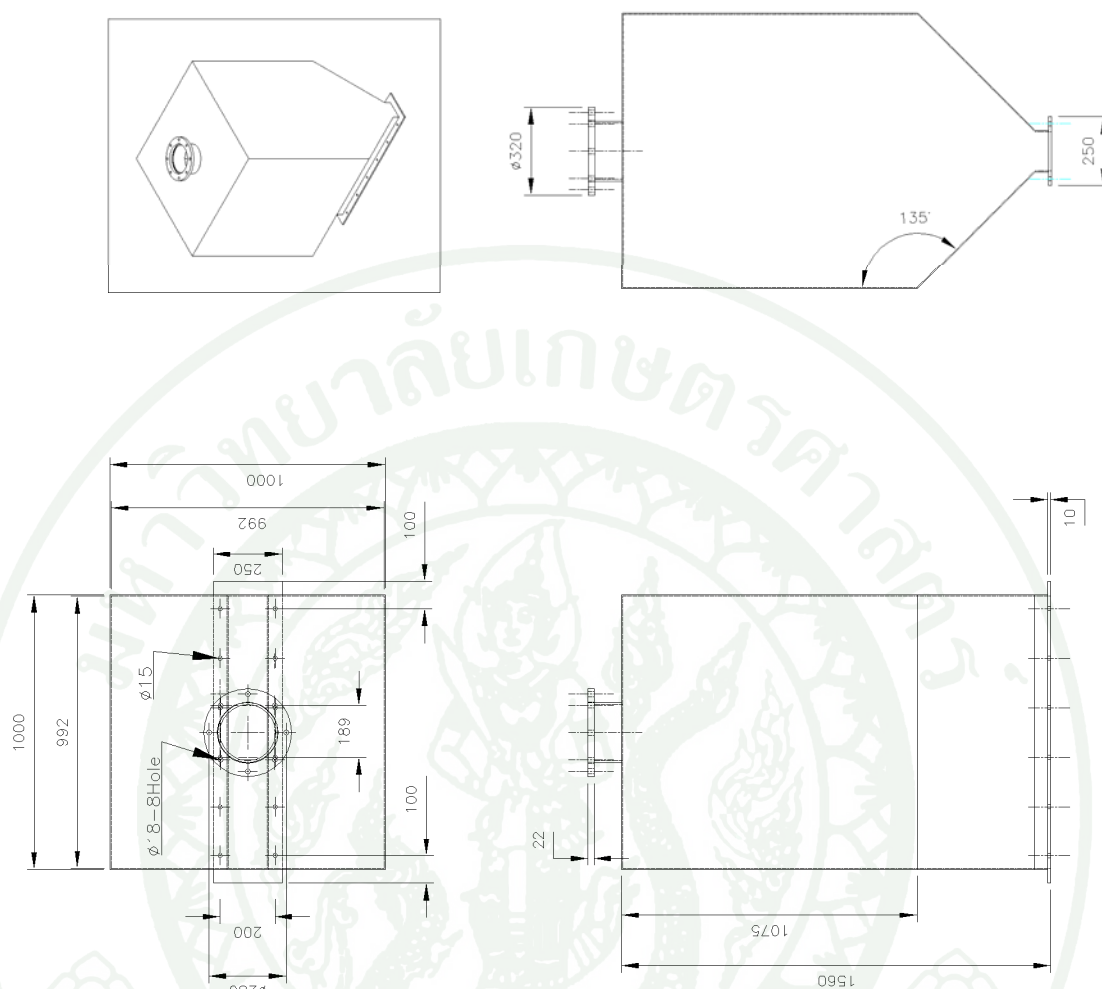
ภาพผนวกที่ ข2 แสดงรายละเอียดของท่อสกรูป้อนเกลบ 1



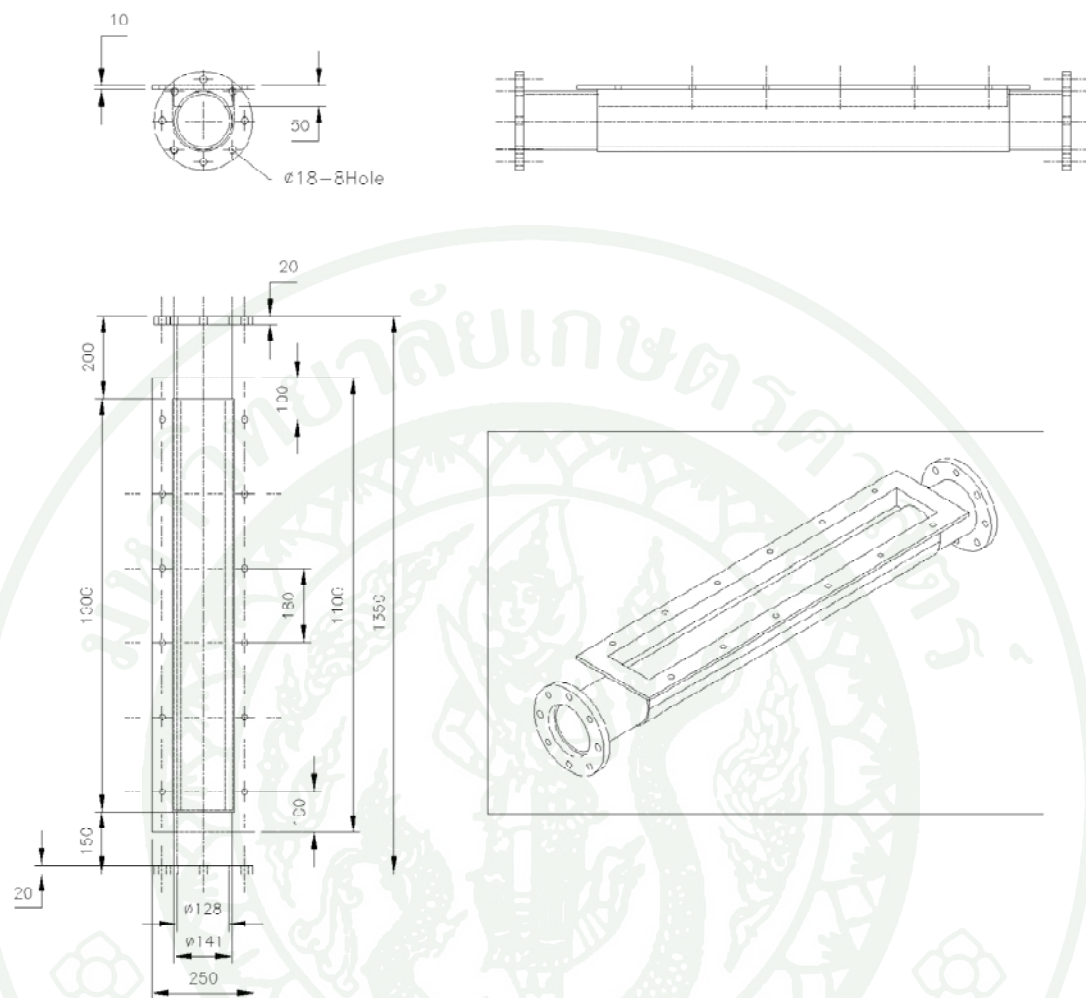
ภาพหน้าที่ ข3 แสดงรายละเอียดของถังเก็บแกลบ 1



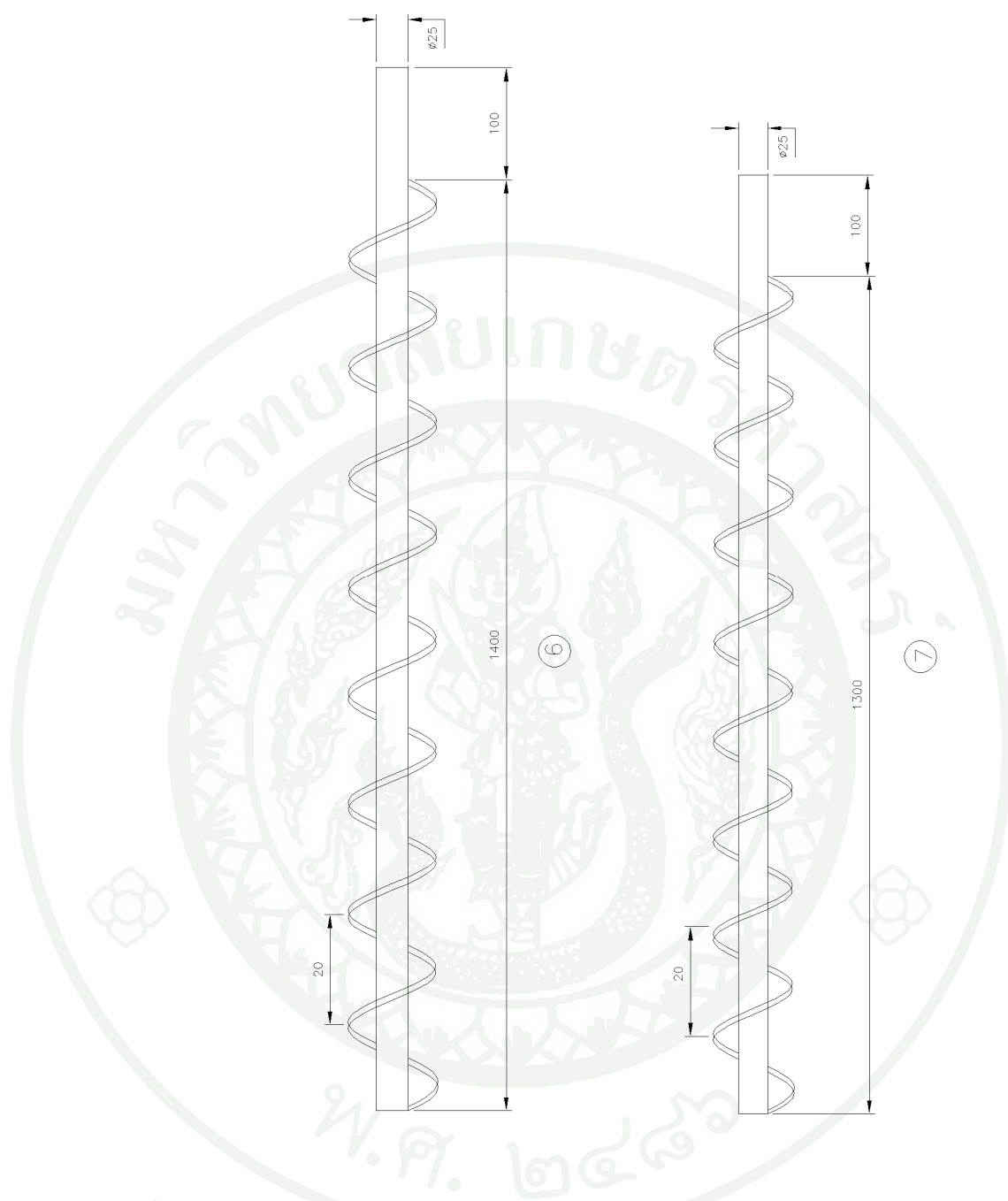
ภาพผนวกที่ ข4 แสดงรายละเอียดของโซ่โคลนแยกแกลบ



