



ใบรับรองวิทยานิพนธ์

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมเครื่องกล)

ปริญญา

วิศวกรรมเครื่องกล

วิศวกรรมเครื่องกล

สาขา

ภาควิชา

เรื่อง การออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น

Design and Testing of an Updraft Biomass Gasifier

นามผู้วิจัย นายกิจจา กิรสมุทรานนท์

ได้พิจารณาเห็นชอบโดย

ประธานกรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์วิชัย ศิวะโกศิษฐ์, Ph.D.)

กรรมการ

(รองศาสตราจารย์เกียรติไกร आयวัฒน์, วศ.ม.)

กรรมการ

(รองศาสตราจารย์ชารังรัตน์ มุ่งเจริญ, Ph.D.)

หัวหน้าภาควิชา

(รองศาสตราจารย์ชวลิต กิตติชัยการ, Ph.D.)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์รับรองแล้ว

(รองศาสตราจารย์กัญญา วีระกุล, D.Agr.)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

วันที่ เดือน พ.ศ.

วิทยานิพนธ์

เรื่อง

การออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น

Design and Testing of an Updraft Biomass Gasifier

โดย

นายกิจจา กิรสมุทรานนท์

เสนอ

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

เพื่อความสมบูรณ์แห่งปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมเครื่องกล)

พ.ศ. 2552

กิจจา กิรสมุทรานนท์ 2552: การออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น
ปฏิกูญวศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมเครื่องกล) สาขาวิศวกรรมเครื่องกล
ภาควศววิศวกรรมเครื่องกล ประธานกรรมการที่ปรศษา:
ผู้ช่วยศาสตราจารย์วศย ศวระ โกลศยฐ, Ph.D. 86 หน้า

งานวศยนี้เป็นการออกแบบและทดสอบเตาผลตกาซแบบไหลขึ้นเพื่อใช้แทนเตาพ่นใน
กระบวนการอบปุ๋ยอินทรศ ผลจากงานวศยแสดงให้เห่นว่าการใช้เตาผลตกาซชีววมวลแบบไหลขึ้น
โดยมียางพาราเป็นเชื้อเพลิง มีศกยภาพในการลดปรมาณการใช้เชื้อเพลิงในกระบวนการอบปุ๋ยได้
ถึง 44.26% เม่อเทียบกับเตาพ่นแบบเดิม

จากผลการวศยพบว่ไมยางพาราเป็นเชื้อเพลิงที่เหมาะสมกับเตาผลตกาซชีววมวลแบบ
ไหลขึ้นมากที่สดุโดยมีประลศภาพทางความร้อนประมาณ 90% โดยกาซชีววมวลที่ผลตได้มีอัตรา
การให้ความร้อนประมาณ 82 kW มีอัตราการใช้เชื้อเพลิงประมาณ 28 กิโลกรัมต่อช่วโมงต่อเห่น
เตา

ลายมือชื่อนลศต

ลายมือช่อประธานกรรมการ

Kitja Kirasmutranont 2009: Design and Testing of an Updraft Biomass Gasifier.
Master of Engineering (Mechanical Engineering), Major Field:
Mechanical Engineering, Department of Mechanical Engineering. Thesis Advisor:
Assistant Professor Wichai Siwakosit, Ph.D. 86 pages.

The design and testing of an updraft biomass gasifier to replace a conventional furnace for drying of organic fertilizer is shown in this thesis. The outcomes of this research suggest that a utilization of this gasifier has a potential of 44.26 % reduction of fuel quantity compared to that of a conventional furnace.

The results has indicated that a para rubber wood (*Hevea Brasiliensis*) is the most appropriate fuel to use with this gasifier and yields 90 % thermal efficiency with 82 kW heating rate from producer gas. The wood consumption rate is approximately 28 kg/hr.

Student's signature

Thesis Advisor's signature

___ / ___ / ___

กิตติกรรมประกาศ

ข้าพเจ้าขอกราบขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วิชัย ศิวะโกศิษฐ์ ประธานกรรมการที่ปรึกษา ที่ได้ช่วยเหลือในการวางแผนวิทยานิพนธ์ในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ ตลอดจนการให้คำปรึกษา แนะนำและตรวจแก้ไขข้อบกพร่องต่าง ๆ และขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ เกียรติไกร อายุวัฒน์ กรรมการที่ปรึกษาวิชาเอก รองศาสตราจารย์ ดร.ธำรงรัตน์ มุ่งเจริญ กรรมการที่ปรึกษา วิชารอง ที่กรุณาให้คำปรึกษาแนะนำและช่วยเหลือในการทำวิทยานิพนธ์ให้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอขอบพระคุณสถาบันวิจัยและพัฒนาแห่งมหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ที่อนุมัติทุนวิจัยจาก โครงการวิจัยทุนอุดหนุนวิจัย มก.รหัส ส-ข (วศ) 33-47 เพื่อสร้างเตาผลิตก๊าซชีววมวลที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้

ขอขอบพระคุณ คุณอรธวุทธิ์ รื่นเรใจ แห่งศูนย์ปฏิบัติการวิศวกรรมพลังงานและสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตกำแพงแสน ที่ให้คำปรึกษา และช่วยเหลือ ในการเดินเครื่องเตาผลิตก๊าซชีววมวล และขอบพระคุณ ศูนย์ปฏิบัติการวิศวกรรมพลังงานและสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตกำแพงแสนที่เอื้อเฟื้อสถานที่ในการทดลองเตาผลิตก๊าซชีววมวล

ขอขอบพระคุณ บริษัท สักคี่สยาม อินเตอร์เนชั่นแนล จำกัด ที่เอื้อเฟื้อข้อมูลอันเป็นประโยชน์ เพื่อทดลองและหาผลเปรียบเทียบปริมาณการใช้เชื้อเพลิง

ขอขอบพระคุณ คุณพ่อ คุณแม่ รวมไปถึงญาติๆ และเพื่อน ๆ ทุกคนที่คอยให้ความช่วยเหลือและกำลังใจ ซึ่เเนะและสนับสนุนการทำวิทยานิพนธ์

และขอขอบคุณ พี่พัชรินทร์ วรรณกุล ที่คอยให้คำปรึกษา และอรรถพร สกุลสม (น้องโอม) ที่คอยเป็นกำลังในยามยากจนสำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

กিজา กิรสมุทรานนท์

เมษายน 2552

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(1)
สารบัญตาราง	(2)
สารบัญภาพ	(3)
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ	(5)
คำนำ	1
วัตถุประสงค์	3
การตรวจเอกสาร	4
อุปกรณ์และวิธีการ	33
อุปกรณ์	33
วิธีการ	39
ผลการศึกษาและวิจารณ์	41
สรุปและข้อเสนอแนะ	53
สรุป	53
ข้อเสนอแนะ	54
เอกสารและสิ่งอ้างอิง	56
ภาคผนวก	58
ภาคผนวก ก ตัวอย่างการคำนวณ	59
ภาคผนวก ข ขนาดของเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น	85
ประวัติการศึกษา และการทำงาน	87

สารบัญตาราง

ตารางที่		หน้า
1	ความต้องการปุ๋ยในโตรเจนของโลก	4
2	องค์ประกอบและค่าความร้อนของก๊าซ จากเตาผลิตก๊าซชีววมวลจากไม้	18
3	อัตราส่วน โดยมวลของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง	32
4	ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชนิดต่างๆ จากบอมบ์แคลอริมิเตอร์เทียบกับแหล่งอื่น	43
5	ผลิตภัณฑ์ของการเผาไหม้ด้วยปริมาณอากาศเพียงพอ	44
6	อัตราการไหลของอากาศที่ ๑ ต่างๆ	45
7	เส้นผ่านศูนย์กลางของเตาผลิตก๊าซ	46
8	ผลการทดลองต้มน้ำ 5 ลิตรด้วยเชื้อเพลิงชนิดต่างๆ	48
9	ปริมาณที่ใช้และค่าพลังงานที่ได้ของเชื้อเพลิงแต่ละชนิด	49
10	ค่าที่ใช้ในจากการออกแบบกับค่าที่ได้จากการทดลองจริง	51
11	ปริมาณเชื้อเพลิงที่คาดว่าจะใช้และต้นทุนเชื้อเพลิงของเชื้อเพลิงแต่ละชนิด เมื่อติดตั้งเตาผลิตก๊าซแบบไหลขึ้น 6 เตาทดแทนเตาเดิม 1 เตา	52
ตารางผนวกที่		
ก1	อุณหภูมิน้ำจากการทดลองด้วยไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิง	64
ก2	อุณหภูมิน้ำจากการทดลองด้วยกะลามะพร้าว ,กะลาปาล์ม และยูคาลิปตัส	68

สารบัญภาพ

ภาพที่		หน้า
1	การลุกลามของเปลวไฟที่ลั่นออกจากเตาเผา	2
2	เปลวไฟที่ลามออกมานอกเตาทำให้สูญเสียพลังงาน	2
3	ขั้นตอนกระบวนการผลิตปุ๋ย	5
4	งานปั้นปุ๋ย	6
5	ลักษณะของท่ออบปุ๋ย	7
6	ลักษณะของแผ่นเหล็กที่วางเรียงตัวกันภายในท่ออบปุ๋ย	7
7	ลักษณะภายในของเตาเผาไม้ฟืน	8
8	ลักษณะภายนอกของเตาเผาไม้ฟืน	9
9	ลักษณะโครงสร้างของเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น	22
10	ลักษณะโครงสร้างของเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลลง	23
11	ลักษณะโครงสร้างของเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลตัดขวาง	24
12	ลักษณะโครงสร้างของเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบฟลูอิดไคซ์เบด	25
13	ประเภทของคอกขวดภายในเตาผลิตก๊าซ	27
14	ขั้นตอนการออกแบบเตาผลิตก๊าซ	28
15	ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้ที่ ๑ ต่างๆ	31
16	ส่วนประกอบภายนอกของบอมบ์แคลอริมิเตอร์	34
17	ค่าความแตกต่างของเทอร์โมคัปเปิลแต่ละชนิด	34
18	ลักษณะการตอบสนองของเทอร์โมคัปเปิลแต่ละชนิด	35
19	เครื่องวัดปริมาณทางไฟฟ้าที่ใช้ในงานวิจัยนี้	36
20	ลักษณะของอุปกรณ์จ่ายลม	36
21	ลักษณะของวาล์วปิด-เปิด (shut off valve)	37
22	อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของลมชนิดออริฟิศ (orifice)	37
23	อุปกรณ์ชั่งน้ำหนัก (load cell)	38
24	ตำแหน่งและลักษณะการติดตั้ง Load cell	40
25	รูปแบบการไหลของอากาศภายในเตาผลิตก๊าซชีววมวล	46

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
26	ลักษณะของเตาผลิตก๊าซชีววมวลเมื่อสร้างแล้วเสร็จ	47
27	ลักษณะวันก่อนที่จะก๊าซชีววมวลจะติดไฟ	47
28	ลักษณะเปลวเพลิงที่ได้จะก๊าซชีววมวล	48
29	การต้มน้ำเพื่อหาปริมาณการใช้เชื้อเพลิงแต่ละชนิด	48
30	การเปรียบเทียบปริมาณพลังงานที่ได้จากเชื้อเพลิงแต่ละชนิดเมื่อทดสอบกับเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้นตัวเดียวกัน	49
31	การเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายด้านเชื้อเพลิงแต่ละชนิดเมื่อทดสอบกับเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้นตัวเดียวกัน	50
ภาพผนวกที่		
ก1	อุณหภูมิของน้ำในถังแคลอริมิเตอร์จากการทดลองครั้งที่ 1	65
ก2	อุณหภูมิของน้ำในถังแคลอริมิเตอร์จากการทดลองครั้งที่ 2	65
ก3	อุณหภูมิของน้ำในถังแคลอริมิเตอร์จากการทดลองครั้งที่ 3	66
ข1	ลักษณะตัวเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น	86

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

B	=	ฮาร์ทโทโหลด (Hearth load : $\text{m}^3/\text{cm}^2\text{-hr}$)
\dot{Q}	=	อัตราการความร้อนที่ถ่ายเทสู่วัตถุ (kW)
\dot{m}	=	อัตราการมวลวัตถุ (kg/s)
c	=	ค่าความร้อนจำเพาะของวัตถุ (kJ/kg-K)
ΔT	=	อุณหภูมิที่เปลี่ยนไป (K)
L	=	ค่าความร้อนแฝงจำเพาะของการกลายเป็นไอของน้ำ (kJ/kg)
Q_{conv}	=	อัตราการความร้อนที่สูญเสียจากการพาความร้อนออกจากท่ออบปฏึก (W)
D	=	เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของท่ออบปฏึก (m)
L_{cyl}	=	ความยาวท่ออบปฏึก (m)
$(h_m)_{cyl}$	=	ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อนภายในท่อทรงกระบอก ($\text{W}/\text{m}^2\text{-K}$)
T_w	=	ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในท่ออบปฏึก (K)
T_∞	=	ค่าอุณหภูมิจนบรรยากาศภายนอกโดยรอบเตา (K)
T_f	=	ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในและภายนอกโดยรอบเตา (K)
Gr	=	เลขกราชอฟ (Grashof Number)
g	=	ค่าความเร่งโน้มถ่วงมีค่า 9.81 m/s^2
β	=	ค่าสัมประสิทธิ์การขยายตัวมีค่า $\frac{1}{T_f}$ (K^{-1})
ν	=	ค่าความหนืดคินเนแมติก (m^2/s)
Ra	=	เลขเรย์ลี (Rayleigh Number)
Pr	=	เลขเพรนต์เทิล (Prandtl Number)
Nu	=	เลขนัสเซล (Nusselt Number)
k	=	ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน ($\text{W}/\text{m-K}$)
\dot{Q}_{air}	=	อัตราการไหลของอากาศ (m^3/s)
K_0	=	สัมประสิทธิ์การไหลของอากาศ
A	=	พื้นที่คอคอดภายในมีค่า (cm^2)
Δp	=	ผลต่างความดันทั้งสองด้าน (N/m^2)
ρ_{air}	=	ค่าความหนาแน่นของอากาศ (kg/m^3)

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ (ต่อ)

ρ_{water}	=	ค่าความหนาแน่นของน้ำ (kg/m ³)
η_{th}	=	ประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซชีวมวล (%)
\dot{m}_{gas}	=	อัตราการไหลโดยมวลของก๊าซมีค่า (kg/s)
\dot{m}_{fuel}	=	อัตราการไหลโดยมวลของเชื้อเพลิงมีค่า (kg/s)
HV_{gas}	=	ค่าความร้อนของก๊าซมีค่า (kJ/kg)
HV_{fuel}	=	ค่าความร้อนของไม้เชื้อเพลิงมีค่า (kJ/kg)
ϕ	=	อัตราส่วนระหว่างปริมาณอากาศที่เผาไหม้พอดีต่ออากาศที่ใช้ในการเผาไหม้จริง
y_{CO}	=	ปริมาณโดยโมลของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นจริง
$y_{CO,\infty}$	=	ปริมาณโดยโมลของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นที่สภาวะสมบูรณ์

การออกแบบและทดสอบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น

Design and Testing of an Updraft Biomass Gasifier

คำนำ

ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ประเทศไทยเป็นประเทศที่มีทรัพยากรที่อุดมสมบูรณ์ พื้นที่ส่วนใหญ่ของประเทศจึงเป็นพื้นที่เกษตรกรรม ปริมาณการใช้ปุ๋ยในการเกษตรจึงมีปริมาณที่มากตามความต้องการของเกษตรกร ซึ่งทำให้เกิดการตั้งโรงงานผสมปุ๋ยภายในประเทศเป็นจำนวนมาก มีตั้งแต่ขนาดเล็กจนถึงขนาดใหญ่ โดยแต่ละโรงงานจะมีกระบวนการในการผลิตปุ๋ยที่คล้ายคลึงกัน โดยขึ้นอยู่กับขนาดของโรงงานว่ามีกำลังการผลิตมากน้อยแค่ไหน

ในการผสมปุ๋ยอินทรีย์ชนิดเม็ดในโรงงานผสมปุ๋ยขนาดเล็กในประเทศไทย ได้มีการใช้เตาอบแบบหมุน (rotary kiln) เพื่ออบเนื้อปุ๋ยที่ผ่านการผสมแล้วให้มีความชื้นอยู่ในช่วง ร้อยละ 3 ถึง 5 โดยน้ำหนัก ซึ่งจะทำให้เนื้อปุ๋ยที่ผสมแล้วไม่จับตัวกันเป็นก้อนเหมาะในการเก็บ และการนำไปใช้ (มุกดา, 2543) จากการสำรวจการใช้พลังงานในการอบปุ๋ยขั้นต้นของ บริษัท สักดิ์สยามอินเตอร์เนชั่นแนล จำกัด พบว่าทางโรงงานใช้ไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิงในการอบปุ๋ยประมาณวันละ 17,000 กิโลกรัม โดยการเผาไม้ยางพาราแล้วนำความร้อนที่ได้ไปใช้ในการอบปุ๋ยโดยตรง (direct heat) ซึ่งทำให้เกิดการสิ้นเปลืองพลังงานเชื้อเพลิงในส่วนนี้มาก เนื่องจากมีการสูญเสียในส่วนต่างๆ ซึ่งในสภาวะปัจจุบันที่ไม้ยางพาราหายากขึ้น และมีราคาสูงขึ้นจาก 750-850 บาทต่อตัน เป็น 950-1,100 บาทต่อตัน และยังมีแนวโน้มที่ราคาจะสูงขึ้นอีกในอนาคต เนื่องจากราคายางดิบที่ได้จากต้นมีราคาที่สูงขึ้นและเศษไม้ยางพารายังนำไปทำ MFD (medium density fiberboard) เพื่อไปใช้ในอุตสาหกรรมการผลิตเฟอร์นิเจอร์ซึ่งเป็นการเพิ่มมูลค่าของไม้ยางพาราให้มากกว่าการขายเป็นไม้พื้น

เตาเผาไม้พื้นที่ใช้้อยู่ภายใน บริษัท สักดิ์สยามอินเตอร์เนชั่นแนล จำกัด จะมีการสูญเสียพลังงานเปลวไฟที่ถูกลามออกมารายนอกเตาเผาทำให้เกิดการสูญเสียความร้อนที่จะนำไปใช้ในกระบวนการอบแห้งปุ๋ยดังภาพที่ 1 และ 2



ภาพที่ 1 การลุกลามของเปลวไฟที่ล้นออกจากเตาเผา



ภาพที่ 2 เปลวไฟที่ลามออกมานอกเตาทำให้สูญเสียพลังงาน

จากปัญหาดังกล่าวข้างต้น หากมีการศึกษาเทคโนโลยีใหม่ที่จะช่วยลดปริมาณการใช้เชื้อเพลิงโดยที่คงประสิทธิภาพในการผลิตเท่าเดิมได้ จะทำให้ปัญหาในเรื่องของเชื้อเพลิงในการอบปุย ซึ่งเป็นส่วนที่สิ้นเปลืองพลังงานมากที่สุดในโรงงาน (Mujumdar, 1987) ลดลงได้

วัตถุประสงค์

1. เพื่อออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวลมาใช้ทดแทนเตาเผาพื้นแบบห้องเดี่ยวที่ใช้ในโรงงานผลิตปุ๋ยที่มีกำลังการผลิต 300 ตันต่อวัน
2. เพื่อทดสอบหาเชื้อเพลิงที่เหมาะสมในการใช้งานเตาผลิตก๊าซชีววมวล

ขอบเขตงานวิจัย

1. ศึกษาเทคโนโลยีเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น
2. ออกแบบและสร้างเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้นเพื่อใช้ในกระบวนการอบแห้งปุ๋ย
3. เปรียบเทียบความเหมาะสมของเชื้อเพลิงที่ใช้กับเตาผลิตก๊าซชีววมวล ซึ่งในงานวิจัยนี้ใช้ ไม้ยางพารา , ไม้ยูคาลิปตัส , กะลามะพร้าว และกะลาปาล์ม

การตรวจเอกสาร

สถานการณ์ปุ๋ย

ปุ๋ยเป็นปัจจัยการผลิตทางการเกษตรที่สำคัญปัจจัยหนึ่ง ซึ่งมีแนวโน้มความต้องการใช้เพิ่มมากขึ้นทุกปี ดังจะเห็นจากปริมาณความต้องการใช้ปุ๋ยเคมีเพิ่มขึ้นจาก 3.75 ล้านตันในปี พ.ศ. 2544 เป็น 4.10 ล้านตันในปี พ.ศ. 2547 ปริมาณการนำเข้าปุ๋ยเคมีเพิ่มขึ้นจาก 3.39 ล้านตันในปี พ.ศ. 2544 เป็น 3.65 ล้านตันในปี พ.ศ. 2547 มูลค่าการนำเข้าปุ๋ยเคมี เพิ่มขึ้นจาก 20,885 ล้านบาทในปี พ.ศ. 2544 เป็น 27,800 ล้านบาทในปี พ.ศ. 2547 (กรมวิชาการเกษตร, 2547)

แต่เนื่องจากปุ๋ยเคมีมีราคาแพงและมีแนวโน้มแพงขึ้นเรื่อยๆ ทำให้ต้นทุนในการผลิตพืชสูงขึ้นมาก แต่ผลผลิตของพืชกลับมีราคาไม่แน่นอน ทำให้มีการค้นคว้าวิจัยเกี่ยวกับปุ๋ยอินทรีย์มากขึ้น ปริมาณความต้องการปุ๋ยมีแนวโน้มสูงขึ้นทุกปี ดังตารางที่ 1 ซึ่งให้เห็นว่า ความต้องการปุ๋ยในโตรเจนของโลกในปี 2000 เพิ่มขึ้นจาก 5 ปีที่แล้ว ประมาณ 25 ล้านตัน ปริมาณของปุ๋ยในโตรเจนที่ทั้งโลกต้องการเพื่อผลิตพืชนั้นสูงขึ้นเรื่อยๆ แต่ในปัจจุบันมีการผลิตปุ๋ยในโตรเจนทางเคมีได้ประมาณปีละ 40 ล้านตัน (ธงชัย, 2546) ซึ่งยังไม่เพียงพอต่อความต้องการ ตลอดจนในประเทศที่กำลังพัฒนาไม่มีกำลังเงินที่จะจัดซื้อได้อย่างพอเพียงตามความต้องการ จึงเป็นสาเหตุให้ ความสำคัญของปุ๋ยอินทรีย์โดดเด่นขึ้นมาเป็นลำดับ จึงทำให้มีการผลิตปุ๋ยอินทรีย์ภายในประเทศเพิ่มมากขึ้นอย่างมากตามความต้องการใช้ปุ๋ยของเกษตรกร

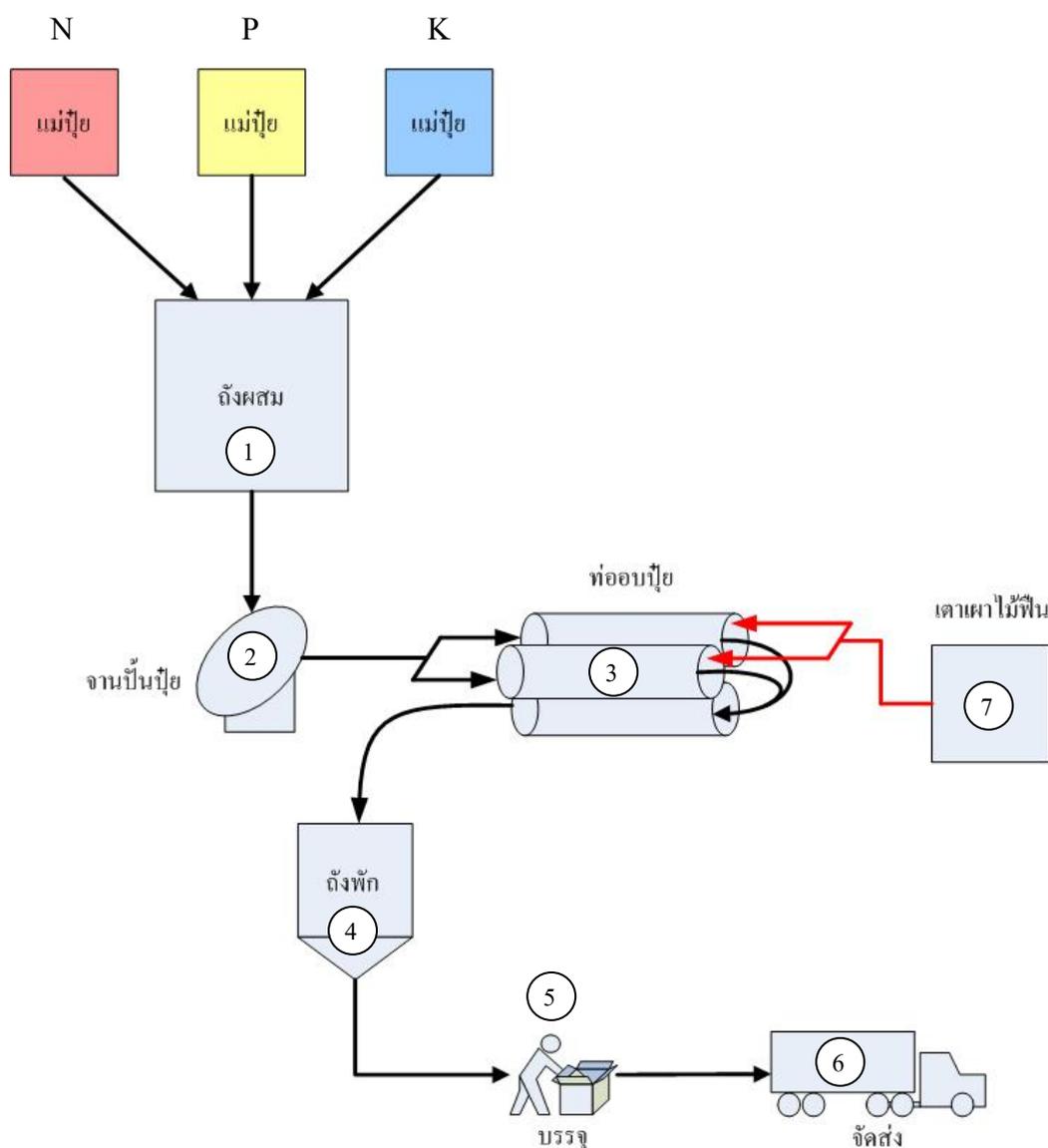
ตารางที่ 1 ความต้องการปุ๋ยในโตรเจนของโลก

	ปี ค.ศ.1990	ปี ค.ศ.1995	ปี ค.ศ.2000
ประเทศที่พัฒนาแล้ว	58.0	71.4	85.1
ประเทศที่กำลังพัฒนา	33.9	43.6	54.5
รวม	92.8	115.0	139.6

ที่มา: ธงชัย (2546)

กระบวนการผลิตปุ๋ย

จากการสำรวจกระบวนการผสมปุ๋ยภายใน บริษัท ศักดิ์สยามอินเตอร์เนชั่นแนล จำกัด พบว่ากระบวนการผสมปุ๋ยอินทรีย์มีขั้นตอนการผลิตดังภาพที่ 1



