



รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ: พลังงานหมุนเวียนจากการแปลงสภาพชีวมวล
เชิงเคมีความร้อน

RENEWABLE ENERGY FROM THERMOCHEMICAL
BIOMASS CONVERSION

โดย รศ. ดร. นคร ทิพย์าวงศ์ และคณะ

ตุลาคม 2553

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ พลังงานหมุนเวียนจากการแปลงสภาพชีวมวลเชิงเคมีความร้อน
Renewable Energy from Thermochemical Biomass Conversion

คณะผู้วิจัย	สังกัด
รศ. ดร. นคร ทิพย์าวงศ์	ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
นายธนศิษฐ์ วงศ์ศิริอำนวย	ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
นายภาสกร อินธาสาร	ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่

สนับสนุนโดยสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

(ความเห็นในรายงานนี้เป็นของผู้วิจัย สกว. ไม่จำเป็นต้องเห็นด้วยเสมอไป)

กิตติกรรมประกาศ

ทางคณะผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย เป็นอย่างสูงที่ได้ให้การสนับสนุนทุนในการวิจัยในโครงการนี้

ขอขอบคุณ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่ และ สถาบันวิจัยและพัฒนาพลังงานนครพิงค์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่ ที่ได้ให้การสนับสนุนในการทำวิจัยนี้

สุดท้าย ขอขอบคุณ ทุกๆ ท่านที่ยังเล็งเห็นถึงความสำคัญของการทำวิจัย

บทคัดย่อ

รหัสโครงการ: RSA5080010

ชื่อโครงการ: พลังงานหมุนเวียนจากการแปลงสภาพชีวมวลเชิงเคมีความร้อน

ชื่อนักวิจัย: รศ. ดร. นคร ทิพยาวงศ์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเชียงใหม่

ไปรษณีย์อิเล็กทรอนิกส์: n.tippayawong@yahoo.com

ระยะเวลาโครงการ: 25 กรกฎาคม 2550 – 24 กรกฎาคม 2553

การประยุกต์ใช้ชีวมวลเชิงพลังงานได้รับความสนใจมากในประเทศไทย การแก่งแย่งแข่งขัน
อุปทานชีวมวลระหว่างการใช้เป็นเชื้อเพลิงและเป็นอาหารหิวความรุนแรงขึ้นในปีที่ผ่านมาซึ่งนำไปสู่การ
แสวงหาแหล่งชีวมวลที่กินไม่ได้เป็นทางเลือกอื่นๆ เช่น เศษวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร และวัชพืช
งานวิจัยนี้ได้ทำการประเมินคุณสมบัติของไมยราพยักษ์ในการเชื้อเพลิงโดยการแปลงสภาพทางความ
ร้อน กระบวนการแปลงเป็นก๊าซ หรือ แกสซิฟิเคชัน เป็นแนวทางหลักอันหนึ่งสำหรับชีวมวล ที่ผ่านมามี
รายงานวิจัยการใช้ไมยราพเชิงพลังงานน้อยมาก เมื่อเทียบกับพืชอื่นๆ จากผลการวิจัยพบว่า วัชพืชชนิด
นี้สลายตัวทางความร้อนได้ที่อุณหภูมิต่ำกว่า และมีพลังงานกระตุ้นสูงกว่าพืชอื่นๆ ซึ่งสามารถใช้เป็น
ข้อมูลสำคัญในการนำไปจำลองแบบกระบวนการ ออกแบบ ปฏิบัติการ และการใช้ประโยชน์เชิงพลังงาน
ด้วยกระบวนการแกสซิฟิเคชัน หรือการเผาไหม้ได้

ปกติแล้ว กระบวนการแกสซิฟิเคชันมีข้อจำกัดที่คุณภาพของก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้ซึ่งมีปริมาณ
น้ำมันดินสูง นำไปสู่ปัญหาในการนำมาใช้ การกำจัดน้ำมันดินอาจทำได้โดยการแตกตัวด้วยพลาสมา
พลาสมาจากโกลด์อาร์คช่วยให้มีสารอนุพลที่มีพลังงานมากและไวต่อปฏิกิริยาที่พลาสมาแบบไม่ร้อน
อื่นๆ ซึ่งช่วยให้เกิดปฏิกิริยาเคมีที่มีประสิทธิภาพสูง เทคโนโลยี พลาสมาที่มีศักยภาพสูงในการนำมาใช้
ในการกำจัดน้ำมันดินได้ งานนี้ได้นำเสนอการกำจัดน้ำมันดินด้วยพลาสมาที่การใส่พลังงานค่อนข้างต่ำ
และกำจัดน้ำมันดินได้ดี

คำหลัก: ชีวมวล ไมยราพยักษ์ การแตกตัวด้วยพลาสมา พลังงานหมุนเวียน น้ำมันดิน การแปลง
สภาพเชิงความร้อน

Abstract

Project Code: RSA5080010

Project Title: Renewable energy from thermochemical biomass conversion

Investigator: Dr. Nakorn Tippayawong Department of Mechanical Engineering,
Faculty of Engineering, Chiang Mai University

E-mail address: n.tippayawong@yahoo.com

Project period: 25 July 2007 – 24 July 2010

Biomass for energy application has gained increasing interests in Thailand. Competition between biomass supply for fuel or for food applications has been intensified in the recent years. This concern has resulted in growing interests in alternative, non-edible biomass resources. Non-plantation biomass resources such as agricultural residues and weeds such as giant sensitive plants are viewed to have great potential as useful bioenergy. In this work, its properties as fuel via thermal conversion have been assessed. Gasification is the main conversion route for biomass energy utilization that generates a gaseous fuel. To our knowledge, there is very few published report on its utilization for energy. In comparison with other biomass sources, such as wood samples, agro-residues and fast growing energy crop, it was very interesting to find that the weed appeared to decompose at lower temperature but with much higher apparent activation energy. This information is very useful in subsequent modeling, design, operation, and utilization for energy via gasification or combustion.

Deployment of gasification is usually limited by the fuel gas quality where specially a high concentration of tars can cause operational problems. Treatment of tar may be achieved using plasma cracking method. Gliding arc plasma is able to produce energetic radical species, more active than non-thermal plasmas. It offers high energy efficiency and selectivity for chemical reactions. This technology appears to have great potential in removing tar from biomass gasification. In this work, cracking of light tar in gliding arc plasma at atmospheric pressure was demonstrated. Significant destruction of tar was achieved at relatively low power input. The findings indicated that the gliding arc plasma has great potential to be applied as an alternative tool to destruct gaseous tar and other gaseous toxic compounds.

Keywords: Biomass, Mimosa, Plasma cracking, Renewable energy, Tar, Thermal conversion

บทสรุปผู้บริหาร

1. ชื่อโครงการ

(ภาษาไทย) พลังงานหมุนเวียนจากการแปลงสภาพชีวมวลเชิงเคมีความร้อน

(ภาษาอังกฤษ) Renewable energy from thermochemical biomass conversion

2. ผู้ดำเนินการวิจัย

ชื่อ-นามสกุล นคร ทิพยาวงศ์ Nakorn Tippayawong

สถานที่ทำงาน ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่

โทรศัพท์ 0-5394-4146 โทรสาร 0-5394-4145

e-mail: n.tippayawong@yahoo.com

3. ระยะเวลาดำเนินการ

3 ปี ระหว่างวันที่ 25 กรกฎาคม พ.ศ. 2550 ถึงวันที่ 24 กรกฎาคม พ.ศ. 2553

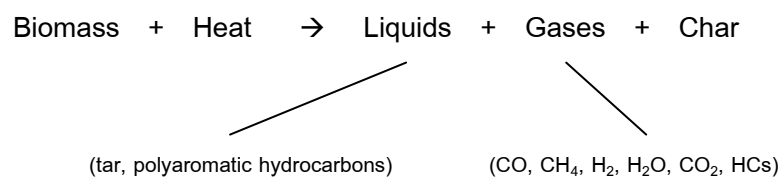
4. ความสำคัญและที่มาของปัญหาที่ทำการวิจัย

4.1 เหตุผลที่เลือกทำวิจัยในหัวข้อที่เสนอ

ในปัจจุบัน ประเทศไทยมีความต้องการใช้พลังงานและผลิตภัณฑ์จากเชื้อเพลิงฟอสซิลในปริมาณที่สูง มีการนำเข้าน้ำมันดิบและเคมีภัณฑ์มากในแต่ละปี เมื่อราคาน้ำมันปิโตรเลียมปรับตัวสูงขึ้นจึงส่งผลกระทบต่อโดยตรงต่อภาวะของเศรษฐกิจโดยรวมและมีผลต่อความมั่นคงด้านพลังงานของประเทศ วิธีการบรรเทาหรือช่วยแก้ไขปัญหาดังกล่าวแนวทางหนึ่ง คือ การพัฒนาพลังงานทดแทนที่มีศักยภาพขึ้นภายในประเทศ โดยเฉพาะอย่างยิ่ง การใช้ประโยชน์เชิงพลังงานจากชีวมวลซึ่งเป็นแหล่งพลังงานเพื่อการพัฒนาที่ยั่งยืน เนื่องจากประเทศไทยมีสภาพภูมิอากาศและภูมิประเทศที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของพันธุ์พืชต่างๆ ซึ่งทำให้การเกษตรกรรมและอุตสาหกรรมเกษตรเป็นพื้นฐานที่สำคัญในภาคเศรษฐกิจของประเทศ ผลผลิตส่วนใหญ่ได้จากภาคการเกษตร ได้แก่ ข้าว อ้อย มันสำปะหลัง และปาล์ม เป็นต้น ดังนั้นจึงมีเศษวัสดุเหลือใช้หรือชีวมวลที่เกิดขึ้นหลังจากการเก็บเกี่ยวจำนวนมาก ได้แก่ แกลบ ฟางข้าว ชานอ้อย ไม้พิน เหม้ามันสำปะหลัง กากและกะลามะพร้าว ชังข้าวโพด และกากปาล์ม เป็นต้น รวมถึงเศษวัสดุจากกระบวนการผลิตอื่นๆที่เกี่ยวข้อง เช่น ชี้อ้อย เศษไม้ ขยะ และ มูลสัตว์ ซึ่งเศษวัสดุเหล่านี้มีประโยชน์สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานได้ จากการสำรวจศึกษาของกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน พบว่า ศักยภาพของพลังงานที่ได้จากเศษวัสดุเหลือใช้หรือชีวมวลมีมากกว่า 16% ของปริมาณการบริโภคพลังงานทั้งหมดของประเทศ

พืชอีกกลุ่มหนึ่งที่เรียกว่า ไม้โตเร็ว มีศักยภาพในการที่จะนำมาผลิตเป็นพลังงานได้ เนื่องจากไม้โตเร็วเป็นพืชที่สามารถเจริญเติบโตได้ดีในแทบทุกสภาพพื้นที่ ใช้น้ำน้อย สามารถเริ่มตัดใช้งานได้ในระยะสั้น (3-5) ปี และให้ผลผลิตต่อพื้นที่สูง ดังนั้นจึงเหมาะสมที่จะนำมาผลิตเป็นเชื้อเพลิงทดแทนเชื้อเพลิงจากฟอสซิล ในพื้นที่ชนบท ไม้ในกลุ่มนี้เช่น ยูคาลิปตัส กระถินณรงค์ และ กระถินเทพา เป็นต้น ไม้โตเร็วชนิด กระถินเทพา จะสามารถตัดได้ประมาณเมื่อปลูกครบ 3 ปี โดยจะให้ผลผลิตประมาณ 11.5 ตัน/ไร่ โดยมีค่าความร้อนประมาณ 20 MJ/kg สำหรับไม้โตเร็วชนิดอื่นๆ ก็ให้ผลผลิตและค่าความร้อนที่ใกล้เคียงกัน ซึ่งการนำไม้โตเร็วไปใช้ประโยชน์ทางด้านเชื้อเพลิง ส่วนมากจะนิยมย่อยให้เป็นเศษไม้หรือเป็นผงเพื่อสะดวกในการป้อนเชื้อเพลิง ไม้ล้มลุกอื่นๆที่อาจจนำมาใช้ประโยชน์เชิงพลังงานได้ เช่น ไม้จำพวกวัชพืชที่ขึ้นเองตามธรรมชาติ เป็นต้น

เทคโนโลยีที่ใช้ในการผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวล ส่วนใหญ่เป็นการเผาไหม้เชื้อเพลิงแบบสมบูรณ์เพื่อนำความร้อนที่เกิดขึ้นใช้ในการต้มน้ำให้มีความดันและอุณหภูมิสูงไปขับเคลื่อนกังหันไอน้ำในการผลิตไฟฟ้า ซึ่งจะพบเห็นได้จากระบบของผู้ผลิตไฟฟ้ารายเล็ก หรือใช้เทคโนโลยีที่สามารถผลิตได้ทั้งไฟฟ้าและพลังงานความร้อนร่วมเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพให้สูงขึ้น ปัจจุบัน ในต่างประเทศได้มีการพัฒนาเทคโนโลยีการผลิตไฟฟ้าในอีกรูปแบบหนึ่ง โดยอาศัยหลักการการเผาไหม้เชื้อเพลิงประเภทชีวมวลในที่จำกัดปริมาณอากาศด้วยการแปลงสภาพเชื้อเพลิงแข็งให้กลายเป็นก๊าซเชื้อเพลิง หรือการแปลงสภาพให้เป็นน้ำมันชีวภาพของเหลวก่อน ดังแสดงในสมการปฏิกิริยาเคมี ต่อไปนี้



จากนั้นจึงนำเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ใช้โดยตรงในเครื่องยนต์เผาไหม้ภายในเพื่อผลิตไฟฟ้าแทนการใช้เชื้อเพลิงจากฟอสซิล ไม่ว่าจะเป็นรูปของก๊าซ หรือ ของเหลว โดยระบบได้รับการวิจัยพัฒนาให้มีขนาดตั้งแต่ 5 กิโลวัตต์ ถึง 1.2 เมกะวัตต์ มีประสิทธิภาพการผลิตก๊าซสูงถึงประมาณ 80 เปอร์เซ็นต์ และมีอัตราการสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงประเภทชีวมวลอยู่ในระหว่าง 0.7 ถึง 1.2 กิโลกรัมต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง เทคโนโลยีนี้เป็นระบบที่สามารถปรับระดับขนาดให้เหมาะสมที่จะพัฒนาใช้ในอุตสาหกรรม หรือชุมชนที่มีเศษวัสดุเหลือใช้ประเภทชีวมวลได้ จึงควรมีการศึกษาความเหมาะสมด้านเทคโนโลยีเพื่อใช้เป็นต้นแบบสาธิต และส่งเสริมให้มีการใช้งานอย่างแพร่หลาย ซึ่งจะสามารถช่วยลดการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลที่ก่อให้เกิดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อม และเป็นการช่วยอนุรักษ์พลังงานของประเทศอีกด้วย อย่างไรก็ตาม การผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงด้วยระบบแก๊สซิฟิเคชัน (gasification) และไพโรไลซิส (pyrolysis) ได้มีการศึกษาและนำมาใช้กับชีวมวลหลายชนิดในต่างประเทศ ซึ่งมีลักษณะแตกต่างออกไปจากที่หาได้ในประเทศ ซึ่งคุณสมบัติของชีวมวลตั้งต้นที่แตกต่างกันจะมีผลต่อผลิตภัณฑ์ที่ได้ ระบบเตาปฏิกรณ์มีทั้งเป็นแบบชั้นวัสดุนิ่ง (fixed bed) และแบบฟลูอิดไดซ์เบด (fluidized bed) ก๊าซตัวกลางแก๊สซิฟิเคชันและไพโรไลซิสส่วนมากใช้ อากาศ หรือ ก๊าซเฉื่อย อย่าง ไนโตรเจน มีการทดลองใช้ ออกซิเจน ไอน้ำ หรือ ก๊าซ

อื่นๆ ไม่แพร่หลายมากนัก นอกจากนี้ การนำตัวเร่งปฏิกิริยามาใช้ในการช่วยสร้างผลิตภัณฑ์ให้มีคุณภาพดีขึ้นยังมีค่อนข้างน้อยเนื่องจากมีราคาแพง แต่ยังมีตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะออกไซด์บางจำพวกที่ทำงานได้และมีราคาไม่แพง ซึ่งผลรวมของประเด็นเหล่านี้ มีความสำคัญในการนำมาประยุกต์ใช้กับประเทศไทย ที่มีทรัพยากรชีวมวลมากมาย มีศักยภาพในการผลิตพลังงานชีวภาพ เพื่อใช้เป็นพลังงานทดแทน และลดการนำเข้าพลังงานจากต่างประเทศ การวิจัยและพัฒนากระบวนการผลิต และอุปกรณ์การแปรรูปเพื่อเพิ่มมูลค่าชีวมวลขึ้นภายในประเทศจึงเป็นสิ่งสำคัญในการพึ่งพาตนเองและความมั่นคงทางพลังงาน กระบวนการทางเคมีมีความร้อนเป็นเทคนิคการแปลงสภาพชีวมวลให้กลายเป็นเชื้อเพลิงทั้งในรูปก๊าซของเหลว และของแข็ง โดยการย่อยสลายทางเคมีของวัตถุดิบด้วยความร้อนสูง ได้เป็นพลังงานและเชื้อเพลิงที่สะดวกต่อการใช้ และมีปริมาณมลพิษน้อยลง องค์ความรู้สำหรับกระบวนการ บั๊จจัยการทำงาน และวัสดุอุปกรณ์ของเทคโนโลยีดังกล่าว จะมีส่วนสำคัญในการพัฒนาระบบการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงจากชีวมวลขึ้นได้เองภายในประเทศ ในระดับขนาดที่ใหญ่มากขึ้นเหมาะสมกับอุตสาหกรรมชุมชนต่อไป

4.2 องค์ความรู้ใหม่ที่คาดว่าจะได้

กระบวนการ สภาวะ และบั๊จจัย ที่บ่งชี้ถึงผลต่อผลิตภัณฑ์จากการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อนของชีวมวลที่มีในประเทศ รวมถึงประสบการณ์ในการออกแบบ และใช้อุปกรณ์ที่เกี่ยวข้องกับเทคโนโลยีนี้

4.3 ผลกระทบขององค์ความรู้ที่ได้ต่อความก้าวหน้าในเชิงวิชาการของสาขาที่ทำการวิจัย

ขยายองค์ความรู้ทางด้านการแปลงสภาพชีวมวลเชิงเคมีความร้อน ให้ครอบคลุมถึงชีวมวลที่มีศักยภาพในประเทศ ขยายวงผลการศึกษาให้รวมถึงผลกระทบโดยรวมของการใช้ระบบแบบขั้นวัสดุหนึ่งและแบบฟลูอิดไดซ์เบด กับก๊าซตัวกลางในการแปลงสภาพชีวมวลอื่นๆ และกับชนิดของขั้นวัสดุที่มีความเฉื่อยหรือช่วยเร่งปฏิกิริยาได้ กว้างขวางยิ่งขึ้นไป

5. วัตถุประสงค์

เป้าหมายหลัก

5.1 เพื่อการพัฒนาเทคโนโลยี กระบวนการ และ อุปกรณ์สำหรับการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงจากชีวมวล

โดยมีวัตถุประสงค์ของโครงการ คือ

5.2 เพื่อออกแบบ สร้าง ทดสอบ และ พัฒนาระบบชุดทดลองการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงแบบขั้นวัสดุหนึ่ง และแบบขั้นของไหลระดับห้องปฏิบัติการ สำหรับการวิจัยและพัฒนา

5.3 เพื่อศึกษาสภาวะและบั๊จจัยที่มีผลต่อการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงที่ต้องการจากการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อนของชีวมวลที่มีศักยภาพในประเทศ และการทำงานของระบบ

6. ระเบียบวิธีวิจัย

6.1 การศึกษา ค้นคว้า วิจัยเอกสารที่เกี่ยวข้อง

- ศึกษาทฤษฎี และเอกสารงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับโครงการ
- ศึกษาปัจจัย และระบบการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงแบบแก๊สซิฟิเคชันและไพโรไลซิสประเภทต่างๆ และชีวมวลในประเทศที่เหมาะสม (เศษไม้จากโรงเฟอร์นิเจอร์ ขยะแห้ง ไม้รพักษ์ และอื่นๆ)

6.2 การเตรียมการเบื้องต้น

- ออกแบบระบบและการทดลองขั้นต้น
- จัดหาและเตรียมชีวมวลที่จะนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการทดสอบ
- ทดสอบวิเคราะห์หาคุณสมบัติของชีวมวลที่มีผลต่อการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิง

6.3 การออกแบบ สร้าง และทดสอบเตาปฏิกรณ์สำหรับการแปลงชีวมวลเชิงเคมีความร้อน

- ศึกษาวัสดุ อุปกรณ์ และเตาปฏิกรณ์สำหรับชีวมวลแบบชั้นวัสดุหนึ่งและชั้นของไหล
- ศึกษาข้อมูลและทำการเลือกแบบอุปกรณ์ของระบบโดยรวมที่จะนำมาใช้ในการทดลอง
- ออกแบบระบบที่จะใช้ในการทดลอง
- ทำการสร้าง ประกอบ และติดตั้งเตาปฏิกรณ์และชุดทดสอบ
- ทดสอบการทำงานของเตาเบื้องต้น

6.4 การเตรียมการทดลอง และทดสอบระบบทั้งหมด

- จัดหาเครื่องมืออุปกรณ์ที่จำเป็นในการทดสอบ ตรวจวัด บันทึกและวิเคราะห์ผลระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิง เช่น เครื่องมือวัดและบันทึกอุณหภูมิ เครื่องวัดอัตราการไหลของก๊าซ เป็นต้น ให้พร้อมใช้งาน
- ติดตั้งเข้ากับระบบ
- ทดสอบเดินระบบทั้งหมด
- ทำการทดลองเก็บข้อมูลเบื้องต้น พร้อมทั้งศึกษาการทำงานของระบบเพื่อปรับปรุงแก้ไข

6.5 การศึกษาวิจัย ปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการผลิต ก๊าซ น้ำมันของเหลว และของแข็ง

- ทำการทดลองศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการในระดับห้องปฏิบัติการ โดยกำหนดตัวแปรที่จะทำการศึกษาคือ ชนิดของชีวมวลที่สนใจ อุณหภูมิ อัตราการให้ความร้อน ชนิดของก๊าซตัวกลาง ชนิดของวัสดุในชั้นเบดและตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้
- บันทึกข้อมูลดิบ เก็บตัวอย่าง
- วิเคราะห์ตัวอย่าง หาค่าประกอบทางเคมี และคุณสมบัติอื่นๆ ที่เกี่ยวข้อง
- วิเคราะห์และประมวลผลข้อมูลที่ได้จากการทดลอง
- ศึกษาแนวทางการนำพลังงานและเชื้อเพลิงไปใช้ประโยชน์

6.6 สรุปรายงานผล และเสนอแนะการขยายผลการวิจัย

7. ขอบเขตของการวิจัย

- 7.1 การแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อน จะศึกษาเฉพาะเทคโนโลยีแกสซิฟิเคชันและไพโรไลซิส เท่านั้น
- 7.2 ระบบเตาปฏิกรณ์จะเป็นแบบชั้นวัสดุหนึ่งและแบบชั้นของไหล ระดับขนาดสำหรับ ห้องปฏิบัติการ
- 7.3 ชนิดของชีวมวล จะพิจารณาชนิดที่มีศักยภาพหรือหาได้ในภาคเหนือเป็นหลัก
- 7.4 จะศึกษาถึงผลของตัวเร่งปฏิกิริยา อย่างน้อย 1 ชนิด
- 7.5 จะศึกษาถึงผลของก๊าซตัวกลาง อย่างน้อย 2 ชนิด

8. แผนการดำเนินงานตลอดโครงการ

กิจกรรม	กำหนดการ											
	ปีที่ 1				ปีที่ 2				ปีที่ 3			
	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
การศึกษา ค้นคว้า วิจัยเอกสารที่เกี่ยวข้อง												
การเตรียมการเบื้องต้น												
การออกแบบ และ สร้างเตาปฏิกรณ์												
การออกแบบ และ สร้างชุดทดสอบ												
การทดสอบเบื้องต้น และปรับปรุง												
การเตรียมการทดลอง												
การทดสอบการทำงานของระบบ												
การศึกษาวิจัย เก็บข้อมูล และตัวอย่าง												
การวิเคราะห์ส่วนประกอบ และคุณสมบัติ												
การวิเคราะห์และประมวลผลข้อมูล												
สรุปรายงานผล												

9. ผลงานที่ได้รับจากโครงการ

9.1 ผลงานตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติ

- ✓ Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N. (2010) "Non-isothermal Pyrolysis Characteristics of Giant Sensitive Plants using Thermogravimetric Analysis", *Bioresource Technology*, 101(14), 5638-5644.
- ✓ Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N. (2010) "Thermogravimetric Analysis of Giant Sensitive Plants under Air Atmosphere", *Bioresource Technology*, 101(23), 9314-9320.
- ✓ Tippayawong, N., Inthasan, P. (2010) "Investigation of Light Tar Cracking in a Gliding Arc Plasma System", *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 8, A50.

9.2 ผลงานในการนำเสนอในที่ประชุมวิชาการ

- ✓ Wongsiriamnuay, T., Phantong, P., Phengpom, T., Tippayawong, N., (2008) “Renewable Energy from Thermal Gasification of a Giant Sensitive Plant (*Mimosa pigra* L.)”, 5th *International Conference on Combustion, Incineration/Pyrolysis & Emission Control*, December 16 – 19, Chiang Mai, Thailand.
- ✓ Thiha, S., Tippayawong, N., Wongsiriamnuay, T., Chaichana, C. (2009) “Catalytic Destruction of Biomass Tar by Dolomite in a Dual Packed Bed Reactor”, 2nd *International Conference on Green & Sustainable Innovation*, December 2 – 4, Chiang Rai, Thailand.
- ✓ Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., (2010) “Gasification of Giant Sensitive Plants in a Fixed Bed Reactor”, 23rd *International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*, June 14 – 17, Lausanne, Switzerland.

9.3 ผลงานอื่นๆ

- ✓ ชุดอุปกรณ์ทดสอบเตาปฏิกรณ์แบบชั้นวัสดุหนึ่ง และแบบชั้นของไหล ระดับห้องปฏิบัติการ สำหรับการวิจัยและพัฒนา
- ✓ องค์ความรู้ของเทคโนโลยีและกระบวนการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงจากชีวมวล
- ✓ นักวิจัยรุ่นใหม่ในรูปของบัณฑิตระดับปริญญาโท และปริญญาเอก
- ✓ รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

สารบัญ

กิตติกรรมประกาศ	2
บทคัดย่อ	3
บทสรุปผู้บริหาร	5
สารบัญ	12
สารบัญตาราง	14
สารบัญภาพ	15
รายการสัญลักษณ์และอักษรย่อ	17

บทที่ 1 บทนำ

1.1 พลังงานชีวมวลและการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อน	18
1.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	22
1.2.1 การสลายตัวทางความร้อนของชีวมวล	22
1.2.2 กระบวนการแกสซิฟิเคชันในเตาชั้นวัสดุหนึ่ง	24
1.2.3 กระบวนการแกสซิฟิเคชันในเตาชั้นของไหล	27
1.3 วัตถุประสงค์ของโครงการ	31

บทที่ 2 หลักการและทฤษฎี

2.1 ชีวมวล	32
2.2 กระบวนการแกสซิฟิเคชัน	33
2.3 ปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง	37
2.4 ชนิดของเตาปฏิกรณ์	39
2.4.1 เตาปฏิกรณ์แบบชั้นวัสดุหนึ่ง	39
2.4.2 เตาปฏิกรณ์แบบชั้นของไหล	41
2.5 การกักเก็บน้ำมันดิน	46

บทที่ 3 การวิเคราะห์สมบัติชีวมวล

3.1 การเตรียมวัสดุตัวอย่าง	50
3.2 การวิเคราะห์แบบประมาณ	50
3.2 การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ	50
3.3 การวิเคราะห์ค่าความร้อน	51
3.4 การวิเคราะห์การสลายตัวทางความร้อน	51

บทที่ 4 อุปกรณ์และวิธีการทดลอง	
4.1 ชุดทดสอบแบบชั้นวัสดุหนึ่ง	53
4.2 ชุดทดสอบแบบชั้นของไหล	55
4.3 ชุดทดสอบด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา	60
4.4 ชุดทดสอบด้วยพลาสมา	61
 บทที่ 5 ผลการวิจัยและการวิจารณ์ผล	
5.1 คุณสมบัติชีวมวล	67
5.2 ผลการสลายตัวทางความร้อนของชีวมวล	68
5.2.1 ในตัวกลางเฉื่อย	68
5.2.2 ในอากาศ	71
5.3 ผลการทดสอบกับเตาปฏิกรณ์แบบชั้นวัสดุหนึ่งและชั้นของไหล	74
5.4 ผลการทดสอบกับตัวเร่งปฏิกิริยา	77
5.5 ผลการทดสอบกับพลาสมา	79
5.5.1 การเกิดพลาสมา	79
5.5.2 ค่าความเข้มข้นจากเครื่องจ่ายน้ำมันดินเบา	80
5.5.3 การทำลายน้ำมันดิน	81
 บทที่ 6 สรุปผลและข้อเสนอแนะ	
6.1 สรุปผล	83
6.2 ข้อเสนอแนะ	84
 เอกสารอ้างอิง	85
 ผลลัพธ์จากโครงการ	94
 ภาคผนวก ผลงานที่ได้ตีพิมพ์เผยแพร่แล้ว	95

สารบัญตาราง

ตาราง	หน้า
2.1 ตัวอย่างส่วนประกอบก๊าซเชื้อเพลิงชีวมวล	37
2.2 การเปรียบเทียบลักษณะพื้นฐานและการทำงานของเตาปฏิกรณ์	45
2.3 การเปรียบเทียบเตาแบบชั้นหนึ่งกับเตาแบบชั้นของไหล	45
2.4 วิธีการกำจัดน้ำมันดิน	46
2.5 ประสิทธิภาพการดักฝุ่นละอองและน้ำมันดิน	48
4.1 ส่วนประกอบของเปลือกเมล็ดมะม่วงหิมพานต์	60
5.1 ผลการวิเคราะห์คุณสมบัติไมยราพยักษ์	67
5.2 ผลการวิเคราะห์คุณสมบัติชีวมวลอื่นๆ ที่สนใจ	68
5.3 การเปรียบเทียบผลการสลายตัวทางความร้อนในไนโตรเจนของชีวมวลชนิดต่างๆ	70
5.4 การเปรียบเทียบผลการสลายตัวทางความร้อนในไนโตรเจนของชีวมวลชนิดต่างๆ	73

สารบัญภาพ

รูปที่	หน้า
1.1	ปฏิกิริยาการแปลงสภาพชีวมวลเชิงความร้อน
1.2	กระบวนการแปลงสภาพชีวมวลทางเคมีความร้อนพื้นฐาน และผลิตภัณฑ์หลัก
2.1	การผลิตก๊าซเชื้อเพลิงและการนำไปใช้ประโยชน์
2.2	ลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลขึ้น
2.3	ลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลลง
2.4	ลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขวาง
2.5	ลักษณะของเตาปฏิกรณ์แบบชั้นของไหล
2.6	ตัวอย่างเตาปฏิกรณ์แบบชั้นของไหลหมุนวน
4.1	ชุดทดสอบแบบขั้นนิวตริ่งระดับห้องปฏิบัติการ
4.2	แผนภูมิเตาปฏิกรณ์แบบขั้นนิวตริ่ง
4.3	ชุดทดสอบแบบขั้นของไหลระดับห้องปฏิบัติการ
4.4	เตาปฏิกรณ์แบบขั้นของไหล
4.5	ชุดควบคุมไฟฟ้าและอุณหภูมิ
4.6	ลักษณะไซโคลนที่ทำการออกแบบ
4.7	ชุดเก็บตัวอย่างก๊าซ
4.8	ลักษณะของเครื่อง GC และเครื่องพิมพ์ที่ใช้วิเคราะห์ก๊าซ
4.9	ก๊าซตัวอย่างและคอลัมน์ที่ใช้วิเคราะห์ก๊าซ
4.10	ชุดทดสอบตัวเร่งปฏิกิริยา
4.11	เตาปฏิกรณ์พลาสมาแบบโกลด์อาร์ค
4.12	ชุดทดสอบด้วยพลาสมา
4.13	วงจรไฟฟ้าของแหล่งจ่ายไฟฟ้าแรงสูงที่สามารถปรับค่าได้
4.14	แผนภาพอุปกรณ์ชุดเครื่องจ่ายน้ำมันดินเบา
5.1	ค่าการแปลงน้ำหนักของไมยราพยักษ์ตามอุณหภูมิ ภายใต้สภาวะตัวกลางเป็นไนโตรเจน ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ
5.2	อัตราการสลายของไมยราพยักษ์ทางความร้อนตามอุณหภูมิ ภายใต้สภาวะตัวกลางเป็นไนโตรเจน ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ

5.3	ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการสลายของไมยราพยักษ์ในไนโตรเจนกับ อุณหภูมิที่ค่าการแปลงน้ำหนักต่างๆ	71
5.4	ค่าการแปลงน้ำหนักของไมยราพยักษ์ตามอุณหภูมิ ภายใต้สภาวะตัวกลาง เป็นอากาศ ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ	71
5.5	อัตราการสลายของไมยราพยักษ์ทางความร้อนตามอุณหภูมิ ภายใต้สภาวะ ตัวกลางเป็นอากาศ ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ	72
5.6	ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการสลายของไมยราพยักษ์ในอากาศกับอุณหภูมิ ที่ค่าการแปลงน้ำหนักต่างๆ	74
5.7	ผลของอุณหภูมิปฏิกิริยาต่อผลผลิตจากกระบวนการแกสซิฟิเคชัน	74
5.8	ผลของการผสมตัวเร่งปฏิกิริยากับชีวมวลต่อผลผลิตจากกระบวนการ แกสซิฟิเคชัน	75
5.9	ผลของอุณหภูมิปฏิกิริยาต่อปริมาณไฮโดรเจน และไฮโดรเจนต่อ คาร์บอนมอนอกไซด์	76
5.10	ผลของการผสมตัวเร่งปฏิกิริยากับชีวมวลต่อปริมาณไฮโดรเจน และ ไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์	76
5.11	การกระจายตัวของอุณหภูมิในช่องชั้นของไหล	77
5.12	การกระจายอุณหภูมิภายในชุดปฏิกรณ์ตัวเร่งปฏิกิริยาที่อุณหภูมิกำหนดต่างๆ	78
5.13	ประสิทธิภาพการกำจัดน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดต่างๆ	78
5.14	ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงหลังจากผ่านตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดต่างๆมาแล้ว	79
5.15	เมื่อดตัวเร่งปฏิกิริยาที่ผ่านการใช้มาแล้ว	79
5.16	การเปรียบเทียบสีของพลาสมาที่เกิดขึ้น (ก) อากาศ (ข) ไนโตรเจน	80
5.17	ความเข้มข้นของน้ำมันดินเบาจากเครื่องจ่าย	81
5.18	ประสิทธิภาพการทำลายน้ำมันดินเบาด้วยพลาสมาที่ความเข้มข้นต่างๆ	81
5.19	ความเข้มข้นของน้ำมันดินเบาจากเครื่องจ่าย	82

รายการสัญลักษณ์และอักษรย่อ

ASTM	American Society for Testing and Materials
A	แฟคเตอร์ความถี่ในการชน
C	คาร์บอน
c_{in}	ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงก่อนเข้าสู่ชุดทดสอบ
c_{out}	ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงหลังออกชุดทดสอบ
E	พลังงานกระตุ้น
FC	คาร์บอนคงตัว
H	ไฮโดรเจน
HHV	ค่าความร้อนสูง
k	ค่าคงที่ปฏิกิริยาเคมีจลน์
N	ไนโตรเจน
n	อันดับของปฏิกิริยา
O	ออกซิเจน
R	ค่าคงที่ของก๊าซ
S	กำมะถัน
T	อุณหภูมิ
TGA	การวิเคราะห์แบบเทอร์โมกราวิเมตริก
t	เวลา
VM	สารระเหยได้
W	น้ำหนักของตัวอย่างชีวมวลในแต่ช่วงของการวิเคราะห์การสลายตัว
x	ประสิทธิภาพในการทำลายน้ำมันดิน
α	ค่าการแปลงมวลในการสลายตัวทางความร้อน

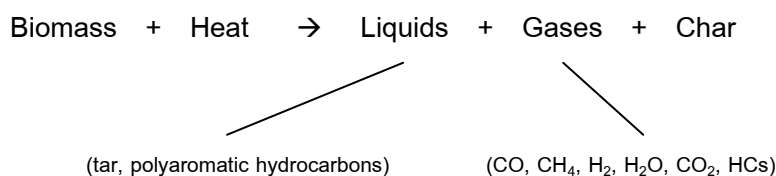
บทนำ

1.1 พลังงานชีวมวลและการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อน

ในปัจจุบัน ประเทศไทยมีความต้องการใช้พลังงานและผลิตภัณฑ์จากเชื้อเพลิงฟอสซิลในปริมาณที่สูง มีการนำเข้าน้ำมันดิบและเคมีภัณฑ์มากในแต่ละปี เมื่อราคาน้ำมันปิโตรเลียมปรับตัวสูงขึ้นจึงส่งผลกระทบต่อโดยตรงต่อภาวะของเศรษฐกิจโดยรวมและมีผลต่อความมั่นคงด้านพลังงานของประเทศ วิธีการบรรเทาหรือช่วยแก้ไขปัญหาดังกล่าวแนวทางหนึ่ง คือ การพัฒนาพลังงานทดแทนที่มีศักยภาพขึ้นภายในประเทศ โดยเฉพาะอย่างยิ่ง การใช้ประโยชน์เชิงพลังงานจากชีวมวลซึ่งเป็นแหล่งพลังงานเพื่อการพัฒนาที่ยั่งยืน เนื่องจากประเทศไทยมีสภาพภูมิอากาศและภูมิประเทศที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของพันธุ์พืชต่างๆ ซึ่งทำให้การเกษตรกรรมและอุตสาหกรรมเกษตรเป็นพื้นฐานที่สำคัญในภาคเศรษฐกิจของประเทศ ผลผลิตส่วนใหญ่ได้จากภาคการเกษตร ได้แก่ ข้าว อ้อย มันสำปะหลัง และปาล์ม เป็นต้น ดังนั้นจึงมีเศษวัสดุเหลือใช้หรือชีวมวลที่เกิดขึ้นหลังจากการเก็บเกี่ยวจำนวนมาก ได้แก่ แกลบ ฟางข้าว ชานอ้อย ไม้พิน เหม้ามันสำปะหลัง กากและกะลามะพร้าว ชังข้าวโพด และกากปาล์ม เป็นต้น รวมถึงเศษวัสดุจากกระบวนการผลิตอื่นๆที่เกี่ยวข้อง เช่น ขี้เลื่อย เศษไม้ ขยะ และ มูลสัตว์ ซึ่งเศษวัสดุเหล่านี้มีประโยชน์สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานได้ จากการสำรวจศึกษาของกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน (Sajjakulnukit et al., 2005) พบว่า ศักยภาพของพลังงานที่ได้จากเศษวัสดุเหลือใช้หรือชีวมวลมีมากกว่า 16% ของปริมาณการบริโภคพลังงานทั้งหมดของประเทศ

พืชอีกกลุ่มหนึ่งที่เรียกว่า ไม้โตเร็ว มีศักยภาพในการที่จะนำมาผลิตเป็นพลังงานได้ เนื่องจากไม้โตเร็วเป็นพืชที่สามารถเจริญเติบโตได้ดีในแทบทุกสภาพพื้นที่ ใช้น้ำน้อย สามารถเริ่มตัดใช้งานได้ในระยะสั้น (3-5) ปี และให้ผลผลิตต่อพื้นที่สูง ดังนั้นจึงเหมาะสมที่จะนำมาผลิตเป็นเชื้อเพลิงทดแทนเชื้อเพลิงจากฟอสซิล ในพื้นที่ชนบท ไม้ในกลุ่มนี้เช่น ยูคาลิปตัส กระถินณรงค์ และ กระถินเทพา เป็นต้น ไม้โตเร็วชนิด กระถินเทพา จะสามารถตัดได้ประมาณเมื่อปลูกครบ 3 ปี โดยจะให้ผลผลิตประมาณ 11.5 ตัน/ไร่ โดยมีค่าความร้อนประมาณ 20 MJ/kg สำหรับไม้โตเร็วชนิดอื่นๆ ก็ให้ผลผลิตและค่าความร้อนที่ใกล้เคียงกัน ซึ่งการนำไม้โตเร็วไปใช้ประโยชน์ทางด้านเชื้อเพลิง ส่วนมากจะนิยมย่อยให้เป็นเศษไม้หรือเป็นผงเพื่อสะดวกในการป้อนเชื้อเพลิง ไม้ล้มลุกอื่นๆที่อาจนำมาใช้ประโยชน์เชิงพลังงานได้ เช่น ไม้จำพวกวัชพืชที่ขึ้นเองตามธรรมชาติ เป็นต้น

เทคโนโลยีที่ใช้ในการผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวล ส่วนใหญ่เป็นการเผาไหม้เชื้อเพลิงแบบสมบูรณ์เพื่อนำความร้อนที่เกิดขึ้นใช้ในการต้มน้ำให้มีความดันและอุณหภูมิสูงไปขับเคลื่อนไอน้ำในการผลิตไฟฟ้า ซึ่งจะพบเห็นได้จากระบบของผู้ผลิตไฟฟ้ารายเล็ก หรือใช้เทคโนโลยีที่สามารถผลิตได้ทั้งไฟฟ้าและพลังงานความร้อนร่วมเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพให้สูงขึ้น ปัจจุบัน ในต่างประเทศได้มีการพัฒนาเทคโนโลยีการผลิตไฟฟ้าในอีกรูปแบบหนึ่ง โดยอาศัยหลักการการเผาไหม้เชื้อเพลิงประเภทชีวมวลในที่จำกัดปริมาณอากาศด้วยการแปลงสภาพเชื้อเพลิงแข็งให้กลายเป็นก๊าซเชื้อเพลิง หรือการแปลงสภาพให้เป็นน้ำมันชีวภาพของเหลวก่อน ดังแสดงในสมการปฏิกิริยาเคมี (รูปที่ 1.1) ต่อไปนี้

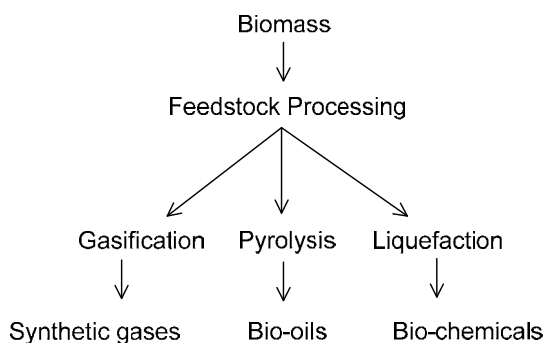


รูปที่ 1.1 ปฏิกิริยาการแปลงสภาพชีวมวลเชิงความร้อน

จากนั้นจึงนำเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ใช้โดยตรงในเครื่องยนต์เผาไหม้ภายในเพื่อผลิตไฟฟ้าแทนการใช้เชื้อเพลิงจากฟอสซิล ไม่ว่าจะเป็นรูปของก๊าซ หรือ ของเหลว โดยระบบได้รับการวิจัยพัฒนาให้มีขนาดตั้งแต่ 5 กิโลวัตต์ ถึง 1.2 เมกะวัตต์ มีประสิทธิภาพการผลิตก๊าซสูงถึงประมาณ 80 เปอร์เซ็นต์ และมีอัตราการสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงประเภทชีวมวลอยู่ในระหว่าง 0.7 ถึง 1.2 กิโลกรัมต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง เทคโนโลยีนี้เป็นระบบที่สามารถปรับระดับขนาดให้เหมาะสมที่จะพัฒนาใช้ในอุตสาหกรรม หรือชุมชนที่มีเศษวัสดุเหลือใช้ประเภทชีวมวลได้ จึงควรมีการศึกษาความเหมาะสมด้านเทคโนโลยีเพื่อใช้เป็นต้นแบบสาธิต และส่งเสริมให้มีการใช้งานอย่างแพร่หลาย ซึ่งจะสามารถช่วยลดการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลที่ก่อให้เกิดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อม และเป็นการช่วยอนุรักษ์พลังงานของประเทศอีกด้วย อย่างไรก็ตาม การผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงด้วยระบบแก๊สซิฟิเคชัน (gasification) และไพโรไลซิส (pyrolysis) ได้มีการศึกษาและนำมาใช้กับชีวมวลหลายชนิดในต่างประเทศ ซึ่งมีลักษณะแตกต่างออกไปจากที่หาได้ในประเทศ ซึ่งคุณสมบัติของชีวมวลตั้งต้นที่แตกต่างกันจะมีผลต่อผลิตภัณฑ์ที่ได้ ระบบเตาปฏิกรณ์ส่วนใหญ่เป็นแบบชั้นวัสดุนิ่ง (fixed bed) มีการเริ่มนำระบบเตาแบบชั้นของไหล (fluidized bed) มาใช้เพราะสามารถเพิ่มอัตราการให้ความร้อนได้สะดวกกว่า ก๊าซตัวกลางแก๊สซิฟิเคชันและไพโรไลซิสส่วนมากใช้อากาศ หรือ ก๊าซเฉื่อย อย่าง ไนโตรเจน มีการทดลองใช้ ออกซิเจน ไอน้ำ หรือ ก๊าซอื่นๆ ไม่แพร่หลายมากนัก นอกจากนี้ การนำตัวเร่งปฏิกิริยามาใช้ในการช่วยสร้างผลิตภัณฑ์ให้มีคุณภาพดีขึ้นยังมีค่อนข้างน้อย เนื่องจากมีราคาแพง แต่ยังมีตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะออกไซด์บางจำพวกที่ทำงานได้และมีราคาไม่แพง ซึ่งผลรวมของประเด็นเหล่านี้ มีความสำคัญในการนำมาประยุกต์ใช้กับประเทศไทย ที่มีทรัพยากรชีวมวลมากมาย มีศักยภาพในการผลิตพลังงานชีวภาพ เพื่อใช้เป็นพลังงานทดแทน และลดการนำเข้าพลังงานจากต่างประเทศ การวิจัยและพัฒนากระบวนการผลิต และอุปกรณ์การแปรรูปเพื่อเพิ่มมูลค่าชีวมวลขึ้นภายในประเทศจึงเป็นสิ่งสำคัญในการพึ่งพาตนเองและความมั่นคงทางพลังงาน กระบวนการทางเคมี

ความร้อนเป็นเทคนิคการแปลงสภาพชีวมวลให้กลายเป็นเชื้อเพลิงทั้งในรูปก๊าซ ของเหลว และของแข็ง โดยการย่อยสลายทางเคมีของวัตถุดิบด้วยความร้อนสูง ได้เป็นพลังงานและเชื้อเพลิงที่สะดวกต่อการใช้ และมีปริมาณมลพิษน้อยลง องค์ความรู้สำหรับกระบวนการ ปัจจัยการทำงาน และวัสดุอุปกรณ์ของ เทคโนโลยีดังกล่าว จะมีส่วนสำคัญในการพัฒนาระบบการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงจากชีวมวลขึ้นได้เอง ภายในประเทศ ในระดับขนาดที่ใหญ่มากขึ้นเหมาะกับอุตสาหกรรมชุมชน ต่อไป

การแปลงสภาพชีวมวลสามารถแบ่งได้เป็นหลายวิธีพื้นฐาน ได้แก่ กระบวนการทางกายภาพ (การกดอัดเพื่อเพิ่มความหนาแน่น การเข้าทำปฏิกิริยา) กระบวนการทางเคมีความร้อน (การเผาไหม้ แกสซิฟิเคชัน ไพโรไลซิส ลิควิแฟชัน และการแยกสารด้วยสภาวะเหนือวิกฤต) และ กระบวนการทางชีวเคมี (การย่อยสลายด้วยจุลินทรีย์ การหมักชีวภาพ การผลิตเอสเทอร์ด้วยจุลินทรีย์) ซึ่งรายละเอียดมีรวบรวมอยู่ใน (Bhattacharya, 1993; McKendry, 2002; Demirbas, 2007) โดยทั่วไปกระบวนการแปลงสภาพทางเคมีความร้อนที่คุ้นเคยจะเป็นดังแผนภาพ ที่ 1.2 ดังนี้



รูปที่ 1.2 กระบวนการแปลงสภาพชีวมวลทางเคมีความร้อนพื้นฐาน และผลิตภัณฑ์หลัก

ในโครงการวิจัยนี้จะเน้นที่ กระบวนการแกสซิฟิเคชัน และ ไพโรไลซิส สำหรับผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงจากชีวมวล ซึ่งเป็นกระบวนการทางเคมีความร้อนที่แปลงสภาพชีวมวลให้เป็นก๊าซเชื้อเพลิงที่มี CO, CO₂, CH₄, H₂, C₂H₆, C₂H₄ ไฮโดรคาร์บอนโมเลกุลใหญ่ และความชื้น เป็นส่วนประกอบหลัก น้ำมันชีวภาพที่มีส่วนประกอบที่ซับซ้อนของน้ำและสารประกอบเคมีอินทรีย์ และถ่านชาร์ที่ประกอบไปด้วยกากถ่าน สารอินทรีย์ ขี้เถ้า และของแข็งอื่นๆที่หลงเหลือจากปฏิกิริยา (Bridgwater, 2003; Yaman, 2004; Goyal et al., 2008) โดยการจำกัดปริมาณออกซิเจนให้ต่ำกว่าที่ต้องการทางทฤษฎี ที่อุณหภูมิสูง เกิดการแตกตัวของชีวมวล ซึ่งสัดส่วนปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จะขึ้นอยู่กับสภาวะและปัจจัยในกระบวนการ โดยหลักๆจะขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ อัตราการให้ความร้อน และเวลาในการทำปฏิกิริยา (Bridgwater et al., 1999; Demirbas and Arin, 2002; Mohan et al., 2006) หากเน้นการผลิตน้ำมันชีวภาพ กระบวนการต้องควบคุมให้เกิดที่อุณหภูมิต่ำ อัตราการให้ความร้อนสูง และเวลาการทำปฏิกิริยาสั้น หากเน้นการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง กระบวนการต้องควบคุมให้เกิดที่อุณหภูมิสูง อัตราการให้ความร้อนต่ำ และเวลาการทำปฏิกิริยาวยาว (Demirbas, 2001) ซึ่งเตาปฏิกรณ์ที่ใช้ อาจจะเป็นแบบชั้นวัสดุนิ่ง (fixed bed)

ฟลูอิดไดซ์เบด (fluidized bed) สเปาต์เตดเบด (spouted bed) หรือ แบบไหลลอย (entrained flow) ซึ่งมีข้อดีข้อเสียแตกต่างกันไป โดยส่วนใหญ่จะเป็นแบบชั้นวัสดุหนึ่ง รูปแบบใหม่ขึ้นมาจะเป็นแบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เริ่มมีการยอมรับไปใช้อย่างแพร่หลายเพิ่มขึ้น

ชีวมวลหลากหลายชนิดถูกใช้ในการทดสอบการแปลงสภาพ เช่น ไม้โตเร็วจำพวกกระถิน ยูคาลิปตัส ไม้เนื้ออ่อน และไม้เนื้อแข็งต่างๆที่มีในประเทศที่ศึกษา เศษไม้ ขี้เลื่อย แกลบ ฟางข้าว กากอ้อย ชังข้าวโพด ต้นข้าวโพด เปลือกข้าวโพด เปลือกถั่วชนิดต่างๆ เปลือกปาล์ม เปลือกไม้ เมล็ดในของผลไม้ มะกอก ปาล์ม องุ่น ต้นหญ้าวัชพืช ใบยาสูบ เศษกระดาด เศษไม้ กิ่งก้านและต้นองุ่น กากเมล็ดทานตะวัน กากเมล็ดเรฟ กากปาล์ม เศษใบชา เศษเฟอร์นิเจอร์เก่า กากของเสียจากอุตสาหกรรมกระดาษ ขยะชุมชน เศษวัสดุการเกษตร มูลสัตว์ กากตะกอน เป็นต้น (Yaman, 2004) หลายชนิดที่นำมาศึกษามาจากผลิตผลของพืชเศรษฐกิจในประเทศนั้นๆ เป็นหลัก ซึ่งยังไม่มีรายงานการศึกษาที่เกี่ยวข้องกับชีวมวลอีกหลายชนิดที่มีศักยภาพของประเทศไทย

ก๊าซตัวกลาง (carrier gas) ในกระบวนการ ส่วนใหญ่ จะใช้ อากาศ หรือ ก๊าซเฉื่อย เช่น ไนโตรเจนเข้าทำปฏิกิริยาแล้วพาท่ำร้อนออกจากเตาปฏิกรณ์ ในบางงานวิจัย ได้ศึกษาผลของการใช้ไฮโดรเจนแทน ซึ่งมีผลต่อส่วนประกอบทางเคมีของสารผลิตภัณฑ์ที่ได้ (Rocha et al., 1999) หลายๆงานวิจัยรายงานถึงการใช้น้ำเป็นส่วนหนึ่ง หรือใช้ทั้งหมดในฐานะก๊าซตัวกลาง เพื่อช่วยในการส่งเสริมการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของก๊าซ ให้ได้ไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์มากขึ้น ซึ่งเป็นก๊าซสังเคราะห์ที่มีค่าความร้อนสูง และสามารถนำไปเป็นสารตั้งต้นเพื่อใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงได้ ไอน้ำยังช่วยให้เกิด ปฏิกิริยาชิฟ (water gas shift) ระหว่างไอน้ำกับก๊าซเพื่อผลิตไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ซึ่งถือเป็นการเพิ่มคุณภาพของผลิตภัณฑ์วิธีหนึ่ง (Marquevich et al., 2000) ปฏิกิริยาดังกล่าวเกิดขึ้นได้ในสภาวะที่หลากหลายและช่วยแปลงสภาพสารโมเลกุลใหญ่ให้กลายเป็น H_2 , CH_4 และคาร์บอนมอนอกไซด์ ได้เกือบสมบูรณ์ นอกจากนี้ งานวิจัยที่ผ่านมาส่วนใหญ่ยังไม่มีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเข้าร่วมในกระบวนการมากนัก ซึ่งนับเป็นประเด็นที่น่าสนใจศึกษาในการปรับปรุงคุณภาพผลิตภัณฑ์ของกระบวนการ Gasification และ Pyrolysis นี้ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ได้ทดลองใช้ เช่น ซีโอไลต์ ZSM-5 (Horne and Williams, 1996; Williams and Nugranad, 2000) นิเกิล (Wang et al., 1996) นิเกิล-อลูมินา นิเกิล-อลูมินา/ซิลิกา (Demirbas, 2002) โดโลไมท์ แคลไซต์ และ แมกนีไซต์ (Bridgwater, 1996; Delgado et al., 1997; Sutton et al., 2001) เทคโนโลยี Gasification และ Pyrolysis นี้ มีการนำไปประยุกต์ใช้ประโยชน์กับขยะชุมชนหลากหลายแบบ ดังรายละเอียดใน (Malkow, 2004) ซึ่งเป็นเทคโนโลยีคล้ายที่ใช้กับชีวมวลอื่นๆ ทั่วไป

1.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

1.2.1 การสลายตัวเชิงความร้อน

งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการสลายตัวทางความร้อนของชีวมวลมีตัวอย่างงานวิจัยที่ได้ทำการศึกษา ดังรายละเอียดต่อไปนี้

Hanaoka และคณะ (2005) ได้นำเซลลูโลส ไซแลนและลิกนิน และไม้ไผ่ที่มีเซลลูโลสส่วนมาก เปรียบเทียบกับเปลือกไม้สนแดงที่มีลิกนินเป็นองค์ประกอบส่วนมาก เมื่อเปรียบเทียบองค์ประกอบ พบว่า เซลลูโลสและไซแลนมีคาร์บอนประมาณ 43.8% และ 43.5% ใกล้เคียงกัน แต่ลิกนินจะมีคาร์บอน สูงกว่าประมาณ 63.9% โดยที่ลิกนินจะมีออกซิเจนประมาณ 30.3% น้อยกว่าเซลลูโลสและไซแลน ประมาณ 49.8% และ 49.9% โดยมีประมาณ ผลการศึกษา TG เมื่อใช้อากาศพบว่า พบว่าเซลลูโลสมี การสลายตัวในช่วงอุณหภูมิ 300-530 องศาเซลเซียส ไซแลน 200- 530 องศาเซลเซียส และลิกนิน 200-550 องศาเซลเซียส โดยระบุว่าเซลลูโลสสลายตัวเนื่องจากการไพโรไลซิส โดยสลายตัวประมาณ 90% ในช่วง 300-400 องศาเซลเซียส ส่วนที่เหลือสลายตัวช้าๆในช่วง 400-530 องศาเซลเซียส ส่วนไซ แลนและลิกนินสลายตัวเนื่องจากการไพโรไลซิสและการเผาไหม้ ไซแลนสลายตัวเกือบ 55% ในช่วง 200-300 องศาเซลเซียส คล้ายกับเฮมิเซลลูโลส และจะมีสลายตัวอย่างช้าๆ ในช่วง 300-500 องศา เซลเซียส คล้ายกับเซลลูโลส จนถึง 75% ส่วนที่เหลือโดยจะมีการสลายตัวอย่างรวดเร็วในช่วง 500-530 องศาเซลเซียส ในการไพโรไลซิสเซลลูโลสจะมีค่า gasification conversion (carbon conversion) มาก ที่สุด 67% ส่วนลิกนินน้อยที่สุด 17.2% ปริมาณก๊าซ CO และ CO₂ ของไม้ไผ่จะใกล้เคียงกับเซลลูโลส ซึ่งไม้ไผ่จะมีเซลลูโลสเป็นส่วนประกอบเป็นส่วนใหญ่ และก๊าซที่ได้จากเปลือกไม้สนจะมีค่าใกล้เคียงกับ ลิกนิน ซึ่งจะมีลิกนินเป็นองค์ประกอบเป็นส่วนใหญ่

Park และคณะ (2009) ได้นำไม้ไผ่มาทำการศึกษการสลายตัวด้วย TG พบว่าจะมีการสลายตัว ในช่วง 330 และ 370 องศาเซลเซียส เป็นส่วนมาก จึงได้มาทดลองในชุดทดสอบระดับห้องปฏิบัติการที่ อุณหภูมิดังกล่าวพบว่าจะได้ถ่านเป็นส่วนใหญ่ และเมื่อทิ้งไว้นานขึ้นที่อุณหภูมิเดียวกันนี้ ปริมาณถ่านจะ ลดลงและปริมาณก๊าซกับน้ำมันเพิ่มขึ้น แต่ปริมาณน้ำมันจะมากกว่าก๊าซ จึงได้ทำการศึกษแบบจำลอง คณิตศาสตร์ของปฏิกิริยาโดยนำสมการการเกิดปฏิกิริยาแบบอนุกรมมาใช้ร่วมกับแบบขนานเพื่อทำนาย กลไกการสลายตัวของไม้ไผ่ จากสมการพบว่า การไพโรไลซิสไม้ไผ่มีแนวโน้มจะได้น้ำมันมากกว่าก๊าซ

Worasuwannarak และคณะ (2007) ได้ทำการศึกษการสลายตัวและวิเคราะห์ด้วย TG-MS และ FTIR โดยได้ใช้ฟางข้าว แกลบ ชังข้าวโพด ไซแลน ลิกนิน และเซลลูโลส ผลที่ได้พบว่าจะมีการ สลายตัวส่วนใหญ่ในช่วง 250-300 องศาเซลเซียส ก๊าซผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นในช่วงอุณหภูมินี้สำหรับ ลิกนินจะมีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สูงในขณะที่ก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์น้อยกว่ามาก ส่วนเซลลูโลส และไซแลนมีค่าใกล้เคียงกัน ส่วนปริมาณถ่านในลิกนินจะมีสูงที่สุดทำให้ฟางข้าวและแกลบจะมี ปริมาณถ่านสูงกว่าชังข้าวโพดเนื่องจากมีลิกนินมากกว่า ส่วนปริมาณทาร์ที่ได้จากชังข้าวโพดจะมีสูง กว่าฟางข้าวและแกลบเนื่องจากมีเซลลูโลสมากกว่า และเมื่อผสมลิกนินกับเซลลูโลสจะพบว่าเมื่อปริมาณ ของเซลลูโลสน้อยจะมีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สูงส่วนก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์และทาร์จะมีปริมาณ น้อย หากเพิ่มสัดส่วนของเซลลูโลสจะทำให้ก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์และทาร์เพิ่มขึ้นอย่างเป็นสัดส่วน