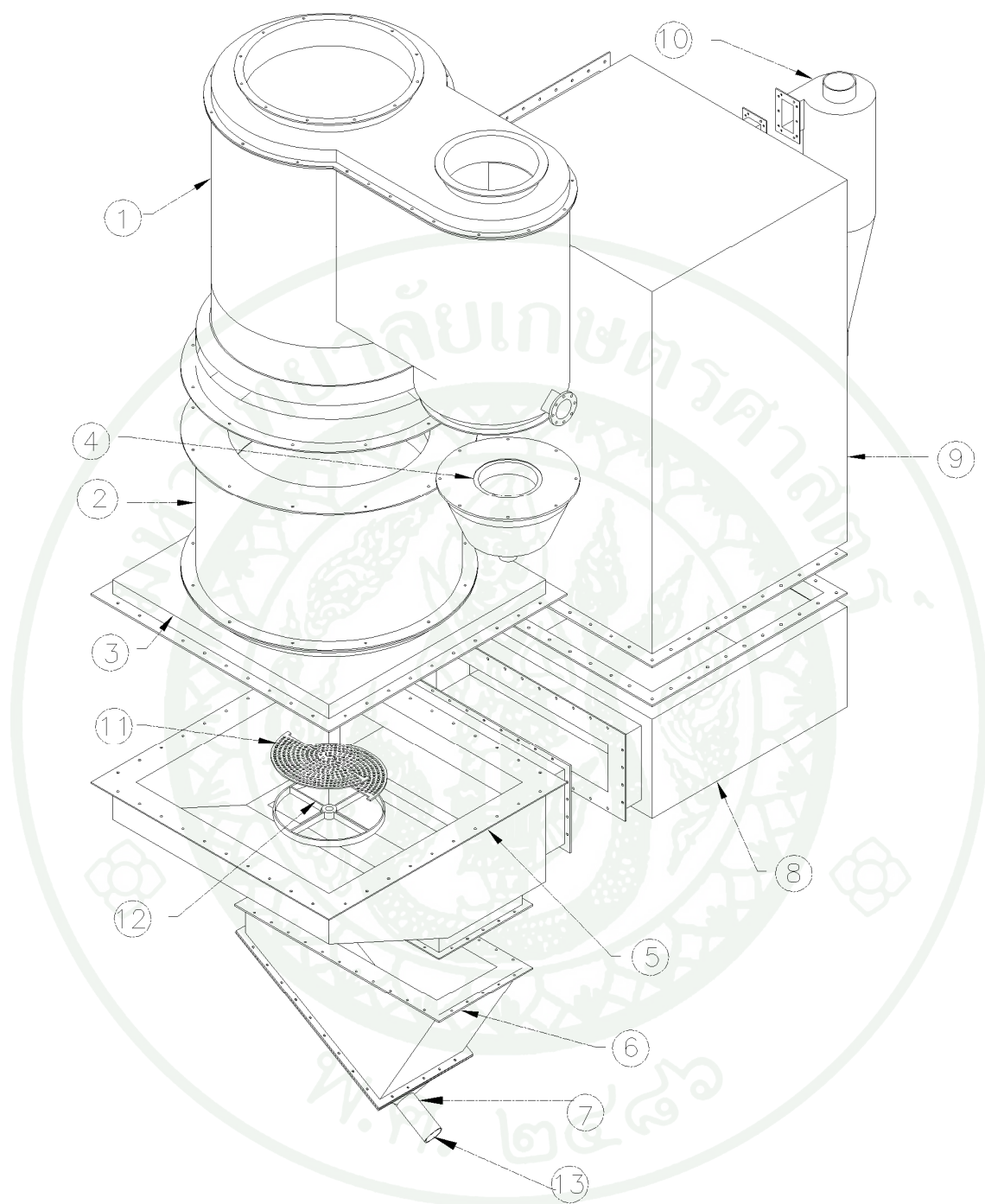
ภาพผนวกที่ ข5 แสดงรายละเอียดของถังเก็บแกลบ 2



ภาพผนวกที่ ข6 แสดงรายละเอียดของท่อสกรูป้อนเกลบ 2



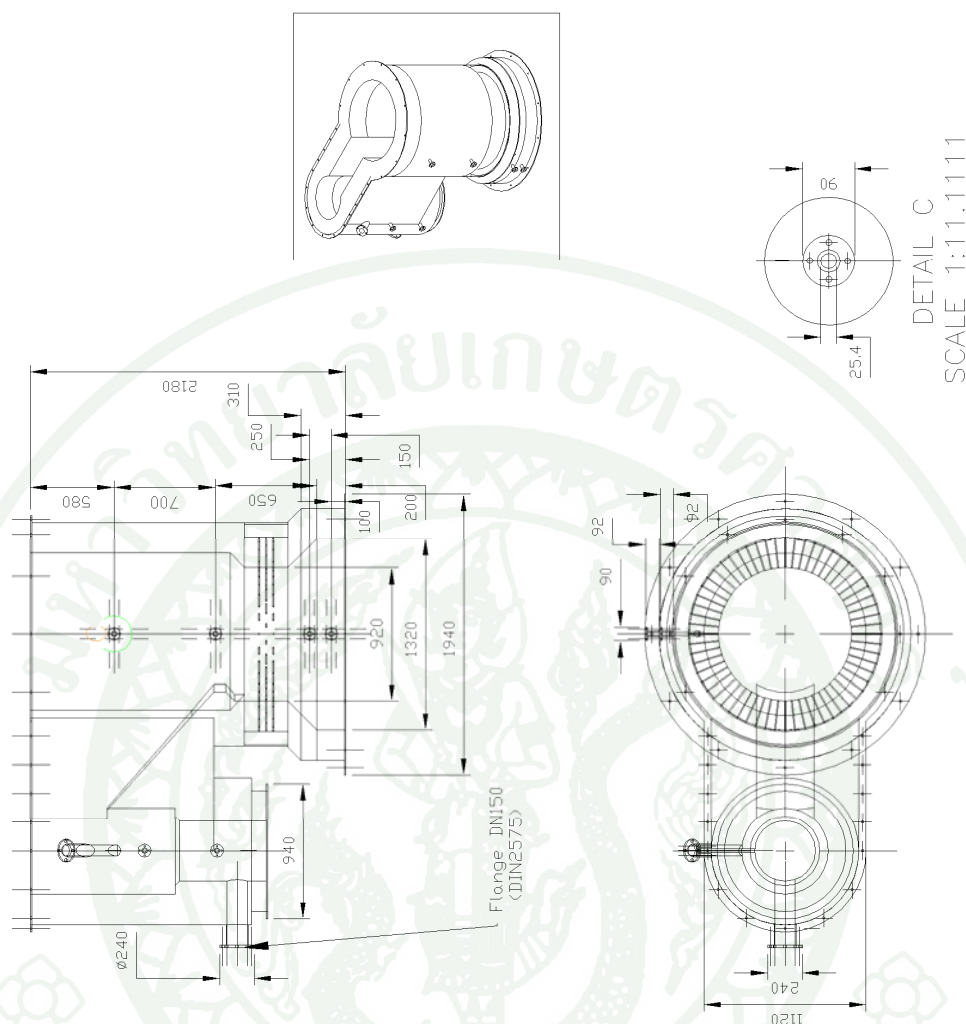
ภาพผนวกที่ ข7 แสดงรายละเอียดของสกรูป้อนเกลบ 1 และ สกรูป้อนเกลบ 2



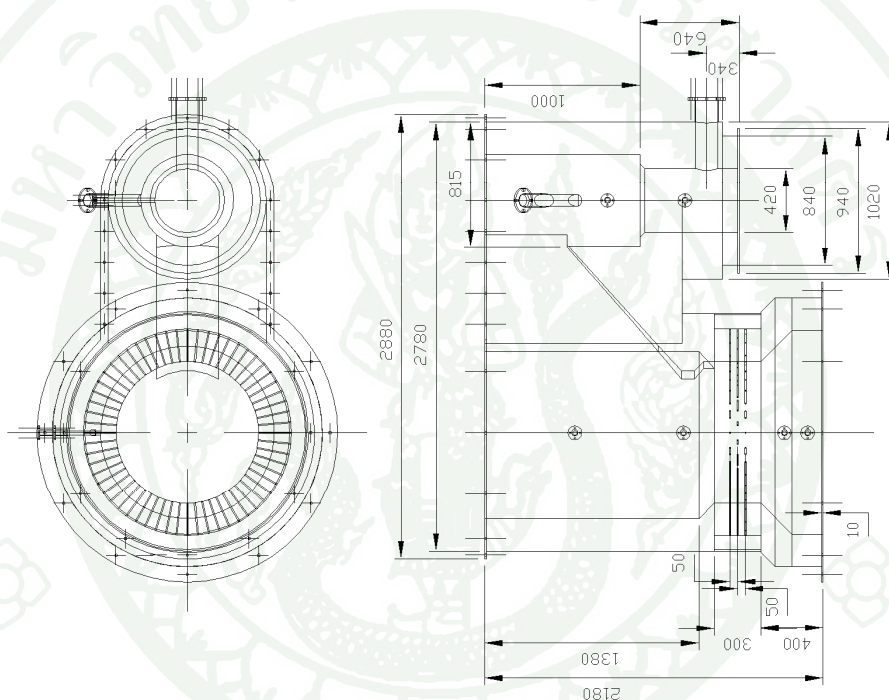
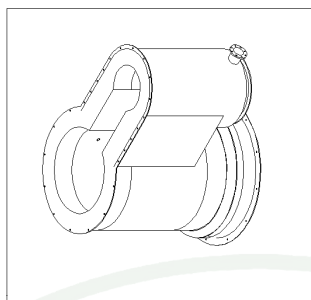
ภาพผนวกที่ ข8 แสดงรายการชิ้นส่วนของเตาส่วนผลิตก๊าซ