ภาพที่ 3 ขั้นตอนกระบวนการผลิตปุ๋ย

เริ่มต้น ณ ขั้นที่ (1) ด้วยการนำแม่ปุ๋ยซึ่งเป็นวัตถุดิบตั้งต้นชนิดต่างๆ มาผสมตามสูตรของปุ๋ยชนิดต่างๆ ในถังผสมปุ๋ย เมื่อผสมแม่ปุ๋ยให้เข้ากันตามสูตรแล้วจึงลำเลียงต่อไปยังจุดที่ (2) เพื่อปั้นเม็ดปุ๋ยบนงานปั้นเม็ดปุ๋ยซึ่งจะมีลักษณะเป็นจานกลมใหญ่ และหมุนอยู่ตลอดเวลาการผสม

กระบวนการนี้ จะมีการฉีดละอองน้ำลงไปเพื่อให้แม่ปุย ซึ่งมีลักษณะเป็นผงจับตัวกันเป็นเม็ดปุย จากนั้นเม็ดปุยที่ได้ขนาดจะถูกส่งเข้าสู่จุดที่ (3) เพื่ออบเม็ดปุยในท่ออบปุย ซึ่งมีลักษณะเป็นท่อกลมทรงกระบอกยาว เพื่อไล่ความชื้นภายในเม็ดปุยให้อยู่ในระดับที่เหมาะสม ซึ่งมีการควบคุมคุณภาพของเม็ดปุยโดยการควบคุมอุณหภูมิภายในท่ออบปุย โดยการควบคุมปริมาณไอน้ำที่ใส่ในเตาเผาไอน้ำพ่น (7) เมื่อได้เม็ดปุยซึ่งมีคุณภาพตามต้องการแล้วจึงลำเลียงเม็ดปุยต่อไปยังถังพัก (4) เพื่อให้ปุยเย็นตัวลง หลังจากนั้นจึงทำการบรรจุ (5) จัดเก็บและจัดส่ง (6) ต่อไป

- งานปั้นเม็ดปุย มีลักษณะเป็นแผ่นงานกลมขนาดใหญ่ เอียงทำมุมกันแนวระดับ ดังภาพที่ 4 งานปั้นปุยจะหมุน โดยอาศัยกำลังจากมอเตอร์ที่มาขับงานปั้นปุยให้หมุน เมื่อใส่ปุยที่ผสมตามสูตรลงไปงานปั้นปุยงานปั้นปุยก็จะหมุน ในระหว่างนั้นก็จะมีน้ำลงไปในงานปั้นปุยเพื่อให้ผง ปุยจับกันเป็นก้อนและกึ่งอยู่ในงานปั้นปุยเนื่องจากการหมุนของงานปั้นปุยนั่นเอง เมื่อปุยมีขนาดเม็ดตามต้องการแล้วก็จะนำเม็ดปุยที่ได้ไปอบต่อในท่ออบปุยอีกที



ภาพที่ 4 งานปั้นปุย

- ท่ออบปุย มีลักษณะเป็นท่อกลมทรงกระบอกยาว ดังภาพที่ 5 ภายในจะมีแผ่นเหล็กทำหน้าที่นำพาเม็ดปุยจากอีกด้านหนึ่งไปอีกด้านหนึ่ง โดยแผ่นเหล็กนี้จะมีอยู่หลายแผ่นเอียงทำมุมตามแนวท่อ หมุนเป็นเกลียวต่อกันไปเมื่อท่อหมุน ดังภาพที่ 6 เม็ดปุยก็จะถูกแผ่นเหล็กนี้นำเม็ดปุยให้เคลื่อนที่ไปตามท่อ เมื่อท่อหมุนถึงจุดสูงสุดของท่อเม็ดปุยก็จะร่วงลงมาด้านล่างของท่อ ในขณะที่เม็ดปุยหล่นลงมาก็จะได้รับความร้อนจากเตาเผาไอน้ำพ่น ความชื้นจะถูกทำให้ลดลงในขั้นตอนนี้ เมื่อ

เม็ดปุ๋ยหล่นลงมาด้านล่างแล้วก็จะถูกนำขึ้นไปโดยแผ่นเหล็กชุดต่อไป เป็นอย่างนี้ไปเรื่อยๆ จนสุดท่ออบปุ๋ย ท่ออบปุ๋ย มีสามท่อ สองท่อนจะเป็นท่อที่นำอากาศร้อนจากเตาเผาไม้พินมาได้ ความชื้นออกจากเม็ดปุ๋ย ส่วนท่อด้านล่างอีกหนึ่งท่อจะนำอากาศภายนอกมาใช้เพื่อให้เม็ดปุ๋ยเย็นตัวลง เมื่อออกจากท่อด้านล่างแล้วก็จะนำไปเก็บไว้ในถังพักต่อไป

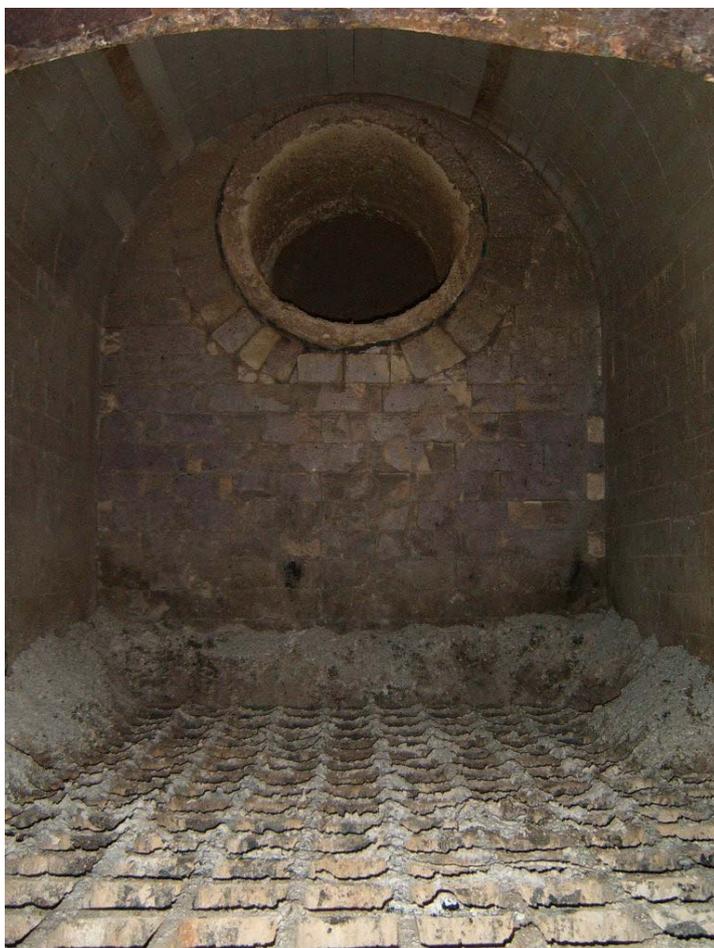


ภาพที่ 5 ลักษณะของท่ออบปุ๋ย



ภาพที่ 6 ลักษณะของแผ่นเหล็กที่วางเรียงตัวกันภายในท่ออบปุ๋ย

- เตาเผาไม้ฟืน มีลักษณะเป็นห้องขนาดใหญ่ ภายในจะมีตะแกรงขนาดใหญ่เพื่อใช้รองรับไม้ฟืนที่ใส่เข้าไป ผังก่อก่อด้วยอิฐทนไฟหลายชั้น ดังภาพที่ 7



ภาพที่ 7 ลักษณะภายในของเตาเผาไม้ฟืน

เพื่อป้องกันความร้อนที่จะสูญเสียไปภายนอก ตัวเตาจะมีประตูด้านหน้าเพื่อเปิดใส่ฟืน ด้านหลังจะต่อท่ออากาศขนาดใหญ่ไปเข้าที่ท่ออบปุ๋ยเพื่อนำอากาศร้อนที่ได้จากการเผาไม้ฟืนไปอบปุ๋ยต่อไป ดังภาพที่ 8



ภาพที่ 8 ลักษณะภายนอกของเตาเผาไม้ฟืน

พลังงานที่ได้จากเชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ

เมื่อเกิดการเผาไหม้เชื้อเพลิงจะให้พลังงานความร้อนออกมา องค์ประกอบที่สำคัญในเชื้อเพลิง คือ คาร์บอน และไฮโดรเจน ธาตุของเชื้อเพลิงนี้เมื่อเผาไหม้จะทำปฏิกิริยาทางเคมีกับออกซิเจน ทำให้ได้พลังงานความร้อนออกมาและสามารถนำความร้อนที่ได้นั้นไปใช้ประโยชน์และทำให้เกิดก๊าซไอเสียขึ้น เชื้อเพลิงที่เรานำมาใช้ประโยชน์แบ่งออกเป็น 3 ชนิด คือ เชื้อเพลิงแข็ง เชื้อเพลิงเหลว และเชื้อเพลิงก๊าซ (ประเสริฐ และคณะ, 2544)

เชื้อเพลิงแข็ง

หมายถึง เชื้อเพลิงที่มีสถานะเป็นของแข็งที่อุดมภูมิปกติ ธาตุที่เป็นองค์ประกอบของเชื้อเพลิงนี้ส่วนมากประกอบด้วย คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน กำมะถัน และเถ้า เมื่อทำปฏิกิริยาทางเคมีกับออกซิเจนในอากาศแล้วจะให้พลังงานความร้อนออกมา โดยปกติเมื่อเผา คาร์บอนจะได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อเผาไฮโดรเจนจะได้น้ำ เชื้อเพลิงแข็งที่ได้จากธรรมชาติ ได้แก่ ไม้ (Wood) ถ่านหิน (Coal) หินน้ำมัน (Oil Shale) และแกลบ เป็นต้น ส่วนเชื้อเพลิงแข็งที่ได้จากกระบวนการผลิต ได้แก่ ถ่านไม้ (Charcoal) ถ่านโค้ก (Coke) ถ่านอัดเป็นก้อน หรือเป็นแท่ง (Fuel Briquette) เป็นต้น

เชื้อเพลิงเหลว

หมายถึง เชื้อเพลิงที่มีสถานะเป็นของเหลวที่อุดมภูมิปกติ เชื้อเพลิงประเภทนี้ ได้แก่ น้ำมันที่ได้จากการกลั่นปิโตรเลียม น้ำมันพืช และน้ำมันจากสัตว์ เป็นต้น เชื้อเพลิงเหลวนิยมใช้กับยานพาหนะและตามโรงงานอุตสาหกรรมต่างๆ เพราะสะดวกต่อการใช้งาน และให้ค่าความร้อนสูง เชื้อเพลิงเหลวที่นิยมใช้ส่วนมากจะได้จากผลิตภัณฑ์การกลั่นปิโตรเลียม เช่น น้ำมันก๊าด โซลีน (Gasoline) น้ำมันดีเซล (Diesel) และน้ำมันเตา (Fuel Oil) เป็นต้น สำหรับเชื้อเพลิงเหลวที่ได้จากกรรมวิธีการผลิตจากหินน้ำมัน หรือพืชผลทางการเกษตร เช่น การผลิตแอลกอฮอล์ และการสกัดน้ำมันจากเมล็ดสบู่ดำ ฯลฯ ถือเป็นพลังงานทางเลือกหนึ่งที่สามารถนำมาทดแทนการบริโภคน้ำมันปิโตรเลียมได้ส่วนหนึ่ง

เชื้อเพลิงก๊าซ

หมายถึง เชื้อเพลิงที่มีสถานะเป็นก๊าซที่อุดมภูมิปกติ หรืออาจหมายรวมถึงก๊าซทุกชนิดที่สามารถนำมาทำปฏิกิริยากับออกซิเจนแล้ว เกิดการเผาไหม้ทำให้ได้พลังงานความร้อนที่สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้ เชื้อเพลิงประเภทนี้ส่วนใหญ่จะมีสารประกอบไฮโดรคาร์บอน เป็นองค์ประกอบ ตัวอย่างเช่น ก๊าซหุงต้ม (LPG) ก๊าซธรรมชาติ (Natural Gas) และก๊าซชีววมวล เป็นต้น

พลังงานทดแทน

หมายถึง พลังงานที่นำมาใช้แทนน้ำมันเชื้อเพลิง สามารถแบ่งตามแหล่งที่ได้มาเป็น 2 ประเภท คือ พลังงานทดแทนจากแหล่งที่ใช้แล้วหมดไป อาจเรียกว่าพลังงานประเภทสิ้นเปลือง ได้แก่ ถ่านหิน ก๊าซธรรมชาติ นิวเคลียร์ หินน้ำมัน และทรายน้ำมัน เป็นต้น และพลังงานทดแทนอีกประเภทหนึ่งเป็นแหล่งพลังงานที่ใช้แล้วสามารถหมุนเวียนมาใช้ได้อีก เรียกว่าพลังงานหมุนเวียน ได้แก่ แสงอาทิตย์ ลม ชีวมวล และน้ำ เป็นต้น

ชีวมวล

คือ สารทุกรูปแบบที่ได้จากสิ่งแวดล้อม ซึ่งรวมถึงการผลิตจากการเกษตรและป่าไม้ ของเสียจากสัตว์ เช่น มูลสัตว์ และของเสียจากโรงงานแปรรูปทางการเกษตร ขยะ และน้ำเสียจากชุมชน

วัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร

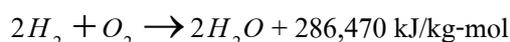
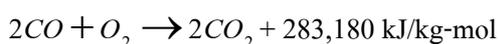
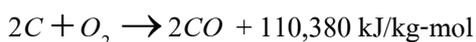
วัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรหลักที่สามารถนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทน ได้แก่ แกลบ ฟาง ข้าว ชานอ้อย กากและกะลาปาล์ม และกะลามะพร้าว ฯลฯ จากการประเมินศักยภาพของวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรจากพืช 10 ชนิดที่มีศักยภาพสูง ได้แก่ อ้อย ข้าว น้ำมันปาล์ม มะพร้าว มันสำปะหลัง ข้าวโพด ถั่วลิสง ฝ้าย ถั่วเหลืองและข้าวฟ่าง ในปี พ.ศ.2544 พบว่ามีปริมาณวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร ประมาณ 63 ล้านตัน โดยถูกนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงและใช้เพื่อวัตถุประสงค์อื่นๆ ประมาณ 16 ล้านตัน ปริมาณวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร ส่วนที่ยังไม่ได้ใช้เท่ากับ 42 ล้านตัน (ศักยภาพชีวมวลในประเทศไทยปี 2544/2545)

การแปรรูปเชื้อเพลิงให้เป็นพลังงาน

การแปรรูปเชื้อเพลิงให้เป็นพลังงานมีอยู่หลายวิธี (ประเสริฐ และคณะ, 2544) ในส่วนที่สนใจมีกระบวนการดังนี้

การเผาไหม้โดยตรง (Combustion)

เป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นในที่ซึ่งมีอากาศ เพื่อให้เกิดการสันดาปอย่างสมบูรณ์ การสันดาปเป็นปฏิกิริยาการรวมตัวกันของเชื้อเพลิงกับออกซิเจนอย่างรวดเร็วพร้อมเกิดการลุกไหม้และคายความร้อน ในการเผาไหม้ส่วนใหญ่จะไม่ใช้ออกซิเจนล้วนๆ แต่จะใช้อากาศแทนเนื่องจากอากาศมีออกซิเจนอยู่ 21% โดยปริมาตร หรือ 23% โดยน้ำหนัก เชื้อเพลิงชีวมวลประกอบด้วยธาตุต่างๆ ดังนี้ คาร์บอน ออกซิเจน ไฮโดรเจน และธาตุอื่นๆ ที่สำคัญได้แก่ ไนโตรเจน และซัลเฟอร์ เนื่องจากจะทำให้เกิดก๊าซไนโตรเจนออกไซด์ และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ซึ่งเป็นก๊าซที่มีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม เมื่อเกิดการเผาไหม้ที่อุณหภูมิที่เหมาะสม เมื่อนำเชื้อเพลิงชีวมวลมาเผาไหม้จะมีขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาดังนี้



ระบบการเผาไหม้เชื้อเพลิงสามารถแบ่งออกได้ดังนี้

1. ระบบการป้อนเชื้อเพลิงโดยใช้แรงงานคน เป็นระบบที่มีใช้อยู่ดั้งเดิมโดยการใช้คนตักเชื้อเพลิงป้อนเข้าสู่เตา ประสิทธิภาพของระบบจะขึ้นอยู่กับความชำนาญและความเอาใจใส่ของแรงงาน

2. ระบบการป้อนเชื้อเพลิงแบบสโตกเกอร์ (Stoker) เป็นระบบที่ใช้เครื่องจักรป้อนเชื้อเพลิงแทนแรงงานคนโดยมีกลไกที่ไม่ซับซ้อนมากนัก มีราคาถูก และสามารถออกแบบให้ใช้ได้กับเชื้อเพลิงแข็งหลายชนิด หลายขนาด แต่มีข้อเสียคือระบบสโตกเกอร์มีขีดความสามารถในการผลิตไอน้ำต่ำ ระบบสโตกเกอร์แบ่งออกได้ตามลักษณะการป้อนเชื้อเพลิง คือ ระบบสโตกเกอร์ที่มีการป้อนเชื้อเพลิงทางด้านบน (Overfeed Stoker) ซึ่งเป็นแบบตะกรับเลื่อน (Traveling Grate Stoker) และระบบสโตกเกอร์ที่มีการป้อนเชื้อเพลิงทางด้านล่าง (Underfeed Stoker)

3. ระบบพัลเวอร์ไรซ์ (Pulverized) การเผาไหม้เชื้อเพลิงของระบบพัลเวอร์ไรซ์จะเกิดขึ้นในลักษณะเชื้อเพลิงที่ถูกแขวนลอย ดังนั้นขนาดของเชื้อเพลิงที่ถูกป้อนเข้าสู่เตาจะต้องมีขนาดเล็กสามารถแขวนลอยอยู่ได้ในอากาศ อากาศส่วนแรกที่ถูกป้อนเข้าสู่เตาจะถูกอุ่นก่อนเพื่อช่วยในการอบแห้งเชื้อเพลิง อากาศส่วนที่สองจะถูกส่งเข้าสู่เตาโดยตรงเพื่อช่วยทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ ฝุ่นเถ้าที่เกิดขึ้นจะถูกปล่อยออกมากับไอเสีย

4. ระบบไซโคลน (Cyclone) ระบบนี้ได้พัฒนาขึ้นมาเพื่อแก้ไขข้อบกพร่องของการเผาไหม้เชื้อเพลิงของระบบพัลเวอร์ไรซ์ เชื้อเพลิงที่ถูกป้อนเข้าสู่เตาอาศัยแรงโน้มถ่วงเช่นเดียวกับระบบพัลเวอร์ไรซ์ แต่ไม่จำเป็นต้องบดเชื้อเพลิงให้มีขนาดเล็ก สามารถลดค่าใช้จ่ายของการบดเชื้อเพลิงลงได้ การเผาไหม้ระบบไซโคลนจะใช้หัวเผาแบบ Horizontal water-cooled ขนาดเล็กทำให้เตาเผาระบบไซโคลนมีขนาดเล็กกว่าเตาเผาพัลเวอร์ไรซ์เมื่อคิดต่อหน่วยปริมาตร อากาศที่เข้าสู่เตาจะอยู่ในแนวสัมผัสกับผนังของห้องเผาไหม้ซึ่งจะทำให้เชื้อเพลิงเคลื่อนที่แบบปั่นป่วน (Turbulence) ในห้องเผาไหม้ทำให้การเผาไหม้เป็นไปอย่างทั่วถึงและสมบูรณ์ยิ่งขึ้น อุณหภูมิของการเผาไหม้จะสูงถึง 1650 °C ทำให้ 30-50 เปอร์เซ็นต์ของเถ้าหลอมเป็นซีโลทะเลว (Liquid Slag) ส่วนที่เหลืออีก 70-50 เปอร์เซ็นต์จะเป็นเถ้าลอยปนมากับก๊าซไอเสีย

5. ระบบฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized Bed) ระบบฟลูอิดไดซ์เบดนั้นอากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิง เมื่อเพิ่มอัตราความเร็วของอากาศถึงจุดหนึ่งเชื้อเพลิงจะลอยตัวขึ้นมีลักษณะคล้ายของไหลโดยจะมีสารเฉื่อย (Inert Material) เช่นทราย หรือสารทำปฏิกิริยา (Reaction Material) เช่น หินปูนเป็นฐาน เมื่อเริ่มติดเตา ฐานจะได้รับความร้อนจากภายนอกจนอุณหภูมิถึงจุดติดไฟของเชื้อเพลิง เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่เตาอย่างสม่ำเสมอ

ไพโรไลซิส (Pyrolysis)

เป็นกระบวนการย่อยสลายชีวมวล โดยใช้ความร้อนในที่ที่มีอากาศจำกัด (Destructive Distillation) อุณหภูมิและความดันที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิส จะต่ำกว่ากระบวนการผลิตก๊าซชีวมวล (Gasification) ผลผลิตที่ได้ขึ้นอยู่กับ อุณหภูมิ ความดัน ปริมาณความชื้น และส่วนประกอบของชีวมวล โดยทั่วไปผลผลิตหลักที่ได้ คือ ถ่าน (Charcoal) ผลผลิตรองที่ได้ คือ น้ำมันไพโรไลติก (Pyrolytic oil) เมทธานอล กรดน้ำส้ม และผลิตภัณฑ์ ที่เป็นก๊าซ ซึ่งก๊าซที่ได้นี้สามารถนำไปใช้

ประโยชน์ในการอบชีวมวลที่จะใช้ในกระบวนการ หรือใช้เผาไหม้เป็นเชื้อเพลิงซึ่งขึ้นอยู่กับความต้องการ

โดยปกติการเผาถ่านที่กระทำกันอยู่ คือ กระบวนการไพโรไลซิส แต่เนื่องจากลักษณะของเตาที่ใช้เผา และการเก็บผลผลิตเพียงถ่านทำให้ประสิทธิภาพของกระบวนการเผาถ่านต่ำ พลังงานที่ได้จากถ่านจะได้เพียงร้อยละ 20 ของพลังงานทั้งหมดที่มีอยู่เดิมในชีวมวล USAID (United States Agency for International Development) ได้ทดลองตั้งสถานีเผาถ่านในประเทศกานา โดยใช้เทคโนโลยีทางไพโรไลซิส ที่สามารถเก็บผลิตภัณฑ์รอง อาทิ ก๊าซต่างๆ กลับมาใช้ได้อีก ปรากฏว่าโดยวิธีนี้จะสามารถได้พลังงานทั้งหมดร้อยละ 80 ของพลังงานเดิมที่มีในชีวมวลนั้น

การผลิตก๊าซชีวมวล (Gasification)

เป็นกระบวนการ Partial Oxidation ที่ใช้อุณหภูมิสูง ดังนั้นผลิตภัณฑ์ที่ได้จึงอยู่ในสภาพของก๊าซที่ส่วนใหญ่จะประกอบไปด้วยก๊าซไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์

การผลิตก๊าซชีวมวลเป็นกระบวนการที่ใช้กันมานานแล้วไม่ว่าจะใช้กับ ถ่านหิน เศษไม้ หรือขยะ ได้มีการพัฒนาเตาผลิตก๊าซชีวมวล (Gasifier) เพื่อใช้กับวัสดุดังกล่าวกับเตาผลิตก๊าซชีวมวลที่ใช้กับไม้ได้ทำการออกแบบให้ใช้ได้ด้วยความดันบรรยากาศ ซึ่งต่างกับเตาผลิตก๊าซชีวมวลที่ใช้กับถ่านหินซึ่งใช้ ความดันที่ 400 Psig หรือสูงกว่านี้ ความแตกต่างหนึ่งระหว่างการผลิตก๊าซชีวมวลของไม้ และถ่านหิน คือ กระบวนการผลิตก๊าซชีวมวลของไม้ ก๊าซที่ได้จะมีปริมาณความชื้นสูง ความชื้นนี้เกิดจากกระบวนการแล้วยังมาจากไม้ที่ใช้ แต่สามารถกำจัดออกจากก๊าซที่เกิดขึ้นได้ (McKendry, 2002a, 2002b)

เทคโนโลยีของการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง

การผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจากสารอินทรีย์ เพื่อใช้ในการสันดาป เริ่มมาตั้งแต่ปี ค.ศ. 1812 ในประเทศอังกฤษ โดยการอบถ่านหินให้แห้งในเตาเผาไร้ทอดที่ปิดสนิท จะได้ก๊าซที่มีค่าความร้อนประมาณ 15 MJ/Nm^3 จากการผลิตก๊าซจากถ่านหินในสมัยนั้น เป็นการเอาสารระเหยออกจากถ่านหินเป็นส่วนใหญ่ และส่วนที่เหลือคือถ่านหินที่มีปริมาณคาร์บอนสูงประมาณ 70% ของน้ำหนัก ถ่านหินก่อนอบ การผลิตก๊าซจากถ่านหินอย่างแท้จริง ได้ถูกคิดค้นขึ้นมาในฝรั่งเศสในปี ค.ศ. 1839

โดยแปรรูปถ่านหินเป็นก๊าซทั้งหมด ก๊าซที่ได้มีค่าความร้อนต่ำตั้งแต่ 4.5 – 5.0 MJ/Nm³ เตาผลิตก๊าซที่ได้เรียกว่า Producer gas ซึ่งเป็นเครื่องขนาดใหญ่และใช้กันมานานประมาณ 100 ปีการผลิตเตาผลิตก๊าซขนาดเล็กที่ใช้กับรถยนต์ เริ่มตั้งแต่ปี ค.ศ. 1900 จนถึงสงครามโลกครั้งที่ 1 จากนั้นก็จึงมีการคิดค้นสร้างเตาผลิตก๊าซใช้กับงานอื่นๆ ที่มีขนาดเล็กจนปัจจุบัน (ปรีชา, 2529)

ก๊าซที่ได้จากเตาสังเคราะห์ก๊าซจะมีค่าความร้อนแตกต่างกัน ขึ้นอยู่กับวัตถุดิบที่ใช้และกรรมวิธีการผลิต แสดงได้ดังนี้

Wood gasification (air)	=	3.7-5.6 MJ/Nm ³
	(O ₂)	= 11-14 MJ/Nm ³
Coal gasification	=	20 MJ/Nm ³
Natural gas	=	3.9 MJ/Nm ³

การใช้ประโยชน์ของก๊าซจากเตาผลิตก๊าซ โดยทั่วไปแบ่งออกได้ 3 ระบบใหญ่ๆ คือ ใช้เป็นวัตถุดิบในการสังเคราะห์เชื้อเพลิงเหลว (Syn – gas system) เป็นเชื้อเพลิงสำหรับสันดาปภายนอก (Direct heat system) และเป็นเชื้อเพลิงสำหรับสันดาปภายในเครื่องยนต์ (Shaft power system)

การแบ่งเขตในเครื่องผลิตก๊าซ

เครื่องผลิตก๊าซจากชีวมวล แบ่งออกเป็น 4 เขตตามอุณหภูมิและปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้น คือ เขตอบแห้ง เขตไพโรไลซิส เขตรีดักชัน และเขตสันดาป (ปรีชา, 2529) ดังรายละเอียดดังต่อไปนี้

1. เขตอบแห้ง (Drying zone)

ในโซนนี้ความร้อนจะลดลงมากทำให้อุณหภูมิไม่สูงพอที่จะทำให้เกิดการสลายตัวของสารระเหย แต่ความชื้นในเชื้อเพลิงจะถูกความร้อนทำให้ระเหยตัวออกมาในรูปของไอน้ำ โซนนี้จะมีอุณหภูมิประมาณ 100 – 200 °C ปฏิกิริยาการเกิดก๊าซเชื้อเพลิงยังไม่เด่นชัด