แต่ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ยังไม่เปลี่ยนแปลง หากเพิ่มเซลลูโลสมากกว่า 65% เหลือลิกนินน้อยกว่า 35% ก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์จะมีปริมาณมากกว่าก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนการผสมไซแลนกับเซลลูโลสพบว่าก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนนอกไซด์จากมีปริมาณใกล้เคียงกัน และเมื่อเพิ่มเซลลูโลสมากขึ้นจะทำให้ก๊าซทั้งสองอย่างมีแนวโน้มลดลง ส่วนทาร์จะมีปริมาณเพิ่มสูงมากกว่าการผสมเซลลูโลสกับลิกนินมากกว่า

Otero และคณะ (2010) ได้ศึกษาการสลายตัวของกากตะกอน พบว่าค่าพลังงานกระตุ้นของกากตะกอนของเสียประมาณ 129.1 kJ/mol มูลสัตว์ 132.5 kJ/mol และขยะอินทรีย์ 159.3 kJ/mol เปรียบเทียบกับถ่านหินจะมี 49.2 kJ/mol และพลาสติก PET 165.6 kJ/mol โดยที่กากตะกอนของเสีย มูลสัตว์และขยะอินทรีย์จะสลายตัวมากสุดในช่วง 200-400 องศาเซลเซียส ส่วนพลาสติก PET 350-450 องศาเซลเซียส และถ่านหิน 400-600 องศาเซลเซียส

Yu และคณะ (2009) ได้สรุปว่าการสลายตัวของฟางข้าวและฟางข้าวสาลีแบ่งออกได้เป็น 2 ช่วง ช่วงแรกอุณหภูมิ 200-400 องศาเซลเซียส จะเป็นการสลายตัวส่วนใหญ่ประมาณ 65-75% และจะเกิดการเผาไหม้ของสารระเหยและช่วงสุดท้ายอุณหภูมิจาก 400-900 องศาเซลเซียส จะเป็นการเผาไหม้ของสารระเหยที่เหลืออยู่และถ่าน การสลายตัวและการเผาไหม้ภายใต้ก๊าซออกซิเจนที่มีความเข้มข้นสูงการสลายตัวและการเผาไหม้จะสูงไปด้วย ในการศึกษาครั้งนี้ได้ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาร่วมด้วยและพบว่าการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาทำให้อุณหภูมิของจุดติดไฟในลดลง และเมื่อเพิ่มปริมาณตัวเร่งเพิ่มขึ้นอุณหภูมิจุดติดไฟก็จะลดลงอีกด้วย ทำให้สลายตัวและเผาไหม้ที่อุณหภูมิต่ำกว่าหากเทียบกับการไม่ใช้ตัวเร่ง

Haykiri-Acma and Yaman (2008) ได้นำเมล็ดต้นเรพมาทดสอบภายใต้สภาวะที่แตกต่างกัน เช่นก๊าซไนโตรเจน ไอน้ำ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ อากาศแห้งและก๊าซผสมของไอน้ำและก๊าซไนโตรเจน ไอน้ำกับอากาศ ไนโตรเจนกับไอน้ำกับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ พลังงานกระตุ้นที่ได้จากการคำนวณโดยวิธี Coats -Redfern ประมาณ 21.3- 96 kJ/mol. การสลายตัวที่สูงสุดจะอยู่ในช่วงอุณหภูมิ 300-360 องศาเซลเซียส พบว่า โดยอากาศจะมีอุณหภูมิต่ำสุด ส่วนปริมาณการสลายตัวภายใต้ก๊าซไนโตรเจนจะน้อยที่สุด

Gani and Naruse (2007) ได้ทำการศึกษาการสลายตัวของเซลลูโลสและลิกนินและได้สรุปว่าการสลายตัวของชีวมวลแบ่งได้เป็น 2 ช่วง คือการสลายตัวของสารระเหยและถ่าน ในช่วงแรกการสลายตัวเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วมาจากการสลายตัวของเซลลูโลส ในช่วงที่สองเป็นการสลายตัวของลิกนินจะได้สารระเหยและถ่าน และได้ทำการศึกษาร่วมผสมของเซลลูโลสกับลิกนินที่อัตราส่วนต่าง ๆ กัน พบว่าเมื่อเพิ่มปริมาณลิกนินเพิ่มขึ้นการสลายตัวจะลดลงและอุณหภูมิในการสลายตัวจะเพิ่มขึ้น ในการศึกษาครั้งนี้ได้นำเปลือกไม้ ขี้เลื่อย แกลบ ฟางข้าว ต้นข้าวโพด ชานอ้อยและกากปาล์ม มาทำการเปรียบเทียบการสลายตัวพบว่าชีวมวลที่มีสัดส่วนของลิกนินสูง จะมีการสลายตัวช้าและต้องใช้อุณหภูมิสูงขึ้นในการสลายตัวอีกด้วย

Shen และคณะ (2009) ได้ทำการศึกษาของชีวมวลหลายชนิด และสรุปว่าการสลายตัวด้วยความร้อนของไม้ภายใต้สภาวะอากาศ แบ่งได้เป็น 2 ช่วง ช่วงแรกจะเป็นสารระเหยและช่วงที่สองจะเป็นการเผาไหม้ของถ่านที่เกิดจากช่วงแรก การสลายตัวในช่วงแรกจะมีการสลายตัวแบ่งได้ออกเป็นสองส่วน

คือส่วน เอมิเซลลูโลสและส่วนเซลลูโลส ไม้สนที่มีปริมาณเอมิเซลลูโลสน้อยจะมีการสลายตัวเพียงช่วงเดียว พลังงานกระตุ้นของการสลายตัวในช่วงแรกของอัตราการให้ความร้อนต่างๆ จะมีค่าใกล้เคียงกัน แต่ในช่วงที่สองการสลายตัวของถ่าน หากใช้อัตราการให้ความร้อนต่ำจะต้องใช้พลังงานกระตุ้นสูงแต่หากใช้อัตราการให้ความร้อนสูงพลังงานกระตุ้นจะต่ำกว่า และการใช้อัตราการให้ความร้อนสูงจะใช้พลังงานกระตุ้นต่ำกว่าอัตราการให้ความร้อนต่ำอีกด้วย

1.2.2 กระบวนการแกสซิฟิเคชันกับเตาชั้นวัสดุหนึ่ง

งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการใช้เตาปฏิกรณ์แบบชั้นวัสดุหนึ่งมีจำนวนมาก ซึ่งตัวอย่างงานวิจัยที่ได้ทำการศึกษามีรายละเอียดดังต่อไปนี้

Chen และคณะ (2003) ได้ศึกษาวิเคราะห์ตัวแปรในการดำเนินการต่อกระบวนการไพโรไลซิสชีวมวลที่ใช้คือ ฟางข้าวและขี้เลื่อย สภาวะที่ใช้ในการศึกษาประกอบด้วย อุณหภูมิปฏิกิริยา ช่วงเวลาของสารระเหยที่อยู่ในเตา ปรับปรุงสมบัติทางกายภาพและเคมีของอนุภาค อัตราความร้อนของความร้อนภายในเตาและการปรับปรุงของความร้อนและความสามารถในการถ่ายเทมวลของเตาไพโรไลซิส ผลของเตาปฏิกรณ์ที่ใช้แตกต่างกันในการศึกษาอุณหภูมิที่ใช้แยกส่วนของเตาปฏิกรณ์ที่ใช้แตกต่างกันและเตาไพโรไลซิส ซึ่งผลการทดลองอธิบายได้ว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มพบว่าก๊าซที่ได้ก็เพิ่มขึ้นรวมถึงเมื่อเวลาในส่วนของการระเหยที่นานขึ้นก็ทำให้ได้ก๊าซเพิ่มขึ้นเช่นกันส่วนการปรับปรุงคุณสมบัติเหล่านั้นมีผลที่ต่างกันต่อก๊าซที่ผลิตได้แต่การปรับปรุงทางกายภาพนั้นเป็นจะมีส่วนสำคัญกว่าต่อการผลิตก๊าซ ในด้านการปรับปรุงของความร้อนและความสามารถในการถ่ายเทมวลของเตาพบว่าทำให้ก๊าซที่ได้เพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตามผลของอัตราความร้อนของความร้อนภายในเตาทำให้ก๊าซที่ได้เพิ่มขึ้นเล็กน้อย และยังพบว่าก๊าซที่ได้ไวต่อการถูกกระตุ้นของอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ที่ใช้แตกต่างกันและมีความไวเล็กน้อยเมื่อเป็นเตาไพโรไลซิส อุณหภูมิที่เหมาะสมในเตาปฏิกรณ์ที่ใช้แตกต่างกันคือ 700 องศาเซลเซียส ส่วนค่าความร้อนที่ได้มีค่าสูงขึ้น 13-15 MJ/Nm³ ส่วนรูปร่างของเตาไพโรไลซิส พบว่ารูปร่างแบบฉากจะมีประโยชน์กว่ารูปร่างแบบทรงกระบอก ส่วนตัวเร่งพบว่าให้ผลที่ดีขึ้นแม้ว่ามันจะไม่ค่อยดีเท่าไรเนื่องจากเวลาจำกัดจึงไม่ได้ใช้ในงานนี้ อย่างไรก็ตามการพิจารณาควรวิเคราะห์ผลที่นอกเหนือจากตัวแปรที่กล่าวมาด้วย

Wei และคณะ (2007) ได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนด้วยแกสซิฟิเคชันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาจากชีวมวลได้แก่ ชังถั่วฝักยาวและขี้เลื่อย ในการทดลองมีการเลือกใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์ 3 ชนิด คือ หินปูน โอลิวัน และโดโลไมท์ และใช้อุณหภูมิในกระบวนการช่วง 750-850 องศาเซลเซียส ใช้อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลช่วง 0.0-1.0 กรัมต่อกรัม ผลิตภัณฑ์ที่ได้ออกมาจะมีส่วนของแก๊ส ทาร์ และชาร์ สำหรับส่วนที่เป็นแก๊สจะถูกนำไปวิเคราะห์ด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี จากผลการทดลองสำหรับชังถั่วฝักยาวและขี้เลื่อย พบว่า เมื่ออุณหภูมิในกระบวนการและอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล มีค่าเพิ่มขึ้นผลิตภัณฑ์แก๊สรวมและไฮโดรเจนจะมีค่าเพิ่มขึ้น ส่วนปริมาณของทาร์กับชาร์จะมีค่าลดลง โดยอุณหภูมิในกระบวนการ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเป็น 0.6 และใช้โดโลไมท์เป็นตัวเร่งในเครื่องปฏิกรณ์ จะทำให้ได้ปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สรวมและไฮโดรเจนมากที่สุด

Lv และคณะ (2007) ได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้นจากกระบวนการแกสซิฟิเคชันโดยใช้อากาศ และออกซิเจนต่อไอน้ำในเตาปฏิกรณ์แบบไหลลง ชีวมวลที่ใช้คือเศษไม้สน อัตราส่วนสมมูลที่ใช้ที่ 0.25 โดยการทดลองนี้ใช้อากาศและออกซิเจนต่อไอน้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยา ซึ่งการทดลองจะเปรียบเทียบกระบวนการแกสซิฟิเคชันโดยใช้อากาศเทียบกับการใช้ออกซิเจนต่อไอน้ำ จากการศึกษาพบว่า ค่าความร้อนมีค่ามากที่สุดคือ 11.11 MJ/Nm^3 สำหรับกระบวนการที่ใช้ออกซิเจนต่อไอน้ำ นอกเหนือจากช่วงที่ดำเนินการพบว่าไฮโดรเจนเพิ่มมากที่สุดเท่ากับ $45.16 \text{ g H}_2/\text{kg}$ ของชีวมวล สำหรับกระบวนการที่ใช้ออกซิเจนต่อไอน้ำพบว่าปริมาณ H_2 และ CO เพิ่มขึ้น $63.27\text{-}72.56\%$ และหากใช้อากาศพบว่า ปริมาณ H_2 และ CO เพิ่มขึ้น $52.19\text{-}63.31\%$ และถ้าเทียบอัตราส่วนปริมาณ H_2/CO พบว่าถ้าใช้ออกซิเจนต่อไอน้ำ อัตราส่วน H_2/CO เพิ่มขึ้น $0.70\text{-}0.90$ ซึ่งถ้าใช้อากาศอัตราส่วน H_2/CO จะอยู่ที่ $1.06\text{-}1.27$ ผลของการเปรียบเทียบกับพิสูจน์ได้ว่ากระบวนการแกสซิฟิเคชันโดยใช้ออกซิเจนต่อไอน้ำมีประสิทธิภาพแต่ก๊าซที่ได้ก็จะได้ค่าพลังงานต่ำ

Kantarelis และ Zabaniotou (2009) ได้ศึกษากระบวนการ valorization ของลำต้นฝ้ายโดยให้เกิดไพโรไลซิสอย่างรวดเร็วในเตาแบบหยดหนึ่งด้วยกระบวนการแกสซิฟิเคชันเพื่อผลิตก๊าซสังเคราะห์ โดยการศึกษาความเป็นไปได้ในการนำลำต้นของฝ้ายมาผลิตไฮโดรเจนและแก๊สสังเคราะห์กับความสัมพันธ์ต่อการลด CO_2 โดยใช้กระบวนการไพโรไลซิสและแกสซิฟิเคชันในการวิเคราะห์ โดยปฏิกิริยาไพโรไลซิสจะเกิดที่ $400\text{-}760$ องศาเซลเซียส และศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิที่มีผลต่อการกระจายของผลิตภัณฑ์ในกระบวนการไพโรไลซิส สภาวะในการทดสอบใช้ ความดันบรรยากาศ อุณหภูมิใช้ช่วง $750\text{-}950$ องศาเซลเซียส จากผลการศึกษาพบว่าอุณหภูมิสูงจะส่งผลให้ผลิตภัณฑ์ได้ดีขึ้นในทั้งสองกระบวนการ ส่วนแก๊สสังเคราะห์ (CO และ H_2) จะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิขณะที่ CO_2 จะให้ผลตรงกันข้าม โดยพบว่ากระบวนการไพโรไลซิสได้ไฮโดรเจนสูงๆได้ประมาณ $39\% \text{ v/v}$ และที่กระบวนการเดียวกันนี้ จำนวนของ CO_2 ลดลงคล้ายกับกระบวนการแกสซิฟิเคชัน

Bhattacharya และคณะ (1999) ศึกษากระบวนการแกสซิฟิเคชันของไม้สำหรับการผลิตแก๊สที่มีคาร์บอนน้อย โดยงานวิจัยได้เสนอวิธีการศึกษากระบวนการแกสซิฟิเคชันของไม้และพยายามลดปริมาณคาร์บอนในแก๊ส โดยพบว่าความชื้นในเศษไม้จะทำให้ CO_2 และ H_2 เพิ่มขึ้นแต่ทำให้ CO ลดลง โดยไม่มีผลต่อปริมาณคาร์บอนในแก๊สที่ผลิตได้ สำหรับอัตราการป้อนอากาศครั้งแรก พบว่าการเพิ่มอากาศเข้าไปครั้งที่สองของเตาแบบแบบ two-stage ส่งผลให้ปริมาณคาร์บอน CO_2 และ H_2 ลดลงขณะที่ CO เพิ่มขึ้น ส่วนเตาสำหรับถ่านชาร์และระบบถังเก็บแก๊สแบบลอยจะเชื่อมติดกับเตาแบบ two-stage โดยพบว่าสำหรับเตาสำหรับถ่านชาร์ปริมาณคาร์บอนในแก๊สที่ผลิตได้อยู่ในช่วง $19\text{-}34 \text{ mg/Nm}^3$ ส่วนระบบถังเก็บแก๊สแบบลอยและรักษาเวลาในการเก็บไว้ 3.5 ชั่วโมง พบว่าปริมาณคาร์บอนลดลงถึง 9.24 mg/Nm^3 ซึ่ง 85% ต่ำกว่าที่ได้จากการใช้เตาแบบ two-stage อย่างเดียว

Midilli และคณะ (2001) ได้ศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตไฮโดรเจนจากเปลือกถั่วโดยใช้กระบวนการแกสซิฟิเคชันแบบ downdraft โดยใช้อากาศ โดยระหว่างการดำเนินการช่วงอุณหภูมิของเตาและความดันตกคร่อมถูกบันทึกเข้าเครื่องและแปลงเป็นสัญญาณเข้ากับคอมพิวเตอร์ทุกๆ 15 วินาที ตัวแปรต่างๆ เช่นอัตราการไหลของแก๊สที่ผลิตได้ แก๊สที่เผาไหม้ได้ แก๊สไฮโดรเจนและเปอร์เซ็นต์ของ

แก๊สไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์ ถูกกำหนดและแสดงไว้ในงานนี้แล้ว จากการศึกษาพบว่าแก๊สไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่ช่วงออกซิเดชัน ส่วนอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงนั้นพบว่ามีผลต่ออุณหภูมิในช่วงการเกิดออกซิเดชันและไฮโดรเจนที่ผลิตได้ด้วย ซึ่งหากอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นจะทำให้อุณหภูมิในช่วงการเกิดออกซิเดชันและไฮโดรเจนที่ผลิตได้ลดลง โดยไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากกระบวนการมีค่า 2.4 kg/h ซึ่งปฏิกิริยาผลิตไฮโดรเจนอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงจะอยู่ระหว่าง 1.44 - 1.52 m³/kg ส่วนแก๊สที่ผลิตได้จากเปลือกถั่ว นั้นพบว่าสามารถนำมาเปลี่ยนเป็นแก๊สไฮโดรเจนได้ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบ downdraft และพบว่าเปอร์เซ็นต์ไฮโดรเจนที่ได้มีค่ามากกว่าแก๊สที่เผาไหม้ได้ถึง 2 เท่า

De Bari และคณะ (2000) ได้ทำการศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้อากาศในเตาปฏิกรณ์แบบหยดหนึ่ง โดยเปรียบเทียบผลการศึกษาของการกระจายตัวของสารอินทรีย์ (ทาร์) และสารอินทรีย์ (แอมโมเนีย ไฮโดรเจนไซนาไนต์) ที่ผลิตได้ ซึ่งงานวิจัยจะใช้ชีวมวลเป็นเปลือกอัลมอนด์และไม้ ทำที่อุณหภูมิสูง (850 องศาเซลเซียส) ซึ่งต่อเข้ากับเครื่องยนต์สันดาปภายใน โดยงานวิจัยนี้มุ่งเน้นความสัมพันธ์ระหว่างองค์ประกอบของชีวมวลที่จะป้อนและผลิตภัณฑ์ที่ได้ ซึ่งพบว่าองค์ประกอบของชีวมวลที่ต่างกันมีความสำคัญบางส่วนต่อตัวแปรของกระบวนการ เช่นอัตราการเกิดแก๊สซิฟิเคชัน ปริมาณทาร์ และชาร์ที่ได้ในแก๊สเชื้อเพลิง เช่นเดียวกับความสัมพันธ์ที่พบระหว่างจำนวนของอะลูมินาและหมู่ไซนาไนต์ ในแก๊สเชื้อเพลิงที่สภาวะดำเนินการของเตาปฏิกรณ์ โดยผลการวิเคราะห์องค์ประกอบโลหะของชีวมวลพบว่าในไม้จะมีปริมาณแคลเซียมมากกว่าในเปลือกอัลมอนด์แต่จะมีโพแทสเซียมต่ำกว่าในเปลือกอัลมอนด์ โดยบทบาทนี้น้อยที่สุดซึ่งอาจจะส่งเสริมให้แคลเซียมเกิดแก๊สซิฟิเคชันขึ้นคือ การสลายตัวของอะลูมินา เหนียวทำให้เกิดการแตกตัวทาร์ และเมื่อวิเคราะห์อีกพบว่ามีเปอร์เซ็นต์ของลิทินและไซลินต่ำกว่าในเปลือกอัลมอนด์ ซึ่งเปอร์เซ็นต์ลิทินที่ต่างกันชีวมวลแต่ละชนิดเป็นผลสะท้อนในความเข้มข้นของฟีนอลที่ต่างกัน แก๊สเชื้อเพลิงและอัตราการเกิดแก๊สซิฟิเคชันที่ต่างกัน ส่วนเปอร์เซ็นต์ไซลินในเปลือกอัลมอนด์ที่มีมากกว่านั้นพบว่าเกี่ยวกับปริมาณกรดอะซิติกที่มีสูงมากในแก๊สเชื้อเพลิง

Skoulou และคณะ (2008) ได้ศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากกิ่งและลำต้นของต้นมะกอกโดยใช้เตาเบดนิ่งแบบดาวนด์ราฟท์ อุณหภูมิที่ใช้จะอยู่ในช่วง 750-950 องศาเซลเซียส พบว่าแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ประกอบด้วย แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน อุณหภูมิที่เหมาะสมคือ 950 องศาเซลเซียสและปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะสูงขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิของเตาแต่จะทำให้ปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แก๊สมีเทน สารไฮโดรคาร์บอนมวลเบาและทาร์จะลดลง นอกจากนี้การเพิ่มปริมาณอากาศจะทำให้ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ และค่าความร้อนลดลง เมื่อเปรียบเทียบกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันระหว่างกิ่งและลำต้นของต้นมะกอกนั้นพบว่า แก๊สสังเคราะห์จากกิ่งต้นมะกอกที่อุณหภูมิ 950 องศาเซลเซียส ที่ อัตราส่วนสมมูลอากาศเท่ากับ 0.42 มีค่าความร้อน 9.41 MJ/Nm³ สูงกว่าค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากลำต้นที่มีค่าความร้อน 8.60 MJ/Nm³ แต่ปริมาณชาร์ที่ได้จากการทำแก๊สซิฟิเคชันลำต้นมะกอกมีปริมาณสูงกว่ากิ่งมะกอก โดยเมื่อวิเคราะห์หาปริมาณคาร์บอนคงที่จะมีค่า 16.39% โดยน้ำหนัก

Dogru และคณะ (2002) ได้ศึกษาศักยภาพของการทำแกสซิฟิเคชันของเปลือกฮาเซลนัทโดยใช้เตาแบบดาวโรตารี พบว่าสภาวะการปฏิบัติการที่เหมาะสมคือ อัตราส่วนระหว่างอากาศและเชื้อเพลิงที่เหมาะสมคือ $1.46 \text{ N m}^3/\text{kg}$ การป้อนสารตั้งต้น 4.02 kg/h จะได้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีค่าความร้อนประมาณ 5.15 MJ/m^3 ปริมาณถ่านชาร์ ประมาณ 0.201 kg/h ปริมาณน้ำมันดิน 0.023 kg/h และมีอัตราการไหลของแก๊สผลิตภัณฑ์ $8-9 \text{ Nm}^3/\text{h}$ อุณหภูมิที่เหมาะสมในการศึกษา คือ $1,015$ องศาเซลเซียส แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ประกอบด้วยแก๊สไฮโดรเจน แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สมีเทน แก๊สอะเซทิลีน และแก๊สอีเทน ประมาณ $24.8-36.23\%$ จากการศึกษาการทำแกสซิฟิเคชันของเปลือกฮาเซลนัททำให้ทราบว่าแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณภาพดีและเกิดมลพิษน้อย และแก๊สที่ได้สามารถนำไปใช้ในเครื่องยนต์จริงได้

Na และคณะ (2003) ได้ศึกษาการทำแกสซิฟิเคชันจากขยะที่เผาไหม้ได้ร่วมกับพลาสติกและวัสดุที่เป็นเซลลูโลส ขยะจะถูกทำให้แตกเป็นชิ้นๆ ขนาดประมาณ 5 มิลลิเมตร และต้องทำให้เป็นเนื้อเดียวกันก่อน โดยใช้อุณหภูมิระหว่าง $1,100-1,450$ องศาเซลเซียส พบว่าปริมาณแก๊สไฮโดรเจนอยู่ระหว่าง $30-40\%$ ปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ $15-30\%$ ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับอัตราส่วนของออกซิเจนและขยะที่ใช้ การทำแกสซิฟิเคชันขยะจะมีเรื่องของคุณสมบัติทางความร้อนของพลาสติกที่นำมาเกี่ยวข้องด้วย นอกจากนี้การเปลี่ยนอัตราการป้อนสารตั้งต้นจะส่งผลให้อุณหภูมิ และองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้เปลี่ยนแปลงไปด้วย ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ได้ประมาณ $1-1.8 \text{ nl/g}$ โดยน้ำหนักขยะ เมื่ออัตราส่วนของแก๊สออกซิเจนต่อขยะอยู่ระหว่าง $0.4-0.5$ ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะอยู่ระหว่าง $2,800-3,200 \text{ kcal/Nm}^3$ การเพิ่มความสูงของเตาจะทำให้แก๊สไฮโดรเจน แก๊สมีเทน และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์มีความเข้มข้นมากขึ้นแต่ความสูงของเตาไม่ควรเกิน 700 มิลลิเมตร

1.2.3 กระบวนการแกสซิฟิเคชันกับเตาชั้นของไหล

งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการใช้เตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไซ์เบด มีจำนวนมาก ซึ่งตัวอย่างงานวิจัยที่ได้ทำการศึกษา มีรายละเอียดดังต่อไปนี้

Weerachanchai และคณะ (2009) ได้ทำการศึกษาสภาวะที่มีผลต่อกระบวนการแกสซิฟิเคชันของเชื้อเพลิงไม้ในเตาปฏิกรณ์แบบ BFB โดยทำการศึกษาตัวแปรที่มีผล คือ ชนิดของเบดที่ใช้ คือ Silica sand, calcine limestone, calcine waste concrete, mixture of calcine limestone and calcine waste concrete อุณหภูมิของกระบวนการ 650 และ 750 องศาเซลเซียส และตัวกลางในการทำปฏิกิริยาใช้ในโตรเจนบริสุทธิ์และไอน้ำ จากการทดลอง พบว่า เมื่อใช้ calcine limestone เป็นเบดปริมาณก๊าซรวมที่ผลิตได้นั้นจะมีค่ามากที่สุดโดยจะได้ปริมาณก๊าซไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็นหลัก เมื่ออุณหภูมิของกระบวนการเพิ่มจาก 650 เป็น 750 องศาเซลเซียส ก๊าซทั้งหมดที่ได้ก็จะมีปริมาณเพิ่มขึ้น ค่าความร้อนต่ำก็มีค่าเพิ่มขึ้นประมาณ $23.14-29.05$ เปอร์เซ็นต์และปริมาณทาร์ก็ลดลงประมาณ $5.59-13.04$ เปอร์เซ็นต์ สำหรับตัวกลางในการทำปฏิกิริยา พบว่า เมื่อใช้ไอน้ำปริมาณก๊าซที่ได้จะมีค่ามากกว่าเมื่อเทียบกับที่ใช้ในโตรเจนบริสุทธิ์ และเมื่อทำการเปรียบเทียบเบด calcine limestone, calcine waste concrete, mixture of calcine limestone and calcine waste concrete โดยใช้ตัวกลางเป็นไอน้ำ

อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส พบว่า ก๊าซรวมที่ได้จาก mixture of calcine limestone and calcine waste concrete นั้นจะมีปริมาณมากที่สุดและค่าความร้อนต่ำก็สูงถึง 75.88 เปอร์เซ็นต์

Franco และคณะ (2003) ได้ทำการศึกษาปฏิกิริยาที่มีผลต่อกระบวนการแกสซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธด์เบด โดยตัวแปรที่ศึกษา คือ อุณหภูมิของกระบวนการช่วง 700-900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล 0.4-0.85 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก และชีวมวลที่ใช้มี 3 ชนิด คือ สน ไม้ไผ่และยูคาลิปตัส จากผลการทดลอง พบว่า อุณหภูมิ 830 องศาเซลเซียส อัตราส่วนระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล 0.6-0.7 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก เป็นสภาวะที่เหมาะสมที่จะทำให้ร้อยละผลผลิตของก๊าซ องค์ประกอบของก๊าซ ค่าความร้อน และการเปลี่ยนคาร์บอนมีค่าเพิ่มขึ้น และพบว่าปฏิกิริยา

Garcia และคณะ (1999) ได้ทำการศึกษาแกสซิฟิเคชันด้วยไอน้ำโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาของซีลีเนียมในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธด์เบด ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส เพื่อศึกษาอัตราส่วนน้ำหนักของตัวเร่งต่ออัตราการไหลของชีวมวล และอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล ที่มีผลต่อการผลิตก๊าซและองค์ประกอบของก๊าซที่ผลิตได้ โดยตัวแปรที่ใช้ในการทดลองมีดังนี้ อัตราส่วนน้ำหนักของตัวเร่งต่ออัตราการไหลของชีวมวลเปลี่ยนแปลงช่วง 0-0.87 ชั่วโมง และอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล ช่วง 0.49-2.74 จากผลการทดลอง พบว่า ตัวเร่งปฏิกิริยาจะช่วยทำให้ปริมาณไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ขณะที่มีเทนและอีเทน อีทีนและอีโท มีปริมาณลดลง ซึ่งเมื่ออัตราส่วนน้ำหนักของตัวเร่งต่ออัตราการไหลของชีวมวลเพิ่มขึ้นก็จะมีผลเหมือนกัน ส่วนอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลพบว่า เมื่ออัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเพิ่มขึ้นจะทำให้ปริมาณไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น แต่ปริมาณ คาร์บอนมอนอกไซด์และมีเทนจะมีค่าลดลง

Turn และคณะ (1998) ได้ทำการศึกษาผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนจากชีวมวล คือ ซีลีเนียมด้วยแกสซิฟิเคชันโดยใช้แก๊สฟายแบบฟลูอิดไธด์เบด และได้ทำการศึกษาค่าตัวแปรที่มีผลต่อการทดลองคือ อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ 750-950 องศาเซลเซียส อัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวล 0-0.37 และอัตราส่วนของอากาศต่อเชื้อเพลิง 1.1-4.7 โดยก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ได้นำไปทำการวัดปริมาณและองค์ประกอบของก๊าซโดยใช้ก๊าซโครมาโทกราฟี เพื่อใช้ในการคำนวณหาปริมาณไฮโดรเจน จากผลการทดลอง พบว่า เมื่ออุณหภูมิในการทดลองเท่ากับ 850 องศาเซลเซียส อัตราการไหลของไอน้ำต่อชีวมวลเป็น 1.7 และอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงเป็น 1.0 จะได้ผลิตภัณฑ์ก๊าซรวมและผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนสูงสุดซึ่งมีปริมาณ 128 กรัมไฮโดรเจนต่อกิโลกรัมของชีวมวล

Chen และคณะ (2008) ได้ศึกษาอิทธิพลของสภาวะในการดำเนินการและตัวเร่งปฏิกิริยาต่อกระบวนการแกสซิฟิเคชันชีวมวลในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธด์เบด ตัวแปรที่สนใจประกอบด้วย เชื้อเพลิงที่ต่างกัน 3 ชนิด ได้แก่ ซีลีเนียม เปลือกถั่วลิสงและฟางข้าว อุณหภูมิเตาปฏิกรณ์ช่วง 750-850 องศาเซลเซียส อัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงช่วง 0.15-0.35 ตัวเร่งที่ใช้มี 3 ชนิด คือ โดโลไมท์ แมกนีไซต์ และโอโลวิน จากการศึกษา พบว่า ก๊าซที่ได้จากซีลีเนียมจะให้ปริมาณก๊าซผลิตภัณฑ์มากที่สุดแต่ก็มีปริมาณคาร์บอนมากเช่นกัน ส่วนอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์นั้นพบว่า มีผลอย่างมากต่อกระบวนการผลิตก๊าซ โดยเมื่ออุณหภูมิเตาปฏิกรณ์เพิ่มขึ้นปริมาณก๊าซผลิตภัณฑ์และร้อยละผลผลิตของก๊าซผลิตภัณฑ์จะเพิ่มขึ้น ปริมาณคาร์บอนลดลง รวมถึงคุณภาพของก๊าซผลิตภัณฑ์ก็ดีขึ้น ซึ่งก็คล้ายกันเมื่ออัตราส่วนอากาศ

ต่อเชื้อเพลิงมีค่าเพิ่มขึ้น สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาที่เติมไปนั้นก็ช่วยลดปริมาณทาร์ โดยมีประสิทธิภาพในการกำจัดประมาณ 48.1 ถึง 70.5 เปอร์เซ็นต์

Miccio และคณะ (2008) ได้ทำการศึกษาระบวนการแกสซิฟิเคชันชีวมวลในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธด์เบด ชีวมวลที่ใช้คือ ไม้อัดเม็ด สภาวะที่ใช้ในการทดลองคงที่ในทุกๆ การทดสอบ คือ ความดัน 101 กิโลปาสกาล อุณหภูมิของหอตดลอง 780 องศาเซลเซียส ความเร็วในการเกิดฟลูอิดเซชัน 0.3 เมตรต่อวินาที อัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิง 0.17 และอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล 0.65 ความสูงของเบด ในช่วง 0.18 ถึง 0.30 เมตร ในการศึกษาจะใช้ตัวเร่งที่ต่างกัน 3 ชนิดคือ คอช โอโลวิน โดโลไมท์และ นิกเกิล-อลูมินา จากการทดสอบเมื่อใช้ คอช เป็นตัวอ้างอิง พบว่า ตัวเร่งที่ต่างกัน มีผลต่อความเข้มข้นของก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ได้ รวมทั้งประสิทธิภาพในการเปลี่ยนแปลงทาร์ด้วย โดยนิกเกิล-อลูมินา จะมีประสิทธิภาพในการเพิ่มร้อยละผลผลิตของก๊าซไฮโดรเจนได้มากที่สุดและยังลดปริมาณทาร์ได้มากที่สุด ส่วนโอโลวินนั้นปริมาณก๊าซไฮโดรเจนจะเปลี่ยนแปลงเล็กน้อยเมื่อเทียบกับตัวอ้างอิงรวมถึงการเปลี่ยนแปลงทาร์ด้วย

Gil และคณะ (1999) ได้ทำการศึกษาผลของตัวกลางในการทำปฏิกิริยาที่มีผลต่อการผลิตก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแกสซิฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธด์เบดแบบลอย ชีวมวลที่ใช้คือ เศษไม้สนขนาดเล็ก อุณหภูมิที่ให้กับตัวกลางแต่ละชนิดดังนี้ อุณหภูมิ 750-780 องศาเซลเซียส (ไอน้ำ) และอุณหภูมิ 780-830 องศาเซลเซียส (สำหรับอากาศหรือไอน้ำผสมอากาศ) อัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิง 0.18-0.45 (สำหรับอากาศ) 0 (สำหรับไอน้ำ) 0.24-0.51 (สำหรับไอน้ำผสมอากาศ) อัตราส่วนระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล 0.08-0.66 (สำหรับอากาศ) 0.53-1.10 (สำหรับไอน้ำ) 0.48-1.11 (สำหรับไอน้ำผสมอากาศ) จากผลการทดลอง หากพิจารณาก๊าซที่ได้เป็นไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็นหลัก พบว่า การใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยาจะให้ก๊าซไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ในปริมาณมากที่สุด แต่การใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางก็จะทำให้ได้ ปริมาณทาร์และร้อยละผลผลิตของทาร์ทั้งหมดมากที่สุดด้วย และเมื่อพิจารณาร้อยละผลผลิตของก๊าซทั้งหมด พบว่า การใช้ อากาศจะทำให้ได้ ร้อยละผลผลิตของก๊าซทั้งหมดมากที่สุดแต่การใช้ไอน้ำก็ถือว่าไม่แตกต่างกันมากนัก

Lv และคณะ (2003) ได้ออกแบบการทดลอง โดยใช้ ไอน้ำผสมอากาศในกระบวนการแกสซิฟิเคชันภายในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธด์เบด เพื่อศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อ องค์ประกอบของก๊าซผลิตภัณฑ์ ร้อยละผลผลิตของก๊าซผลิตภัณฑ์ ค่าความร้อนของก๊าซผลิตภัณฑ์ ประสิทธิภาพการเปลี่ยนแปลงคาร์บอน และการสลายตัวของไอน้ำ ชีวมวลที่ใช้คือขี้เลื่อยของสน ตัวแปรที่ทำการศึกษามี อุณหภูมิภายในเตาปฏิกรณ์ช่วง 700-900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงช่วง 0.19-0.27 อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล 0-4.04 และขนาดอนุภาคชีวมวลช่วง 0.6-0.9 0.45-0.6 0.3-0.45 และ 0.2-0.3 มิลลิเมตร ตามลำดับ จากผลการทดลอง พบว่า เมื่ออุณหภูมิภายในเตาปฏิกรณ์สูงขึ้น ปริมาณก๊าซผลิตภัณฑ์ ร้อยละผลผลิตของก๊าซผลิตภัณฑ์ ประสิทธิภาพการเปลี่ยนแปลงคาร์บอน และการสลายตัวของไอน้ำจะมีค่าเพิ่มขึ้น ส่วนค่าความร้อนของผลิตภัณฑ์จะมีค่าสูงสุดที่อุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียส สำหรับอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงค่าที่เหมาะสมคือ 0.23 ส่วนอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลค่าที่เหมาะสมคือ 1.35 และอนุภาคนาเล็ก ๆ จะทำให้ปัจจัยต่างๆ เพิ่มขึ้น

Wei และคณะ (2007) ได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนด้วยแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาจากชีวมวลได้แก่ ชังถั่วฝักยาวและซีเลื่อย ในการทดลองมีการเลือกใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์ 3 ชนิด คือ หินปูน โอลิวัน และโดโลไมท์ และใช้อุณหภูมิในกระบวนการช่วง 750-850 องศาเซลเซียส ใช้อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลช่วง 0.0-1.0 กรัมต่อกรัม ผลลัพธ์ที่ได้ออกมาจะมีส่วนของก๊าซ ทาร์ และชาร์ สำหรับส่วนที่เป็นก๊าซจะถูกนำไปวิเคราะห์ด้วยเครื่องก๊าซโครมาโทกราฟี จากผลการทดลอง สำหรับชังถั่วฝักยาวและซีเลื่อย พบว่า เมื่ออุณหภูมิในกระบวนการและอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล มีค่าเพิ่มขึ้น ผลผลิตก๊าซรวมและไฮโดรเจนจะมีค่าเพิ่มขึ้น ส่วนปริมาณของทาร์กับชาร์จะมีค่าลดลง โดยอุณหภูมิในกระบวนการ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเป็น 0.6 และใช้โดโลไมท์เป็นตัวเร่งในเครื่องปฏิกรณ์ จะทำให้ได้ปริมาณผลผลิตก๊าซรวมและไฮโดรเจนมากที่สุด

Chaudhari และคณะ (2001) ได้ทำการศึกษาระบบแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำของชาร์ที่ได้จากชีวมวล เพื่อทำการผลิตก๊าซสังเคราะห์โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธเบต ช่วงอุณหภูมิที่ใช้ในการทดลองคือ 650-800 องศาเซลเซียส อัตราการป้อนไอน้ำที่ 2.5-1.5 กรัมต่อชั่วโมงต่อกรัมของทาร์ เวลาที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาอยู่ในช่วง 0.5-2 ชั่วโมง พบว่า ที่อัตราการป้อนไอน้ำต่ำ (ประมาณ 2.5 กรัมต่อชั่วโมงต่อกรัมของทาร์) และอุณหภูมิต่ำประมาณ 700 องศาเซลเซียส จะผลิตก๊าซสังเคราะห์ที่มีอัตราการป้อนไอน้ำสูงประมาณ 10 กรัมต่อชั่วโมงต่อกรัมของชาร์ และอุณหภูมิประมาณ 800 องศาเซลเซียส จะทำให้ก๊าซสังเคราะห์ที่มีอัตราส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์สูงประมาณ 5-6 ซึ่งสภาวะนี้เหมาะทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงสูงถึง 90 เปอร์เซ็นต์ของชาร์ที่ได้จากชีวมวลผลิตก๊าซได้ถึง 350 ลิตรต่อ 100 กรัมของชาร์ที่ได้จากชีวมวล

Panigrahi และคณะ (2003) ได้ทำการศึกษาการผลิตก๊าซสังเคราะห์จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของน้ำมันที่ได้จากชีวมวล ในเตาปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง สภาวะที่ทำการศึกษประกอบด้วย ตัวกลางในการทำปฏิกิริยา 3 ชนิด คือ ไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เปลี่ยนแปลงช่วง 0-18 มิลลิลิตรต่อนาที และน้ำ เปลี่ยนแปลงช่วง 2-10 กรัมต่อชั่วโมง ส่วนไนโตรเจนเปลี่ยนแปลงช่วง 12-30 มิลลิลิตรต่อนาที อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์คงที่เท่ากับ 800 องศาเซลเซียส และอัตราการป้อนน้ำมันที่ได้จากชีวมวล คงที่เท่ากับ 5 กรัมต่อชั่วโมง จากการทดลอง พบว่า เมื่อใช้น้ำในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน จะทำให้ก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตได้ มีค่าเพิ่มขึ้นมากที่สุดโดยเพิ่มขึ้นจาก 75-80 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และมีการเปลี่ยนแปลงของน้ำมันที่ได้จากชีวมวล เพิ่มขึ้น 67 ถึง 81 เปอร์เซ็นต์โดยมวล

Rapagna และคณะ (1997) ได้ทำการศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิและขนาดอนุภาคที่มีผลต่อร้อยละผลผลิตและการกระจาย โดยแก๊สซิฟิเคชันของเปลือกอัลมอนต์โดยใช้ไอน้ำในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธเบต ตัวแปรที่ทำการศึกษาคือ อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ช่วง 600-800 องศาเซลเซียส และขนาดอนุภาคเปลี่ยนแปลงช่วง 0.3-1.0 มิลลิเมตร จากการทดลอง พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะทำให้ผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้เพิ่มขึ้น โดยเพิ่มขึ้นประมาณ 50 เปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของก๊าซผลิตภัณฑ์ โดยจะมีค่ามากที่สุดที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ส่วนขนาดอนุภาคขนาดเล็กนั้นจะทำให้ร้อยละผลผลิตของก๊าซทั้งหมดมีค่าเพิ่มขึ้น อีกทั้งยังทำให้เกิดทาร์ลดน้อยลงด้วย

1.3 วัตถุประสงค์

เป้าหมายหลัก

- ✓ เพื่อการพัฒนาเทคโนโลยี กระบวนการ และ อุปกรณ์สำหรับการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงจากชีวมวล

โดยมีวัตถุประสงค์ของโครงการ คือ

- ✓ เพื่อออกแบบ สร้าง ทดสอบ และ พัฒนาระบบชุดทดลองการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงแบบฟลูอิดไดซ์เบดระดับห้องปฏิบัติการ สำหรับการวิจัยและพัฒนา
- ✓ เพื่อศึกษาสถานะและปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตพลังงานและเชื้อเพลิงที่ต้องการจากการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อนของชีวมวลที่มีศักยภาพในประเทศ และการทำงานของระบบ

หลักการและทฤษฎี

2.1 ชีวมวล

เชื้อเพลิงจากชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานสำคัญในลำดับต้นๆ ของประเทศเกษตรกรรมและประเทศกำลังพัฒนาทั้งหลาย ชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนกักเก็บพลังงานจากดวงอาทิตย์ ซึ่งมาจากการสังเคราะห์แสง และเกิดขึ้นหมุนเวียนซ้ำแล้วซ้ำอีกได้ในธรรมชาติสิ่งแวดล้อม สามารถนำมาใช้ผลิตพลังงานเพื่อใช้ทดแทนพลังงาน ที่ได้จากแหล่งพลังงานฟอสซิลซึ่งมีอยู่อย่างจำกัดและอาจหมดลงได้ ชีวมวลอาจมองว่าเป็นสารอินทรีย์ที่ได้จากสิ่งมีชีวิต พืช และสัตว์ หรือกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับทางชีวภาพเกิดขึ้นตามธรรมชาติ มีความหลากหลายของรูปแบบ ลักษณะเฉพาะแหล่ง ตามความหลากหลายและซับซ้อนทางชีววิทยาและสภาพสิ่งแวดล้อม ชีวมวลเป็นพลังงานที่มาจากแหล่งที่ไม่มีวันหมดไป เพราะวงจรการผลิตชีวมวลคือวงจรของพืชที่มีระยะเวลาสั้น ต่างจากน้ำมันหรือถ่านหินที่ต้องอาศัยการทับถมกันเป็นเวลาหลายล้านปี นอกจากนี้ ชีวมวลสามารถผลิตได้ภายในประเทศ เกษตรกรจะมีรายได้เพิ่มขึ้นจากการจำหน่ายชีวมวลสู่ผู้ใช้ และยังช่วยลดการนำเข้าพลังงานจากต่างประเทศได้อีกด้วย ข้อดีที่สำคัญทางสิ่งแวดล้อม คือ การใช้ชีวมวลในการผลิตความร้อนหรือไฟฟ้า จะไม่เพิ่มปริมาณสุทธิของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศโลกในกรณีที่เรามีการผลิตชีวมวลขึ้นมาเพื่อทดแทนชีวมวลที่ได้ใช้ไป เพราะจะทำให้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ถูกหมุนเวียนมาใช้ในชีวมวลที่ผลิตใหม่เท่ากับปริมาณก๊าซที่ถูกผลิตจากการเผาไหม้ชีวมวลนั้นๆ เนื่องจากพืชต้องหายใจเพื่อเอาก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปใช้ในการเจริญเติบโต การใช้ชีวมวลจะลดโอกาสในการเกิดปรากฏการณ์เรือนกระจก (greenhouse effect) อย่างไรก็ตาม ชีวมวลมีการเก็บรักษาและการขนส่งที่ยาก และมีความเสี่ยงสูงในการจัดหาหรือรวบรวมปริมาณชีวมวลที่ต้องการใช้ ให้คงที่ตลอดปี เพราะชีวมวลบางประเภท เช่น กากอ้อยมีจำกัดเพียงบางเดือน อีกทั้งชีวมวลทุกประเภทต่างต้องการพื้นที่ในการเก็บรักษาขนาดใหญ่กว่าเชื้อเพลิงฟอสซิล เช่น หากต้องการปริมาณความร้อนที่เท่ากัน จะต้องใช้แกลบในปริมาณที่มากกว่าน้ำมันเตา เป็นต้น ดังนั้น การพัฒนาระบบวิธีการจัดเก็บและขนส่งจึงสำคัญและจำเป็นมาก

ชีวมวล ประกอบด้วยธาตุหลักๆ คือ คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน รวมทั้งมีปริมาณของไนโตรเจนและธาตุอื่นๆ อีกเล็กน้อยในรูปแบบของคาร์โบไฮเดรต หรือ เซลลูโลส ชีวมวลนั้นมีอยู่มากมายทั้งที่ได้จากสิ่งมีชีวิต และยังรวมไปถึงสิ่งต่างๆ ที่มีธาตุคาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ

หลักในรูปแบบอื่นๆ โดยทั่วไป ชีวมวลอาจจะจำแนกออกเป็น 3 ประเภทหลักๆ คือ ชีวมวลแบบไม้ (woody) แบบไม้ไผ่ไม้ (non woody) และของเสียจากสัตว์ ซึ่งมาจากแหล่งต่างๆ ดังนี้

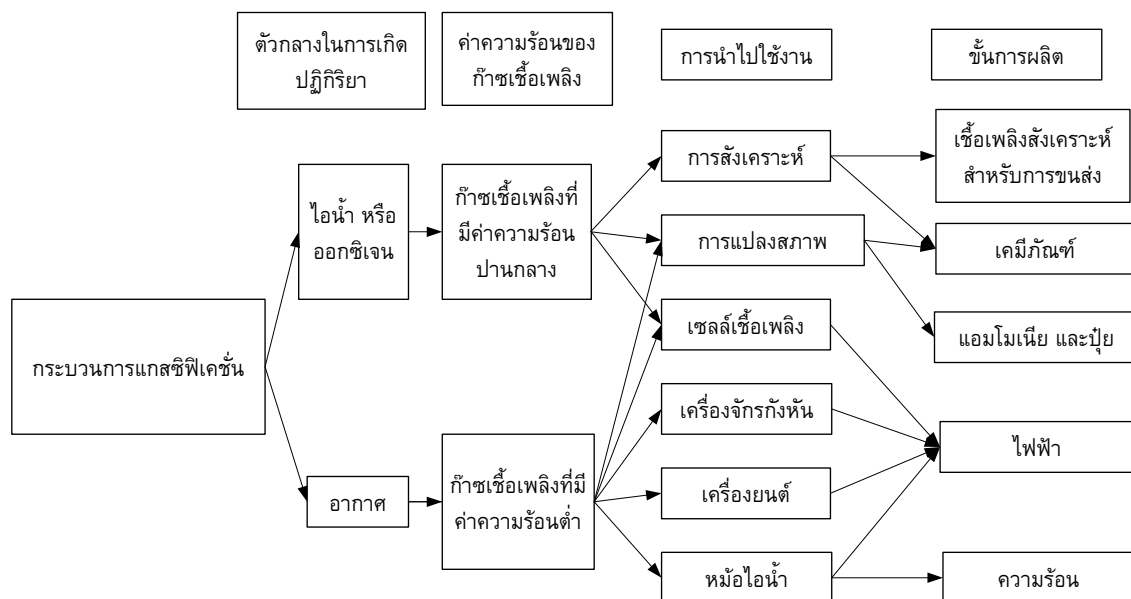
- ผลผลิตจากป่าดงพงไพร เรือกสวนไร่นา ต้นไม้ และวัชพืชต่างๆ ทั้งบนบกและในน้ำ เช่น ไม้เนื้อแข็ง ไม้เนื้ออ่อน ไม้โตเร็ว ใบไม้กิ่งไม้ หญ้า พืชล้มลุก จากส่วนเมล็ด เปลือก ผล และจากมวลสำหรับพืชน้ำ เป็นต้น
- ผลผลิตจากพืชเศรษฐกิจ เศษวัสดุเหลือทิ้งจากการเกษตร เช่น ข้าว อ้อย มันสำปะหลัง ข้าวโพด ปาล์มน้ำมัน แกลบ ฟาง ชานอ้อย ยอดใบอ้อย เหง้ามัน ชังข้าวโพด ทลายปาล์ม
- เศษวัสดุและของเสียจากกระบวนการ และการประกอบการภาคอุตสาหกรรม เช่น ขี้เลื่อย กลี เซอริน สำเหล้า กากอาหาร รวมไปถึงของเสียจากโรงงานแปรรูป ของเสียประเภทพลาสติก และกากตะกอนจากโรงบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม
- ของเสียจากแหล่งชุมชน เช่น ขยะชุมชน กากตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน
- ผลิตภัณฑ์และของเสียจากสัตว์ เช่น ขี้มัน มูลสัตว์ เป็นต้น

ข้อจำกัดในการใช้เศษกากชีวมวลเหล่านี้มาเป็นเชื้อเพลิง คือ

- (i) ความหนาแน่นต่ำ ปริมาตรมาก และยากต่อการขนย้าย ซึ่งไม่เหมาะสมต่อการขนส่งไปไกลๆ จากสถานที่ผลิต
- (ii) การนำเอาเศษวัสดุทางการเกษตรออกไปจากพื้นที่การเกษตรจำนวนมาก อาจจะมีผลต่อการลดลงของสารอาหารในดินอันควรได้จากเศษวัสดุเหล่านี้ ซึ่งจะมีผลกระทบต่อผลผลิตทางการเกษตรบนพื้นที่นี้ต่อไปในอนาคต
- (iii) เศษวัสดุทางการเกษตรเหล่านี้จะมีให้ใช้ได้ เฉพาะฤดูกาลที่มีการผลิต ในช่วงเวลาอื่นของปีจะไม่ให้ใช้ หากต้องการใช้ตลอดปีจำเป็นต้องมีสถานที่กักเก็บรักษาขนาดใหญ่ ซึ่งมีราคาแพงและเป็นปัญหาในการจัดการได้

2.2 กระบวนการแกสซิฟิเคชัน

การผลิตก๊าซเชื้อเพลิงผ่านกระบวนการแกสซิฟิเคชัน (gasification) เป็นวิธีที่น่าสนใจมากวิธีหนึ่ง กระบวนการแกสซิฟิเคชันเป็นการแปลงสภาพชีวมวลของแข็งโดยปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (partial oxidation) ที่อุณหภูมิสูงด้วยอากาศ ออกซิเจน หรือไอน้ำ ในช่วง 800-1800 °C ทำให้เกิดการแตกตัวมาเป็นก๊าซเชื้อเพลิง (producer gas) ที่มีค่าความร้อนค่อนข้างต่ำถึงปานกลางประมาณ 3-10 MJ/m³ ขึ้นกับก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย ดังแสดงในรูปที่ 2.1 เช่น การนำไปเผาไหม้สร้างความร้อนโดยตรงในหม้อไอน้ำ เป็นก๊าซเชื้อเพลิงในเครื่องยนต์ เครื่องจักรกังหันก๊าซ ใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า หรือเป็นสารตั้งต้นในการเพิ่มคุณภาพให้เป็นสารเคมีหรือน้ำมันเชื้อเพลิงสังเคราะห์สำหรับการขนส่ง



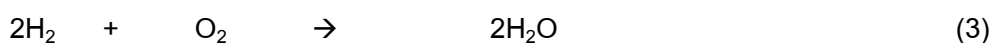
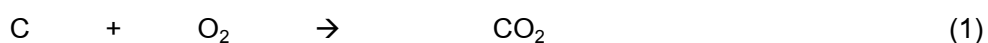
รูปที่ 2.1 การผลิตก๊าซเชื้อเพลิงและการนำไปใช้ประโยชน์ (Bridgwater, 2003)

เตาปฏิกรณ์ของกระบวนการเรียกว่าแกสซิฟายเออร์ (gasifier) ซึ่งมีหลากหลายลักษณะ รูปแบบกระบวนการภายในตัวเตาปฏิกรณ์จะแตกต่างกันไปแล้วแต่เทคนิคการปฏิบัติการ ในเตาปฏิกรณ์สำหรับผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจะเกิดกระบวนการทางเคมีและกายภาพที่แตกต่างกันออกไป ได้แก่ การทำแห้ง (drying) ไพโรไลซิส การเผาไหม้ และการรีดักชัน (reduction) ซึ่งได้มาจากความร้อนถ่ายเทจากการเผาไหม้หรือบริเวณออกซิเดชัน ในบริเวณการทำแห้ง ความชื้นของชีวมวลจะถูกขับออกมาให้ระเหยกลายเป็นไอน้ำ ชีวมวลที่ถูกทำให้แห้งแล้ว จะขยับเข้าสู่ไพโรไลซิส ซึ่งกระบวนการนี้จะแปลงสภาพชีวมวลให้กลายเป็นถ่านชาร์ ไอสารระเหย ไอน้ำมันดิน ไอน้ำ และก๊าซที่ไม่ควบแน่น ส่วนที่เป็นสถานะก๊าซและไอจะไหลออกจากแกสซิฟายเออร์ไป ถ่านชาร์จากไพโรไลซิสจะมีมวลประมาณ 15% ของชีวมวลตั้งต้น แล้วเข้าสู่บริเวณออกซิเดชันและรีดักชันต่อไป

ในการควบคุมการทำงานของเตาปฏิกรณ์ที่ดี ปริมาณออกซิเจนที่ป้อนเข้ามาจะมีไม่เพียงพอต่อการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ เพราะปริมาณออกซิเจนต่อเชื้อเพลิงต่ำเกินไป ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจะเป็นการเผาไหม้บางส่วนเท่านั้น และมีการย่อยสลายทางความร้อนของไอน้ำมันดินด้วย ในโซนรีดักชัน ผลผลิตจากการออกซิเดชันจะเกิดปฏิกิริยารีดักชันกับถ่านชาร์ในสภาพไร้ออกซิเจน ซึ่งเกิดขึ้นเหมือนกับในเตาปฏิกรณ์ที่ใช้ผลิตถ่านชาร์

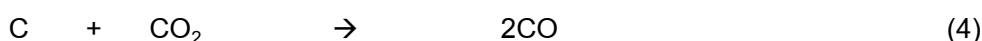
ระหว่างกระบวนการ เมื่ออากาศและเชื้อเพลิงสัมผัสกันก่อให้เกิดปฏิกิริยาทางเคมีระหว่างออกซิเจนในอากาศกับคาร์บอนและไฮโดรเจนซึ่งอยู่ในเชื้อเพลิง และเกิดปฏิกิริยาอื่นๆ (Higman and van der Burgt, 2003) ดังนี้

ปฏิกิริยาการเผาไหม้



ปฏิกิริยาเหล่านี้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ความร้อนสูงที่เกิดขึ้นจะถูกนำไปใช้ในปฏิกิริยาดูดความร้อนในบริเวณอื่นภายในเตาปฏิกรณ์ อุณหภูมิในบริเวณการเผาไหม้มีค่าระหว่าง 1100-1500°C ก๊าซร้อนที่ผ่านจากระบวนการเผาไหม้จะไหลผ่านมายังชั้นเชื้อเพลิงถัดไป ซึ่งไม่มีออกซิเจนเหลือในการทำปฏิกิริยา

ปฏิกิริยาบูดวาร์ด (Boudouard reaction)



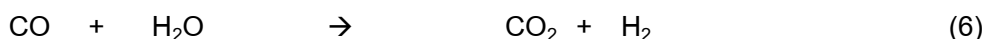
ปฏิกิริยาน้ำแปลงก๊าซ (water gas reaction)



บริเวณถัดมาเกิดปฏิกิริยารีดักชัน อุณหภูมิในช่วงที่เกิดรีดักชันมีค่าระหว่าง 500-900°C ในโซนนี้ ก๊าซบางส่วนจากการเผาไหม้จะไหลเข้าทำปฏิกิริยากับถ่านร้อนที่กำลังลุกไหม้อยู่ก่อให้เกิดปฏิกิริยาแปลงสภาพของแข็งเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนได้ ปฏิกิริยาในสมการที่ 4 และ 5 เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนเกิดขึ้นที่อุณหภูมิสูง 900°C ก๊าซที่ได้เป็นก๊าซที่เผาไหม้ได้ คือคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนซึ่งจะต้องผลิตให้ได้มากที่สุด ปริมาณของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซชีววมวลนี้จะขึ้นอยู่กับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ว่าจะเกิด ปฏิกิริยากับคาร์บอนได้มากน้อยเพียงใด ในบริเวณการเกิดรีดักชันนี้ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจะดีเพียงใดขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ ความเร็วระหว่างก๊าซที่สัมผัสกับเชื้อเพลิงแข็ง และพื้นที่สัมผัส ดังนั้นขนาดและปริมาณของเชื้อเพลิงแข็งที่ป้อนเข้าไปยังเตาเผาจึงมีผลต่อการผลิตก๊าซ เชื้อเพลิงขนาดใหญ่จะมีอัตราส่วนของพื้นที่ผิวต่อปริมาตรต่ำ ยากต่อการจุดเผาภายในเตา และจะทำให้เกิดปริมาณของช่องว่างระหว่างเชื้อเพลิงด้วยกันมากเป็นผลทำให้มีออกซิเจนไหลผ่านเข้าไปในระบบมาก ปฏิกิริยาทางเคมีที่เกิดขึ้นก็จะน้อย และประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีววมวลมีค่าต่ำ แต่ถ้าขนาดของเชื้อเพลิงมีขนาดเล็กจะทำให้เกิดการสูญเสียความดันภายในเตามาก ต้องใช้พัดลมขนาดใหญ่ทำให้สิ้นเปลืองพลังงานมากยิ่งขึ้น ขนาดของเชื้อเพลิงแข็งที่เหมาะสม ควรมีความยาว 20-100 มิลลิเมตร ถ้าอุณหภูมิในบริเวณนี้สูงกว่า 900°C แล้ว ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์กว่า 90% จะถูกเปลี่ยนเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ และถ้าอุณหภูมิสูงขึ้นมากกว่า 1100°C จะทำให้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมดถูกเปลี่ยนเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ เมื่อก๊าซร้อนจากการเผาไหม้ไหลเคลื่อนที่เข้าสู่บริเวณการเกิดรีดักชัน ปฏิกิริยาที่ 4 และ 5 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนจะทำให้อุณหภูมิของก๊าซร้อนลดลงมาที่อุณหภูมิประมาณ 500-600°C ไอน้ำกับคาร์บอนจะทำปฏิกิริยากันเพื่อก่อให้เกิด

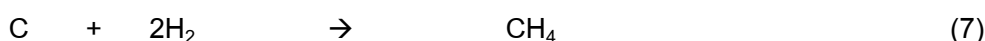
ก๊าซไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ ดังปฏิกิริยาในสมการที่ 5 ปฏิกิริยานี้จะมีความสำคัญเพราะจะทำให้สัดส่วนของไฮโดรเจนในก๊าซเชื้อเพลิงมีค่ามากขึ้น

ปฏิกิริยาชิฟต์ (water gas shift reaction)