ตารางผนวกที่ ข2 แสดงรายการชิ้นส่วนของเตาส่วนผลิตก๊าซ

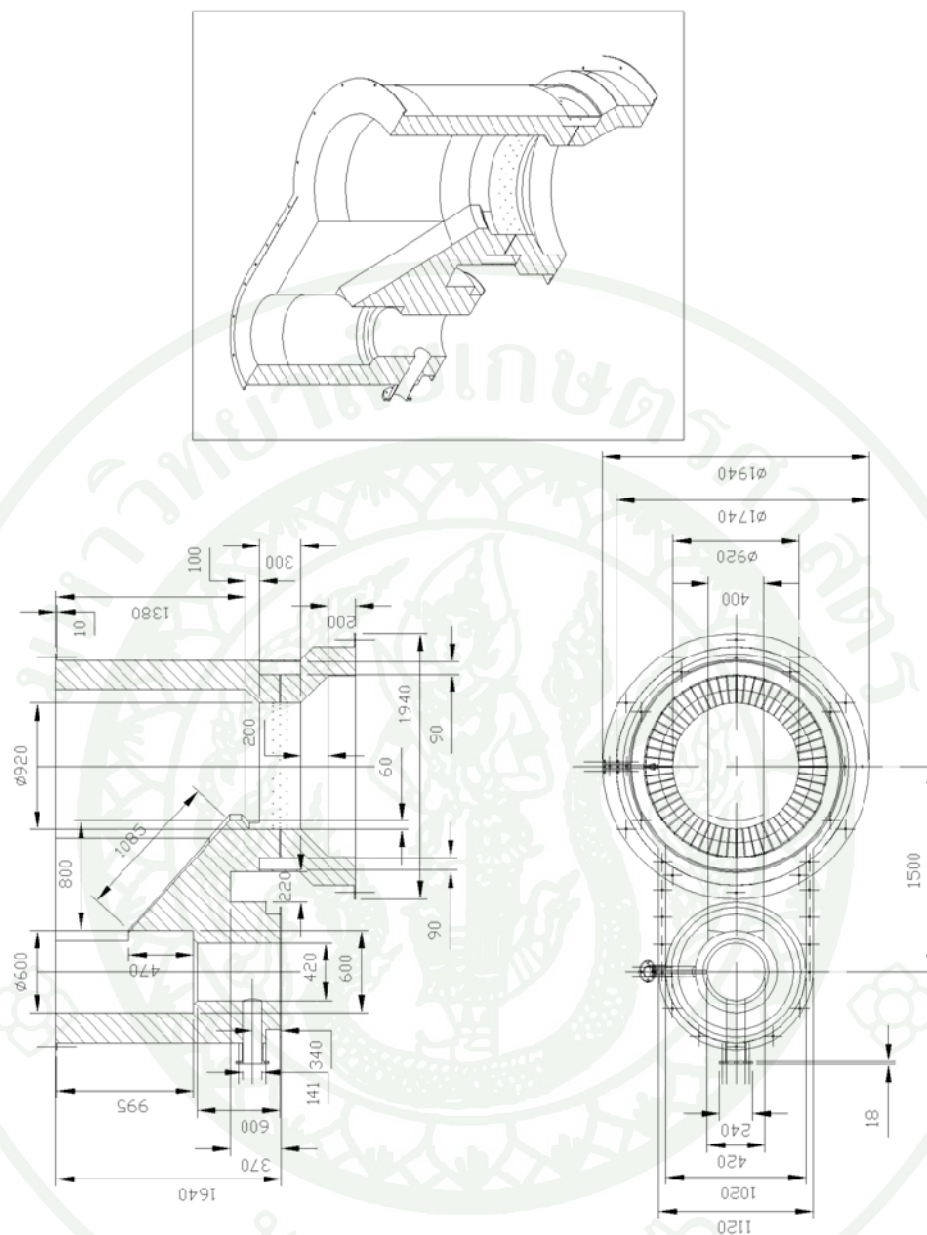
ลำดับที่	รายการ
1	เตาส่วนที่1
2	เตาส่วนที่2
3	เตาส่วนที่3
4	ข้อต่อช่องอากาศ
5	ถังรองถ้ำ 1
6	ถังรองถ้ำ 2
7	ท่อสกรูถ้ำถ้ำ
8	ถังระบายก๊าซ 1
9	ถังระบายก๊าซ 2
10	ไซโคลนคักฝุ่น
11	ตะแกรงรองเบด
12	ใบปาดถ้ำ
13	สกรูถ้ำถ้ำ



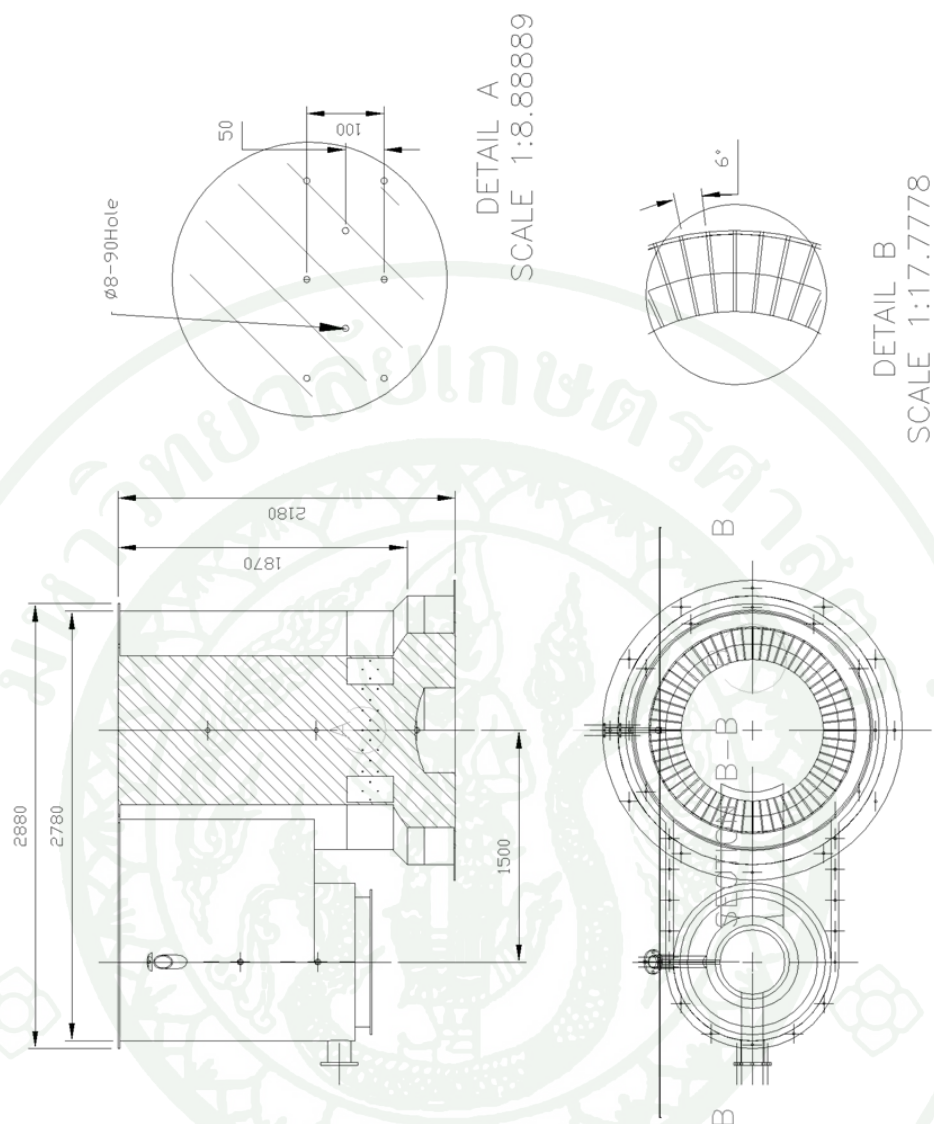
ภาพผนวกที่ ข๑ แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 1 (มุมมองที่ 1)