2. เขตไพโรไลซิส (Pyrolysis zone)

ความร้อนจากโซนรีดักชัน จะแพร่เข้าสู่โซนนี้ เพื่อที่จะเผาไหม้สารอินทรีย์หรือเชื้อเพลิงแข็งนั่นเอง ผลผลิตที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาไพโรไลซิสส่วนใหญ่เป็นของเหลวเช่น เมทธานอล กรดน้ำส้มและน้ำมันดิน อุณหภูมิในโซนนี้จะมีค่า 200 – 500 °C ของแข็งที่เหลืออยู่ภายหลังจากผ่านกระบวนการนี้แล้ว คือ คาร์บอนในรูปของถ่าน ซึ่งจะทำปฏิกิริยาต่อในโซนรีดักชัน และโซนสันดาป ปฏิกิริยาที่ได้ในโซนนี้อาจเขียนอยู่ในรูปของสมการทางเคมีดังนี้

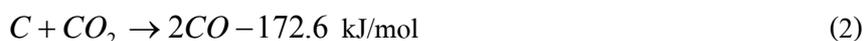


ผลผลิตพวกก๊าซเชื้อเพลิงมีเล็กน้อยและนำไปใช้ประโยชน์ไม่ได้ ซึ่งจะต้องสร้างระบบทำความสะอาดสารระเหยที่ได้จากเขตนี้

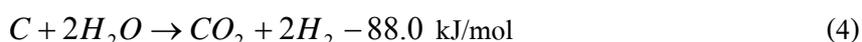
3. เขตรีดักชัน (Reduction zone)

ก๊าซร้อนที่ผ่านมาจากกระบวนการแรก จะไหลผ่านมายังโซนรีดักชัน ซึ่งมีปฏิกิริยาหลักคือ Reduction อุณหภูมิในโซนนี้จะมีค่าระหว่าง 500 – 900 °C ในโซนนี้จะเป็นเขตของการสังเคราะห์ก๊าซติดไฟทั้งหมดเช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และมีเทน และมีการเปลี่ยนก๊าซบางส่วนที่เผาไหม้ไม่ได้ ซึ่งก็คือ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ และน้ำ ในโซนสันดาป ให้กลายเป็นก๊าซที่สามารถเผาไหม้ได้ โดยที่ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำที่เกิดขึ้นจะไหลผ่านคาร์บอนที่กำลังลุกไหม้อยู่ ก่อให้เกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน ดังสมการ

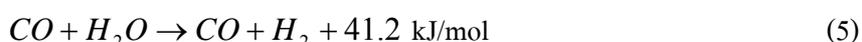
Boudouard reaction:



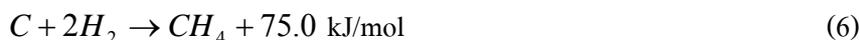
Water gas reaction:



Water shift reaction:



Methane reaction:



ปฏิกิริยาในสมการ (2)-(4) เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนเกิดขึ้นที่อุณหภูมิ 900 °C ก๊าซที่ได้จากทั้งสมการทั้งสองเป็นก๊าซที่เผาไหม้ได้ และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซชีววมวลนี้ จะขึ้นอยู่กับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ว่าจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนได้มากน้อยเพียงใด ในโซนรีดักชันนี้ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจะดีเพียงใดขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ ความเร็วระหว่างก๊าซที่สัมผัสกับเชื้อเพลิงแข็ง และพื้นที่ที่ก๊าซสัมผัสกับผิวของเชื้อเพลิงแข็ง

ดังนั้นขนาดและปริมาณของเชื้อเพลิงแข็งที่ป้อนเข้าไปยังเตาเผา จึงมีผลต่อการผลิตก๊าซชีววมวล เชื้อเพลิงขนาดใหญ่จะมีอัตราส่วนของพื้นที่ผิวต่อปริมาตรต่ำ จะยากต่อการจุดเผาภายในเตา และจะทำให้เกิดปริมาณของช่องว่างระหว่างเชื้อเพลิงด้วยกันมาก เป็นผลทำให้มีออกซิเจนไหลผ่านเข้าไปในระบบมาก ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นก็จะน้อยลงตามไปด้วย ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีววมวลต่ำ แต่ถ้าขนาดของเชื้อเพลิงมีขนาดเล็ก ก็จะทำให้เกิดการสูญเสียของความดันภายในเตามาก จึงต้องใช้พัดลมขนาดใหญ่ทำให้สิ้นเปลืองพลังงานมากขึ้น และก๊าซชีววมวลที่ผลิตได้จะมีปริมาณของฝุ่นมากขึ้น จากปฏิกิริยา (2) ถ้าอุณหภูมิในโซนรีดักชันสูงกว่า 900 °C ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณ 90% จะถูกเปลี่ยนเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ และถ้าอุณหภูมิสูงขึ้นมากกว่า 1,100 °C จะทำให้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมดถูกเปลี่ยนเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ นั่นคือประสิทธิภาพของเตาเผาจะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิในโซนรีดักชัน

ในขณะที่ก๊าซร้อนจากโซนสันดาปเคลื่อนที่เข้าสู่โซนรีดักชัน จะทำให้อุณหภูมิของก๊าซลดลง เนื่องจากปฏิกิริยาในสมการ (2) และ (3) เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน ดังนั้นไอน้ำกับคาร์บอนจะทำปฏิกิริยากันเพื่อก่อให้เกิดก๊าซไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ดังปฏิกิริยาในสมการ (4) ซึ่งจะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิประมาณ 500 – 600 °C ปฏิกิริยานี้จะมีความสำคัญเพราะทำให้ส่วนผสมของไฮโดรเจนในก๊าซชีววมวลมีค่ามากขึ้น ซึ่งมีผลต่อค่าความร้อนที่ได้ในกระบวนการ แต่ถ้ากระบวนการมีไอน้ำมากเกินไปอาจทำปฏิกิริยากับคาร์บอนมอนอกไซด์ ทำให้เกิดคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนดังปฏิกิริยา (5) ทำให้ค่าความร้อนของก๊าซชีววมวลที่ได้มีค่าลดลง ดังนั้นเชื้อเพลิงแข็งที่ใช้จะต้องมีความชื้นไม่มากเกินไป ในกระบวนการก๊าซไฮโดรเจนบางส่วนอาจจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนทำให้เกิดก๊าซมีเทนขึ้นได้เล็กน้อย ดังปฏิกิริยา (6)

4. เขตสันดาป (Combustion zone)

อากาศจะถูกส่งเข้ามาในโซนนี้ซึ่งเป็นตำแหน่งที่อากาศและเชื้อเพลิงสัมผัสกัน เกิดปฏิกิริยาทางเคมีระหว่างก๊าซออกซิเจนในอากาศกับคาร์บอนและไฮโดรเจน ซึ่งอยู่ในเชื้อเพลิง ผลของปฏิกิริยาดังกล่าวทำให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ดังสมการ



ปฏิกิริยาในสมการ (7) และ (8) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนและความร้อนที่เกิดขึ้นจะถูกนำไปใช้ในปฏิกิริยาคูดความร้อนในโซนรีดักชัน และโซนไพโรไลซิส อุณหภูมิในโซนสันดาป จะมีความระหว่าง 1,100-1,500 °C

ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และพลังงานที่เกิดขึ้นในเขตนี้จะเป็นแหล่งที่ทำให้เกิดการสังเคราะห์ก๊าซทั้งระบบ เครื่องผลิตก๊าซจากไม้และถ่านจะให้ก๊าซที่มีองค์ประกอบและค่าความร้อนแตกต่างกันออกไปดังแสดงในตารางที่ 2

ตารางที่ 2 องค์ประกอบและค่าความร้อนของก๊าซ จากเตาผลิตก๊าซชีวมวลจากไม้

Gas	Gasifier	
	Foley and Barnard	Zainal
N ₂ (%)	50-54	42.31
CO (%)	20-22	23.04
CO ₂ (%)	9-11	16.42
H ₂ (%)	12-15	15.23
CH ₄ (%)	2-3	1.58
O ₂ (%)	0	1.42
Heat content (MJ/m ³)	5.5	4.85

ที่มา: Foley and Barnard (1982) และ Zainal (2001)

โดยก๊าซชีววมวลที่ผลิตออกมาได้จะมีค่าความร้อน 5.5 MJ/m^3 ($5,323.26 \text{ kJ/kg}$) และ 4.85 MJ/m^3 ($4,668.57 \text{ kJ/kg}$) ตามลำดับอย่างไรก็ตามองค์ประกอบของก๊าซเหล่านี้ ยังแปรผันไปตามอุณหภูมิของเตาผลิตก๊าซชีววมวล เป็นสำคัญ ดังเช่น องค์ประกอบของก๊าซจากปฏิกิริยาไพโรไลซิสของชี้เลี้ยงไม้สนในเตาเผาไฟฟ้า ระหว่างอุณหภูมิ 540°C - 870°C ซึ่งให้ปริมาณก๊าซทั้งหมดมีค่า 25-35 %

ประเภทของกระบวนการผลิตก๊าซชีววมวล

การออกแบบสร้างเตาเผาเพื่อผลิตก๊าซชีววมวล จะต้องคำนึงถึงการเปลี่ยนแปลงทางเคมีที่เกิดขึ้น เนื่องจากอุณหภูมิ อัตราความเร็วในการเผาไหม้ ปริมาณของอากาศในเตาเผา กระบวนการผลิตก๊าซชีววมวลอาจแบ่งออกได้ดังนี้ (อนุตร, 2545)

Air Gasification

เป็นวิธีการผลิตก๊าซชีววมวลแบบง่ายที่สุด กระบวนการนี้เป็นกระบวนการดูดความร้อนและอากาศที่ใช้ในกระบวนการมีจำนวนน้อย ก๊าซที่ได้ในกระบวนการประกอบด้วยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และไนโตรเจน เนื่องจากมีก๊าซไนโตรเจนที่เป็นก๊าซเฉื่อย จึงทำให้ก๊าซที่ได้มีค่าความร้อนต่ำ กระบวนการนี้ต้องการอากาศที่เผาไหม้พอดีประมาณ 1.6 กรัมต่ออากาศที่ใช้จริงประมาณ 1 กรัม หรือมีค่า Equivalence Ratio ประมาณ 0.25 (Equivalence Ratio คืออัตราส่วน โดยน้ำหนักของปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ต่อปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้พอดี)

Oxygen Gasification

ในการเผาไหม้เพื่อผลิตก๊าซชีววมวล โดยใช้ก๊าซออกซิเจนโดยตรง ก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้จะให้พลังงานปานกลาง ซึ่งมีศักยภาพพอที่จะส่งก๊าซไปตามท่อส่งได้หรือใช้ในการสังเคราะห์ทางเคมีเพื่อใช้ในการผลิต เมทานอล แอมโมเนีย หรือมีเทน อัตราการเกิดปฏิกิริยาจะสูงและเร็วกว่า Air Gasification จึงก่อให้เกิดฝุ่นละอองที่มากกว่าก๊าซน้อยกว่า ในการผลิตก๊าซชีววมวลจำนวน 1 ตัน จะต้องใช้ปริมาณออกซิเจน 0.33 ตัน เนื่องจากก๊าซออกซิเจนมีราคาแพงจึงไม่มีการผลิตก๊าซชีววมวลในอุตสาหกรรมขนาดเล็ก

Pyrolysis Gasification

เนื่องจากก๊าซชีววมวลที่ได้จะมีองค์ประกอบที่เป็นสารระเหยสูงเมื่อเทียบกับถ่านหิน เราสามารถใช้วิธีการกลั่นสารระเหยเพื่อให้ได้ก๊าซที่มีพลังงานปานกลาง ซึ่งมีองค์ประกอบเป็นก๊าซมีเทน Light Hydrocarbon และยังได้ถ่านและน้ำมันในกระบวนการอีกด้วย วิธีการผลิตก๊าซชีววมวลแบบ Pyrolysis Gasification ยังแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภท คือ

- Slow Pyrolysis Gasification เป็นกระบวนการแปรรูปพลังงานที่สะสมอยู่ในถ่านและน้ำมันดิน ให้อยู่ในรูปของก๊าซเชื้อเพลิง เป็นกระบวนการที่ซับซ้อน ก๊าซชีววมวลที่ได้จะเป็นก๊าซที่มีพลังงานปานกลาง และมีความสะอาด วิธีการแปรรูปพลังงานอาจทำได้โดยนำถ่านไปเผาในฟลูอิดไคซ์เบดของทราย โดยทำให้ทรายมีความร้อนสูงขึ้น และส่งทรายร้อนดังกล่าวไปยังเบดที่สองที่อยู่ถัดไป ซึ่งทำให้เกิดการกลั่นสลายของถ่านในเบดนี้ ถ่านส่วนหนึ่งในเบดที่สองจะถูกเผาเพื่อให้ความร้อนกับก๊าซไพโรไลซิสและนำความร้อนที่ได้ในฟลูอิดไคซ์เบดแรก หรือให้ความร้อนจากภายนอกด้วยการป้อนเข้าไปพร้อมกับชีววมวลเปียกที่ความดันสูง

- Fast Pyrolysis Gasification ได้มีการค้นพบว่าไอน้ำของโมเลกุลที่เกิดขึ้น ระหว่างการกลั่นสลายนั้นสามารถแตกตัวที่อุณหภูมิสูงให้สาร Olefins และผลิตภัณฑ์เหล่านี้สามารถที่จะคงอยู่ได้ ถ้าได้รับความร้อนก่อนที่ปฏิกิริยาต่อไปจะเกิดขึ้นสารพวก Olefins เป็นสารที่เราสามารถนำไปสังเคราะห์เป็นสารเคมีอื่นที่เป็นประโยชน์ได้ เช่น สามารถแปรสภาพอย่างง่ายให้เป็น สารพวกไฮโดรคาร์บอน หรือ แอลกอฮอล์

Hydrogen Gasification

การนำไฮโดรเจนไปใช้ในที่มีความดันสูง จะสามารถเปลี่ยนองค์ประกอบภายในของก๊าซชีววมวลได้ ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวหรือก๊าซ ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับสภาวะของการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งเป็นวิธีการที่น่าสนใจสำหรับที่ซึ่งมีปริมาณไฮโดรเจนมากอย่างเพียงพอ

Chemical and Electrochemical Gasification

กระบวนการนี้จะก่อให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของปฏิกิริยาทางเคมีได้ผลิตภัณฑ์ที่น่าสนใจ HBr ที่ได้ไป Electrolyzed เพื่อให้ได้ก๊าซไฮโดรเจน

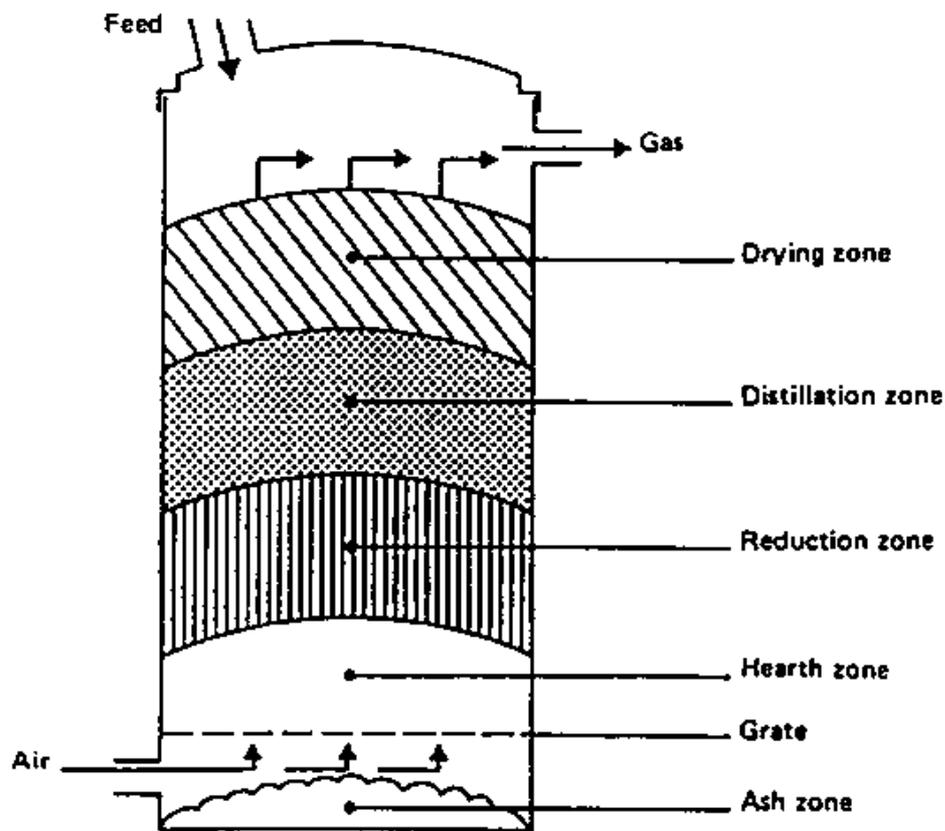
ชนิดของเตาผลิตก๊าซชีวมวล

เตาผลิตก๊าซชีวมวลแบ่งออกเป็น 4 เขตใหญ่ๆ ดังที่ได้กล่าวมาในตอนต้น การออกแบบเตาผลิตก๊าซจากชีวมวลโดยการจัดเขตต่างๆ เหล่านี้ให้แตกต่างกันออกไปตามความเหมาะสมของการใช้งาน วัสดุที่ใช้ และคุณสมบัติของก๊าซที่ได้ สามารถแบ่งเตาผลิตก๊าซชีวมวลออกเป็น 4 แบบ คือ แบบไหลขึ้น แบบไหลลง แบบไหลตัด และแบบฟลูอิดไคซ์เบด (FAO, 1986)

การเคลื่อนตัวของวัสดุในอากาศ ก๊าซ การกระจายของอุณหภูมิ ขนาดจำกัดของวัสดุและความชื้นของวัสดุที่เหมาะสม มีส่วนเกี่ยวข้องในการเลือกชนิดของเครื่องผลิตก๊าซเหล่านี้

1. เตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบไหลขึ้น (Updraft gasifier)

เตาประเภทนี้เป็นเตาเผาที่ผลิตใช้เริ่มแรก และเป็นแบบง่ายที่สุด เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าทางส่วนบนของเตา และอากาศจะถูกส่งผ่านตะแกรงเข้ามาทางด้านล่างบริเวณเหนือตะแกรงขึ้นไป จะมีการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงขึ้น ซึ่งเราเรียกบริเวณส่วนนี้ว่า โซนสันดาป (Combustion zone) หรือ ฮาร์ท โซน (Hearth zone) เมื่ออากาศผ่านเข้าไปบริเวณ โซนสันดาปจะเกิดปฏิกิริยาขึ้น ได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ก๊าซร้อนที่ผ่านจากโซนเผาไหม้ จะมีอุณหภูมิสูงและจะถูกส่งผ่านไปยังโซนรีดักชัน ซึ่งเป็น โซนที่มีปริมาณของคาร์บอนมากเพียงพอที่จะเกิดปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์กับน้ำ เกิดเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน หลังจากนั้นก๊าซที่ได้จะไหลเข้าสู่บริเวณที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าในชั้นของชีวมวล และกลั่นสลายในช่วงอุณหภูมิ 200-500 °C หลังจากนั้นก๊าซจะไหลเข้าสู่ชั้นของชีวมวลที่ขึ้น เนื่องจากก๊าซยังคงมีอุณหภูมิสูงอยู่ จึงไประเหยน้ำที่อยู่ในชีวมวลเหล่านั้น ทำให้ก๊าซที่ออกจากเตาเผาชีวมวลมีอุณหภูมิต่ำลง



ภาพที่ 9 ลักษณะโครงสร้างของเตาผลิตก๊าซแบบไหลขึ้น

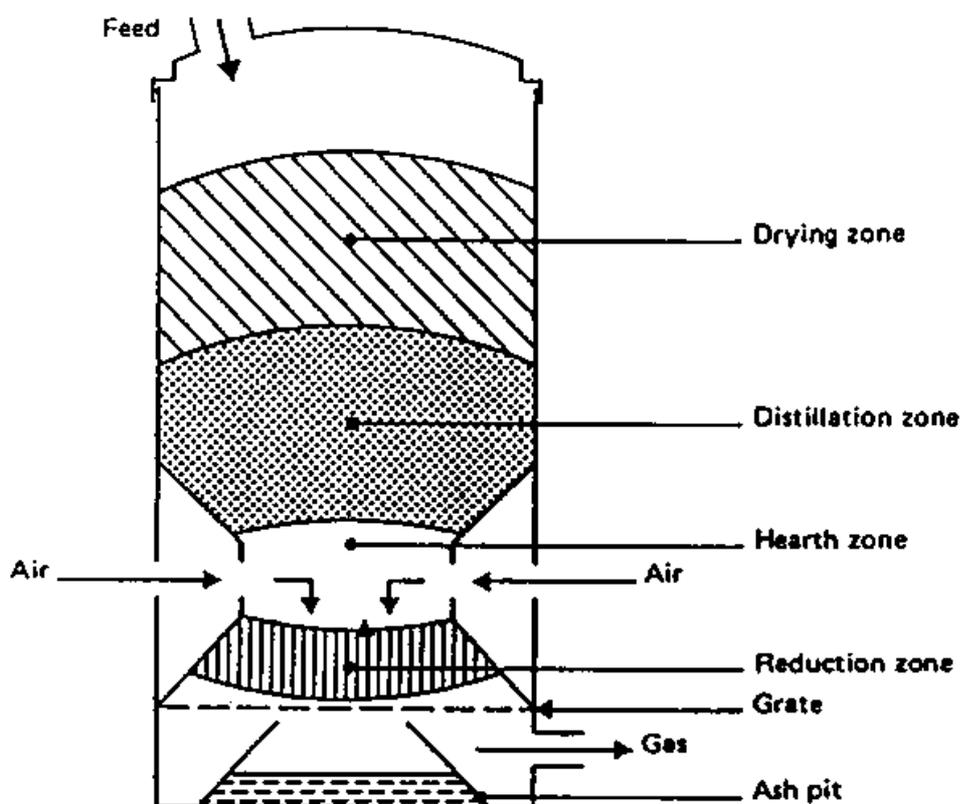
ที่มา: FAO (1986)

เตาเผาประเภทนี้จะไม่ซับซ้อน มีการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงมากและก๊าซชีววมวลที่ได้มีอุณหภูมิไม่สูงนัก แต่มีข้อจำกัด คือ ก๊าซที่ผลิตได้จะมีสารเคมีประเภทน้ำมัน และน้ำมันดินเกิดขึ้นเป็นจำนวนมากในโซนไพโรไลซิส (distillation zone) และจะกลั่นตัวเมื่ออยู่ในบริเวณที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า ดังนั้นก๊าซที่ได้จากเตาเผาประเภทนี้จึงเหมาะกับการนำไปใช้สำหรับหม้อน้ำ หรือการอบแห้งวัสดุทางเกษตรซึ่งก๊าซที่ได้จะผสมกับอากาศ และทำการเผาไหม้โดยตรงในห้องเผาไหม้ เพื่อให้ความร้อนในกระบวนการที่ใช้ความร้อนต่อไป

2. เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลลง (Downdraft gasifier)

เตาเผาชีววมวลแบบนี้ถูกออกแบบขึ้นมาเพื่อที่จะขจัดน้ำมันดิน ที่มีอยู่ภายในเชื้อเพลิงแข็งโดยเฉพาะ อากาศจะถูกส่งจากด้านบนสู่ด้านล่างของเตาเผา ดังภาพที่ 10 ผ่านกลุ่มของหัวฉีด ซึ่ง

เรียกว่า Tuyers บริเวณหัวถืดจะเป็นบริเวณของโซนสันดาป ก๊าซที่ได้จากโซนสันดาป จะถูก Reduced ในขณะที่ไหลลงสู่ด้านล่างและผ่านชั้นของคาร์บอนที่ร้อนซึ่งอยู่เหนือตะแกรงเล็กน้อย ขณะเดียวกันในชั้นของชีวมวลที่อยู่ทางด้านบนของโซนสันดาป จะมีปริมาณออกซิเจนน้อยมากทำให้เกิดการกลั่นสลาย และไอของน้ำมันดินที่เกิดจากการกลั่นสลายจะไหลผ่านชั้นของคาร์บอนที่ร้อน ทำให้น้ำมันดินเกิดการแตกตัวเป็นก๊าซ ซึ่งการแตกตัวนี้จะเกิดที่อุณหภูมิคงที่ในช่วงระหว่าง 800-1,000 °C ถ้าอุณหภูมิสูงกว่า 1,000 °C ปฏิกิริยาคูดความร้อนจะทำให้ก๊าซที่ได้มีอุณหภูมิต่ำลง แต่ถ้าต่ำกว่าช่วงอุณหภูมิดังกล่าว ปฏิกิริยาคายความร้อนจะทำให้ก๊าซที่ได้มีอุณหภูมิสูงขึ้น ก๊าซที่ผ่านโซนสันดาปจะมีส่วนประกอบของน้ำมันดินและน้ำมัน ซึ่งจะมีปริมาณลดลงเหลือน้อยกว่า 10% ของน้ำมันดินและน้ำมันที่ได้จากเตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบไหลขึ้น และก๊าซที่ได้จะมีความสะอาดมากกว่า ทำให้ใช้การกรองน้อยลงเตาผลิตก๊าซชีวมวลทั้งแบบ ไหลขึ้น และ ไหลลง จะมีความเร็วของอากาศไหลผ่านต่ำ และถ้ำจะอยู่บริเวณตะแกรง ดังนั้นจึงมีปริมาณถ้ำถ่านติดออกมา กับก๊าซชีวมวลน้อยมาก

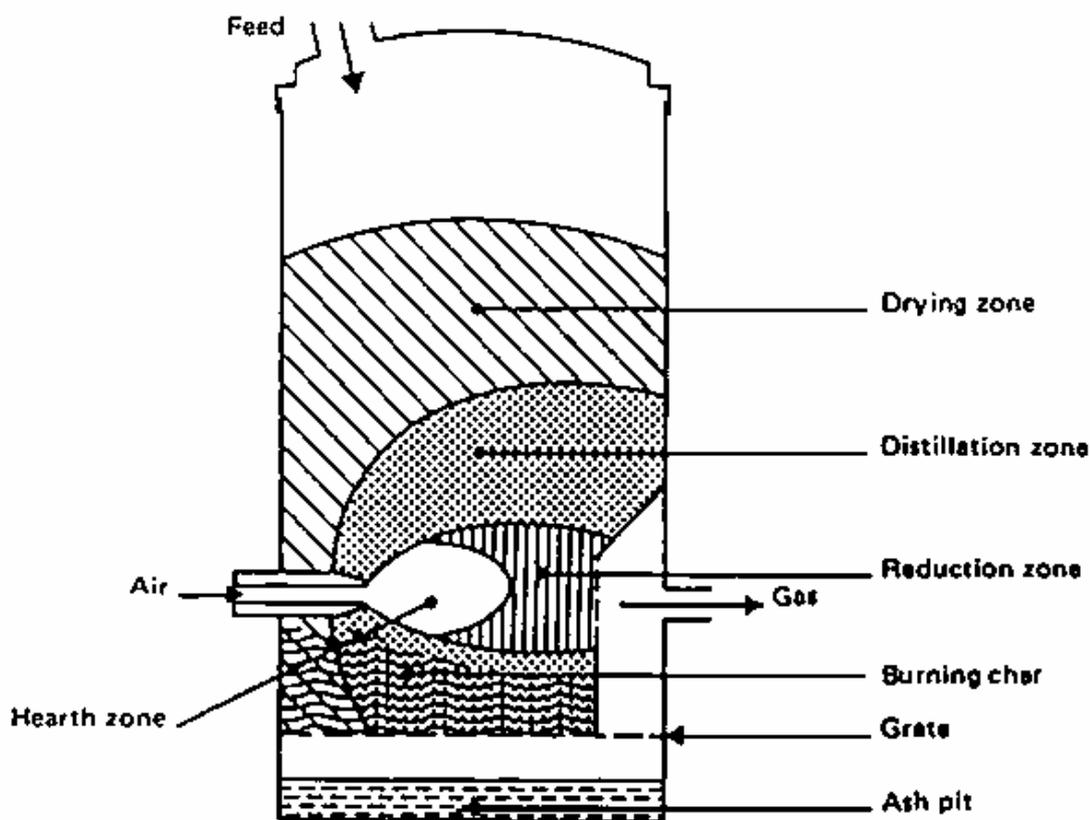


ภาพที่ 10 ลักษณะโครงสร้างของเตาผลิตก๊าซชีวมวลแบบไหลลง

ที่มา: FAO (1986)

3. เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลตัดขวาง (Cross-draft gasifier)

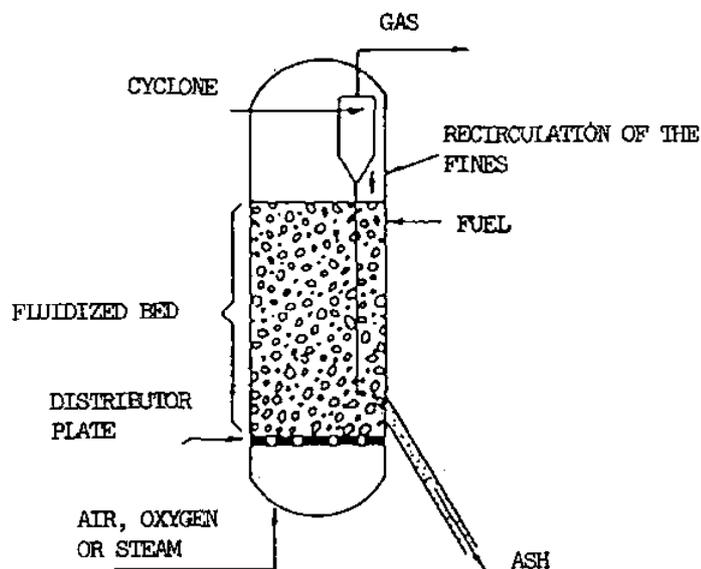
เตาเผาแบบนี้อากาศจะถูกจ่ายผ่านหัวฉีดซึ่งอยู่ในแนวราบ ดังภาพที่ 11 โชนสันดาปจะอยู่ถัดจากหัวฉีดออกไป และถัดออกไปจะเป็น โชนรีดักชัน แล้วก๊าซชีววมวลจะออกสู่ภายนอกโดยผ่านตะแกรง ซึ่งอยู่ในแนวตั้ง โดยรอบบริเวณ โชนสันดาป และ โชนรีดักชัน จะเป็นโชนไพโรไลซิส หรือ Distillation น้ำมันและน้ำมันดินที่ได้จากโชนไพโรไลซิส จะผ่าน โชนรีดักชัน ก่อนที่จะออกไปสู่ภายนอกเตา ซึ่งเป็นสาเหตุให้น้ำมันและน้ำมันดินเกิดการแตกตัวเป็นก๊าซก่อนที่จะออกไปสู่ภายนอก ทำให้ก๊าซชีววมวลที่ได้มีปริมาณน้ำมันและน้ำมันดินต่ำ เตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบนี้ได้ทำการออกแบบให้สามารถใช้กับยานพาหนะ เนื่องจากมีน้ำหนักเบา และมีผลตอบสนองเร็วต่อการเปลี่ยนแปลงของภาระที่กระทำอยู่ เชื้อเพลิงแข็งที่ควรนำมาใช้กับเตาเผาแบบนี้ ควรเป็นถ่านไม้ที่มีคุณภาพสูง



ภาพที่ 11 ลักษณะโครงสร้างของผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลตัดขวาง
ที่มา: FAO (1986)

4. เตาผลิตก๊าซแบบฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized Bed gasifier)

เตาผลิตก๊าซชีววมวลจากที่กล่าวมาแล้วทั้งสามแบบข้างต้น การทำงานของกระบวนการในระบบขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาทางเคมีและสภาพทางฟิสิกส์ของเชื้อเพลิง โดยที่จะเกิดปัญหาทางด้าน Slag ที่เกิดขึ้นมากเกินไป จึงทำให้เกิดการอุดตันในเตาเผาบ่อยครั้ง เพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจึงได้มีการนำเตาเผาแบบฟลูอิดไดซ์เบด มาใช้เตาเผาแบบนี้อากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิงแข็ง เมื่อเราเพิ่มความเร็วนៃของอากาศที่ไหลผ่านสูงจนกระทั่งทำให้เชื้อเพลิงที่วางอยู่เริ่มลอยตัวขึ้นมีลักษณะคล้ายกับของไหลดังภาพที่ 12 ในขณะที่เริ่มติดไฟนั้นเบด จะเริ่มร้อนขึ้นจนอุณหภูมิถึงจุดติดไฟของเชื้อเพลิง หลังจากนั้นเชื้อเพลิงจึงจะถูกป้อนเข้าไปอย่างสม่ำเสมอ ภายใจเตาจะใส่วัสดุเฉื่อย เช่นทราย หรือวัสดุเร่งปฏิกิริยา ได้แก่ หินปูน ซึ่งช่วยในการถ่ายเทความร้อนและช่วยในการทำความสะอาดก๊าซที่ได้จากเบด เตาเผาแบบนี้มีข้อดีคือ การควบคุมอุณหภูมิในเตาเผาสามารถทำได้ง่าย จึงสามารถรักษาอุณหภูมิให้ต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของเถ้าได้ ทำให้ไม่เกิดการจับตัวของ Slag ที่เกิดขึ้นจึงสามารถใช้กับเชื้อเพลิงที่มีเถ้ามากได้ แต่ข้อเสียของเตาเผาแบบนี้คือ ก๊าซชีววมวลที่ออกจากเตาเผาจะมีปริมาณเถ้า และฝุ่นถ่านออกมาด้วย เนื่องจากความเร็วของอากาศภายในเตาสูง จึงต้องมีการนำไซโคลน (Cyclone) หรือ Baghouse มาใช้กับระบบนี้ด้วย



ภาพที่ 12 ลักษณะโครงสร้างของเตาผลิตก๊าซแบบฟลูอิดไดซ์เบด

ที่มา: FAO (1986)

ก๊าซที่ได้ออกมาจากเครื่องผลิตก๊าซชีววมวลสามารถนำมาใช้ประโยชน์ได้ 3 ทาง คือ

1. นำไปสังเคราะห์เป็นเชื้อเพลิงเหลว (Syn gas) เช่น เมทานอล น้ำมันเบนซิน และ แอมโมเนีย
2. การใช้ก๊าซเพื่อเดินเครื่องยนต์ (Shaft-power system)
3. การใช้ก๊าซเพื่อพลังงานความร้อน หรือการนำไปใช้สร้างความร้อนโดยตรง

(Direct-heat system)

ในงานวิจัยนี้จะนำก๊าซที่ได้ออกมาจากเตาผลิตก๊าซชีววมวลไปใช้สร้างความร้อนโดยตรง (Direct-heat system) โดยการนำก๊าซที่ได้ไปเผาไหม้ต่อในห้องเผาไหม้ และนำอากาศร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ไปอบปุ๋ยต่อไป

ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเตาผลิตก๊าซชีววมวลคือก๊าซชีววมวล ซึ่งจะมีค่าความร้อนแตกต่างกัน ตามส่วนผสมของก๊าซว่ามีโมเลกุลใดอยู่ในอัตราส่วนเท่าใด ซึ่งโดยปกติก๊าซที่ได้จากเตาผลิตก๊าซชีววมวลนั้น จะมีองค์ประกอบหลักเป็นก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ ก๊าซไฮโดรเจน และมีเทน ซึ่งเป็นก๊าซที่สามารถเผาและให้ความร้อนออกมา ส่วนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซไนโตรเจนในกรณีของ Air Gasification นั้น เป็นก๊าซที่ไม่ให้ความร้อนในการเผาไหม้ ซึ่งจะไม่นำมาใช้ในการคำนวณหาค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิง และในการผลิตก๊าซชีววมวลนั้นกระบวนการและสถานะในการผลิต ยังมีส่วนให้อัตราการเกิดองค์ประกอบที่ต่างกันในกลุ่มก๊าซชีววมวล โดยสถานะหนึ่งที่น่าสนใจและเป็นปัญหาที่สำคัญในกระบวนการผลิตก๊าซชีววมวล คือ ปริมาณความชื้นในเชื้อเพลิงตั้งต้นที่นำไปผลิตเป็นก๊าซชีววมวลนั้น จากบทความการวิจัยพบว่า หากปริมาณความชื้นในเชื้อเพลิงเพิ่มสูงขึ้น จะมีผลทำให้อัตราการเกิดก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ลดลง แต่อัตราการเกิดก๊าซไฮโดรเจนและก๊าซมีเทนสูงขึ้น ถึงแม้ว่าก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซมีเทนจะเป็นก๊าซที่ให้ค่าความร้อนสูงกว่า ก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ ก็ตาม แต่อัตราการเพิ่มขึ้นของก๊าซมีเทนและก๊าซไฮโดรเจนนั้น น้อยมากเมื่อเทียบกับอัตราการลดลงของก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ เป็นเหตุให้ค่าความร้อนจากก๊าซชีววมวลลดลงเมื่อความชื้นในเชื้อเพลิงตั้งต้นมีอัตราส่วนสูงขึ้น (Zainal, 2001)

หลักการออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวล

Food and Agriculture Organization of the United Nations (FAO) เสนอหลักการออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวลไว้ตาม FAO (1986) โดยพิจารณาในโซนเผาไหม้ ซึ่งเป็นโซนที่ก่อให้เกิดความ

ร้อนและเกิดการสังเคราะห์ก๊าซขึ้นและเป็นส่วนที่อากาศจากภายนอกจะไหลเข้าสู่เตาเพื่อให้เกิดการเผาไหม้เชื้อเพลิง การควบคุมอุณหภูมิการเผาไหม้ให้กระจายตัวได้ดีจึงเป็นสิ่งสำคัญมาก ซึ่งแนวทางที่จะช่วยให้การกระจายตัวของอุณหภูมิภายในโชนนี้เป็นไปอย่างทั่วถึงจะทำได้ 2 วิธีคือการลดพื้นที่หน้าตัดภายในโชนหรือการทำคอขวดในช่วงโชนนี้ (throat concept) และการกระจายหัวจ่ายลมให้ทั่วถึงตามเส้นรอบวง โดยหลักการออกแบบเตาสามารถสรุปได้ดังนี้

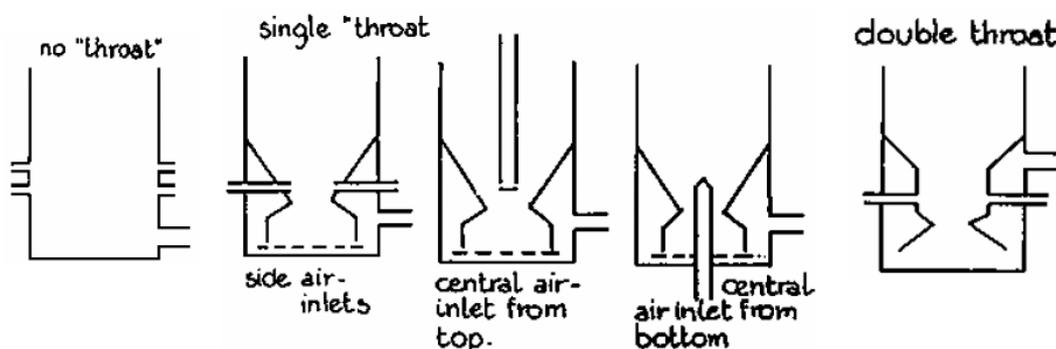
- กำหนดตัวแปรขึ้นมาหนึ่งตัว คือ ฮาร์ทโหลด (Hearth load : B) ซึ่งมีหน่วยเป็น m^3/cm^2-hr ซึ่งก็คืออัตราการไหลของอากาศที่เข้าภายในเตาผลิตก๊าซชีววมวลต่อพื้นที่หน้าตัดภายในโชนเผาไหม้ โดยที่ B จะมีค่าแตกต่างกันระหว่าง แบบไม่มีคอขวด (no throat) แบบหนึ่งคอขวด (single throat) และแบบสองคอขวด (double throat) โดยมีสมการให้การหาขนาดของคอขวดดังนี้

$$B = \frac{\dot{Q}_{air}}{A_i} \quad (9)$$

ซึ่งจะมีค่ามากที่สุดที่ยอมรับได้ดังนี้ 0.03, 0.11 และ 0.4 ตามลำดับ

- ค่าความสูงของโชนรีดักชันควรมีค่ามากกว่า 20 cm แต่ไม่ควรมีค่าเกิน 32 cm (ซึ่งเป็นค่าเฉลี่ยจากเตาผลิตก๊าซหลายเครื่อง)

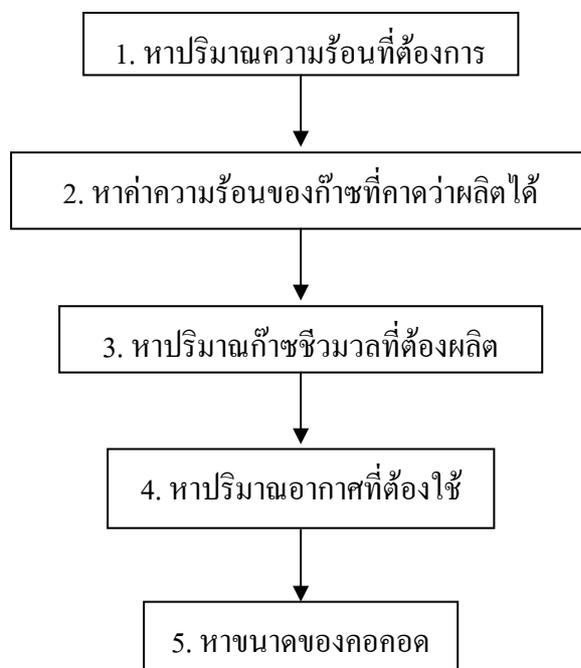
- การแบ่งประเภทของคอขวดภายในเตาผลิตก๊าซสามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ประเภทคือ แบบไม่มีคอขวด แบบหนึ่งคอขวด และแบบสองคอขวด ตามภาพที่ 13



ภาพที่ 13 ประเภทของคอขวดภายในเตาผลิตก๊าซ

ที่มา: FAO (1986)

เราสามารถออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น โดยมีขั้นตอนการออกแบบดังต่อไปนี้



ภาพที่ 14 ขั้นตอนการออกแบบเตาผลิตก๊าซ

1. หาค่าปริมาณความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการอบปุ๋ยและการหาค่าความร้อนสูญเสีย

ปุ๋ยที่ถูกปั่นเป็นเม็ดจะมีความชื้นอยู่ในเม็ดปุ๋ย จึงจำเป็นต้องมีกระบวนการอบไล่ความชื้นออกจากเม็ดปุ๋ย ปริมาณความร้อนที่ใช้ในการอบปุ๋ยจะมาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตาเผาไม้ฟืน ความร้อนนี้จะถูกถ่ายเทไปสู่เม็ดปุ๋ยภายในท่ออบปุ๋ย น้ำที่อยู่ภายในเม็ดปุ๋ยจะถูกทำให้ระเหยออกไป ปริมาณความร้อนที่ใช้ทั้งหมดภายในกระบวนการอบปุ๋ยนี้ จะถูกแบ่งออกเป็นสองส่วนคือ ความร้อนที่ถ่ายเทเข้าสู่เม็ดปุ๋ยเพื่อทำให้น้ำระเหยออกไป และความร้อนที่สูญเสียจากท่ออบปุ๋ย ซึ่งในงานวิจัยนี้จะไม่นับรวมความร้อนสูญเสียจากเตาอบปุ๋ยเพราะมีค่าเล็กน้อยเมื่อเทียบกับค่าความร้อนสูญเสียจากท่ออบปุ๋ย

ในการคำนวณหาค่าปริมาณความร้อนที่ถ่ายเทเข้าสู่เม็ดปฏึกเพื่อทำให้น้ำระเหยออกไป จะคำนวณโดยอาศัยสมการที่ (10) ซึ่งจะแบ่งการคิดออกเป็นสองส่วนคือ พลังงานความร้อนของการเปลี่ยนอุณหภูมิของสาร และพลังงานความร้อนของการเปลี่ยนสถานะของสาร (Özisik, 1985)

$$\dot{Q} = \dot{m}c\Delta T + \dot{m}L \quad (10)$$

พลังงานความร้อนของการเปลี่ยนอุณหภูมิของสารจะเป็นช่วงที่น้ำในเม็ดปฏึกมีการเปลี่ยนอุณหภูมิจาก อุณหภูมิเม็ดปฏึกถึงอุณหภูมิ 100 °C และพลังงานความร้อนของการเปลี่ยนสถานะของสารจะเป็นช่วงที่น้ำมีอุณหภูมิ 100 °C เปลี่ยนสถานะจากของเหลวไปเป็นไอ

ในส่วนการคำนวณหาค่าปริมาณความร้อนสูญเสียจากท่ออบปฏึก จะคิดเป็นแบบ การพาความร้อนแบบอิสระ (free convection) ในท่อทรงกระบอกยาวแนวนอน (Özisik, 1985) ดังสมการที่ (11)

$$Q_{conv} = \pi DL(h_m)_{cyl}(T_w - T_\infty) \quad (11)$$

ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อนภายในท่อทรงกระบอกจะสามารถหาได้จากสมการที่เกี่ยวข้องดังนี้ โดยที่

$$Gr = \frac{g\beta D^3(T_w - T_\infty)}{\nu^2} \quad (12)$$

เมื่อได้เลขกราชอฟแล้วก็จะนำไปหาเลขเรย์ลีได้จากสมการ(13)

$$Ra = Gr \times Pr \quad (13)$$

เมื่อได้ค่าเลขเรย์ลีก็จะนำไปหาค่าเลขนัสเซลได้จากสมการ(14)

$$Nu^{1/2} = 0.60 + \frac{0.387Ra^{1/6}}{[1 + (0.599/Pr)^{9/16}]^{8/27}} \quad (14)$$

จะใช้สมการ (13) ได้ในกรณี $10^{-4} < Ra < 10^{12}$ เมื่อได้ค่า Nu แล้วก็สามารถหาค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อนภายในท่อทรงกระบอกได้จากสมการ (15)

$$Nu = \frac{(h_m)_{cyl} D}{k} \quad (15)$$

2. หาค่าความร้อนของก๊าซที่คาดว่าจะผลิตได้

การหาค่าความร้อนที่ผลิตได้เตาผลิตก๊าซในขั้นตอนการออกแบบนี้จะใช้ประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซซึ่งโดยปกติจะมีประสิทธิภาพอยู่ประมาณ 70 - 85% (McKendry ;2002) คูณกับค่าความร้อนของเชื้อเพลิงดังสมการ (16)

$$\dot{Q}_{heat,gas} = HV_{fuel} \times \eta_{ther} \quad (16)$$

3. หาปริมาณก๊าซชีวมวลที่ต้องผลิต

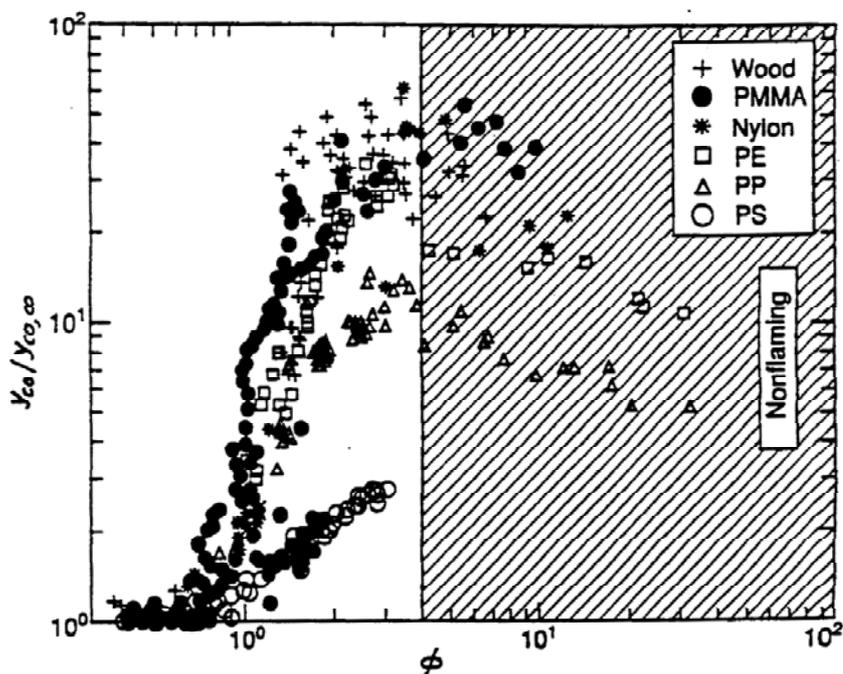
ปริมาณก๊าซชีวมวลที่จะต้องผลิตจากเตาผลิตก๊าซนั้นจะเป็นสัดส่วนโดยตรงกับค่าความร้อนใช้งานสามารถหาได้จากสมการ (17)

$$\dot{m}_{gas} = \frac{\dot{Q}_{heat,consum}}{\dot{Q}_{heat,gas}} \quad (17)$$

4. หาปริมาณอากาศที่ต้องใช้

ปริมาณอากาศที่ต้องใช้ เป็นปริมาณอากาศที่จะต้องจ่ายเข้าไปในเตาผลิตก๊าซชีวมวล ซึ่งเป็นการเผาไหม้แบบอับอากาศ และจะให้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในสัดส่วนที่มากกว่าปกติ การเผาไหม้แบบอับอากาศนี้ จะเป็นอัตราส่วนระหว่างปริมาณอากาศที่เผาไหม้พอดีต่ออากาศที่ใช้ในการเผาไหม้จริง (ϕ) ดังสมการ (18)

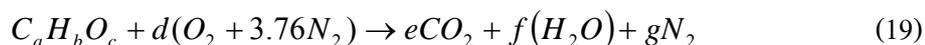
$$\phi = \left(\frac{\dot{m}_{stoi}}{\dot{m}_{actual}} \right) \quad (18)$$



ภาพที่ 15 ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้ที่ ϕ ต่างๆ

ที่มา: Quintiere (2006)

จากภาพที่ 15 ถ้าใช้ ϕ ในช่วง 2-4 จะทำให้เกิดปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ออกมาประมาณ 20-60 เท่าของปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งเป็นช่วงที่ได้ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์มากที่สุด และปริมาณอากาศที่เผาไหม้พอดีสามารถหาได้จากสมการการเผาไหม้อย่างง่ายดังสมการ (19)



5. หาขนาดของคอคอด

ขนาดของคอคอดมีความสัมพันธ์กับ ฮาร์ทโหลด (B) และหาได้จากสมการ (9) ซึ่งจะให้ค่าพื้นที่หน้าตัดของคอคอดและหลังจากนั้นสามารถหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางของคอคอดได้จากสมการ(20)

$$D_i = \sqrt{\frac{A_i \times 4}{\pi}} \quad (20)$$

คุณลักษณะของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

ตารางที่ 3 อัตราส่วนโดยมวลของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

ชนิดของเชื้อเพลิง	สัดส่วนโดยมวล		
	คาร์บอน (C)	ไฮโดรเจน (H)	ออกซิเจน (O)
ไม้ยางพารา	25.58	3.19	24.48
ไม้ยูคาลิปตัส	18.60	2.2	16.68
กะลาปาล์ม	44.44	5.01	34.07
กะลามะพร้าว	50.20	5.70	43.40

ที่มา: มุคนิธิพลังงานเพื่อสิ่งแวดล้อม (2549), Kirubakaran (2007)

อุปกรณ์และวิธีการ

อุปกรณ์

สำหรับอุปกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัยนี้

1. อุปกรณ์วัดค่าความร้อนของเชื้อเพลิงแบบบอมบ์แคลอริมิเตอร์ (bomb calorimeter)
2. เทอร์โมคัปเปิลชนิด เค (thermocouple ; type K)
3. เครื่องวัดปริมาณทางไฟฟ้า (digital multi-meter)
4. อุปกรณ์จ่ายลม (blower)
5. วาล์วปิด - เปิด (shut off valve)
6. อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของลมชนิดออริฟิซ (orifice)
7. อุปกรณ์วัดน้ำหนัก (Load cell)

จะขอก้าวถึงในรายละเอียดดังต่อไปนี้

1. อุปกรณ์วัดค่าความร้อนของเชื้อเพลิงแบบบอมบ์แคลอริมิเตอร์ (bomb calorimeter)

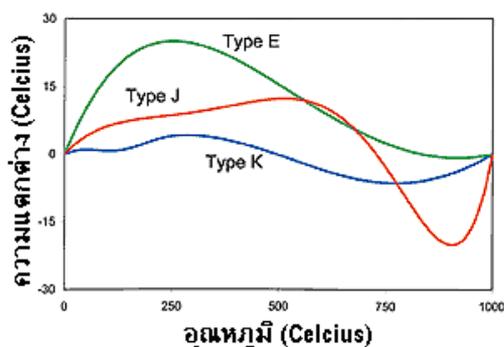
เป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการวัดค่าปริมาณความร้อนของเชื้อเพลิงแข็ง และเชื้อเพลิงเหลว โดยอาศัยหลักการทำงานด้วยกระบวนการปริมาณคงที่ เมื่อเชื้อเพลิงเกิดการสันดาปแล้วจะให้พลังงานความร้อนออกมาซึ่งจะกำหนดให้อยู่ในรูปของค่าความร้อนทางเชื้อเพลิงต่อหน่วยน้ำหนัก เช่น บีที ยู/ปอนด์ กิโลแคลอรี/กิโลกรัม และ กิโลจูล/กิโลกรัม แสดงดังภาพที่ 16



ภาพที่ 16 ส่วนประกอบภายนอกของบอมบ์แคลอรีมิเตอร์

2. เทอร์โมคัปเปิลชนิด เค (thermocouple ; type K)