ถ้าในกระบวนการมีไอน้ำมากเกินไป อาจจะทำปฏิกิริยากับก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ทำให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซไฮโดรเจน ดังปฏิกิริยาในสมการ 6 ส่งผลให้ค่าความร้อนของก๊าซชีวมวลที่ได้มีค่าลดลง ดังนั้นเชื้อเพลิงที่ใช้จะต้องมีค่าความชื้นไม่มากเกินไป ในบางสภาวะ เราจะส่งเสริมให้เกิดปฏิกิริยานี้ด้วยการเพิ่มไอน้ำร้อนเข้าไปผสม เนื่องจากความต้องการผลิตไฮโดรเจนเพิ่มเติมนั่นเอง ปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน

ปฏิกิริยาแปลงมีเทน (methanation reaction)



ในกระบวนการ ก๊าซไฮโดรเจนบางส่วนอาจจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอน ทำให้เกิดก๊าซมีเทนขึ้นได้เล็กน้อย ดังปฏิกิริยาในสมการที่ 7 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน

ปฏิกิริยาแปลงก๊าซด้วยไอน้ำ (steam reforming reaction)



การเพิ่มไอน้ำร้อนเข้าไปในเตาปฏิกิริยา อาจจะนำไปสู่การทำปฏิกิริยากับมีเทนให้แปลงเป็นก๊าซเชื้อเพลิงได้ มีคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน

ปฏิกิริยาไพโรไลซิส

ความร้อนจากบริเวณรีดักชันจะแพร่มาสู่เชื้อเพลิงแข็ง ทำให้เกิดเป็นปฏิกิริยาไพโรไลซิส อุณหภูมิในโซนนี้จะมีค่าประมาณ 200-500 °C ของแข็งที่เหลืออยู่ภายหลังจากผ่านกระบวนการคือคาร์บอนในรูปแบบของถ่านชาร์ ซึ่งเข้าทำปฏิกิริยาต่อ



การทำแห้ง

ความร้อนในเตาที่อุณหภูมิไม่สูงพอที่จะทำให้เกิดการสลายตัวของสารระเหย แต่ความชื้นในเชื้อเพลิงจะสามารถระเหยตัวออกมาในรูปของไอน้ำได้ที่อุณหภูมิประมาณ 100-200 °C

2.3 ปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง

ในกระบวนการแกสซิฟิเคชัน อุณหภูมิและความดันจะเป็นสภาวะที่กำหนดให้เกิดปฏิกิริยาบางปฏิกิริยา และเกิดก๊าซหรือสารประกอบตามสภาวะสมดุลทางเคมี โดยทั่วไป ที่อุณหภูมิต่ำกว่า 500°C ปฏิกิริยามักไม่สามารถดำรงอยู่ได้ ที่อุณหภูมิมากกว่า 700°C กระบวนการทางกายภาพ เช่น การแพร่ผลสมคลุกเคล้าของก๊าซ (diffusion) ที่จะเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอนจะตอบสนองไม่ทันเมื่อเทียบกับกระบวนการทางเคมีที่รวดเร็ว ทำให้ปฏิกิริยาเคมีเป็นตัวกำหนดสมดุลการเกิดปฏิกิริยาที่ขณะนั้นเท่านั้น (kinetically influenced reactions) ภายในเตาปฏิกรณ์จะมีปฏิกิริยาเคมีมากมายเกิดขึ้น ในสภาวะอุณหภูมิและความดันต่างๆ พื้นที่ที่ถูกจำกัดภายในเตาจะทำให้กระบวนการทางกายภาพทำหน้าที่คลุกเคล้าส่งถ่ายมวลสารได้ดีเพียงใด ล้วนเป็นปัจจัยที่ส่งผลให้ปฏิกิริยาทางเคมีบางปฏิกิริยาเกิดขึ้น แต่ไม่สามารถดำรงอยู่ได้ โดยทั่วไปแล้ว องค์ประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้ มีดังนี้

ตารางที่ 2.1 ตัวอย่างส่วนประกอบก๊าซเชื้อเพลิงชีวมวล

ส่วนประกอบของก๊าซเชื้อเพลิง	ร้อยละโดยมวล
H_2	12 - 20
CO	17 - 22
CO_2	9 - 15
CH_4	2 - 3
N_2	50 - 54

ปัจจัยอื่นๆ ที่มีผลต่อก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้ มีดังนี้

ความชื้นของเชื้อเพลิง

ความชื้นในเชื้อเพลิง (moisture content) ช่วยทำให้เกิดสัดส่วนก๊าซไฮโดรเจนสูงขึ้นในก๊าซเชื้อเพลิง แต่ความชื้นจะทำให้ประสิทธิภาพของเตาผลิตก๊าซ และค่าความร้อนที่ต้องการลดลง ความชื้นของเชื้อเพลิงชีวมวลขึ้นอยู่กับชนิดของเชื้อเพลิง แหล่งที่มา และการเตรียมสภาพก่อนนำไปผลิตก๊าซชีวมวล ความชื้นในชีวมวลสามารถแบ่งได้เป็น 3 ลักษณะ คือ

(i) ความชื้นที่อยู่ภายในเนื้อชีวมวล สามารถอยู่ในรูปเปิดของเซลล์ในชีวมวลได้โดยสมดุลกับบรรยากาศที่มีความชื้นสัมพัทธ์ 96 – 97%

(ii) ความชื้นที่ผิว เป็นส่วนที่ล้นเกินจากความชื้นในรูปเปิดของเซลล์ชีวมวล

(iii) ความชื้นจากการสลายตัวของสารอินทรีย์ด้วยความร้อนที่อุณหภูมิ $200-250^{\circ}\text{C}$ ซึ่งสูงกว่าอุณหภูมิที่ใช้ระเหยความชื้นที่ผิวและความชื้นที่อยู่ภายในชีวมวล ถ้าต้องการนำชีวมวลมาใช้เป็นพลังงาน ความชื้นควรไม่เกิน 50%

ขนาดของเชื้อเพลิง

ขนาดของเชื้อเพลิง (fuel size) จะมีผลกับการเกิดความดันตก (pressure drop) ภายในเตาแกสซิฟายเออร์ ถ้าเกิดความดันตกภายในเครื่องมากเกินไปจะทำให้ต้องใช้พลังงานในการนำอากาศเข้า และพาก๊าซที่ได้ออกจากเตาแกสซิฟายเออร์มาก เครื่องยนต์ก็จะต้องมีแรงดูดมากพอที่จะเอาชนะความดันตกของระบบทั้งหมด ในทางทฤษฎี อากาศควรสัมผัสกับพื้นที่ผิวของเชื้อเพลิงให้มากที่สุดเพื่อให้ได้ปริมาณก๊าซที่เพิ่มขึ้น และเกิดกระบวนการที่เร็วยิ่งขึ้น เตาแกสซิฟายเออร์ขนาดเล็กติดตั้งกับที่ หากใช้เชื้อเพลิงขนาดใหญ่จะเกิดปัญหาการเผาไหม้ข้ามโซน ซึ่งเป็นสาเหตุของการเกิดเถ้าหลอมเยิ้มติดผนัง (slag) เพราะถ้าเชื้อเพลิงโตเกินไปเทียบกับขนาดเครื่อง พอเผาไหม้แล้วเชื้อเพลิงจะไหลลงไม่สะดวก และไม่ทันกับการเผาไหม้ที่มีอากาศเข้าเท่าเดิม อัตราการป้อนอากาศต่อเชื้อเพลิงจึงสูงขึ้นทำให้อุณหภูมิเพิ่มสูงถึง 2000°C ซึ่งสูงพอที่จะเหนียวทำให้เกิดเถ้าหลอมในเชื้อเพลิงทุกชนิดได้ จึงควรที่จะมีการนำมาตัดเป็นชิ้นเล็กๆ ขนาดประมาณ 1 เซนติเมตร จะทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ดีขึ้น

การกระจายขนาด

เชื้อเพลิงที่ไม่สร้างปัญหาให้กับเตาแกสซิฟายเออร์ ต้องมีขนาดที่สม่ำเสมอ ไม่แตกต่างกันมากนัก ถ้าขนาดแตกต่างกันมาก อากาศและก๊าซจะไหลผ่านตามช่องว่างที่เกิดจากเชื้อเพลิงขนาดโตและเล็กเกยกัน ทำให้บางบริเวณมีการเผาไหม้รุนแรง บางบริเวณเย็นตัวลงและอาจสลับกันในเวลาต่อมา ทำให้เกิดการหลอมกันเป็นก้อน (clinker)

ความหนาแน่นบัลค์

เป็นค่าที่แสดงลักษณะการใช้ปริมาตรของเชื้อเพลิงนั้น กล่าวคือ เมื่อเทเชื้อเพลิงที่เป็นเม็ดลงในภาชนะ รูปทรงของแต่ละเม็ดจะทำให้ผิวของเม็ดเชื้อเพลิงแนบกันไม่ได้ นั่นคือ เกิดช่องว่างระหว่างเม็ดเชื้อเพลิงขึ้น ทำให้เปลืองปริมาตรในภาชนะ เพราะบรรจุได้น้ำหนักน้อย เนื่องจากมีช่องว่างอากาศทำให้ค่าความหนาแน่นโดยรวมต่ำลง โดยทั่วไป เชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตก๊าซ จะเปลืองเนื้อที่ประมาณ 20-75 เปอร์เซ็นต์ ของปริมาตรบรรจุ

สารระเหยในเชื้อเพลิง

สารระเหย (volatile matter) ที่ปล่อยออกมาระหว่างปฏิกิริยา สามารถควบแน่นได้ที่อุณหภูมิ $100-500^{\circ}\text{C}$ ซึ่งจะก่อตัวเป็นน้ำมันดิน และน้ำมันที่กลั่นตัวต่างๆ ถ้าเชื้อเพลิงที่มีสารระเหยมากอาจจะสร้างปัญหาได้เนื่องจากน้ำมันดินและไอน้ำมันที่มีอุณหภูมิควบแน่น $120-150^{\circ}\text{C}$ จะเกาะฝังตัวบนผนัง จึงต้องแยกออกก่อนนำไปใช้งานกับเครื่องยนต์

ขี้เถ้า

ขี้เถ้าเกิดจากสารแร่ธาตุที่เป็นส่วนประกอบในเชื้อเพลิง รวมตัวกับออกซิเจนขณะเผาไหม้ ในความเป็นจริง อาจจะมีถ่านชาร์คค้างอยู่ด้วย สัดส่วนของขี้เถ้าในเชื้อเพลิงจะมีผลต่อการทำงานของเตา

แกสซิฟายเออร์ ถ้าสัดส่วนชี้เถ้านเชื้อเพลิงมีค่าสูงก็จะทำให้พลังงานของก๊าซเชื้อเพลิงลดลง และเตาแกสซิฟายเออร์ต้องสำรองเนื้อที่เก็บชี้เถ้ามากขึ้น และถ้าเกิดชี้เถ้าหลอมตัว ซึ่งมีโอกาสมากขึ้นเมื่อสัดส่วนชี้เถ้ามีมากขึ้น ชีวมวลส่วนใหญ่จะมีชี้เถ้าประมาณ 1-3% ยกเว้นแกลบและฟางข้าวจะมีสัดส่วนชี้เถ้าประมาณ 10-20% ซึ่งจะมีปัญหาในการเผาไหม้และการกำจัดพอสสมควร

ความหนาของชั้นเชื้อเพลิง

ความหนาของชั้นเชื้อเพลิง (bed thickness) จะมีผลต่อปฏิกิริยาทางเคมีที่เกิดขึ้นในเตาเผา ในกรณีที่ชั้นของเชื้อเพลิงเพิ่มสูงขึ้นจะทำให้บริเวณที่เกิดปฏิกิริยารีดักชันมีช่วงกว้างขึ้น ปฏิกิริยาทางเคมีที่เกิดขึ้นจะเปลี่ยนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ให้เป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน จะส่งผลให้อุณหภูมิของเตาลดลง

2.4 ชนิดของเตาปฏิกรณ์

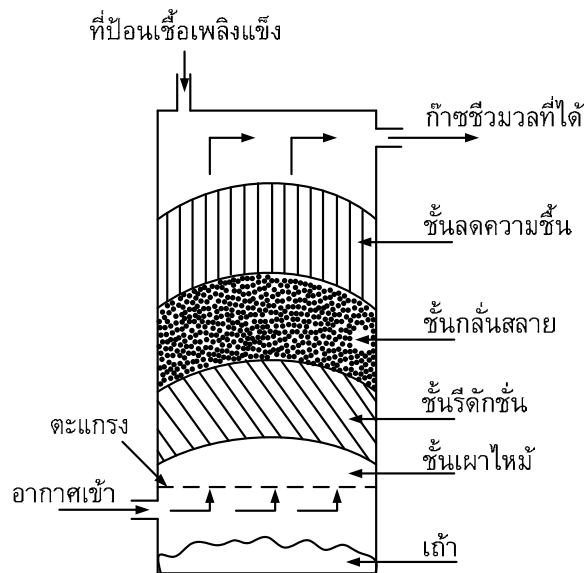
2.4.1 เตาปฏิกรณ์แบบชั้นวัสดุหนึ่ง

เตาประเภทนี้ สามารถแบ่งตามทิศทางการไหลของอากาศเป็น 3 แบบ คือ แบบก๊าซไหลขึ้น

เตาแบบก๊าซไหลขึ้น (updraft gasifier) เป็นเตาที่ผลิตใช้เริ่มแรก และเป็นแบบที่ง่ายที่สุด เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าทางส่วนบนของเตา และอากาศจะถูกส่งผ่านตะแกรงเข้ามาด้านล่าง บริเวณเหนือตะแกรงจะเป็นบริเวณการเผาไหม้ของเชื้อเพลิง เกิดปฏิกิริยาขึ้นได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ก๊าซร้อนที่ผ่านจากบริเวณการเผาไหม้จะมีอุณหภูมิสูง และถูกส่งไปยัง บริเวณปฏิกิริยารีดักชันซึ่งเป็นโซนที่มีปริมาณของคาร์บอนมากเพียงพอ ที่จะก่อให้เกิดปฏิกิริยากับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน หลังจากนั้นก๊าซที่ได้ จะไหลเข้าสู่บริเวณที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าในชั้นของชีวมวล และแตกตัวในช่วงอุณหภูมิ 200-500°C หลังจากนั้นก๊าซก็จะไหลเข้าสู่ชั้นของชีวมวลใหม่ที่เพิ่งป้อน ก๊าซยังคงมีอุณหภูมิสูงอยู่จึงระเหยความชื้นที่อยู่ในชีวมวลเหล่านั้นออกก่อนทำให้ก๊าซที่ออกจากเตาชีวมวลมีอุณหภูมิต่ำลง ดังแสดงในรูปที่ 2.2 เตาประเภทนี้มีรูปแบบที่ไม่ยุ่งยากสลับซับซ้อน มีการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงมาก และก๊าซชีวมวลที่ได้มีอุณหภูมิไม่สูงนัก แต่มีข้อจำกัด คือ ก๊าซที่ผลิตได้จะมีผลิตภัณฑ์ประเภทน้ำมัน และน้ำมันดินเกิดขึ้นเป็นจำนวนมาก จากบริเวณที่เกิดไพโรไลซิส และจะกลั่นตัวเมื่ออยู่ในบริเวณที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า ดังนั้นก๊าซที่ได้จากเตาประเภทนี้จึงเหมาะกับการนำไปใช้สำหรับหม้อน้ำ หรือการอบแห้งวัสดุทางการเกษตร ซึ่งก๊าซที่ได้จะผสมกับอากาศ และทำการเผาไหม้โดยตรงในห้องเผาไหม้เพื่อให้ความร้อนในกระบวนการที่ใช้ความร้อนต่อไป

เตาปฏิกรณ์ประเภทนี้เหมาะสมกับชีวมวลหลากหลายชนิด ง่ายต่อการเตรียมเชื้อเพลิง มีประสิทธิภาพสูง เพราะได้อุณหภูมิก๊าซออกต่ำ ติดตั้งง่ายและสะดวก แต่มีข้อเสีย คือ มีปริมาณน้ำมันดินออกมามากเพราะน้ำมันดินที่ผลิตได้ในโซนไพโรไลซิส ไม่ได้ผ่านบริเวณปฏิกิริยาการเผาไหม้ก่อนออก จึงเกิดการสลายตัวทางความร้อนของน้ำมันดินน้อย การกำจัดน้ำมันดินที่ควบแน่นออกมาเป็นปัญหา

ใหญ่สำหรับแกสซิฟายเออร์ประเภทนี้ การออกแบบบางอย่างสามารถลดปริมาณน้ำมันดินได้ เช่น การดึงก๊าซที่ผลิตได้ออกตรงเหนือบริเวณรีดักชั่น อีกวิธีการหนึ่งที่น่าสนใจ คือ การเติมไอน้ำร้อนผสมเข้ากับอากาศเพื่อส่งเสริมให้เกิดปฏิกิริยา water gas และจะได้ก๊าซเชื้อเพลิงที่มีคุณภาพดีขึ้น ซึ่งการออกแบบมักจะรวมการสร้างไอน้ำไว้ในตัวเตาเอง เพื่อใช้ในการนี้โดยเฉพาะ



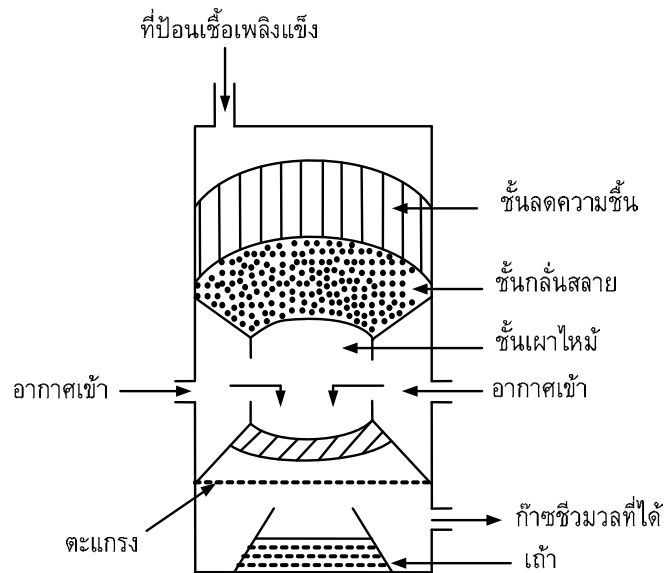
รูปที่ 2.2 ลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลขึ้น

เตาแบบก๊าซไหลขึ้นอาจออกแบบให้ทำงานที่อุณหภูมิสูงเพื่อให้เศษถ่านกลายเป็นของเหลว (slagging) หรือที่อุณหภูมิต่ำกว่าจุดอ่อนตัวของเศษถ่าน วิธีทั้งสองแบบต้องการตะแกรงที่แตกต่างกันออกไป สำหรับกรณีที่ต้องการให้ถ่านเหลว บริเวณการเผาไหม้ต้องทำให้มีอุณหภูมิสูงกว่าจุดหลอมเหลวของเศษถ่าน ถ่านหลอมจะถูกปล่อยระบายออกตามช่องได้ บางครั้งหินปูน (limestone) จะช่วยในการลดอุณหภูมิหลอมเหลวของชี้ถ่านและค่าความหนืดลงซึ่งจะช่วยให้เกิดถ่านหลอมหรือสแลกได้ง่ายขึ้น ข้อดีของแบบถ่านหลอม คือ อัตราการเกิดก๊าซสูงมาก เพราะต้องใช้เพื่อรักษาระดับอุณหภูมิที่สูงเพียงพอต่อการหลอมเหลวของเศษถ่าน การกำจัดเศษถ่านก็ทำได้ง่าย ถ่านหลอมที่ได้มีปริมาณคาร์บอนค้างอยู่น้อยมาก ซึ่งมีค่าเอาไปขายได้ แต่มีข้อเสีย เช่น อัตราการเกิดก๊าซสูงมากจะจำกัดขนาดของเชื้อเพลิงที่ใช้ได้ เนื่องจากปริมาณฝุ่นผงที่ออกไปกับการไหลของก๊าซ การกำจัดถ่านหลอมทำให้ค่าบำรุงรักษาเตาสูงขึ้นจากความจำเป็นที่ต้องเปลี่ยนวัสดุผนังบ่อย ภาระการทำงานของระบบจำเป็นจะต้องต่อเนื่องและสม่ำเสมอจึงจะได้สมรรถนะการทำงานที่ดี

สำหรับกรณีการทำงานที่อุณหภูมิต่ำกว่าจุดอ่อนตัวของเศษถ่าน เตาจะมีตะแกรงไว้รองรับกองเชื้อเพลิงเหนือกองเก็บเศษถ่าน ซึ่งจะออกแบบมาให้เศษถ่านเคลื่อนตัวได้ดีลงสู่กองเก็บเศษถ่านด้านล่าง และในขณะเดียวกัน จะป้องกันไม่ให้ถ่านชาร์ตออกไป ถึงแม้ว่าอุณหภูมิในเตาจะถูกออกแบบให้มีค่าต่ำกว่าอุณหภูมิหลอมตัวของชี้ถ่านทุกจุด แต่ในทางปฏิบัติก็อาจมีการเกิดการเกาะตัวเป็นก้อนได้ (clinker) ซึ่งจะพิเศษสำหรับชีวมวลที่มีส่วนประกอบของเศษถ่านมาก ฉะนั้นในการออกแบบตะแกรงอาจมีกลไกไว้

สำหรับหุบบีบก่อนเศษถ่านที่เกาะตัวกันให้แตกออก อีกประเด็นที่น่าสนใจ คือ การมีชั้นเศษถ่านเหนือตะแกรงตลอดเวลาเพื่อปกป้องตะแกรง หากชั้นถ่านหนาเกินไปจะทำให้เกิดความดันตกคร่อมสูงและอัตราการสร้างก๊าซต่ำ หากชั้นถ่านบางเกินไปอาจจะทำให้เกิดความร้อนสูงเกินไปในตะแกรงจนเกิดหลอมละลายได้

แบบก๊าซไหลลง



รูปที่ 2.3 ลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบก๊าซไหลลง

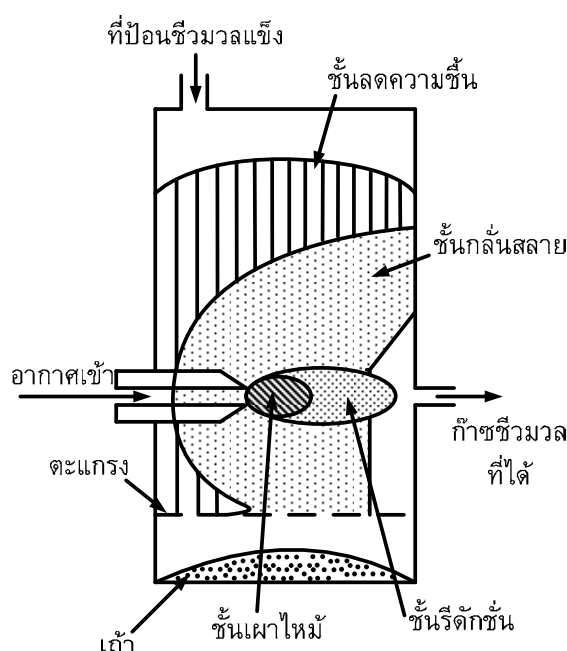
เตาประเภทนี้ (ดังรูปที่ 2.3) ออกแบบขึ้นมาเพื่อที่จะขจัดน้ำมันดินที่มีอยู่ภายในเชื้อเพลิงแข็ง โดยเฉพาะ อากาศจะถูกดูดผ่านจากด้านบนลงสู่ด้านล่างของเตา ผ่านกลุ่มของหัวฉีด ซึ่งเรียกว่า Tuyers บริเวณหัวฉีดจะเป็นบริเวณการเผาไหม้ ก๊าซที่ได้จากโซนนี้จะเกิดรีดักชันในขณะที่ไหลลงสู่ด้านล่างและผ่านชั้นของคาร์บอนร้อนซึ่งอยู่เหนือตะแกรง ขณะเดียวกัน ในชั้นของชีวมวลที่อยู่ทางด้านบนของโซนการเผาไหม้จะมีปริมาณออกซิเจนน้อยมาก ทำให้เกิดการสลายตัวทางความร้อน และไอของน้ำมันดินที่เกิดขึ้นจะไหลผ่านชั้นของคาร์บอนที่ร้อนทำให้น้ำมันดินเกิดการแตกตัวเป็นก๊าซ ซึ่งการแตกตัวนี้จะเกิดที่อุณหภูมิในช่วงระหว่าง 800-1000°C ถ้าอุณหภูมิสูงกว่า 1000°C ปฏิกิริยาดูดความร้อนจะทำให้ก๊าซที่ได้มีอุณหภูมิต่ำลง แต่ถ้าอุณหภูมิต่ำกว่าช่วงอุณหภูมิดังกล่าว ปฏิกิริยาคายความร้อนจะทำให้ก๊าซที่ได้มีอุณหภูมิสูงขึ้น ก๊าซที่ผ่านโซน การเผาไหม้จะมีส่วนประกอบของน้ำมันดินและน้ำมันซึ่งจะมีปริมาณลดลงเหลือน้อยกว่า 10% ของน้ำมันดินและน้ำมันที่ได้จาก updraft gasifier และก๊าซที่ได้จะมีความสะอาดมากกว่า ทำให้ใช้การกรองน้อยลง เตาแบบก๊าซไหลขึ้นและไหลลงจะมีความเร็วของอากาศไหลผ่านต่ำ และถ่านจะอยู่บริเวณตะแกรง ดังนั้นจึงมีปริมาณถ่านที่ติดออกมากับก๊าซเชื้อเพลิงน้อยมาก

ในเตาปฏิกรณ์แบบก๊าซไหลลง ใช้น้ำมันดินจากไพโรไลซิสจะต้องผ่านโซนการเผาไหม้จึงถูกทำให้สลายตัวทางความร้อน เตาประเภทนี้ออกแบบให้มีพื้นที่หน้าตัดลดแคบลง โดยมีการป้อนอากาศเข้าเหนือจุดพื้นที่หน้าตัดที่แคบที่สุดที่เรียกว่าคอคอด (throat) เพื่อกำหนดให้เกิดโซนถ่านร้อนแดงแคบๆ ที่บังคับให้ก๊าซจากไพโรไลซิสผ่าน ยิ่งบริเวณคอคอดลดลงมากจะยิ่งทำให้อุณหภูมิบริเวณนี้เพิ่มสูงขึ้น

ภายในขอบเขตจำกัดระดับหนึ่ง แต่คอคอดเล็กเกินไปจะส่งผลให้เกิดความดันตกคร่อมมาก ซึ่งจะขวางการไหลของก้อนเชื้อเพลิงชีวมวลหากมีขนาดไม่เหมาะสม ฉะนั้น การออกแบบจึงต้องพยายามให้มีช่องคอคอดที่ขนาดพอเหมาะ โดยไม่ให้มีปัญหาของการไหล หรือความดันตกคร่อม โดยอุณหภูมิบริเวณโซนเผาไหม้ต้องรักษาระดับให้สูง

เตาแก๊สชีวภาพเออร์แบบก๊าซไหลลงจะไม่เหมาะกับเชื้อเพลิงที่มีเศษแฉะมาก เพราะสแลก หรือ เศษแฉะหลอมที่เกิดขึ้นจากโซนออกซิเดชันจะไหลลงด้านล่าง เย็นตัวลง และแข็งตัวเป็นก้อนอย่างรวดเร็ว และจะกีดขวางทางการไหลของก๊าซและเชื้อเพลิง หากจำเป็นต้องใช้กับเชื้อเพลิงเศษแฉะมาก เตาแบบนี้ จะต้องทำงานที่อุณหภูมิต่ำกว่าจุดหลอมตัวของเศษแฉะ และใช้ตะแกรงหมุนหรือขยับได้ ในเตาปฏิกรณ์แบบนี้ไม่จำเป็นต้องมีการฉีดไอน้ำเข้าไปเพราะปริมาณความชื้นในเชื้อเพลิงและอากาศมีเพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยาอยู่แล้ว

แบบก๊าซไหลขวาง



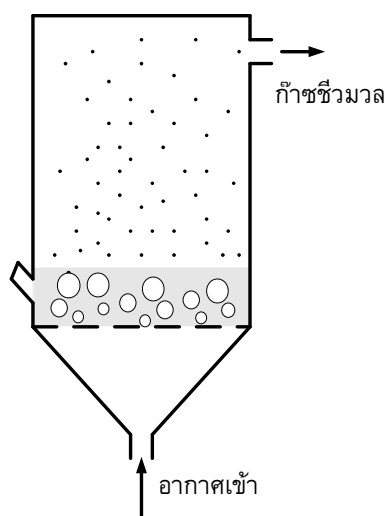
รูปที่ 2.4 ลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตก๊าซเชื้อเพลิงแบบไหลขวาง

เตาประเภทนี้ ดังรูปที่ 2.4 อากาศจะถูกดูดผ่านหัวฉีดซึ่งอยู่ในแนวราบ โซนของการเผาไหม้จะอยู่ ถัดจากหัวฉีดออกไป และถัดออกไปอีกจะเป็นบริเวณการเกิดรีดักชัน แล้วก๊าซชีวมวลจะออกสู่ภายนอก โดยผ่านตะแกรงรอบเตา ซึ่งอยู่ในแนวตั้งโดยรอบ ไอสารระเหยและน้ำมันดินที่ได้จากการไพโรไลซิสนี้จะผ่านโซนรีดักชันอุณหภูมิสูงก่อนที่จะออกไปสู่ภายนอกเตา ซึ่งเป็นเหตุให้น้ำมันและน้ำมันดินเกิดการแตกตัวเป็นก๊าซก่อน ทำให้ก๊าซชีวมวลที่ได้มีปริมาณน้ำมันและน้ำมันดินต่ำ เตาแบบนี้ ได้ทำการออกแบบให้สามารถใช้กับยานพาหนะ เนื่องจากมีน้ำหนักเบา และมีผลตอบสนองเร็วต่อการเปลี่ยนแปลงของภาระที่กระทำอยู่ เชื้อเพลิงที่ควรนำมาใช้กับเตาเผาแบบนี้ควรเป็นถ่านไม้ที่มีคุณภาพสูง

2.4.2 เตาปฏิกรณ์แบบชั้นของไหล

เตาปฏิกรณ์แบบชั้นเชื้อเพลิงนี้จากที่กล่าวมาแล้วทั้งสามแบบข้างต้น การทำงานของ กระบวนการในระบบจะขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาทางเคมีและสภาพทางกายภาพของเชื้อเพลิง โดยที่จะเกิด ปัญหาทางเศษถ่านหลอมที่เกิดขึ้นมากเกินไป จึงก่อให้เกิดการอุดตันในเตาบ่อยครั้ง เพื่อแก้ปัญหา ดังกล่าวจึงได้มีการนำเตาเผาแบบชั้นของไหล (fluidized bed) มาใช้ ดังรูปที่ 2.5

การทำให้มีสถานะเสมือนของไหล (fluidization) หมายถึง การทำให้กลุ่มเม็ดของแข็งขนาดเล็ก เปลี่ยนไปมีสถานะคล้ายของไหลโดยการสัมผัสกับก๊าซหรือของเหลว ในชั้นของไหล (fluidized bed) แรง โน้มถ่วงที่กระทำต่อน้ำหนักเม็ดของแข็งจะถูกต้านด้วยแรงจากการไหลขึ้นของก๊าซ ทำให้เม็ดของแข็งอยู่ใน สถานะกึ่งแขวนลอย พิจารณาการไหลของก๊าซหรืออากาศผ่านชั้นกลุ่มเม็ดของแข็งที่กองอยู่บน ตะแกรงพรุนภายในช่องท่อ เมื่อความเร็วของก๊าซที่เพิ่มสูงขึ้นจะมีผลต่อการเคลื่อนที่ของเม็ดของแข็ง เหล่านี้ โดยที่ความเร็วก๊าซต่ำๆ กลุ่มเม็ดของแข็งจะอยู่นิ่งกับที่ตามปกติบนพื้นตะแกรง เมื่อความเร็ว สูงขึ้นเรื่อยๆ แรงยกบนเม็ดของแข็งเพิ่มขึ้นจนกระทั่งทำให้เม็ดของแข็งยกตัว ชั้นเม็ดของแข็งขยายตัว ออก อยู่ในสภาพกึ่งแขวนลอยคล้ายของเหลวกำลังเดือด หากเพิ่มความเร็วก๊าซขึ้นไปอีก แรงก็จะมีมาก พอที่จะเป่าเม็ดของแข็งเหล่านี้ให้หลุดออกไปเลยได้

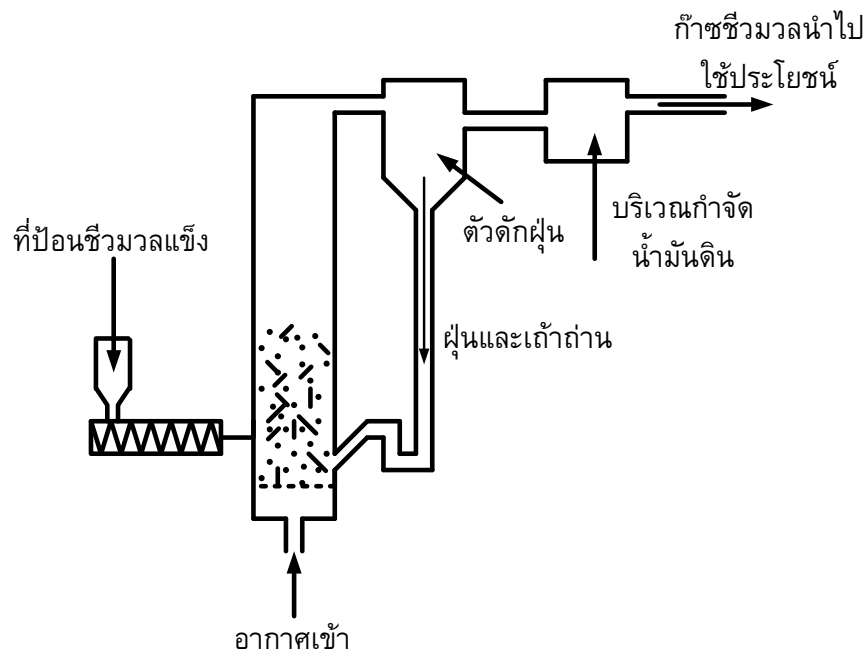


รูปที่ 2.5 ลักษณะของเตาปฏิกรณ์แบบชั้นของไหล

เตาแบบชั้นของไหลนี้ ก๊าซจะไหลผ่านชั้นของเม็ดวัสดุเฉื่อย ส่วนใหญ่ใช้เม็ดทรายขนาดเล็ก หรือ วัสดุเร่งปฏิกิริยา เช่น หินปูน ซึ่งจะช่วยในการถ่ายเทความร้อนและช่วยทำความสะอาดก๊าซที่ได้ ในขณะที่ เริ่มติดไฟนั้น ชั้นเม็ดวัสดุเฉื่อยจะเริ่มร้อนขึ้นจนมีอุณหภูมิสูงถึงจุดติดไฟของเชื้อเพลิงได้ หลังจากนั้น เม็ดเชื้อเพลิงขนาดเล็กจึงจะถูกป้อนเข้าเตาอย่างสม่ำเสมอ เตาปฏิกรณ์แบบนี้ มีข้อดี คือ การ ควบคุมอุณหภูมิในเตาสามารถกระทำได้ง่ายจึงสามารถรักษาอุณหภูมิให้ต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของถ่านได้ ทำให้ไม่เกิดการจับตัวของถ่านหลอมที่เกิดขึ้น จึงสามารถใช้เชื้อเพลิงที่มีถ่านมากได้ โดยที่ถ่านเป็นเตา ปฏิกรณ์แบบอื่นจะเกิดปัญหา ข้อเสียของเตาเผาแบบนี้ คือ ก๊าซชีวมวลที่ออกจากเตาจะมีปริมาณถ่าน

และฝุ่นถ่านออกมาด้วยมาก เนื่องจากความเร็วของอากาศภายในเตามีค่าสูง จึงต้องมีการนำ ถังไซโคลน หรือถุงกรองมาใช้กับระบบด้วย

เตาปฏิกรณ์แบบชั้นของไหลยังแบ่งออกได้เป็น 2 แบบ คือ แบบฟองอากาศ (bubbling) และแบบ หมุนวน (circulating) ชั้นของไหลแบบฟองอากาศเกิดที่ความเร็วก๊าซต่ำ ในขณะที่ชั้นของไหลหมุนวนถูก พัฒนาเพื่อลดปริมาณถ่านที่หลุดลอดจากปฏิกิริยา (carbon carryover) โดยการนำกลับมาวนเข้าเตา ปฏิกรณ์ซ้ำ ชั้นของไหลแบบนี้จะมีความเร็วของก๊าซสูงกว่าแบบฟองอากาศธรรมดา ทำให้มีระดับความ ปั่นป่วนสูง อนุภาคถูกพัดออกไปนอกชั้นของไหล และดักด้วยลมวนไซโคลนจึงกลับเข้ามาในห้องเผาไหม้ อีกครั้ง ดังรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 ตัวอย่างเตาปฏิกรณ์แบบชั้นของไหลหมุนวน

ตารางที่ 2.2 การเปรียบเทียบลักษณะพื้นฐานและการทำงานของเตาปฏิกรณ์ (Basu, 2006)

	แบบชั้นเชื้อเพลิงนิ่ง		แบบฟลูอิดไดซ์เบด	
	Updraft	Downdraft	Bubbling	Circulating
ความไวต่อ				
ลักษณะเฉพาะของเชื้อเพลิง	ปานกลาง	เฉพาะชนิด	ยืดหยุ่นได้	ยืดหยุ่นได้
ขนาดเชื้อเพลิง	ดีมาก	ดี	พอใช้	พอใช้
ปริมาณความชื้น	ดีมาก	พอใช้	ดี	ดี
ปริมาณขี้เถ้า	แย่	แย่	ดีมาก	ดีมาก
อุณหภูมิปฏิกิริยา	1,000°C	1,000°C	850°C	850°C
การผสมกันของเชื้อเพลิง	แย่	แย่	ดีมาก	ดีเยี่ยม
อุณหภูมิก๊าซออก	250°C	800°C	800°C	850°C
ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซ	สูงมาก	ต่ำมาก	ปานกลาง	ต่ำ
ปริมาณฝุ่นในก๊าซ	สูง	ปานกลาง	สูงมาก	สูงมาก
ศักยภาพการปรับเปลี่ยนขนาด	ดี	แย่	ดี	ดีมาก
การเริ่มต้นกระบวนการ	แย่	แย่	ดี	ดี
การควบคุม	พอใช้	พอใช้	ดีมาก	ดีมาก
การแปลงสภาพคาร์บอน	ดีมาก	ดีมาก	พอใช้	ดีมาก
ประสิทธิภาพทางความร้อน	ดีเยี่ยม	ดีมาก	ดี	ดีมาก
ค่าความร้อนของก๊าซ	แย่	แย่	แย่	พอใช้

รายละเอียดการเปรียบเทียบเชิงเทคนิค นำเสนอในตารางที่ 2.2 ส่วนตารางที่ 2.3 เสนอผลการเปรียบเทียบข้อเด่นข้อด้อยของระบบเตาปฏิกรณ์แบบชั้นหนึ่งกับแบบชั้นของไหล ในเชิงการปฏิบัติการ มลภาวะ และการใช้พลังงาน

ตารางที่ 2.3 การเปรียบเทียบเตาแบบชั้นหนึ่งกับเตาแบบชั้นของไหล (Warnecke, 2000)

fixed bed	fluidized bed
• มีช่วงของการกระจายอุณหภูมิที่กว้าง • วัสดุที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงต้องมีขนาดใกล้เคียงกัน • มีอัตราการเปลี่ยนคาร์บอนและประสิทธิภาพทางความร้อนสูง • ปริมาณการใช้ ออกซิเจนต่ำ ก๊าซมีปริมาณฝุ่นน้อย • ก๊าซที่ได้มีปริมาณ tar ต่ำสำหรับเตาเผาแบบ downdraft • สำหรับระบบที่ต้องการพลังงานสูง ทำให้ต้องใช้เงินลงทุนสูง	• มีการถ่ายเทความร้อนดี ให้ความร้อนสามารถพุ่งขึ้นได้อย่างรวดเร็ว • วัสดุที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงมีขนาดแตกต่างกันได้ • มีอัตราการเปลี่ยนคาร์บอน (carbon conversion) สูง • ก๊าซที่ได้มีฝุ่นปะปนมาด้วยมากกว่า fixed bed • ต้องการพลังงานสูงสำหรับการพ่นอากาศเพื่อให้เกิดการฟุ้งกระจายของของแข็ง

2.5 การกำจัดน้ำมันดิน

น้ำมันดินเป็นของผสมสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่ซับซ้อน ควบแน่นได้ มีลักษณะข้นเหนียวสีดำ ติดไฟได้ องค์ประกอบภายในน้ำมันดินนั้นขึ้นอยู่กับแหล่งที่นำมาเผาไหม้ มีส่วนผสมเช่น แอสฟัลต์ หรือ เบนซีน เป็นต้น ปกติน้ำมันดินเป็นผลผลิตจากกระบวนการแกสซิฟิเคชันของชีวมวล หรือถ่านหิน น้ำมันดินเป็นปัญหามากในการนำก๊าซเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ไปใช้ โดยสามารถควบแน่นในอุณหภูมิต่ำ และนำไปสู่การอุดตัน และขัดขวางเส้นทางการไหลของระบบ เกาเซตตัวกรอง และเครื่องยนต์ได้

การกำจัดน้ำมันดิน สามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ช่วง คือ ช่วงระหว่างการเกิดปฏิกิริยา (primary method) และช่วงหลังการเกิดปฏิกิริยา (secondary method) ซึ่งแต่ละช่วงมีวิธีการย่อยๆ ดังนี้ (Devi et al, 2003)

ตารางที่ 2.4 วิธีการกำจัดน้ำมันดิน

ช่วงระหว่างการเกิดปฏิกิริยา	ช่วงหลังการเกิดปฏิกิริยา
1. การใช้สภาวะทำงานที่เหมาะสม 2. การใช้วัสดุเติมพิเศษ 3. การออกแบบเตาปฏิกรณ์ที่เหมาะสม	1. การดักจับทางกายภาพ 2. การแตกตัวด้วยความร้อน 3. การแตกตัวด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา 4. การแตกตัวด้วยพลาสมา

2.5.1 การกำจัดน้ำมันดินระหว่างปฏิกิริยา

การใช้สภาวะทำงานที่เหมาะสม

ตัวแปรที่มีผลสำคัญยิ่งต่อการเกิดก๊าซผลิตภัณฑ์และปริมาณน้ำมันดินในกระบวนการแกสซิฟิเคชัน คือ อุณหภูมิ ความดัน ค่าอัตราส่วนสมมูล (equivalence ratio) ชนิดและลักษณะของชีวมวล ก๊าซตัวกลางที่ใช้ เวลาในการเกิดปฏิกิริยา และอื่นๆ

ปกติ อุณหภูมิทำงานของกระบวนการที่ใช้จะมากกว่า 800°C เพื่อให้ได้ก๊าซเชื้อเพลิงที่มีน้ำมันดินน้อย ไฮโดรคาร์บอนกลุ่มอะโรมาติกจะถูกทำลายได้ที่อุณหภูมิมากกว่า 850°C อย่างไรก็ตาม การเพิ่มอุณหภูมิทำงานส่งผลเสียต่อค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิง การใช้ถ่านชาร์ให้หมด (char conversion) และเสี่ยงต่อการเกิดการรวมตัวเป็นก้อน (sintering) น้ำมันดินจะถูกกำจัดหากทำงานที่ความดันสูง และที่อัตราส่วนสมมูลสูงขึ้น ก๊าซตัวกลางที่ใช้ในกระบวนการแกสซิฟิเคชัน นอกจาก อากาศแล้ว ออกซิเจน ไอน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ ก็ถูกนำมาใช้ และมีผลต่อการเกิดน้ำมันดิน

การใช้วัสดุเติมพิเศษ

การเติมวัสดุจำพวกตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น นิเกิล โคบอลต์ แมกนีเซียม ซีโอไซด์ โอลิไวน์ และเหล็ก หรือวัสดุอื่น เช่น หินปูน ลงไปในชั้นเชื้อเพลิง จะส่งผลต่อผลิตภัณฑ์จากปฏิกิริยาและการกำจัดน้ำมันดินได้ ซึ่งนอกจากจะมีผลต่อส่วนประกอบของก๊าซ และค่าความร้อนของก๊าซแล้ว ยังมีผลต่อการลดลงของ

ปริมาณน้ำมันดิน และอาจจะลดแนวโน้มการเกาะตัวกันของชั้นวัสดุที่จะไปขวางการไหลได้ด้วย โลหะออกไซด์อื่นๆ ที่ได้ลองใช้ ได้แก่ V_2O_5 , Cr_2O_3 , Mn_2O_3 , Fe_2O_3 , CoO , NiO , CuO , MoO_3 เป็นต้น วัสดุชนิดอื่นที่หาได้ง่าย คือ ถ่านชาร์ ซึ่งใช้ในการแตกตัวชั้นสองแต่ตัวมันเองจะถูกทำปฏิกิริยาละลายไปด้วยโดยสรุป การใช้วัสดุเติมพิเศษ ลงในเตาปฏิกรณ์ จะมีผลดังนี้

- การเปลี่ยนแปลงปริมาณของก๊าซแต่ละชนิดในก๊าซเชื้อเพลิง
- การลดลงของปริมาณน้ำมันดิน แต่ขึ้นกับสภาวะของกระบวนการ
- การเพิ่มขึ้นของปริมาณไฮโดรเจน
- การลดลงของ CO และการเพิ่มขึ้นของ CO_2
- ไม่มีการเปลี่ยนแปลงต่อ CH_4
- ปัญหาการหมดสภาพของตัวเร่งปฏิกิริยา และการเกิดฝุ่นผงมีมาก

การออกแบบเตาปฏิกรณ์ที่เหมาะสม

การออกแบบเตาปฏิกรณ์มีผลต่อกระบวนการ โดยเฉพาะประสิทธิภาพ ค่าความร้อนของก๊าซ และการเกิดน้ำมันดิน การปรับแต่งเตาสามารถทำให้ได้ก๊าซเชื้อเพลิงที่สะอาดได้ ตัวอย่างความพยายามในการปรับแก้ เช่น

- การฉีดอากาศช่วงที่สอง (secondary air injection) ในเตา
- ปฏิริยา 2 ขั้นตอน (two-stage gasification)
- การหมุนเวียนก๊าซภายใน (internal gas recycling)

2.5.2 การกำจัดน้ำมันดินหลังปฏิกิริยา

การดักจับเชิงกล

เป็นการดักจับน้ำมันดินเชิงกล เช่น การใช้ลมวนไซโคลน ชุดกรองแบบต่างๆ การแยกอนุภาค การใช้เครื่องดักไฟฟ้าสถิตย์ หรือการดักด้วยสกรับเบอร์ โดยใช้ร่วมในการดักจับฝุ่นเขม่าด้วย วิธีเหล่านี้มีประสิทธิภาพค่อนข้างสูง สามารถดักได้เป็นที่น่าพอใจและถูกนำไปใช้อย่างแพร่หลาย อย่างไรก็ตามวิธีนี้เป็นเพียงการจำกัดน้ำมันดินโดยการดักจับและแยกออกไปเท่านั้น ไม่ได้ทำลายโครงสร้างภายในแต่อย่างใด มีราคาลงทุนค่อนข้างสูง อาจเป็นปัญหาในการกำจัดของเสียต่ออีก

การแตกตัวด้วยความร้อน

ในวิธีการทำให้น้ำมันดินแตกตัวด้วยความร้อน ก๊าซที่ได้จากกระบวนการแกสซิฟิเคชันจะถูกให้ความร้อนที่อุณหภูมิสูงที่ซึ่งโมเลกุลของน้ำมันดินแตกตัวออกเป็นก๊าซเบา การทำให้แตกตัวจะสามารถเกิดได้ดีขึ้น หากเพิ่มเวลาของปฏิกิริยา หรือให้สัมผัสกับพื้นผิวร้อนโดยตรง หรือส่งเสริมให้เกิดการออกซิเดชันบางส่วนโดยการเติมอากาศหรือออกซิเจนเข้าไปผสม

ประสิทธิภาพการกำจัดน้ำมันดินจะสูง หากทำให้ถึง $1250^{\circ}C$ และมีเวลา 0.5 วินาที โดยในก๊าซเชื้อเพลิงที่จะนำไปใช้กับเครื่องยนต์ควรมีปริมาณน้ำมันดินต่ำกว่า 50 mg/Nm^3

ตารางที่ 2.5 ประสิทธิภาพการดักฝุ่นละอองและน้ำมันดิน (Hasler and Nussbaumer, 1999)

	% ดักฝุ่นละออง	% ดักน้ำมันดิน
เครื่องกรองชั้นทราย	70-99	50-97
ถังพ่นน้ำ	60-98	10-25
สกรับเบอร์แบบคอคอด	-	50-90
เครื่องดักไฟฟ้าสถิตแบบเปียก	> 99	0-60
เครื่องกรองผ้า	70-95	0-50
เครื่องแยกอนุภาคแบบหมุน	85-90	30-70
ตัวดูดซับน้ำมันดิน	-	50

การแตกตัวด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา

การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเพื่อให้ไขมันดินแตกตัวเป็นที่สนใจมากตั้งแต่ปี 1980 (Han and Kim, 2008) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาจะส่งเสริมให้เกิดปฏิกิริยาเคมีสลายน้ำมันดินกลายเป็นก๊าซเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นหรือปรับปรุงส่วนประกอบในก๊าซเชื้อเพลิงได้ ตัวเร่งปฏิกิริยาในการกำจัดน้ำมันดินที่ดีควรมีลักษณะดังนี้

- ตัวเร่งปฏิกิริยาต้องมีผลในการกำจัดน้ำมันดิน
- หากผลิตภัณฑ์ที่ต้องการเป็นก๊าซเชื้อเพลิง ตัวเร่งปฏิกิริยาต้องสามารถแปลงมีเทนได้
- ตัวเร่งปฏิกิริยาต้องสามารถปรับสัดส่วนของก๊าซที่เหมาะสม ตามต้องการจากกระบวนการผลิตก๊าซสังเคราะห์ได้
- ตัวเร่งปฏิกิริยาควรมีความทนทานต่อการเสียดสี เนื่องจากเกาะตัวและการเกิดการอุดตันจากเขม่าถ่านได้ดี
- ตัวเร่งปฏิกิริยาควรสามารถที่จะถูกสร้างตัวขึ้นมาใหม่ และนำมาใช้ใหม่ได้อีก หลังเคยผ่านกระบวนการ
- ตัวเร่งปฏิกิริยาควรมีความแข็งแรง คงทน
- ตัวเร่งปฏิกิริยาควรมีราคาไม่แพง

ปกติ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้กัน สามารถแบ่งออกได้เป็น 4 กลุ่มใหญ่ๆ คือ

(1) ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีฐานจากนิกเกิล

ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีฐานจากนิกเกิล (Ni-based catalyst) เป็นที่สนใจอย่างกว้างขวางในอุตสาหกรรมปิโตรเคมีสำหรับการแปลงแอฟทาและมีเทน การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีฐานจากนิกเกิลสามารถที่จะทำลายน้ำมันดินมวลหนักได้ที่มีประสิทธิภาพการทำลายมากกว่า 90% และมีการเกิดไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นจากเดิม หากมีการเพิ่มอุณหภูมิ จะเกิดไฮโดรเจนมากยิ่งขึ้น และลดการเกิดสารประกอบไฮโดรคาร์บอนเบา เช่น CH_4 และ C_2H_4 ได้ (Zhang et al, 2004)

(2) ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีฐานจากโลหะอัลคาไล

นอกจากตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีฐานจากนิกเกิล ได้มีการนำโลหะอัลคาไลมาประยุกต์ใช้ในการสลายน้ำมันดิน ตัวอย่าง เช่น กลุ่มคาร์บอเนต กลุ่มออกไซด์ และ กลุ่มไฮดรอกไซด์ของโลหะอัลคาไล สามารถทำให้น้ำมันดินแตกตัวระหว่างปฏิกิริยาแกสซิฟิเคชันได้อย่างมีประสิทธิภาพ

(3) ตัวเร่งปฏิกิริยาจากโดโลไมต์

โดโลไมต์ (dolomite) คือสารแรกลุ่มแคลเซียมและแมกนีเซียม ซึ่งมีสูตรเคมีทั่วไปเป็น $\text{Ca}(\text{CO}_3)_2$ $\text{Mg}(\text{CO}_3)_2$ ปกติ โดโลไมต์จะใช้เป็นวัตถุดิบในอุตสาหกรรมการผลิตแมกนีเซียม เมื่อไม่นานมานี้ มีการค้นพบว่า โดโลไมต์มีประสิทธิภาพสูงสำหรับการเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในการกำจัดน้ำมันดินออกจากกระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงชีวมวล ไม่แตกต่างจากกลุ่มตัวเร่งปฏิกิริยาอื่นๆ มาก

(4) ตัวเร่งปฏิกิริยาจากโลหะทรานซิชัน

กลุ่มโลหะทรานซิชันเหล่านี้ ได้แก่ โรเดียม (Rh) พัลเลเดียม (Pd) พลาตินัม (Pt) และ รูทีเนียม (Ru) ซึ่งมีประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำมันดินสูง และมีความเสถียรในการทำงานดีกว่าตัวเร่งปฏิกิริยากลุ่มอื่นๆ แต่มีราคาแพงมาก

การแตกตัวด้วยพลาสมา

นักวิทยาศาสตร์หลายกลุ่มได้ทดลองพบว่าสารประกอบอินทรีย์สามารถถูกทำให้สลายได้ง่ายโดยกระแสไอออนโคโรนา หรือพลาสมา (Nair et al, 2003) โดยอิเล็กตรอนพลังงานสูงวิ่งเข้าชนกับโมเลกุลก๊าซทำให้เกิดสารอนุมูลที่มีความไวต่อการเกิดปฏิกิริยาขึ้น และเข้าทำปฏิกิริยาในการแตกตัวน้ำมันดินได้อย่างรวดเร็ว

การวิเคราะห์คุณสมบัติชีวมวล

3.1 การเตรียมวัสดุตัวอย่าง

ในงานนี้ มีการเก็บรวบรวมชีวมวลหลายชนิด ได้แก่ ไมยราบยักษ์ เศษไม้จากโรงงานเฟอร์นิเจอร์ ไม้มะม่วง ไม้ลำไย ใบหญ้าคา เม็ดลำไย เปลือกลำไย และเปลือกเม็ดมะม่วงหิมพานต์ จากที่หาได้ใน จ. เชียงใหม่ หรือพื้นที่ในภาคเหนือตอนบน ตัวอย่างชีวมวลเหล่านี้จะถูกนำไปตากทิ้งไว้ให้แห้งตามธรรมชาติก่อนลำดับหนึ่ง จากนั้นจึงนำไปอบ แล้วบดเป็นผง และร่อนคัดขนาด จึงนำไปวิเคราะห์คุณสมบัติอื่นๆ หรือนำไปใช้ในการทดลองต่อไป

3.2 การวิเคราะห์แบบประมาณ

การวิเคราะห์โดยประมาณ (Proximate analysis) ตามมาตรฐาน ASTM D3172 จะระบุปริมาณ ความชื้น (Moisture content) ปริมาณสารที่ระเหยได้ (Volatile matter) ปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed carbon) และปริมาณเถ้า (Ash) ซึ่งในการทดสอบตามมาตรฐานดังกล่าว เชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกบดเป็นผง และนำไปอบให้แห้งในเตาอบภายใต้อุณหภูมิประมาณ 105 - 110 องศาเซลเซียสจนได้น้ำหนักคงที่ น้ำหนักส่วนที่หายไปเมื่อเทียบกับน้ำหนักเดิม คือ ปริมาณความชื้น จากนั้นเชื้อเพลิงที่แห้งแล้วจะถูกทำให้ร้อนในภาชนะปิด เพื่อป้องกัน การเกิดออกซิเดชัน ภายใต้อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส เพื่อไล่สารระเหยที่เผาไหม้ได้ จนกระทั่งน้ำหนักคงที่ น้ำหนักที่หายไป คือ ปริมาณสารระเหยที่เผาไหม้ได้นั่นเอง จากนั้นนำเชื้อเพลิงที่ได้ไปอบในภาชนะเปิดภายใต้อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส เพื่อให้เกิดการเผาไหม้จนได้น้ำหนักที่เหลือคงที่ และเป็นน้ำหนักของเถ้า ในขณะที่น้ำหนักส่วนที่หายไป คือ ปริมาณของคาร์บอนคงตัวนั่นเอง

3.3 การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ

การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) ตามมาตรฐาน ASTM D3176 เป็นการวิเคราะห์ที่ให้ผลระบุถึงปริมาณธาตุต่างๆ ที่เป็นองค์ประกอบของเชื้อเพลิงนั้น โดยระบุในลักษณะหลักอ้างอิงแห้ง และไม่คิดน้ำเถ้า ปริมาณคาร์บอน และปริมาณไฮโดรเจนทั้งหมดที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงถูกกำหนด โดยการเผาเชื้อเพลิงตัวอย่างในภาชนะปิดที่บรรจุออกซิเจนไว้อย่างเพียงพอแล้ววัดองค์ประกอบของไอเสีย เพื่อคำนวณย้อนกลับไปหาปริมาณคาร์บอน และปริมาณไฮโดรเจนที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงนั้น ไนโตรเจน และ

กำมะถันจะถูกกำหนดโดยอาศัยวิธีการทางเคมี ในขณะที่ออกซิเจนจะถูกระบุโดยค่า 100 ลบด้วยปริมาณของธาตุ C H N และ S

3.4 การวิเคราะห์ค่าความร้อน

ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง คือ พลังงานความร้อนต่อหน่วยน้ำหนักที่ปล่อยออกมาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่มีจุดเริ่มอยู่ที่อุณหภูมิอ้างอิง แล้วผลิตภัณฑ์จากการเผาไหม้กลับไปที่อุณหภูมินี้ ค่าความร้อนที่ใช้มีทั้งค่าความร้อนสูงและค่าความร้อนต่ำซึ่งขึ้นอยู่กับสถานะของน้ำที่เป็นผลิตภัณฑ์จากการเผาไหม้

การวิเคราะห์ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชีวมวลกระทำโดยวิธี บอมบ์แคลอรีมิเตอร์ โดยซึ่งเชื้อเพลิงบดละเอียดขนาดเล็กลงกว่า 250 ไมโครเมตร ประมาณ 1 กรัมในถ้วยเผาไหม้ วางลงในบอมบ์บรรจุแก๊สออกซิเจน ประกอบอุปกรณ์บอมบ์เข้ากับเครื่องมือ แล้วจุดระเบิดตัวอย่าง ความร้อนจากการเผาไหม้จะถูกถ่ายโอนให้แก่ น้ำ 2,000 มิลลิลิตรที่บอมบ์แช่อยู่ จากอุณหภูมิของน้ำที่เพิ่มขึ้นเปรียบเทียบกับอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นเมื่อเผาไหม้สารมาตรฐาน (กรดเบนโซอิก) ทำให้ทราบปริมาณความร้อนจากการเผาไหม้ตัวอย่างที่ถ่ายโอนให้แก่ น้ำ เนื่องจากการเผาไหม้ในบอมบ์ แคลอรีมิเตอร์ เป็นการเผาไหม้ที่สภาวะปริมาตรคงที่ และที่อุณหภูมิสุดท้ายน้ำควบแน่นเป็นของเหลว ค่าความร้อนที่ได้จึงเป็นค่าความร้อนรวม นอกจากนี้ยังสามารถหาปริมาณกำมะถันในเชื้อเพลิงชีวมวลจากน้ำล้างบอมบ์ได้ นอกจากวิธี บอมบ์แคลอรีมิเตอร์แล้ว ยังสามารถประมาณค่าความร้อนของเชื้อเพลิง จากผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ จากการใช้สูตรอย่างง่ายคำนวณ เช่น สูตรของดulong และสูตรของเดเมียบาส โดยใช้ค่าสัดส่วนโดยมวลของแต่ละธาตุที่เกี่ยวข้อง

สูตรของดulong

$$HHV \text{ (MJ/kg)} = 33.585C + 141.924S - 15.327O - 3.585O^2$$

สูตรของเดเมียบาส

$$HHV \text{ (MJ/kg)} = 33.5C + 142.3S - 15.4O - 24.5N$$

$$HHV \text{ (MJ/kg)} = 31.2FC + 15.34VM$$

ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชีวมวล ขึ้นอยู่กับองค์ประกอบและคุณสมบัติของเชื้อเพลิง ในรูปของสัดส่วนคาร์บอน (C) ไฮโดรเจน (H) ออกซิเจน (O) ไนโตรเจน (N) และกำมะถัน (S) หรือในรูปของสัดส่วนคาร์บอนคงตัว (FC) สารระเหย (VM) ความชื้นและขี้เถ้า โดยเชื้อเพลิงชีวมวลส่วนใหญ่จะมีค่าความร้อนประมาณ 15 - 30 MJ/kg