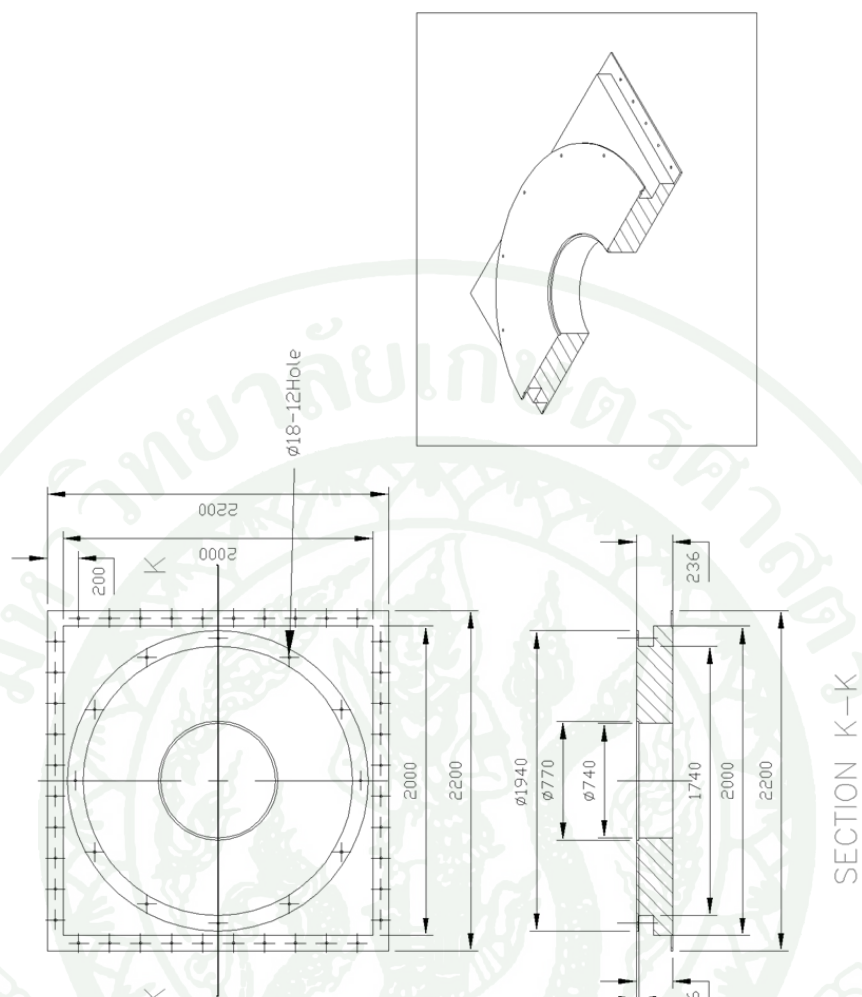
ภาพผนวกที่ ข10 แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 1 (มุมมองที่ 2)



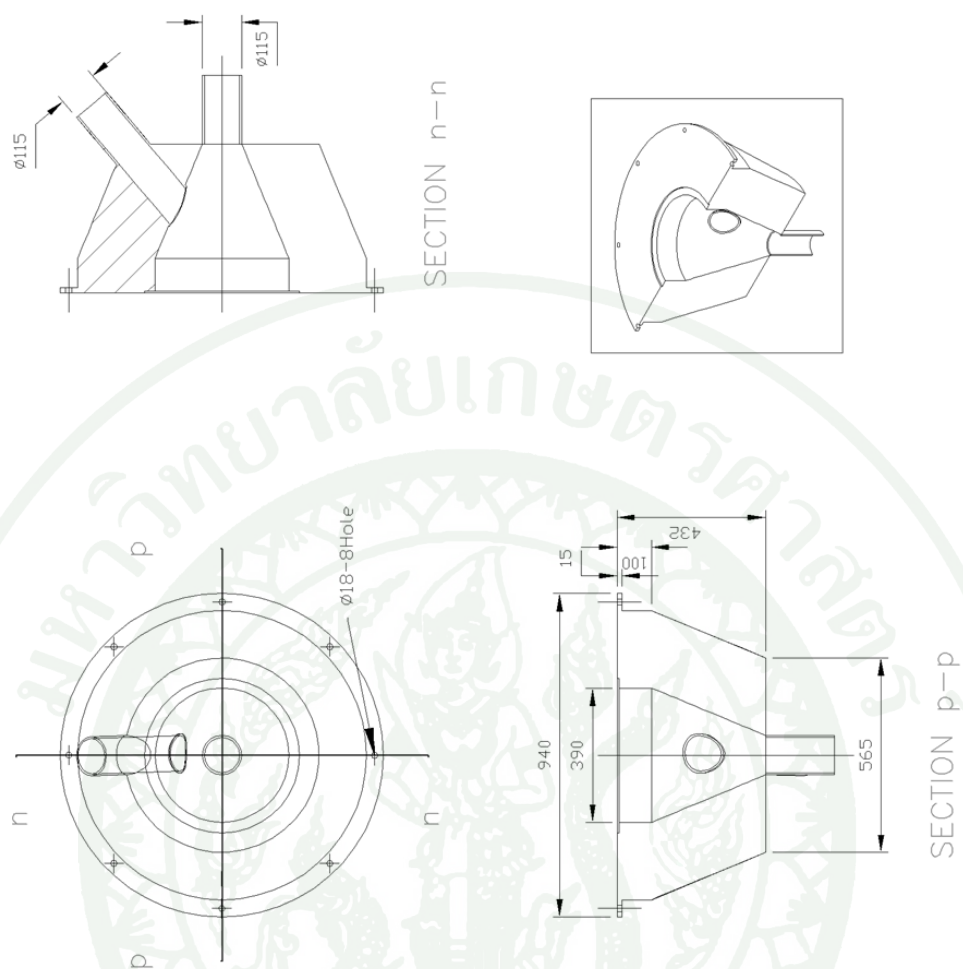
ภาพผนวกที่ ข11 แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 1 (มุมมองที่ 3)



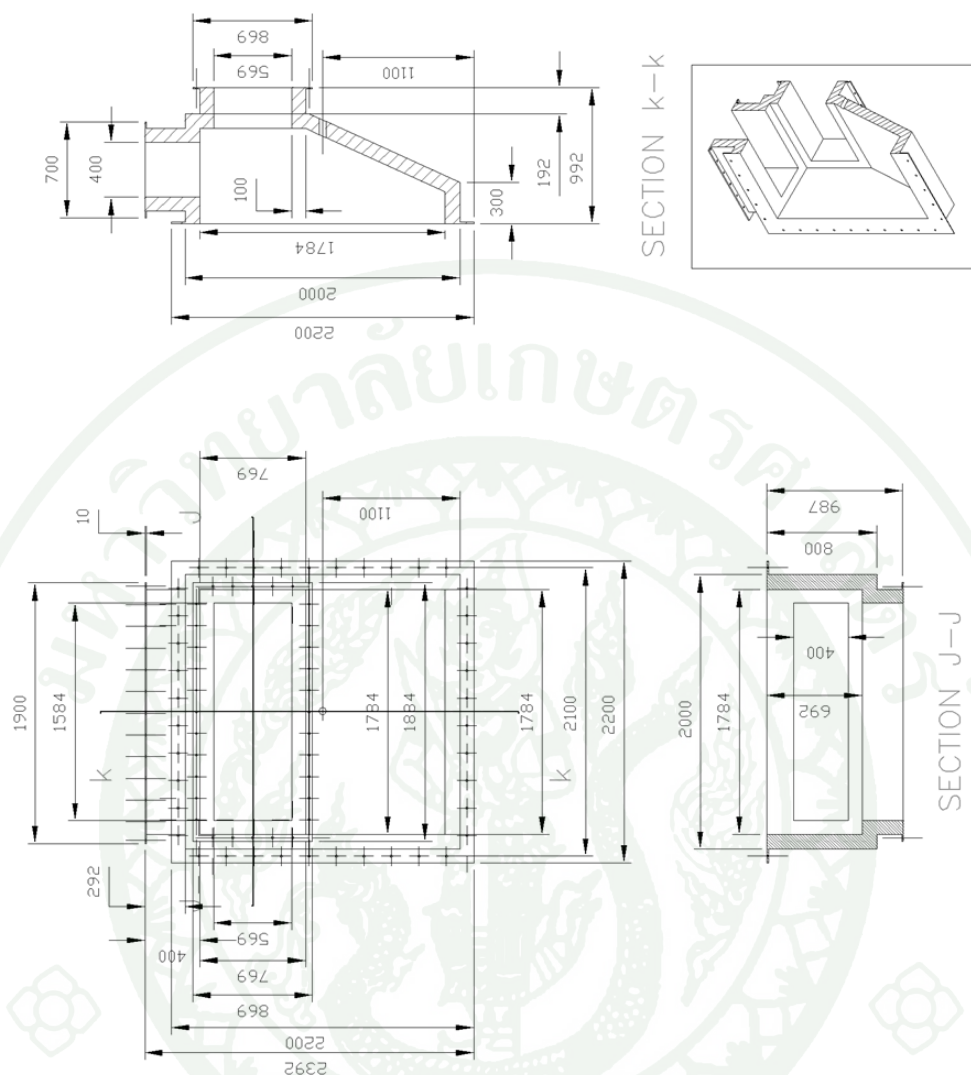
ภาพผนวกที่ ข12 แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 1 (มุมมองที่ 4)