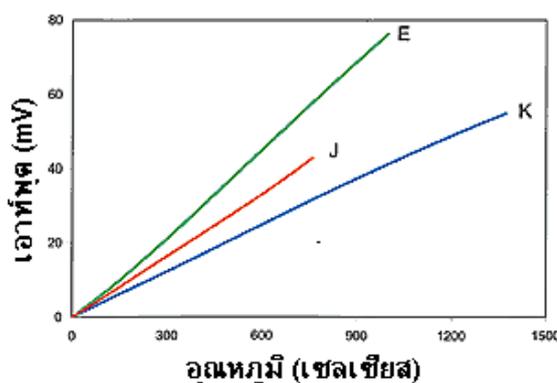
เป็นเซนเซอร์วัดอุณหภูมิซึ่งสามารถวัดค่าอุณหภูมิได้ในช่วงที่กว้างคือมีค่าประมาณ $-250\text{ }^{\circ}\text{C} - 1300\text{ }^{\circ}\text{C}$ แล้วแต่ชนิดของเทอร์โมคัปเปิล ซึ่งแต่ละชนิดจะมีผลการตอบสนองของช่วงอุณหภูมิในการวัดที่แตกต่างกัน แสดงดังภาพที่ 17 ซึ่งการใช้งานเทอร์โมคัปเปิลจะใช้งานร่วมกับเครื่องวัดปริมาณทางไฟฟ้า (digital multimeter)



ภาพที่ 17 ค่าความแตกต่างของเทอร์โมคัปเปิลแต่ละชนิด

ที่มา: สุภัทรชัย (2546)

ภาพที่ 17 แสดงถึงความแตกต่างของเส้นโค้งการตอบสนองของเทอร์โมคัปเปิลซึ่งทั้ง 3 ชนิดคือ Type E, Type K และ Type J เทียบกับเส้นตรงในย่านอุณหภูมิ 0- 1,000 °C ซึ่งทั้ง 3 ชนิดนี้ ใช้กันอยู่ในวงการอุตสาหกรรม จะเห็นได้ว่า Type K มีความเป็นเชิงเส้นมากที่สุด ความนิยมใช้เทอร์โมคัปเปิล Type K จึงมากที่สุด เนื่องจากมีค่าความแปรปรวนของเอาต์พุตน้อยเมื่อมีการใช้งานในอุณหภูมิสูง ในขณะที่เอาต์พุตสัมพัทธ์ของเทอร์โมคัปเปิลทั้ง 3 ซึ่งแปรผันในฟังก์ชันของอุณหภูมิช่วง 0-1,400 °C แสดงอยู่ในภาพที่ 18 และเราก็จะเห็นได้ว่าเทอร์โมคัปเปิล Type E และ Type J ให้การตอบสนองที่ดีกว่า Type K และแม้ว่าจะด้วยสาเหตุนี้ความนิยมใน Type K ก็ยังมีมากกว่าเนื่องจากคุณลักษณะความเป็นเชิงเส้นที่ดีกว่านั่นเอง



ภาพที่ 18 ลักษณะการตอบสนองของเทอร์โมคัปเปิลแต่ละชนิด
ที่มา: สุภัทรชัย (2546)

3. เครื่องวัดปริมาณทางไฟฟ้า (digital multimeter)

เครื่องวัดปริมาณทางไฟฟ้าหรือโดยทั่วไปเรียกว่าดิจิตอลมัลติมิเตอร์ถูกจัดไว้ในจำพวกมิเตอร์แบบอิเล็กทรอนิกส์ มิเตอร์จำพวกนี้ประกอบด้วย VTVM มิเตอร์ที่ใช้ FET ทรานซิสเตอร์ หรือ IC ข้อดีที่มิเตอร์จำพวกนี้เหนือกว่ามิเตอร์แบบทั่วๆไปคือ มีค่าอินพุตอิมพีแดนซ์สูงกว่าประมาณ $10\text{ M}\Omega$ หรือมากกว่า สำหรับเครื่องวัดปริมาณทางไฟฟ้าในงานวิจัยนี้จะใช้วัดอุณหภูมิซึ่งใช้งานร่วมกับ เทอร์โมคัปเปิลชนิด เค มีลักษณะเป็นดังแสดงในภาพที่ 19



ภาพที่ 19 เครื่องวัดปริมาณทางไฟฟ้าที่ใช้ในงานวิจัยนี้

โดยมีคุณลักษณะเฉพาะของเครื่องวัดปริมาณทางไฟฟ้า(สำหรับวัดอุณหภูมิ) มีดัง ต่อไปนี้

บริษัทผู้ผลิต	Uni-Trend International Limited
รุ่น	UT60G
ช่วงอุณหภูมิในการวัด	-40 – 1000°C
ค่าความถูกต้อง	-40 – 0°C :±(3%+4)
	0 – 400°C :±(1%+3)
	400 – 100°C :±(2%+10)
ความเร็วในการวัด	3 ครั้ง/วินาที

4. อุปกรณ์จ่ายลม (blower)

เป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการจ่ายลมให้กับเตาผลิตก๊าซ ซึ่งติดตั้งชุดใบพัดมาพร้อมมอเตอร์ ดังภาพที่ 20



ภาพที่ 20 ลักษณะของอุปกรณ์จ่ายลม

5. วาล์วปิด-เปิด (shut off valve)

เป็นอุปกรณ์ใช้ควบคุมอัตราการไหลของอากาศที่จะเข้าไปยังเตาผลิตก๊าซ โดยควบคุมปริมาณของอากาศตามสมการ $Q=AV$ โดยที่ Q คือ ปริมาณของของไหล ซึ่งที่นี้เป็นอากาศ, A คือ พื้นที่หน้าตัดที่ของไหลผ่าน ซึ่งในที่นี้จะเปลี่ยนแปลงตามตำแหน่งการเปิด-ปิดของวาล์ว และ V คือ ความเร็วของของไหล ซึ่งการทดลองนี้ใช้อุปกรณ์จ่ายลมที่ไม่ได้มีการปรับรอบของแหล่งต้นกำลัง จึงถือว่าความเร็วที่ออกจากอุปกรณ์จ่ายลมคงที่



ภาพที่ 21 ลักษณะของวาล์วปิด-เปิด (shut off valve)

6. อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของลมชนิดออริฟิศ (Orifice)

เป็นอุปกรณ์วัดอัตราการไหลของลม โดยมีลักษณะเป็นแผ่นโลหะเจาะรูกลมตรงกลางขอบของรูจะเป็นมุมตัด นำไปวางขวางกระแสการไหลของของไหลในท่อ การคำนวณค่าอัตราการไหลจะใช้หลักการของการวัดค่าความดันที่แตกต่างกัน ดังแสดงในภาพที่ 22



ภาพที่ 22 อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของลมชนิดออริฟิศ (orifice)

อัตราการไหลซึ่งวัดค่าความแตกต่างความดันนั้นสามารถหาค่าได้จากสมการ (21) (Richard and Donald, 2000)

$$\dot{Q}_{air} = K_o A \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho_{air}}} \quad (21)$$

ส่วนความแตกต่างของความดันนั้นสามารถวัดได้ด้วยวิธีต่างๆ กันแต่วิธีหนึ่งที่สามารถวัดค่าได้ง่ายและประหยัดคือการใช้ มานอมิเตอร์ ซึ่งใช้หลักการความแตกต่างความดันทำให้ของเหลวภายในมานอมิเตอร์มีความสูงทั้งสองข้างไม่เท่ากัน โดยสามารถคำนวณหาค่าความแตกต่างความดันได้จากสมการ (22)

$$\Delta p = \rho_{water} g \Delta h \quad (22)$$

7. อุปกรณ์วัดน้ำหนัก (Load cell)

เป็นอุปกรณ์วัดน้ำหนัก โดยน้ำหนักที่ชั่งได้จะแปรผันตามกระแสไฟฟ้าที่จ่ายออกมา



ภาพที่ 23 อุปกรณ์ชั่งน้ำหนัก (load cell)

ในส่วนรายละเอียดในการคำนวณค่าอัตราการไหลจะศึกษาได้ในภาคผนวก ก

วิธีการ

1. การหาค่าปริมาณความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการอบปฏึก

ค่าปริมาณความร้อนที่ใช้ในกระบวนการอบปฏึกจะแบ่งออกเป็นสองส่วนคือ ค่าความร้อนที่ถ่ายเทเข้าสู่เมล็ดปฏึก และค่าความร้อนที่สูญเสียจากท่ออบปฏึก โดยค่าความร้อนที่ถ่ายเทเข้าสู่เมล็ดปฏึกจะหาได้จากสมการ(9) และค่าความร้อนที่สูญเสียจากท่ออบปฏึกจะหาได้จากสมการ(10)-(14)

2. การหาค่าปริมาณความร้อนของเชื้อเพลิงที่ใช้ในกระบวนการอบปฏึก

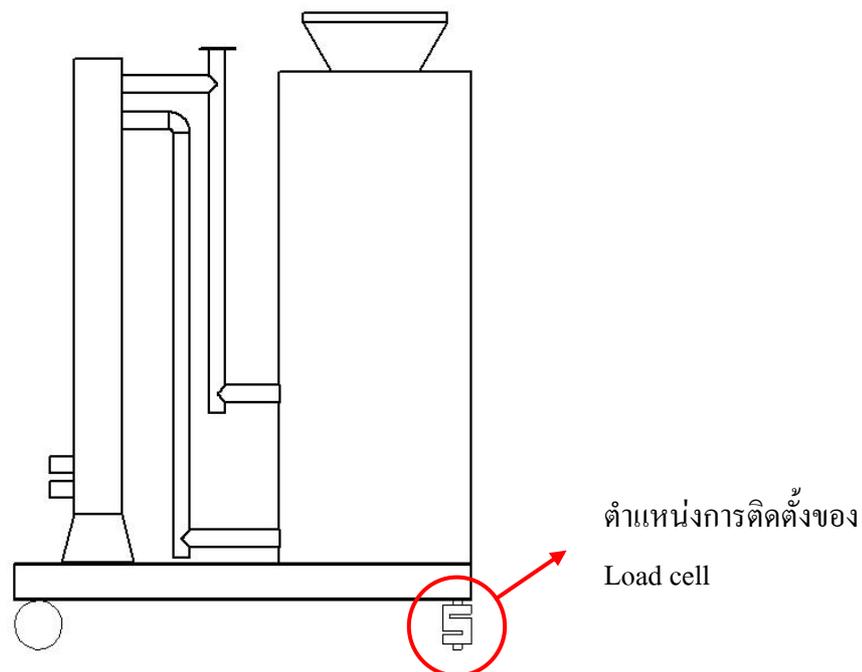
ในกระบวนการอบปฏึกจะมีการใช้เชื้อเพลิงหลายชนิดแล้วแต่สถานที่และแหล่งที่มาของเชื้อเพลิง ซึ่งขึ้นอยู่กับ การตัดสินใจของโรงงานแต่ละโรง สำหรับงานวิจัยนี้ทางโรงงานได้จัดหาเชื้อเพลิงทางเลือกสำหรับงานวิจัย 4 ชนิด ได้แก่ ไม้ยางพารา ไม้ยูคาลิปตัส กะลามะพร้าว และกะลาปาล์ม เป็นเชื้อเพลิง ในการหาค่าปริมาณความร้อนของเชื้อเพลิงจะใช้เครื่อง บอมบ์แคลอริมิเตอร์ ในส่วนรายละเอียดในการทดลองของบอมบ์แคลอริมิเตอร์จะศึกษาได้ในภาคผนวก ก

3. การออกแบบ สร้างและทดสอบชนิดของเชื้อเพลิงสำหรับเตาผลิตก๊าซ

หลังจากคำนวณหาค่าปริมาณความร้อนที่ใช้ในกระบวนการอบปฏึกแล้ว จะนำค่าความร้อนที่ได้มาใช้ในการคำนวณเพื่อออกแบบเตาผลิตก๊าซให้เหมาะสมกับปริมาณความร้อนที่ต้องการใช้ในการอบปฏึก โดยอ้างอิงจากหลักการออกแบบตาม FAO (1986) หลังจากออกแบบเสร็จก็จะทดลองเดินเครื่องเตาผลิตก๊าซ เพื่อทดสอบหาเชื้อเพลิงที่เหมาะสมกับเตาผลิตก๊าซ ลักษณะการทำงาน และศึกษาข้อผิดพลาดที่เกิดขึ้น เพื่อนำไปปรับปรุงการทำงานต่อไป

วิธีการ

1. ติดตั้ง load cell ไว้ใต้เตาเผาซึ่งมวลตรงบริเวณปลายฐานเตาด้านห้องเผาไหม้ โดยด้านหนึ่งใช้ท่อเหล็กกลมยกฐานเตาให้มีความสูงเท่ากับด้านที่ติดตั้ง load cell ไว้ ต่อ load cell เข้ากับดิจิตอลมัลติมิเตอร์ อ่านค่าความต่างศักย์ที่มัลติมิเตอร์ บันทึกค่าเพื่อนำไปคำนวณน้ำหนักของเตาเปล่า



ภาพที่ 24 ตำแหน่งและลักษณะการติดตั้ง Load cell

2. วัดระยะห่างระหว่าง load cell และจุดหมุน (ต่อเหล็กกลม)
3. ใส่ไม้พินลงในเตาเผาชีวมวล
4. อ่านค่าความต่างศักย์ที่ได้จากมัลติมิเตอร์ จดบันทึกเพื่อนำไปคำนวณน้ำหนักของไม้พินที่ใส่เข้าไปในเตา
5. จุดเตา
6. ใส่น้ำลงในภาชนะบรรจุน้ำ ปริมาณ 5 ลิตรจนเดือดแล้วเริ่มจับเวลา
7. ทำการทดลองซ้ำโดยเปลี่ยนชนิดของเชื้อเพลิงตามรูปแบบการทดลอง

ผลและวิจารณ์

เพื่อให้สอดคล้องกับวิธีดำเนินการวิจัยที่กล่าวมาแล้วข้างต้น ผลวิจัยจึงขอนำเสนอผลและวิจารณ์แบ่งเป็นหัวข้อดังนี้ คือ

การหาค่าปริมาณความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการอบปุย

1. การหาปริมาณค่าความร้อนที่ถ่ายเทเข้าสู่เมล็ดปุย

ในกระบวนการอบปุยอินทรีย์ของบริษัท ศักดิ์สยาม อินเตอร์เนชั่นแนล จำกัด เมล็ดปุยที่ผ่านการป่นจะมีปริมาณความชื้นภายในเมล็ดปุยประมาณ 13-15% เมื่อเมล็ดปุยผ่านการอบออกมาแล้วจะมีค่าความชื้นเหลืออยู่ประมาณ 5-7% มีกำลังการผลิต 300 ตันต่อวัน โดยประมาณ และทำงาน 14 ชั่วโมงต่อวัน

โดยกำหนดให้ อุณหภูมิอากาศภายนอกมีค่า $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ (308.15 K) และอุณหภูมิน้ำเดือดมีค่า $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ (373.15 K) คิดค่าความชื้นที่เหลืออยู่ในเมล็ดปุยหลังจากอบแล้วที่ 5% (wet basis) ความชื้นภายในเมล็ดปุยก่อนอบมีค่า 15% (wet basis) ปุย 300 ตันต่อวันเป็นผลผลิตที่ผ่านการอบและมีค่าความชื้น 5% ก็จะมีน้ำอยู่ในเมล็ดปุย $300 \times 0.05 = 15$ ตันต่อวัน เนื้อเมล็ดปุยแห้งจะมีน้ำหนัก 285 ตันต่อวัน ที่ความชื้น 15% (wet basis) ปุยจะมีน้ำหนัก = น้ำหนักปุยแห้ง / $(1 - 0.15) = 335.29$ ตันต่อวัน น้ำหนักน้ำภายในเมล็ดปุยที่ต้องการให้ระเหยไปมีค่า $335.29 - 300 = 35.29$ ตันต่อวันจะสามารถหาค่าความร้อนที่ถ่ายเทเข้าสู่เมล็ดปุยได้ดังสมการ (10)

มวลของน้ำที่ต้องการให้ระเหยออกจากเมล็ดปุย 35.29 ตันต่อวัน จะมีค่า 0.7 kg/s ที่ชั่วโมงทำงาน 14 ชั่วโมงต่อวัน จะได้อัตราความร้อนที่ถ่ายเทสู่น้ำในเมล็ดปุย มีค่า $1,772.82\text{ kJ/s}$ (kW) ซึ่งเป็นอัตราความร้อนที่ใช้ทั้งหมด 4 เตาเมื่อคิดเทียบเพียงหนึ่งเตาจะมีค่า 443.21 kJ/s (kW)

2. การหาค่าปริมาณความร้อนที่สูญเสียจากท่ออบปฏึก

ในกระบวนการอบปฏึกท่อที่ใช้ในการอบปฏึกต่อหนึ่งเตาเผา จะใช้ 3 ท่ออบ โดยแบ่งออกเป็นท่ออบร้อน 2 ท่อและท่ออบเย็น 1 ท่อ ในการคิดค่าความร้อนสูญเสียจากท่ออบปฏึกจะคิดจากท่ออบปฏึกเพียง 2 ท่อ โดยกำหนดให้อากาศร้อนที่เข้าท่ออบปฏึกมีอุณหภูมิ 900 °C (1,173.15 K) และอุณหภูมิปลายท่อมีค่า 100 °C (373.15 K) ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในท่อจะมีค่า 773.15 K โดยจะคิดการสูญเสียความร้อนเป็นแบบ การพาความร้อนแบบอิสระ (free convection) ดังสมการ (11)

ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อนจะสามารถหาได้จากสมการที่ (11) ถึง (15) โดยที่

$$T_f = \frac{1}{2}(T_w + T_\infty) = 540.65 \text{ K}$$

เลขกราชอฟ (Gr) มีค่า 2.322×10^9 ทำให้ เลขเรย์ลี (Ra) มีค่า 1.579×10^9 ซึ่งจะนำค่าไปใช้ในการคำนวณต่อไปในสมการที่ (14)

จากสมการที่ (14) จะได้ค่า เลขนัสเซล (Nu) มีค่า 132.94 เมื่อได้ค่าเลขนัสเซลแล้วก็สามารถหาค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อนได้จากสมการ (15)

เมื่อแทนค่าลงในสมการ (15) จะได้ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อนมีค่า $7.15 \text{ W/m}^2\text{-K}$ และแทนค่าลงในสมการ (11) จะได้ค่าความร้อนสูญเสียจากท่ออบปฏึกมีค่า 125.34 kW ต่อหนึ่งท่ออบปฏึกใน 1 เตาเผาจะคิดค่าความร้อนสูญเสียจากท่ออบปฏึก 2 ท่อ จึงทำให้มีค่าความร้อนสูญเสียจากท่ออบปฏึกทั้งหมด 250.68 kW ต่อเตาเผา 1 เตา

จากผลการคำนวณค่าความร้อนถ่ายเทเข้าสู่ไอน้ำในเม็ดปฏึกและค่าความร้อนสูญเสียจากท่ออบปฏึก สามารถสรุปได้ว่าปริมาณความร้อนทั้งหมดที่จำเป็นต้องใช้ในการกระบวนการอบปฏึกต่อ 1 เตาเผาไอน้ำพื้นจะมีค่า $443.21 + 250.68 = 693.89 \text{ kW}$ ซึ่งผลจากการคำนวณนี้เป็นการประมาณค่าความร้อนเบื้องต้น โดยกำหนดให้ใช้ค่าตัวแปรที่ง่ายต่อการคำนวณ เนื่องจากการวัดค่าความร้อนและค่าความร้อนสูญเสียในทางปฏิบัติเป็นไปได้ยากที่จะวัดค่าได้ครบถ้วน

การหาค่าปริมาณความร้อนของเชื้อเพลิงที่ใช้ในกระบวนการอบปุย

ในกระบวนการอบปุยมีการใช้ไม้ฟืนเป็นเชื้อเพลิง เผาในเตาเผาฟืนและนำความร้อนไปใช้ในการอบปุยต่อไป ซึ่งไม้ฟืนที่ใช้จะเป็นไม้ยางพารา มีขนาดยาวประมาณ 1.50 m และมีเส้นผ่านศูนย์กลางหลายขนาดคละกันไป จากการสอบถามถึงความสะดวกในการจัดหาเชื้อเพลิงเพื่อเป็นทางเลือกสำหรับหาชนิดของเชื้อเพลิงที่มีความคุ้มค่ามากที่สุด ทางโรงงานได้ให้ข้อมูลว่า สามารถจัดหาเชื้อเพลิงได้อย่างสะดวกมี 4 ชนิด คือ ไม้ยางพารา ซึ่งเป็นเชื้อเพลิงเดิม ,กะลามะพร้าว ,กะลาปาล์ม และไม้ยูคาลิปตัส จึงนำเชื้อเพลิงที่ทางโรงงานจัดหานั้นมาทดลองต่อ โดยค่าความร้อนที่ได้จากการทดลองโดยใช้บอมม์แคลอรีมิเตอร์แสดงในตารางที่ 4

ตารางที่ 4 ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชนิดต่างๆ จากบอมม์แคลอรีมิเตอร์เทียบกับแหล่งอื่น

ชนิดของเชื้อเพลิง	ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง	
	บอมม์แคลอรีมิเตอร์	แหล่งอื่น
	MJ/kg	MJ/kg
ไม้ยางพารา	13.093	8.600
ไม้ยูคาลิปตัส	14.800	4.917
กะลาปาล์ม	14.040	16.900
กะลามะพร้าว	15.750	20.500

ที่มา: มุลินธิพิลังงานเพื่อสิ่งแวดล้อม (2549) ,Kirubakaran (2007)

ในส่วนตัวอย่างการคำนวณค่าความร้อนจากการทดลองบอมม์แคลอรีมิเตอร์สามารถศึกษาได้ในภาคผนวก ก

การออกแบบ สร้างและทดสอบชนิดของเชื้อเพลิงสำหรับเตาผลิตก๊าซ

ตารางที่ 5 ผลลัพธ์ของการเผาไหม้ด้วยปริมาณอากาศเพียงพอ

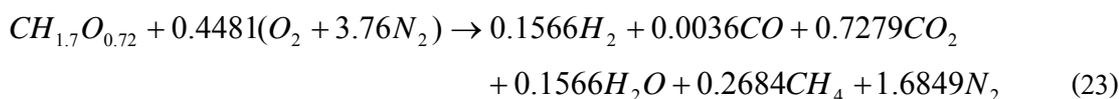
Substance	Formula	Actual Yields (g products/g mass lost)			
		CO ₂	CO	Soot	Other hydrocarbon
Wood (red oak)	CH _{1.7} O _{0.72}	1.27	0.004	0.015	0.001

ที่มา: Quintiere (2006)

เชื้อเพลิงที่ใช้ในเตาผลิตก๊าซจะเป็นไม้ยางพารา ซึ่งเป็นการยากที่จะระบุสูตรสมการเคมีได้อย่างแน่นอน จึงใช้สูตรสมการเคมีของไม้ โอ๊คแดง (red oak) เป็นหลักในการคำนวณหาค่าปริมาณอากาศที่จำเป็นต่อการเผาไหม้สมบูรณ์ได้ (stoichiometry) ซึ่งมีสูตรเคมีดังตารางที่ 5 เมื่อพิจารณาเชื้อเพลิง CH_{1.7}O_{0.72} 1 mole จะมีมวล 25.22 g เพราะฉะนั้นจะมี

$$CO = \frac{0.004 \times 25.22}{28} = 0.0036 \text{ mole} \text{ และ } CO_2 = \frac{1.27 \times 25.22}{44} = 0.7279 \text{ mole}$$

จะได้สมการการเผาไหม้ของไม้ กับอากาศที่สตอยคิโอมेटรีดังนี้



อากาศจะมีมวล $0.4481(32+3.76(28)) = 61.52$ g เพราะฉะนั้นอัตราส่วนเชื้อเพลิงต่ออากาศ $(F/A)_{\text{stoi}}$ จะมีค่า 0.41 และกำหนดให้เตาผลิตก๊าซมีประสิทธิภาพ 75% แสดงว่าถ้าไม้ยางพาราให้ค่าความร้อนทั้งหมด 13,093.8 kJ/kg เตาผลิตก๊าซก็จะผลิตก๊าซที่ให้ค่าความร้อนได้ 9,820.35 kJ/kg แต่ค่าความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการอบปฏิมีก่า 693.89 kJ/s จำเป็นต้องใช้ก๊าซที่ผลิตได้จากเตาผลิตก๊าซปริมาณ 0.069 kg/s เมื่อคิดจากกฎทรงมวล มวลเข้าต้องเท่ากับมวลออก

$$\dot{m}_{\text{fuel}} = 0.41\dot{m}_{\text{air}} \quad (24)$$

$$\dot{m}_{gas} = \dot{m}_{fuel} + \dot{m}_{air} \quad (25)$$

$$\dot{m}_{gas} = 0.41\dot{m}_{air} + \dot{m}_{air} \quad (26)$$

$$\dot{m}_{gas} = 1.41\dot{m}_{air} \quad (27)$$

จากสมการที่ (27) จะทำให้ทราบปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้สมบูรณ์ (stoichiometry) ซึ่งจะหาปริมาณอากาศที่ใช้จริงได้จาก $\phi = 2-4$ เมื่อทราบปริมาณอากาศที่ใช้จริง ก็จะหาอัตราการไหลของอากาศที่ไหลผ่านเข้าไปในเตาได้ เมื่อกำหนดให้ค่าความหนาแน่นของอากาศ (ρ) ที่อุณหภูมิ 35 °C มีค่า 1.1481578 kg/m³ (Özisik, 1985)

ในการออกแบบเตาผลิตก๊าซแบบไหลขึ้นนี้จะหาค่าความชื้นสำหรับเม็ดปุ๋ยก่อนเข้าท่ออบปุ๋ยที่ 16-17%

ตารางที่ 6 อัตราการไหลของอากาศที่ ϕ ต่างๆ

ค่าความชื้น ภายในเม็ดปุ๋ย (%)	$\phi = 2$		$\phi = 3$		$\phi = 4$	
	\dot{m}_{air} (kg/s)	\dot{Q}_{air} (m ³ /s)	\dot{m}_{air} (kg/s)	\dot{Q}_{air} (m ³ /s)	\dot{m}_{air} (kg/s)	\dot{Q}_{air} (m ³ /s)
15	0.0251	0.0219	0.0167	0.0145	0.0125	0.0109
16	0.0270	0.0235	0.0180	0.0157	0.0135	0.0118
17	0.0286	0.0249	0.0191	0.0166	0.0143	0.0125

ในการคำนวณหาค่าเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาผลิตก๊าซแบบไหลขึ้น จะคำนวณจากอัตราการไหลของอากาศที่ไหลผ่านเข้าไปในเตาดังตารางที่ 6 โดยการออกแบบเตาผลิตก๊าซในวิทยานิพนธ์นี้จะออกแบบเตาเป็นแบบไม่มีคอกวด เนื่องจากเพื่อความสะดวกในการสร้างและรองรับขนาดและชนิดเชื้อเพลิงที่จะใช้ในการทดลอง จึงต้องการพื้นที่ภายในเตาเพื่อให้เชื้อเพลิงสามารถหลุดตัวได้โดยสะดวก และลดโอกาสที่เชื้อเพลิงจะติดขัดกับบริเวณคอกวด

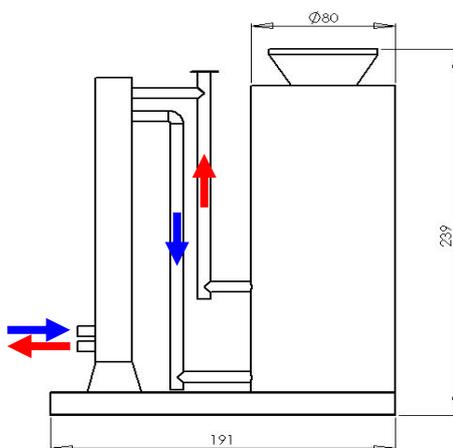
จากฮาร์ทโพลด์ (B) สำหรับแบบไม่มีคอขวดจะมีค่ามากที่สุดที่ยอมรับได้คือ $0.03 \text{ m}^3/\text{cm}^2\text{-hr}$ จะสามารถหาค่าเส้นผ่านศูนย์กลางเตาได้ดังนี้

$$B = 0.03 = \frac{\text{Volume of air inlet}}{\text{Cross area of throat}} \quad (28)$$