3.5 การสลายตัวทางความร้อน

การสลายตัวทางความร้อนของเชื้อเพลิง มักจะใช้เทคนิคทางวัดการเปลี่ยนแปลงน้ำหนักเทียบกับอุณหภูมิที่เปลี่ยนไป เรียกเทคนิคนี้ว่า การวิเคราะห์เทอร์โมกราวิเมตริก (Thermogravimetric analysis) ก่อนเริ่มวิเคราะห์จะต้องทำการสอบเทียบอุณหภูมิ น้ำหนักของอุปกรณ์วิเคราะห์ก่อน จากนั้น

จึงนำ วัสดุตัวอย่างประมาณ 5 มิลลิกรัมมาใส่ลงบนจานพลาสติกในหีองเตาอบที่ปิดมิดชิด และทำการทดสอบวิเคราะห์ให้โดยไล่อุณหภูมิให้ค่อยๆ สูงขึ้นจากอุณหภูมิห้องมารอไว้ที่ 40 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 10 นาที โดยมีก๊าซตัวกลางไหลผ่าน ซึ่งอาจเป็นไนโตรเจน ออกซิเจน หรือ อากาศ ที่อัตรา 50 ลูกบาศก์ เซนติเมตรต่อนาที จากนั้นจึงให้ความร้อนที่อัตราคงที่ที่ 10, 30, หรือ 50 องศาเซลเซียสต่อนาทีจนถึงประมาณ 1000 องศาเซลเซียส โดยทำการบันทึกข้อมูลน้ำหนักต่ออุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลงไปอย่างต่อเนื่อง โดยในแต่ละสภาวะการทดสอบ จะทำการวัด 3 ครั้งเป็นอย่างน้อย

การสลายตัวทางความร้อนของชีวมวลอาจแสดงออกมาเป็นค่าการแปลง (α) ได้ คือ

$$\alpha = \frac{W_i - W_t}{W_i - W_f} \quad (3.1)$$

โดยที่ W แสดงถึงน้ำหนักของตัวอย่างที่ช่วงเริ่มต้น ที่ช่วงเวลาใดๆ และช่วงท้ายสุดที่เหลือจากกระบวนการสลายตัวทางความร้อนแล้ว ข้อมูลของค่าการแปลงสามารถนำไปคำนวณเพื่อหาการเปลี่ยนแปลงเทียบกับเวลาได้ในรูปของ $d\alpha/dt$

จากข้อมูลอัตราการสลายตัวทางความร้อนดังกล่าว สามารถนำไปหาค่าทางเคมีจลนศาสตร์ได้จาก

$$\frac{d\alpha}{dt} = k(1-\alpha)^n \quad (3.2)$$

โดยที่ $k = A \exp(-E / RT)$ (3.3)

และ T คืออุณหภูมิ A คือแฟกเตอร์ความถี่ E คือพลังงานกระตุ้น R คือค่าคงที่ของก๊าซ n คืออันดับของปฏิกิริยา หากพิจารณาเป็นแบบลอการิทึม จะได้

$$\ln\left(\frac{d\alpha}{dt}\right) = \ln A + n \ln \alpha - \frac{E}{RT} \quad (3.4)$$

พลังงานกระตุ้นจะหาได้จากความสัมพันธ์ระหว่าง $\ln(d\alpha/dt)$ กับ $1/T$ และจากความสัมพันธ์นี้ค่าความชันของกราฟที่ได้จะแสดงถึง $-E/R$ และจุดตัดบนแกน y คือค่า $\ln(A\alpha^n)$ ซึ่งจะบอกถึงค่าอื่นๆ จาก

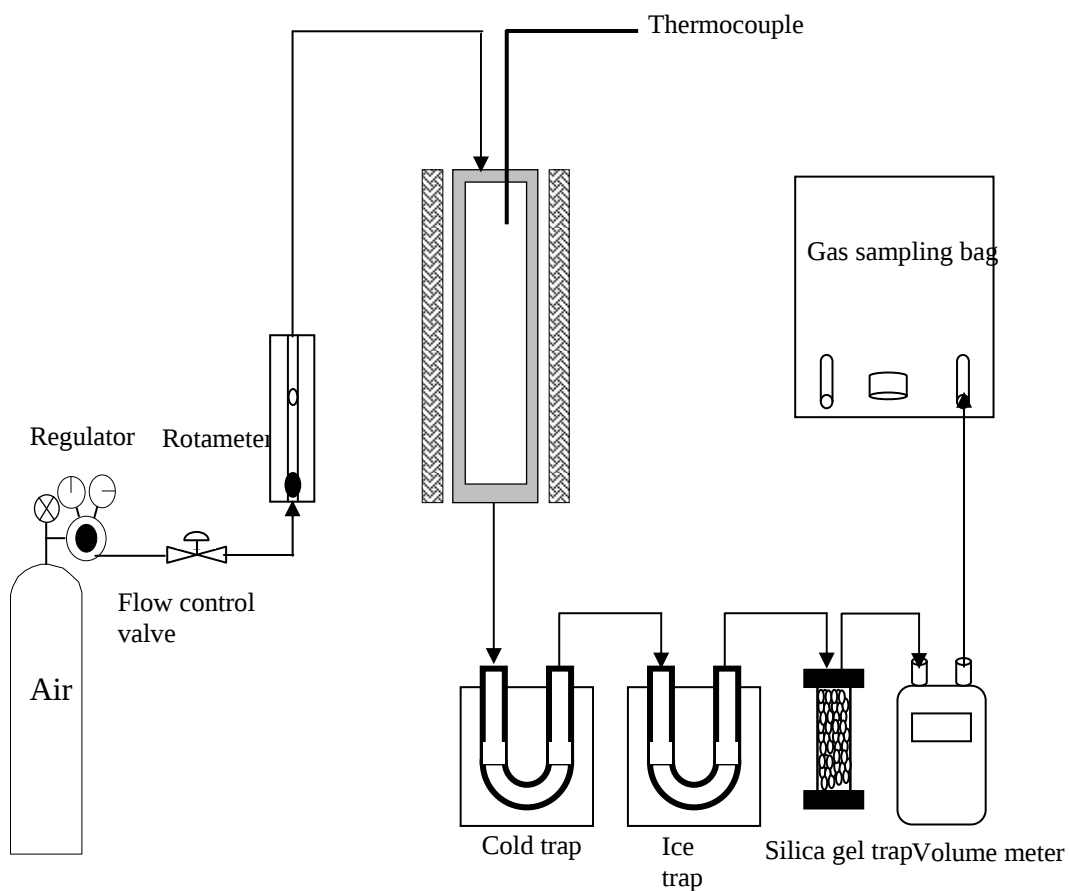
$$\ln(A\alpha^n) = \ln A + n \ln \alpha \quad (3.5)$$

บทที่ 4

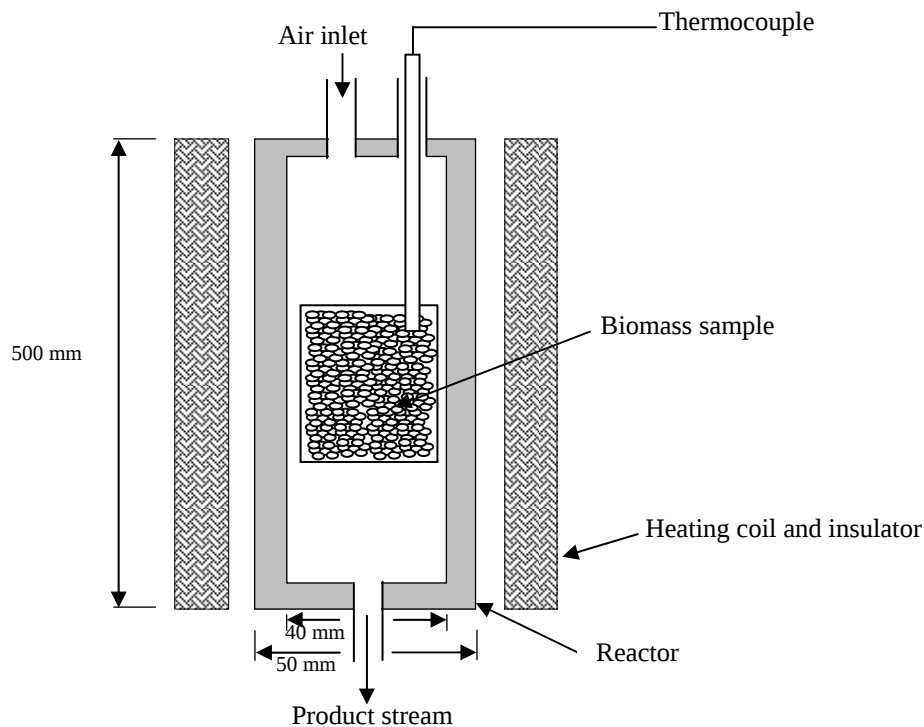
อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

ในการศึกษาวิจัยนี้ ได้ทำการทบทวนเอกสารวิจัยที่เกี่ยวข้อง แล้วทำการออกแบบ สร้าง และทดสอบเตาปฏิกรณ์และชุดทดสอบ ดังนี้

4.1 ชุดทดสอบแบบชั้นวัสดุหนึ่ง



รูปที่ 4.1 ชุดทดสอบแบบชั้นวัสดุหนึ่งระดับห้องปฏิบัติการ



รูปที่ 4.2 แผนภูมิเตาปฏิกรณ์แบบชั้นวัสดุหนึ่ง

4.1.1 อุปกรณ์และชุดทดสอบ

ชุดทดสอบนี้แสดงดังรูปที่ 4.1 ชุดเตาปฏิกรณ์เป็นทรงกระบอกทำจากเหล็กไร้สนิมขนาด 50 มิลลิเมตร สูง 50 เซนติเมตร ให้ความร้อนจากภายนอกด้วยขดลวดความร้อนไฟฟ้า และบุด้วยฉนวนกันความร้อนหนา ดังรูปที่ 4.2 ในชุดทดสอบประกอบด้วยถังอากาศ เตาปฏิกรณ์ หัววัดอุณหภูมิ และชุดเก็บตัวอย่างก๊าซที่มีชุดท่อแก้วที่มีสารไอโซโพรพานอลบรรจุอยู่ จุ่มลงในถังน้ำเย็นและน้ำแข็ง ที่อุณหภูมิ 5 และ -20 องศาเซลเซียสเพื่อดักน้ำมันดิน ก่อนผ่านตัวกรองและชุดวัดปริมาตรออกไปยังถุงเก็บก๊าซ ซึ่งจะถูกนำไปวิเคราะห์หาส่วนประกอบ H_2 , O_2 , N_2 , CH_4 , CO , และ CO_2 ด้วยชุดวัดแก๊สโครมาโตกราฟต่อไป

4.1.2 กระบวนการทดสอบ

ในช่วงเริ่มกระบวนการ จะทำการเปิดเพื่อส่งไฟฟ้าให้ขดลวดความร้อนทำงาน จนกระทั่งเตาปฏิกรณ์ร้อนถึงอุณหภูมิที่ต้องการ ตัวอย่างชีวมวลประมาณ 10 กรัมจะถูกใส่ลงไปในเตาปฏิกรณ์ผ่านช่อง จากนั้นจะป้อนอากาศผ่านเข้าไปยังเตาปฏิกรณ์จากด้านบน โดยควบคุมปริมาณอากาศที่ 500 ลูกบาศก์เซนติเมตรต่อนาที ให้ภายในเกิดเป็นปฏิกิริยาแกสซิฟิเคชัน จากนั้นจึงทำการเก็บตัวอย่างก๊าซ การทดลองจะทำให้สภาวะอุณหภูมิคงที่ระหว่าง 600 – 900 องศาเซลเซียส มีการผสมตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นโดโลไมต์กับชีวมวลที่สัดส่วนต่างๆ ด้วย

4.2 ชุดทดสอบแบบชั้นของไหล

4.2.1 อุปกรณ์และชุดทดสอบ

ชุดทดสอบนี้ประกอบด้วยส่วนต่างๆ ดังนี้

1) ชุดเตาปฏิกรณ์ ประกอบด้วย ท่อสแตนเลส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 2 นิ้ว สูง 2 เมตร มีขดลวดความร้อนแยกเป็น 2 ชุด

1.1) ชุดแรกให้ความร้อนในช่วง 0-50 ซม ประกอบด้วยขดลวดความร้อนขนาด 5 กิโลวัตต์ พันรอบแกนเตา โดยมีวัสดุทนความร้อนและไม่นำไฟฟ้าที่สั่งทำพิเศษเพื่อใช้ร้อยระหว่างขดลวดกับท่อสแตนเลส และมีฉนวนกันความร้อนแบบเซรามิกพันล้อมรอบอยู่ด้านนอก โดยมีเทอร์โมคัปเปิลเพื่อวัดอุณหภูมิและควบคุมอุณหภูมิด้วยอุปกรณ์ควบคุมอุณหภูมิ โดยสามารถควบคุมอัตราการให้ความร้อนสำหรับส่วนนี้

1.2) ชุดที่สอง ให้ความร้อนในส่วนด้านบนที่เหลือเพื่อใช้ควบคุมอุณหภูมิตลอดแกนเตา ฉนวนความร้อน ประกอบด้วยขดลวดความร้อนขนาด 2 กิโลวัตต์ จำนวน 3 ชุด โดยใช้เทปกั้นความร้อนที่เป็นฉนวนไฟฟ้าพันล้อมรอบท่อคั่นระหว่างขดลวดกับท่อสแตนเลส โดยมีเทอร์โมคัปเปิลเพื่อวัดอุณหภูมิและควบคุมอุณหภูมิด้วยอุปกรณ์ควบคุมอุณหภูมิ โดยสามารถควบคุมอัตราการให้ความร้อนสำหรับส่วนนี้

2) กรวยและชุดกระจายอากาศ (air distributor) ที่ใช้สำหรับงานวิจัยนี้ เป็นแบบแผ่น ตะแกรงแผ่น เตี้ยติดกันหลายชั้น

3) ชุดป้อนอากาศ ประกอบด้วย บั๊มลม โรตารีเตอร์ และฮีทเตอร์อุ่นอากาศขนาด 1 กิโลวัตต์และ 500 วัตต์

4) ชุดป้อนไอน้ำ ประกอบด้วย บั๊มน้ำ เครื่องกรองน้ำ โรตารีเตอร์ และชุดผลิตไอน้ำขนาด 3 กิโลวัตต์

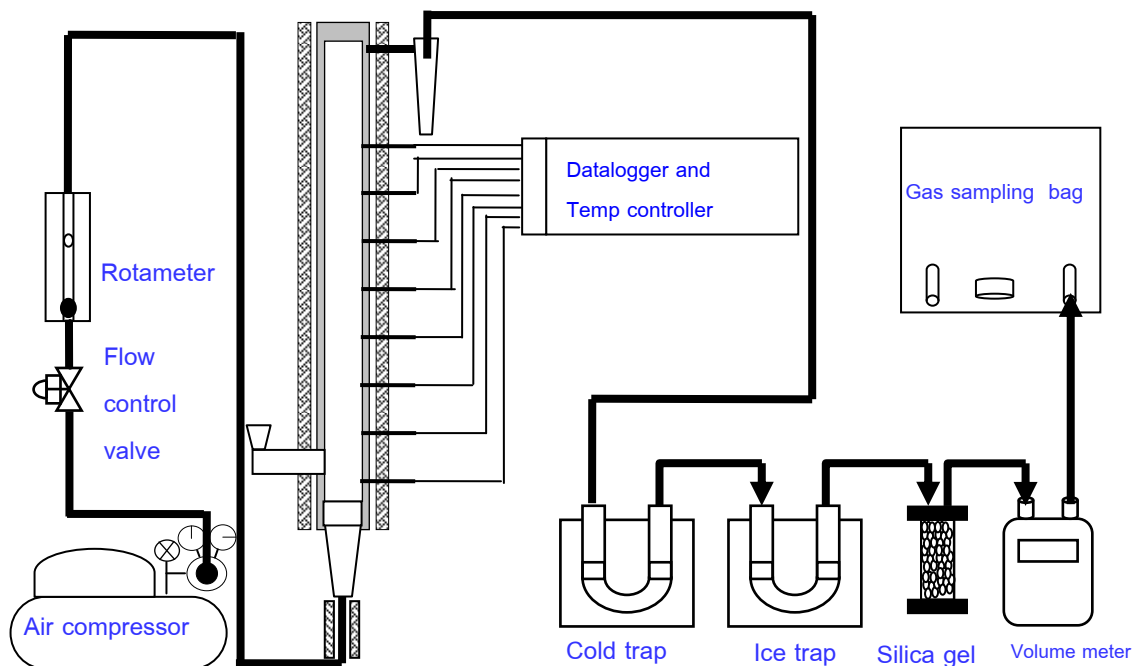
5) ชุดป้อนชีวมวลแบบสกรู แบบถึงความดันเพื่อป้องกันชีวมวลไหลย้อนกลับจากเตาปฏิกรณ์ มาที่ถังเก็บชีวมวล สามารถปรับความเร็วรอบการป้อนชีวมวลได้

6) ชุดทำความสะอาดแก๊สและเก็บแก๊ส ประกอบด้วย ไซโคลน (Cyclone) ทำจาก stainless steel ท่อดูดแก๊ส บั๊มดูดแก๊ส หลอดแก้วที่ใส่สารเคมีเพื่อใช้ดักและแยกสารเจือปนออกจากแก๊ส โดยมี 2 ชุดมีอุณหภูมิแตกต่างกัน ชุดดักความชื้นด้วยซิลิกาเจล เครื่องวัดอัตราการไหลเชิงปริมาตรของแก๊ส และถุงเก็บแก๊ส

7) ชุดควบคุมอุณหภูมิและบันทึกข้อมูล ประกอบด้วย เทอร์โมคัปเปิลที่ติดตั้งอยู่ด้านข้างของเตาตลอดความยาว โดยต่อกับเครื่องบันทึกข้อมูล และต่อกับเครื่องควบคุมอุณหภูมิที่สามารถปรับอัตราการให้ความร้อนได้

8) เครื่องบดชีวมวล ที่สามารถบดกึ่งไม่ให้ความละเอียดเพียงพอต่อการทำฟลูอิดไดซ์ โดยสามารถบดไม่ได้หลายขนาด ตามความต้องการโดยเปลี่ยนตะแกรงภายในเครื่อง

9) เครื่องวิเคราะห์แก๊ส ประกอบด้วย เครื่องวิเคราะห์แก๊ส แก๊สเฉื่อย แก๊สตัวอย่าง เข็มฉีดแก๊ส



รูปที่ 4.3 ชุดทดสอบแบบชั้นของไหลระดับห้องปฏิบัติการ

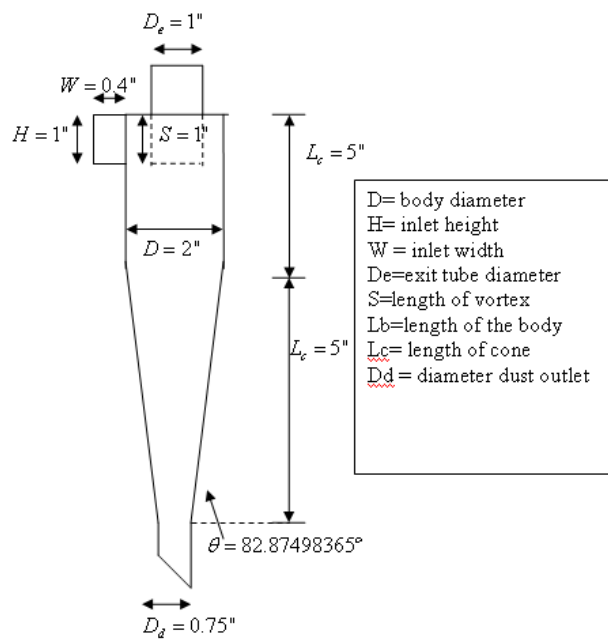
แผนผังของเครื่องที่ทำการทดลองมีลักษณะดังรูปที่ 4.3 เตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไดซ์เบดเป็นท่อทำจากสแตนเลส มีความสูงประมาณ 2 เมตร ถูกพันด้วยขดลวดความร้อนเพื่อให้ความร้อนและมีฉนวนกันความร้อนหุ้มอยู่ภายนอกเตาปฏิกรณ์ (รูปที่ 4.4) เตาปฏิกรณ์จะได้รับความร้อนจากขดลวดและถูกควบคุมอุณหภูมิด้วยอุปกรณ์ควบคุมอุณหภูมิ (รูปที่ 4.5) และสามารถให้ความร้อนได้สูงสุดที่ 500 °C เมื่อไม่ได้อุ่นอากาศ หากอุ่นอากาศจะทำให้อุณหภูมิภายในเตาขึ้นไปถึงจุดที่ต้องการทดสอบที่ 700 องศาเซลเซียส โดยแก๊สที่ออกจากเครื่องเตาปฏิกรณ์นี้จะเป็นแก๊สที่มีสิ่งเจือปนอยู่มากจึงต้องทำการขจัดสิ่งเจือปนออก โดยใช้ไซโคลน (รูปที่ 4.6) ลดปริมาณฝุ่นและตะกอนที่ไปกับแก๊ส หลังจากออกจากไซโคลนจะเข้าสู่ชุดดักน้ำมันดินออกจากแก๊ส (รูปที่ 4.7) ที่ใช้สารละลายที่ใส่ในขวดแก้วและแช่ในถังที่ควบคุมอุณหภูมิ หลังจากจะลดความชื้นของแก๊สด้วยซิลิกาเจลและวัดอัตราการไหลเชิงปริมาตรของแก๊สด้วยเครื่องวัดอัตราการไหลเชิงปริมาตร และเก็บแก๊สลงในถุงเก็บแก๊สที่มีขนาดบรรจุ 40 ลิตร แล้วนำแก๊สที่ได้ไปวิเคราะห์ผลด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี ยี่ห้อ Shimatsu รุ่น GC-8A detector แบบ TCD โดยใช้แก๊สฮีเลียมเป็นแก๊สเฉื่อยที่เป็นตัวพา (รูปที่ 4.8 และ 4.9) การวิเคราะห์แก๊สเริ่มต้นด้วยการดูดแก๊สด้วยเข็มฉีดแก๊สจากถุงแก๊สแล้วฉีดลงไปในช่องฉีดแก๊สของเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี แก๊สจะถูกให้ความร้อนและถูกพาไปยังคอลัมน์ที่ทำหน้าที่แยกแก๊สทำให้เคลื่อนที่ออกไปยัง detector ที่เวลาต่างกัน โดยค่าที่ได้จะแสดงผลที่เครื่องพิมพ์ จะแสดงตามลำดับของแก๊สดังต่อไปนี้ H₂, O₂, N₂, CO, CH₄, CO₂ ซึ่งจากกระบวนการแก๊สซีพีเคชั่น โดยทั่วไปจะแสดงแก๊ส 6 ชนิดนี้ ในการวิเคราะห์จะนำแก๊สมาตรฐานที่รู้ปริมาณส่วนผสมที่แน่นอนฉีดลงไปเพื่อใช้นำมาคำนวณหาความเข้มข้น ปริมาณแก๊ส เวลาที่แก๊สแต่ละตัวแสดงผล ยี่ห้อโดยแก๊สตัวอย่างที่ใช้คือ Supelco cataloc no 501697 ซึ่งมีองค์ประกอบที่แน่นอนคือ CO₂ 5.00%, CO 4.97%, H₂ 4.04%, CH₄ 3.99%, N₂ และ O₂ อย่างละ 5.00% ที่เหลือเป็น He



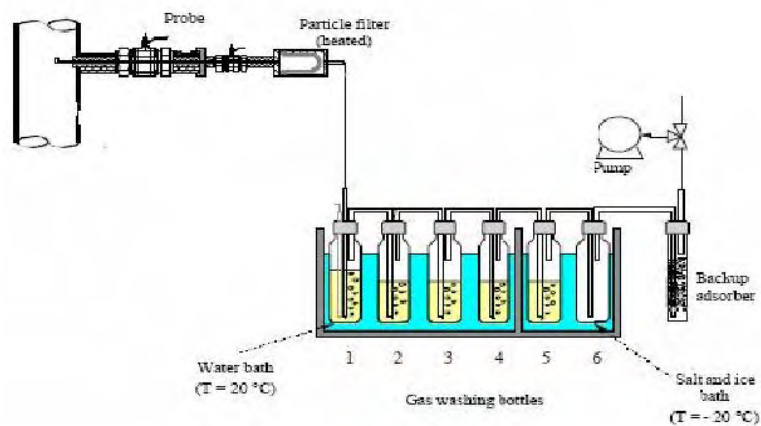
รูปที่ 4.4 เตาปฏิกรณ์แบบชั้นของไหล



รูปที่ 4.5 ชุดควบคุมไฟฟ้าและอุณหภูมิ



รูปที่ 4.6 ลักษณะไซโคลนที่ทำการออกแบบ



รูปที่ 4.7 ชุดเก็บตัวอย่างก๊าซ



รูปที่ 4.8 ลักษณะของเครื่อง GC และเครื่องพิมพ์ที่ใช้วิเคราะห์แก๊ส



รูปที่ 4.9 แก๊สตัวอย่างและคอลัมน์ที่ใช้วิเคราะห์แก๊ส

4.2.2 กระบวนการทดสอบ

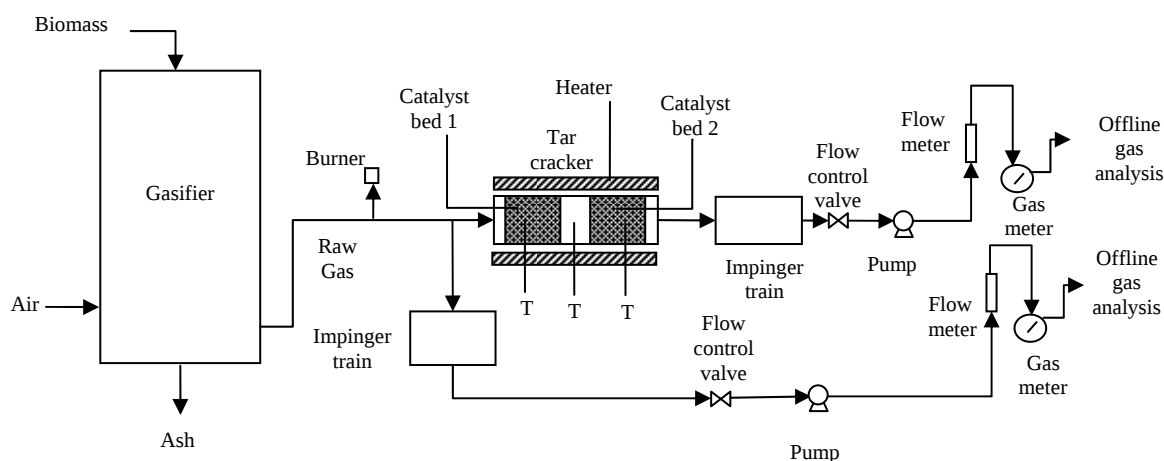
ในช่วงเริ่มกระบวนการจะทำการเปิดเพื่อส่งไฟฟ้าให้หลอดความร้อนที่ติดอยู่รอบคอลัมน์ทำงาน และค่อยปล่อยก๊าซเข้าพร้อมกับให้ความร้อนต่อก๊าซเข้า มีการป้อนทรายที่ร้อนแล้วเข้าไป จนกระทั่งภายในเตาปฏิกรณ์ร้อนถึงอุณหภูมิที่ต้องการ ควบคุมก๊าซผ่านเข้าไปยังเตาปฏิกรณ์ตามที่ต้องการ ทำการวัดค่าการกระจายตัวของอุณหภูมิในคอลัมน์ ตัวอย่างชีวมวลจึงจะถูกป้อนเข้าไปในเตาปฏิกรณ์ ผ่านช่องป้อนให้ภายในเกิดเป็นปฏิกิริยาแกสซิฟิเคชั่น จากนั้นจึงทำการเก็บตัวอย่างก๊าซ การทดลองจะทำให้ช่วงอุณหภูมิต่างๆ มีการผสมตัวเร่งปฏิกิริยา และการป้อนไอน้ำเข้าไปด้วย

4.3 ชุดทดสอบด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา

4.3.1 อุปกรณ์และชุดทดสอบ

ชุดทดสอบประกอบด้วยเตาแก๊สซิฟายเออร์แบบคอคอดก๊าซไหลลงเพื่อใช้สร้างก๊าซเชื้อเพลิงป้อนชุดปฏิกรณ์เร่งปฏิกิริยาที่ใช้สำหรับกำจัดน้ำมันดิน สร้างมาจากท่อเหล็กไร้สนิมขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 14 มิลลิเมตร ยาว 70 เซนติเมตร ให้ความร้อนจากด้านนอกโดยฮีตเตอร์ไฟฟ้าขนาด 3 กิโลวัตต์ ด้านในของชุดปฏิกรณ์เร่งปฏิกิริยามีหัววัดอุณหภูมิสอดเข้าไปในแต่ละช่วงตามความยาวของชุดทดสอบ ที่ตำแหน่งก่อนและหลังชุดปฏิกรณ์เร่งปฏิกิริยาต่อเข้ากับชุดเก็บตัวอย่างก๊าซและน้ำมันดิน ดังรูป 4.10

การสลายของน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงทำได้โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา 3 ชนิดคือ โดโลไมต์ แคลไซต์ โดโลไมต์ และถ่านชาร์ ซึ่งมีลักษณะเป็นเม็ดขนาดเฉลี่ยประมาณ 3.4 มิลลิเมตร กระบวนการแคลไซต์ของโดโลไมต์เตรียมที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียสในเตาอบเป็นเวลานาน 2 ชั่วโมง



รูปที่ 4.10 ชุดทดสอบด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา

4.3.2 กระบวนการทดสอบ

ในการทดสอบนี้ เปลือกเม็ดมะม่วงหิมพานต์ถูกใช้เป็นชีวมวลป้อนเข้าเตาแก๊สซิฟายเออร์เพื่อสร้างก๊าซเชื้อเพลิง ส่วนประกอบของชีวมวลตัวอย่างเป็นดังแสดงในตาราง 4.1

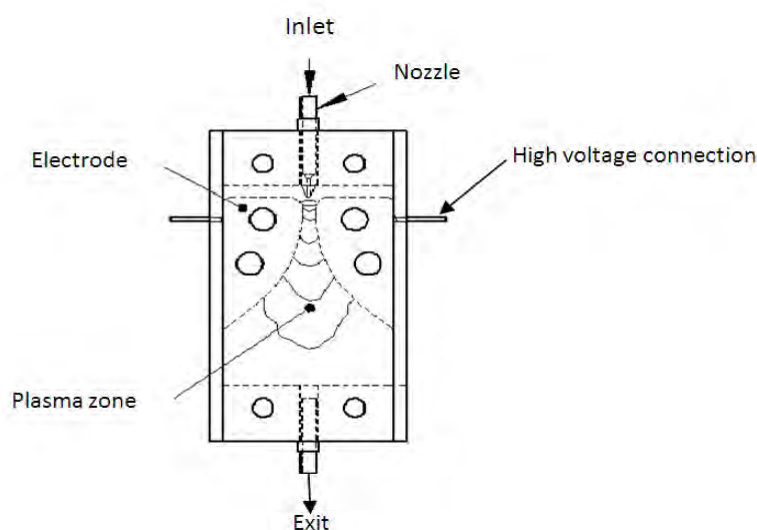
ตารางที่ 4.1 ส่วนประกอบของเปลือกเม็ดมะม่วงหิมพานต์

property	value
C	48.7 %
H	7.0 %
O	43.9 %
N	0.4 %
Heating value	17.6 MJ/kg

ในช่วงเริ่มการทดสอบ ทำการติดเตาปฏิกรณ์ แล้วป้อนชีวมวลลงบนตะแกรง ในขณะเดียวกัน ก็ได้เปิดไฟฟ้าให้ความร้อนต่อชุดตัวเร่งปฏิกิริยา โดยให้ร้อนอยู่ในช่วง 650 – 850 องศาเซลเซียส เมื่อก๊าซเชื้อเพลิงจากเตาแก๊สซีฟายเออร์ออกมาหนึ่งแล้วภายในครึ่งชั่วโมงจากเริ่ม ก็ป้อนเข้าไปยังชุดตัวเร่งปฏิกิริยา โดยทำการเก็บตัวอย่างก๊าซ และน้ำมันดิน ก่อนและหลังการสลายน้ำมันดินด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา โดยเก็บข้อมูลซ้ำอย่างน้อย 3 ครั้ง น้ำหนักของน้ำมันดินที่ได้กับปริมาณก๊าซที่วัดจะเป็นตัวบ่งถึงปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิง

4.4 ชุดทดสอบด้วยพลาสมา

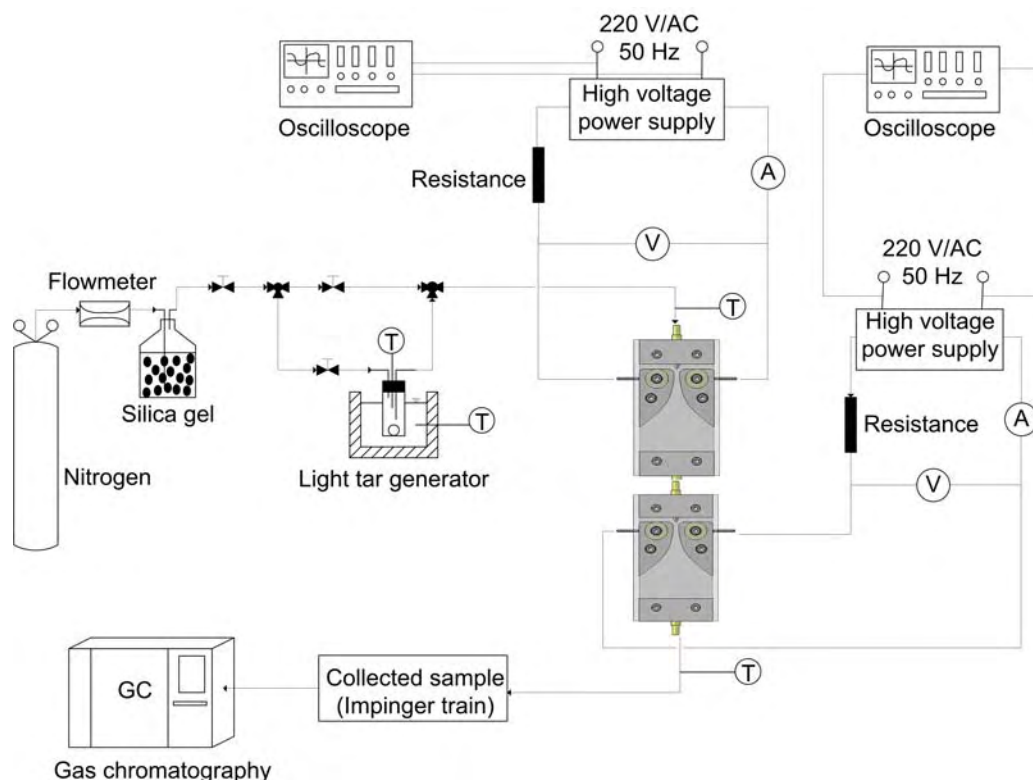
4.4.1 อุปกรณ์และชุดทดสอบ



รูปที่ 4.11 เตาปฏิกรณ์พลาสมาแบบไกลด์อาร์ค

การออกแบบเตาพลาสมาแบบอยู่ในขอบเขตขนาดสำหรับห้องปฏิบัติการทดลอง โดยมีเงื่อนไขการสร้างพลาสมาเป็นแบบ non-thermal plasma หรือพลาสมาความร้อนต่ำ และสามารถทำงานได้ที่ความดันบรรยากาศ เตาพลาสมาต้นแบบใช้หลักการสร้างพลาสมาด้วยหลักการสนามไฟฟ้าแรงสูงที่เกิดขึ้นระหว่างขั้วอิเล็กโทรดที่ประกอบด้วยขั้วแคโทดและขั้วแอโนดแต่ในหลักการของไฟฟ้ากระแสสลับแล้วขั้วแคโทดและขั้วแอโนดจะสลับกันไปมาซึ่งการออกแบบขั้วอิเล็กโทรดเป็นลักษณะของขั้วอิเล็กโทรดเป็นแผ่นโลหะรูปส่วนโค้งพาราโบลาแบ่งครึ่ง เมื่อนำขั้วอิเล็กโทรดทั้งสองขึ้นมาวางให้ส่วนโค้งหันเข้าหากันแล้ว จะเป็นการเพิ่มระยะห่างระหว่างขั้วของขั้วอิเล็กโทรดจากน้อยไปมาก ดังรูป 4.11 วัสดุที่นำมาใช้คือเหล็กสเตนเลส ผนังเตาพลาสมาทำจากอะครีลิก (Acrylic plastic) ที่โปร่งใส สามารถมองเห็นได้ทั้งสองด้าน โดยเป็นแผ่นพลาสติกชนิดเรียบเป็นรูปสี่เหลี่ยมผืนผ้า ซึ่งสามารถสังเกตเห็นลักษณะการเกิดขึ้นของพลาสมาภายในเตาได้ชัดเจนจนถึงสังเกตเห็นการเปลี่ยนแปลงของสีของเปลวพลาสมาที่เกิดขึ้น หัวฉีดเป็นแบบแท่งโลหะรูปทรงกระบอกที่ทำการกลึงปลายให้เป็นรูปกรวย โดยทำการเจาะรูภายในเพื่อเป็นการบังคับให้ลำการไหลของแก๊สที่เข้ามาให้ผ่านระหว่างระยะห่างของขั้วอิเล็กโทรด และเป็นการบังคับให้รูปร่างของเปลวพลาสมาให้เกิดไปตามส่วนโค้งของขั้วอิเล็กโทรด โดยทำจากทองเหลืองจาก

เหตุผลทางด้านการกลึงและการขึ้นรูปเพราะสามารถกลึงรูปร่างและเจาะรูเส้นผ่านศูนย์กลางของหัวฉีดได้ง่าย โดยมีขนาดที่ 1.5 mm เป็นขนาดของหัวสว่านเจาะที่มีขนาดต่ำสุดที่สามารถหาได้ ซึ่งขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางต้องมีขนาดให้น้อยกว่าความหนาของแผ่นอิเล็กโทรด และน้อยกว่าระยะระหว่างขั้วอิเล็กโทรด เพื่อให้ลำแก๊สที่พุ่งออกสัมผัสกับพื้นที่ที่เป็นพลาสมามากที่สุด และความยาวหัวฉีด 50 mm

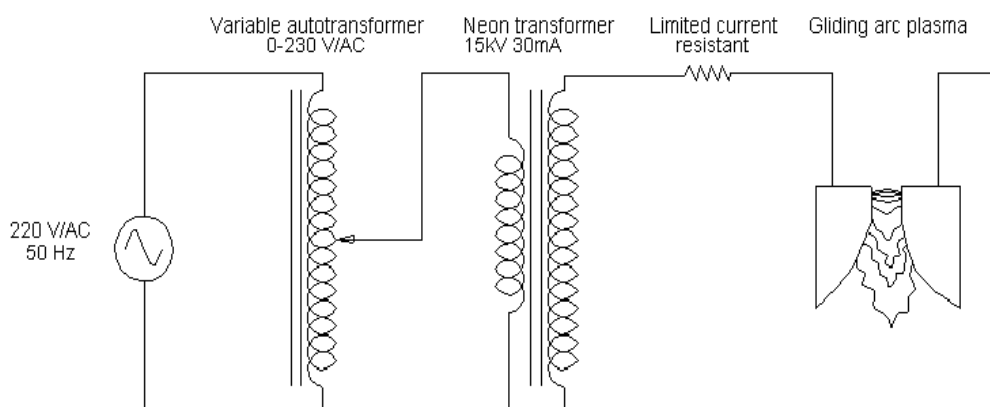


รูปที่ 4.12 ชุดทดสอบด้วยพลาสมา

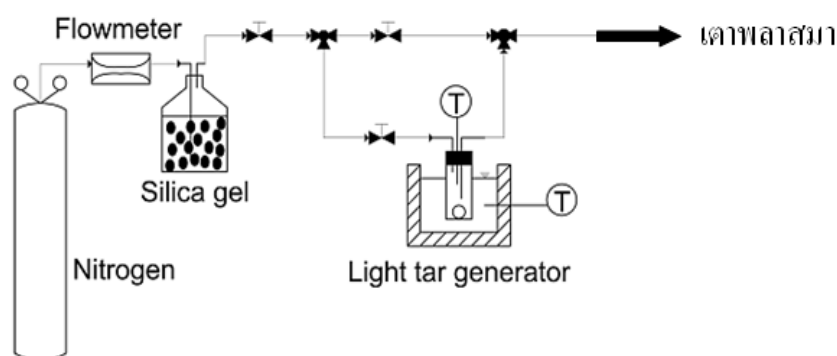
จากรูป 4.12 แสดงถึงการติดตั้งอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลองของเตาปฏิกรณ์พลาสมา โดยส่วนประกอบใหญ่หลักๆ มี 3 ส่วน ได้แก่ ส่วนที่ 1 ส่วนเครื่องผลิตน้ำมันดินเบาหรือเครื่องจ่ายน้ำมันดินเบา ส่วนที่ 2 ส่วนเตาพลาสมาและแหล่งจ่ายไฟฟ้าแรงสูง ส่วนที่ 3 คือส่วนการเก็บตัวอย่างและการวิเคราะห์ผลทางเคมี

แหล่งจ่ายไฟฟ้าแรงสูงก็คือ หม้อแปลงไฟฟ้าแรงสูง มีช่วงค่าแรงดันไฟฟ้าสูงสุดอยู่ที่ 15 kV ซึ่งเป็นส่วนประกอบหลักของแหล่งจ่ายที่สามารถปรับค่าได้โดยต่อหม้อแปลงปรับค่าได้หรือ Variable transformer ซึ่งเป็นการควบคุมแรงดันไฟฟ้าด้านขาเข้าที่จ่ายให้กับหม้อแปลงไฟฟ้าแรงสูง ตั้งแต่ 0 ถึง 230 V และแรงดันไฟฟ้าแรงสูงขาออกจากแหล่งจ่ายเป็น 0 – 15,000 V (รูปที่ 4.13) นอกจากนั้นในระบบแหล่งจ่ายต้องมีตัวต้านทานมาต่อแบบอนุกรมต้านไฟฟ้าแรงสูง เพื่อทำหน้าที่เป็นตัวควบคุมปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ไหลไปสู่อิเล็กโทรดขณะที่กำลังเกิดพลาสมาขึ้น ในส่วนของเครื่องจ่ายน้ำมันดินเบา (ดังรูปที่ 4.14) เริ่มต้นจากปล่อยแก๊สไนโตรเจนที่ปรับอัตราการไหลโดยตัวปรับอัตราการไหล จากนั้นแก๊สไนโตรเจนผ่านชุดซิลิกาเจลเพื่อเอาความชื้นออก แล้วนำไปผ่านลูกเหม็นที่บรรจุอยู่ในหลอดแก้วที่แช่

อยู่ในอ่างน้ำร้อนที่ปรับค่าได้เมื่อผ่านชุดนี้แล้วจะได้แก๊สผสมระหว่างไนโตรเจนและแอฟทาลีนเพื่อนำไปผ่านเตาพลาสมาต่อไป



รูปที่ 4.13 แสดงวงจรทางไฟฟ้าของแหล่งจ่ายไฟฟ้าแรงสูงที่สามารถปรับค่าได้



รูปที่ 4.14 แผนภาพอุปกรณ์ชุดเครื่องจ่ายน้ำมันดินเบา

4.4.2 กระบวนการทดสอบ

i) การจ่ายน้ำมันดินเบา

การทดสอบการหาค่าปริมาณการจ่ายน้ำมันดินเบาโดยการนำลูกเหม็น ลักษณะที่เป็นของแข็งมาบรรจุอยู่ในหลอดแก้วที่แช่อยู่ในอ่างน้ำร้อนโดยให้แก๊สไนโตรเจนไหลผ่านลูกเหม็น ซึ่งมีการปรับค่าความร้อนให้กับอ่างน้ำร้อน โดยมีขั้นตอนในการทดสอบดังต่อไปนี้

การจ่ายน้ำมันดินเบาที่อุณหภูมิต่างกัน

- (1) เตรียมแก๊สไนโตรเจน ลูกเหม็น สารละลายไอโซโพรพานอล เกลือ น้ำ และน้ำแข็ง
- (2) จัดเตรียมอุปกรณ์การวัด เช่น เทอร์โมคอปเปิล -200°C ถึง $+1,350^{\circ}\text{C}$ และเครื่องวัดอัตราการไหล อยู่ที่ 0 ถึง 20 L/min
- (3) จัดเตรียมอุปกรณ์ป้องกันสารระเหย เช่น ที่กรองอากาศ ถุงมือยาง

(4) จัดเตรียมชุดเก็บตัวอย่าง
(5) วัดค่าน้ำหนักของลูกเหม็นก่อนจ่ายแก๊สไนโตรเจนผ่านลูกเหม็นที่ทำการปรับอุณหภูมิอ่างน้ำร้อนเป็น 30 °C, 50 °C และ 70 °C และที่อัตราการไหล 5, 10 และ 15 L/min ที่ค่าความดันบรรยากาศ

(6) ต่อเชื่อมท่อต่างๆเข้ากับอุปกรณ์
(7) ตรวจสอบการรั่วที่ข้อต่อเชื่อมต่างๆ
(8) ปรับค่าการให้ความร้อนของอ่างน้ำร้อนไปที่ 30°C
(9) ปลอ่ยแก๊สไนโตรเจนที่มีอัตราการไหลที่ 10 L/min
(10) จับเวลา โดยใช้เวลาในการทดลอง 30 นาที
(11) เมื่อครบเวลา 30 นาที ทำการปิดการไหลของไนโตรเจน
(12) วัดค่าน้ำหนักของลูกเหม็นที่ลดลงหลังจากการทดสอบแล้ว
(13) ทำการเก็บตัวอย่างจากชุดเก็บตัวอย่าง
(14) ทำความสะอาดอุปกรณ์เพื่อนำมาทดลองในครั้งต่อไป
(15) นำตัวอย่างที่เก็บอยู่ในรูปของสารละลายไปวิเคราะห์หาค่าความเข้มข้นโดยใช้เครื่องวิเคราะห์ห้องปรอท

(16) ตรวจสอบสภาพโดยรวมของแต่ละอุปกรณ์ และทำการแก้ไข
การจ่ายน้ำมันดินเบาที่อุณหภูมิที่ 50°C และที่ 70°C ทำการทดลองตามข้อ 1-15 โดยมีข้อแตกต่างกันที่ข้อ 8 คือปรับค่าอุณหภูมิเป็น 50°C และที่ 70°C ตามลำดับ โดยการทดลองทั้งหมดได้ทำซ้ำทั้งหมดอย่างละ 7 ครั้ง

การจ่ายน้ำมันดินเบาที่ได้ปรับค่าอัตราการไหลของไนโตรเจนเป็น 5 L/min และ 15 L/min แต่ทำการปรับค่าอุณหภูมิของอ่างน้ำร้อนคงที่ที่ 50°C โดยมีขั้นตอนการทดลองเหมือนข้อ 1-15 แต่มีข้อแตกต่างที่ข้อ 8 และ 9 โดยทำการปรับอุณหภูมิไปที่ 50°C และปรับอัตราการไหลเป็น 5 และ 15 L/min ตามลำดับ โดยทำการทดลองซ้ำอย่างละ 3 ครั้ง

ii) การสร้างพลาสมา

พลาสมาที่ได้นั้นได้มาจากการป้อนไฟฟ้าแรงสูงเข้าไปสู่ขั้วอิเล็กโทรด ซึ่งมีระยะห่างระหว่างขั้วอิเล็กโทรดเป็น 0.45 cm และให้แก๊สไนโตรเจนไหลผ่านแล้วทำให้เกิดเป็นเปลวแสงขึ้นโดยมีขั้นตอนดังนี้

(1) หาแหล่งจ่ายไฟฟ้าแรงดันสูงสุดอยู่ที่ 15,000 V
(2) จัดเตรียมอุปกรณ์การวัดไฟฟ้า อุปกรณ์การวัดไฟฟ้าแรงสูง คือ หัววัดไฟฟ้าแรงสูงมีช่วงการวัดได้สูงสุดที่ 40,000 V
(3) เตรียมอุปกรณ์ป้องกันทางไฟฟ้า
(4) ทำการเปรียบเทียบค่าการวัดของอุปกรณ์
(5) วัดค่าแรงดันไฟฟ้าของแหล่งจ่าย

- (6) ทดลองการสร้างพลาสมาที่อากาศ
- (7) ดูผลการทดลองสามารถเกิดเปลวแสงได้
- (8) ทดลองการสร้างพลาสมาที่แก๊สไนโตรเจน
- (9) ดูผลการทดลองสามารถเกิดเปลวแสงได้

เมื่อพิจารณาอากาศ และแก๊สไนโตรเจน ทั้งสองนั้นเป็นแก๊สที่ไม่มีสี เมื่อผ่านเตาพลาสมาเกิดการมองเห็นเป็นลักษณะเปลวแสงได้ ซึ่งอากาศมีลักษณะสีการเกิดพลาสมาเป็นสีชมพูปนสีขาวและไนโตรเจนซึ่งมีลักษณะเป็นสีชมพูเข้มอมสีม่วง โดยสามารถดูได้จากสายตา ซึ่งแสดงว่าได้เกิดการแตกตัวของแก๊สเกิดเป็นไอออนและอิเล็กตรอนอิสระ ดังหัวข้อที่ 2.4.2 ซึ่งจัดอยู่ในสถานะของพลาสมา

- (10) เตรียมเตาพลาสมา
- (11) ทำการต่อเชื่อมแหล่งจ่ายกับเตาพลาสมา ระบบทางเดินแก๊สและอุปกรณ์การวัดไฟฟ้า
- (12) เปิดแก๊สไนโตรเจนสู่เตาพลาสมา
- (13) ปรับอัตราการไหลไนโตรเจนเป็น 5, 10, 15 L/min ตามลำดับ
- (14) วัดค่าแรงดันไฟฟ้าระหว่างขั้วอิเล็กโทรดขณะเกิดการอาร์ค ของทั้งอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนที่ 5, 10, 15 L/min ตามลำดับ
- (15) วัดค่าพลังงานที่ป้อนให้กับแหล่งจ่าย

iii) การหาประสิทธิภาพการสลายตัวของน้ำมันดินเบา สามารถหาได้

$$x = \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{in}} \cdot 100 \%$$

x	ประสิทธิภาพการกำจัดน้ำมันดินเบา
C_{in}	ค่าความเข้มข้นของน้ำมันดินเบาก่อนเข้าเตาพลาสมา (mg/m ³)
C_{out}	ค่าความเข้มข้นของน้ำมันดินเบาหลังจากออกจากเตาพลาสมา (mg/m ³)

การทดสอบในขั้นตอนนี้เป็นการพิจารณาผลพลาสมาที่มีต่อน้ำมันดินเบา โดยวิเคราะห์ผลพลาสมาแบบเตาเดี่ยว และแบบสองเตาต่อเรียงกัน ซึ่งขั้นตอนการดำเนินการทดลองมีดังนี้

- การทดสอบเตาพลาสมาแบบเตาเดี่ยว
- (1) เตรียมอุปกรณ์ส่วนจ่ายน้ำมันดินเบา
 - (2) เตรียมอุปกรณ์ส่วนการสร้างพลาสมา
 - (3) เตรียมชุดเก็บตัวอย่าง

- (4) ตรวจสอบภาพอุปกรณ์โดยรวมทุกส่วน
- (5) ต่อเชื่อมส่วนจ่ายน้ำมันดินเบาเข้ากับเตาพลาสมาแบบเตาเดี่ยว
- (6) ต่อเชื่อมอุปกรณ์การวัดค่าต่างๆ
- (7) ต่อเชื่อมกับชุดเก็บตัวอย่าง
- (8) ตรวจสอบดูรอยต่อเชื่อม
- (9) ตรวจสอบระบบไฟฟ้าของแหล่งจ่าย
- (10) ปรับค่าการให้ความร้อนของอ่างน้ำร้อนไปที่ 30°C
- (11) ปลดปล่อยแก๊สไนโตรเจนผ่านเตาพลาสมาโดยยังไม่ผ่านชุดจ่ายน้ำมันดินเบา
- (12) ปลดปล่อยแรงดันไฟฟ้าแรงสูงเพื่อเป็นการทำให้เกิดพลาสมาที่เตาก่อน
- (13) ปรับอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนเป็น 10 L/min
- (14) ปรับทิศทางการไหลของแก๊สไนโตรเจนมาไหลผ่านชุดจ่ายน้ำมันดินเบา
- (15) จับเวลาการทดลอง โดยใช้เวลาในการทดลอง 30 นาที
- (16) วัดค่าแรงดันไฟฟ้าขณะเกิดพลาสมา
- (17) วัดค่าพลังงานที่จ่ายให้กับแหล่งจ่าย
- (18) เมื่อครบเวลาที่กำหนด ปิดวาล์วแหล่งจ่ายน้ำมันดินเบา และปรับทิศทางการไหลของไนโตรเจนให้ไหลผ่านเตาโดยตรงเป็นเวลา 10 นาที
- (19) ปิดแหล่งจ่ายไฟฟ้าแรงสูง
- (20) ถอดชุดเก็บตัวอย่างออกจากชุดการทดลอง
- (21) เก็บตัวอย่างสารละลาย
- (22) ใช้อากาศพ่นผ่านเตาพลาสมาโดยตรงเป็นเวลา 30 นาที
- (23) ทำความสะอาดท่อต่อต่างๆจากแหล่งจ่ายน้ำมันดินเบาและชุดเก็บตัวอย่าง
- (24) ตรวจสอบดูสภาพของอุปกรณ์หลังการทดลอง
- (25) แก๊ซอุปกรณ์ให้อยู่ในสภาพใช้งานได้
- (24) นำตัวอย่างไปวิเคราะห์หาองค์ประกอบโดยใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบ

ผลการวิจัยและการวิจารณ์ผล

5.1 คุณสมบัติชีวมวล

ในงานวิจัยนี้ เราสนใจไมยราพยักษ์ ซึ่งเป็นวัชพืชที่พบได้มากในประเทศไทย ผลการวิเคราะห์ไมยราพยักษ์เป็นดังแสดงในตารางที่ 5.1 ปริมาณความชื้นพบอยู่ในช่วง 1.5 – 2.4 % โดยมีค่าเฉลี่ยที่ 1.6 % ปริมาณเศษเถาที่ 3.7% ถือว่าค่อนข้างต่ำซึ่งจะเป็นผลดีในการนำไปเผาไหม้หรือใช้ในการกระบวนการแกสซิฟิเคชัน ปริมาณสารระเหยนับว่าสูง > 70% ซึ่งอาจจะทำให้มีน้ำมันดินมากได้ในการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อน ค่าความร้อนเท่ากับ 17.5 MJ/kg นับว่าสูงและใกล้เคียงกับชีวมวลจำพวกไม้

ตารางที่ 5.1 ผลการวิเคราะห์คุณสมบัติไมยราพยักษ์

Property	Method	Quantity
Proximate analysis (% w/w)		
Moisture	ASTM D 3173	1.6
Volatile	ASTM D 3175	71.1
Fixed carbon	ASTM D 3172	23.6
Ash	ASTM D 3177	3.7
Ultimate analysis (%)		
Carbon	ASTM D 3174	43.9
Hydrogen		6.0
Nitrogen		1.4
Oxygen		48.7
H/C molar ratio	calculation	1.64
O/C molar ratio	calculation	0.83
Empirical formula	calculation	$\text{CH}_{1.64}\text{O}_{0.83}\text{N}_{0.03}$
Higher heating value (MJ/kg)	ASTM 5865	17.5

ตารางที่ 5.2 ผลการวิเคราะห์คุณสมบัติชีวมวลอื่นๆ ที่สนใจ

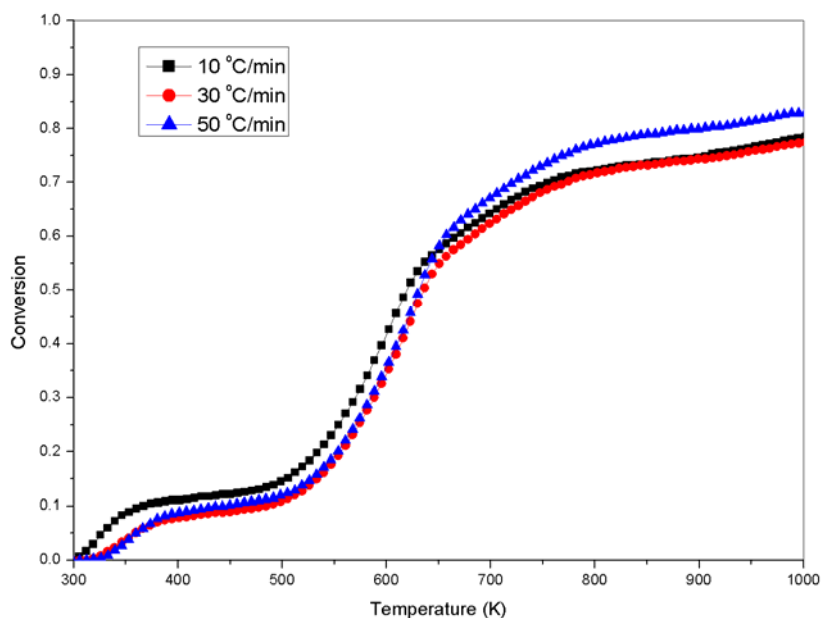
Ultimate (%w/w)	C	H	N	O
ไมยราพยักษ์	43.9	6.0	1.4	48.7
เศษไม้จากโรงงานเฟอร์นิเจอร์	55.55	5.17	1.21	35.25
ไม้มะม่วง	49.48	4.40	1.96	41.17
ไม้ลำไย	47.12	4.60	1.95	44.05
ใบหญ้าคา	44.06	5.34	1.81	38.66
เม็ดลำไย	41.05	4.82	2.05	40.71
เปลือกลำไย	46.24	5.03	1.79	43.18

ผลการวิเคราะห์คุณสมบัติชีวมวลอื่นๆ ที่น่าสนใจและหาได้ใน จ.เชียงใหม่ และภาคเหนือของประเทศไทย นำมาแสดงในตารางที่ 5.2 เปรียบเทียบกับไมยราพยักษ์

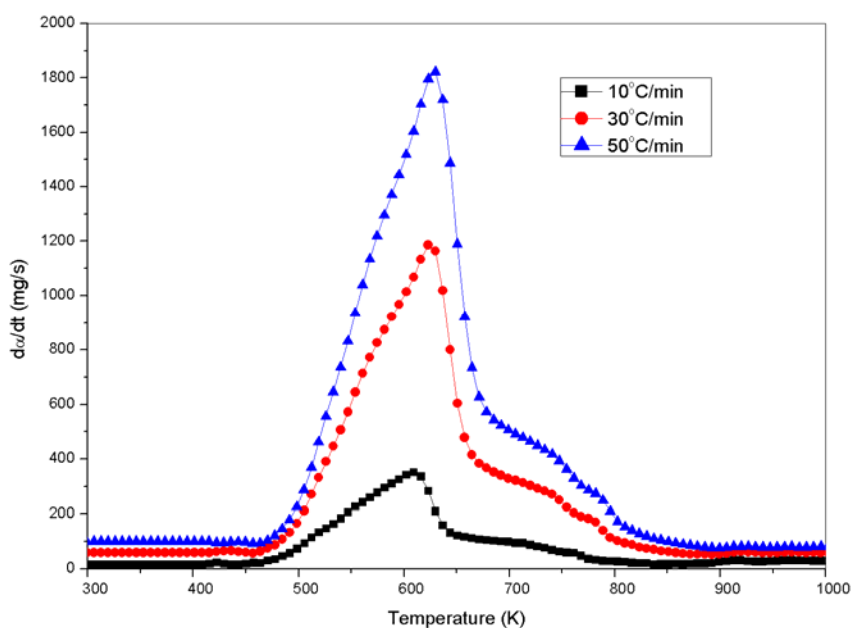
5.2 ผลการสลายตัวทางความร้อนของชีวมวล

5.2.1 ในตัวกลางเฉื่อย

ผลการสลายตัวทางความร้อนของไมยราพยักษ์ในตัวกลางเฉื่อย (ก๊าซไนโตรเจน) นำเสนอในรูปแบบของค่าการแปลงน้ำหนักและอัตราการสลายตัวที่เปลี่ยนแปลงไปตามอุณหภูมิตั้งแต่อุณหภูมิห้องถึงประมาณ 1000 เคลวิน ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ ระหว่าง 10 – 30 องศาเซลเซียสต่อนาที ดังรูปที่ 5.1 และ 5.2



รูปที่ 5.1 ค่าการแปลงน้ำหนักของไมยราพยักษ์ตามอุณหภูมิ ภายใต้สภาวะตัวกลางเป็นไนโตรเจน ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ



รูปที่ 5.2 อัตราการสลายของไมยราพยักษ์ทางความร้อนตามอุณหภูมิ ภายใต้สภาวะตัวกลางเป็นไนโตรเจน ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ

จากผลที่ได้พบว่า ที่อุณหภูมิต่ำกว่า 150 เซลเซียส มวลที่เปลี่ยนแปลงเกิดจากการระเหยน้ำออกไปของตัวอย่างชีวมวล โดยสารระเหยได้จะถูกปล่อยออกมาที่อุณหภูมิประมาณ 200 องศาเซลเซียสเป็นต้นไป โดยกราฟในรูป 5.1 มีการเปลี่ยนแปลงมวลเทียบกับอุณหภูมิแสดงการสูญเสียมวลหลักในสองช่วงระหว่าง 200 - 400 และ 400 - 700 องศาเซลเซียส ซึ่งความชันของกราฟในช่วงดังกล่าวก็เปลี่ยนไป โดยค่าการเปลี่ยนแปลงมีความคล้ายคลึงกันระหว่างอัตราการให้ความร้อนต่างๆ โดยกราฟจะขยับออกไปทางขวานิดหน่อยที่อัตราการให้ความร้อนสูงขึ้น

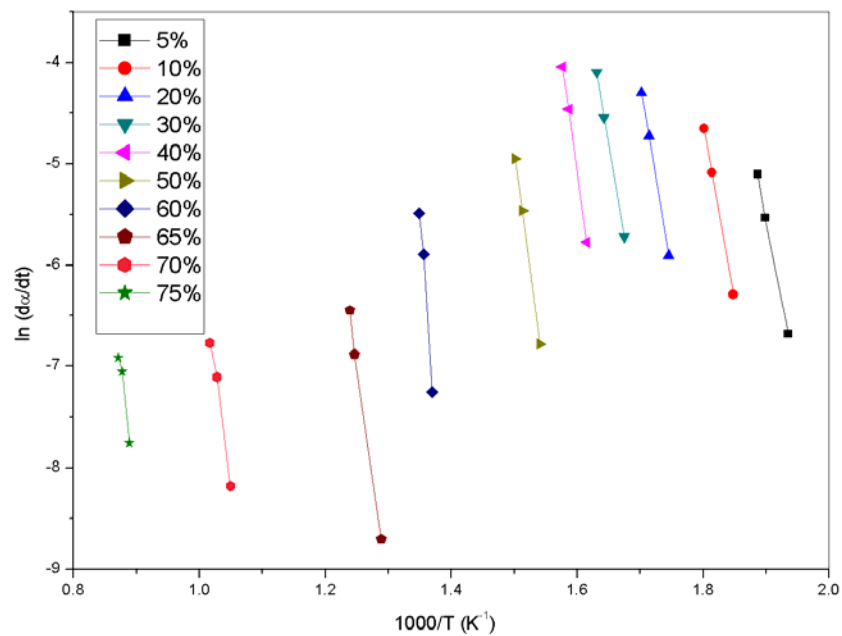
รูปที่ 5.2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการเปลี่ยนแปลงมวลต่อเวลากับอุณหภูมิการสลายตัวที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ จากกราฟแสดงให้เห็นถึงค่าสูงสุดที่เกิดขึ้นในช่วงอุณหภูมิระหว่าง 325 – 375 องศาเซลเซียส ซึ่งเกิดจากการสลายตัวของเซลลูโลสและเฮมิเซลลูโลส อัตราการให้ความร้อนที่สูงขึ้นทำให้เกิดการสลายตัวในช่วงอุณหภูมิกว้างขึ้น

ตารางที่ 5.3 แสดงถึงการเปรียบเทียบผลการสลายตัวทางความร้อนในไนโตรเจนของชีวมวลชนิดต่างๆ ในรูปของอุณหภูมิเริ่มต้นในการสลายตัวของเฮมิเซลลูโลส อุณหภูมิที่มีอัตราการสลายตัวต่อเวลาสูงสุด อัตราการสลายตัวต่อเวลาสูงสุด การสลายตัวสูงสุด และค่าการสลายตัวที่ 500 องศาเซลเซียส โดยพบว่าโดยภาพรวม มีค่าใกล้เคียงกับชีวมวลอื่นๆ ที่เปรียบเทียบ และไม่ค่อยแตกต่างกันมากเท่าใด

ตารางที่ 5.3 การเปรียบเทียบผลการสลายตัวทางความร้อนในไนโตรเจนของชีวมวลชนิดต่างๆ

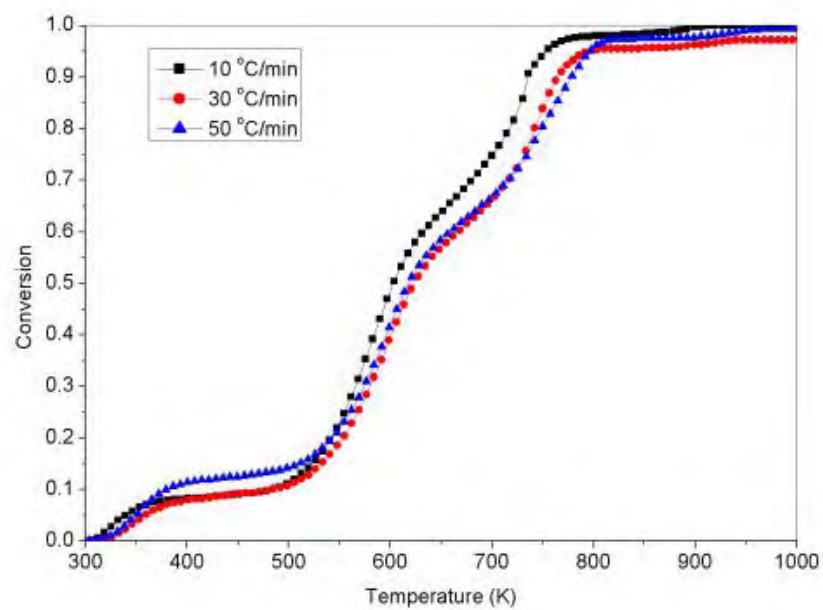
Reference	Biomass	T _{start} (°C)	T _{peak} (°C)	d α /dt _{peak}	α_{peak}	$\alpha_{500^{\circ}\text{C}}$	Heating rate (°C/min)
This work	Mimosa	198	336	0.748	0.45	0.29	10
		191	350	2.33	0.42	0.30	30
		197	356	4.11	0.49	0.24	50
Gronli <i>et al.</i> (2002)	Alder	242	349	1.02	0.40	0.17	5
	Beech	248	349	0.91	0.37	0.18	5
	Birch	244	353	0.98	0.32	0.14	5
	Oak	237	338	0.89	0.45	0.23	5
	Douglas fir	243	334	0.87	0.55	0.24	5
	Pine A	238	351	0.91	0.45	0.20	5
	Pine B	209	350	0.81	0.43	0.20	5
	Redwood	235	351	0.83	0.50	0.26	5
	Spruce	249	352	0.77	0.46	0.23	5
	Hard woods	243	347	0.95	0.38	0.18	5
	Soft woods	235	348	0.84	0.47	0.22	5
Kalita and Saikia (2004)	P. alba	170	360	-	0.58	-	20
	C. procera	210	290	-	0.85	-	20
	E. neerifolia	180	360	-	0.76	-	20
	N. indicum	140	350	-	0.68	-	20
	M. elengi	170	340	-	0.57	-	20
Gomez <i>et al.</i> (2007)	Thistle	214	334	0.20	-	-	20
	Pine	254	378	0.30	-	-	20
	Beech	259	380	0.35	-	-	20
Yao <i>et al.</i> (2008)	Bagasse	-	299.3	-	0.53	-	2
	Bamboo	-	285.9	-	0.44	-	2
	Cotton stalk	-	293.4	-	0.50	-	2
	Hemp	-	282.3	-	0.38	-	2
	Jute	-	283.1	-	0.44	-	2
	Kenaf	-	284.1	-	0.42	-	2
	Rice husk	-	297.4	-	0.37	-	2
	Rice straw	-	273.6	-	0.35	-	2
	Maple	-	308.3	-	0.58	-	2
	Pine	-	311.5	-	0.59	-	2
Jeguirim and Trouve (2009)	Giant reed	200	308	0.826	0.58	0.29	5

รูปที่ 5.3 แสดงถึงความสัมพันธ์ระหว่าง $\ln(d\alpha/dt)$ กับ $1/T$ ที่ค่าการสลายมวลต่างๆระหว่าง 5 – 75% โดยได้ออกมาเป็นเส้นตรงหลายๆเส้น ซึ่งสามารถนำไปหาค่าพลังงานกระตุ้นและตัวแปรเคเตอร์การชนได้ ซึ่งพบว่า ค่าพลังงานกระตุ้นของการไพโรไลซิสไมยราพักษ์อยู่ในช่วง 269 – 411 kJ/mol



รูปที่ 5.3 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการสลายของไมยราพยักซ์ในไนโตรเจนกับอุณหภูมิที่ค่าการแปลงน้ำหนักต่างๆ

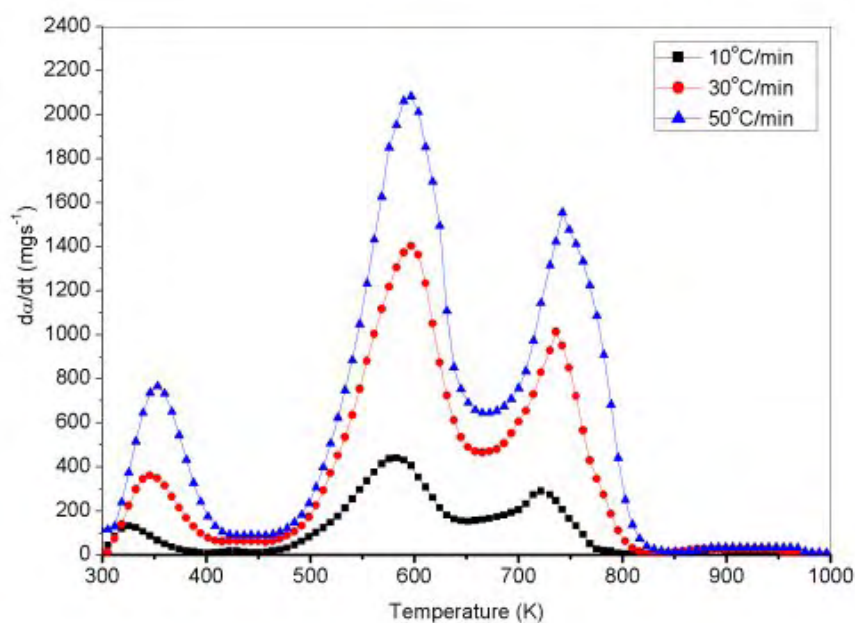
5.2.2 ในอากาศ



รูปที่ 5.4 ค่าการแปลงน้ำหนักของไมยราพยักซ์ตามอุณหภูมิ ภายใต้สภาวะตัวกลางเป็นอากาศ ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ

ผลการสลายตัวทางความร้อนของไมราฟักซ์ในอากาศ หรือการทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน หรือการเผาไหม้ ถูกนำเสนอในรูปแบบของค่าการแปลงน้ำหนักและอัตราการสลายตัวที่เปลี่ยนแปลงไปตามอุณหภูมิตั้งแต่อุณหภูมิห้องถึงประมาณ 1000 เคลวิน ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ ระหว่าง 10 – 30 องศาเซลเซียสต่อนาที ดังรูปที่ 5.4 และ 5.5 เกิดการลดลงของมวลในช่วงอุณหภูมิต่างๆ จนมวลคงที่ไม่เปลี่ยนแปลงอีกต่อไป จากผลที่ได้พบว่า มวลของชีวมวลตัวอย่างเริ่มลดลงที่อุณหภูมิ 30 เซลเซียสจากการระเหยน้ำออกไปของตัวอย่างชีวมวลจนถึงประมาณ 140 องศาเซลเซียส จากนั้นสารระเหยได้ถูกปล่อยออกมาที่อุณหภูมิประมาณ 200 องศาเซลเซียสเป็นต้นไป โดยกราฟในรูป 5.4 มีการเปลี่ยนแปลงมวลเทียบกับอุณหภูมิแสดงการสูญเสียมวลหลักในสองช่วงระหว่าง 200 - 400 และ 400 - 550 องศาเซลเซียส โดยนับเป็นมวลประมาณ 40 และ 45% ช่วงแรกเป็นการสลายตัวเนื่องจากออกซิเดชัน และช่วงสองเป็นการเผาไหม้ของถ่านชาร์ ซึ่งความชันของกราฟในช่วงดังกล่าวก็เปลี่ยนไป โดยค่าการเปลี่ยนแปลงมีความคล้ายคลึงกันระหว่างอัตราการให้ความร้อนต่างๆ โดยกราฟจะขยับออกไปทางขวานิดหน่อยที่อัตราการให้ความร้อนสูงขึ้น อัตราการสลายตัวในอากาศจะมีค่าสูงกว่าค่าในก๊าซไนโตรเจน

ตารางที่ 5.4 แสดงถึงการเปรียบเทียบผลการสลายตัวทางความร้อนในอากาศของชีวมวลชนิดต่างๆ ในรูปของอุณหภูมิที่มีอัตราการสลายตัวต่อเวลาสูงสุด และอัตราการสลายตัวต่อเวลาสูงสุด ของทั้งสองช่วงมวลสูญเสียหลัก โดยพบว่าโดยภาพรวม มีค่าใกล้เคียงกับชีวมวลอื่นๆ ที่เปรียบเทียบ และไม่ค่อยแตกต่างกันมากเท่าใด

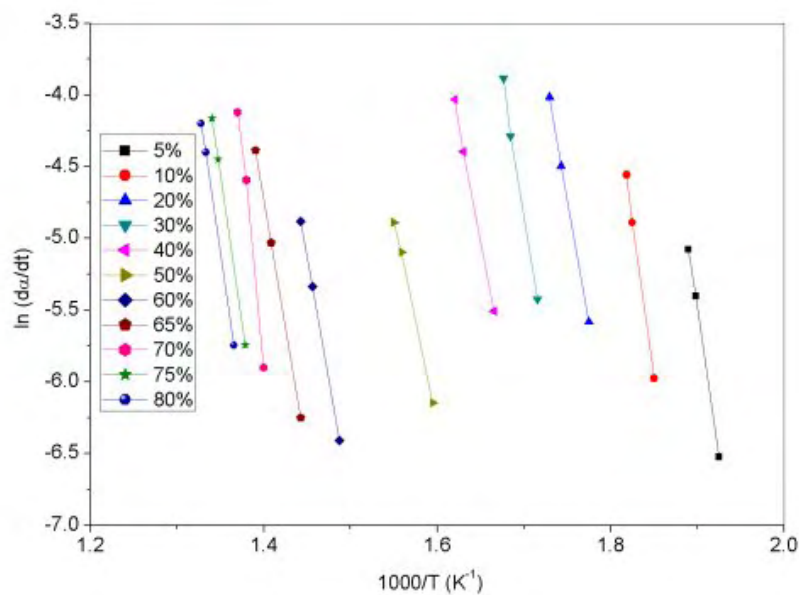


รูปที่ 5.5 อัตราการสลายของไมราฟักซ์ทางความร้อนตามอุณหภูมิ ภายใต้สภาวะตัวกลางเป็นอากาศ ที่อัตราการให้ความร้อนต่างๆ

ตารางที่ 5.4 การเปรียบเทียบผลการสลายตัวทางความร้อนในอากาศของชีวมวลชนิดต่างๆ

Reference	Biomass	T ₁ (°C)	$d\alpha_1/dT$ (%°C ⁻¹)	T ₂ (°C)	$d\alpha_2/dT$ (%°C ⁻¹)	Heating rate (°C/min)
This work	Mimosa	310	0.26	448	0.19	10
		326	0.28	469	0.19	30
		326	0.25	469	0.20	50
Jeguirim et al. (2010)	Arundo donax	250	-	337	-	5
	Miscanthus	289	-	401	-	5
Munir et al. (2009)	Cotton stalk	285	0.28	373	0.12	20
	Bagasse	306	0.19	378	0.11	20
	Shea meal	279	0.21	442	0.14	20
Shen et al. (2009)	Pine	329	1.13	443	0.55	10
	Aspens	321	1.23	415	0.79	10
	Birch	323	1.29	428	0.85	10
	Oak	325	1.29	450	0.44	10
Safi et al. (2004)	Pine needles	290	0.71	390	-	15
		310	0.845	370	-	30

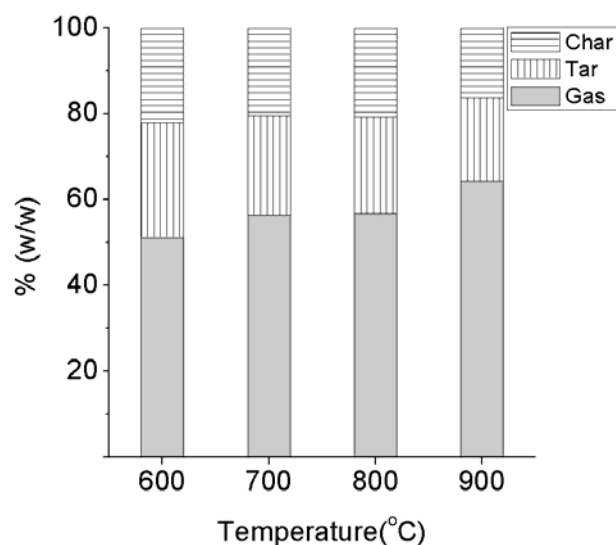
รูปที่ 5.6 แสดงถึงความสัมพันธ์ระหว่าง $\ln(d\alpha/dt)$ กับ $1/T$ ที่ค่าการสลายมวลต่างๆระหว่าง 5 – 80% โดยได้ออกมาเป็นเส้นตรงหลายๆเส้น ซึ่งมีความชันเป็น $-E/R$ สามารถนำไปหาค่าพลังงานกระตุ้นและตัวแปรเตอร์การชนของปฏิกิริยาออกซิเดชันได้ ซึ่งพบว่า ค่าพลังงานกระตุ้นของการเผาไหม้ไมยราพ ยักษ์อยู่ในช่วง 235 – 498 kJ/mol ซึ่งมีค่าเฉลี่ยที่ 334 kJ/mol ซึ่งนับว่าค่อนข้างสูงเมื่อเทียบกับชีวมวลชนิดอื่น



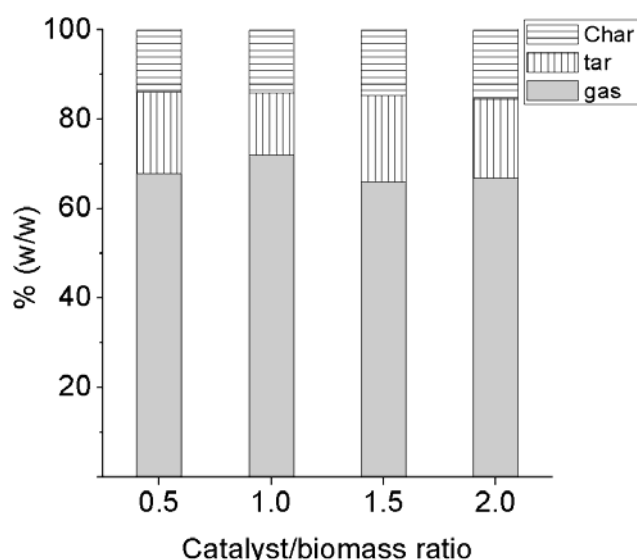
รูปที่ 5.6 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการสลายของไมยราพยักษ์ในอากาศกับอุณหภูมิที่ค่าการแปลงน้ำหนักต่างๆ

5.3 ผลการทดสอบกับเตาปฏิกรณ์แบบชั้นวัสดุหนึ่งและชั้นของไหล

รูปที่ 5.7 แสดงผลของอุณหภูมิปฏิกิริยาต่อผลผลิตจากกระบวนการแกสซิฟิเคชันโดยไม่มีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา พบว่า ปริมาณก๊าซที่ได้เพิ่มขึ้นจาก 51 เป็น 64% เมื่ออุณหภูมิเพิ่มจาก 600 เป็น 900 องศาเซลเซียส ในขณะที่ ถ่านชาร์ และน้ำมันดินลดลงเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น ที่ช่วง 700 และ 800 องศาเซลเซียส ดูเหมือนว่าการเปลี่ยนแปลงค่อนข้างน้อย



รูปที่ 5.7 ผลของอุณหภูมิปฏิกิริยาต่อผลผลิตจากกระบวนการแกสซิฟิเคชัน



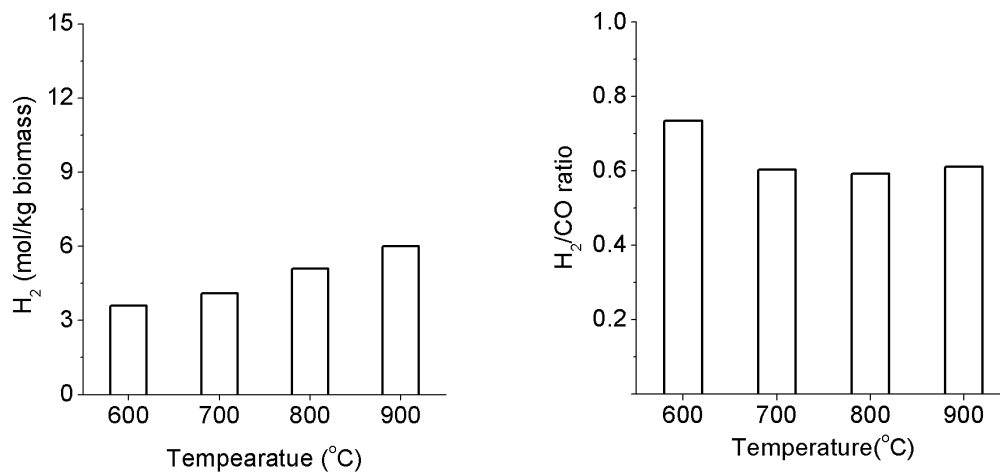
รูปที่ 5.8 ผลของการผสมตัวเร่งปฏิกิริยากับชีวมวลต่อผลผลิตจากกระบวนการแกสซิฟิเคชัน

รูปที่ 5.8 แสดงผลของการผสมตัวเร่งปฏิกิริยากับชีวมวลต่อผลผลิตจากกระบวนการแกสซิฟิเคชันที่สัดส่วนระหว่าง ตัวเร่งปฏิกิริยาต่อชีวมวลที่ 0.5 ถึง 2.0 ที่อุณหภูมิคงที่เท่ากับ 900 องศาเซลเซียส พบว่าขณะที่ปริมาณถ่านชาร์ได้ออกมาในระดับค่อนข้างคงที่ ปริมาณก๊าซที่ได้มีการเพิ่มขึ้นสูงสุดมากกว่า 70% ที่สัดส่วนตัวเร่งปฏิกิริยาต่อชีวมวลที่ 1.0

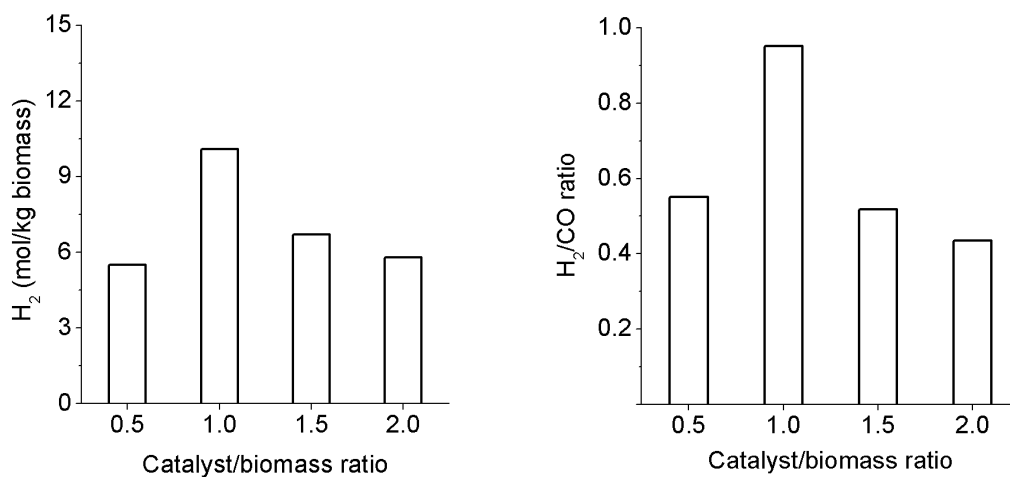
รูปที่ 5.9 แสดงผลของอุณหภูมิปฏิกิริยาต่อปริมาณไฮโดรเจน และสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์จากกระบวนการแกสซิฟิเคชันโดยไม่มีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งแสดงผลที่ชัดเจนว่า ปริมาณไฮโดรเจน และสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้จากกระบวนการแกสซิฟิเคชันขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ พบว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มจาก 600 เป็น 900 องศาเซลเซียส ปริมาณไฮโดรเจนที่ได้เพิ่มขึ้นจาก 3.3 เป็น 6.0 โมลต่อกิโลกรัมชีวมวล ในขณะที่ สัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงเล็กน้อยจาก 0.72 เป็น 0.60

การเพิ่มขึ้นของไฮโดรเจนน่าจะมาจากการได้ปริมาณก๊าซสูงในช่วงไพโรไลซิสเริ่มต้น ซึ่งจะมีอัตราเร็วขึ้นที่อุณหภูมิสูงขึ้น และมาจากปฏิกิริยาแกสซิฟิเคชันของถ่านชาร์ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนซึ่งจะเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น

รูปที่ 5.10 แสดงผลของการผสมตัวเร่งปฏิกิริยากับชีวมวลต่อปริมาณไฮโดรเจน และสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์จากกระบวนการแกสซิฟิเคชันที่สัดส่วนระหว่างตัวเร่งปฏิกิริยาต่อชีวมวลที่ 0.5 ถึง 2.0 ที่อุณหภูมิคงที่ 900 องศาเซลเซียส พบว่า โดยทั่วไปแล้วปริมาณไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้นเมื่อมีตัวเร่งปฏิกิริยา ค่าปริมาณไฮโดรเจนสูงสุดที่ได้พบที่สัดส่วนตัวเร่งปฏิกิริยาต่อชีวมวลที่ 1.0 ซึ่งมีปริมาณเป็นสองเท่าของที่ได้จากสภาวะเดียวกันเมื่อไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา อย่างไรก็ตาม เมื่อเพิ่มปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยามากขึ้นก็ไม่ได้ทำให้ได้ปริมาณไฮโดรเจนมากขึ้นแต่อย่างใด ผลของสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้ก็เป็นไปตามแนวโน้มที่พบกับปริมาณไฮโดรเจน เช่นกัน

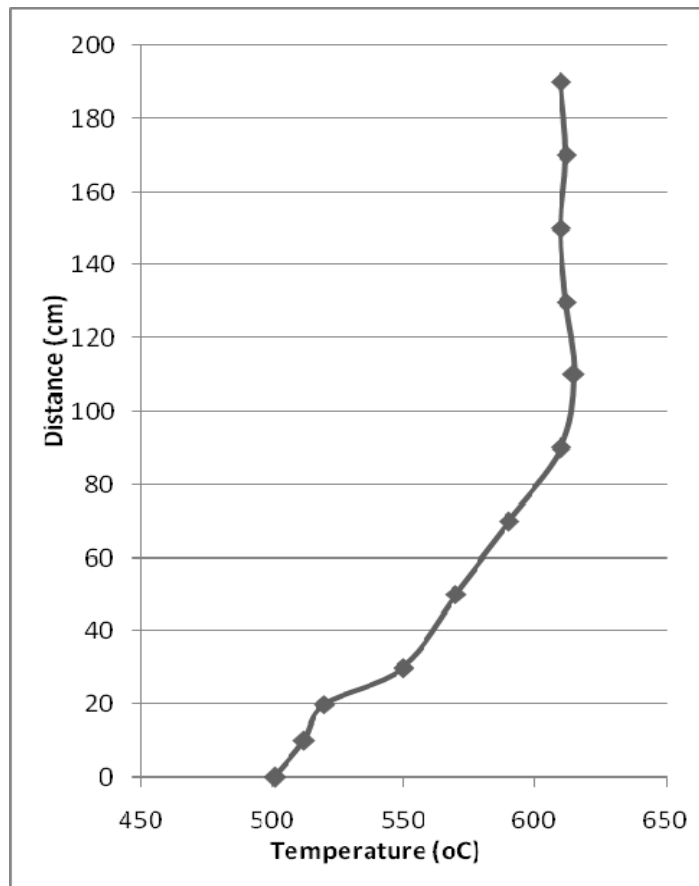


รูปที่ 5.9 ผลของอุณหภูมิปฏิกิริยาต่อปริมาณไฮโดรเจน และไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์



รูปที่ 5.10 ผลของการผสมตัวเร่งปฏิกิริยากับชีวมวลต่อปริมาณไฮโดรเจน และไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์

รูปที่ 5.11 แสดงถึงการกระจายตัวของอุณหภูมิในคอลัมน์ของชั้นของไหลที่ตั้งอุณหภูมิให้ช่องอากาศด้านบนที่ 600 องศาเซลเซียส พบว่าสามารถทำงานได้ดี ช่วงความสูงของคอลัมน์ > 80 cm ขึ้นไปได้ อุณหภูมิใกล้เคียงตามต้องการ ในช่วงความยาวก่อนหน้าอุณหภูมิต่ำกว่าที่ต้องการไปที่ 550 และ 500 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นผลมาจากการติดตั้งเทพความร้อนตามความยาวคอลัมน์นั่นเอง



รูปที่ 5.11 การกระจายตัวของอุณหภูมิในช่องชั้นของไหล

5.4 ผลการทดสอบกับตัวเร่งปฏิกิริยา

ระบบจ่ายก๊าซเชื้อเพลิงออกมาค่อนข้างนิ่งหลังจากเริ่มติดเตาได้ 30 – 60 นาที ก๊าซเชื้อเพลิงออกมาที่อุณหภูมิประมาณ 170 องศาเซลเซียส ซึ่งสามารถจุดติดไฟได้ สำหรับชุดปฏิกิริยาตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีการทดสอบการกระจายของอุณหภูมิที่ค่าต่างๆ โดยผลที่ได้ เป็นดังรูปที่ 5.12 ซึ่งต่ำกว่าที่กำหนดเล็กน้อย

จากนั้นทำการวัดปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงก่อนและหลังชุดปฏิกิริยาตัวเร่งปฏิกิริยาเพื่อคำนวณหาประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำมันดิน จากสูตร

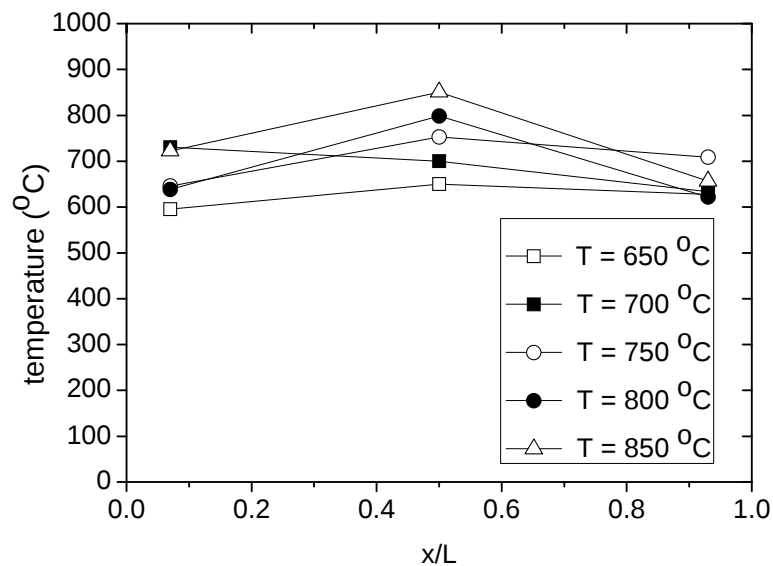
$$x = \frac{c_{in} - c_{out}}{c_{in}} \times 100\%$$

โดยที่ c_{in} และ c_{out} เป็นปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงก่อนและหลังชุดปฏิกิริยาตัวเร่งปฏิกิริยาในหน่วย (mg/Nm^3)

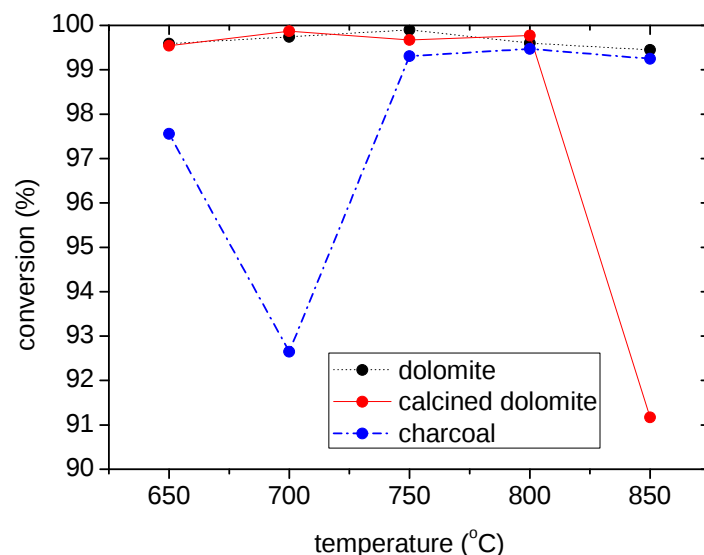
ซึ่งผลที่ได้ ดังแสดงในรูปที่ 5.13 สำหรับโพลีเมต แคลไซน์โพลีเมต และถ่านชาร์ที่อุณหภูมิต่างๆ จากการทดสอบพบว่า ค่าประสิทธิภาพการกำจัดน้ำมันดินทำได้ดีมีค่าสูง มากกว่า 90 % โดย

ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงหลังจากผ่านตัวเร่งปฏิกิริยามาแล้วมีค่าน้อยกว่า 35 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ดังรูปที่ 5.14 ซึ่งสะอาดเพียงพอต่อการนำไปใช้กับเครื่องยนต์ได้

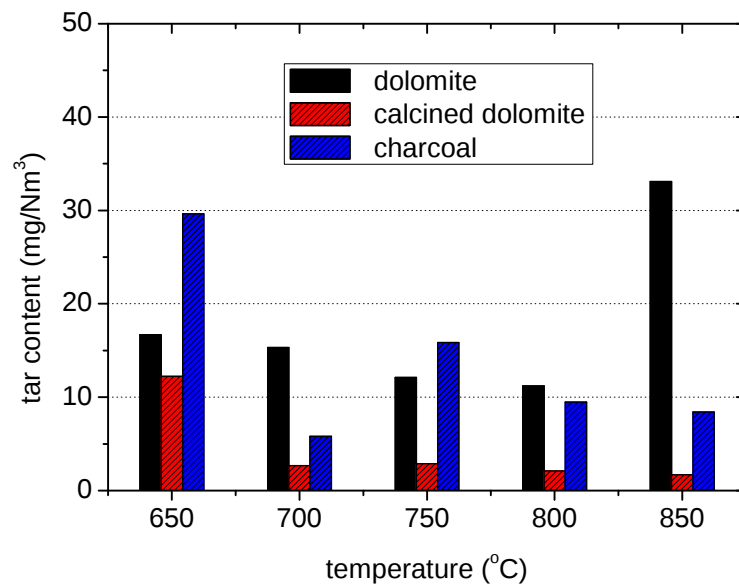
นอกจากนี้ ยังได้นำตัวอย่างตัวเร่งปฏิกิริยาหลังการทดลองออกมาพิจารณา (โดโลไมต์) ซึ่งพบว่า มีเขม่าดำเกาะอยู่มากในส่วนด้านหน้าของชั้นวัสดุตัวเร่งปฏิกิริยา และลดลงในส่วนหลังของชั้นตัวเร่งปฏิกิริยา ดังแสดงในรูปที่ 5.15



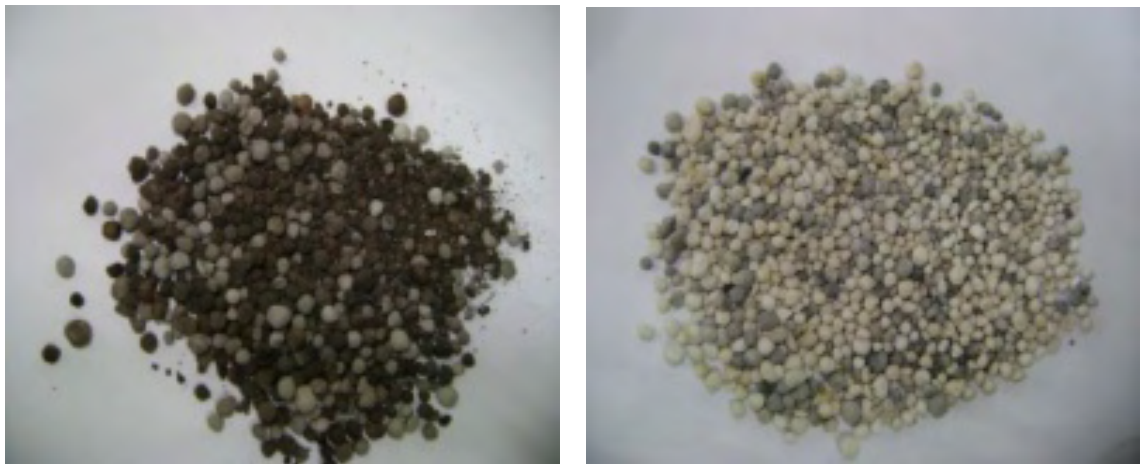
รูปที่ 5.12 การกระจายอุณหภูมิภายในชุดปฏิกรณ์ตัวเร่งปฏิกิริยาที่อุณหภูมิกำหนดต่างๆ



รูปที่ 5.13 ประสิทธิภาพการกำจัดน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดต่างๆ



รูปที่ 5.14 ปริมาณน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงหลังจากผ่านตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดต่างๆมาแล้ว



รูปที่ 5.15 เม็ดตัวเร่งปฏิกิริยาที่ผ่านการใช้มาแล้ว

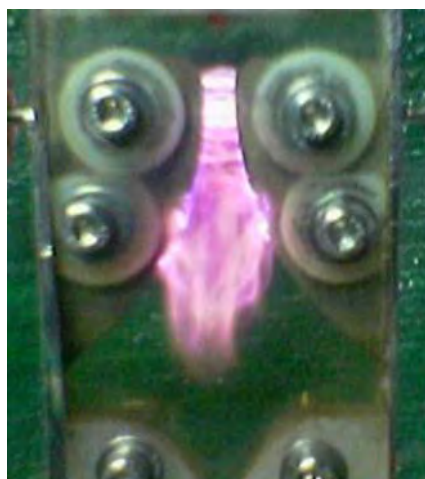
5.5 ผลการทดสอบกับพลาสติก

5.5.1 การเกิดพลาสติก

จากรูป 5.16 เป็นการเปรียบเทียบสีของพลาสติกที่เกิดจาก อากาศ และแก๊สไนโตรเจนแสดงให้เห็นว่า พลาสติกที่เกิดจากแก๊สไนโตรเจนอย่างเดียวมีสีชมพูเข้มกว่าสีของอากาศ เพราะอากาศมีแก๊สตัวอื่นปนอยู่ด้วยทำให้สีที่เกิดจากแก๊สไนโตรเจน ที่มีอยู่ในอากาศจางกว่าแก๊สไนโตรเจน ซึ่งสีของพลาสติกที่เกิดขึ้นขึ้นอยู่กับชนิดของแก๊สที่นำมาผ่านเตาพลาสติก



(ก)

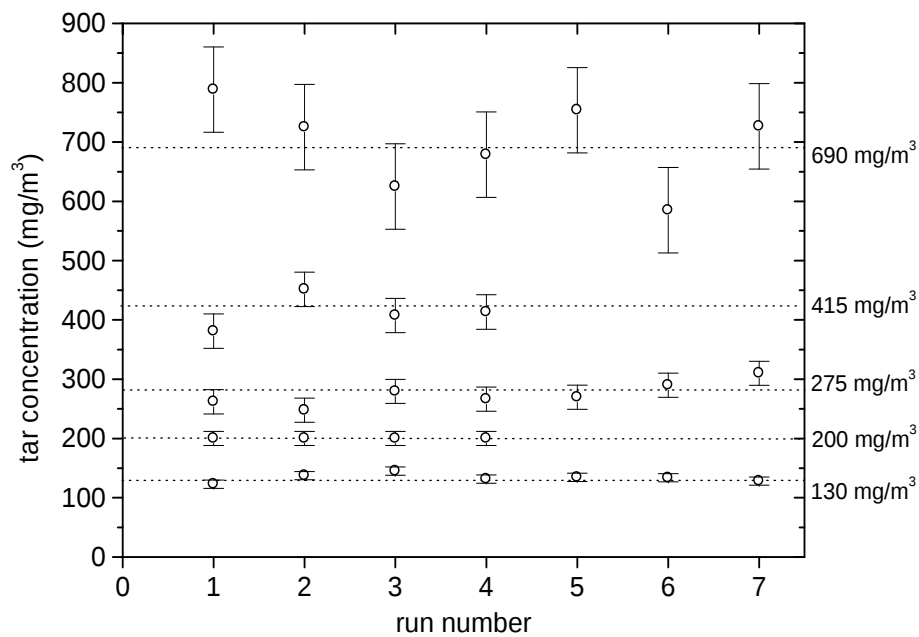


(ข)

รูปที่ 5.16 การเปรียบเทียบสีของพลาสมาที่เกิดขึ้น (ก) อากาศ (ข) ไนโตรเจน

5.5.2 ค่าความเข้มข้นจากเครื่องจ่ายน้ำมันดินเบา

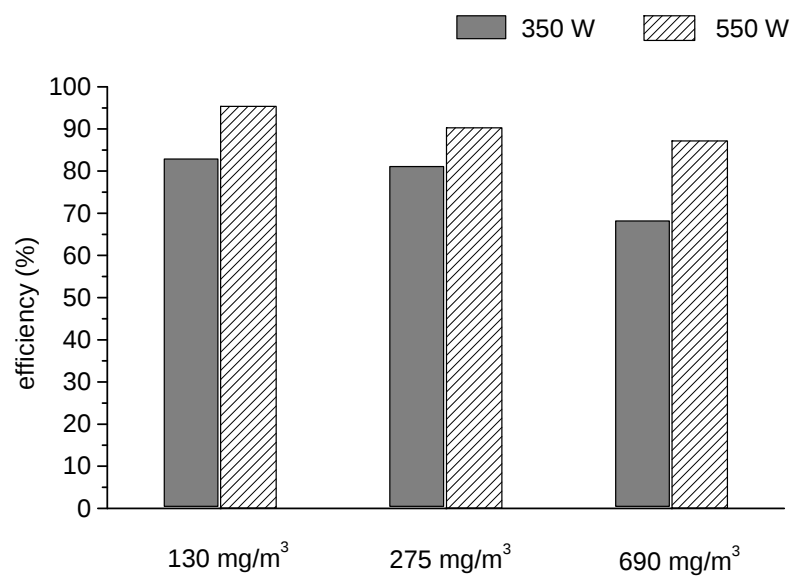
ค่าความเข้มข้นก่อนเข้าเตาพลาสมาจากการทดสอบเครื่องจ่ายน้ำมันดินเบาที่อัตราการไหลของไนโตรเจนระหว่าง 5 - 15 L/min และอุณหภูมิของอ่างน้ำร้อนระหว่าง 30 - 70 °C ใช้เวลาในการทดลอง 30 นาที เนื่องจากที่เวลา 30 นาที ค่าน้ำหนักลูกเหม็นที่ลดลงเริ่มต้นจากการไหลผ่านของแก๊สไนโตรเจน ค่าความเข้มข้นเฉลี่ยก่อนเข้าเตาพลาสมาแสดงในรูปที่ 5.17 อยู่ในช่วง 130, 200, 275, 415, และ 690 mg/m³ ที่ความเข้มข้นต่ำจะมีค่าการแกว่งของค่าน้อยและมากขึ้นที่ความเข้มข้นสูงขึ้น พบว่าเมื่ออุณหภูมิอ่างน้ำร้อนคงที่เท่ากัน แต่มีการเปลี่ยนอัตราการไหลของไนโตรเจน ค่าความเข้มข้นจะเกิดการเปลี่ยนแปลง ดังความสัมพันธ์คือ ค่าอัตราการไหลมากขึ้น ค่าความเข้มข้นจะเพิ่มขึ้น เพราะมวลของแก๊สไนโตรเจนที่ไหลผ่านตัวลูกเหม็นมากขึ้น จึงส่งผลให้เกิดการพามวลของลูกเหม็นมากขึ้น อุณหภูมิอ่างน้ำร้อนสูงใกล้เคียงกับจุดหลอมเหลวของลูกเหม็น ทำให้เกิดการระเหิดของลูกเหม็นในปริมาณมากกว่าที่สถานะอื่น ส่งผลให้ค่าความเข้มข้นก่อนเข้าเตาพลาสมาสูงตามไปด้วย



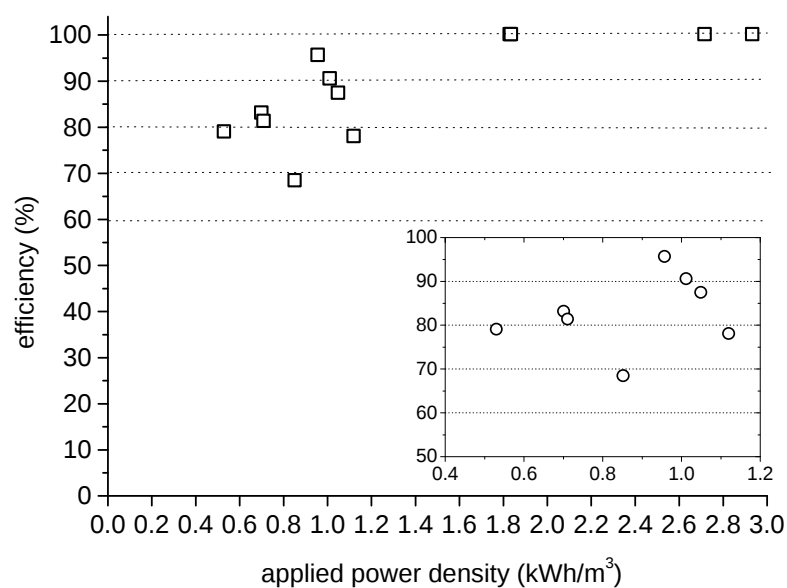
รูปที่ 5.17 ความเข้มข้นของน้ำมันดินเบาจากเครื่องจ่าย

5.5.3 การทำลายน้ำมันดิน

จากนั้นนำแก๊สที่มีน้ำมันดินที่ความเข้มข้นต่างๆ ไปผ่านชุดพลาสมา โดยวัดหาความเข้มข้นก่อนและหลังการการผ่านเตา แล้วทำการเปรียบเทียบปริมาณที่ลดลงระหว่างค่าเริ่มต้น กับค่าหลังทดสอบ จะได้ค่าประสิทธิภาพการทำลายน้ำมันดินเบาของชุดพลาสมาออกมาดังแสดงในรูปที่ 5.18



รูปที่ 5.18 ประสิทธิภาพการทำลายน้ำมันดินเบาด้วยพลาสมาที่ความเข้มข้นต่างๆ



รูปที่ 5.19 ความเข้มข้นของน้ำมันดินเบาจากเครื่องจ่าย

รูปที่ 5.19 แสดงถึงประสิทธิภาพการทำลายกับค่าความหนาแน่นของพลังงานที่จ่ายออกไป พบว่าที่ค่าระหว่าง 0.5 – 1.1 kWh/m³ จะให้ประสิทธิภาพการทำลายราว ๆ 80% หรือมากกว่า ที่การใช้จ่ายสูงขึ้นก็สามารถทำลายน้ำมันดินได้มีประสิทธิภาพสูงขึ้น

สรุปผลและข้อเสนอแนะ

6.1 สรุปผลการวิจัย

6.1.1 การสลายตัวทางความร้อน

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาการสลายตัวทางความร้อนของไมยราพยักษ์ภายใต้ก๊าซไนโตรเจนซึ่งเป็นสภาวะเฉื่อยและภายใต้อากาศที่มีความไวต่อการเกิดปฏิกิริยา โดยใช้เทคนิคเทอร์โมกราวิเมตริก ที่อัตราการให้ความร้อนระหว่าง 10 ถึง 50 องศาเซลเซียสต่อนาที และสามารถนำมาใช้หาค่าปัจจัยทางเคมีจลนศาสตร์ของกระบวนการได้ จากงานวิจัยนี้พบว่าการสลายตัวของชีวมวลแสดงถึง 3 บริเวณที่มีการสูญเสียมวลอย่างชัดเจน อันเนื่องมาจากการระเหยออกของน้ำ การปล่อยสารระเหยจากการแตกตัวของเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน รวมถึงการออกซิไดส์ของถ่านชาร์ โดยการสลายตัวในอากาศจะเกิดขึ้นเร็วและที่อุณหภูมิต่ำกว่าการสลายในก๊าซไนโตรเจน อัตราการสลายตัวสูงสุดของไมยราพยักษ์มีค่าใกล้เคียงกับไม้แต่จะแตกต่างจากวัสดุการเกษตรอื่นๆ ค่าปัจจัยทางเคมีจลนศาสตร์ของกระบวนการมีการเปลี่ยนแปลงเมื่อค่าการแปลงมวลหรืออัตราการสลายตัวเปลี่ยนไปซึ่งอาจจะมาจากข้อจำกัดด้านการถ่ายเทมวลและความร้อน นอกจากนี้ยังพบว่า ค่าพลังงานกระตุ้นมีค่าสูงเมื่อเทียบกับชีวมวลชนิดอื่นๆ ที่อัตราการให้ความร้อนสูงจะส่งผลให้เกิดการยับยั้งของกระบวนการไปเกิดที่อุณหภูมิสูงขึ้นด้วย

6.1.2 กระบวนการแกสซิฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษากระบวนการแกสซิฟิเคชันโดยใช้อากาศเป็นตัวกลาง ซึ่งใช้และไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาร่วมด้วย โดยพิจารณาถึงผลของอุณหภูมิ และผลของปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ต่อปริมาณผลิตภัณฑ์จากกระบวนการที่เป็นของแข็ง ของเหลวและก๊าซ รวมถึงปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จากการศึกษา พบว่า ปริมาณก๊าซที่ได้เพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น เมื่อมีตัวเร่งปฏิกิริยาปริมาณของก๊าซเชื้อเพลิงมีสูงเกิน 60% การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิยังส่งผลให้มีปริมาณไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นด้วย และยังเพิ่มมากขึ้นอีกเมื่อมีการเติมตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งค่าสูงสุดที่ได้อยู่ในสัดส่วนผสมระหว่างตัวเร่งปฏิกิริยากับชีวมวลที่ 1:1 ปริมาณก๊าซเชื้อเพลิงและส่วนประกอบมีค่าใกล้เคียงกับที่มีรายงานในงานวิจัยที่เกี่ยวข้องอื่นๆ

6.1.3 การกำจัดน้ำมันดินด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาและพลาสมา

งานวิจัยนี้ได้ทดสอบการกำจัดน้ำมันดินด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาและพลาสมา โดยตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้คือ ไทโอไมต์ตามธรรมชาติ ไทโอไมต์ที่ผ่านการปรับสภาพด้วยความร้อน และถ่านชาร์ และเทคนิคทางพลาสมาที่ศึกษา คือ การสร้างพลาสมาความร้อนต่ำด้วยวิธีโกลด์อาร์ค ซึ่งทั้งสองวิธีสามารถกำจัดน้ำมันดินในก๊าซเชื้อเพลิงได้ โดยมีค่าสูงในช่วงมากกว่า 80% ซึ่งกรณีของการประยุกต์ใช้พลาสมาสามารถกำจัดน้ำมันดินเบาได้หมด 100% แต่จำเป็นต้องใช้พลังงานในการสร้างพลาสมา

6.2 ข้อเสนอแนะ

- ✓ ในกระบวนการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อน การสลายตัวของชีวมวลทางความร้อนในบรรยากาศเฉื่อย หรือในบรรยากาศที่ไวต่อการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันมีผลต่อระบบและผลิตภัณฑ์ที่ได้อย่างมาก ที่ผ่านมาการศึกษาเกี่ยวกับชีวมวลและวัตถุดิบป้อนที่เหมาะสมกับประเทศเรามีค่อนข้างน้อย และจำกัด การขยายวงการวิจัยในสายนี้จะเป็นประโยชน์ เช่น การศึกษาวิจัยกระบวนการไพโรไลซิส การเผาไหม้ที่สภาวะต่างๆ หรือการผลิตเคมีภัณฑ์จากแหล่งชีวมวล รวมถึงการประยุกต์ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในการปรับปรุงคุณภาพ เป็นต้น
- ✓ กระบวนการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อนมีหลากหลายกระบวนการ แกสซิฟิเคชันเป็นเทคนิคที่ใช้ผลิตก๊าซเชื้อเพลิงเป็นหลัก และเริ่มมีการขยายผลนำมาใช้จริงกันเพิ่มมากขึ้น ในการศึกษาวิจัยอาจจะมุ่งเน้นไปยังชีวมวลที่มีศักยภาพสูงในประเทศเราสำหรับการวิจัยพื้นฐานในห้องปฏิบัติการ และเน้นการปรับปรุงเทคนิคทางวิศวกรรมเพื่อที่จะนำไปใช้จริงได้เป็นอย่างดี เช่น การเตรียมวัตถุดิบป้อน การขนส่งลำเลียง การควบคุมกระบวนการ การจัดการกับผลพลอยได้ข้างเคียง การนำไปใช้เชิงพลังงานสุดท้าย และการบริหารจัดการแบบครบวงจรของแหล่งชีวมวล
- ✓ การกำจัดน้ำมันดินด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาและพลาสมาสามารถทำได้ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ได้ดีมาก และเป็นที่ยอมรับราคาสูง ตัวเร่งปฏิกิริยาที่พบตามธรรมชาติราคาถูกแต่ประสิทธิภาพค่อนข้างต่ำ หากมีการศึกษาแนวทางเพื่อปรับปรุงใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่พบตามธรรมชาติให้มีความสามารถดีขึ้นก็จะเป็นผลดีต่อการนำไปใช้ประโยชน์ในอนาคต นอกจากนี้การประยุกต์ใช้เทคนิคทางพลาสมาพบว่ากำจัดน้ำมันดินให้หมดไปได้ แต่ก็มีราคาสูงและใช้พลังงานในการกำจัดมาก อาจมีการศึกษาเพิ่มเติมในการลดความซับซ้อนของเทคโนโลยี การหาเทคนิคในการลดการใช้พลังงาน หรือทดลองศึกษากับเทคนิคพลาสมาอื่นๆ ในการนำมาใช้กำจัดน้ำมันดินต่อไป

เอกสารอ้างอิง

- Barneto, A. G., Carmona, J. A., Ferrer, J. A. C., Blanco, M. J. D., 2010. Kinetic study on the thermal degradation of a biomass and its compost: composting effect on hydrogen production. *Fuel* 89, 462-473.
- Basso, M. V., Cerrella, E. G., Buonomo, E. L., Bonelli, P. R., Cukierman, A. L., 2005. Thermochemical conversion of *Arundo donax* into useful solid products. *Energy Sources* 27, 1429-1438.
- Basu, P., 2006. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. CRC Press, Boca Raton.
- Berndes, G., Hoogwijk, M., van den Broek, R., 2003. The contribution of biomass in the future global energy supply: a review of 17 studies. *Biomass and Bioenergy* 25, 1-28.
- Bhattacharya, S. C., 1993. State-of-the-art of utilizing residues and other types of biomass as an energy source. *RERIC International Energy Journal* 15, 1-21.
- Bhattacharya, S. C., Siddique, A. H. M. M. R., Pham, H. L., 1999. A study on wood gasification for low-tar gas production. *Energy* 24, 285-296.
- Bilbao, R., Mastral, J. F., Aldea, M. E., Ceamanos, J., 1997. Kinetic study for the thermal decomposition of cellulose and pine sawdust in an air atmosphere. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 39, 53-64.
- Bridgewater, A. V., 1996. Production of high grade fuels and chemicals from catalytic pyrolysis of biomass. *Catalysis Today* 29, 285-295.
- Bridgwater, A. V., 2003. Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass. *Chemical Engineering Journal* 91, 87-102.
- Bridgwater, A. V., Meier, D., Radlein, D., 1999. An overview of fast pyrolysis of biomass. *Organic Geochemistry* 30, 1479-1493.
- Cao, Q., Xie, K. C., Bao, W. R., Shen, S. G., 2004. Pyrolysis behaviour of waste corn cob. *Bioresource Technology* 94, 83-89.
- Chaudhari, S. T., Bej, S. K., Bakhshi, N. N., Dalai, A. K., 2001. Steam gasification of biomass-derived char for the production of carbon monoxide-rich synthesis gas. *Energy and Fuels* 15, 736-742.
- Chen, G., Andries, J., Luo, Z., Spliethoff, H., 2003. Biomass pyrolysis/gasification for product gas production: the overall investigation of parametric effects. *Energy Conversion and Management* 44, 1875-1884.

- Chen, H., Li, B., Yang, H., Yang G., Zhang, S., 2008. Experimental investigation of biomass gasification in a fluidized bed reactor. *Energy and Fuels* 22, 3493-3498.
- Collura, S., Azambre, B., Weber, J. V., 2005. Thermal behaviour of Miscanthus grasses, an alternative biological fuel. *Environmental Chemistry Letters* 3, 95-99.
- De Bari, I., Barisano, D., Cardinale, M., Matera, D., Nanna, F., Viggiano, D., 2000. Air gasification of biomass in downdraft fixed bed: a comparative study of the inorganic and organic products distribution. *Energy and Fuels* 14, 889-898.
- Delgado, J., Aznar, M. P., Corella, J., 1997. Biomass gasification with steam in fluidized bed: effectiveness of CaO, MgO, and CaO-MgO for hot raw gas cleaning. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 36, 1535-1543.
- Demirbas, A., 2001. Biomass resources facilities and biomass conversion processing for fuels and chemicals. *Energy Conversion and Management* 42, 1357-1378.
- Demirbas, A., 2002. Hydrogen production from biomass by the gasification process. *Energy Sources* 24, 59-68.
- Demirbas, A., 2007. Progress and recent trends in biofuels. *Progress in Energy and Combustion Science* 33, 1-18.
- Demirbas, A., Arin, G., 2002. An overview of biomass pyrolysis. *Energy Sources* 24, 471-482.
- Devi, L., Ptasiński, K. J., Janssen, F. J. J. G., 2003. A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass and Bioenergy* 24, 125-140.
- Di Blasi, C., 2008. Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. *Progress in Energy and Combustion Science* 34, 47-90.
- Di Blasi, C., Lanzetta, M., 1997. Intrinsic kinetics of isothermal xylan degradation in inert atmosphere. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 40-41, 287-303.
- Dogru, M., Howarth, C. R., Akay, G., Keskinler, B., Malik, A. A., 2002. Gasification of hazelnut shells in a downdraft gasifier. *Energy* 27, 415-427.
- Erich, C., Bjornbom, E., Bolado, D., Giner, M., Fransson, T. H., 2006. Pyrolysis and gasification of pellets from sugar cane bagasse and wood. *Fuel* 85, 1535-1540.
- Fang M. X., Shen, D. K., Li, Y. X., Yu, C. J., Luo, Z. Y., Cen, K. F., 2006. Kinetic study on pyrolysis and combustion of wood under different oxygen concentrations by using TG-FTIR analysis. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 77, 22-27.
- Ferdous, D., Dalai, A. K., Bej, S. K., Thring, R. W., 2002. Pyrolysis of lignins: experimental and kinetic studies. *Energy and Fuels* 16, 1405-1412.