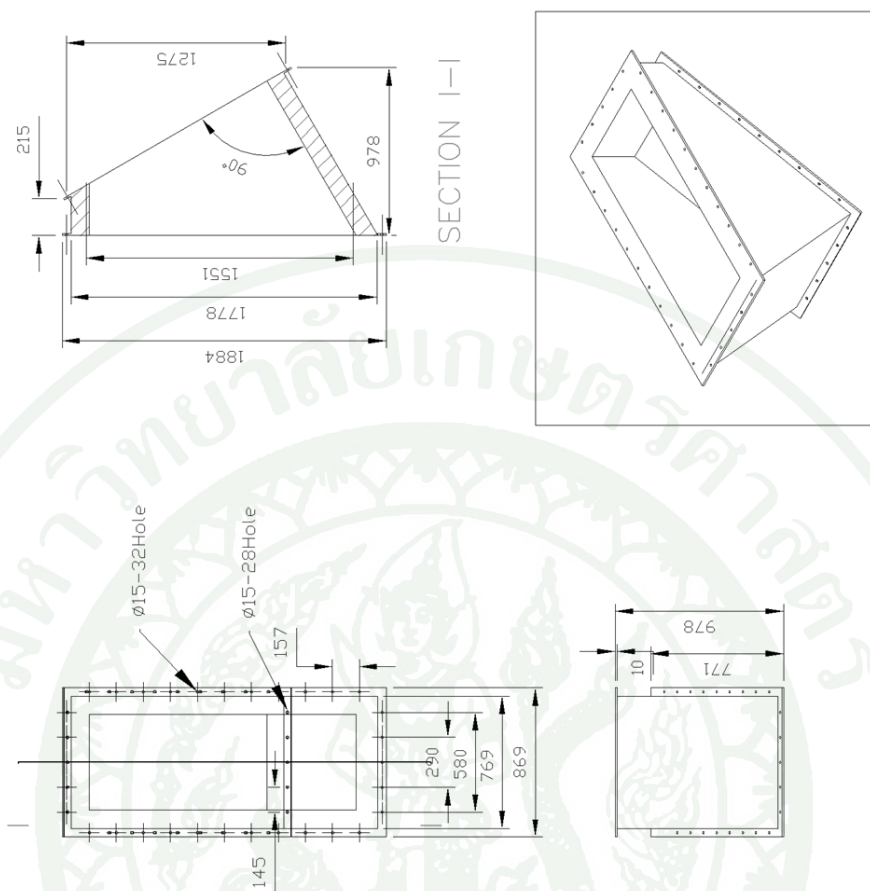
ภาพผนวกที่ ข14 แสดงรายละเอียดของเตาส่วนที่ 3



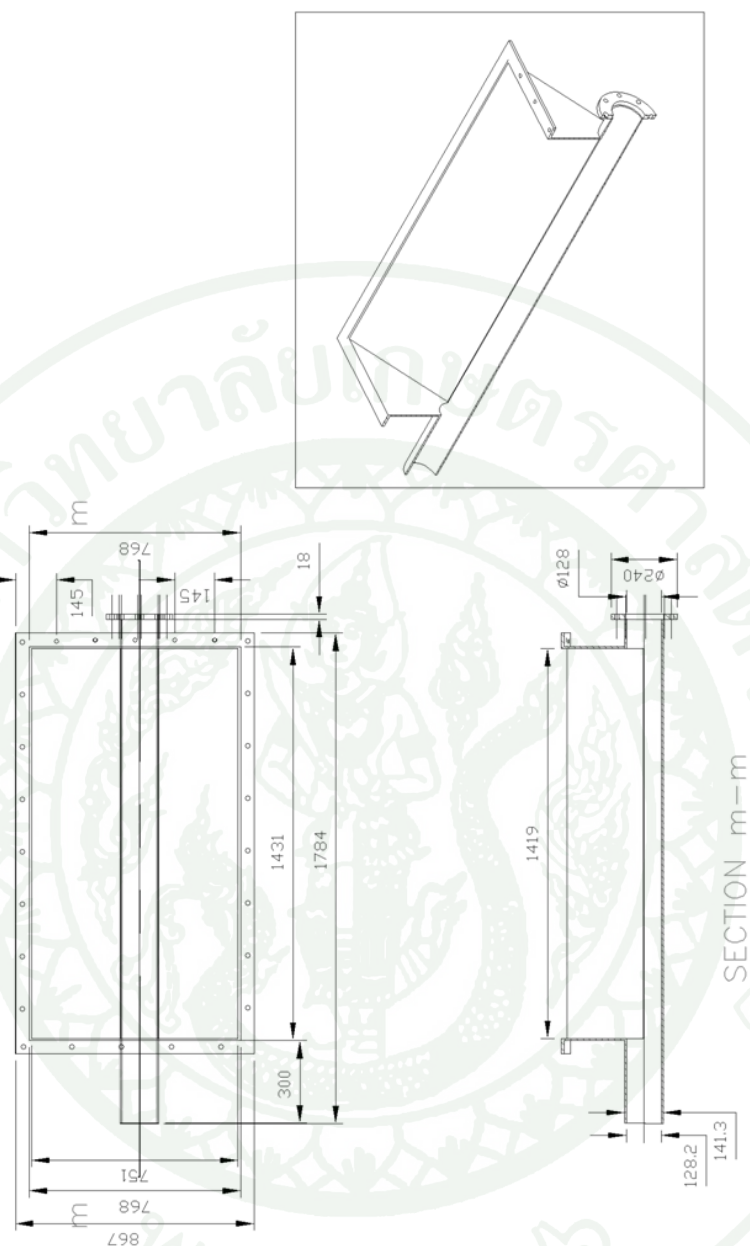
ภาพผนวกที่ ข15 แสดงรายละเอียดของข้อต่อช่องอากาศ



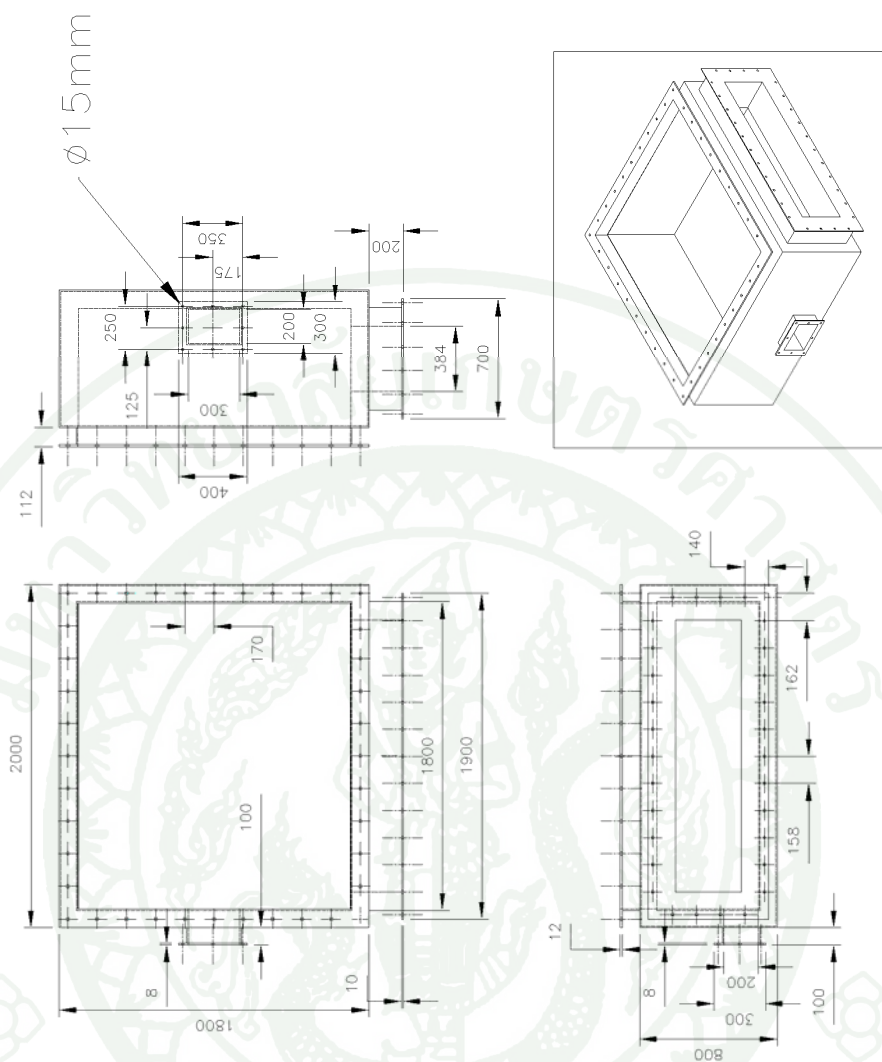
ภาพผนวกที่ ข16 แสดงรายละเอียดของถังรองน้ำ 1



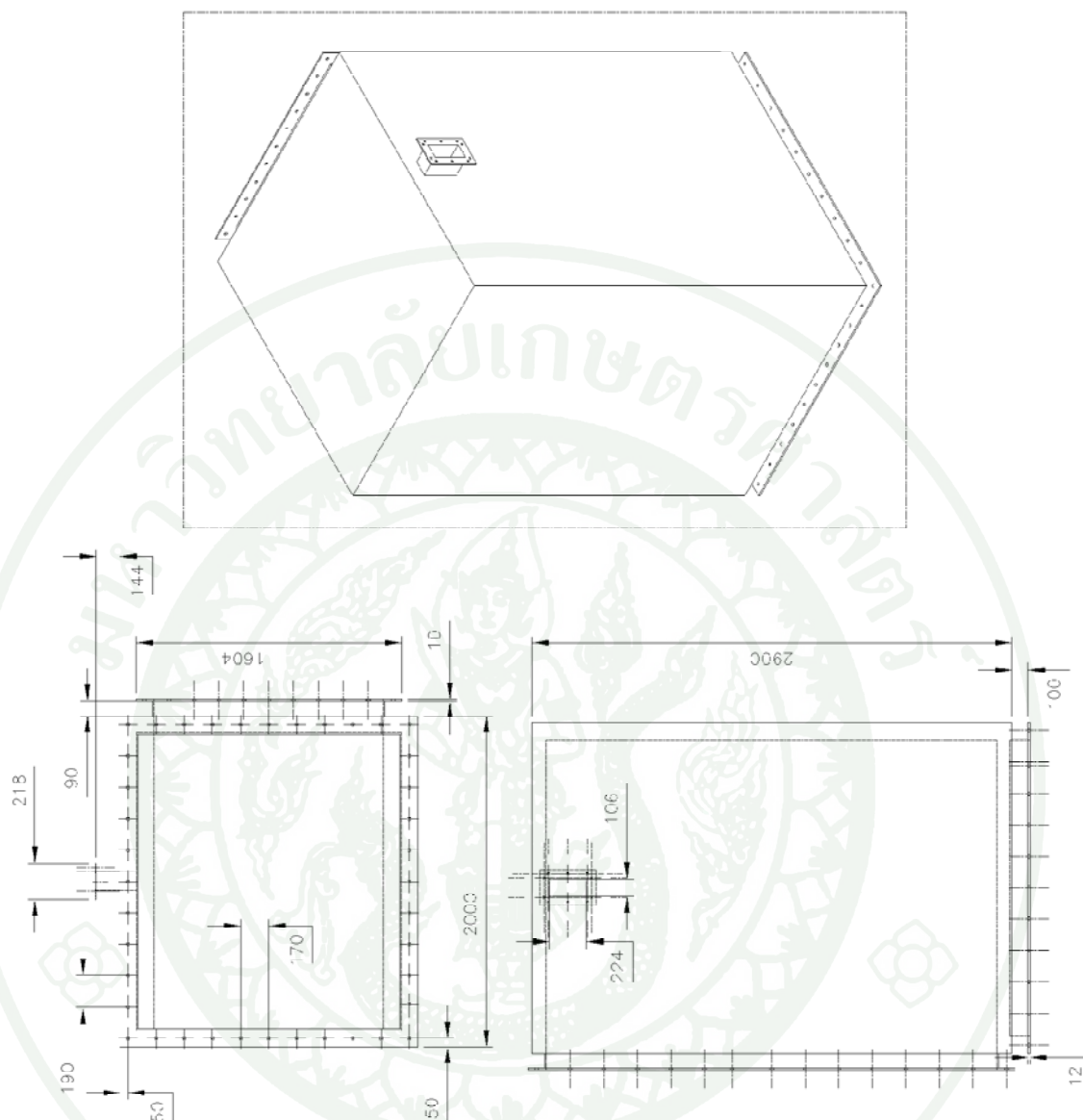
ภาพผนวกที่ ข17 แสดงรายละเอียดของถังรองเก็บ 2