ตารางที่ 7 เส้นผ่านศูนย์กลางของเตาผลิตก๊าซ

ค่าความชื้น ภายในเม็ดปุ๋ย (%)	$\text{Ø} = 2$		$\text{Ø} = 3$		$\text{Ø} = 4$	
	Cross area of throat (cm^2)	Diameter of Throat (cm)	Cross area of throat (cm^2)	Diameter of Throat (cm)	Cross area of throat (cm^2)	Diameter of Throat (cm)
15	2,628.00	57.83	1,740.00	47.06	1,308.00	40.80
16	2,820.00	59.91	1,884.00	48.97	1,416.00	42.45
17	2,988.00	61.67	1,992.00	50.35	1,500.00	43.69

จากตารางที่ 7 เมื่อพิจารณาค่าเส้นผ่านศูนย์กลางที่คำนวณออกมาได้ จะเลือกใช้ค่าเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 60 cm เนื่องจากเป็นค่าที่สะดวกในการสร้างเตาผลิตก๊าซ และมีค่าใกล้เคียงกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่คำนวณออกมาได้ กำหนดให้ค่าความสูงของ โชนรีดักชัน มีค่าไม่เกิน 32 cm เมื่อได้ข้อกำหนดในการออกแบบแล้วก็ทำการสร้างแบบจำลองขึ้นดังภาพที่ 25



ภาพที่ 25 รูปแบบการไหลของอากาศภายในเตาผลิตก๊าซชีวมวล



ภาพที่ 26 ลักษณะของเตาผลิตก๊าซชีววมวลเมื่อสร้างแล้วเสร็จ

ในส่วนรายละเอียดตัวอย่างการคำนวณหาค่าเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาผลิตก๊าซสามารถศึกษาได้ในภาคผนวก ก หลังจากนั้นทำเดินเตาเพื่อหาชนิดของเชื้อเพลิงที่เหมาะสมกับเตาผลิตก๊าซชีววมวลที่ได้จัดสร้างขึ้น



ภาพที่ 27 ลักษณะควันก่อนที่ก๊าซชีววมวลจะติดไฟ



ภาพที่ 28 ลักษณะเปลวเพลิงที่ได้จะก๊าซชีววมวล



ภาพที่ 29 การต้มน้ำเพื่อหาปริมาณการใช้เชื้อเพลิงแต่ละชนิด

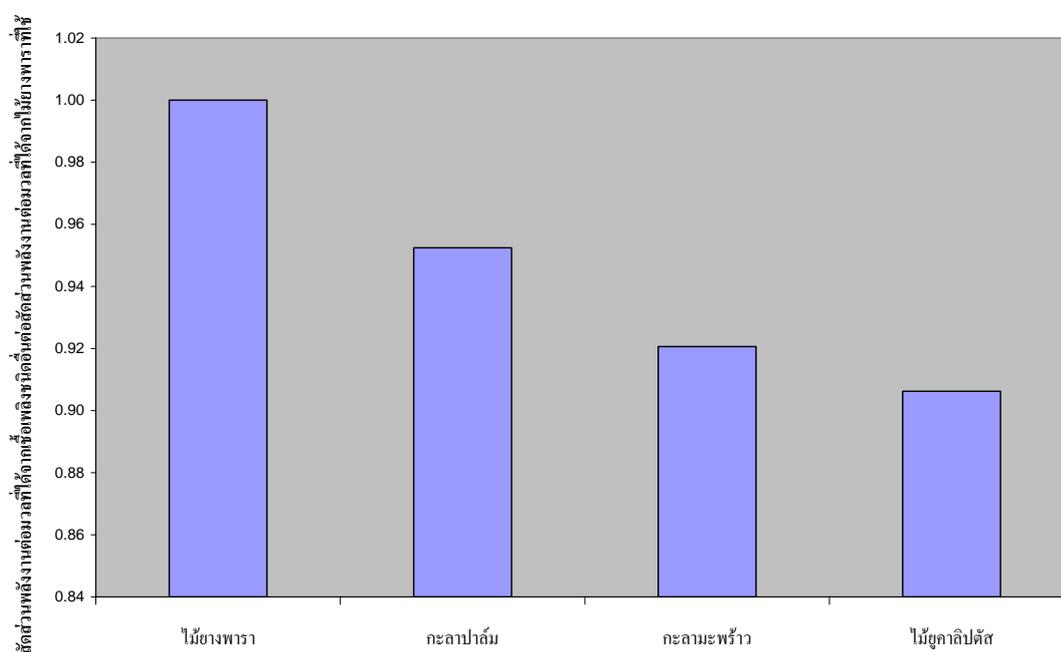
ตารางที่ 8 ผลการทดลองต้มน้ำ 5 ลิตรด้วยเชื้อเพลิงชนิดต่างๆ

ชนิดของ เชื้อเพลิง	Time s	m_{fuel} kg	HV_{water} MJ/kg	HV_{gas} MJ/kg	\dot{m}_{fuel} kg/s	\dot{m}_{air} kg/s
ไม้ยางพารา	1529	11.9874	11,295.83	942.312	0.00784	0.01055
กะลาปาล์ม	1595	12.5861	11,295.83	897.482	0.00789	0.01055
กะลามะพร้าว	1630	13.0208	11,295.83	867.520	0.00799	0.01055
ไม้ยูคาลิปตัส	1516	13.2275	11,295.83	853.965	0.00873	0.01055

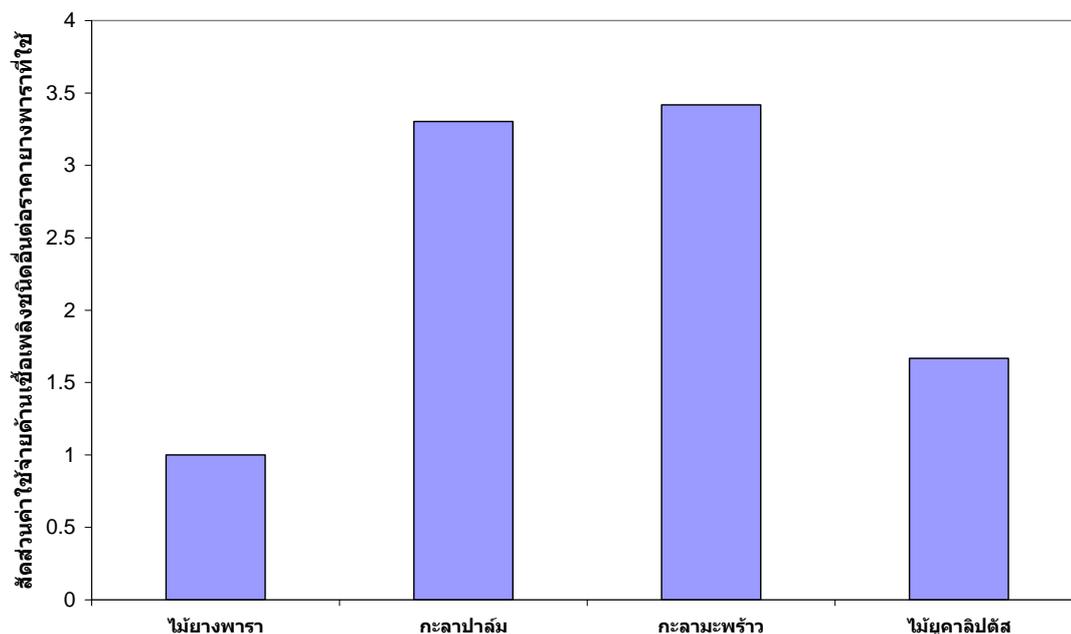
ตารางที่ 9 ปริมาณที่ใช้และค่าพลังงานที่ได้ของเชื้อเพลิงแต่ละชนิด

ชนิดของเชื้อเพลิง	ปริมาณ เชื้อเพลิงที่ใช้ (kg)	ต้นทุน		ค่าความร้อน (kJ/kg)
		ราคาเชื้อเพลิง ต่อหน่วย (Baht/kg)	ราคาเชื้อเพลิง ที่ใช้ในการ ทดลอง (Bath)	
ไม้ยางพารา	11.987	1.20	14.39	942.312
กะลาปาล์ม	12.586	2.50	31.46	897.482
กะลามะพร้าว	13.021	2.50	32.55	867.520
ไม้ยูคาลิปตัส	13.228	1.20	15.87	853.965

หมายเหตุ อ้างอิงราคา ณ เดือนเมษายน พ.ศ. 2549



ภาพที่ 30 การเปรียบเทียบปริมาณพลังงานที่ได้จากเชื้อเพลิงแต่ละชนิดเมื่อทดสอบกับเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้นตัวเดียวกัน



ภาพที่ 31 การเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายด้านเชื้อเพลิงแต่ละชนิดเมื่อเมื่อทดสอบกับเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้นตัวเดียวกัน

การหาอัตราสูญเสียทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซ

จากการคำนวณหาอัตราสูญเสียทางความร้อนซึ่งแสดงไว้ในภาคผนวก ก. พบว่าอัตราการสูญเสียทางความร้อนในส่วนต่างๆ รวมเท่ากับ 9.84 kW ซึ่งจะนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพทางความร้อนสำหรับเตาผลิตก๊าซแบบไหลขึ้นที่มีเชื้อเพลิงต่างชนิดกัน

การเปรียบเทียบประสิทธิภาพทางความร้อนของเชื้อเพลิงแต่ละชนิดสำหรับเตาผลิตก๊าซ

อัตราการสลายตัวของไม้ยางพารามีค่า 28.224 kg/hr (0.00784 kg/s) จากผลต่างความสูงของมานอมิเตอร์ที่ใช้งานคู่กับอุปกรณ์วัดอัตราการไหลของลม (orifice) ขนาด 2 นิ้วมีค่า 5 cm ซึ่งคำนวณอัตราการไหลของอากาศได้จากสมการ (21) และสามารถคำนวณ Δp ได้จากสมการ (22) ซึ่ง Δh คือค่าผลต่างความสูงของน้ำภายในมานอมิเตอร์ เมื่อแทนค่าลงในสมการ (21) จะได้ค่า $\dot{Q}_{air} = 0.009186 \text{ m}^3/\text{s}$ เพราะฉะนั้นอัตราการไหลโดยมวลของอากาศจะมีค่า 0.010547 kg/s และจากกฎทรงมวล มวลเข้าต้องเท่ากับมวลที่ออกเพราะฉะนั้นอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซที่ได้จะเท่ากับ

อัตราการสลายตัวของเชื้อเพลิงรวมกับอัตราการไหลโดยมวลของอากาศ โดยที่ถือว่าอัตราการเกิดจี้ถ่านนั้นน้อยมาก เมื่อเทียบกับอัตราการสลายตัวของเชื้อเพลิง จึงไม่นำมาคิดเป็นผลให้อัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซซึ่งใช้ไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิงมีค่า 0.01853 kg/s เนื่องจากในงานวิจัยนี้ไม่ได้นำก๊าซไปวิเคราะห์หาส่วนประกอบของก๊าซ จึงไม่ทราบค่าความร้อนที่แท้จริงของก๊าซที่ผลิตออกมาได้จากเตาผลิตก๊าซ จึงใช้การประมาณค่าจากเอกสารที่เกี่ยวข้อง โดยการประเมินประสิทธิภาพการถ่ายเทความร้อนแบบการเผาไหม้โดยตรง การสูญเสียจากการขั้นตอนการต้มน้ำจะมีค่าประมาณ 10% ค่าความร้อนของก๊าซที่ผลิตได้จากไม้ยางพาราจึงมีค่าประมาณ 82.787 kJ/s จากอัตราการใช้เชื้อเพลิงไม้ยางพารา 28.224 kg/hr ซึ่งจะหาประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซได้จากสมการ (29)

$$\eta_{th} = \frac{Output}{Input} \times 100\%$$

$$\eta_{th} = \frac{(\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}) + Heatloss}{\dot{m}_{wood} \times HV_{wood}} \times 100\% \quad (29)$$

ประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซชีวมวลที่มีไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิงจะมีค่า 90.23 %

ตารางที่ 10 ค่าที่ใช้ในจากการออกแบบกับค่าที่ได้จากการทดลองจริง

	ค่าที่ใช้ใน การออกแบบ	ค่าที่ได้จากการทดลองจริง			
		ไม้ยางพารา	กะลามะพร้าว	กะลาปาล์ม	ไม้ยูคาลิปตัส
η_{ther} (%)	75	90.23	69.58	80.42	72.28
\dot{Q}_{heat} (kW)	693.89	82.79	77.72	79.24	83.55
ϕ ($\dot{m}_{stoi}/\dot{m}_{actual}$)	2	4.129	4.456	4.675	4.869
B (m ³ /cm ² -hr)	0.03	0.0032	0.0032	0.0032	0.0032

ตารางที่ 10 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรขั้นต้นที่ใช้ในการออกแบบเตาผลิตก๊าซชีววมวล กับค่าตัวแปรที่ได้หลังจากการทดลองเดินเครื่องเตาผลิตก๊าซชีววมวล ซึ่งค่าฮาร์ทโพลด์ที่ได้หลังจากการทดลองเดินเครื่องเตาผลิตก๊าซชีววมวลมีค่าน้อยกว่าที่ใช้ในการออกแบบ เพราะมีการป้อนอากาศเข้าไปในเผาไหม้ภายในเตาผลิตก๊าซชีววมวลในปริมาณที่น้อยกว่าที่กำหนดไว้ในขั้นตอนออกแบบ แต่เตาผลิตก๊าซชีววมวลสามารถทำงานได้ดี แสดงให้เห็นว่ายังสามารถปรับอัตราการใช้ของอากาศเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีววมวลให้ดียิ่งขึ้นได้อีก

ตารางที่ 11 ปริมาณเชื้อเพลิงที่คาดว่าจะใช้และต้นทุนเชื้อเพลิงของเชื้อเพลิงแต่ละชนิดเมื่อติดตั้งเตาผลิตก๊าซแบบไหลขึ้น 6 เตาทดแทนเตาเดิม 1 เตา

ชนิดของเชื้อเพลิง	ปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้ (kg/hr)	ต้นทุนเชื้อเพลิง	
		ราคาเชื้อเพลิงต่อหน่วย (Baht/kg)	ราคาเชื้อเพลิงที่คาดว่าจะใช้ (Bath/hr)
ไม้ยางพารา	169.2	1.20	203.04
กะลาปาล์ม	172.4	2.50	431.00
กะลามะพร้าว	170.3	2.50	425.75
ไม้ยูคาลิปตัส	188.6	1.20	226.32

หมายเหตุ อ้างอิงราคา ณ เดือนเมษายน พ.ศ. 2549

จากตารางที่ 8 ค่าความร้อนที่ได้ข้างต้นจะต้องใช้เตาผลิตก๊าซตามที่ได้ทดลอง 6 เตา ทดแทนเตาเดิม 1 เตา ซึ่งคาดว่าจะใช้เชื้อเพลิง 169.20 kg/hr (2,368.8 kg/day) ซึ่งเตาพื้นแบบเดิมหนึ่งเตามีอัตราการใช้เชื้อเพลิง 303.57 kg/hr จึงคาดได้ว่าจะสามารถลดอัตราการใช้เชื้อเพลิงได้ 44.26% หากติดตั้งเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้นในขนาดเดียวกันนี้ จำนวน 6 เตา แทนเตาพื้นแบบเดิมหนึ่งเตาดังแสดงในตารางที่ 9

สรุปและข้อเสนอแนะ

สรุป

จากการศึกษาการออกแบบเตาผลิตก๊าซโดยใช้หลักอ้างอิงตาม FAO (1986) โดยใช้ค่าฮาร์ทโพลด์ (B) มีค่า $0.03 \text{ m}^3/\text{cm}^2\text{-hr}$ ค่าอัตราส่วนระหว่างปริมาณอากาศที่เผาไหม้พอดีต่ออากาศที่ใช้ในการเผาไหม้จริง (ϕ) มีค่า 2 – 4 อัตราความร้อนที่จำเป็นต้องใช้ต่อหนึ่งเตาเผา มีค่า 693.89 kW และคิดให้เตาผลิตก๊าซมีประสิทธิภาพ 75 % ซึ่งสามารถออกแบบค่าเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาผลิตก๊าซได้มีค่า 60 cm ซึ่งเป็นค่าที่อยู่ในช่วง 40.80 – 61.67 cm ตามที่คำนวณไว้และได้ค่า ϕ สำหรับการใช้ไม้ยางพารา มีค่าเท่ากับ 4.13 , กะลามะพร้าว มีค่าเท่ากับ 4.46 , กะลาปาล์ม มีค่าเท่ากับ 4.68 และยูคาลิปตัส มีค่าเท่ากับ 4.86 และอัตราความร้อนที่เตาผลิตก๊าซสามารถผลิตได้มีค่า 82.79 kW เมื่อใช้ไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิง 77.72 kW สำหรับกะลามะพร้าว , 79.24 kW สำหรับกะลาปาล์ม และ 83.55 kW สำหรับไม้ยูคาลิปตัส ซึ่งค่าพลังงานที่ได้น้อยกว่าค่าที่กำหนดไว้ ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่าข้อกำหนดขั้นต่ำที่ใช้ในการออกแบบนั้นยังมีความผิดพลาดอยู่เช่นปริมาณอากาศที่ป้อนให้กับเตาผลิตก๊าซยังน้อยกว่าข้อกำหนดของ ϕ ที่ 2-4

จากผลการทดลองเผาเชื้อเพลิงเพื่อเปลี่ยนน้ำปริมาณ 5 ลิตร ให้กลายเป็นไอโดยเตาผลิตก๊าซแบบไหลขึ้น พบว่าไม้ยางพารา สามารถให้ความร้อนได้ดีที่สุด คือให้ค่าความร้อนสูงถึง 942.312 kJ/kg ในขณะที่ใช้ปริมาณเชื้อเพลิงเพียง 11.987 kg ขณะที่ไม้ยูคาลิปตัสให้ความร้อนเพียง 853.96 kJ/kg จึงต้องใช้ปริมาณเชื้อเพลิงถึง 13.23 kg เมื่อดูผลทางด้านต้นทุนของเชื้อเพลิงพบว่า กะลาปาล์มมีค่าต้นทุนที่สูงกว่า ไม้ยูคาลิปตัสทั้งที่ใช้เชื้อเพลิงในปริมาณที่ใกล้เคียงกัน เนื่องจากราคาขายของกะลาปาล์มนั้นอยู่ที่ 2.50 บาท ในขณะที่ ไม้ยูคาลิปตัสนั้น อยู่ที่ 1.20 บาท ดังแสดงในตารางที่ 6

จากตารางที่ 7 แสดงให้เห็นว่ายังสามารถปรับอัตราการไหลของอากาศเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีววมวลให้ดียิ่งขึ้นได้อีก แต่จากค่าความร้อนที่ได้ข้างต้นหากต้องการติดตั้งเตาผลิตก๊าซชีววมวลจะต้องใช้เตาผลิตก๊าซตามที่ได้ทดลอง 6 เตาเพื่อทดแทนเตาพื้นแบบเดิมหนึ่งเตา และคาดว่าจะสามารถลดอัตราการใช้เชื้อเพลิงได้ 44.26% เมื่อใช้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิงโดยมีประสิทธิภาพทางความร้อน 90.23%

ข้อเสนอแนะ

เพื่อเป็นแนวทางในการพัฒนาเพื่อปรับปรุง และแก้ไขความคลาดเคลื่อนของผลการศึกษานั้น ผู้วิจัยได้สรุปปัญหาที่เกิดขึ้นจากงานวิจัยนี้มาสรุปในหัวข้อนี้

1. เนื่องจากในระหว่างการทดลองพบว่า มีน้ำมันดิน (tar) และฝุ่นผง (particle) จำนวนมาก ออกมาพร้อมกับก๊าซชีววมวลซึ่งอาจจะมีผลกระทบต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ของโรงงาน จึงยังไม่สามารถทำการติดตั้งและทดสอบจริง ณ โรงงานต้องมีการทำความสะอาดก๊าซชีววมวลที่ผลิตได้ก่อนใช้งาน เพื่อความปลอดภัยทั้งต่อสุขภาพของบุคคลากร และกระบวนการผลิต

2. เนื่องจากในกระบวนการผลิตปุ๋ยของทางโรงงานจะมีการผลิตมากในช่วงหน้าปฎิ คือ ช่วงเดือนกุมภาพันธ์ ถึงเดือนเมษายน ซึ่งเป็นช่วงที่มีปริมาณการใช้ปุ๋ยมาก เมื่อหมดช่วงหน้าปฎิ ปริมาณการผลิตจะลดลง การทดลองใช้เตาผลิตก๊าซแทนเตาเผาเดิมในกระบวนการผลิตควรรอจนกว่าจะหมดช่วงหน้าปฎิ เพื่อไม่ให้กระทบต่อกำลังการผลิตของโรงงาน

3. จากการทดสอบเตาผลิตก๊าซเป็นระยะเวลานาน พบว่าเกิดการขัดตัวของเชื้อเพลิงภายในเตาผลิตก๊าซชีววมวล ทำให้การผลิตก๊าซชีววมวลที่ได้ไม่ต่อเนื่อง เป็นผลให้ระหว่างทดลองความร้อนที่ได้มีค่าไม่คงที่ จึงควรหาแนวทางป้องกันการขัดตัวของไม้ภายในเตาผลิตก๊าซชีววมวล เพื่อช่วยให้ก๊าซที่ได้จากเตาผลิตก๊าซมีความต่อเนื่อง

4. การหาค่าความร้อนของก๊าซโดยปกติควรใช้วิธีเก็บก๊าซที่ได้จากการเผาไหม้ไปวิเคราะห์หาส่วนประกอบของก๊าซแล้วนำส่วนประกอบที่ให้ค่าความร้อนในการเผาไหม้มาคำนวณหาค่าความร้อนของก๊าซซึ่งจะให้ผลที่แม่นยำกว่า

5. การหาค่าความร้อนสูญเสียนั้นมีหลายวิธี การคำนวณจากข้อมูลที่มีนั้นเป็นทางหนึ่งที่ยู่ยากต่อการหาค่าความร้อนสูญเสีย การหาค่าความร้อนสูญเสียที่ง่ายและให้ผลแม่นยำนั้นสามารถใช้อุปกรณ์การวัดค่าความร้อนสูญเสียได้

6. ในงานวิจัยนี้ยังขาดส่วนการวัดค่ามลพิษต่างๆ ที่เกิดขึ้นจากไอเสียจากเผาไหม้ ทั้งจากเตาเผาเดิมและเตาผลิตก๊าซชีววมวล ซึ่งค่ามลพิษจากไอเสียที่วัดได้จะเป็นตัวบ่งชี้ถึงการเผาไหม้ที่

สมบูรณ์หรือไม่ จึงควรที่จะมีการวัดค่าปริมาณมลพิษที่เกิดขึ้นว่ามีความแตกต่างกันอย่างไรเพื่อนำไปปรับปรุงกระบวนการเผาไหม้ให้สมบูรณ์มากขึ้น

7. เนื่องจากเชื้อเพลิงที่เหมาะสมใช้ในงานวิจัยนี้เป็นไม้ยางพารา แต่ในปัจจุบัน ไม้ยางพาราสามารถนำไปใช้ประโยชน์อย่างอื่นได้อีก และมีแนวโน้มที่จะมีราคาแพงขึ้น จึงควรนำต้นทุนในการผลิตก๊าซมาวิเคราะห์ให้รอบด้าน เพื่อประโยชน์สูงสุดในการใช้เชื้อเพลิง

เอกสารและสิ่งอ้างอิง

กรมวิชาการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์. 2547. พระราชบัญญัติปุ๋ย พ.ศ. 2518 และ
กฎกระทรวงเกษตรและสหกรณ์ ประการศกระทรวงเกษตรและสหกรณ์ ประกาศกรม
วิชาการเกษตรที่เกี่ยวข้อง. กรุงเทพฯ.

ธงชัย มาลา. 2546. **ปุ๋ยอินทรีย์และปุ๋ยชีวภาพ** : เทคนิคการผลิตและการใช้ประโยชน์. สำนักพิมพ์
มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ.

ประเสริฐ เทียนนิมิตร และคณะ. 2544. **เชื้อเพลิงและสารหล่อลื่น**. บริษัทซีเอ็ดยูเคชั่น, กรุงเทพฯ.

ปรีชา เกียรติกระจาย. 2529. **เทคโนโลยีการแปรรูปพลังงานจากไม้**. โครงการเผยแพร่ความรู้ทาง
วนผลิตภัณฑ์ ภาควิชาวนผลิตภัณฑ์ คณะวนศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ.

มุกดา สุขสวัสดิ์. 2543. **ปุ๋ยและการใช้ปุ๋ยอย่างมีประสิทธิภาพ**. บริษัท โอเคเอ็นสโตร์, กรุงเทพฯ.

ศัภยาพิชามวลในประเศไทย. 2544/2545. **ปริมาณวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร**. กรมพัฒนา
พลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. แหล่งที่มา:
<http://www.dede.go.th/dede/index.php?id=437>

สุภัทรชัย สิงห์บาง. 2546. **ข้อเปรียบเทียบระหว่าง RTD กับ เทอร์โมคัปเปิลในงานอุตสาหกรรม**.
Industrial Technology Review 109. แหล่งที่มา:
http://industrial.se-ed.com/itr109/itr109_139, 20 พฤศจิกายน 2548.