- Fernandes, D. M., Hechenleitner, A. A. W., Pineda, E. A. G., 2006. Kinetic study of the thermal decomposition of poly(vinyl) alcohol/kraft lignin derivative blends. *Thermochimica Acta* 441, 101-109.
- Fisher, T., Hajaligol, M., Waymack, B., Kellogg, D., 2003. Pyrolysis behavior and kinetics of biomass derived materials. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 62, 331-349.
- Franco, C., Pinto, F., Gulyurtlu, I., Cabrita, I., 2003. The study of reactions influencing the biomass steam gasification process. *Fuel* 82, 835-842.
- Gani, A., Naruse, I., 2007. Effect of cellulose and lignin content on pyrolysis and combustion characteristics for several types of biomass. *Renewable Energy* 32, 649-661.
- Garcia-Ibanez, P., Sanchez, M., Cabanillas, A., 2006. Thermogravimetric analysis of olive oil residue in air atmosphere. *Fuel Processing Technology* 87, 103-107.
- Garcia, L., Salvador, M. L., Arauzo, J., Bilbao, R., 1999. Catalytic steam gasification of pine sawdust: effect of catalyst weight/biomass flow rate and steam/biomass ratios on gas production and composition. *Energy and Fuels* 13, 851-859.
- Gil, J., Corella, J., Aznar, M. P., Caballero, M. A., 1999. Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: effect of the type of gasifying agent on the product distribution. *Biomass and Bioenergy* 17, 389-403.
- Garrote, G., Dominguez, H., Parajo, J. C., 1999. Hydrothermal processing of lignocellulosic materials. *European Journal of Wood and Wood Products* 57, 191-202.
- Gomez, C. J., Meszaros, E., Jakab, E., Velo, E., Puigjaner, L., 2007. Thermogravimetry/mass spectrometry study of woody residues and an herbaceous biomass crop using PCA techniques. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 80, 416-426.
- Goyal, H. B., Seal, D., Saxena, R. C., 2008. Bio-fuels from thermochemical conversion of renewable resources: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 12, 504-517.
- Gronli, M. G., Varhegyi, G., Di Blasi, C., 2002. Thermogravimetric analysis and devolatilization kinetics of wood. *Industrial Engineering and Chemistry Research* 41, 4201-4208.
- Han, J., Kim, H., 2008. The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: an overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 12, 389-412.
- Hanaoka, T., Inoue, S., et al., 2005. Effect of woody biomass components on air-steam gasification." *Biomass and Bioenergy* 28, 69-76.
- Hasler, P., Nussbaumer, T., 1999. Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification. *Biomass and Bioenergy* 16, 385-395.
- Haykiri-Acma, H., Yaman, S., 2008. Thermal reactivity of rapeseed (*Brassica napus* L.) under different gas atmospheres. *Bioresource Technology* 99, 237-242.

- Higman, C., van der Burgt, M., 2003. *Gasification*. Gulf Professional Publishing, Boston.
- Horne, P. A., Williams, P. T., 1996. Upgrading of biomass-derived pyrolytic vapours over zeolite ZSM-5 catalyst: effect of catalyst dilution on product yields. *Fuel* 75, 1043-1050.
- Hu, S., Jess, A., Xu, M., 2007. Kinetic study of Chinese biomass slow pyrolysis: comparison of different kinetic models. *Fuel* 86, 2778-2788.
- Jeguirim, M., Trouve, G., 2009. Pyrolysis characteristics and kinetics of *Arundo donax* using thermogravimetric analysis. *Bioresource Technology* 100, 4026-4031.
- Jeguirim, M., Dorge, S., Trouve, G., 2010. Thermogravimetric analysis and emission characteristics of two energy crops in air atmosphere: *Arundo donax* and *Miscanthus giganteus*. *Bioresource Technology* 101, 788-793.
- Kalita, D., Saikia, C. N., 2004. Chemical constituents and energy content of some latex bearing plants. *Bioresource Technology* 92, 219-227.
- Kantarelis, E., Zabaniotou, A., 2009. Valorization of cotton stalks by fast pyrolysis and fixed bed air gasification for syngas production as precursor of second generation biofuels and sustainable agriculture. *Bioresource Technology* 100, 942-947.
- Karaosmanoglu, F., Cift, B. D., Ergudenler, A. I., 2001. Determination of reaction kinetics of straw and stalk of rapeseed using thermogravimetric analysis. *Energy Sources* 23, 767-774.
- Kirubakaran, V., Sivaramakrishnan, V., Nalini, R., Sekar, T., Premalatha, M., Subramanian, P., 2009. A review on gasification of biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 13, 179-186.
- Kumar, A., Wang, L., Dzenis, Y. A., Jones, D. D., Hanna, M. A., 2008. Thermogravimetric characterization of corn stover as gasification and pyrolysis feedstock. *Biomass and Bioenergy* 32, 460-467.
- Leroy, V., Cancellieri, D., Leoni, E., 2006. Thermal degradation of ligno-cellulosic fuels: DSC and TGA studies. *Thermochimica Acta* 451, 131-138.
- Lewandowski, I., Scurlock, J. M. O., Lindvall, E., Christou, M., 2003. The development and current status of perennial rhizomatous grasses as energy crops in the US and Europe. *Biomass and Bioenergy* 25, 335-361.
- Li, C., Suzuki, K., 2009. Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification – an overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 13, 594-604.
- Lv, P. M., Xiong, Z., Chang, J., Wu, C., Chen, Y., Zhu, J. X., 2004. An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed. *Bioresource Technology* 95, 95-101.

- Lv, P., Yuan, Z., Ma, L., Wu, C., Chen, Y., Zhu, J., 2007. Hydrogen-rich gas production from biomass air and oxygen/steam gasification in downdraft gasifier. *Renewable Energy* 32, 2173-2185.
- Maiti, S., Purakayastha, S. Ghosh, B. 2007. Thermal characterization of mustard straw and stalk in nitrogen at different heating rates. *Fuel* 86, 1513-1518.
- Malkow, T., 2004. Novel and innovative pyrolysis and gasification technologies for energy efficient and environmentally sound MSW disposal. *Waste Management* 24, 53-79.
- Marquevich, M., Coll, R., Montane, D., 2000. Steam reforming of sunflower oil for hydrogen production. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 39, 2140-2147.
- Mckendry, P., 2002. Energy production from biomass (part 2): conversion technologies. *Bioresource Technology* 83, 47-54.
- Meszaros, E., Varhegyi, G., Jakab, E., Marosvolgyi, B., 2004. Thermogravimetric and reaction kinetic analysis of biomass samples from an energy plantation. *Energy and Fuels* 18, 497-507.
- Midilli, A., Dogru, M., Howarth, C. R., Ayhan, T., 2001. Hydrogen production from hazelnut shell by applying air-blown downdraft gasification technique. *International Journal of Hydrogen Energy* 26, 29-37.
- Miccio, F., Piriou, B., Ruoppolo, G., Chirone, R. 2008. Biomass gasification in a catalytic fluidized reactor with beds of different materials. *Chemical Engineering Journal* 62, 5558-5563.
- Mohan, D., Pittman, C. U., Steels, P. K., 2006. Pyrolysis of wood/biomass for bio-oil: a critical review. *Energy and Fuels* 20, 848-889.
- Müller-Hagedorn, M., Bockhorn, H., Krebs, L., Müller, U., 2003. A comparative kinetic study on the pyrolysis of three different wood species. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 68-69, 231-249.
- Munir, S., Daood, S. S., Nimmo, W., Cunliffe, A. M., Gibbs, B. M., 2009. Thermal analysis and devolatilization kinetics of cotton stalk, sugar cane bagasse, and shea meal under nitrogen and air atmospheres. *Bioresource Technology* 100, 1413-1418.
- Na, J. I., Park, S. J., Kim, Y. K., Lee, J. G., Kim, J. H., 2003. Characteristics of oxygen-blown gasification for combustible waste in a fixed-bed gasifier. *Applied Energy* 75, 275-285.
- Nair, S. A., Yan, K., Safitri, A., Pemen, A. J. M., 2003. Tar removal from biomass derived fuel gas by pulsed corona discharges. *Fuel Processing Technology* 84, 161-173.
- Nordin, A., 1994. Chemical and elemental characteristics of biomass fuels. *Biomass and Bioenergy* 6, 339-347.

- Orfao, J. J. M., Antunes, F. J. A., Figueiredo, J. L., 1999. Pyrolysis kinetics of lignocellulosic materials – three independent reactions model. *Fuel* 78, 349-358.
- Otero, M., Sanchez, M.E., Gomez, X., Moran, A., 2010. Thermogravimetric analysis of biowastes during combustion. *Waste Management* 30, 1183-1187.
- Panigrahi, S., Dalai, A. K., Chaudhari, S. T., Bakhshi, N. N., 2003. Synthesis gas production from steam gasification of biomass-derived oil. *Energy and Fuels* 17, 637-642.
- Park, H. J., Dong, J. I., Jeon, J. K., Park, Y. K., Yoo, K. S., Kim, S. S., Kim, J., Kim, S., 2008. Effects of the operating parameters on the production of bio-oil in the fast pyrolysis of Japanese larch. *Chemical Engineering Journal* 143, 124-132.
- Park, H. J., Park, Y. K., Dong, J. I., Kim, J. S., Jeon, J. K., Kim, S. S., Kim, J., Song, B., Park, J., Lee, K. J., 2009a. Pyrolysis characteristics of oriental white oak: kinetic study and fast pyrolysis in a fluidized bed with an improved reaction system. *Fuel Processing Technology* 90, 186-195.
- Park, Y. H., Kim, J., Kim, S. S., Park, Y. K., 2009b. Pyrolysis characteristics and kinetics of oak trees using thermogravimetric analyzer and micro-tubing reactor. *Bioresource Technology* 100, 400-405.
- Presnell, K., 2004. The potential use of mimosa as fuel for power generation. In *Research and Management of Mimosa pigra*, edited by M. Julien, G. Flanagan, T. Heard, B. Hennecke, Q. Paynter, C. Wilson, Canberra, Australia: CSIRO Entomology.
- Rapagna, S., Latif, A., 1997. Steam gasification of almond shells in a fluidized bed reactor: the influence of temperature and particle size on product yield and distribution. *Biomass and Bioenergy* 12, 281-288.
- Rhen, C., Ohman, M., Gref, R., Wasterlund, I., 2007. Effect of raw material composition in woody biomass pellets on combustion characteristics. *Biomass and Bioenergy* 31, 66-72.
- Rocha, J. D., Luengo, C. A., Snape, C. E., 1999. The scope for generating bio-oils with relatively low oxygen contents via hydropyrolysis. *Organic Geochemistry* 30, 1527-1524.
- Ross, A. B., Jones, J. M., Kubacki, M. L., Bridgeman, T., 2008. Classification of macroalgae as fuel and its thermochemical behaviour. *Bioresource Technology* 99, 6494-6504.
- Safi, M. J., Mishra, I. M., Prasad, B., 2004. Global degradation kinetics of pine needles in air. *Thermochimica Acta* 412, 155-162.
- Scurlock, J. M. O., Dayton, D. C., Hames, B., 2000. Bamboo: an overlooked biomass resource?. *Biomass and Bioenergy* 19, 229-244.
- Senneca, O., 2007. Kinetics of pyrolysis, combustion and gasification of three biomass fuels. *Fuel Processing Technology* 88, 87-97.

- Shafizadeh, F., 1985. Pyrolytic reactions and products of biomass. In: Overend R. P., Milne, T. A., Mudge, L. K., editors. *Fundamentals of Biomass Thermochemical Conversion*. London: Elsevier; 183-217.
- Shen, D. K., Gu, S., Luo, K. H., Bridgwater, A. V., Fang, M. X., 2009. Kinetic study on thermal decomposition of woods in oxidative environment. *Fuel* 88, 1024-1030.
- Simell, P., Stalberg, P., Kurkella, E., Albrecht, J., Deutsch, S., Sjoström, K., 2000. Provisional protocol for sampling and analysis of tar and particulates from large scale biomass gasifiers. *Biomass and Bioenergy* 18, 19-38.
- Skoulou, V., Zabaniotou, A., Stavropoulos, G., Sakelaropoulos, G., 2008. Syngas production from olive tree cuttings and olive kernels in a downdraft fixed-bed gasifier. *International Journal of Hydrogen Energy* 33, 1185 – 1194.
- Sujjakulnukit, B., Yingyuad, R., Maneekhao, V., Pongnarintasut, V., Bhattacharya, S. C., Abdul Salam, P., 2005. Assessment of sustainable energy potential of non-plantation biomass resources in Thailand. *Biomass and Bioenergy* 29, 214-224.
- Sun, Z., Shen, J., Jin, B., Wei, L., 2010. Combustion characteristics of cotton stalk in FBC. *Biomass and Bioenergy* 34, 761-770.
- Sung, Y. J., Seo, Y. B., 2009. Thermogravimetric study on stem biomass of *Nicotiana tobacum*. *Thermochimica Acta* 486, 1-4.
- Sutton, D., Kelleher, B., Ross, J. R. H., 2001. Review of literature on catalysts for biomass gasification. *Fuel Processing Technology* 73, 155-173.
- Tian, S., Fu, X., 2009. Study on characteristics in combustion process of cornstalk and wheat straw. *Asia Pacific Power and Energy Engineering Conference*, 27-31 March, Wuhan, China.
- Tippayawong, N., Inthasan, P., 2010. Investigation of light tar cracking in a gliding arc plasma system. *International Journal of Chemical Reactor Engineering* 8, A50.
- Thiha, S., Tippayawong, N., Wongsiriamnuay, T., Chaichana, C., 2009. Catalytic destruction of biomass tar by dolomite in a dual packed bed reactor. *2nd International Conference on Green and Sustainable Innovation 2009*, Chiang Rai, Thailand, December 2 – 4.
- Turn, S., Kinoshita, C., Zhang, Z., Ishimura, D., Zhou, J., 1998. An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification. *International Journal of Hydrogen Energy* 23, 641-648.
- Varhegyi, G., Antal, M. J., 1989. Kinetics of the thermal decomposition of cellulose, hemicellulose, and sugar cane bagasse. *Energy and Fuels* 3, 329-335.

- Wang, D., Montane, D., Chornet, E., 1996. Catalytic steam reforming of biomass-derived oxygenates: acetic acid and hydroxyacetaldehyde. *Applied Catalysis A – General* 143, 245-270.
- Wang, G., Li, W., Li, B., Chen, H., 2008. TG study on pyrolysis of biomass and its three components under syngas. *Fuel* 87, 552-558.
- Warnecke, R., 2000. Gasification of biomass: comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier. *Biomass and Bioenergy* 18, 489-497.
- Weerachanchai, P., Horio, M., Tangsathitkulchai, C., 2009. Effect of gasifying conditions and bed materials on fluidized bed steam gasification of wood biomass. *Bioresource Technology* 100, 1419-1427.
- Wei, L., Xu, S., Zhang, L., Liu, C., Hui, C., Lin, S., 2007. Steam gasification of biomass for hydrogen-rich gas in a free-fall reactor. *International Journal of Hydrogen Energy* 32, 24-31.
- Williams, P. T., Nugranad, N., 2000. Comparison of products from the pyrolysis and catalytic pyrolysis of rice husks. *Energy* 25, 493-513.
- Wongsiriamnuay, T., Phengpom, T., Panthong, P., Tippayawong, N., 2008. Renewable energy from thermal gasification of a giant sensitive plant (*Mimosa pigra* L.). 5th *International Conference on Combustion, Incineration/Pyrolysis and Emission Control*, 16-19 December, Chiang Mai, Thailand.
- Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., 2010. Gasification of giant sensitive plants in a fixed bed reactor. *ECOS2010 (23rd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems)*, Lausanne, Switzerland, June 14-17.
- Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., 2010. Non-isothermal pyrolysis characteristics of giant sensitive plants using thermogravimetric analysis. *Bioresource Technology*, 101, 5638-5644.
- Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., 2010. Thermogravimetric analysis of giant sensitive plants under air atmosphere. *Bioresource Technology*, 101, 9314-9320.
- Worasuwannarak, N., Sonobe, T., et al., 2007. Pyrolysis behaviors of rice straw, rice husk, and corncob by TG-MS technique. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 78, 265-271.
- Yaman, S., 2004. Pyrolysis of biomass to produce fuels and chemical feedstocks. *Energy Conversion and Management* 45, 651-671.
- Yu, Z., Ma, X., Liu, A., 2009. Thermogravimetric analysis of rice and wheat straw catalytic combustion in air- and oxygen-enriched atmospheres. *Energy Conversion and Management* 50, 561-566.

Zhang, R., Brown, R. C., Suby, A., Cummer, K., 2004. Catalytic destruction of tar in biomass derived producer gas. *Energy Conversion and Management* 45, 995-1014.

ผลลัพธ์ที่ได้จากโครงการ

ผลงานวิจัยที่ตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติ

- 1) Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., 2010. Non-isothermal pyrolysis characteristics of giant sensitive plants using thermogravimetric analysis. *Bioresource Technology*, 101, 5638-5644.
- 2) Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., 2010. Thermogravimetric analysis of giant sensitive plants under air atmosphere. *Bioresource Technology*, 101, 9314-9320.
- 3) Tippayawong, N., Inthasan, P., 2010. Investigation of light tar cracking in a gliding arc plasma system. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 8, A50.

ผลงานที่นำเสนอในที่ประชุมวิชาการ

- 1) Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., Phengpom, T., Panthong, P., 2008. Renewable energy from thermal gasification of a giant sensitive plant (*Mimosa pigra* L.). 5th *International Conference on Combustion, Incineration/Pyrolysis and Emission Control*, Chiang Mai, Thailand, December 6-19.
- 2) Thiha, S., Tippayawong, N., Wongsiriamnuay, T., Chaichana, C., 2009. Catalytic destruction of biomass tar by dolomite in a dual packed bed reactor. 2nd *International Conference on Green and Sustainable Innovation*, Chiang Rai, Thailand, December 2-4.
- 3) Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., 2010. Gasification of giant sensitive plants in a fixed bed reactor. 23rd *International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*, Lausanne, Switzerland, June 14-17.

ภาคผนวก



This article appeared in a journal published by Elsevier. The attached copy is furnished to the author for internal non-commercial research and education use, including for instruction at the authors institution and sharing with colleagues.

Other uses, including reproduction and distribution, or selling or licensing copies, or posting to personal, institutional or third party websites are prohibited.

In most cases authors are permitted to post their version of the article (e.g. in Word or Tex form) to their personal website or institutional repository. Authors requiring further information regarding Elsevier's archiving and manuscript policies are encouraged to visit:

<http://www.elsevier.com/copyright>



Contents lists available at ScienceDirect

Bioresource Technology

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



Non-isothermal pyrolysis characteristics of giant sensitive plants using thermogravimetric analysis

Thanasit Wongsiriamnuay, Nakorn Tippayawong *

Department of Mechanical Engineering, Chiang Mai University, Chiang Mai 50200, Thailand

ARTICLE INFO

Article history:

Received 23 December 2009

Received in revised form 5 February 2010

Accepted 8 February 2010

Available online 1 March 2010

Keywords:

Biomass

Mimosa

Pyrolysis

Renewable energy

Thermal decomposition

ABSTRACT

A giant sensitive plant (*Mimosa pigra* L.) or Mimosa is a fast growing woody weed that poses a major environmental problem in agricultural and wet land areas. It may have potential to be used as a renewable energy source. In this work, thermal behaviour of dried Mimosa was investigated under inert atmosphere in a thermogravimetric analyzer at the heating rates of 10, 30, and 50 °C/min from room temperature to 1000 °C. Pyrolysis kinetic parameters in terms of apparent activation energy and pre-exponential factor were determined. Two stages of major mass loss occurred during the thermal decomposition process, corresponding to degradation of cellulose and hemicellulose between 200–375 °C and decomposition of lignin around 375–700 °C. The weed mainly devolatilized around 200–400 °C, with total volatile yield of about 60%. The char in final residue was about 20%. Mass loss and mass loss rates were strongly affected by heating rate. It was found that an increase in heating rate resulted in a shift of thermograms to higher temperatures. As the heating rates increased, average devolatilization rates were observed to increase while the activation energy decreased.

© 2010 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

Future contribution of renewable energy is vital as energy becomes increasingly scarce and expensive. Use of diverse biomass resources is projected to contribute to a major fraction of future energy demands. Nonetheless, competition between biomass supply for fuel or for food applications has been intensified in the recent years. This concern has resulted in growing interests in alternative, non-edible biomass resources such as perennial rhizomatous grasses; miscanthus (*Miscanthus*), switchgrass (*Panicum virgatum*), reed canary grass (*Phalaris arundinacea*), giant reed (*Arundo donax*) and bamboo because of their high yield potential, appropriate biomass characteristics, low input demand and positive environmental impact (Lewandowski et al., 2003; Basso et al., 2005; Scurlock et al., 2000). In Thailand, non-plantation biomass resources have been assessed for their energy potential and found to be promising (Sujjakulnukit et al., 2005). Weeds such as giant sensitive plants are viewed to have potential as a useful bio-energy source. Giant sensitive plant is woody member of the genus *Mimosa*, in the family Fabaceae comprising about 400–450 species. It is a woody invasive shrub that originates from tropical America. Now, it can be found in tropical and subtropical areas over many countries especially Australia, Thailand, Vietnam, South American, and African countries. It forms dense, thorny impenetrable

thickets, particularly in wet areas. It is one of the worst environmental weeds. Owing to its strong, dense and woody stems, some small fraction of Mimosa is utilised as firewood, bean-poles, and as temporary fences. So far, there have been relatively few literatures reporting on utilisation of Mimosa as feedstock for bioenergy (Presnell, 2004; Wongsiriamnuay et al., 2008).

Thermal conversion technology is an attractive route to produce fuel gases from natural resources. When the thermal process is carried out in a reactor, the raw material undergoes pyrolysis, gasification and combustion. They are complicated processes consisting of several main chemical reactions and large number of intermediate reactions. Many alternative paths are available to the reacting compounds, depending on the process conditions. Physico-chemical compositions of the fuel are also important and decisive factors for the characteristics of the thermal conversion. Thermogravimetric analysis (TGA) can be an useful tool to study the thermal behaviour of materials. The rate of mass loss as a function of temperature and time is measured and provides a means to estimate the kinetic parameters in the thermal decomposition reaction. These data are crucial for efficient modeling, design and operation of pyrolysis process and related thermochemical conversion systems. To determine the effect of temperature and heating rate on their pyrolysis characteristics, the samples are pyrolyzed under non-isothermal conditions in a thermogravimetric analyzer. Many TGA studies have been carried out for pyrolysis of various non-edible biomass sources (Jeguirim and Trouve, 2009; Park et al., 2009; Kumar et al., 2008; Maiti et al., 2007; Erlich et al., 2006; Collura et al.,

* Corresponding author. Tel.: +66 5394 5146; fax: +66 5394 4145.

E-mail address: n.tippayawong@yahoo.com (N. Tippayawong).

2005; Cao et al., 2004; Meszaros et al., 2004; Fisher et al., 2003; Müller-Hagedorn et al., 2003; Gronli et al., 2002; Karaosmanoglu et al., 2001). To the authors' knowledge, there has not yet been a report on pyrolysis characteristics of giant sensitive plants. The objectives of this investigation are therefore to study pyrolysis characteristics and to analyze change of kinetic behaviour with conversion for the giant sensitive plant. Comparisons are made against other biomass sources.

2. Methods

2.1. Samples

The samples of Mimosa collected in agricultural zone in Chiang Mai, Thailand were used. The collected stalks were cleaned and air dried naturally in a dry store room at ambient condition. The dried samples were crushed and grounded in a high speed rotary mill, and sieved to provide a feed sample in the size range of about 0.5 mm. Preparation of samples prior to analyses was conducted in accordance with TAPPI T 257 and T 264 standards. Contents of the major biopolymer constituents of the weed, holocellulose, lignin and solvent extractive components were evaluated using TAPPI standard methods. The solubilities of extractives in ethanol and benzene mixture as well as quantity of soluble substances in sodium hydroxide and in water were established. ASTM standard methods were followed to carry out proximate analysis for the samples. The carbon, hydrogen and nitrogen contents were determined using a CHN elemental analyzer. The oxygen content was calculated by difference. The heating value of the dried Mimosa stalk was determined in compliance with ASTM standard using a Parr bomb calorimeter. It was reported as a gross heat of combustion at constant volume. Analysis results of the dried Mimosa samples are shown in Table 1.

2.2. Thermogravimetric apparatus

Thermal decomposition of the biomass materials were analyzed using a TGA/SDTA 851e thermogravimetric analyzer (sensitive microbalance, 1 µg resolution, 1300 °C maximum temperature at atmospheric pressure, 50 bar maximum at 1000 °C, and 30 °C/min maximum heating rate). This high performance TG analyzer has high sensitivity, vibration resistance and structure that permit rapid replacement of samples. Large number of samples can be analyzed in a short time and in succession. The system was logged to a personal computer for data handling and analysis. Prior to TGA, temperature, weight and sample platform calibrations were carried out. Each sample was placed in the platinum pan securely

and in such a way that it was confined within the pan sides and not in contact with the sides of the oven. All handling of samples were done using brass tweezers to avoid contamination. Non-isothermal experiment runs were carried out at 10, 30, and 50 °C/min under atmospheric pressure, with an initial weight sample of 5 mg and a purge gas flow of 50 cm³/min. The purge gases used were high purity nitrogen, air or oxygen. The sample was initially preheated to and equilibrated at 40 °C in nitrogen under a flow rate of 50 cm³/min for 10 min. The sample was then heated to 1000 °C at a constant heating rate. The continuous records of weight loss and temperatures were obtained. At least three runs were performed for each condition.

3. Results and discussion

3.1. Thermal decomposition

The proximate chemical compositions of Mimosa stems were found to be similar to hard woods, but with higher ash content (Nordin, 1994). Ultimate analysis showed that raw Mimosa consisted of moderately high carbon content (43.9%) and low amounts of hydrogen (6.0%) and nitrogen (1.4%). Cellulose and hemicellulose were presented in terms of holocellulose, accounting for nearly 60% of total mass. Lignin content of Mimosa was found to be relatively high (33.9%). During pyrolysis of lignocellulosic materials, mass losses occurred due to dehydration at low temperatures, decomposition of hemicellulose, cellulose and lignin. Decompositions of these components were normally overlapped (Jeguirim and Troune, 2009).

Thermal decomposition behaviours of Mimosa pyrolysis under flowing nitrogen were obtained. The results of thermogravimetric experiments were expressed as conversion α , defined as:

$$\alpha = \frac{W_i - W_t}{W_i - W_f} \quad (1)$$

where W_i , W_t and W_f are the initial mass of the sample, the mass of pyrolyzed sample, and the final residual mass, respectively. The degree of conversion versus temperature at different heating rates of 10, 30 and 50 °C/min for the giant sensitive plant in TG analyzer are shown in Fig. 1. At the temperature lower than 150 °C, the small change of conversion in the samples was attributed to vaporisation of moisture that was attached on the surface of the samples. The giant sensitive plant samples started to decompose and release volatile matter around 200 °C. The TG curves of the giant sensitive trees showed only two major weight loss stages between 200 and 400 °C, and 400 and 700 °C. It was clear that the slope of the curve changed between the two temperature intervals. Slope between 200 and 400 °C was higher than that 400 and 700 °C. The conversions at different heating rates exhibited similar patterns. It was observed at temperatures below 400 °C that the TG curve shifted slightly to the right with increasing heating rate. At low heating rates, several distinct mass loss zones observed were associated with degradation dynamics of main constituents. Since the samples contained mainly cellulose, hemicellulose and lignin, it was known that the hemicellulose started to decompose at around 225–325 °C and the cellulose was found to decompose between 325 and 375 °C. Lignin had a broad decomposition temperature range at temperatures higher than 250–500 °C (Shafizadeh, 1985; Di Blasi and Lanzetta, 1997; Ferdous et al., 2002). As the heating rate was increased, these thermal degradation zones tended to merge. Simultaneous participation of all components cannot be avoided in measured mass loss (Di Blasi, 2008). Decomposition at 500 °C or higher progressed slowly due to the remaining lignin or char, similar to that reported by Fisher et al. (2003).

Table 1
Analysis of dried Mimosa samples.

Property	Unit	Method	Quantity
<i>Proximate analysis</i>			
Moisture	(% w/w)	ASTM D 3173	1.6
Volatile	(% w/w)	ASTM D 3175	71.1
Fixed carbon	(% w/w)	ASTM D 3172	23.6
Ash	(% w/w)	ASTM D 3177	3.7
<i>Ultimate analysis</i>			
Carbon	(%)	ASTM D 3174	43.9
Hydrogen	(%)	ASTM D 3174	6.0
Nitrogen	(%)	ASTM D 3174	1.4
Oxygen	(%)	By difference	48.7
<i>Lignocellulosic content</i>			
Holocellulose	(% w/w)	Wise method	58.2
Lignin	(% w/w)	TAPPI T 222	33.9
Higher heating value	(MJ/kg)	ASTM 5865	17.5

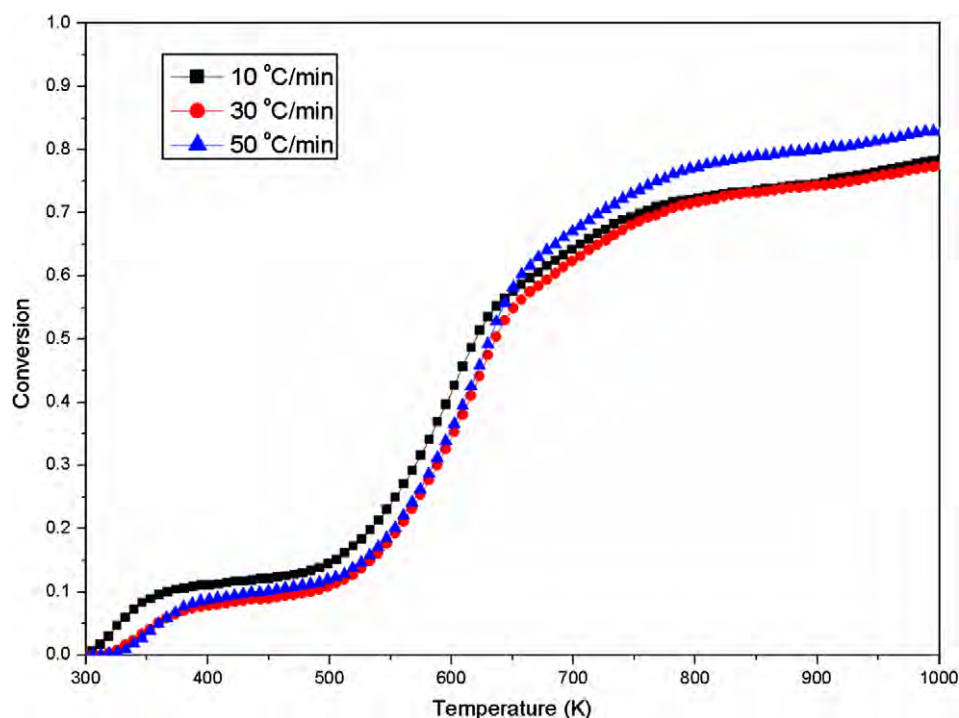


Fig. 1. Conversion as a function of temperature in the thermal treatment of Mimosa under nitrogen atmosphere at different heating rates.

The differential rates of instantaneous conversion, $d\alpha/dt$, were obtained from TG analysis at different heating rates, shown in Fig. 2. The differential TG curve of each heating rate has one extensive peak, occurred between 325 and 375 °C. The maximum peaks were attributed to the decomposition of cellulose and hemicellulose. Higher heating rate was found to shift the differential TG curve to a greater range of temperature. This was attributed to the fact that when the heating rate was in-

creased, the retention time was shorter and the temperature required for organic matter to decompose was greater (Ferdous et al., 2002; Senneca, 2007; Jeguirim and Trouve, 2009), causing the maximum curve rate to move rightward. These behaviours were similar to those reported by Wang et al. (2008) and Jeguirim and Trouve (2009). Increasing the heating rate also led to an increase in the maximum rate of $d\alpha/dt$ of the TG curve (Ferdous et al., 2002; Hu et al., 2007). The maximum points of the

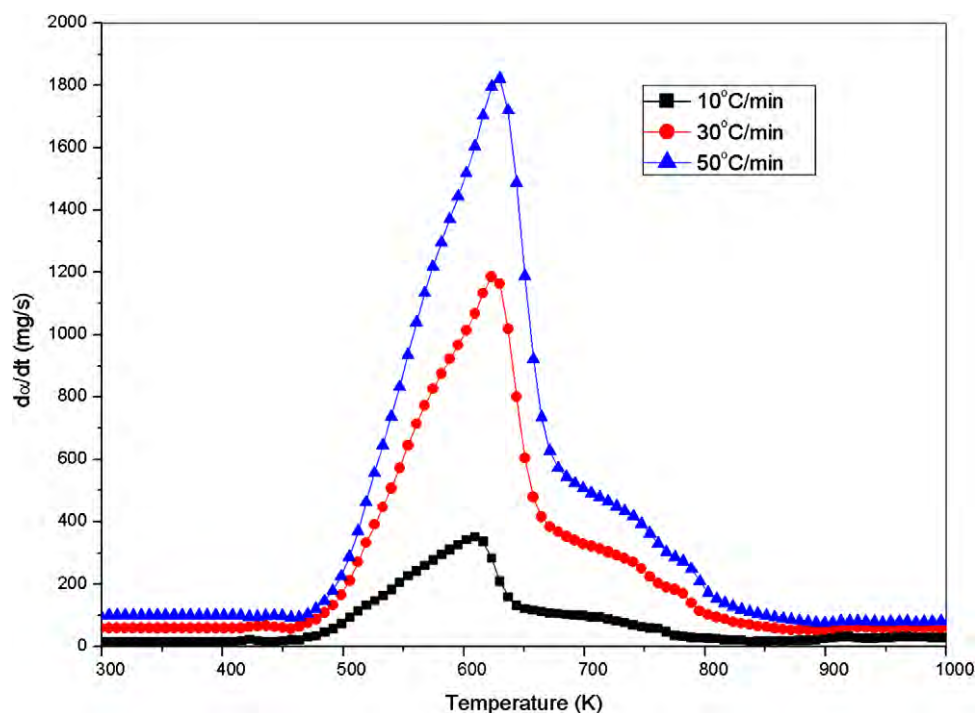


Fig. 2. DTG curves of thermal decomposition of Mimosa under nitrogen at different heating rates.

Table 2
Degradation characteristic of various biomass sources at low heating rates.

Reference	Biomass	T_{start} (°C)	T_{peak} (°C)	dx/dt_{peak}	α_{peak}	$\alpha_{500^{\circ}\text{C}}$	Heating rate (°C/min)
This work	Mimosa	198	336	0.748	0.45	0.29	10
		191	350	2.33	0.42	0.30	30
		197	356	4.11	0.49	0.24	50
Gronli et al. (2002)	Alder	242	349	1.02	0.40	0.17	5
	Beech	248	349	0.91	0.37	0.18	5
	Birch	244	353	0.98	0.32	0.14	5
	Oak	237	338	0.89	0.45	0.23	5
	Douglas fir	243	334	0.87	0.55	0.24	5
	Pine A	238	351	0.91	0.45	0.20	5
	Pine B	209	350	0.81	0.43	0.20	5
	Redwood	235	351	0.83	0.50	0.26	5
	Spruce	249	352	0.77	0.46	0.23	5
	Hard woods	243	347	0.95	0.38	0.18	5
	Soft woods	235	348	0.84	0.47	0.22	5
Kalita and Saikia (2004)	<i>P. alba</i>	170	360	–	0.58	–	20
	<i>C. procera</i>	210	290	–	0.85	–	20
	<i>E. neerifolia</i>	180	360	–	0.76	–	20
	<i>N. indicum</i>	140	350	–	0.68	–	20
	<i>M. elengi</i>	170	340	–	0.57	–	20
Gomez et al. (2007)	Thistle	214	334	0.20	–	–	20
	Pine	254	378	0.30	–	–	20
	Beech	259	380	0.35	–	–	20
Yao et al. (2008)	Bagasse	–	299.3	–	0.53	–	2
	Bamboo	–	285.9	–	0.44	–	2
	Cotton stalk	–	293.4	–	0.50	–	2
	Hemp	–	282.3	–	0.38	–	2
	Jute	–	283.1	–	0.44	–	2
	Kenaf	–	284.1	–	0.42	–	2
	Rice husk	–	297.4	–	0.37	–	2
	Rice straw	–	273.6	–	0.35	–	2
	Maple	–	308.3	–	0.58	–	2
	Pine	–	311.5	–	0.59	–	2
Jeguirim and Trouve (2009)	Giant reed	200	308	0.826	0.58	0.29	5

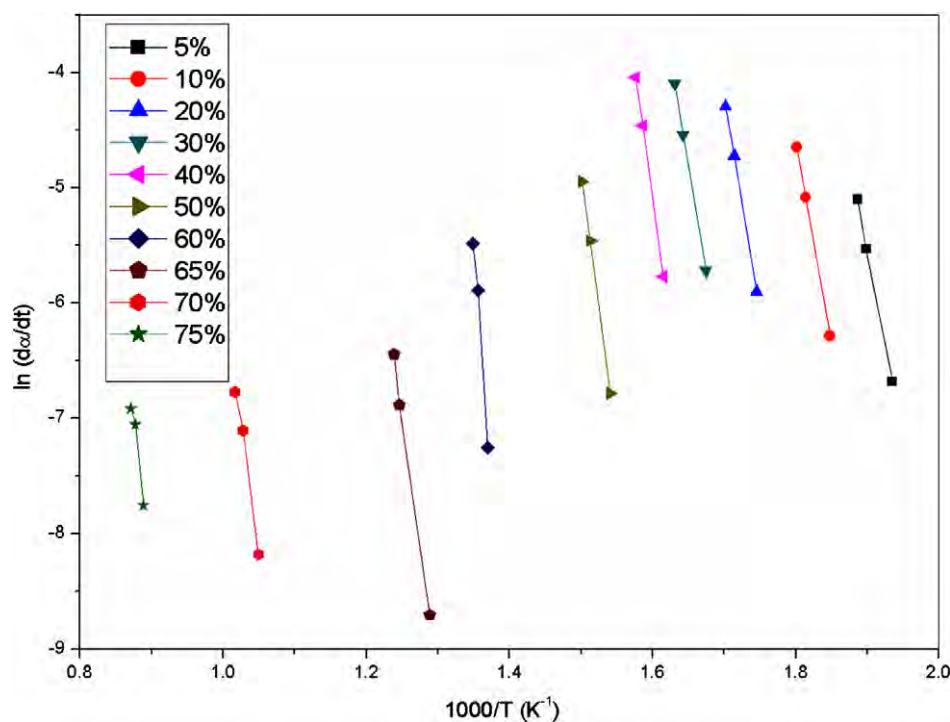


Fig. 3. Relationships between the rate of conversion with temperature for conversions of 5–75%.

TG curves occurred at 335, 350 and 355 °C for heating rates of 10, 30 and 50 °C/min, respectively. It can be seen that the maximum rate of decomposition tended to increase at higher heat-

ing rate because it provided higher thermal energy to facilitate better heat transfer between the surrounding and inside the samples. These results were in similar trends with previous re-

Table 3
Comparison of calculated pyrolysis kinetic parameters between Mimosa and other biomass resources.

References	Biomass	<i>n</i>	Conversion (%)											
			5	10	15	20	30	40	50	60	65	70	75	80
This work	Mimosa	<i>E</i> (kJ/mol)	269.32	293.10	–	311.50	306.43	373.91	370.46	364.57	371.22	366.38	410.93	403.72
		<i>A</i>												
		0th	2.08×10^{24}	3.65×10^{25}	–	6.81×10^{25}	2.10×10^{24}	1.10×10^{29}	7.16×10^{26}	1.94×10^{23}	1.58×10^{21}	3.49×10^{16}	5.25×10^{15}	5.72×10^{11}
Park et al. (2008)	Japanese larch	1st	4.16×10^{23}	3.65×10^{24}	–	3.40×10^{24}	6.99×10^{22}	2.74×10^{27}	1.43×10^{25}	3.24×10^{21}	2.43×10^{19}	4.98×10^{14}	7.00×10^{13}	7.15×10^9
		2nd	8.32×10^{22}	3.65×10^{23}	–	1.70×10^{23}	2.33×10^{21}	6.85×10^{25}	2.86×10^{23}	5.40×10^{19}	3.74×10^{17}	7.11×10^{12}	9.33×10^{11}	8.94×10^7
		220	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	1009
Park et al. (2009a)	Oriental white oak	<i>E</i> (kJ/mol)												
		<i>A</i>												
		0th	5.24×10^{17}	8.57×10^{16}	–	3.35×10^{16}	3.57×10^{15}	5.11×10^{15}	1.36×10^{14}	8.41×10^{12}	–	1.61×10^{13}	–	5.78×10^{14}
Park et al. (2009b)	Oak tree	1st	1.05×10^{19}	8.57×10^{17}	–	1.67×10^{17}	1.19×10^{16}	1.28×10^{16}	2.71×10^{14}	1.40×10^{13}	–	2.30×10^{13}	–	7.22×10^{14}
		2nd	2.10×10^{20}	8.57×10^{18}	–	8.37×10^{17}	3.96×10^{16}	3.19×10^{16}	5.42×10^{14}	2.34×10^{13}	–	3.29×10^{13}	–	9.03×10^{14}
		166	–	–	–	–	–	–	–	–	–	230	–	777
Park et al. (2009b)	Oak tree	<i>E</i> (kJ/mol)												
		<i>A</i>												
		0th	1.81×10^{12}	3.05×10^{13}	–	1.16×10^{15}	7.60×10^{15}	3.82×10^{16}	4.02×10^{15}	2.51×10^{14}	–	1.42×10^{14}	–	2.37×10^{19}
Wang et al. (2008)	Sawdust	1st	3.62×10^{13}	3.05×10^{14}	–	5.81×10^{15}	2.53×10^{16}	9.56×10^{16}	8.04×10^{15}	4.19×10^{14}	–	2.03×10^{14}	–	2.97×10^{19}
		2nd	7.25×10^{14}	3.05×10^{15}	–	2.90×10^{16}	8.44×10^{16}	2.39×10^{17}	1.61×10^{16}	6.98×10^{14}	–	2.90×10^{14}	–	3.71×10^{19}
		245.79	238.28	–	241.61	254.73	247.81	227.07	216.39	–	217.92	–	384.34	
Wang et al. (2008)	Sawdust	<i>E</i> (kJ/mol)												
		<i>A</i>												
		0th	3.13×10^{21}	6.46×10^{19}	–	1.65×10^{19}	4.61×10^{19}	3.01×10^{18}	2.12×10^{16}	1.51×10^{15}	–	8.63×10^{14}	–	5.79×10^{26}
Wang et al. (2008)	Cellulose	1st	6.26×10^{22}	6.46×10^{20}	–	8.25×10^{19}	1.54×10^{20}	7.53×10^{18}	4.23×10^{16}	2.52×10^{15}	–	1.23×10^{15}	–	7.24×10^{26}
		2nd	1.25×10^{24}	6.46×10^{21}	–	4.13×10^{20}	5.13×10^{20}	1.88×10^{19}	8.46×10^{16}	4.20×10^{15}	–	1.76×10^{15}	–	9.05×10^{26}
		–	–	–	–	202.3	185.8	177.3	172.0	164.6	164.6	163.5	161.9	166.4
Wang et al. (2008)	Cellulose	<i>E</i> (kJ/mol)												
		<i>A</i>												
		0th	4.8×10^5	4.5×10^{13}	–	2.0×10^{12}	2.0×10^{13}	2.7×10^{11}	2.9×10^{10}	1.6×10^{10}	–	8.4×10^9	5.0×10^9	9.5×10^9
Wang et al. (2008)	Hemicellulose	<i>E</i> (kJ/mol)												
		<i>A</i>												
		0th	2.8×10^{11}	8.2×10^{10}	–	2.6×10^{10}	2.6×10^{10}	7.6×10^9	3.4×10^9	1.7×10^9	–	1.3×10^9	7.1×10^8	3.2×10^8
Wang et al. (2008)	Lignin	<i>E</i> (kJ/mol)												
		<i>A</i>												
		0th	3.4×10^{22}	1.6×10^{16}	–	4.3×10^{12}	4.3×10^{12}	7.6×10^{11}	5.2×10^{11}	2.9×10^{12}	–	7.6×10^{12}	5.1×10^{14}	2.1×10^{17}
Wang et al. (2008)	Lignin	<i>E</i> (kJ/mol)												
		<i>A</i>												
		0th	162.3	154.8	–	133.8	133.8	157.8	186.8	195.4	–	189.0	183.1	157.7
Wang et al. (2008)	Lignin	<i>E</i> (kJ/mol)												
		<i>A</i>												
		0th	7.6×10^{11}	6.7×10^{10}	–	1.1×10^8	1.1×10^8	5.8×10^8	2.3×10^{10}	4.7×10^{10}	–	9.2×10^9	2.6×10^9	2.5×10^7

ports (Park et al., 2009b; Jeguirim and Trouve, 2009; Kumar et al., 2008).

Table 2 presents comparison of degradation characteristics in terms of onset temperature from the decomposition of hemicellulose component (T_{start}), maximum conversion (α_{peak}), maximum mass loss rate (dx/dt_{peak}) and its corresponding temperature (T_{peak}), and percentage char yield at 500 °C ($\alpha_{500^\circ\text{C}}$) between Mimosa and other biomass sources (Jeguirim and Trouve, 2009). Decomposition of Mimosa's hemicellulose component was at similar temperature (~ 200 °C) to giant reed and latex bearing plants, but lower than wood species. It was clear that the thermal degradation of Mimosa under inert atmosphere occurred at similar temperatures to those obtained for latex plant samples at similar TGA conditions (Kalita and Saikia, 2004). The maximum mass loss rate was obtained at similar range (340–360 °C) to other wood and latex plant samples (Gronli et al., 2002; Kalita and Saikia, 2004; Gomez et al., 2007), but slightly higher than agro-residues (Yao et al., 2008). Peak mass loss rate of Mimosa at 10 °C/min heating rate was in similar magnitude to giant reed and wood samples at 5 °C/min. However, if thermal degradation of wood residues at 20 °C/min was considered (Gomez et al., 2007), the Mimosa mass loss rate at 10 and 30 °C/min was found to be higher. Mimosa appeared to exhibit similar maximum conversion to wood and agro-residues, in the range between 0.32 and 0.59.

3.2. Kinetic parameters

The kinetic parameters for the global pyrolysis process of Mimosa can be calculated using similar procedure adopted by Park et al. (2009b) and Maiti et al. (2007). The general non-isothermal, decomposition reaction rate is;

$$\frac{dx}{dt} = k(1 - \alpha)^n \quad (2)$$

where

$$k = A \exp(-E/RT) \quad (3)$$

T is the temperature, A is the pre-exponential or frequency factor, t is the time, E is the activation energy, R is the universal gas constant, n is the order of reaction. The logarithmic form for Eq. (3) is

$$\ln\left(\frac{dx}{dt}\right) = \ln A + n \ln \alpha - \frac{E}{RT} \quad (4)$$

Activation energy can be determined from the relationship between $\ln(dx/dt)$ and $1/T$. Fig. 3 shows the relationship between $\ln(dx/dt)$ and $1/T$ at various conversions from 5% to 75%. Thus, a family of parallel straight lines with a slope of $-E/R$ is obtained. When the heating rate was of 10, 30 and 50 °C/min, for example, the 10% conversion was obtained at the temperature of 267.4, 279.3 and 282.4 °C, respectively. At these temperatures, the values of $\ln(dx/dt)$ were -6.28 , -5.08 and -4.65 , respectively. From the slope of $\ln(dx/dt)$ against $1/T$ at the conversion of 10%, the activation energy was calculated as 293.10 kJ/mol. The intercept ($\ln(A \cdot \alpha^n)$) can also be obtained from Fig. 3, at each conversion. When the apparent order of reaction is assumed to be 0th, 1st or 2nd, the pre-exponential or frequency factor can be obtained from the following equation

$$\ln(A\alpha^n) = \ln A + n \ln \alpha \quad (5)$$

The variation of activation energy as a function of the conversion level, calculated using Eq. (5) is presented in Table 3. The activation energy for the pyrolysis of Mimosa ranged from 269 to 411 kJ/mol, depending on the conversion. The activation energy was found to increase from the conversion of 5% up to 40%, and appeared to remain relatively stable at an average value of 370 kJ/mol

for the conversion between 40% and 70%. When the conversion increased from 70% to 80%, the activation energy increased sharply. This observed behaviour may be due to an influence of heat or mass transfer at high temperatures greater than 500 °C. The activation energy values obtained here were higher than those obtained from oak tree, saw dust, and woods (Park et al., 2009b; Wang et al., 2008; Müller-Hagedorn et al., 2003), except for larch and white oak at high conversion (Park et al., 2008, 2009a). Jeguirim and Trouve (2009) reported the activation energies for cellulose and hemicelluloses to be in the range of 90–140 and 110 kJ/mol while Wang et al. (2008) reported the range of 142–168 and 158–250 kJ/mol for cellulose and hemicelluloses, respectively. The increase of activation energy at higher conversion may be attributable to further devolatilization of char after the main reaction. Most of cellulose and hemicelluloses were decomposed at the pyrolytic conversion from 5% to 70% with the average activation energy of 330 kJ/mol.

Also shown in Table 3 are the calculated pre-exponential factors, assuming the reaction order as zeroth, first or second. Main decomposition occurred at the conversion from 20% to 65%, where the pre-exponential factors were in the range of 10^{17} – 10^{29} s $^{-1}$. When the conversion increased above 65%, the pre-exponential factors declined rapidly to 10^7 – 10^{16} s $^{-1}$, probably attributed to greater presence of residual char. These values were much larger than those reported for main decomposition of other biomass sources. Park et al. (2008, 2009a,b) calculated the pre-exponential factors for conversion between 20% and 70% to be in the range of 10^{13} – 10^{20} s $^{-1}$, for larch, white oak and oak tree. Wang et al. (2008) reported even lower values for sawdust (10^9 – 10^{13} s $^{-1}$).

4. Conclusion

Thermal degradation of Mimosa under inert environment was investigated using TGA at different heating rates. Apparent activation energy and pre-exponential factor were determined. Pyrolysis of Mimosa occurred at similar temperatures to giant reed and latex bearing plants, but at lower temperatures than wood samples, between 200 and 500 °C. Increasing heating rate was found to increase mass loss rates but delay thermal decomposition to higher temperatures. The activation energy and pre-exponential factor were 269–411 kJ/mol, and 10^7 – 10^{29} s $^{-1}$, respectively. During pyrolysis, the kinetic parameters changed with conversion between 5% and 80%. This may be heat or mass transfer limitations at high temperatures.

Acknowledgements

This research is financially supported by the Thailand Research Fund (Contract No. RSA5080010) and Faculty of Engineering, Chiang Mai University. The Royal Golden Jubilee PhD scholarship (PHD/0047/2550) awarded to TW is greatly appreciated. Supports from the Energy Research and Development Institute, Chiang Mai University are also acknowledged.

References

- Basso, M.V., Cerrella, E.G., Buonomo, E.L., Bonelli, P.R., Cukierman, A.L., 2005. Thermochemical conversion of *Arundo donax* into useful solid products. *Energy Sources* 27, 1429–1438.
- Cao, Q., Xie, K.C., Bao, W.R., Shen, S.G., 2004. Pyrolysis behaviour of waste corn cob. *Bioresource Technology* 94, 83–89.
- Collura, S., Azambre, B., Weber, J.V., 2005. Thermal behaviour of *Miscanthus* grasses, an alternative biological fuel. *Environmental Chemistry Letters* 3, 95–99.
- Di Blasi, C., 2008. Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. *Progress in Energy and Combustion Science* 34, 47–90.
- Di Blasi, C., Lanzetta, M., 1997. Intrinsic kinetics of isothermal xylan degradation in inert atmosphere. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 40–41, 287–303.
- Erlich, C., Bjornbom, E., Bolado, D., Giner, M., Fransson, T.H., 2006. Pyrolysis and gasification of pellets from sugar cane bagasse and wood. *Fuel* 85, 1535–1540.

- Ferdous, D., Dalai, A.K., Bej, S.K., Thring, R.W., 2002. Pyrolysis of lignins: experimental and kinetic studies. *Energy and Fuels* 16, 1405–1412.
- Fisher, T., Hajaligol, M., Waymack, B., Kellogg, D., 2003. Pyrolysis behavior and kinetics of biomass derived materials. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 62, 331–349.
- Gomez, C.J., Meszaros, E., Jakab, E., Velo, E., Puigjaner, L., 2007. Thermogravimetry/mass spectrometry study of woody residues and an herbaceous biomass crop using PCA techniques. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 80, 416–426.
- Gronli, M.G., Varhegyi, G., Di Blasi, C., 2002. Thermogravimetric analysis and devolatilization kinetics of wood. *Industrial Engineering and Chemistry Research* 41, 4201–4208.
- Hu, S., Jess, A., Xu, M., 2007. Kinetic study of Chinese biomass slow pyrolysis: comparison of different kinetic models. *Fuel* 86, 2778–2788.
- Jeguirim, M., Trouve, G., 2009. Pyrolysis characteristics and kinetics of *Arundo donax* using thermogravimetric analysis. *Bioresource Technology* 100, 4026–4031.
- Kalita, D., Saikia, C.N., 2004. Chemical constituents and energy content of some latex bearing plants. *Bioresource Technology* 92, 219–227.
- Karaosmanoglu, F., Cift, B.D., Ergudenler, A.I., 2001. Determination of reaction kinetics of straw and stalk of rapeseed using thermogravimetric analysis. *Energy Sources* 23, 767–774.
- Kumar, A., Wang, L., Dzenis, Y.A., Jones, D.D., Hanna, M.A., 2008. Thermogravimetric characterization of corn stover as gasification and pyrolysis feedstock. *Biomass and Bioenergy* 32, 460–467.
- Lewandowski, I., Scurlock, J.M.O., Lindvall, E., Christou, M., 2003. The development and current status of perennial rhizomatous grasses as energy crops in the US and Europe. *Biomass and Bioenergy* 25, 335–361.
- Maiti, S., Purakayastha, S., Ghosh, B., 2007. Thermal characterization of mustard straw and stalk in nitrogen at different heating rates. *Fuel* 86, 1513–1518.
- Meszaros, E., Varhegyi, G., Jakab, E., Marosvolgyi, B., 2004. Thermogravimetric and reaction kinetic analysis of biomass samples from an energy plantation. *Energy and Fuels* 18, 497–507.
- Müller-Hagedorn, M., Bockhorn, H., Krebs, L., Müller, U., 2003. A comparative kinetic study on the pyrolysis of three different wood species. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 68–69, 231–249.
- Nordin, A., 1994. Chemical and elemental characteristics of biomass fuels. *Biomass and Bioenergy* 6, 339–347.
- Park, H.J., Dong, J.I., Jeon, J.K., Park, Y.K., Yoo, K.S., Kim, S.S., Kim, J., Kim, S., 2008. Effects of the operating parameters on the production of bio-oil in the fast pyrolysis of Japanese larch. *Chemical Engineering Journal* 143, 124–132.
- Park, H.J., Park, Y.K., Dong, J.I., Kim, J.S., Jeon, J.K., Kim, S.S., Kim, J., Song, B., Park, J., Lee, K.J., 2009a. Pyrolysis characteristics of oriental white oak: kinetic study and fast pyrolysis in a fluidized bed with an improved reaction system. *Fuel Processing Technology* 90, 186–195.
- Park, Y.H., Kim, J., Kim, S.S., Park, Y.K., 2009b. Pyrolysis characteristics and kinetics of oak trees using thermogravimetric analyzer and micro-tubing reactor. *Bioresource Technology* 100, 400–405.
- Presnell, K., 2004. The potential use of mimosa as fuel for power generation. In: Julien, M., Flanagan, G., Heard, T., Hennecke, B., Paynter, Q., Wilson, C. (Eds.), *Research and Management of Mimosa pigra*. CSIRO Entomology, Canberra, Australia.
- Scurlock, J.M.O., Dayton, D.C., Hames, B., 2000. Bamboo: an overlooked biomass resource? *Biomass and Bioenergy* 19, 229–244.
- Senneca, O., 2007. Kinetics of pyrolysis, combustion and gasification of three biomass fuels. *Fuel Processing Technology* 88, 87–97.
- Shafizadeh, F., 1985. Pyrolytic reactions and products of biomass. In: Overend, R.P., Milne, T.A., Mudge, L.K. (Eds.), *Fundamentals of Biomass Thermochemical Conversion*. Elsevier, London, pp. 183–217.
- Sujjakulnukit, B., Yingyuad, R., Maneekhao, V., Pongnarintasut, V., Bhattacharya, S.C., Abdul Salam, P., 2005. Assessment of sustainable energy potential of non-plantation biomass resources in Thailand. *Biomass and Bioenergy* 29, 214–224.
- Wang, G., Li, W., Li, B., Chen, H., 2008. TG study on pyrolysis of biomass and its three components under syngas. *Fuel* 87, 552–558.
- Wongsiriamnuay, T., Phengpom, T., Panthong, P., Tippayawong, N., 2008. Renewable energy from thermal gasification of a giant sensitive plant (*Mimosa pigra* L.). In: 5th International Conference on Combustion, Incineration/Pyrolysis and Emission Control, December 16–19 Chiang Mai, Thailand.
- Yao, F., Wu, Q., Lei, Y., Guo, W., Xu, Y., 2008. Thermal decomposition kinetics of natural fibers: activation energy with dynamic thermogravimetric analysis. *Polymer Degradation and Stability* 93, 90–98.



Thermogravimetric analysis of giant sensitive plants under air atmosphere

Thanasit Wongsiriamnuay, Nakorn Tippayawong*

Department of Mechanical Engineering, Chiang Mai University, 239 Huaykaew Rd, Chiang Mai 50200, Thailand

ARTICLE INFO

Article history:

Received 7 May 2010

Received in revised form 23 June 2010

Accepted 25 June 2010

Available online 23 July 2010

Keywords:

Biomass

Mimosa

Oxidation

Renewable energy

Thermal decomposition

ABSTRACT

The aim of this work is to utilise thermal analysis to study the thermal degradation of giant sensitive plants (*Mimosa pigra* L.) or Mimosa under oxidative environment. Thermogravimetric method was used under air sweeping in dynamic conditions at the heating rates of 10, 30, and 50 °C/min, from room temperature to about 725 °C. Starting with dehydration step between 30 and 150 °C, the main thermal decomposition process under air showed two distinct degradation zones, corresponding to devolatilisation step between 200 and 375 °C and combustion step around 375–500 °C. Kinetic parameters in terms of apparent activation energy and pre-exponential factor were determined. Comparison was made against other biomass materials. Mass loss and mass loss rates were strongly affected by heating rate. It was found that an increase in heating rate resulted in a shift of thermograms to higher temperatures. As the heating rates increased, average devolatilisation and combustion rates were observed to increase while the activation energy showed slight increase.

© 2010 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

Biomass is a source of short-cycle carbon which is of utmost importance for the future energy. Common sources of biomass include woods, agricultural crops and residues. There have been growing interests in alternative, non-edible biomass resources such as fast growing tress; birch, poplar, willow, eucalyptus, and perennial rhizomatous grasses; miscanthus, switchgrass, reed canary grass, giant reed because of their high yield potential, appropriate biomass characteristics, low input demand and positive environmental impact (Bernides et al., 2003; Lewandowski et al., 2003). Apart from these dedicated energy crops, weeds can also be utilised. In tropical and subtropical areas over many countries especially Australia, Thailand, Viet Nam, South American, and African countries, giant sensitive plants (*Mimosa pigra* L.) or Mimosa are plentiful, and may be considered to be a useful, non-plantation biomass resource (Wongsiriamnuay and Tippayawong, 2010). So far, there have been relatively few studies on utilisation of Mimosa as feed-stock for bioenergy.

Thermal conversion technology such as pyrolysis, gasification and combustion is an attractive route to produce fuel gases from natural resources. Combustion of biomass fuels occur when the volatile gaseous products from the thermal degradation ignite in the surrounding air. The heat released from combustion causes the ignition of adjacent unburned fuels. Analysis of the thermal degradation of biomass fuels is decisive in combustion and fire

research for both fundamental and practical investigation. This has motivated a number of experimental investigations, usually based on thermogravimetric analysis (TGA). TGA is useful in studying the thermal behaviour of potential fuels. The rate of mass loss as a function of temperature and time is measured and provides a means to estimate the kinetic parameters in the thermal decomposition reaction. Most reported studies on biomass thermal decomposition focused on pyrolysis. Di Blasi (2008) gave a good review about the chemical and physical process modeling of wood and biomass pyrolysis under inert atmospheres. Decomposition of biomass under inert and oxidative atmospheres are influenced by different factors. Recently, a growing amount of TGA studies on thermal degradation of various non-edible biomass sources in oxidative environments have been carried out (Munir et al., 2009; Jeguirim et al., 2010; Sung and Seo, 2009; Yu et al., 2009; Ross et al., 2008; Haykiri-Acma and Yaman, 2008; Leroy et al., 2006; Garcia-Ibanez et al., 2006; Basso et al., 2005; Collura et al., 2005; Meszaros et al., 2004; Safi et al., 2004). However, there has been relatively little information on thermal behaviour of giant sensitive plants (Wongsiriamnuay and Tippayawong, 2010). Studies concerning the thermal degradation characteristics and kinetics of the weed under oxidizing environment were even less. In this study, thermal oxidative degradation characteristics of Mimosa were investigated. Thermal degradation rate in different steps was examined. Kinetic parameters were extracted. Change of kinetic behaviour with conversion was also analyzed. The kinetics of this thermal degradation is more closely related to combustion process. The work will therefore contribute to the development of efficient combustion applications for the giant sensitive plant.