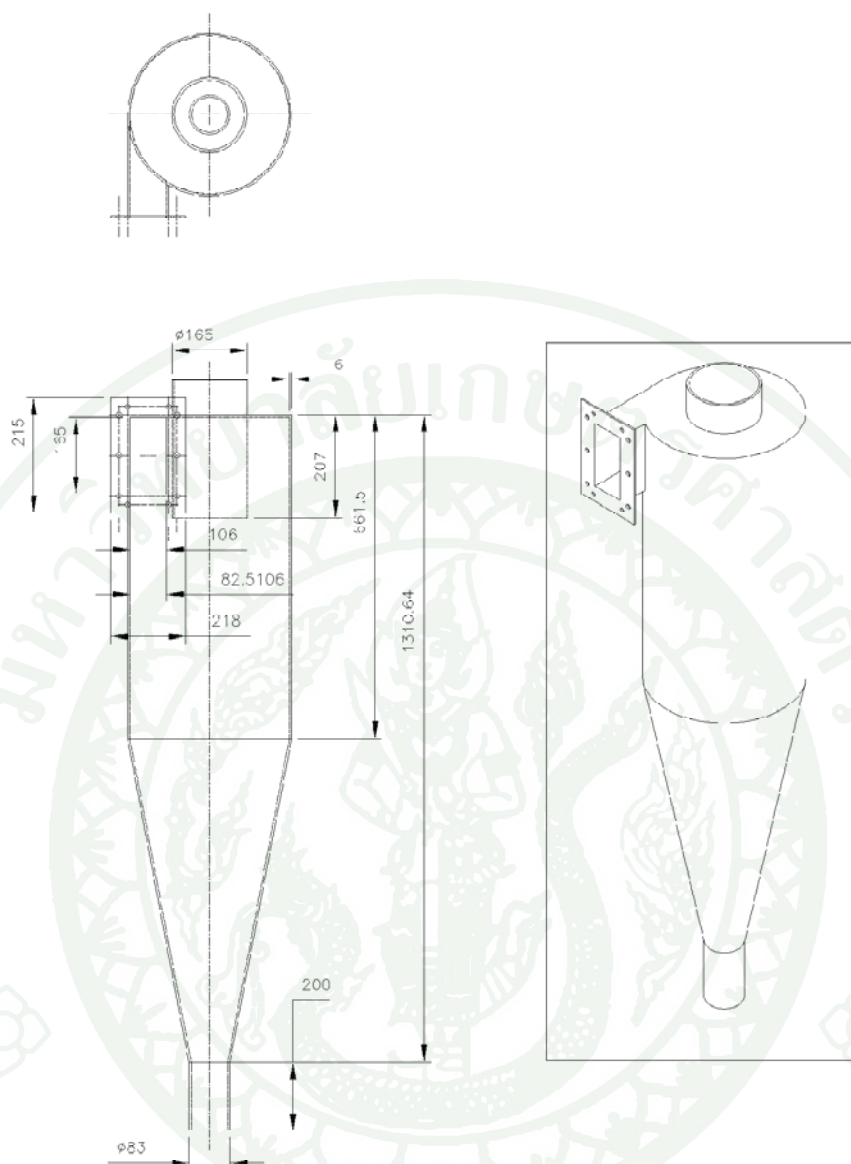
ภาพผนวกที่ ข18 แสดงรายละเอียดของท่อสกรูภายใน



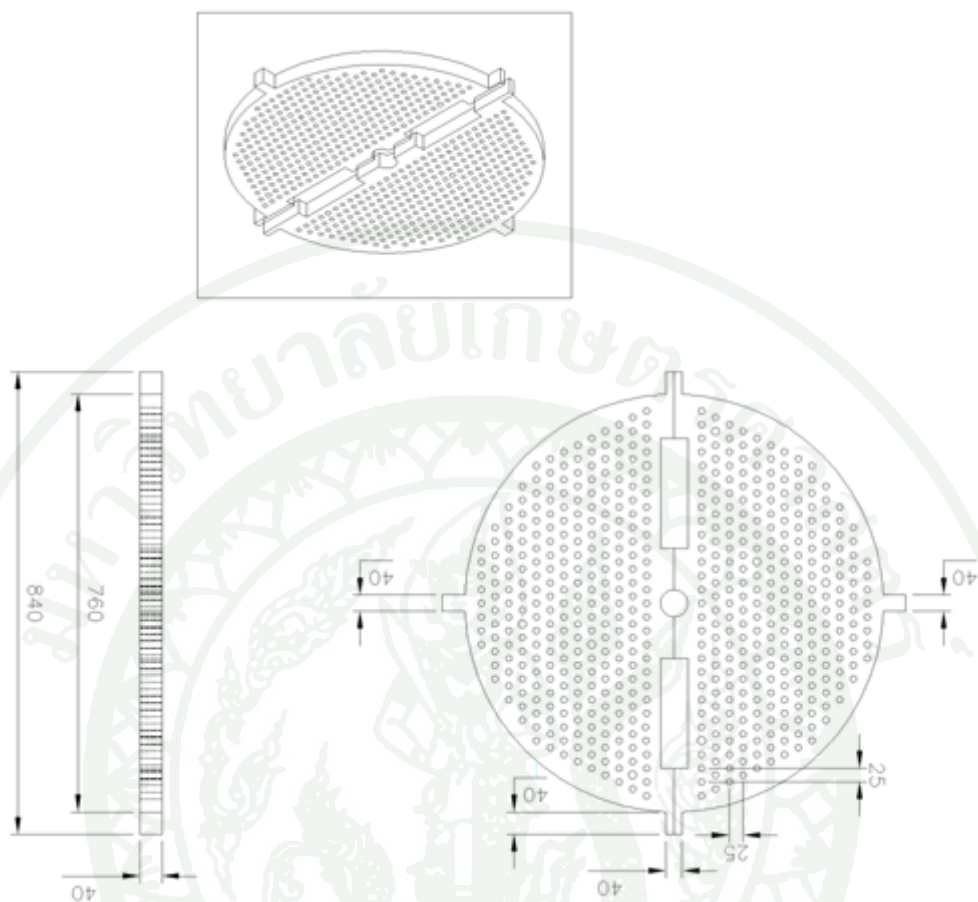
ภาพผนวกที่ ข19 แสดงรายละเอียดของถังระบายน้ำ 1



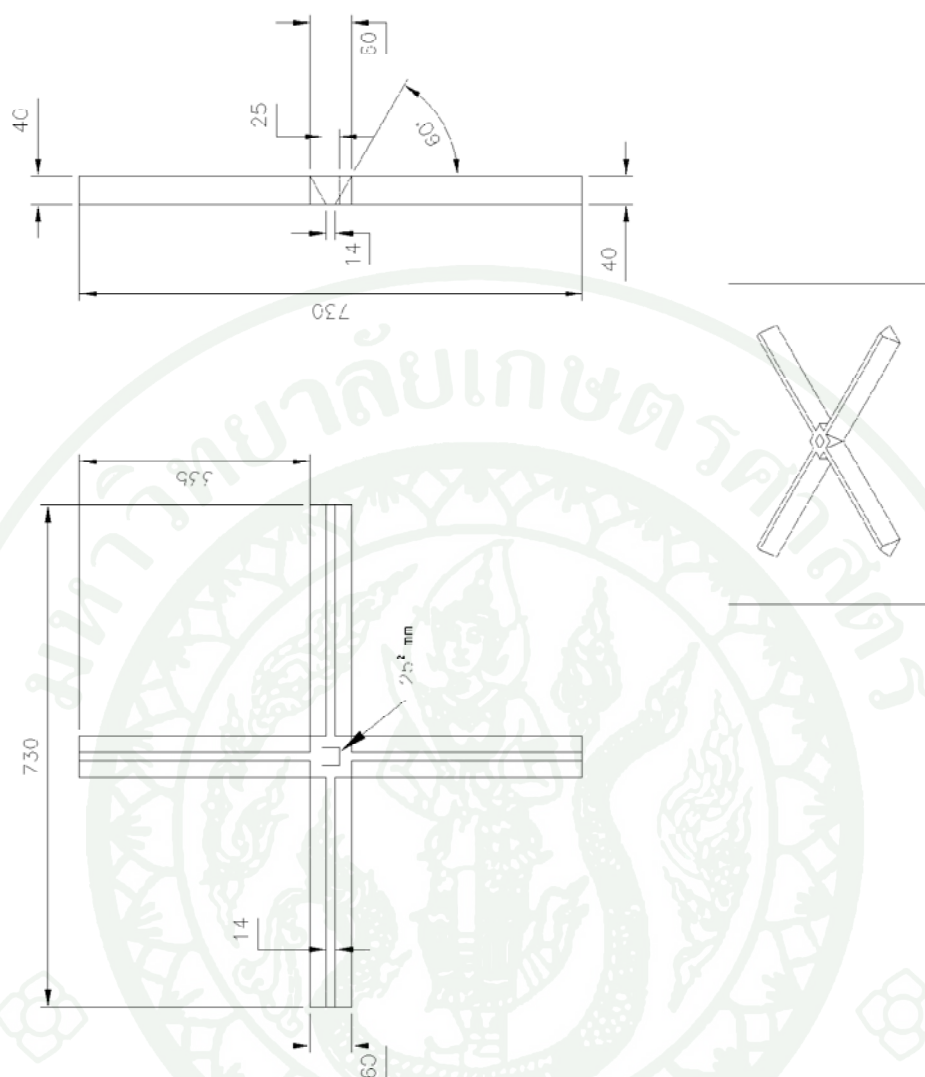
ภาพผนวกที่ ข20 แสดงรายละเอียดของถังระบายน้ำ 2