อนุตร จำลองกุล. 2545. **พลังงานหมุนเวียน**. บริษัท โอ.เอส.พรีนติ้ง เฮ้าส์, กรุงเทพฯ

FAO Corporate document repository. 1986. Wood gas as engine fuel, **FAO Forestry paper-72**.
Available Source: www.fao.org/DOCREP/T0512E/Contents

- Figliola, Richard and Donald Beasley. 2000. **Theory and Design for Mechanical Measurements.** Lehigh Press Inc.
- Foley, G. and G. Barnard. 1982. Biomass gasification in developing countries. **A Final Report to the World Bank,** London. 161 p.
- McKendry, Peter. 2002a. Energy production from biomass (part 2): conversion technologies, **Bioresource Technology.** 83: 47-54.
- McKendry, Peter. 2002b. Energy production from biomass (part 3): gasification technologies, **Bioresource Technology.** 83: 55-63.
- Mujumdar, Arun S. 1987. **Handbook of Industrial Drying.** Marcel Dekker Inc.
- Quintiere, J. G. 2006. **Fundamentals of fire phenomena.** John Willey & Sons, Ltd.
- Özisik, M. Necati. 1985. **Heat transfer a basic approach.** McGraw-Hill, Singapore.
- Zainal, Z.A. and el. 2001. Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials, **Energy Conversion and Management.** 42: 1499-1515

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก
ตัวอย่างการคำนวณ

การคำนวณหาค่าปริมาณความร้อนที่ถ่ายเทเข้าสู่เมล็ดป๊อป

จะมีข้อกำหนดในการคำนวณดังนี้

- ปริมาณป๊อปที่ผลิตได้ 300 ตันต่อวัน
- เตาเผาไม้ฟืนมีทั้งหมด 4 เตา
- มีชั่วโมงการทำงาน 14 ชั่วโมงต่อวัน
- อุณหภูมิเมล็ดป๊อปก่อนอบมีค่า 35 °C และอุณหภูมิที่น้ำเดือดมีค่า 100 °C
- ค่าความชื้นในเมล็ดป๊อปก่อนการอบมีค่า 15 % หลังจากอบแล้วมีค่าความชื้น 5%
- ค่าความชื้นเมล็ดป๊อปหลังจากอบแล้ว 5% จะมีน้ำอยู่ภายใน $300 \times 0.05 = 15$ ตันต่อวัน
- เนื้อเมล็ดป๊อปจริงจะมีน้ำหนัก $300 - 15 = 285$ ตันต่อวัน
- น้ำหนักป๊อปที่ค่าความชื้น 15% มีค่า $285 / (1 - 0.15) = 335.29$ ตันต่อวัน
- น้ำหนักน้ำในเมล็ดป๊อป (ความชื้น) ที่ต้องการให้ระเหยออก (m) ไป
จะมีค่า $335.29 - 300 = 35.29$ ตันต่อวัน หรือมีค่า 0.7 กิโลกรัมต่อวินาที
- ค่าความร้อนจำเพาะของน้ำ (c) มีค่า 4.18 kJ/kg-K
- ค่าความร้อนแฝงจำเพาะของการกลายเป็นไอของน้ำ (L) มีค่า 2,260 kJ/kg

จะสามารถหาค่าปริมาณความร้อนที่ถ่ายเทเข้าสู่เมล็ดป๊อปได้จากสมการ

$$\begin{aligned} \dot{Q} &= \dot{m}c\Delta T + \dot{m}L \\ &= 0.7(4.18(100 - 35)) + 0.7(2,260) \\ &= 1,772.82 \text{ kJ/s} \end{aligned}$$

การคำนวณหาค่าปริมาณความร้อนที่สูญเสียจากท่ออบป๊อป

จะมีข้อกำหนดในการคำนวณดังนี้

- คัดการสูญเสียค่าความร้อนเป็นแบบการพาความร้อนแบบอิสระ
- คัดค่าความร้อนสูญเสียจากท่ออบปฏีเพียง 2 ท่อจาก 3 ท่อ
- อุณหภูมิความร้อนที่เข้าท่ออบปฏีมีค่า 900 °C (1,173.15 K)
- อุณหภูมิความร้อนปลายท่ออบปฏีมีค่า ° 100C (373.15 K)
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในท่ออบปฏี (T_w) จะมีค่า 773.15K
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่ออบปฏี (D) มีค่า 0.8 เมตร
- ท่ออบปฏีมีความยาว (L_{cyl}) 15 เมตร
- ค่าอุณหภูมิภายนอกโดยรอบเตา (T_∞) มีค่า 308.15 K
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในและภายนอกโดยรอบเตา $T_f = \frac{1}{2}(T_w + T_\infty)$ มีค่า 540.65 K
- ค่าความเร่งแวนดิ่ง (g) มีค่า 9.81 m/s²
- ค่าสัมประสิทธิ์การขยายตัว (β) มีค่า $\frac{1}{T_f} = 1.85 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$
- ค่าความหนืดคินเนแมติก (ν) ที่ $T_f = 540.65 \text{ K}$ มีค่า 43.14m²/s
- เลขเพรนต์เทล (Pr) ที่ $T_f = 540.65 \text{ K}$ มีค่า 0.68
- ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน (k) ที่ $T_f = 540.65 \text{ K}$ มีค่า 0.043W/m-K

จะสามารถคำนวณหาปริมาณความร้อนที่สูญเสียจากท่อได้จากสมการ

$$Q = \pi DL(h_m)_{cyl}(T_w - T_\infty)$$

จากสมการนี้จำเป็นต้องทราบค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อน (h_m) ซึ่งจะหาได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$\begin{aligned} Gr &= \frac{g\beta D^3(T_w - T_\infty)}{\nu^2} \\ &= \frac{9.81 \times 1.85 \times 10^{-3} \times 0.8^3 (773.15 - 308.15)}{43.14^2} \\ &= 2.322 \times 10^9 \end{aligned}$$

เมื่อได้ค่าเลขกราชอฟ ก็จะนำไปหาค่าเลขเรย์ลีและเลขนัสเซลต่อไปดังสมการ

$$\begin{aligned}
 Ra &= Gr \times Pr \\
 &= 2.322 \times 10^9 \times 0.68 \\
 &= 1.579 \times 10^9 \\
 Nu^{1/2} &= 0.60 + \frac{0.387 Ra^{1/6}}{\left[1 + (0.599/Pr)^{9/16}\right]^{8/27}} \\
 &= 0.60 + \frac{0.387(1.579 \times 10^9)^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.599}{0.68}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \\
 &= 132.94
 \end{aligned}$$

เมื่อได้เลขนัสเซลแล้วจะสามารถหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนได้จากสมการ

$$\begin{aligned}
 Nu &= \frac{(h_m)_{cyl} D}{k} \\
 132.94 &= \frac{(h_m)_{cyl} \times 0.8}{0.043} \\
 (h_m)_{cyl} &= 7.15 \text{ W/m}^2\text{-K}
 \end{aligned}$$

นำค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนแทนค่าในสมการเพื่อหาค่าปริมาณความร้อนต่อหนึ่งท่ออบปួយ

$$\begin{aligned}
 Q &= \pi DL(h_m)_{cyl}(T_w - T_\infty) \\
 &= \pi \times 0.8 \times 15 \times 7.15(773.15 - 308.15) \\
 &= 125.34 \text{ kJ/s}
 \end{aligned}$$

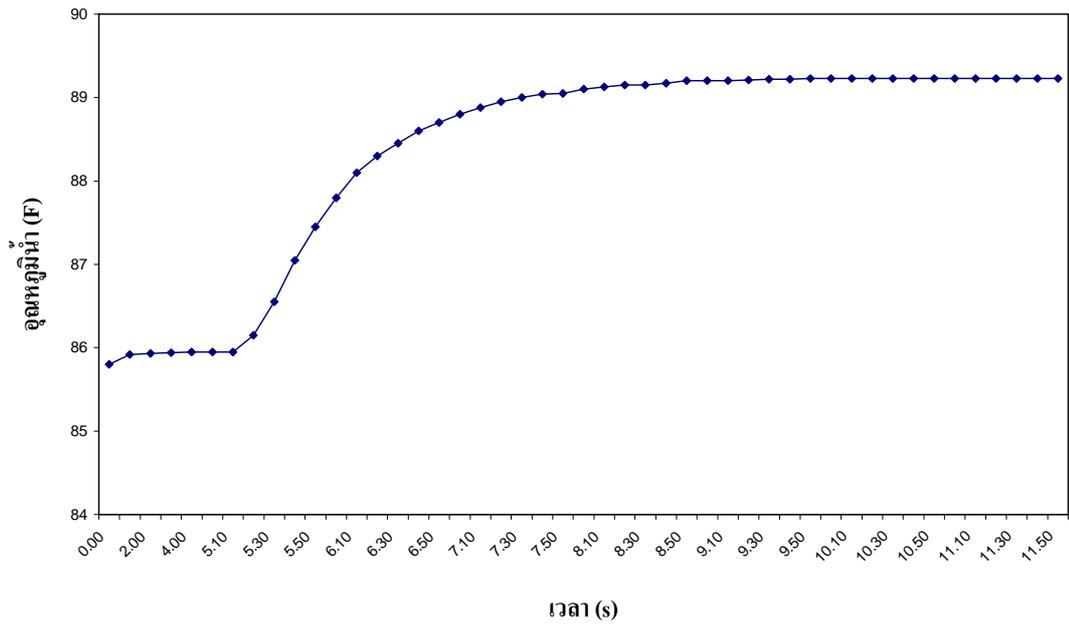
การคำนวณหาค่าปริมาณความร้อนของเชื้อเพลิงที่ใช้ในกระบวนการอบปួយ

ในการหาค่าปริมาณความร้อนของเชื้อเพลิงจะใช้ บอมบ์แคลอรีมิเตอร์เป็นอุปกรณ์ในการทดลอง ซึ่งใช้ไม้ยางพารา , กะลามะพร้าว , กะลาปาล์ม และไม้ยูคาลิปตัสเป็นเชื้อเพลิง มีข้อมูลในการทดลองดังนี้

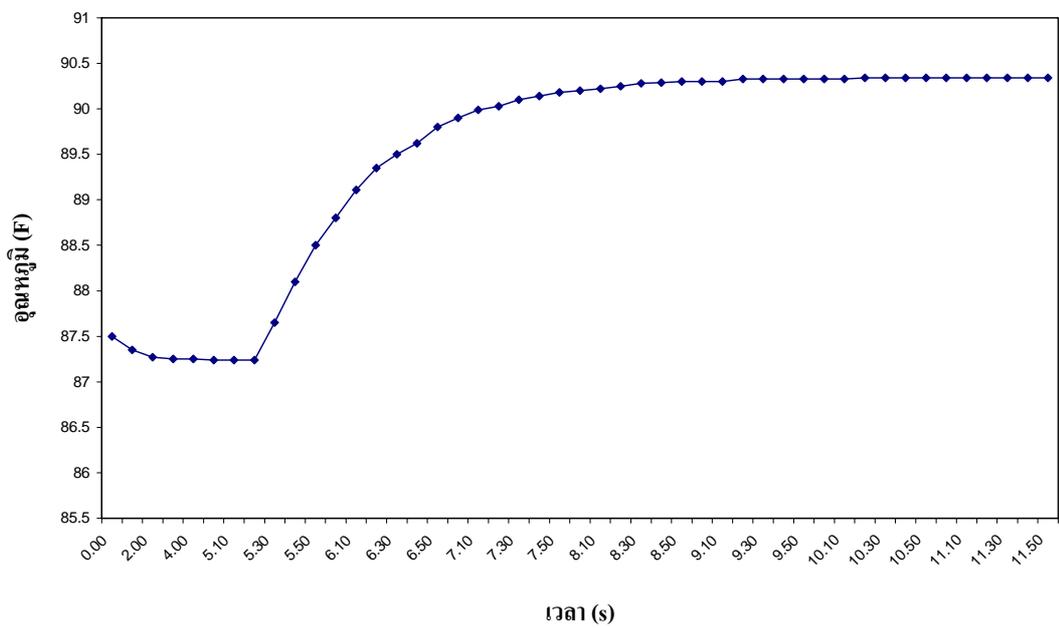
- น้ำหนักเชื้อเพลิงที่นำมาหาค่าความร้อน 1 กรัม
- อุณหภูมิห้องขณะทำการทดลอง 27.5°C
- น้ำหนักของน้ำที่ใช้ 1330 กรัม
- Calorific value ของ fuse wire มีค่า 2.3 แคลอรี/ซม.
- ความยาวของ fuse wire ที่ใช้ 10 เซนติเมตร
- Average specific heat 1 แคลอรี/กรัม- $^{\circ}\text{C}$
- Water equivalent ของบอมบ์แคลอรีมิเตอร์มีค่า 430 กรัม

ตารางผนวกที่ ก1 อุณหภูมิน้ำจากการทดลองด้วยไม้อย่างพาราเป็นเชื้อเพลิง

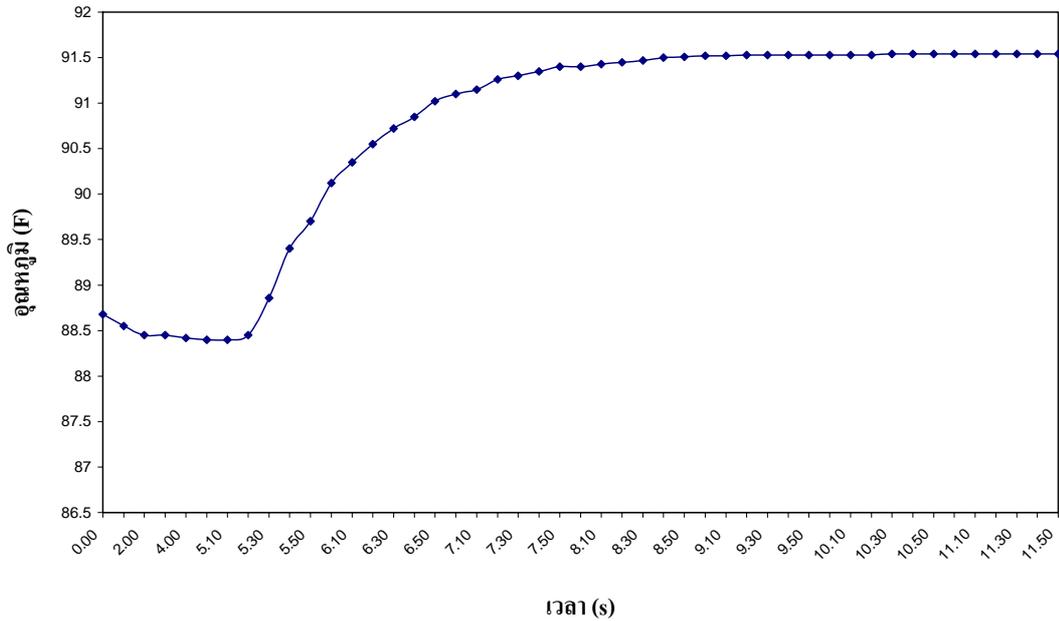
เวลา (s)	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	เวลา (s)	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0.00	85.8	87.5	88.68	8.10	89.13	90.22	91.43
1.00	85.92	87.35	88.55	8.20	89.15	90.25	91.45
2.00	85.93	87.27	88.45	8.30	89.15	90.28	91.47
3.00	85.94	87.25	88.45	8.40	89.17	90.29	91.5
4.00	85.95	87.25	88.42	8.50	89.2	90.3	91.51
5.00	85.95	87.24	88.4	9.00	89.2	90.3	91.52
5.10	85.95	87.24	88.4	9.10	89.2	90.3	91.52
5.20	86.15	87.24	88.45	9.20	89.21	90.33	91.53
5.30	86.55	87.65	88.86	9.30	89.22	90.33	91.53
5.40	87.05	88.1	89.4	9.40	89.22	90.33	91.53
5.50	87.45	88.5	89.7	9.50	89.23	90.33	91.53
6.00	87.8	88.8	90.12	10.00	89.23	90.33	91.53
6.10	88.1	89.11	90.35	10.10	89.23	90.33	91.53
6.20	88.3	89.35	90.55	10.20	89.23	90.34	91.53
6.30	88.45	89.5	90.72	10.30	89.23	90.34	91.54
6.40	88.6	89.62	90.85	10.40	89.23	90.34	91.54
6.50	88.7	89.8	91.02	10.50	89.23	90.34	91.54
7.00	88.8	89.9	91.1	11.00	89.23	90.34	91.54
7.10	88.88	89.99	91.15	11.10	89.23	90.34	91.54
7.20	88.95	90.03	91.26	11.20	89.23	90.34	91.54
7.30	89	90.1	91.3	11.30	89.23	90.34	91.54
7.40	89.04	90.14	91.35	11.40	89.23	90.34	91.54
7.50	89.05	90.18	91.4	11.50	89.23	90.34	91.54
8.00	89.1	90.2	91.4				



ภาพผนวกที่ 1 อุณหภูมิของน้ำในถังแคลอริมิเตอร์จากการทดลองครั้งที่ 1



ภาพผนวกที่ 2 อุณหภูมิของน้ำในถังแคลอริมิเตอร์จากการทดลองครั้งที่ 2



ภาพผนวกที่ ก3 อุณหภูมิของน้ำในถังแคลอรีมิเตอร์จากการทดลองครั้งที่ 3

สามารถหาค่าความร้อนของเชื้อเพลิงได้จากสมการ

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

- โดยที่
- Q_{bomb} คือ ปริมาณความร้อนต่อ 1 กรัมเชื้อเพลิง
 - M_w คือ น้ำหนักของน้ำบวกกับ Water equivalent ของแคลอรีมิเตอร์ (g)
 - C_{UN} คือ average specific heat ของน้ำมีค่า 1 แคลอรี/กรัม - °C
 - ΔT คือ อุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลง °C
- Heat of combustion of fuse wire คือ ค่าความร้อนของ fuse wire X ความยาวของ fuse wire

โดย ΔT คือค่าของอุณหภูมิสูงสุด – ค่าอุณหภูมิต่ำที่สุดของน้ำในแคลอรีมิเตอร์ในการทดลองแต่ละครั้ง มีค่า 3.43 °F (1.91 °C), 3.10 °F (1.72 °C) และ 3.14 °F (1.74 °C) ตามลำดับ และลวด fuse wire ที่เหลือจากการทดลองมีความยาวน้อยมากจึงคิดให้ลวด fuse wire ถูกเผาไหม้หมดทั้ง 10 เซนติเมตร

$$Q_{bomb} = \frac{((1330 + 430) \times 1.91) - 23}{1}$$

$$= 3,338.6 \text{ แคลอรี/กรัม}$$

ทำการคำนวณซ้ำอีกสองการทดลอง มีค่า 3,004.2 และ 3,039.4 แคลอรี/กรัม ซึ่งจะมีค่าเฉลี่ย 3,127.4 แคลอรี/กรัม หรือมีค่าประมาณ 13,093.8 kJ/kg

ทำการทดลองซ้ำโดยเปลี่ยนเชื้อเพลิงเป็น กะลามะพร้าว ,กะลาปาล์ม และยูคาลิปตัส แล้วคำนวณซ้ำซึ่งจะได้ค่าความร้อนเชื้อเพลิง 3,761.69 แคลอรี/กรัม (15.75 MJ/kg), 3,353.55 แคลอรี/กรัม (14.04 MJ/kg) และ 3,536.11 แคลอรี/กรัม (14.80 MJ/kg) ตามลำดับ

ตารางผนวกที่ ก2 อุณหภูมิน้ำจากการทดลองด้วยกะลามะพร้าว ,กะลาปาล์ม และยูคาลิปตัส

เวลา (s)	กะลามะพร้าว	กะลาปาล์ม	ยูคาลิปตัส	เวลา (s)	กะลามะพร้าว	กะลาปาล์ม	ยูคาลิปตัส
0.00	79.90	82.75	85.80	7.40	83.70	85.82	89.10
1.00	80.05	82.75	85.80	7.50	83.75	85.88	89.12
2.00	80.07	82.70	85.70	8.00	83.80	85.92	89.15
3.00	80.07	82.67	85.67	8.10	83.83	85.95	89.17
4.00	80.07	82.65	85.65	8.20	83.85	85.98	89.20
5.00	80.07	82.65	85.60	8.30	83.87	86.01	89.20
5.10	80.07	82.63	85.60	8.40	83.90	86.03	89.21
5.20	80.50	82.64	85.80	8.50	83.90	86.05	89.22
5.30	81.10	82.80	86.45	9.00	83.92	86.06	89.22
5.40	81.75	83.10	86.90	9.10	83.92	86.07	89.22
5.50	82.10	83.55	87.35	9.20	83.92	86.08	89.22
6.00	82.10	84.00	87.75	9.30	83.92	86.09	89.23
6.10	82.50	84.40	88.05	9.40	83.93	86.10	89.23
6.20	82.75	84.70	88.30	9.50	83.93	86.10	89.24
6.30	82.95	84.95	88.45	10.00	83.94	86.10	89.24
6.40	83.15	85.14	88.65	10.10	83.94	86.10	89.24
6.50	83.27	85.30	88.75	10.20	83.94	86.10	89.24
7.00	83.40	85.45	88.75	10.30	83.94	86.10	89.24
7.10	83.52	85.56	88.95	10.40	83.94	86.10	89.24
7.20	83.58	85.67	89.0	10.50	83.93	86.10	89.24
7.30	83.66	85.75	89.05	11.00	83.93	86.10	89.23

การคำนวณหาค่าขนาดของเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น

เมื่อทราบค่าปริมาณความร้อนของเชื้อเพลิงจากการทดลองบอมม์แคลอริมิเตอร์ จะนำมาหาค่าขนาดของเตาผลิตก๊าซได้ โดยมีข้อกำหนดดังนี้

- ค่าความร้อนของไม้เชื้อเพลิงมีค่า 13,093.8 kJ/kg
- เตาผลิตก๊าซมีประสิทธิภาพ 75%
- อัตราส่วนเชื้อเพลิงต่ออากาศมีค่า 0.41
- ฮาร์ทโพลด์ (B) มีค่า $0.3 \text{ m}^3/\text{cm}^2\text{-hr}$
- ค่าความหนาแน่นของอากาศที่อุณหภูมิ $35 \text{ }^\circ\text{C}$ มีค่า 1.148158 kg/m^3

ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงที่ได้จากเตาผลิตก๊าซชีววมวลมีค่า

$$13,093.8 \times 0.75 = 9,820.35 \text{ kJ/kg}$$

ค่าความร้อนที่จำเป็นต้องใช้ในกระบวนการอบปฏิต่อหนึ่งเตาเผามีค่า 443.21 kJ/s และมีค่าความร้อนสูญเสียต่อหนึ่งเตาเผา มีค่า $125.34 \times 2 = 250.68 \text{ kJ/s}$ ซึ่งรวมกันมีค่า 693.89 kJ/s ก็จะมีน้ำหนักก๊าซที่จะต้องผลิตได้จากเตาผลิตก๊าซ

$$\dot{m}_{gas} = \frac{693.89}{9820.35} = 0.0706 \text{ kg/s}$$

จากกฎทรงมวล โดยคิดให้มวลอากาศและมวลเชื้อเพลิงที่เข้าสู่เตาผลิตก๊าซจะเท่ากับมวลก๊าซที่ออกจากเตาผลิตก๊าซ

$$\dot{m}_{wood} = 0.41\dot{m}_{air}$$

$$\dot{m}_{gas} = \dot{m}_{wood} + \dot{m}_{air}$$

$$\dot{m}_{gas} = 0.41\dot{m}_{air} + \dot{m}_{air}$$

$$\dot{m}_{gas} = 1.41\dot{m}_{air}$$

เพราะฉะนั้นอัตรามวลอากาศที่ต้องใช้ในกระบวนการเผาไหม้สมบูรณ์จะมีค่า

$$\dot{m}_{air} = \frac{0.0706}{1.41} = 0.0501 \text{ kg/s}$$

กำหนดให้ค่าอัตราส่วนอัตราส่วนระหว่างปริมาณอากาศที่เผาไหม้พอดีต่ออากาศที่ใช้ในการเผาไหม้จริง (ϕ) มีค่าเท่ากับ 3 จะทำให้ได้อัตรามวลอากาศที่ต้องใช้จริงในการเผาไหม้มีค่า

$$\dot{m}_{air} = \frac{0.0501}{3} = 0.0167 \text{ kg/s}$$

เมื่อได้ค่าอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่จำเป็นจะต้องใช้ในกระบวนการเผาไหม้จริงก็จะทำให้ทราบค่า อัตราการไหลของอากาศมีค่า

$$\text{อัตราการไหลของอากาศ } \dot{Q}_{air} = \frac{\dot{m}_{air}}{\rho_{air}} = \frac{0.0167}{1.1481578} = 0.0145 \text{ m}^3/\text{s}$$

อัตราการไหลของอากาศมีค่า 0.0145 m³/s ซึ่งจะมีค่า 52.20 m³/hr เมื่อได้ค่าอัตราการไหลของอากาศแล้วก็จะนำไปหาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาผลิตก๊าซได้จากสมการ

$$B = 0.03 = \frac{\text{Air inlet}}{\text{Surface area (throat)}}$$

$$B = \frac{\dot{Q}_{air}}{A_i}$$

$$\text{Surface area (throat)} = \frac{52.20}{0.03} = 1,740.00 \text{ cm}^2$$

$$\text{Diameter (throat)} = \sqrt{\frac{1,740 \times 4}{\pi}} = 47.06 \text{ cm}$$

ทำการคำนวณซ้ำโดยเปลี่ยน ค่าอัตราส่วนอัตราส่วนระหว่างปริมาณอากาศที่เผาไหม้พอดี ต่ออากาศที่ใช้ในการเผาไหม้จริง (ϕ) เป็น 2 และ 4 และเปลี่ยนค่าความชื้นของเม็ดปฏิกี้ 16-17 %

การคำนวณหาค่าอัตราการไหลของอากาศ

เป็นการคำนวณหาค่าอัตราการไหลของอากาศที่ไหลเข้าเตาผลิตก๊าซชีววมวล จะคำนวณจากระดับน้ำจากमानอมิเตอร์ซึ่งมีข้อกำหนดดังนี้

- อุปกรณ์วัดความเร็วลมแบบออร์ฟิซขนาด 2 นิ้ว
- ผลต่างของระดับน้ำในमानอมิเตอร์ (Δh) มีค่า 5.0 cm
- สัมประสิทธิ์การไหลของอากาศ (K_o) มีค่า 0.62
- พื้นที่ที่คอดภายในออร์ฟิซ (A) มีค่า 0.0020276 m^2 (เส้นผ่านศูนย์กลาง 2.54 cm)
- ค่าความหนาแน่นของอากาศ (ρ_{air}) ที่อุณหภูมิ $35 \text{ }^\circ\text{C}$ มีค่า 1.1481578 kg/m^3
- ค่าความหนาแน่นของน้ำ (ρ_{water}) มีค่า $1,000 \text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned}\Delta p &= \rho_{water} g \Delta h \\ &= 1,000 \times 9.81 \times 0.05 \\ &= 490.5 \text{ Pa}\end{aligned}$$

ค่าผลต่างความดันทั้งสองด้านมีค่า 490.5 Pa เมื่อได้ค่าผลต่างความดันแล้วก็นำไปหาค่าอัตราการไหลของอากาศได้จากสมการ

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{air} &= K_o A \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho_{air}}} \\ &= 0.62 \times 0.0020276 \times \sqrt{\frac{2 \times 490.5}{1.1481578}} \\ &= 0.009186 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

จะได้ค่าอัตราการไหลของอากาศ $0.009186 \text{ m}^3/\text{s}$ และอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ 0.010547 kg/s

การคำนวณหาอัตราสูญเสียทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซ

ส่วนที่ 1 ท่อแนวดิ่ง

จะมีข้อกำหนดในการคำนวณดังนี้

- คำนวณการสูญเสียค่าความร้อนเป็นแบบการพาความร้อนแบบอิสระ
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยท่อแนวดิ่ง (T_w) มีค่า 557.15 K
- ค่าอุณหภูมิภายนอกโดยรอบเตา (T_∞) มีค่า 308.15 K
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในและภายนอกโดยรอบเตา

$$T_f = \frac{1}{2}(T_w + T_\infty)$$

$$T_f = \frac{1}{2}(557.15 - 308.15) = 432.65 \text{ K}$$

- ค่าความเร่งแนวดิ่ง (g) มีค่า 9.81 m/s^2
- ค่าสัมประสิทธิ์การขยายตัว (β) ที่ $T_f = 432.65 \text{ K}$ มีค่า $\frac{1}{T_f} = 2.3 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$
- ค่าความหนืดคินเนแมติก (ν) ที่ $T_f = 432.65 \text{ K}$ มีค่า $30.31 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- เลขพรานด์เทล (Pr) ที่ $T_f = 432.65 \text{ K}$ มีค่า 0.693
- ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน (k) ที่ $T_f = 432.65 \text{ K}$ มีค่า 0.03031 W/m-K