* Corresponding author. Tel.: +66 5394 5146; fax: +66 5394 4145.

E-mail address: n.tippayawong@yahoo.com (N. Tippayawong).

2. Methods

2.1. Samples

The samples of Mimosa were collected from an agricultural zone in Chiang Mai, Thailand. The preparation and analysis methods of the Mimosa samples can be found in the previous study (Wongsiriamnuay and Tippayawong, 2010). Contents of the major constituents of the weed from proximate and ultimate analyses for the samples, as well as the heating value of the Mimosa are shown in Table 1, in comparison to other biomass materials. The proximate chemical compositions of Mimosa stems were found to be similar to hard woods, with higher ash content than woods but lower ash content than other agro-residues. Ultimate analysis showed that raw Mimosa consisted of moderately high carbon content (43.9%) and low amounts of hydrogen (6.0%) and nitrogen (1.4%).

2.2. Thermogravimetric apparatus

Thermal decomposition of the biomass materials were analyzed using a TGA/SDTA 851e Thermogravimetric Analyser (sensitive microbalance, 1 µg resolution, 1300 °C maximum temperature at atmospheric pressure, 50 bar maximum at 1000 °C). This high performance TG analyser has high sensitivity, vibration resistance and structure that permit rapid replacement of samples. The system is logged to a personal computer for data handling and analysis. Prior to TGA, temperature, weight, and sample platform calibrations were carried out. Each sample was placed in the platinum pan securely and in such a way that it was confined within the pan sides and not in contact with the sides of the oven. All handling of samples were done using brass tweezers to avoid contamination. Non-isothermal experiment runs were carried out at 10, 30, and 50 °C/min under atmospheric pressure, with an initial weight sample of 5 mg and a purge gas flow of 50 cm³/min. The purge gases used were high purity nitrogen, air or oxygen. The sample was initially preheated to and equilibrated at 40 °C in air under a flow rate of 50 cm³/min for 10 min. The sample was then heated to 1000 °C at a constant heating rate. The continuous records of weight loss and temperatures were obtained. At least three runs were performed for each condition.

2.3. Reaction kinetics

Kinetics of non-thermal thermogravimetric behaviour were analyzed to determine apparent activation energy and pre-exponential factor for the Mimosa thermal degradation.

Thermal decomposition behaviours of Mimosa under flowing air were obtained. The results of thermogravimetric experiments were expressed as conversion α , defined as:

$$\alpha = \frac{W_i - W_t}{W_i - W_f} \quad (1)$$

where W_i , W_t and W_f are the initial mass of the sample, the mass of oxidized sample, and the final residual mass, respectively. The kinetic parameters for the global thermal degradation process of Mimosa can be calculated using similar procedure adopted by Wongsiriamnuay and Tippayawong (2010). The general non-isothermal, decomposition reaction rate is:

$$\frac{d\alpha}{dt} = k(1 - \alpha)^n \quad (2)$$

where

$$k = A \exp(-E/RT) \quad (3)$$

T is the temperature, A is the pre-exponential or frequency factor, t is the time, E is the activation energy, R is the universal gas constant, n is the order of reaction. The logarithmic form for Eq. (2) is:

$$\ln \left(\frac{d\alpha}{dt} \right) = \ln A + n \ln \alpha - \frac{E}{RT} \quad (4)$$

Activation energy can be determined from the relationship between $\ln(d\alpha/dt)$ and $1/T$.

When the apparent order of reaction is assumed to be 0th, 1st or 2nd, the pre-exponential or frequency factor can be obtained from the following equation:

$$\ln(A\alpha^n) = \ln A + n \ln \alpha \quad (5)$$

3. Results and discussion

TGA in air represents burning profiles and indicates a complex degradation route for the giant sensitive plant. The degree of conversion versus temperature at different heating rates of 10, 30 and 50 °C/min for Mimosa is shown in Fig. 1. The differential rates of instantaneous conversion, $d\alpha/dt$, were obtained from TG analysis at different heating rates, shown in Fig. 2. During thermal degradation in air, weight loss occurred continuously until the weight became almost constant. It can be seen that an initial weight loss of the samples was due to a loss of moisture starting at around 30 °C and continuing up to about 140 °C. The giant sensitive plant samples started to decompose and release volatiles at around 200 °C. The TG curves of the giant sensitive trees clearly showed changes

Table 1
Properties of Mimosa and other biomass materials.

Reference	Biomass	Proximate analysis (% w/w)				Ultimate analysis (%)				Heating value (MJ/kg)
		Moisture	Volatile	Fixed carbon	Ash	C	H	N	O	
This work	Mimosa	1.6	71.1	23.6	3.7	43.9	6.0	1.4	48.7	17.5 (HHV)
Haykiri-Acma and Yaman (2008)	Rapeseed	8.4	70	15.8	5.8	41.1	6.0	5.1	47.8	19.4 (HHV)
Kumar et al. (2008)	Corn stove	–	8.2	17.0	74.9	47.4	5.01	0.8	38.1	18.4 (HHV)
Munir et al. (2009)	Cotton stalk	–	76.1	18.8	5.1	47.1	4.6	42.1	1.2	17.4 (HHV)
	Sugar cane Bagasse	–	81.5	13.3	5.2	43.8	6.0	43.4	1.7	17.7 (HHV)
	Shea meal	–	66.3	28.7	5.0	48.6	5.9	37.7	2.9	19.8 (HHV)
Jeguirim et al. (2010)	Arundo donax	8.2	68.4	18.4	5.0	42.7	7.5	8.0	48.7	17.2 (HHV)
	Miscanthus	10.0	78.8	9.5	2.7	43.7	5.7	1.1	44.8	17.8 (HHV)
Shen et al. (2009)	Pine	12.9	71.5	15.3	0.3	41.9	4.5	0.2	40.2	16.8 (LHV)
	Aspens	8.2	80.4	11.0	0.4	45.8	5.2	0.4	39.9	18.8 (LHV)
	Birch	11.4	74.4	13.5	0.8	44.4	3.5	0.3	36.7	15.5 (LHV)
	Oak	8.8	76.8	14.2	0.2	45.4	5.0	0.3	41.3	18.9 (LHV)
Sun et al. (2010)	Cotton stalk	15	63.1	19.2	2.7	40.4	5.1	0.2	36.5	13.5 (LHV)
Otero et al. (2010)	Sewage sludge	6.8	59.2	8.4	32.4	55.3	7.8	9.7	25.6	16.5 (HHV)
	Animal manure	6.9	70.3	16.0	13.7	49.9	6.4	3.5	38.8	17.8 (HHV)
Safi et al. (2004)	Pine needle	–	74.2	24.1	1.7	45.8	5.4	1.0	46.1	18.5 (LHV)

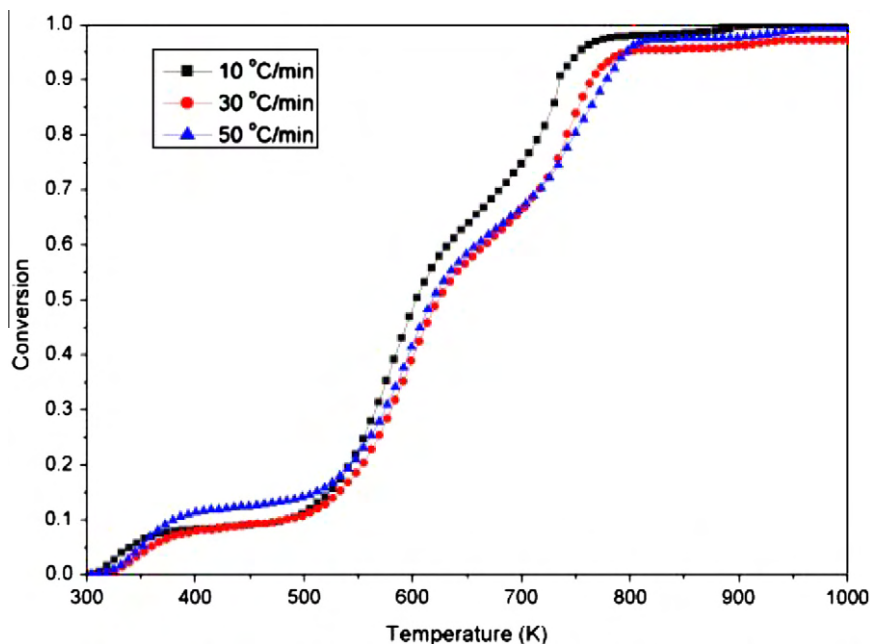


Fig. 1. Conversion as a function of temperature in the thermal degradation of Mimosa under air atmosphere at different heating rates.

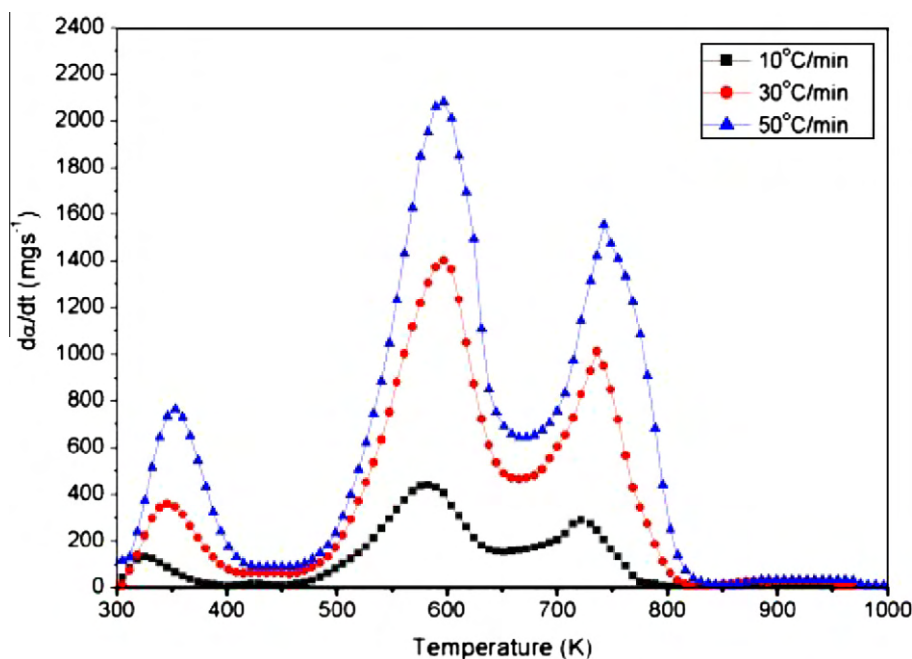


Fig. 2. DTG curves of thermal decomposition of Mimosa under air at different heating rates.

in the slope of the curve. The conversions at different heating rates exhibited similar patterns. It was observed at temperatures above 250 °C that the TG curve shifted slightly to the right with increasing heating rate. It was clear that the DTG curve of each heating rate exhibited two extensive peaks, occurred between 200 and 400 °C, and between 400 and 550 °C. From the TG curves, these two zones accounted for about 40% and 45% of total weight loss, respectively. The first stage was due to oxidative degradation and release of volatiles, while the second stage was due to char combustion. An overlapping between these regions was also apparent. The interpretation of TG results was along the similar line to Bilbao et al. (1997) and Fang et al. (2006) in which the first stage may be

attributed to the devolatilisation of cellulose, hemicellulose, and lignin while the second stage may be due to the combustion of remaining char formed after the first stage. Safi et al. (2004) gave similar explanations that the first stage was caused by the total decomposition of cellulose and hemicellulose and partial decomposition of lignin while the second stage was due to the decomposition of remaining lignin and the combustion of char. Jeguirim et al. (2010) suggested that the second stage of mass loss was attributed to the fast combustion of readily combustibles and the slow oxidation of the not readily combustible part. The results observed here were in similar agreement with Shen et al. (2009). The TG results obtained under oxidative conditions were different from

the pyrolysis of Mimosa (Wongsiriamnuay and Tippayawong, 2010), showing higher reaction rates. For a fixed heating rate, the weight loss stage due to oxidative pyrolysis was at higher rate than that observed from the pyrolysis of Mimosa in nitrogen atmosphere. Average rate of weight loss was so fast so that it reached maximum value at a lower temperature than that in an inert atmosphere. The presence of oxygen appeared to enhance decomposition of Mimosa at low temperature and promote the combustion of char residue. Higher heating rate was found to shift the DTG curve to a slightly greater range of temperature. This was attributed to the fact that increase in heating rate resulted in a reduction of the retention time, hence accelerating the evolution of volatiles. At higher heating rates, more reactions may be triggered simultaneously, leading to a rise in reaction rates and unstable radicals or intermediates. The DTG curves also showed consistently higher peaks with higher heating rates, shown in Table 2. The first and second peaks of the DTG curves occurred at 329, 460, 360, 480 and 374, 502 °C for heating rates of 10, 30 and 50 °C/min, respectively. It may be explained that thermal decomposition under high heating rate was affected by the rate of heat transfer inside the biomass materials as a result of the steep temperature gradient be-

tween the biomass particles and the surrounding. The maximum rate of decomposition tended to increase at higher heating rate because it provided higher thermal energy to facilitate better heat transfer between the surrounding and inside the samples. These results were in similar trends with previous reports (Kumar et al., 2008). This led the process of thermal decomposition to be delayed and the peaks of the DTG curves shifted towards higher temperatures. These behaviours were similar to those reported by Jeguirim et al. (2010). Also shown in Table 2 is the comparison of degradation characteristics in terms of maximum mass loss rate (dx/dT_{peak}) and its corresponding temperature (T_{peak}) between Mimosa and other biomass sources. Degradation of Mimosa was at similar peak temperatures (~310 and 450 °C) for the first and second stages to wood species at the same heating rate of 10 °C/min (Shen et al., 2009), but higher than energy plants and agro-residues (Jeguirim et al., 2010; Munir et al., 2009; Safi et al., 2004). At higher heating rate, peak temperatures for thermal decomposition of Mimosa were found to be higher than woods, energy plants and agro-residues. It was also apparent that the maximum mass loss rates for the thermal degradation of Mimosa under air atmosphere were generally lower than other plant samples, both during devolatilisa-

Table 2
Comparison of degradation characteristic of various biomass materials.

Reference	Biomass	T_1 (°C)	dx_1/dT (%/C)	T_2 (°C)	dx_2/dT (%/C)	Heating rate (°C/min)
This work	Mimosa	310	0.26	448	0.19	10
		326	0.28	469	0.19	30
		326	0.25	469	0.20	50
Jeguirim et al. (2010)	Arundo donax	250	–	337	–	5
	Miscanthus	289	–	401	–	5
Munir et al. (2009)	Cotton stalk	285	0.28	373	0.12	20
	Bagasse	306	0.19	378	0.11	20
	Shea meal	279	0.21	442	0.14	20
Shen et al. (2009)	Pine	329	1.13	443	0.55	10
	Aspens	321	1.23	415	0.79	10
	Birch	323	1.29	428	0.85	10
	Oak	325	1.29	450	0.44	10
Safi et al. (2004)	Pine needles	290	0.71	390	–	15
		310	0.845	370	–	30

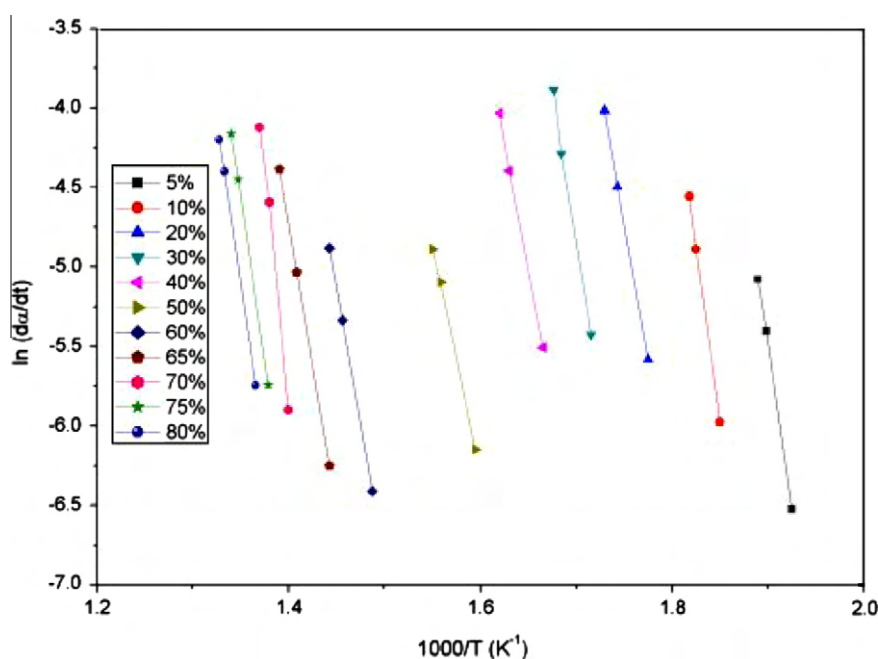


Fig. 3. Relationships between the rate of conversion with temperature for conversions of 5–80%.

Table 3
Calculated combustion kinetic parameters for Mimosa at each conversion.

References	Biomass	<i>n</i>	Conversion (%)									
			5	10	20	30	40	50	60	70	80	85
This work	Mimosa	<i>E</i> (kJ/mol)	344.24	366.98	285.95	319.27	268.80	235.23	284.21	497.53	341.54	399.34
		<i>A</i> (s ⁻¹)	6.09 × 10 ³¹	7.47 × 10 ³²	1.23 × 10 ²⁴	1.79 × 10 ²⁶	9.79 × 10 ²⁰	8.55 × 10 ¹⁶	1.99 × 10 ¹⁹	6.76 × 10 ³³	7.42 × 10 ²¹	2.70 × 10 ²⁵
		1st	1.22 × 10 ³¹	7.47 × 10 ³¹	6.13 × 10 ²²	5.98 × 10 ²⁴	2.45 × 10 ¹⁹	1.71 × 10 ¹⁵	3.32 × 10 ¹⁷	9.66 × 10 ³¹	9.27 × 10 ¹⁹	3.18 × 10 ²³
		2nd	2.44 × 10 ³⁰	7.47 × 10 ³⁰	3.06 × 10 ²¹	1.99 × 10 ²³	6.12 × 10 ¹⁷	3.42 × 10 ¹³	5.54 × 10 ¹⁵	1.38 × 10 ³⁰	1.16 × 10 ¹⁸	3.47 × 10 ²¹

tion and char combustion. The findings obtained here may be due to the fact that different lignocellulosic materials contain a varying degree of cellulose, hemicellulose, and lignin. It is widely accepted that thermal decomposition behaviour of biomass is affected by its chemical composition. Several studies reported that hemicellulose started to degrade first, followed by cellulose, and lignin (Gronli et al., 2002; Orfao et al., 1999). The higher degradation temperatures observed for Mimosa can be explained by its relatively high lignin content (33.9%).

Fig. 3 shows the relationship between $\ln(d\alpha/dt)$ and $1/T$ at various conversions from 5% to 80%. Thus, a family of parallel straight lines with a slope of $-E/R$ is obtained. From the slope of $\ln(d\alpha/dt)$ against $1/T$ at the conversion of 10%, the activation energy and the intercept ($\ln(A\alpha^n)$) can be obtained at each conversion. The variation of activation energy and the calculated pre-exponential factors assuming the reaction order as zeroth, first or second as a function of the conversion level, calculated using Eq. (5) is presented in Table 3. The activation energy for the thermal degradation of Mimosa in air atmosphere ranged from 235 to 498 kJ/mol, with an average value of 334 kJ/mol. Main decomposition appeared to occur at the conversions of 5–10% and 70%, where the activation energies were high and the pre-exponential factors were in the range of 10^{30} – 10^{33} s⁻¹. At other conversions, the pre-exponential factors were found to drop rapidly to 10^{13} – 10^{26} s⁻¹. The increase in activation energy at higher conversion may be attributed to ignition and oxidation of char residues. Fernandes et al. (2006) showed that during thermal decomposition of overlapping regions between cellulose and hemicellulose, and between hemicellulose and lignin, the associated activation energies were observed to jump radically. Similar observation was evident here, but at smaller rise. It was generally accepted that thermal decomposition was favoured in oxygen-containing atmosphere. A change from inert to oxidative atmosphere should result in an increase in apparent activation energy. The values found here were as much as 35 kJ/mol higher than those obtained from the pyrolysis of Mimosa reported in Wongsiriamnuay and Tippayawong (2010), at conversion up to 30%. But at higher conversions, the difference appeared to diminish. The observed fluctuation of activation energy at high conversions, around region for thermal decomposition of lignin in air, was similar to that reported by Fernandes et al. (2006). Table 4 compares the average activation energy among various biomass materials, obtained at similar temperature range. The average activation energy values for Mimosa was higher than those obtained from woods (Shen et al., 2009), and much higher than those from rapeseed, agro-residues and biowastes (Haykiri-Acma and Yaman, 2008; Kumar et al., 2008; Munir et al., 2009; Sun et al., 2010; Safi et al., 2004; Otero et al., 2010). Shen et al. (2009) reported the activation energies for wood species to be 145–210 kJ/mol while Munir et al. (2009), Kumar et al. (2008) and Sun et al. (2010) reported the range of 57–139 kJ/mol for agro-residues. Corn stalk was reported to have similar magnitude of kinetic parameters (Tian and Fu, 2009) to Mimosa. Its activation energy for thermal degradation in air atmosphere was reported to be about 350 kJ/mol. It was not yet known why Mimosa exhibited high activation energy. It was suggested that combustion rate could not only depend on the composition but also on the mutual interaction between the individual components (Rhen et al., 2007). Attempt was therefore made to relate these unique kinetic parameters with their chemical composition, shown in Tables 1 and 5. It was apparent that the chemical composition in terms of CHNO between these biomass materials and Mimosa were similar. It did not appear to have any significant correlation. With respect to the lignocellulosic composition, Mimosa was found to have higher lignin content and lower holocellulose, sum of hemicellulose and cellulose, content than other agro-residues. However, based on thermal decomposition of lignin, the activation energy obtained was small, compared to other components.

Table 4

Comparison of average combustion kinetic parameters between Mimosa and other biomass materials.

Reference	Biomass	Atmosphere	Heating rate (°C/min)	Temperature range (°C)	E (kJ/mol)
This work	Mimosa	Air	10, 30, 50	200–500	334
Haykiri-Acma and Yaman (2008)	Rapeseed	Air	20	127–752	21
Kumar et al. (2008)	Corn stover	Air	10	250–560	57
			30	250–560	126
			50	250–560	139
Munir et al. (2009)	Cotton stalk	Air	20	200–500	113
	Bagasse				75
	Shea meal				108
Shen et al. (2009)	Pine	Air	10	200–370	119
	Aspens				114
	Birch				116
	Oak				117
Shen et al. (2009)	Pine	Air	10	370–490	145
	Aspens				205
	Birch				210
	Oak				150
Sun et al. (2010)	Cotton stalk	Air	20	200–360	108
				360–500	125
Otero et al. (2010)	Sewage sludge	Air	5, 10, 25, 50	200–480	129
	Animal manure				133
Safi et al. (2004)	Pine needle	Air	10	192–503	85
			30	181–575	87

Table 5

Lignocellulosic composition and average activation energy between Mimosa and other biomass materials.

Reference	Biomass	Hemicellulose	Cellulose	Lignin	Atmosphere	E (kJ/mol)
This work	Mimosa	58.2 as holocellulose		33.9	Air	334
Tian and Fu (2009)	Corn stalk	16.8–35.0	35.0–39.6	7.0–18.4	Air	302.6
Barneto et al. (2010)	Hemicellulose	100			N ₂	88.4
	Cellulose		100		N ₂	203
	Lignin			100	N ₂	75.1
Varhegyi and Antal (1989)	Hemicellulose	100			N ₂	187
	Cellulose		100		N ₂	213–234
Shen et al. (2009)	Pine	15.37	52.10	27.45	Air	119
	Aspens	19.06	60.70	14.80	Air	114
	Birch	24.79	56.47	12.17	Air	116
	Oak	28.97	53.95	9.43	Air	117

Furthermore, reported contents of lignocellulosic composition of these biomass materials showed variation (Garrote et al., 1999). Relation between chemical composition and activation energy was not conclusive. Other possible explanation may be associated with the presence and absence of mineral content in various biomass materials (Varhegyi and Antal, 1989). The resulting kinetic parameters were dependent on whether reaction mechanism of lignocellulosic decomposition was catalyzed or uncatalyzed. Biomass materials obtained from agriculture may have high mineral content from fertilization, compared to weeds like Mimosa. The effects of mineral content in biomass ash may be investigated further.

4. Conclusion

Thermal degradation of Mimosa under air environment was investigated using TGA at different heating rates. Kinetic parameters in terms of apparent activation energy and pre-exponential factor were determined. Oxidative thermal degradation of Mimosa exhibited two major mass loss stages due to devolatilisation and combustion. DTG curves showed similar peak decomposition temperatures to woods, but at higher temperatures than energy plants, agro-residues and biowaste samples. Increasing heating rate resulted in increasing mass loss rates, but delayed thermal decomposition to higher temperatures. During combustion, the kinetic parameters changed with conversion between 5% and 80%. The average activation energy was about 334 kJ/mol.

Acknowledgements

This research is supported by the Thailand Research Fund (contract no. RSA5080010) and Faculty of Engineering, Chiang Mai University. The Royal Golden Jubilee PhD scholarship (PHD/0047/2550) awarded to T.W. is greatly appreciated. Support from the Energy Research and Development Institute, Chiang Mai University is also acknowledged.

Reference

- Barneto, A.G., Carmona, J.A., Ferrer, J.A.C., Blanco, M.J.D., 2010. Kinetic study on the thermal degradation of a biomass and its compost: composting effect on hydrogen production. *Fuel* 89, 462–473.
- Basso, M.V., Cerrella, E.G., Buonomo, E.L., Bonelli, P.R., Cukierman, A.L., 2005. Thermochemical conversion of *Arundo donax* into useful solid products. *Energy Sources* 27, 1429–1438.
- Berndes, G., Hoogwijk, M., van den Broek, R., 2003. The contribution of biomass in the future global energy supply: a review of 17 studies. *Biomass and Bioenergy* 25, 1–28.
- Bilbao, R., Mastral, J.F., Aldea, M.E., Ceamanos, J., 1997. Kinetic study for the thermal decomposition of cellulose and pine sawdust in an air atmosphere. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 39, 53–64.
- Collura, S., Azambre, B., Weber, J.V., 2005. Thermal behaviour of *Miscanthus* grasses, an alternative biological fuel. *Environmental Chemistry Letters* 3, 95–99.
- Di Blasi, C., 2008. Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. *Progress in Energy and Combustion Science* 34, 47–90.
- Fang, M.X., Shen, D.K., Li, Y.X., Yu, C.J., Luo, Z.Y., Cen, K.F., 2006. Kinetic study on pyrolysis and combustion of wood under different oxygen concentrations by using TG-FTIR analysis. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 77, 22–27.

- Fernandes, D.M., Hechenleitner, A.A.W., Pineda, E.A.G., 2006. Kinetic study of the thermal decomposition of poly(vinyl) alcohol/kraft lignin derivative blends. *Thermochimica Acta* 441, 101–109.
- Garcia-Ibanez, P., Sanchez, M., Cabanillas, A., 2006. Thermogravimetric analysis of olive oil residue in air atmosphere. *Fuel Processing Technology* 87, 103–107.
- Garrote, G., Dominguez, H., Parajo, J.C., 1999. Hydrothermal processing of lignocellulosic materials. *European Journal of Wood and Wood Products* 57, 191–202.
- Gronli, M.G., Varhegyi, G., Di Blasi, C., 2002. Thermogravimetric analysis and devolatilization kinetics of wood. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 41, 4201–4208.
- Haykiri-Acma, H., Yaman, S., 2008. Thermal reactivity of rapeseed (*Brassica napus* L.) under different gas atmospheres. *Bioresource Technology* 99, 237–242.
- Jeguirim, M., Dorge, S., Trouve, G., 2010. Thermogravimetric analysis and emission characteristics of two energy crops in air atmosphere: *Arundo donax* and *Miscanthus giganteus*. *Bioresource Technology* 101, 788–793.
- Kumar, A., Wang, L., Dzenis, Y.A., Jones, D.D., Hanna, M.A., 2008. Thermogravimetric characterization of corn stover as gasification and pyrolysis feedstock. *Biomass and Bioenergy* 32, 460–467.
- Leroy, V., Cancellieri, D., Leoni, E., 2006. Thermal degradation of ligno-cellulosic fuels: DSC and TGA studies. *Thermochimica Acta* 451, 131–138.
- Lewandowski, I., Scurlock, J.M.O., Lindvall, E., Christou, M., 2003. The development and current status of perennial rhizomatous grasses as energy crops in the US and Europe. *Biomass and Bioenergy* 25, 335–361.
- Meszaros, E., Varhegyi, G., Jakab, E., Marosvolgyi, B., 2004. Thermogravimetric and reaction kinetic analysis of biomass samples from an energy plantation. *Energy and Fuels* 18, 497–507.
- Munir, S., Daood, S.S., Nimmo, W., Cunliffe, A.M., Gibbs, B.M., 2009. Thermal analysis and devolatilization kinetics of cotton stalk, sugar cane bagasse, and shea meal under nitrogen and air atmospheres. *Bioresource Technology* 100, 1413–1418.
- Orfao, J.J.M., Antunes, F.J.A., Figueiredo, J.L., 1999. Pyrolysis kinetics of lignocellulosic materials – three independent reactions model. *Fuel* 78, 349–358.
- Otero, M., Sanchez, M.E., Gomez, X., Moran, A., 2010. Thermogravimetric analysis of biowastes during combustion. *Waste Management* 30, 1183–1187.
- Rhen, C., Ohman, M., Gref, R., Wasterlund, I., 2007. Effect of raw material composition in woody biomass pellets on combustion characteristics. *Biomass and Bioenergy* 31, 66–72.
- Ross, A.B., Jones, J.M., Kubacki, M.L., Bridgeman, T., 2008. Classification of macroalgae as fuel and its thermochemical behaviour. *Bioresource Technology* 99, 6494–6504.
- Safi, M.J., Mishra, I.M., Prasad, B., 2004. Global degradation kinetics of pine needles in air. *Thermochimica Acta* 412, 155–162.
- Shen, D.K., Gu, S., Luo, K.H., Bridgwater, A.V., Fang, M.X., 2009. Kinetic study on thermal decomposition of woods in oxidative environment. *Fuel* 88, 1024–1030.
- Sun, Z., Shen, J., Jin, B., Wei, L., 2010. Combustion characteristics of cotton stalk in FBC. *Biomass and Bioenergy* 34, 761–770.
- Sung, Y.J., Seo, Y.B., 2009. Thermogravimetric study on stem biomass of *Nicotiana glauca*. *Thermochimica Acta* 486, 1–4.
- Tian, S., Fu, X., 2009. Study on characteristics in combustion process of cornstalk and wheat straw. *Asia Pacific Power and Energy Engineering Conference*, 27–31 March, Wuhan, China.
- Varhegyi, G., Antal, M.J., 1989. Kinetics of the thermal decomposition of cellulose, hemicellulose, and sugar cane bagasse. *Energy and Fuels* 3, 329–335.
- Wongsiriamnuay, T., Tippayawong, N., 2010. Non-isothermal pyrolysis characteristics of giant sensitive plants using thermogravimetric analysis. *Bioresource Technology* 101, 5638–5644.
- Yu, Z., Ma, X., Liu, A., 2009. Thermogravimetric analysis of rice and wheat straw catalytic combustion in air- and oxygen-enriched atmospheres. *Energy Conversion and Management* 50, 561–566.

INTERNATIONAL JOURNAL OF CHEMICAL REACTOR ENGINEERING

Volume 8

2010

Article A50

Investigation of Light Tar Cracking in a Gliding Arc Plasma System

Nakorn Tippayawong*

Passakorn Inthasan†

*Chiang Mai University, n.tippayawong@yahoo.com

†Chiang Mai University, kao_man02@hotmail.com

Investigation of Light Tar Cracking in a Gliding Arc Plasma System*

Nakorn Tippayawong and Passakorn Inthasan

Abstract

Utilization of biomass gasification technology is not widely adopted due largely to tars contained in the product gas that pose serious problems, especially in engine use. In this paper, a laboratory scale plasma system for light tar cracking was developed. The system was based on non-equilibrium plasmas generated from two gliding arc plasma in series. Light tar components were represented by naphthalene in nitrogen flow, generated at constant rates between 130 – 690 mg/m³. Destruction efficiency and specific energy use were evaluated. It was found that destruction efficiency in the range of 70 – 95% could be achieved with a simple, single stage reactor. Plasma assisted tar decomposition was found to increase with applied electrical energy. Complete destruction (>99%) of light tars was obtained with the two-stage, gliding arc plasma system with applied electrical energy of about 1.8 – 2.9 kWh/m³.

KEYWORDS: biomass, electrical discharge, gasification, gliding arc, plasma, tar decomposition

*This work was supported by the Thailand Research Fund (contract no. RSA5080010) and Faculty of Engineering, Chiang Mai University. The authors are affiliated with the Department of Mechanical, Engineering, Chiang Mai University, Thailand.

1. INTRODUCTION

Biomass is one of the most important energy sources for the future. Gasification is the main conversion route for biomass energy utilization that generates a gaseous fuel. The producer gas can be used in internal combustion engines. However, deployment of this process is usually limited by the fuel gas quality where specially a high concentration of tars can cause operational problems such as blocking of gas cooler, filter elements and engine suction channels. Tar is a complex mixture of condensable hydrocarbons. It is defined as all organic contaminants with a molecular weight larger than benzene (Li and Suzuki, 2009; Maniatis and Beenackers, 2000). Control and conversion of tar is a key issue for successful applications of biomass derived producer gas. Tar removal methods may be categorized into two types depending on the location where tar is removed; in the gasifier, or after the gasifier (Devi *et al.*, 2003). Treatment of tar after the gasifier is normally adopted and can be done by two approaches; (i) physical removal, such as use of cyclone, filters, electrostatic precipitators and scrubbers, (ii) chemical removal, where the structure of tars is destroyed thermally and catalytically (El-Rub *et al.*, 2004; Han and Kim, 2008). Tar cracking by plasma is also possible.

Plasma technology can offer as alternative solution for thermal and catalytic treatment (Czernichowski, 1994; Chang, 2001). This process is capable of very high destruction efficiency, similar to incineration. Plasmas contain highly reactive species, such as electrons, ions and radicals which can enhance chemical reactions. Generally, plasmas can be divided into two categories: thermal plasmas and non-thermal plasmas. Non-thermal plasmas are low pressure plasmas characterized by high electron temperatures, and low ion and neutral temperatures. Thermal plasmas and non-thermal plasmas have been a subject of active research for many years, with the number of applications steadily growing. Investigations on reforming and destruction of organic compounds are increasingly being investigated (Yamamoto and Futamura, 1998; Kogelschatz, 2004; Paulmier and Fulcheri, 2005; Petitpas *et al.*, 2007). For these two general types of plasma discharges, it is impossible to simultaneously keep a high level of non-equilibrium, high electron temperature and high electron density, while most plasma chemical applications use high power and a high degree of non-equilibrium to support selective chemical processes. However, these parameters can be achievable in gliding arc discharge. Gliding arc plasma has a complicated space-time structure including quasi-equilibrium and non-equilibrium periods as well as a fast transition between them. The fast transition is due to a specific ionization instability which has a strong non-linear behavior (Fridman *et al.*, 1994; 1999). It may be simply characterized by the presence of burning flames between two metal electrodes. This gliding arc plasma is not complex, can be

generated at atmospheric pressure, and is able to produce energetic radical species, more active than non-thermal plasmas (Fridman *et al.*, 1999; Lin *et al.*, 2006; Indarto *et al.*, 2007). It offers high energy efficiency and selectivity for chemical reactions. The excitation energy can be delivered to specific molecules in the reacting gas mixture (Kim, 2004). The gliding arc plasma technology has successfully been used to decompose various organic compounds (Burlica *et al.*, 2008; Bo *et al.*, 2007, 2008; Indarto *et al.*, 2007). Pemen *et al.* (2002) reported the use of gliding arc discharge to remove tar downstream of a 1 kg/h biomass gasifier at varying temperatures. They found that tar conversion increased with applied energy, but with tar conversion of at most 40%. This technology appears to have great potential in removing tar from biomass gasification. However, there have been relatively few works with regards to plasma cracking of tar.

In this study, application of non-equilibrium plasma to cracking of light tar was investigated. A laboratory scale, gliding arc plasma system was designed and constructed. Naphthalene in nitrogen flow was simulated as a light tar. Preliminary experiments to determine tar destruction efficiency were conducted for a range of light tar concentrations and applied power input.

2. EXPERIMENTAL

2.1 Setup

Experiments were carried out using a laboratory scale gliding arc discharge reactor setup at atmospheric pressure. The gliding arc plasma reactor was a rectangular vessel with two divergent electrodes inside, shown in Fig. 1. The transparent, box-shaped vessel with a volume of approximately 15 cm³ was made from acrylic panels with thickness of 5 mm, allowing visible observation of the discharge. The two knife-shaped electrodes were made of stainless steel with thickness of 3 mm. The length of the electrodes was 60 mm. The electrode gap at the entrance was fixed at 5 mm. Two sets of electrodes enable working with two gliding arc plasma reactors in series. The experimental set-up consists of a single gliding arc plasma reactor, or two reactors connected in series, a light tar generator, a power source, and a chemical and electrical diagnostic system (shown schematically in Fig. 2).

Each power supply was coupled to an AC neon transformer (LEIP EX 230A 15N) which was connected to 220V/50Hz. The resistances were used to control the current in the power supply and keep a non-thermal state in the gliding discharge. The maximum voltage and current were 15 kV and 30 mA (non breakdown), respectively. Electrical characterization of the power supply was performed using an oscilloscope. Tar is a complex mixture of condensable hydrocarbons, including single ring to five-ring aromatic compounds along with

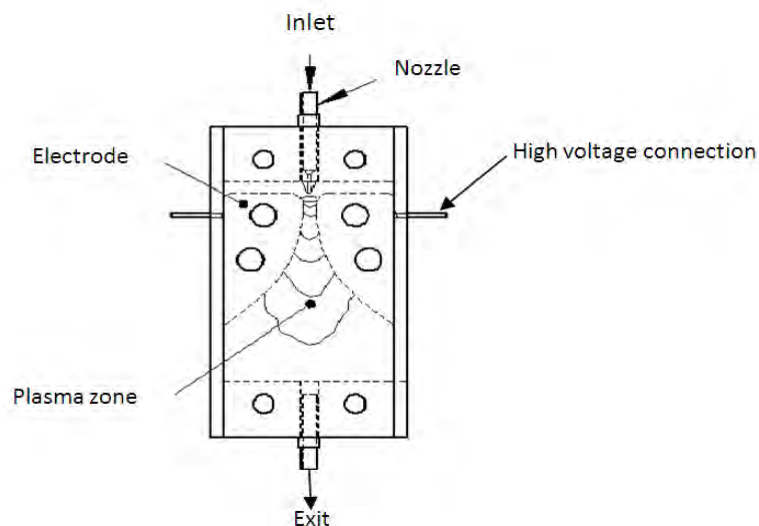


Figure 1. Configuration of the gliding arc plasma reactor

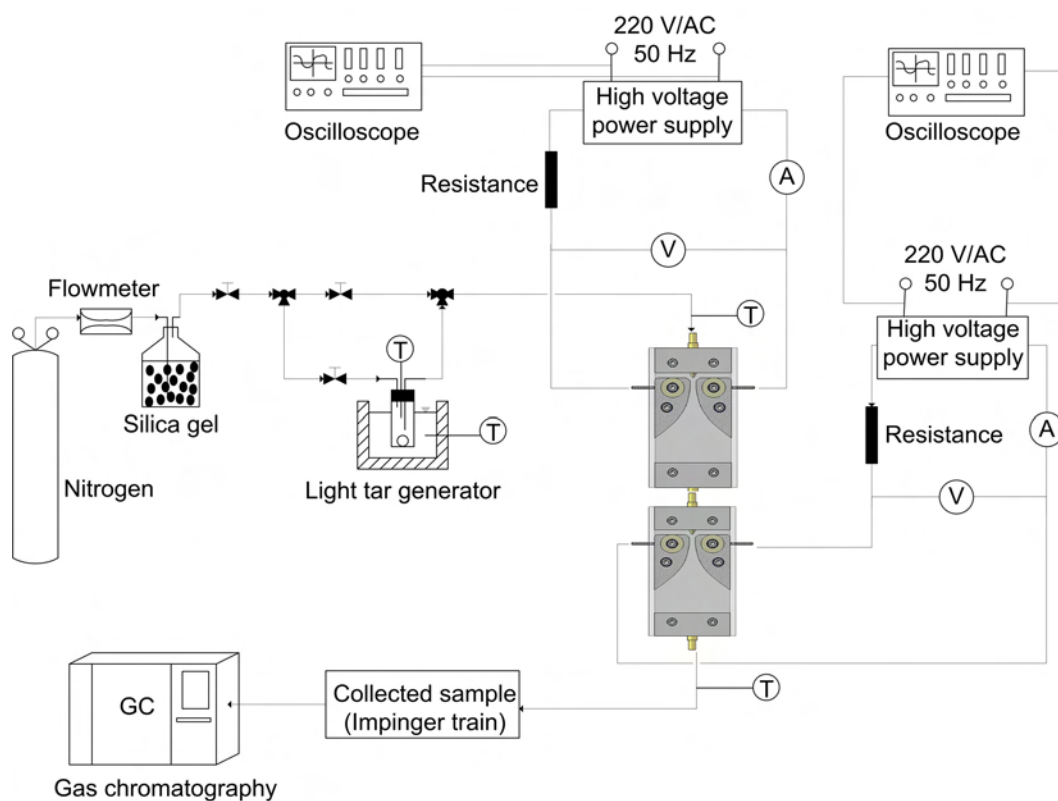


Figure 2. Experiment setup

other oxygen-containing hydrocarbons and complex polycyclic aromatic hydrocarbons (PAH). Light tar consists mainly of light PAH compounds which condense at low temperature even at very low concentration such as indene, naphthalene, phenanthrene. In this work, naphthalene (Fig. 3) was used as a representative for light tar components (Nair *et al.*, 2003; Devi *et al.*, 2005). N_2 from a compressed tank was used as a carrier gas for naphthalene. The solid naphthalene was contained in a chamber immersed inside a temperature controlled water bath. Light tar was generated and maintained at a steady rate by means of a constant flow rate and constant bath temperature. The flow of nitrogen gas was controlled by a Dwyer flow meter model VFB-67-BV. Volumetric flow rate of medium gas can be varied between 5 to 15 lpm.

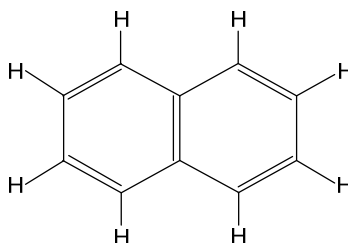


Figure 3. Naphthalene as a representative light tar component

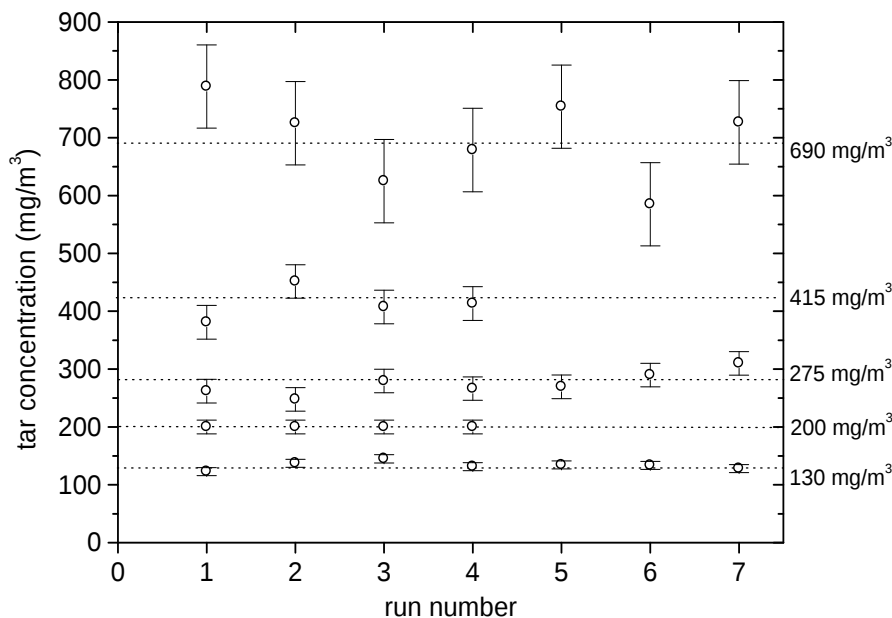


Figure 4. Repeatability pattern of tar generation

Fig. 4 shows repeatability characteristics of light tar concentrations generated. Inlet concentrations were able to adjust to 130, 200, 275, 415 and 690 mg/m³. Error bars showed magnitude of standard deviation. Maximum variation was found to be within 10% of the mean concentrations considered.

2.2 Procedure

Initially, the water bath was switched on until the water temperature became steady. Pre-weighed naphthalene was then loaded into the tar chamber, and the gas valve opened to operate the tar generator. The tar containing gas was fed to the plasma reactor via heated tubing to prevent re-condensation. Voltage applied to the two electrodes was about 6.9 kV while input power was controlled at 125, 350, 550, 800, 1100 and 2650 W. The applied voltage and current were constantly monitored. The exit gas was passed through an impinger train via a heated tubing to collect tar in the gas stream. One experimental run was about 15 – 20 min. For each condition, repeated tests of between 3 – 7 runs were carried out. The concentrations of tar with and without plasma process were determined by gas chromatography – flame ionization analysis (Agilent GC-FID analyzer model 6890A G1540A, APEX ProSep PSI, HP5973 MSD system, HP-5 column) of samples collected by iso-propanol solvent in the impinger train. The instrument detection limit for naphthalene was 1.1 µg/L. Limited test on downstream gas composition was carried out using gas chromatography – thermal conductivity detection (Shimazu GC-TCD analyzer model GC8A, Restek ShinCarbon ST micropacked GC column). High velocity gas was injected between the electrodes through a nozzle with inner diameter of 1.5 mm.

Tar destruction efficiency and specific energy consumption were calculated from:

$$\eta = \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{in}} \quad (1)$$

$$E = \frac{P}{Q_{gas}} \quad (2)$$

3. RESULTS AND DISCUSSION

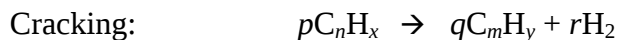
3.1 General operation

With regards to operation of the plasma system, a general trend similar to that reported by Paulmier and Fulcheri (2005) was observed. It was clear that

successful ignition could be established instantaneously with stable plasma flame up to 15 lpm of gas flow. At higher flow rates, plasma flame became difficult to visualize. There was no electrical interaction and disturbance observed between the two gliding arc reactors. Continuous operation for several hours was carried out smoothly without any damages to the reactor system. Within the conditions considered, the degree of electrode erosion was found to be low.

3.2 Physical characteristics

Fig. 5 shows an example of the gliding arc plasma reactor in operation with N₂ flow through the gap. From simple visual observation, a plasma shower showed bright light of pinkish violet color with a number of visible sparks bridging between the two electrodes, covering almost the whole length of the reactor. This was the expected character of high ionized plasma density in N₂ discharge. The plasma flame appeared to stay constant in overall volume. Downstream measurements of temperature showed an increase from 100 to 150°C, which was negligible for effect of thermal cracking. When the naphthalene in N₂ flow was fed to the reactor, the plasma shower in the 1st reactor did not show any significant change in physical appearances. However, the color change of plasma to violet was observed in the 2nd reactor. This may be attributable to the presence of C₁-C₃ radicals resulting from decomposition of C₁₀ in the 1st reactor. CN radical emission resulting from reaction of carbon and atomic nitrogen (Dinescu *et al.*, 1998) may also contribute to the observed color. However, it was also noticed that there was a deposition of dark brown solid particles, accumulated downstream of the system after prolonged test run. These deposits may be soot or high molecular weight compounds formed from decomposition reactions. The heavy compounds might be benzaldehyde, benzyl alcohol, ethylbenzene, styrene, and bibenzyl, as suggested by Grossmannova *et al.* (2007) for plasma conversion of toluene in inert atmosphere. Tar decomposition under non-oxidizing atmosphere may occur due to;



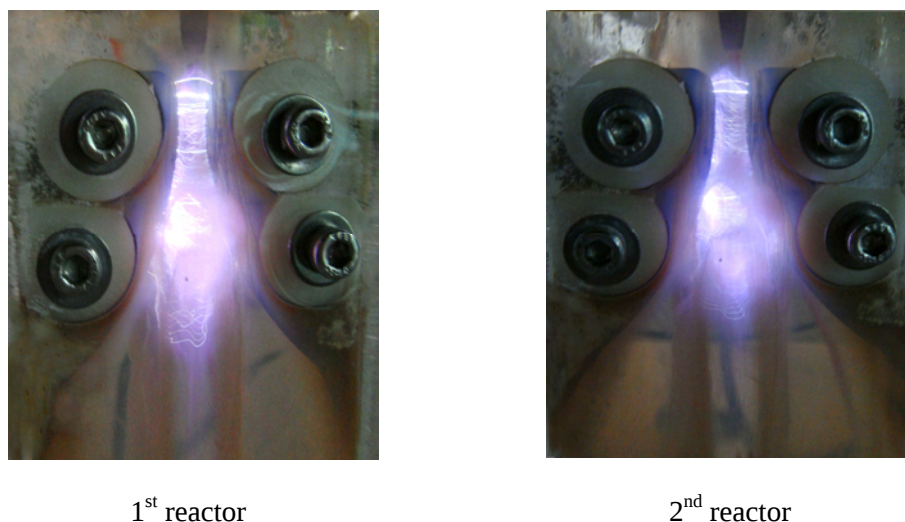


Figure 5. Gliding arc plasma in action

Under partially oxidizing environment, the main reaction pathway of naphthalene decomposition by plasma was via oxidation, with intermediate byproducts such as naphthalene-dione and phthalic-anhydride (Nair *et al.*, 2004). Analysis of product gas samples downstream of the plasma reactor system revealed the trace amount of CO and no H₂, CH₄ and CO₂ were observed within the detection limit of the GC-TCD used. However, the source of oxygen causing CO production is not currently known.

3.3 Cracking efficiency and energy requirement

The light tar was injected to the plasma reactor at mean concentrations between 130 – 690 mg/m³ and total flow rates of 5 – 15 lpm. Fig. 6 shows typical experimental results for decomposition of the light tar by gliding arc plasma at a fixed flow rate. For a single pass plasma reactor treatment of tar concentrations below 275 mg/m³, it was found that destruction rates of more than 80% were achieved with the supplied power of about 350 W. At higher power (550 W), destruction efficiencies of 90 – 95% were obtained. At higher concentration of 690 mg/m³, the decomposition rates were slightly less. It was apparent that the destruction efficiency increased with an increase in power input. However, higher powers were needed to establish plasma at higher flow rates of gas. It should be noted that chemical bond strength and molecular stability are the main factors that can determine the decomposition rate in the plasma process. Different types of compounds from different classes of tar would have different results (Indarto *et*

al., 2007; Bo *et al.*, 2008). Nonetheless, these results obtained here were very encouraging. The presence of plasma by arcs formation can enhance the ability to decompose the targeted compounds with high conversion efficiency. A number of experimental runs were subsequently conducted with the two-stage gliding arc plasma which was essentially two single-stage reactors in series. For all conditions considered, it was found that complete (>99%) destruction of light tar was obtained. Within the detectable limit of the GC-FID, there was no trace of tar collected downstream of the reactor system. The gliding arc plasma proved to be very promising as an alternative tool to decompose tar compounds from biomass gasification.

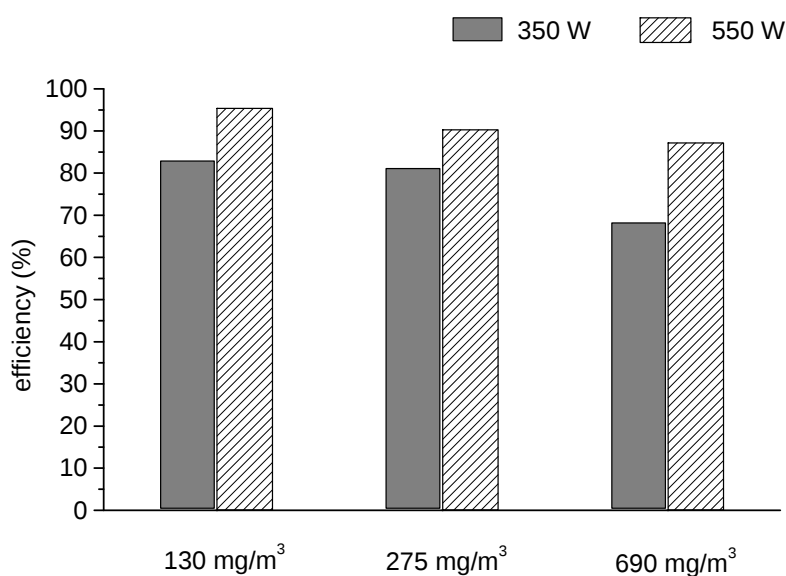


Figure 6. Variation in destruction efficiency of a single pass reactor with tar concentrations and applied powers

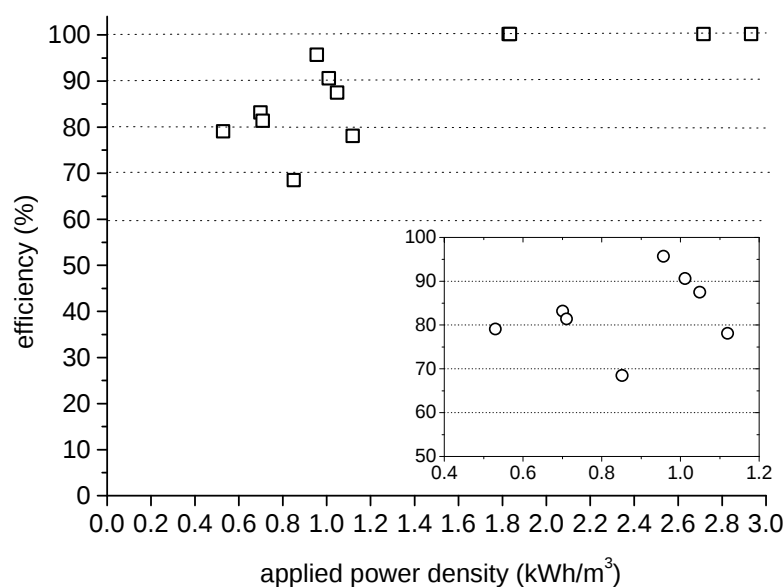


Figure 7. Overall performance of the plasma system at different power density

As far as energy utilization is concerned, maximum electrical power provided to the gas by the single-stage, and the two-stage plasma discharges were evaluated. Power input was in the range between 350 – 2650 W. Applied electrical energy to decompose light tar was estimated to be in the range between 0.5 – 2.9 kWh/m³ (Fig. 7). This range can be divided into two groups; the single-stage system with <100% destruction and power density of 0.5 – 1.29 kWh/m³, and the two-stage system with 100% destruction and power density of 1.8 – 2.9 kWh/m³. For a given flow rate, it was clear that higher power density was required at higher concentration of tar. In some cases, higher flow rates resulted in slightly lower applied energy. Lower specific energy requirement means higher energy utilization efficiency. It seemed that high flow may promote transition from equilibrium to non-equilibrium state, hence, electrical energy was directly introduced to the reaction volume and utilized in decomposition process, rather than in heating the bulk gas. This observation was in line with that reported by Bo *et al.* (2007). Nonetheless, high energy consumption was a major drawback for plasma treatment. Techniques such as pulsed generation introduced in Burlica and Locke (2008) to reduce energy use should be adopted and investigated further.

Table 1 showed that the preliminary results of the plasma system developed here were comparable to other tar cracking techniques, with destruction efficiency around 90 – 100%. The main differences were in the operating temperatures which were much higher than the current system and

carrier gas components which could interact with the light tar better than just pure N_2 . For non-equilibrium plasma reactors, the present system appeared to demand higher energy requirement. It was clear that greater efforts remain to be performed in order to reduce input energy demand and test with real biomass tar that contains higher molecular weight components.

Table 1. Comparison between different light tar cracking techniques

	Houben <i>et al.</i> (2005)	El-Rub <i>et al.</i> (2004)	Nair <i>et al.</i> (2003)	This work
light tar model	naphthalene	naphthalene	naphthalene	naphthalene
concentration (mg/m^3)	2.6	4000	60 – 84	130 – 690
carrier gas composition	$N_2 + H_2 + CH_4$	$N_2 + CO_2 + H_2O$	$N_2 + CO_2$	N_2
type of cracker	thermal	catalytic	corona plasma	gliding arc plasma
working temperature ($^{\circ}C$)	900 – 1150	900	400	100
gas flow rate (lpm)	-	1.2	4	5 – 15
destruction efficiency (%)	98 – 99	55 – 100	85 – 100	90 – 100
residence time (s)	1 – 12	0.3	-	0.1 – 0.3
power density (kWh/m^3)	-	-	0.08 – 0.14	0.95 – 2.9

4. CONCLUSIONS

In this work, a plasma reactor based on gliding arc was designed and constructed. The gliding arc plasma was successfully generated. The cracking of light tar in gliding arc plasma at atmospheric pressure was investigated. Significant destruction of tar was achieved at relatively low power input. With an increase in power input, tar decomposition rate increased. The observed rise in energy utilization efficiency may be attributed to the promotion of the equilibrium to non-equilibrium transition process. The single stage plasma reactor was reported to have up to 95% destruction efficiency. With the two-stage plasma reactor, complete destruction (>99%) of tar could be established. It was clear from these results that the gliding arc plasma has great potential to be applied as an alternative tool to destruct gaseous tar and other gaseous toxic compounds. However, it is noteworthy to recall that the presented results were based on naphthalene. In the next phase of research, application of this technology to real gasification product gas should be investigated.

NOTATION

C	mass concentration of naphthalene in N_2 , mg/m^3
E	plasma energy density, kWh/m^3
n	number of mole or atom, -
P	applied power input, W
p	number of mole or atom, -
Q	gas flow rate, m^3/s
q	number of mole or atom, -
r	number of mole or atom, -
x	number of mole or atom, -

Greek Letters

η	destruction efficiency, %
--------	---------------------------

Subscripts

gas	medium gas
in	inlet
out	outlet

REFERENCES

- Bo Z., Yan J., Li X., Chi Y., Cheron B., Cen K., "The Dependence of Gliding Arc Gas Discharge Characteristics on Reactor Geometrical Configuration", *Plasma Chemistry and Plasma Process*, 2007, 27, 691-700.
- Bo Z., Yan J., Li X., Chi Y., Cen K., "Simultaneous Removal of Ethyl Acetate, Benzene and Toluene with Gliding Arc Gas Discharge", *Journal of Zhejiang University Science A*, 2008, 9, 695-701.
- Burlica R., Kirkpatrick M. J., Finney W. C., Clark R. J., Locke B. R., "Organic Dye Removal from Aqueous Solution by Glidarc Discharges", *Journal of Electrostatics*, 2004, 62, 309-321.
- Burlica R., Locke B. R., "Pulsed Plasma Gliding-arc Discharges with Water Spray", *IEEE Transactions on Industry Applications*, 2008, 44, 482-489.

- Chang J. S., "Recent Development of Plasma Pollution Control Technology: a Critical Review", *Science and Technology of Advanced Materials*, 2001, 2, 571-576.
- Czernichowski A., "Gliding Arc: Applications to Engineering and Environmental Control", *Pure and Applied Chemistry*, 1994, 66, 1301-1310.
- Devi L., Ptasiński K. J., Janssen F. J. J. G., "A Review of the Primary Measures for Tar Elimination in Biomass Gasification Processes", *Biomass and Bioenergy*, 2003, 24, 125-140.
- Devi L., Ptasiński K. J., Janssen F. J. J. G., "Pre-treated Olivine as Tar Removal Catalyst for Biomass Gasifier: Investigation using Naphthalene as Model Biomass Tar", *Fuel Processing Technology*, 2005, 86, 707-730.
- Dinescu G., Aldea E., De Giorgi M. L., Luches A., Perrone A., Zocco A., "Optical Emission Spectroscopy of Molecular Species in Plasma Induced by Laser Ablation of Carbon in Nitrogen", *Applied Surface Science*, 1998, 127-129, 697-702.
- El-Rub Z. A., Bramer E. A., Brem G., "A Review of Catalysts for Tar Reduction in Biomass Gasification", *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 2004, 43, 6911-6919.
- Fridman A., Petrousov A., Chapelle J., Cormier J. M., Czernichowski A., Lesueur H., Stevefelt J., "Modèle Physique de L'arc Glissant", *Journal de Physique III France*, 1994, 4, 1449-1466.
- Fridman A., Nester S., Kennedy L. A., Saveliev A., Mutaf-Yardimci O., "Gliding Arc Gas Discharge", *Progress in Energy and Combustion Science*, 1999, 25, 211-231.
- Grossmannova H., Ciganek M., Krcma F., "High-molecular Product Analysis of VOC Destruction in Atmospheric Pressure Discharge", *Journal of Physics: Conference Series*, 2007, 63, 012011.
- Han J., Kim H., "The Reduction and Control Technology of Tar during Biomass Gasification/Pyrolysis: An Overview", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2008, 12, 397-416.
- Houben M. P., de Lange H. C., van Steenhoven A. A., "Tar Reduction through Partial Combustion of Fuel Gas", *Fuel*, 2005, 84, 817-824.