ภาพผนวกที่ ข21 แสดงรายละเอียดของโซโคลดักฝุ่น



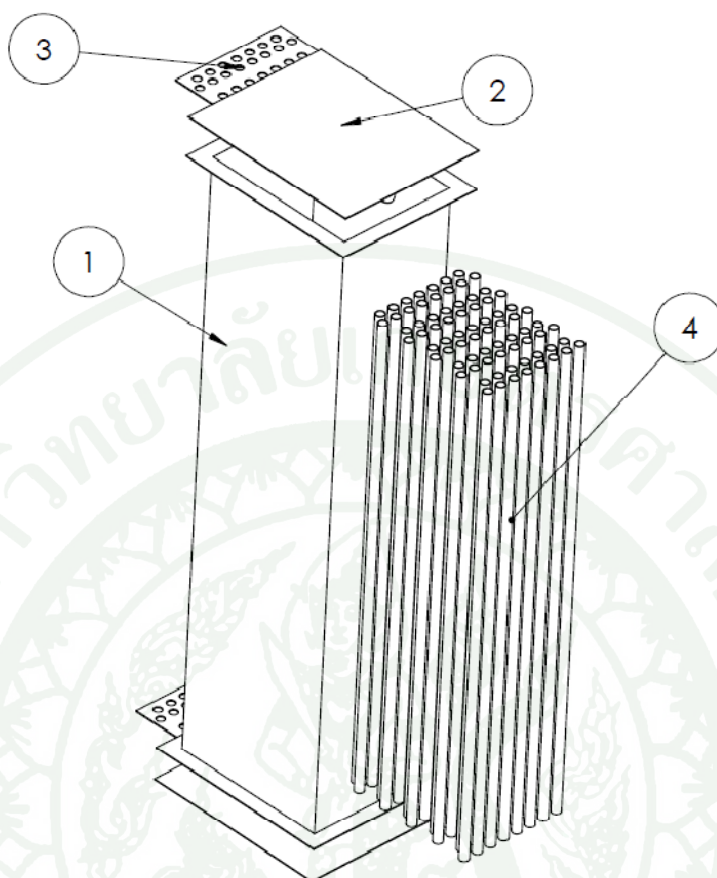
ภาพผนวกที่ ข22 แสดงรายละเอียดของตะแกรงรองเบด



ภาพผนวกที่ ข23 แสดงรายละเอียดของใบปาดเท้า



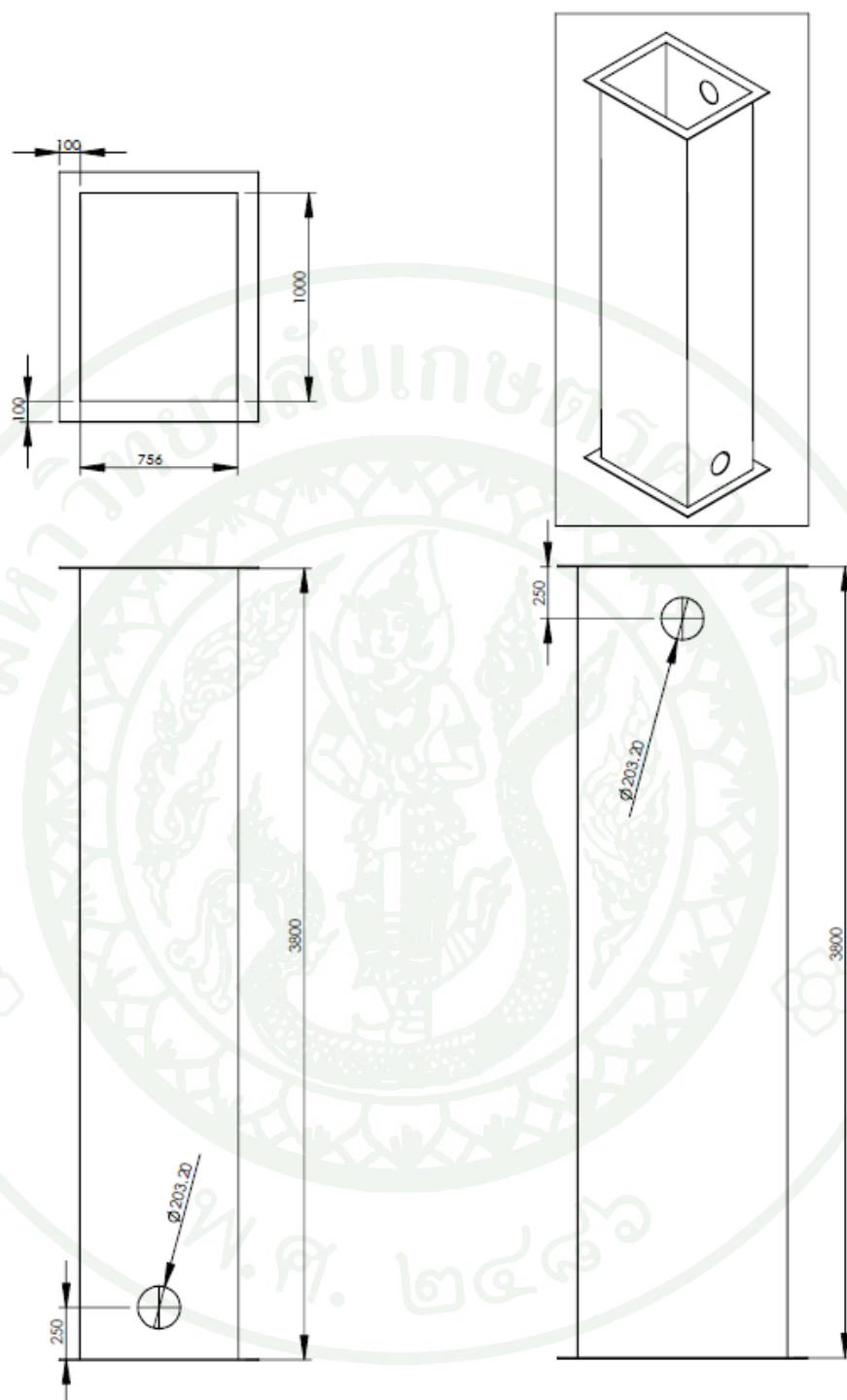
ภาพผนวกที่ ข24 แสดงรายละเอียดของสกรูภายใน



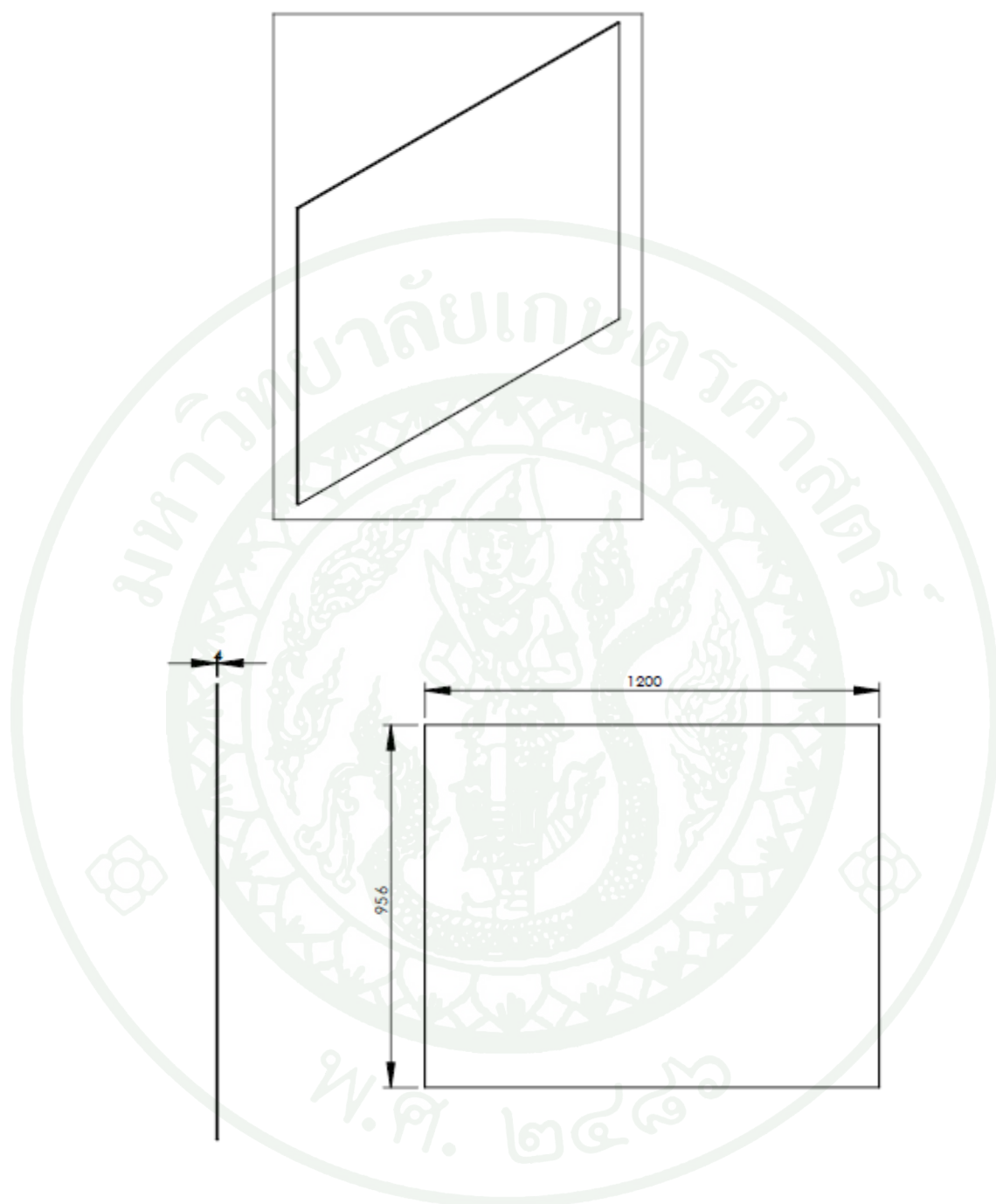
ภาพผนวกที่ ข25 แสดงรายการชิ้นส่วนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ตารางผนวกที่ ข3 แสดงรายการชิ้นส่วนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