ตรวจสอบกรณีของท่อทรงกระบอกแนวดิ่ง

$$\frac{D}{L} < \frac{35}{(Gr_L)^{1/4}}$$

หรือไม่

โดยที่

$$\begin{aligned} Gr_L &= \frac{g\beta L^3 (T_s - T_\infty)}{\nu^2} \\ &= \frac{9.81(0.0023)(1.5)^3 (557.15 - 308.15)}{(30.31 \times 10^{-6})^2} \\ &= 20.073 \times 10^9 \end{aligned}$$

ดังนั้น

$$\frac{35}{(Gr_L)^{1/4}} = 0.092 \quad , \quad \frac{D}{L} = \frac{0.05}{1.5} = 0.033$$

$$\frac{D}{L} < \frac{35}{(Gr_L)^{1/4}}$$

แสดงให้เห็นว่า เป็นทรงกระบอกเรียวยาว จึงใช้สมการ

$$Nu_{m,cyl} = Nu_{m,plate} (1 + 1.3\xi^{0.9})$$

โดยที่

$$Nu_{m,plate} = \left\{ 0.825 + \frac{0.387 Ra_L^{1/6}}{[1 + (0.492 / Pr)^{9/16}]^{8/27}} \right\}^2$$

$$= \left\{ 0.825 + \frac{0.387 (20.073 \times 10^9 \times 0.693)^{1/6}}{[1 + (0.492 / 0.693)^{9/16}]^{8/27}} \right\}^2$$

$$Nu_{m,plate} = 282.06$$

$$\xi = \frac{L/D}{Ra_L^{1/4}} = \frac{(1.5/0.05)}{(14.38 \times 10^9)^{1/4}}$$

$$\xi = 86.6 \times 10^3 > 0.024$$

แทนค่า $Nu_{m,plate}$ ลงในสมการ โดยที่ไม่ต้องคูณด้วย 0.94

$$Nu_{m,cyl} = Nu_{m,plate} (1 + 1.3\xi^{0.9})$$

$$= 282.06(1 + 1.3(86.6)^{0.9})$$

$$= 322.63$$

$$h_m = \frac{Nu_m k}{L}$$

$$= \frac{(322.63)(0.036)}{1.5}$$

$$= 7.76 \text{ W/m}^2\text{-K}$$

อัตราการร้อนสูญเสีย

$$\dot{Q}_{loss} = \dot{Q}_{convec} + \dot{Q}_{rad}$$

$$\dot{Q}_{convec} = \pi D L h_m (T_s - T_\infty)$$

$$\begin{aligned}
\dot{Q}_{convec} &= \pi(0.05)(1.5)(7.76)(557.15 - 308.15) \\
&= 455.54 \text{ J} \\
\dot{Q}_{rad} &= \pi DL\varepsilon\sigma(T_s^4 - T_\infty^4) \\
&= \pi(0.05)(1.5)(0.21)(5.67 \times 10^{-8})(557.15^4 - 308.15^4) \\
&= 18.24 \text{ J} \\
\dot{Q}_{loss} &= 473.78 \text{ J}
\end{aligned}$$

ส่วนที่ 2 ท่อแนวระนาบ

จะมีข้อกำหนดในการคำนวณดังนี้

- คัดการสูญเสียค่าความร้อนเป็นแบบการพาความร้อนแบบอิสระ
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยท่อแนวระนาบ (T_w) มีค่า 546.15 K
- ค่าอุณหภูมิภายนอกโดยรอบเตา (T_∞) มีค่า 308.15 K
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในและภายนอกโดยรอบเตา

$$T_f = \frac{1}{2}(T_w + T_\infty)$$

$$T_f = \frac{1}{2}(546.15 - 308.15) = 427.15 \text{ K}$$

- ค่าความเร่งแนวดิ่ง (g) มีค่า 9.81 m/s²
- ค่าสัมประสิทธิ์การขยายตัว (β) ที่ $T_f = 427.15 \text{ K}$ มีค่า $\frac{1}{T_f} = 2.3 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$
- ค่าความหนืดคินแมติก (ν) ที่ $T_f = 427.15 \text{ K}$ มีค่า $29.66 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- (α) ที่ $T_f = 427.15 \text{ K}$ มีค่า $43.1 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- เลขพรันด์เทิล (Pr) ที่ $T_f = 427.15 \text{ K}$ มีค่า 0.695
- ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน (k) ที่ $T_f = 427.15 \text{ K}$ มีค่า 0.0357 W/m-K

อัตราความร้อนสูญเสีย

$$\dot{Q}_{loss} = \dot{Q}_{convec} + \dot{Q}_{rad}$$

$$\dot{Q}_{convec} = \pi DLh_m(T_s - T_\infty)$$

$$\dot{Q}_{rad} = \pi DL\varepsilon\sigma(T_s^4 - T_\infty^4)$$

ดังนั้น

$$\begin{aligned}
 Ra_D &= \frac{g\beta D^3 (T_s - T_\infty)}{\nu\alpha} \\
 &= \frac{9.81(0.0023)(0.05)^3 (546.15 - 308.15)}{(30.31 \times 10^{-6})(43.13 \times 10^{-6})} \\
 &= 534.12 \times 10^3
 \end{aligned}$$

สมการของเซอร์ซิลด์และนู

$$\begin{aligned}
 Nu_m &= \left\{ 0.60 + \frac{0.387 Ra_D^{1/6}}{\left[1 + (0.559 / Pr)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \\
 &= \left\{ 0.60 + \frac{0.387 (534.12 \times 10^{-3})^{1/6}}{\left[1 + (0.559 / 0.695)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2
 \end{aligned}$$

$$Nu_m = 12.17$$

$$\begin{aligned}
 h_m &= \frac{Nu_m k}{D} \\
 &= \frac{(12.17)(0.0357)}{0.05} \\
 &= 8.69 \text{ W/m}^2\text{-K}
 \end{aligned}$$

อัตราการความร้อนสูญเสีย

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{loss} &= \dot{Q}_{convec} + \dot{Q}_{rad} \\
 \dot{Q}_{convec} &= \pi D L h_m (T_s - T_\infty) \\
 &= \pi (0.05)(3)(8.69)(546.15 - 308.15) \\
 &= 975.19 \text{ J} \\
 \dot{Q}_{rad} &= \pi D L \varepsilon \sigma (T_s^4 - T_\infty^4) \\
 &= \pi (0.05)(3)(0.21)(5.67 \times 10^{-8})(546.15^4 - 308.15^4) \\
 &= 30.86 \text{ J} \\
 \dot{Q}_{loss} &= 1,006.05 \text{ J}
 \end{aligned}$$

ส่วนที่ 3 ท่อ Heat Exchanger

จะมีข้อกำหนดในการคำนวณดังนี้

- คำนวณการสูญเสียค่าความร้อนเป็นแบบการพาความร้อนแบบอิสระ
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยต่อ Heat Exchanger (T_w) มีค่า 553.15 K
- ค่าอุณหภูมิภายนอกโดยรอบเตา (T_∞) มีค่า 308.15 K
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในและภายนอกโดยรอบเตา

$$T_f = \frac{1}{2}(T_w + T_\infty)$$

$$T_f = \frac{1}{2}(553.15 - 308.15) = 430.65 \text{ K}$$

- ค่าความเร่งแนวดิ่ง (g) มีค่า 9.81 m/s²
- ค่าสัมประสิทธิ์การขยายตัว (β) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $\frac{1}{T_f} = 2.3 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$
- ค่าความหนืดคินแมติก (ν) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $30.08 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- (α) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $43.8 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- เลขแพรนด์เทล (Pr) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า 0.694
- ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน (k) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า 0.0359 W/m-K

$$\begin{aligned} Gr_L &= \frac{g\beta L^3 (T_s - T_\infty)}{\nu^2} \\ &= \frac{9.81(0.0023)(1.5)^3 (553.15 - 308.15)}{(30.08 \times 10^{-6})^2} \\ &= 20.82 \times 10^9 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nu_m &= \left\{ 0.825 + \frac{0.387 Ra_L^{1/6}}{\left[1 + (0.492 / Pr)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \\ &= \left\{ 0.825 + \frac{0.387(20.82 \times 10^9 \times 0.694)^{1/6}}{\left[1 + (0.492 / 0.694)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \end{aligned}$$

$$Nu_m = 282.52$$

$$h_m = \frac{Nu_m k}{L}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(282.52)(0.036)}{1.5} \\
 &= 6.77 \text{ W/m}^2\text{-K}
 \end{aligned}$$

อัตราการสูญเสีย

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{loss} &= \dot{Q}_{convec} + \dot{Q}_{rad} \\
 \dot{Q}_{convec} &= Ah_m(T_s - T_\infty) \\
 &= (1.5)(2.2)(6.77)(546.15 - 308.15) \\
 &= 5,473.64 \text{ J} \\
 \dot{Q}_{rad} &= A\varepsilon\sigma(T_s^4 - T_\infty^4) \\
 &= (1.5)(2.2)(0.21)(5.67 \times 10^{-8})(546.15^4 - 308.15^4) \\
 &= 240.44 \text{ J} \\
 {}_3\dot{Q}_{loss} &= 5714.08 \text{ J}
 \end{aligned}$$

ส่วนที่ 4 ท่อ Heat Exchanger แผ่นระนาบแนวระดับ ผิวร้อนหงายขึ้น
จะมีข้อกำหนดในการคำนวณดังนี้

- คัดการสูญเสียค่าความร้อนเป็นแบบการพาความร้อนแบบอิสระ
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยท่อ Heat Exchanger แผ่นระนาบแนวระดับ ผิวร้อนหงายขึ้น (T_w) มีค่า 553.15 K
- ค่าอุณหภูมิภายนอกโดยรอบเตา (T_∞) มีค่า 308.15 K
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในและภายนอกโดยรอบเตา

$$T_f = \frac{1}{2}(T_w + T_\infty)$$

$$T_f = \frac{1}{2}(553.15 - 308.15) = 430.65 \text{ K}$$

- ค่าความเร่งแวนดิ่ง (g) มีค่า 9.81 m/s²
- ค่าสัมประสิทธิ์การขยายตัว (β) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $\frac{1}{T_f} = 2.3 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$
- ค่าความหนืดคินแมติก (ν) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $30.08 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- (α) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $43.8 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

- เลขเพรนต์เทิล (Pr) ที่ $T_f = 430.65$ K มีค่า 0.694
- ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน (k) ที่ $T_f = 430.65$ K มีค่า 0.0359 W/m-K

$$\begin{aligned} Gr_L &= \frac{g\beta L^3 (T_s - T_\infty)}{\nu^2} \\ &= \frac{9.81(0.0023)(0.8)^3 (553.15 - 308.15)}{(30.08 \times 10^{-6})^2} \\ &= 3.16 \times 10^9 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nu_m &= 0.54(Gr_L Pr)^{1/4} \\ &= 0.54[(3.16 \times 10^9)(0.694)]^{1/4} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nu_m &= 116.84 \\ h_m &= \frac{Nu_m k}{L} \\ &= \frac{(116.84)(0.036)}{0.8} \\ &= 5.25 \text{ W/m}^2\text{-K} \end{aligned}$$

อัตราการความร้อนสูญเสีย

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{loss} &= \dot{Q}_{convec} + \dot{Q}_{rad} \\ \dot{Q}_{convec} &= Ah_m (T_s - T_\infty) \\ &= (0.8)(0.02)(5.25)(546.15 - 308.15) \\ &= 20.58 \text{ J} \\ \dot{Q}_{rad} &= A\epsilon\sigma(T_s^4 - T_\infty^4) \\ &= (0.8)(0.02)(0.21)(5.67 \times 10^{-8})(546.15^4 - 308.15^4) \\ &= 1.16 \text{ J} \\ 4\dot{Q}_{loss} &= 21.74 \text{ J} \end{aligned}$$

ส่วนที่ 5 ท่อ Heat Exchanger แผ่นระนาบแนวระดับ ผิวร้อนคว่ำลง
จะมีข้อกำหนดในการคำนวณดังนี้

- คัดการสูญเสียค่าความร้อนเป็นแบบการพาความร้อนแบบอิสระ
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในท่อ Heat Exchanger แผ่นระนาบแนวระดับ ผิวร้อนคว่ำลง (T_w) มีค่า 553.15 K
- ค่าอุณหภูมิภายนอกโดยรอบเตา (T_∞) มีค่า 308.15 K
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในและภายนอกโดยรอบเตา

$$T_f = \frac{1}{2}(T_w + T_\infty)$$

$$T_f = \frac{1}{2}(553.15 - 308.15) = 430.65 \text{ K}$$

- ค่าความเร่งแนวตั้ง (g) มีค่า 9.81 m/s^2
- ค่าสัมประสิทธิ์การขยายตัว (β) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $\frac{1}{T_f} = 2.3 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$
- ค่าความหนืดคิเนแมติก (ν) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $30.08 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- (α) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า $43.8 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- เลขพรันด์เทิล (Pr) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า 0.694
- ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน (k) ที่ $T_f = 430.65 \text{ K}$ มีค่า 0.0359 W/m-K

$$\begin{aligned} Gr_L &= \frac{g\beta L^3 (T_s - T_\infty)}{\nu^2} \\ &= \frac{9.81(0.0023)(0.8)^3 (553.15 - 308.15)}{(30.08 \times 10^{-6})^2} \\ &= 3.16 \times 10^9 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nu_m &= 0.27(Gr_L Pr)^{1/4} \\ &= 0.27[(3.16 \times 10^9)(0.694)]^{1/4} \end{aligned}$$

$$Nu_m = 58.42$$

$$h_m = \frac{Nu_m k}{L}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(58.42)(0.036)}{0.8} \\
 &= 2.62 \text{ W/m}^2\text{-K}
 \end{aligned}$$

อัตราการสูญเสีย

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{loss} &= \dot{Q}_{convec} + \dot{Q}_{rad} \\
 \dot{Q}_{convec} &= Ah_m (T_s - T_\infty) \\
 &= (0.8)(0.02)(2.62)(546.15 - 308.15) \\
 &= 10.29 \text{ J} \\
 \dot{Q}_{rad} &= A\varepsilon\sigma(T_s^4 - T_\infty^4) \\
 &= (0.8)(0.02)(0.21)(5.67 \times 10^{-8})(546.15^4 - 308.15^4) \\
 &= 1.16 \text{ J} \\
 \dot{Q}_{loss} &= 11.45 \text{ J}
 \end{aligned}$$

ส่วนที่ 6 ตัวเตาส่วนห้องเผาไหม้

จะมีข้อกำหนดในการคำนวณดังนี้

- คำนวณการสูญเสียค่าความร้อนเป็นแบบการพาความร้อนแบบอิสระ
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในตัวเตาส่วนห้องเผาไหม้ (T_w) มีค่า 585.15 K
- ค่าอุณหภูมิภายนอกโดยรอบเตา (T_∞) มีค่า 308.15 K
- ค่าอุณหภูมิเฉลี่ยภายในและภายนอกโดยรอบเตา

$$T_f = \frac{1}{2}(T_w + T_\infty)$$

$$T_f = \frac{1}{2}(585.15 - 308.15) = 446.65 \text{ K}$$

- ค่าความเร่งแนวดิ่ง (g) มีค่า 9.81 m/s^2
- ค่าสัมประสิทธิ์การขยายตัว (β) ที่ $T_f = 446.65 \text{ K}$ มีค่า $\frac{1}{T_f} = 2.2 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$
- ค่าความหนืดคินแมติก (ν) ที่ $T_f = 446.15 \text{ K}$ มีค่า $31.99 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- (α) ที่ $T_f = 446.15 \text{ K}$ มีค่า $46.6 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- เลขพรันด์เทล (Pr) ที่ $T_f = 446.15 \text{ K}$ มีค่า 0.691

- ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน (k) ที่ $T_f = 446.15 \text{ K}$ มีค่า 0.0371 W/m-K

ตรวจสอบกรณีของท่อทรงกระบอกแนวตั้ง

$$\frac{D}{L} < \frac{35}{(Gr_L)^{1/4}} \quad \text{หรือไม่}$$

โดยที่

$$\begin{aligned} Gr_L &= \frac{g\beta L^3 (T_s - T_\infty)}{\nu^2} \\ &= \frac{9.81(0.0022)(1.0)^3 (585.15 - 308.15)}{(31.99 \times 10^{-6})^2} \\ &= 5.94 \times 10^9 \end{aligned}$$

ดังนั้น

$$\begin{aligned} \frac{35}{(Gr_L)^{1/4}} &= 0.126 \quad , \quad \frac{D}{L} = \frac{0.05}{1.5} = 0.033 \\ \frac{D}{L} &> \frac{35}{(Gr_L)^{1/4}} \end{aligned}$$

แสดงให้เห็นว่าไม่เป็นทรงกระบอกเรียวยาว จึงใช้สมการ

$$\begin{aligned} Nu_m &= \left\{ 0.825 + \frac{0.387 Ra_L^{1/6}}{\left[1 + (0.492 / Pr)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \\ &= \left\{ 0.825 + \frac{0.387 (5.94 \times 10^9 \times 0.691)^{1/6}}{\left[1 + (0.492 / 0.691)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \\ Nu_m &= 189.90 \\ h_m &= \frac{Nu_m k}{L} \\ &= \frac{(189.90)(0.0371)}{1.0} \\ &= 7.04 \text{ W/m}^2\text{-K} \end{aligned}$$

อัตราการสูญเสีย

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{loss} &= \dot{Q}_{convec} + \dot{Q}_{rad} \\ \dot{Q}_{convec} &= \pi DLh_m(T_s - T_\infty) \\ &= \pi(0.8)(1)(8.69)(585.15 - 308.15) \\ &= 1,559.76 \text{ J} \\ \dot{Q}_{rad} &= \pi DL\epsilon\sigma(T_s^4 - T_\infty^4) \\ &= \pi(0.8)(1)(0.21)(5.67 \times 10^{-8})(585.15^4 - 308.15^4) \\ &= 1,053.44 \text{ J} \\ \dot{Q}_{loss} &= 2,613.20 \text{ J}\end{aligned}$$

ดังนั้นการสูญเสียรวม (\dot{Q}_{loss}) จึงมีค่าเท่ากับ 9840.3 J

การคำนวณหาประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซ

สามารถหาประสิทธิภาพทางความร้อนของเตาผลิตก๊าซซึ่งมียางพาราเป็นเชื้อเพลิง โดยมีข้อกำหนดและสมการดังนี้

- อัตราการไหลโดยมวลของอากาศ (\dot{m}_{air}) มีค่า 0.01061 kg/s
- อัตราการไหลโดยมวลของเชื้อเพลิงเมื่อใช้ไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิง (\dot{m}_{wood}) มีค่า 0.00784 kg/s
- อัตราการไหลโดยมวลของเชื้อเพลิงเมื่อใช้กะลามะพร้าวเป็นเชื้อเพลิง (\dot{m}_{wood}) มีค่า 0.00799 kg/s
- อัตราการไหลโดยมวลของเชื้อเพลิงเมื่อใช้กะลาปาล์มเป็นเชื้อเพลิง (\dot{m}_{wood}) มีค่า 0.00789 kg/s
- อัตราการไหลโดยมวลของเชื้อเพลิงเมื่อใช้ไม้ยูคาลิปตัสเป็นเชื้อเพลิง (\dot{m}_{wood}) มีค่า 0.00873 kg/s
- ค่าความร้อนของไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิง (HV_{wood}) มีค่า 13,093.8 kJ/kg
- ค่าความร้อนของกะลามะพร้าวเป็นเชื้อเพลิง (HV_{wood}) มีค่า 15,750.0 kJ/kg
- ค่าความร้อนของกะลาปาล์มเป็นเชื้อเพลิง (HV_{wood}) มีค่า 14,040.0 kJ/kg

- ค่าความร้อนของไม้ยูคาลิปตัสเป็นเชื้อเพลิง (HV_{wood}) มีค่า 1,4800.0 kJ/kg
- ค่าสัมประสิทธิ์การแปลงค่าความร้อน มีค่า 10%
- ค่าความร้อนของก๊าซจากเตาผลิตก๊าซเมื่อใช้ไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิง (HV_{gas}) มีค่า 4,504.134 kJ/kg
- ค่าความร้อนของก๊าซจากเตาผลิตก๊าซเมื่อใช้กะลามะพร้าวเป็นเชื้อเพลิง (HV_{gas}) มีค่า 4,192.76 kJ/kg
- ค่าความร้อนของก๊าซจากเตาผลิตก๊าซเมื่อใช้กะลาปาล์มเป็นเชื้อเพลิง (HV_{gas}) มีค่า 4,297.88 kJ/kg
- ค่าความร้อนของก๊าซจากเตาผลิตก๊าซเมื่อใช้ไม้ยูคาลิปตัสเป็นเชื้อเพลิง (HV_{gas}) มีค่า 4,333.86 kJ/kg

$$\begin{aligned} \dot{m}_{gas} &= \dot{m}_{air} + \dot{m}_{wood} \\ &= 0.01054 + 0.00784 \\ \dot{m}_{gas} &= 0.01838 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

จากกฎทรงมวล อัตราการไหลโดยมวลของก๊าซมีค่าเท่ากับอัตราการสลายตัวของไม้รวมกับอัตราการไหลโดยมวลของอากาศที่เข้าเตาผลิตก๊าซ จะมีค่า 0.015801 kg/s

$$\begin{aligned} \eta_{th} &= \frac{(\dot{m}_{gas} \times HV_{gas}) + \text{Heatloss}}{\dot{m}_{wood} \times HV_{wood}} \times 100\% \\ &= \frac{(0.01838 \times 4504.134) + 9.8403}{0.00784 \times 13,093.8} \times 100\% \\ &= 90.23\% \end{aligned}$$

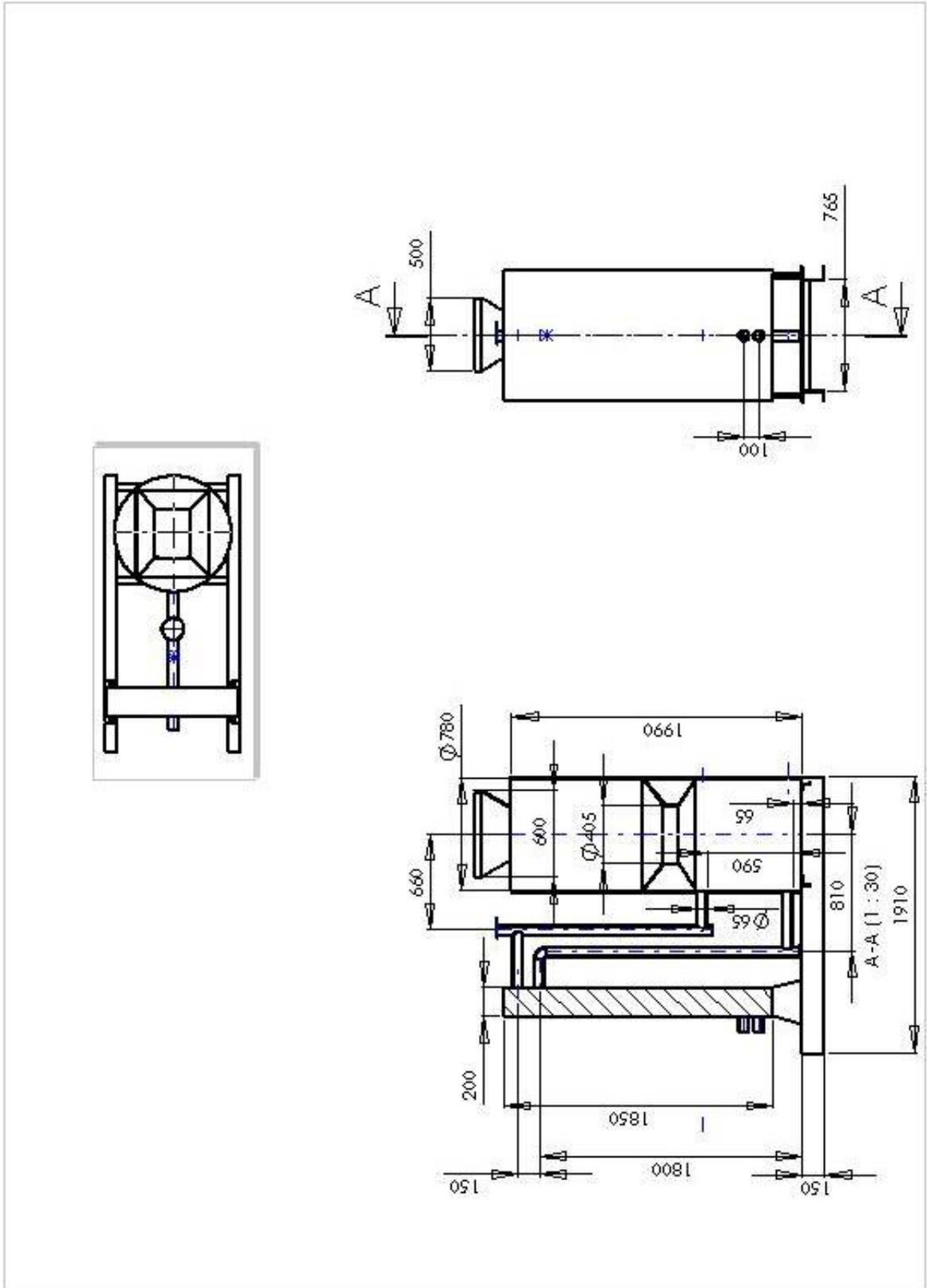
และเมื่อเปลี่ยนเชื้อเพลิงเป็น กะลามะพร้าว ,กะลาปาล์ม และยูคาลิปตัสให้ประสิทธิภาพทางความร้อนเท่ากับ 69.58% ,80.42% และ 72.28% ตามลำดับ

ในการคำนวณค่า ฮาร์ทโหลด (Hearth load:B) หลังจากการทดลองใช้งานเตาผลิตก๊าซชีว
 มวลจริง ซึ่งเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาผลิตก๊าซมีค่า 60cm และมีอัตราการไหลโดยมวลของอากาศมี
 ค่า $0.01061 \text{ m}^3/\text{s}$ ($38.20 \text{ m}^3/\text{hr}$)

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{\text{Air inlet}}{\text{Cross area throat}} \\
 &= \frac{128.88}{\pi \times \frac{60^2}{4}} \\
 &= 0.046 \text{ m}^3/\text{cm}^2\text{-hr}
 \end{aligned}$$

ภาคผนวก ข

ขนาดของเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น



ภาพผนวกที่ ข1 ลักษณะตัวเตาผลิตก๊าซชีววมวลแบบไหลขึ้น

ประวัติการศึกษา และการทำงาน

ชื่อ –นามสกุล	นายกิจจา กิรสมุทรานนท์
วัน เดือน ปี ที่เกิด	10 สิงหาคม พ.ศ. 2522
สถานที่เกิด	เขตดุสิต จังหวัดกรุงเทพ
ประวัติการศึกษา	วศ.บ. (วิศวกรรมเครื่องกล) มหาวิทยาลัยเอเซียอาคเนย์ (พ.ศ. 2547)
ตำแหน่งหน้าที่การงานปัจจุบัน	วิศวกรประมาณราคา
สถานที่ทำงานปัจจุบัน	บริษัทเพาเวอร์ไลน์เอ็นจิเนียริงจำกัด (มหาชน)
ผลงานดีเด่นและรางวัลทางวิชาการ	-
ทุนการศึกษาที่ได้รับ	ทุนอุดหนุนวิจัย มก. รหัส ส-ข (วศ) 33-47 จาก สถาบันวิจัยและพัฒนาแห่งมหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์