- Indarto A., Yang D. R., Azhari C. H., Mohtar W. H. W., Choi J. W., Lee H., Song H. K., "Advanced VOCs Decomposition Method by Gliding Arc Plasma", *Chemical Engineering Journal*, 2007, 131, 337-341.
- Kim H., "Nonthermal Plasma Processing for Air-pollution Control: a Historical Review, Current Issues, and Future Prospects", *Plasma Processes and Polymers*, 2004, 1, 91-110.
- Kogelschatz U., "Atmospheric Pressure Plasma Technology", *Plasma Physics and Controlled Fusion*, 2004, 46, B63-B75.
- Li C., Suzuki K., "Tar Property, Analysis, Reforming Mechanism and Model for Biomass Gasification – An Overview", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2009, 13, 594-604.
- Lin L., Wu B., Yang C., Wu C., "Characteristics of Gliding Arc Discharge Plasma", *Plasma Science and Technology*, 2006, 8, 653-655.
- Maniatis K., Beenackers A. A. C. M., "Tar Protocols: IEA Bioenergy Gasification Task", *Biomass and Bioenergy*, 2000, 18, 1-4.
- Nair S. A., Pemen A. J. M., Yan K., van Gompel F. M., van Leuken H. E. M., van Heesch E. J. M., Ptasiński K. J., Drinkenburg A. A. H., "Tar Removal from Biomass-derived Fuel Gas by Pulsed Corona Discharges", *Fuel Processing Technology*, 2003, 84, 161-173.
- Nair S. A., Yan K., Pemen A. J. M., van Heesch E. J. M., Ptasiński K. J., Drinkenburg A. A. H., "Tar Removal from Biomass-derived Fuel Gas by Pulsed Corona Discharges: a Chemical Kinetic Study", *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 2004, 43, 1649-1658.
- Paulmier T., Fulcheri L., "Use of Non-thermal Plasma for Hydrocarbon Reforming", *Chemical Engineering Journal*, 2005, 106, 59-71.
- Pemen A. J. M., van Paasen S. V. B., Yan K., Nair S. A., van Heesch E. J. M., Ptasiński K. J., Neeft J. P. A., "Conditioning of Biomass Derived Fuel Gas using Plasma Techniques", *12th European Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*, June 17-21, 2002, Amsterdam, the Netherlands.

Petitpas G., Rollier J. D., Darmon A., Gonzalez-Aguilar J., Metkemeijer R., Fulcheri L., “A Comparative Study of Non-thermal Plasma Assisted Reforming Technologies”, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2007, 32, 2848-2867.

Yamamoto T., Futamura S., “Non-thermal Plasma Processing for Controlling Volatile Organic Compounds”, *Combustion Science and Technology*, 1998, 133, 117-133.

Renewable Energy from Thermal Gasification of a Giant Sensitive Plant (*Mimosa pigra* L.)

T. Wongsiriamnuay*, T. Phengpom, P. Panthong and N. Tippayawong

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Chiang Mai University, Chiang Mai 50200, Thailand

*Corresponding author: w_thanasit@hotmail.com

Abstract: A giant sensitive plant or *Mimosa pigra* L. is a fast growing weed that poses a major problem in agricultural areas. In this study, the stalks of *Mimosa* sample were collected, and air dried. They were subsequently milled, sieved and classified into fractions of uniform particle size. Proximate, ultimate and elemental analyses of the weed were performed. Composition and weight fractions of carbon, hydrogen, nitrogen, and oxygen were determined. Holocellulose and lignin, the main constituents of biomass were also determined. Heating values of the weed was calculated, based on their composition and components, and compared with experimental results, following ASTM standards. Thermogravimetric analysis and gasification of *Mimosa* was carried out at atmospheric pressure in a laboratory-scale fixed-bed reactor to investigate mass loss rate, gas yields and product gas composition. Product gas was analyzed by gas chromatography for CO, CO₂, H₂, and CH₄. From the results obtained, *Mimosa* was found to be potentially suitable as biofuel. It contains high proportion of holocellulose, and is rich in carbon and volatile matter, and low in ash content. Its heating value, in comparison with other biomass, is higher than most agricultural residues. The product gas from gasification contains high CO and H₂, resulting in a useful lower heating value gaseous fuel. It was clear that the weed can be utilized as a useful renewable fuel source.

Keywords: Biomass, Gasification, *Mimosa*, Renewable energy, Thermogravimetric analysis

1. INTRODUCTION

Biomass for energy application has gained increasing interests in Thailand, with a stiff competition with traditional food applications. Presently, interests in perennial rhizomatous grasses such as miscanthus (*Miscanthus*), switchgrass (*Panicum virgatum*), reed canary grass (*Phalaris arundinacea*) and giant reed (*Arundo donax*) as alternative biomass resources are growing because of their high yield potential, appropriate biomass characteristics, low input demand and positive environmental impact [1, 2]. Others include bamboo [3] and rapeseed straw [4]. Non-plantation biomass resources have been assessed for their energy potential in Thailand context and found to be promising [5]. In this investigation, weed such as a giant sensitive plant (*Mimosa pigra*) is viewed to have potential as a useful energy plant. So far, there have been relatively few literatures reporting on utilization of *Mimosa* as feedstock for bioenergy [6].

Energy may be recovered from biomass via various conversions [7, 8]. Choice of conversion process depends on the type and quantity of biomass feedstock, end use requirement, emission standards, economic conditions and project specific factors. In this work, attention has been paid to gasification since the process can yield a gaseous product that can be readily used in a burner or an internal combustion engine.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 Fuel composition analyses

Mimosa samples collected in agricultural zone in Chiang Mai, Thailand were used. The collected stalks were cleaned and air dried naturally in a dry store room at ambient condition. The dried samples were later ground in a high speed rotary mill, screen sieved and used for further analysis. Preparation of samples prior to analyses was conducted in accordance with TAPPI T 257 and T 264 standards. Contents of the major biopolymer constituents of the weed, holocellulose, lignin and solvent extractive components were evaluated using TAPPI standard methods. The solubilities of extractives in ethanol and benzene mixture as well as quantity of soluble substances in sodium hydroxide and in water were established. ASTM standard methods were followed to carry out proximate analysis for the samples. The carbon, hydrogen and nitrogen contents were determined using a CHN Elemental Analyzer. The oxygen content was calculated by difference. The heating value of the dried *Mimosa* stalk was determined in compliance with ASTM standard using a Parr bomb calorimeter. It is reported as a gross heat of combustion at constant volume.

2.2 Thermal gravimetry

The biomass materials were also analyzed by thermogravimetric analysis (TGA) method, using a TGA/SDTA 851e Thermogravimetric Analyzer. This high performance TGA analyzer has high sensitivity, vibration resistance and structure that permit rapid replacement of samples. Large number of samples can be analyzed in a short time and in succession. The system was logged to a personal computer for data handling and analysis. Prior to TGA, temperature, weight and sample platform calibrations were carried out. Each sample was placed in the platinum pan securely and in such a way that it was confined within the pan sides and not in contact with the sides of the oven. All handling of samples were done using brass tweezers to avoid contamination. The prepared samples were hanged down in the reaction tube in which the atmosphere can be controlled, and weighed by a sensitive microbalance with resolution of 0.1 µg. The sample was initially preheated to and equilibrated at 40°C in nitrogen under a flow rate of 90 mL/min for 10

minutes. The sample was then heated to 1200 °C at a constant heating rate of 30 °C/min. The purge gas can be switched to oxygen or air.

2.3 Gasification

Limited experimental runs on gasification of the biomass material were performed in a batch fixed bed gasifier setup, as shown in Figure 1. The samples were in size range of 3 – 6 mm. The reactor was cylindrical shaped with 0.5 m high and inside diameter of 40 mm. It was made of 5 mm thick stainless steel, surrounded on the outside by heating coil and thick insulating wool (Figure 2). The heating coil and the reactor were electrically separated by small ceramic spacers. There was a fixed grate between the middle and the bottom. The outlet of the gasifier is connected to gas coolers and traps where tarry components are removed, and to a sampling bag. Air is supplied from a compressed tank, serving as a purge gas and protective gas to avoid coking occurred on the surface of the reactor before and after operation and is measured with a calibrated flow meter. Reaction temperature is measured by a thermocouple inserted thru its cover and can be automatically controlled by means of a data logger. Prior to the test, the empty reactor was heated externally by an electrical heater for about 30 min. Pre-weighed batches of biomass materials were then introduced into the reactor. Air was supplied and regulated such that oxidation zone inside the gasifier can be established and gaseous products produced from the biomass is combustible. In this study, reactor temperature was obtained from thermocouple readings inside the reactor and represented as gasification temperature. The gaseous products were collected at the exit of the dry filter in a 0.10 dm³ sampling bag. The volatiles were immediately sent for composition analysis. A Shimadzu Gas Chromatography model GC-8A was used to analyze CO, CO₂, H₂, CH₄, and N₂. The high purity standard gases were used to calibrate the instrument. The duration of operation for certain condition is determined by ensuring that no combustible gas is released and gas yield is dropped to more than 10% of its steady value. It should be noted that the residence time of the volatile phase is varied during the experimental run depending on the air flow rates. At the end of every experiment, the solid and liquid residues are weighed to determine mass balance. The gas yield is computed directly, based on its measured volume.

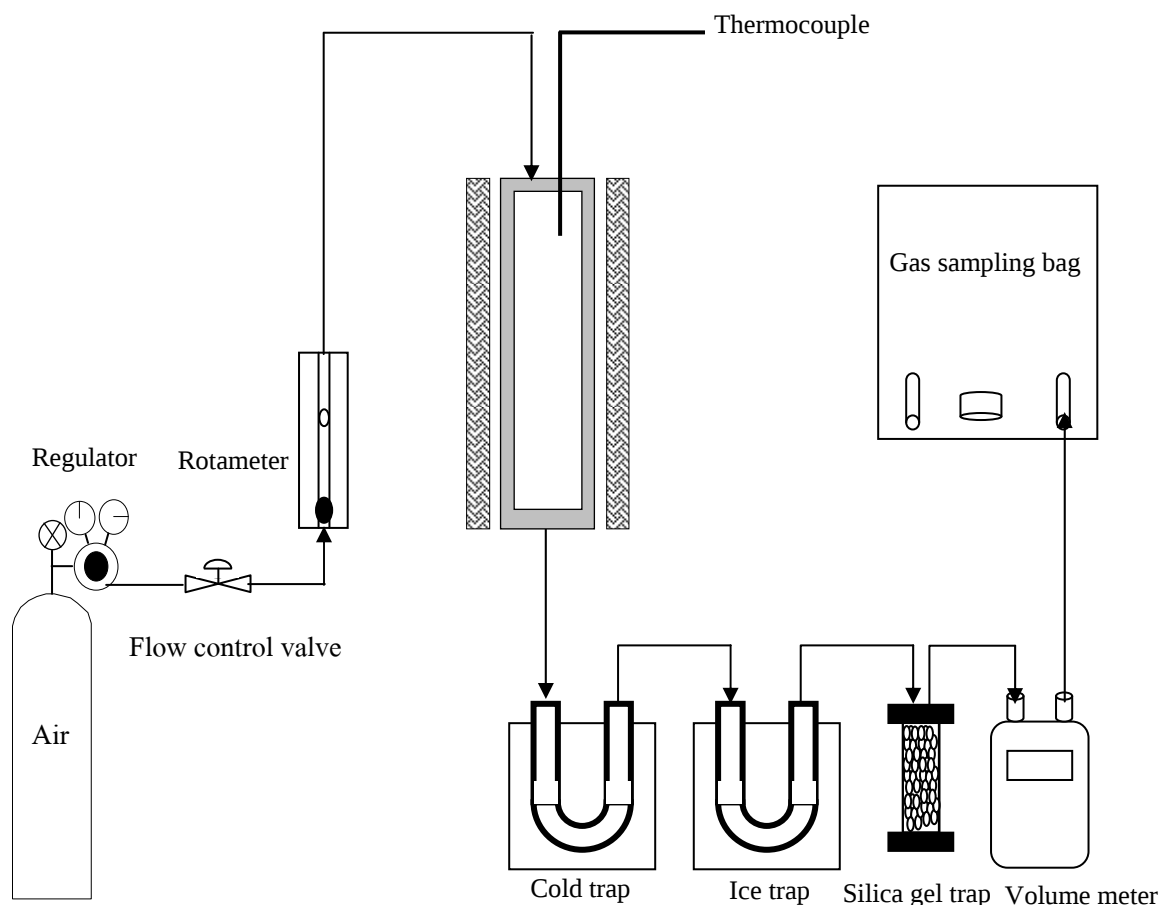


Figure 1 Gasification experimental setup

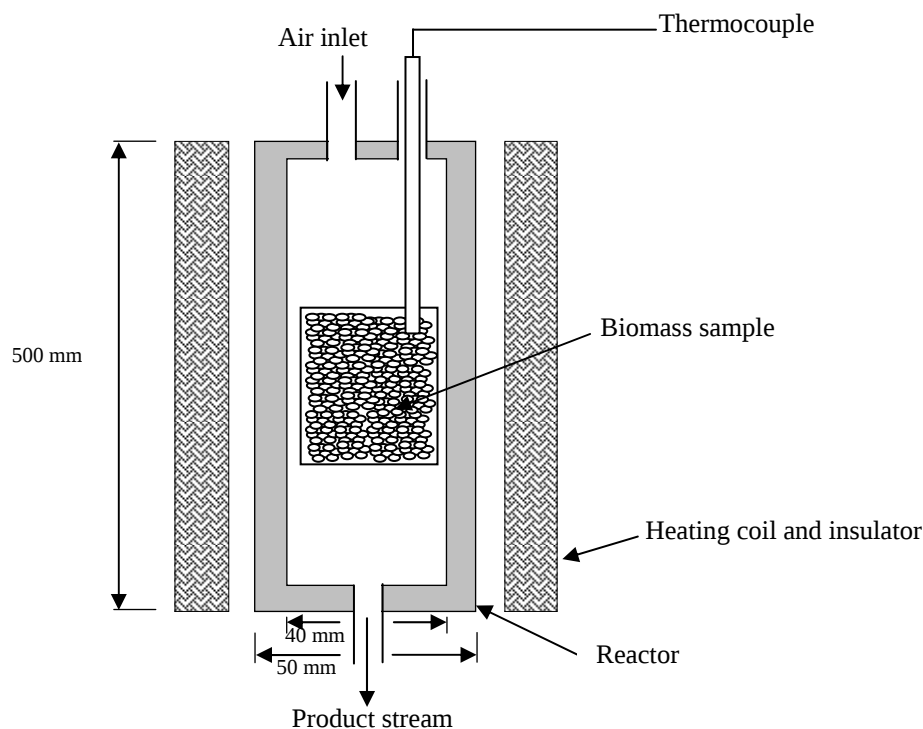


Figure 2 Configuration of the fixed bed gasifier

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Biomass composition

The heating value, proximate and ultimate analyses of the plant samples are listed in Table 1. Moisture content of the air dried samples ranged from 1.5 to 2.4% with average value of 1.6%. The ash contents of all Mimosa samples were 4.5% or less with an average ash content of 3.75%. This was quite low, and therefore the ash could be removed less frequently and continuously from a gasifier or combustor, without interfering with continuous thermo-chemical conversion. Compared to other major biomass feedstocks [9], this ash content is comparable to those found in woody biomass materials. Grasses and straws have higher ash contents. The volatile content was 71% and the remainder was fixed carbon at about 24%. High volatile matter in biomass generally increases tar content in the product gas and must be removed before it fed to an internal combustion engine. All samples showed similar gross heating values, averaging at 17.5 MJ/kg. This value is in similar magnitude to, but slightly lower than woody biomass and higher than most grasses and straws.

Table 1 Properties of the air dried Mimosa stalk

Property	Method	Quantity
Proximate analysis (% w/w)		
Moisture	ASTM D 3173	1.6
Volatile	ASTM D 3175	71.1
Fixed carbon	ASTM D 3172	23.6
Ash	ASTM D 3177	3.7
Ultimate analysis (%)		
Carbon	ASTM D 3174	43.9
Hydrogen		6.0
Nitrogen		1.4
Oxygen		48.7
H/C molar ratio	calculation	1.64
O/C molar ratio	calculation	0.83
Empirical formula	calculation	$\text{CH}_{1.64}\text{O}_{0.83}\text{N}_{0.03}$
Higher heating value (MJ/kg)	ASTM 5865	17.5

The carbon and hydrogen contents of the samples were at about 44%C and 6%H, respectively. The nitrogen content of the Mimosa samples was quite high, about 1.4%, when compared with other biomass feedstocks. But, this is considered to be low N content from combustion perspective. It would be beneficial in terms of minimal fuel bound N-to-NO_x conversion if the weed was used as fuel. Empirical formula of the weed, derived from the ultimate analysis, was obtained and can be represented as CH_{1.64}O_{0.83}N_{0.03}. It is interesting to note that there have been attempts to correlate proximate analysis results with elemental composition [10] and higher heating value [11] using results based on the proximate analysis of biomass materials. The correlations developed were applied to the Mimosa results. It was found to give the predicted heating value of 18.3 MJ/kg and predicted C and H contents of 47.7% and 5.6%, respectively, which were in agreement with experimental determinations. Their relative differences were within 7.5%.

Table 2 shows lignocellulosic characteristics of the plant. Holocellulose was found to be about 58%. Cellulose content in this range makes Mimosa a useful feedstock for conversion to fuels, chemicals, and other bio-based materials. The lignin level of 34% puts the weed at the high end of a range of 24-37% reported for softwoods and was greater than 11-27% found in non woody biomass [3]. Its high lignin content contributes to a relatively high heating value and structural rigidity, similar to softwoods. Meanwhile, the extractive substances were low. With regards to its solubility, it was observed that high proportion of the plant samples were soluble in dilute base solution. This was considerably higher than its solubilities in water, and ethanol-benzene mixture, respectively. Comparison of selected properties with other solid biofuels is presented in Table 3. The fuel characteristics of the weed appeared to be among the main solid fuels used.

Table 2 Lignocellulosic properties and solubility of the air dried Mimosa stalk

Property	Method	Quantity (% w/w)
Holocellulose	Wise method	58.2
Lignin	TAPPI T 222	33.9
Extractives, soluble in ethanol and benzene	TAPPI T 204	1.7
Solubility in hot water	TAPPI T 207	10.5
Solubility in cold water	TAPPI T 207	7.4
Solubility in 1% NaOH solution	TAPPI T 212	36.2
Solubility in ethanol and benzene	TAPPI T 204	5.2

Table 3 Comparison of selected characteristics between the air dried Mimosa and other solid fuels

Fuel property	Mimosa	Wood	Corn cob	Rice husk	Lignite
Gross heating value (MJ/kg)	17.5	19.0	16.3	15.4	24.5
Moisture content (%)	1.62	1.5	10.0	8.2	4.5
Ash content (%)	3.75	2.5	3.4	13.2	7.2

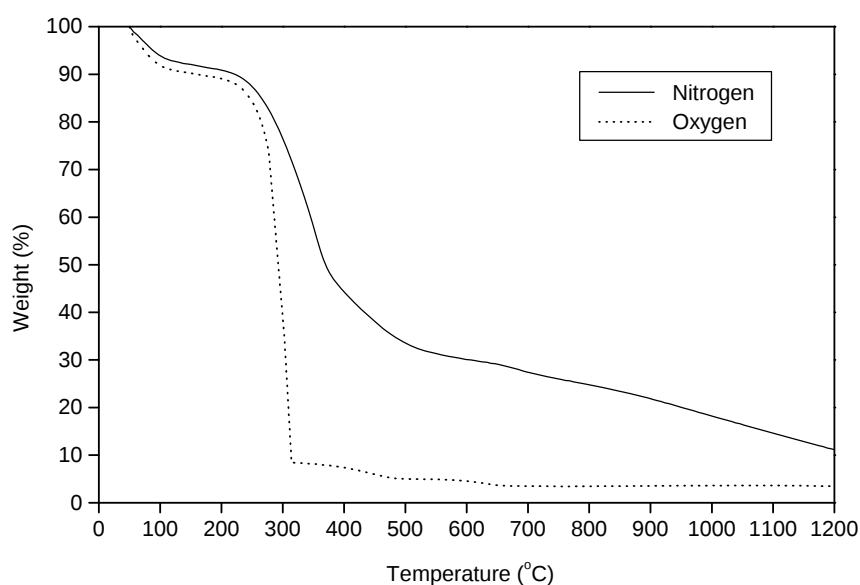


Figure 3 TGA thermogram for the air dried Mimosa sample

3.2 Thermal degradation characteristics

TGA was used to determine the thermal degradation of the biomass material. Figure 3 shows the TGA thermogram of weight change for Mimosa at heating rate of 30 K/min under N₂ and O₂ atmospheres. From the TGA data under N₂ environment, it can be seen that there was an initial weight loss of volatile component from the samples at approximately 250°C. The main devolatilization proceeded to about 600°C with total weight of 60%. Further thermal decomposition continued gradually at slower loss rate towards 1200°C. Under O₂ environment, similar thermal degradation character under N₂ environment was observed up to about 250°C. However, a major weight loss was evident between 280°C, and completed by about 300°C due primarily to oxidation. There was essentially no loss observed afterwards. The residual char and ash amounted to about 5%.

3.3 Gaseous fuel evolution

Preliminary results of the gasification experiments are shown in Table 4. For the given operating condition, the gas yield was found to be about 1.0 Nm³/kg biomass. CO, CO₂ and H₂ were found to be 17.3%, 16.0% and 19.0%, respectively. This resulted in an average lower heating value of the producer gas of approximately 4.7 MJ/Nm³.

Table 4 Results of the air dried Mimosa gasification

Property	Unit	Quantity
Test condition		
Equivalence ratio	(%)	0.25
Temperature	(°C)	900
Biomass feed	(g/hr)	10.0
Air flow rate	(dm ³ /hr)	11.0
Average gas composition		
CO	(% v/v)	17.3
CO ₂	(% v/v)	16.0
H ₂	(% v/v)	19.0
CH ₄	(% v/v)	3
O ₂	(% v/v)	3.2
Nitrogen	(% v/v)	balance
Gas yield		
Gas yield	(Nm ³ /kg)	1.0
Lower heating value	(MJ/kg)	4.7
Cold gas efficiency	(%)	27
Carbon conversion	(%)	46
Product distribution		
Gas	% w/w	52
Liquid	% w/w	22
Solid	% w/w	26
Total	% w/w	100

4. CONCLUSIONS

Potential use of Mimosa as fuel was considered in this study. Physico-chemical characterization of the plant was conducted and gasification trials in a fixed bed reactor were investigated. It was found that Mimosa contains 59% holocellulose, 34% lignin and small amounts of extractive matter. It is rich in carbon and has considerable amount of volatile matter with relatively high heating value. It shares a number of desirable fuel characteristics with certain other biomass feedstocks. It appeared to present no obstacles in utilizing it as solid fuel with thermal conversion process. Present analyses indicated that Mimosa is potentially suited as useful solid biofuels and may be utilized through gasification at relatively moderate conditions. Its potential use as fuel is an important option for management of this weed. Further research may be required to develop cost effective management, harvesting and treatment prior to use in a power plant.

5. ACKNOWLEDGEMENTS

Supports from the Thailand Research Fund for this project and a Royal Golden Jubilee PhD scholarship awarded to TW are acknowledged. Chiang Mai University Graduate College is thanked for a grant awarded to PP.

6. REFERENCES

- [1] Basso, M. V., Cerrella, E. G., Buonomo, E. L., Bonelli, P. R. and Cukierman, A. L. (2005) Thermochemical conversion of *Arundo donax* into useful solid products, *Energy Sources*, **27**, pp. 1429-1438.
- [2] Lewandowski, I., Scurlock, J. M. O., Lindvall, E. and Christou, M. (2003) The development and current status of perennial rhizomatous grasses as energy crops in the US and Europe, *Biomass and Bioenergy*, **25**, pp. 335-361.
- [3] Scurlock, J. M. O., Dayton, D. C. and Hames, B. (2000) Bamboo: an overlooked biomass resource?, *Biomass and Bioenergy*, **19**, pp. 229-244.
- [4] Karaosmanoglu, F., Tetik, E., Gurboy, B. and Sanli, I. (1999) Characterization of the straw stalk of the rapeseed plant as a biomass energy source, *Energy Sources*, **21**, pp. 801-810.
- [5] Sujjakulnukit, B., Yingyuad, R., Maneekhao, V., Pongnarintasut, V., Bhattacharya, S. C. and Abdul Salam, P. (2005) Assessment of sustainable energy potential of non-plantation biomass resources in Thailand, *Biomass and Bioenergy*, **29**, pp. 214-224.
- [6] Presnell, K. (2004) The potential use of mimosa as fuel for power generation, In *Research and Management of Mimosa pigra*, edited by M. Julien, G. Flanagan, T. Heard, B. Hennecke, Q. Paynter, and C. Wilson, Canberra, Australia: CSIRO Entomology.
- [7] Bridgewater, A. V. (2003) Renewable fuels and chemicals by thermal processing, *Chemical Engineering Journal*, **91**, pp. 87-102.
- [8] Demirbas, A. (2007) Progress and recent trends in biofuels, *Progress in Energy and Combustion Science*, **33**, pp. 1-18.
- [9] Nordin, A. (1994) Chemical and elemental characteristics of biomass fuels, *Biomass and Bioenergy*, **6**, pp. 339-347.
- [10] Parikh, J., Channiwala, S. A. and Ghosal, G. K. (2007) A correlation for calculating elemental composition from proximate analysis of biomass materials, *Fuel*, **86**, pp. 1710-1719.
- [11] Demirbas, A. (1997) Calculation of higher heating value of biomass fuels, *Fuel*, **76**, pp. 431-434.

Catalytic Destruction of Biomass Tar by Dolomite in a Dual Packed Bed Reactor

Soe Thiha*, Nakorn Tippayawong, Thanasit Wongsiriamnuay, and Chatchawan Chaichana

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Chiang Mai University, Chiang Mai, 50200, Thailand

*Corresponding Author: soethiha9@gmail.com, +66-8-4482-7735

Abstract

Biomass gasification contributes to bio-energy production without generating greenhouse gases into the environment. Commercialization of the technology is limited by tar contained in the product gas. Catalytic treatment of the gas can destroy the tar almost completely. In this study, a fixed bed catalytic reactor was designed, built and tested. A downdraft gasifier was used to generate a producer gas for tar cracking tests. This paper presents catalytic treatment of the producer gas in dual packed bed in a tar cracker using dolomite, calcined dolomite and char as catalysts. Experiments were carried out for a temperature range between 650 – 850°C. High tar conversions over 90% were obtained for all the catalysts used. It was evident that catalytic tar destruction in the dual catalyst bed could be a promising option for significant tar removal to be employed in a gasification system.

Keywords: Biomass gasification, Catalytic cracking, Dolomite, Tar removal

1. Introduction

With the depletion of fossil fuel sources as well as the global warming issues, utilization of biomass is getting increased attention as a potential source of renewable energy. Biomass fuels and residues can be converted to energy via thermal, biological and physical processes [1]. Biomass gasification is a complex thermochemical process including pyrolysis, partial oxidation of lignocellulosic materials. Product gas is composed of H₂, CO, CO₂, H₂O, CH₄ and various light hydrocarbons along with undesirable dust (ash and char), tar, NH₃, alkali (mostly potassium) and some other trace contaminants [2]. The continual build-up of

condensable organic compounds (often referred to as tars) present in the product gas can cause blockages and corrosion, leading to a reduction in overall efficiency [3]. The producer gas can be used in engine and turbine for energy generation, fuel cells and methanol synthesis. Therefore, contaminants especially tars must be removed to meet the specific applications of the gas.

Commercial gasifiers use conventional filters and wet cleaning methods to remove the tar in the gas, discharging tar dissolved waste water that requires treatment before disposal. Thermal and catalytic treatment of the gas can ultimately destroy tar. Catalytic tar removal can

operate at lower temperatures than thermal processes and result in high tar removal efficiency. Extensive reviews on the use of several catalysts for tar destruction can be found in the literatures [3-5]. Dolomite is usually employed due to its low cost. It is calcium magnesium ore with the general formula $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ that contains ~ 20% MgO, ~ 30% CaO, and ~ 45% CO_2 on a weight basis, with other minor mineral impurities. Calcination decomposes CO_2 to form CaO.MgO [5]. The use of dolomite inside gasifier and downstream reactor has been studied extensively. In this paper, investigation of the catalytic cracking of tar from biomass gasification in a dual packed bed reactor was presented.

2. Experimental Method

2.1 Equipments

Experimental setup includes a throat type, downdraft gasifier for producing the gas required for catalytic tar cracking tests. A laboratory scale catalytic tar cracker was built using stainless steel pipe with ID of 14mm and 70cm in length. It was heated by an insulated external electrical heating chamber, power rating of 3 kW. A dualpacked bed was housed inside the tar

cracker. Internal temperatures along the cracker were measured by type K thermocouples. The outlet of the cracker was connected to a tar sampling impinger train. Gas flow rate was regulated by means of a pump and flow meters. The impinger train consists of six impinger bottles in which iso-propanol was used as solvent. The sketch of the experimental set up is shown in “Fig. 1”.

2.2 Catalytic cracking

Catalytic cracking of biomass tar experiments were performed using dolomite, calcined dolomite and charcoal as catalysts. The particle sizes of the catalysts ranged from 2.12 mm to 4.75 mm, having average particle diameter of 3.41 mm. The bulk densities of the dolomite, calcined dolomite and charcoal were 1.23, 0.68, and 0.37 g/cm^3 , respectively. Calcination of the dolomite was performed at 900°C for 2 hours in an oven. It was found that dolomite became softer after calcination, reducing its mechanical strength. The length of each catalyst bed inside the cracker was set at 270 mm.

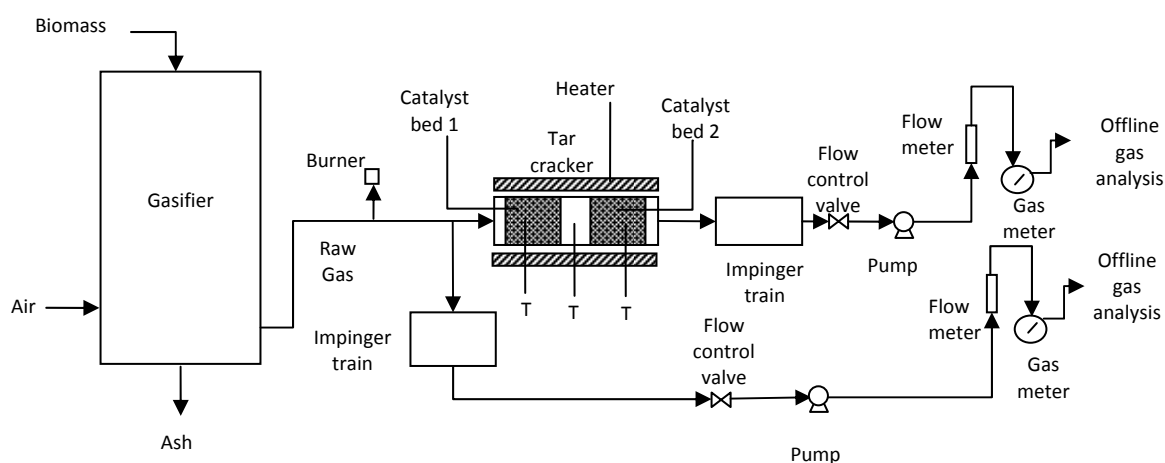


Fig.1 Experimental setup of a catalytic tar cracking system

2.3 Procedure

Cashew nut shells were used as biomass feedstock. Its moisture content was about 10.8% (as-received basis). The heating value and elemental composition of the cashew nut shells were taken from the works of Singh et al. [6], Das and Ganesh [7], shown in “Table 1”. At the start of each experiment, the gasifier was loaded with cashew nut shells and ignited at the bottom. The tar cracker was also simultaneously heated to reach the desired set point temperature, at a temperature range between 650 – 850°C. When the producer gas generated from the gasifier became combustible and operated in a stable manner, the cracking tests were started. The controlled parameters of the tar destruction test were temperature and residence time inside the dual packed bed. Each operation was performed for 15 – 20 minutes and repeated in triplicate for one controlled temperature. Tar containing gases upstream and downstream of the cracker were sampled separately. Measurement of tar content in the producer gas was carried out gravimetrically, following the method shown in tar sampling and analysis protocol [8]. Weight measurements for gravimetric evaporation were carried out using Metler digital analytical balance. Sample gases from the gasifier and the cracker after cleaning were collected in Tedlar gas bag and analysed offline by Shimadzu GC-8A/TCD using helium as carrier gas. Tar conversion, X , was calculated by;

$$X = \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{in}} \times 100 \quad (1)$$

where C_{in} and C_{out} are inlet and outlet tar concentrations (g/Nm^3), respectively.

Table 1 Properties of cashew nut shells

property	value
C	48.7 %
H	7.0 %
O	43.9 %
N	0.4 %
Heating value	17.6 MJ/kg

Table 2 Composition of the producer gas

component	%
CO	17.07
H ₂	5.04
CH ₄	3.15
CO ₂	19.72
N ₂	balance

3. Results and Discussion

3.1 Gasifier operation

The gasifier was able to start within 15 min and attain steady state operation from cold start in about 30-60 min. Although feeding was done intermittently, gasification seemed to operate well. Oxidation and reduction reactions appeared to proceed continuously. The system was able to run rather smoothly without any sign of significant deterioration. Fuel flow did not show any problem during the test runs. Nonetheless, poking at regular interval (1 h) was done to ensure trouble-free operation. Exit gas temperature of the gasifier was about 170°C. Producer gas was combustible, with bright orange flame. The composition of the gas was determined and shown in “Table 2”. The lower heating value of the producer gas was estimated to be about 3.51 MJ/m³.

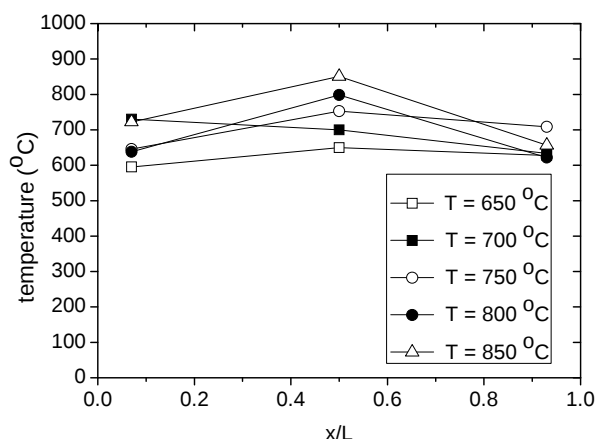


Fig. 2 Axial temperature distributions along the reactor length at different set point temperatures

3.2 Cracker operation

Prior to tar cracking tests, heater of the cracker was switched on to the set point temperatures. "Fig. 2" shows axial temperature profiles along the cracker length for each set point. At axial distance $x = 0$ represents the inlet and $x = L$ is at the exit of the tar cracker.

3.3 Tar conversion

Temperature profiles inside the cracker are depicted in "Fig. 2". Tar conversion results are shown in "Fig. 3". These conversions were average values of triplicate experiments. Tar conversions with dolomite, calcined dolomite, and charcoal were found to be very high inside two catalyst beds reactor. The highest conversion obtained at 750 and 700°C for dolomite and calcined dolomite, respectively. Tar conversions above 90% were obtained with the charcoal as catalyst. The highest tar conversion of 99.5% was found at 800°C. "Fig. 4" shows tar concentration in the producer gas after treated with catalytic cracker. The final tar content was observed to be well below 35 mg/Nm^3 for all tested catalyst types and temperatures.

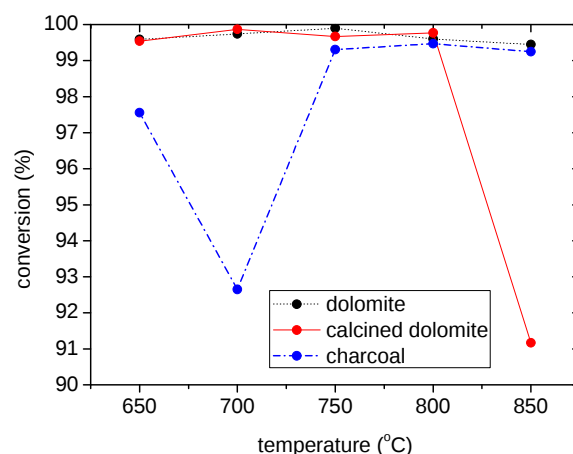


Fig. 3 Tar conversion for different catalysts

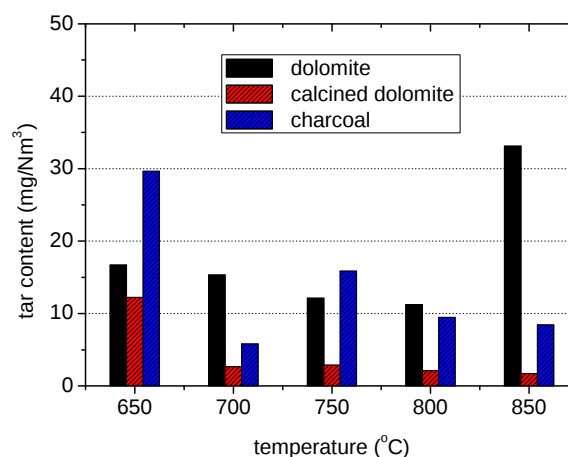


Fig. 4 Final tar contents in the treated producer gas after treatment with different catalysts

The observed fluctuation in conversion may be due to varying tar content in the producer gas with time and operating conditions. Reduction in tar conversion due to catalyst deactivation has not been observed for all the three catalysts. However, coke formation was observed with dolomite catalysts, as shown in "Fig. 5". It was found that the catalyst removed from first catalyst bed served as a guard bed and coke formation was severe. The second catalyst bed appeared to be less affected. Coke formation for calcined dolomite and charcoal was not clearly evident and difficult to identify.

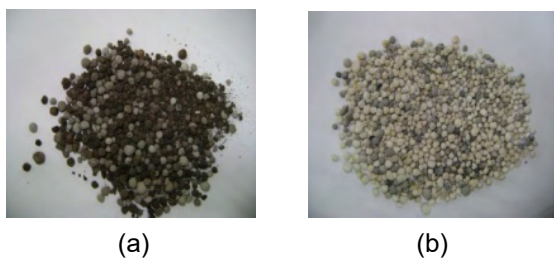


Fig. 5 Appearances of spent dolomite (a) first bed discharge and (b) second bed discharge

4. Conclusion

In this work, a catalytic tar cracker was designed and tested. Low cost catalysts were used. The use of dolomite, calcined dolomite and charcoal in a dual bed catalytic reactor showed over 90% tar reduction.

Catalytic hot gas conditioning of the producer gas to reduce the tar content doesn't produce waste water. Since the low cost and abundance the catalysts used in this study, it might be more economical than using expensive metal and noble synthesized catalysts. It can cut the excess equipment costs since the first bed serves as a guard for the second bed. Moreover, it could be combined with metal catalyst in second catalyst bed with the first guard bed so that high quality syngas could be generated.

5. Acknowledgement

Supports from the Energy Research and Development Institute, and the Graduate School, Chiang Mai University to ST, supports from the Thailand Research Fund (contract no. RSA5080010) and a Royal Golden Jubilee PhD scholarship awarded to TW are acknowledged.

6. References

[1] Li, C. and Suzuki, K. (2009). Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification - an overview, *Renewable*

and Sustainable Energy Reviews, vol. 13, pp. 594–604.

[2] Zhang, R., Brown, R. C., Suby, A. and Cummer, K. (2004). Catalytic destruction of tar in biomass derived producer gas, *Energy Conservation and Management*. vol. 45, pp. 995-1014.

[3] Sutton D., Kelleher, B. and Ross, J. R. H. (2001). Review of literature on catalysts for biomass gasification, *Fuel Processing Technology*, vol. 73, pp. 155-173.

[4] Milne, T.A., Evans, R. J. and Abatzoglou, N. (1998). Biomass gasifier "tars": their nature, formation, and conversion, *NREL/TP-570-25257*, National Renewable Energy Laboratory, Colorado, USA.

[5] Dayton. D. (2002). A review of the literature on catalytic biomass tar destruction. *NREL/TP-510-32815*, National Renewable Energy Laboratory, Colorado, USA.

[6] Singh, R. N., Jena, U., Patel, J. B. and Sharma, A. M. (2006). Feasibility study of cashew nut shells as an open core gasifier feedstocks, *Renewable Energy*. Vol. 31, pp. 481-487.

[7] Das, P. and Ganesh. A. (2003). Bio-oil from pyrolysis of cashew nut shell - a near fuel, *Biomass and Bioenergy*, vol. 25, pp. 113-117.

[8] Simell, P., Ståhlberg, P., Kurkella, E., Albrecht, J., Deutsch, S. and Sjöström, K (2000). Provisional protocol for sampling and analysis of tar and particulates from large-scale biomass gasifiers, *Biomass and Bioenergy*, vol 18, pp. 19-38.

Gasification of Giant Sensitive Plants in a Fixed Bed Reactor

Thanasit Wongsiriamnuay and Nakorn Tippayawong

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Chiang Mai University, Chiang Mai, Thailand

Abstract: A giant sensitive plant (*Mimosa pigra* L.) is a fast growing and spreadable weed. It infests strongly along the rivers, surrounding large reservoirs, wetland reserves and agricultural fields. Its invasion threatens the production and preservation values of wetlands, and poses a major problem in agricultural areas. To avoid food-fuel dilemma, the weed may be utilized as a biorenewable energy source. In this study, it was used as feedstock for generation of producer gas. Mimosa sample were collected, and air dried. They were subsequently milled, sieved and classified into fractions of uniform particle size between 0.3 and 0.6 mm. Fuel characterization was performed using proximate and ultimate analyses. Gasification of giant sensitive plants was carried out at atmospheric pressure in a laboratory-scale fixed bed reactor to investigate the effect of reactor temperature and catalyst biomass ratio on gas yields and product gas composition. The product gas from thermochemical process was found to contain high CO and H₂ which was a useful low heating value gaseous fuel. With an increase in temperature, gas yield was found to increase while char and tar were found to decrease. Increasing catalyst to biomass ratio was found to result in an increase in hydrogen, and a decrease in carbon monoxide. It appeared that the weed can be utilized as a useful renewable fuel.

Keywords: Biomass, Gasification, Mimosa, Renewable energy, Fixed bed.

1. Introduction

Mimosa, known in Thai as a giant sensitive plant, is a native plant of Central and South America. It was purposely introduced to Thailand in the late 1940s as a green manure and cover crop in tobacco plantations [1]. It is a leguminous thorny shrub that can grow to a height of six meters. Mimosa is able to form mono-specific stands, replacing the native wet vegetation and thereby reducing the available habitats of native flora and fauna. It is considered to be one of the worst environmental weeds of wetland in Thailand. When faced with an extensive weed infestation, it is natural to find ways to utilize it. Mimosa has been utilized for its ornamental value, medicinal use, green manure and erosion control. It has also been used as animal feed, timber and biomass material [1]. In Thailand, it has been used for firewood, temporary fences, and tested for fiberboard. However, the use is still limited in rather small scale applications. Alternative energy utilization method may offer different options and a mean for the weed management.

Thermochemical processing is recognized as the most important available technology for biomass

conversion. Gasification is viewed to be a suitable conversion technology that offers high thermal efficiency and environmental acceptability. Gasification process is favourable for producing low to medium calorific value gas. If the weed is gasified efficiently, it may generate a high yield of clean product gas. Thermal decomposition of mimosa has been investigated [2, 3]. It was viewed to have potential as a bioenergy source via gasification. However, tar can potentially impair the product gas quality. Using of catalysts in the gasification process has been proved to be an effective method to reduce tar and improve gasification efficiency. Dolomite is among the cheapest and most available catalysts used to control tar. Natural dolomite has been shown to reduce tar content in producer gas [4, 5].

In this work, giant sensitive plants were used as a biomass feedstock for the generation of producer gas. A laboratory scale, fixed bed reactor was developed. The thermochemical conversion of mimosa was performed in the fixed bed reactor. The influence of different operation conditions, including reactor temperature and catalyst to biomass ratio on product yields (gas, char, and tar) and the composition of fuel gas in terms of H₂ and

H₂/CO was investigated. Air was used as gasification medium. Natural dolomite was used as an *in situ* catalytic gas conditioning agent.

2. Experimental setup

2.1. Sample characterization

Mimosa samples collected in agricultural zone in Chiang Mai, Thailand were used. The collected stalks were cleaned and air dried naturally in a dry store room at ambient condition. The dried samples were later ground in a high speed rotary mill, screen sieved and used for further analysis. The proximate analysis of the weed was carried out according to standard norms. The determination of moisture, volatile matter and ashes was performed following the standards; ASTM D 3173, ASTM D 3175. ASTM D 1372, ASTM 3177, respectively. The fixed carbon was calculated by difference to 100%. The determination of the ultimate analysis was made using a CHN-932 elemental analyzer (ASTM F 3174). The higher heating value of the weed waste was determined with a Parr calorimeter bomb (ASTM 5865). These parameters are displayed in Table 1. One can see that the weed has a high content of volatile matter and low content of ash, which is very interesting with respect to its applications in gasification and pyrolysis processes. The low N content ensures that thermal NO_x formation during the gasification process is negligible.

2.2. Test apparatus and procedures

Gasification experiments were performed at an atmospheric pressure using air as gasification medium. The experimental setup is shown schematically in Fig. 1. The fixed bed reactor was equipped with electric heaters around its perimeter which was covered with a thick insulation layer.

Table 1. Properties of the air dried mimosa stalk.

Property	Quantity
Proximate analysis (% w/w)	
Moisture	1.6
Volatile	71.1
Fixed carbon	23.6
Ash	3.7
Ultimate analysis (% w/w)	
Carbon	43.9
Hydrogen	6.0
Nitrogen	1.4
Oxygen	48.7
Higher heating value (MJ/kg)	17.5

Its setup consists of the fixed bed reactor, an air compressor and an feed air heater. The reactor was made of 1Cr18Ni9Ti stainless steel tube. The effective height of the reactor was 900 mm, with an internal diameter of 60 mm. Two type K thermocouples were used to measure and control the temperatures in the middle of the gasifier and the biomass in a basket.

A collection module was used as cooling unit for fuel gas cooling and tar capture. It consists of two series of impinger bottles containing a solvent for tar absorption, placed separately in two cold baths. The first three impinger bottles were immersed in a temperature below 5 °C, whereas, the next three impinger bottles were cooled at a temperature under -20 °C which tar and moisture will be completely collected. The tar aerosols were collected by both condensation and absorption in the solvent. Each impinger bottle was filled with approximately 100 ml of isopropanol, which was considered to be the most suitable solvent for tar absorption [5]. The gas flow rate was measured with a volume meter. The cool, dry, clean gas was sampled using gas bags and analyzed on a Shimadzu Model GC-8A gas chromatograph fitted with a ShinCarbon ST Micropacked column and a thermal conductivity detector, for measuring volumetric concentration of H₂, O₂, N₂, CH₄, CO,

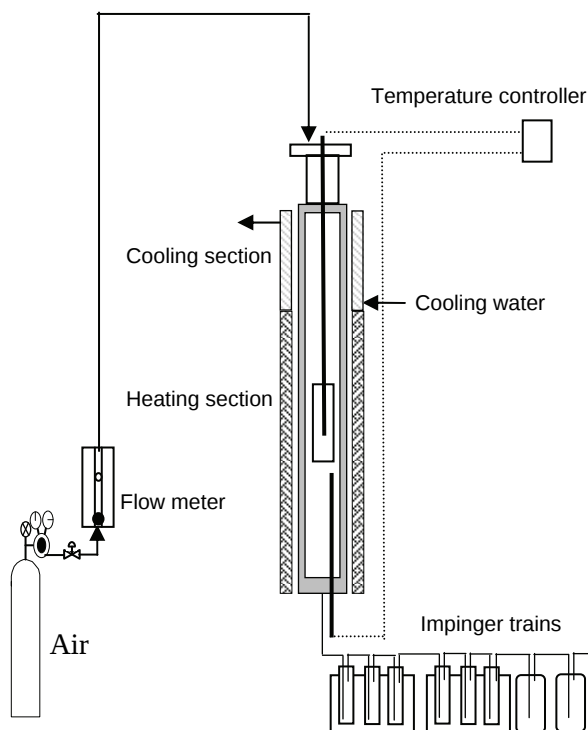


Fig. 1. Gasification experimental setup.

CO₂. Standard gas mixtures were used for quantitative calibration.

Initially, the electric heater was switch on to heat the reactor. Once the set point temperature was achieved in the gasification reactor, the biomass was displaced from the cooling section to the heating section. Air was fed from the top of the gasification reactor. When stabilization was reached with respect to the temperatures, gas sampling and analysis were carried out. It was normally completed in about 20 min. Experiments were performed for (i) air gasification at 500 cm³min⁻¹ with varying temperature between 600 – 900°C and (ii) catalytic gasification with natural dolomite at varying proportions (% w/w referred to catalyst and biomass ratio) at 900°C with the same air flow condition. All experiments were carried out isothermally and initial mimosa mass of 10 g was used.

3. Results and discussion

3.1. Product yields

Fig. 2 shows effect of reaction temperature on the product yields from gasification of mimosa without presence of catalyst. The gas yields were found to increase from about 51% to 64% as the reaction temperature was raised from 600°C to 900°C. The char and tar fractions appeared to decrease with increasing temperature. Changes from 700°C to 800°C showed only marginal effect on the yields. Fig. 3 shows the product yields from gasification of mimosa at different catalyst to biomass ratios between 0.5 – 2.0 at a fixed temperature of 900°C. It was observed that while the char yield stayed relatively constant, the gas yield appeared to go through a maximum of 72% at a catalyst to biomass ratio of 1.0.

3.2. H₂ and H₂/CO yields

Figs. 4 and 5 show effects of reaction temperature on the H₂ and H₂/CO yields from non-catalytic gasification. It can be seen from the experimental results that both the hydrogen yields and hydrogen to carbon monoxide ratios were primarily influenced by the operating temperature. Changing the temperature from 600 to 900°C resulted in an increase in the H₂ yields [6, 7], while H₂/CO yields were found to decrease slightly from 0.72 to below 0.60. The increases of the hydrogen fraction with

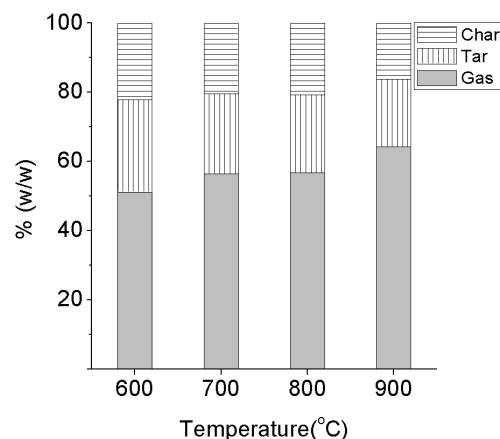


Fig. 2. Effect of reaction temperature on yields of gasification products

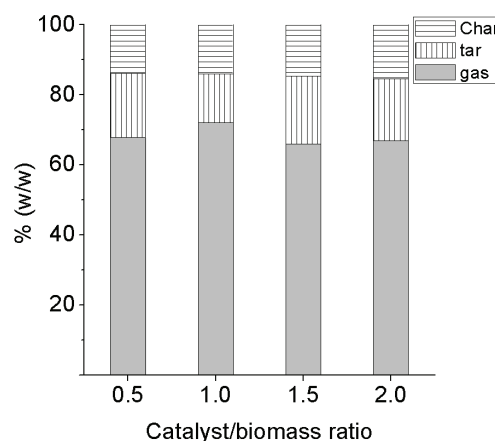


Fig. 3. Effect of catalyst/biomass ratio on yields of gasification products

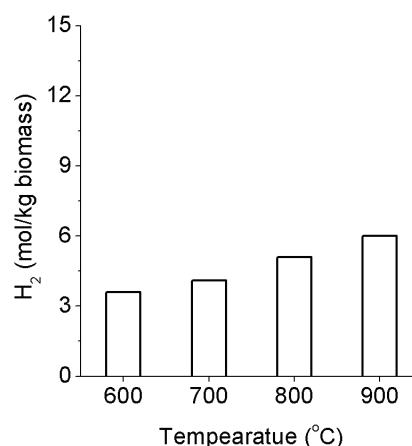


Fig. 4. Effect of reaction temperature on H₂ yields.

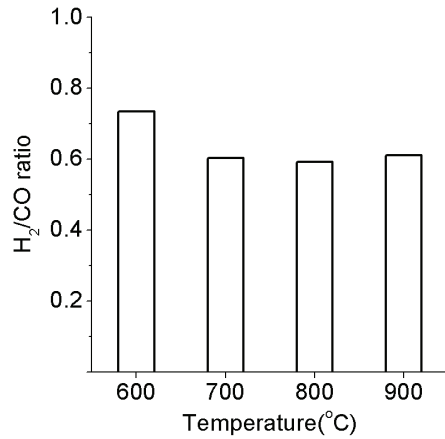


Fig. 5. Effect of reaction temperature on H₂/CO ratio.

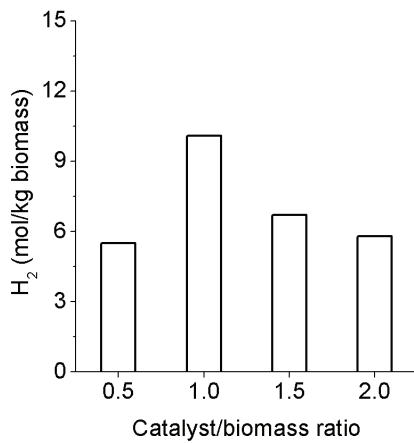


Fig. 6. Effect of catalyst/ biomass ratio on H₂ yields.

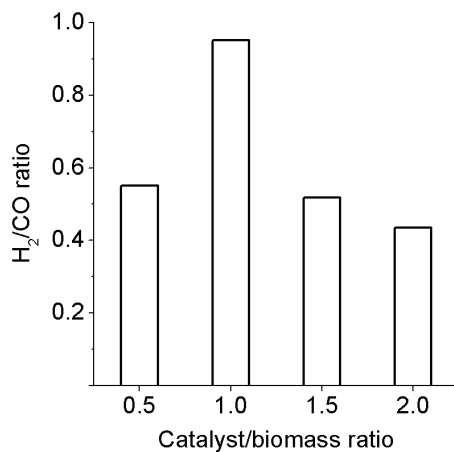


Fig. 7. Effect of catalyst/biomass ratio on H₂/CO ratio.

Table 2. Comparison of H₂ yields for different types of biomass without catalyst.

Reference	Biomass	Temp (°C)	H ₂ yield (%)
This work	Mimosa	900	17
[6]	Sawdust	900	38
[9]	Saw dust	810	10
[9]	Wood	550	8
[10]	Rice straw	800	10
[10]	Rice straw	900	23

Table 3. Comparison of H₂ yields for different types of biomass with dolomite catalyst.

Reference	Biomass	Temp (°C)	H ₂ yield (%)
This work	Mimosa	900	26
[10]	Rice straw	900	37
[11]	Sawdust	800	11
[12]	Pine sawdust	850	52
[13]	Pine sawdust	750	51

temperature were due to the greater production of gas in the initial pyrolysis (faster at higher temperatures), and the endothermic reactions of gasification of the char, which increases with temperature. It was clear that temperature has integrated effects on these results.

The effects of catalyst to biomass ratio on H₂ and H₂/CO yields when the reactor temperature was kept constant at 900°C are shown in Figs. 6 and 7. Generally, the H₂ yields were observed to increase with the presence of catalyst. The peak value of H₂ yield appeared at the catalyst to biomass ratio of 1.0 was twice as much as that at similar condition without the catalyst. This may be attributed to an increase in surface reaction area on the dolomite, greater the contact area between the biomass and the dolomite, leading to higher chemical reaction rates and gasification reactions [8]. However, increasing catalyst/biomass ratio did not prove to increase the hydrogen yield further. With respect to H₂/CO ratios, similar pattern to H₂ yields was observed that a maximum ratio of 0.95 was obtained at catalyst to biomass ratio of 1.0. However, at other catalyst to biomass ratios, the H₂/CO yields appeared to be slightly lower than the value at similar condition without the catalyst.

3.3. Comparison with literature

H₂ yields obtained from gasification of mimosa in this study were compared against those obtained from other types of biomass at similar thermal conditions. Results (in % by volume) are shown in Tables 2 and 3 for the cases with and without

catalyst, respectively. It was found that H₂ yields were comparable to other biomass considered.

4. Conclusions

In this work, air gasification of giant sensitive plants under atmospheric pressure in a fixed bed reactor has been carried out with and without dolomite as a catalyst. Effects of reaction temperature and catalyst to biomass ratio have been investigated. Gas yields were found to increase with increasing temperatures. With catalysts, over 60% gas yields were obtained. Increase in temperature resulted in an increase in H₂ yields. The H₂ yields were found to increase further with presence of catalyst. A peak of H₂ yield was observed at catalyst to biomass ratio of 1.0. Producer gas yields and composition obtained from gasification of mimosa were in similar magnitude and comparable to other types of biomass. Mimosa appeared to have potential as a biofuel candidate.

References

- [1] Miller, I. L., 2004, Uses for *Mimosa pigra*, In: *Research and Management of Mimosa pigra*, eds Julien, M., Flanagan, G., Heard, T., Hennecke, B., Paynter, Q. and Wilson, C., pp 63-67, CSIRO Entomology, Canberra, Australia.
- [2] Wongsiriamnuay, T., et al., 2008, Renewable Energy from Thermal Gasification of a Giant Sensitive Plant (*Mimosa pigra* L.), 5th International Conference on Combustion, Incineration/ Pyrolysis and Emission Control, Chiang Mai, Thailand.
- [3] Wongsiriamnuay, T., and Tippayawong, N., 2010, Non-isothermal Pyrolysis Characteristics of Giant Sensitive Plants Using Thermogravimetric Analysis, *Bioresource Technology*, in press.
- [4] Sutton, D., et al, 2001, Review of Literature on Catalysts for Biomass Gasification, *Fuel Processing Technology*, 73(2), pp. 155-173.
- [5] Li, C., and Suzuki, K., 2009, Tar Property, Analysis, Reforming Mechanism and Model for Biomass Gasification - An Overview, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 13(3), pp. 594-604.
- [6] Turn, S., et al., 1998, An Experimental Investigation of Hydrogen Production from Biomass Gasification, *International Journal of Hydrogen Energy*, 23(8), pp. 641-648.
- [7] Lv, P.M., et al., 2004, An Experimental Study on Biomass Air-steam Gasification in a Fluidized Bed. *Bioresource Technology*, 95(1), pp. 95-101.
- [8] Rapagna, S., and Latif, A., 1997, Steam Gasification of Almond Shells in a Fluidised Bed Reactor: the Influence of Temperature and Particle Size on Product Yield and Distribution. *Biomass and Bioenergy*, 12(4), pp. 281-288.
- [9] Ni, M., et al., 2006, An Overview of Hydrogen Production from Biomass. *Fuel Processing Technology*, 87(5), pp. 461-472.
- [10] Xie, Y. R., et al., 2009, Influences of Additives on Steam Gasification of Biomass: 1 Pyrolysis Procedure, *Energy and Fuels*, 23(10), pp. 5199-5205.
- [11] Hanping, C., et al., 2008, Experimental Investigation of Biomass Gasification in a Fluidized Bed Reactor, *Energy and Fuels*, 22(5), pp. 3493-3498.
- [12] Lv, P., et al., 2007, Bio-syngas Production from Biomass Catalytic Gasification, *Energy Conversion and Management*, 48(4), pp. 1132-1139.
- [13] Delgado, J., et al, 1996, Calcined Dolomite, Magnesite, and Calcite for Cleaning Hot Gas from a Fluidized Bed Biomass Gasifier with Steam: Life and Usefulness, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 35(10), pp. 3637-3643.

Acknowledgements: This research is financially supported by the Thailand Research Fund (no. RSA5080010) and Faculty of Engineering, Chiang Mai University. The Royal Golden Jubilee PhD scholarship (no. PHD/0047/2550) awarded to TW is greatly appreciated. Supports from the Energy Research and Development Institute, Chiang Mai University are also acknowledged.