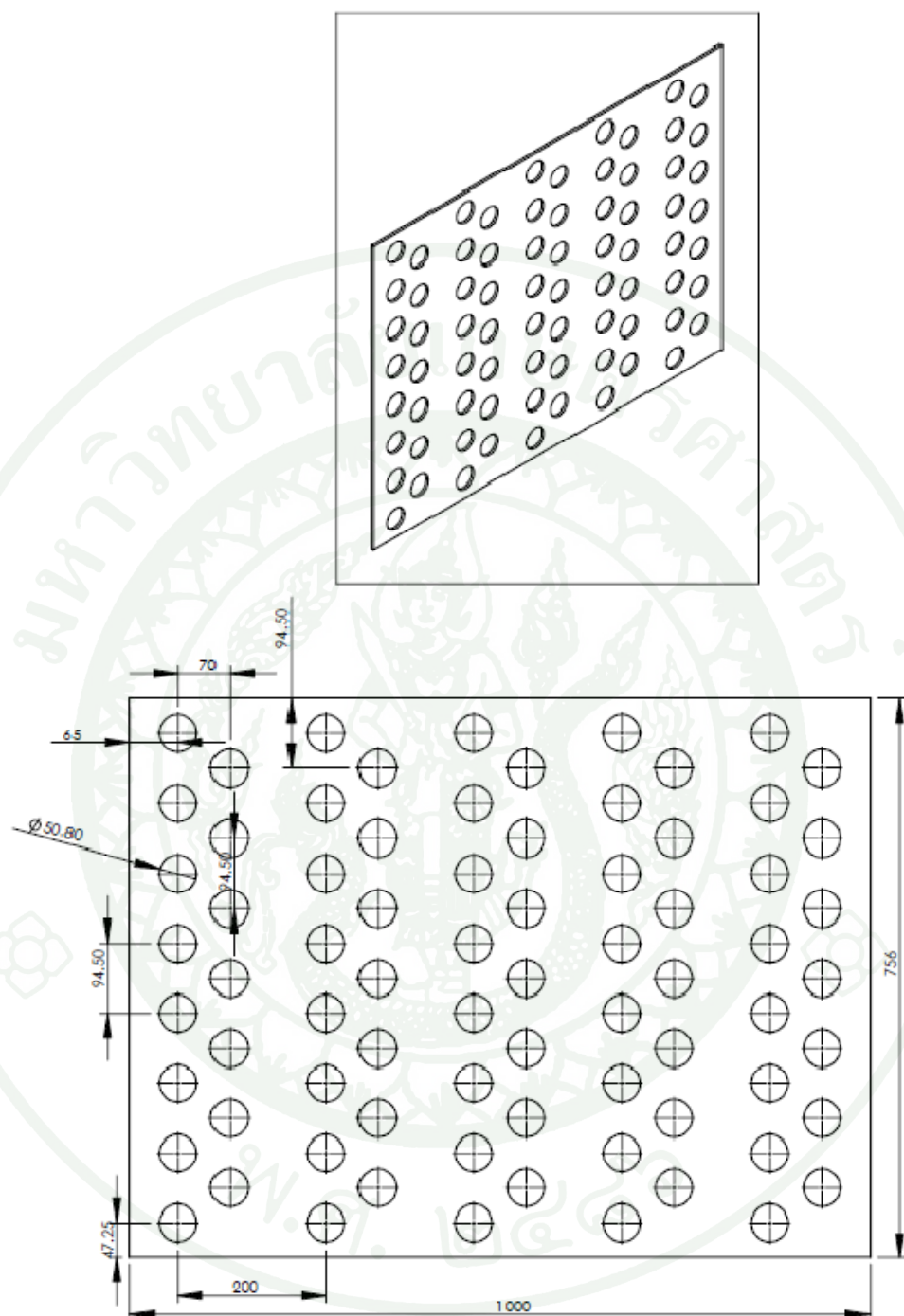
ลำดับที่	รายการ	จำนวน
1	เปลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	1
2	ฝาปิด	2
3	แผ่นกั้น	2
4	ท่อเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	75



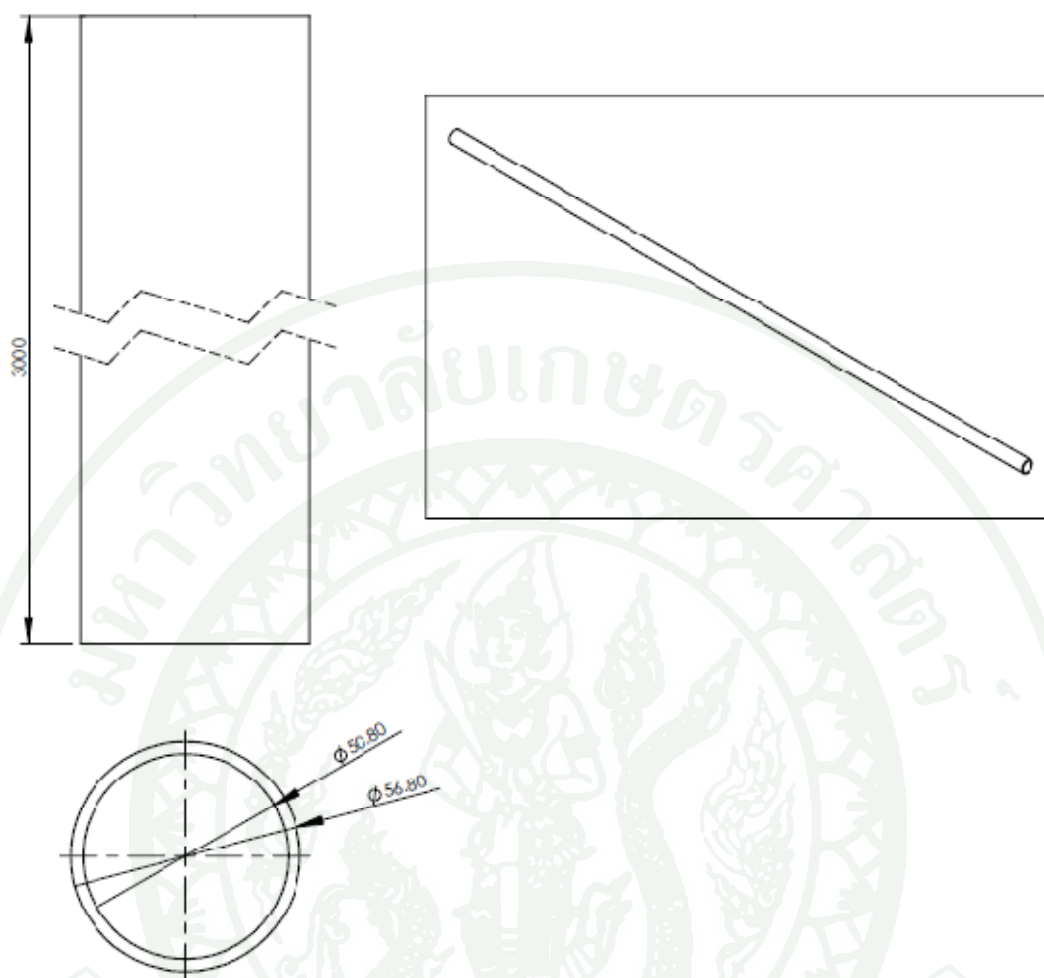
ภาพผนวกที่ ข26 แสดงรายละเอียดของเปลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน



ภาพผนวกที่ ข27 แสดงรายละเอียดของฝ้าปิด



ภาพผนวกที่ ข28 แสดงรายละเอียดของแผ่นกัน



ภาพผนวกที่ ข29 แสดงรายละเอียดของท่อเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ประวัติการศึกษาและการทำงาน

ชื่อ-นามสกุล	นายชโลมศักดิ์ แต่งงาม
วัน เดือน ปี ที่เกิด	2 มีนาคม พ.ศ. 2528
สถานที่เกิด	จังหวัดอ่างทอง
ประวัติการศึกษา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต มหาวิทยาลัยเอเชียอาคเนย์ พ.ศ. 2550
ตำแหน่งหน้าที่การงานปัจจุบัน	-
สถานที่ทำงานปัจจุบัน	-
ทุนการศึกษาที่ได้รับ	-