

การวิเคราะห์การผลิตไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนร่วมกับ  
เครื่องกังหันไอน้ำโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต  
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี  
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
ปีการศึกษา 2562  
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ANALYSIS OF ELECTRICITY GENERATION FROM THE CIRCULATING FLUIDIZED BED  
COMBUSTION PROCESS WITH STEAM TURBINE USING MULTI-BIOMASS TYPES



A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements  
for the Degree of Master of Engineering in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2019

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การวิเคราะห์การผลิตไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้แบบ ฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม
โดย	นางพิชชาพร นิละนนท์
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง  
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์  
(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ เตชวรสินสกุล)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ  
(รองศาสตราจารย์ ดร.ธราธร มงคลศรี)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ)

..... กรรมการ  
(อาจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.แดง แซ่เบ๊)

พิชชาพร นิละนนท์ : การวิเคราะห์การผลิตไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิด  
ไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม. (

ANALYSIS OF ELECTRICITY GENERATION FROM THE CIRCULATING FLUIDIZED  
BED COMBUSTION PROCESS WITH STEAM TURBINE USING MULTI-BIOMASS  
TYPES) อ.ที่ปรึกษาหลัก : ผศ. ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ

ปัจจุบันสถานการณ์การใช้พลังงานไฟฟ้ามีแนวโน้มสูงขึ้นอย่างต่อเนื่องจากการเติบโตทางเศรษฐกิจและเทคโนโลยี และด้วยกับการตระหนักถึงปัญหาสิ่งแวดล้อม จึงทำให้เชื้อเพลิงชีวมวลได้รับความสนใจและการส่งเสริมจากภาครัฐและเอกชนในการผลิตพลังงานไฟฟ้า แต่พบว่าโรงไฟฟ้าชีวมวลส่วนใหญ่มีการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเพียงชนิดเดียว ทำให้เสี่ยงต่อการขาดแคลนวัตถุดิบตั้งต้นและยังพบว่ามี การปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่บรรยากาศในปริมาณที่สูง โดยงานวิจัยนี้ศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยระบบการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ โดยใช้ชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย และพัฒนาร่วมกับการดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยมีศึกษาตัวทำละลายที่แตกต่างกัน 2 ชนิดคือ โมโนเอทานอลามีน และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล แบบจำลองทั้งสองถูกพัฒนาขึ้นโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการ แอสเพน พลัส จากการศึกษาพบว่าชีวมวลผสมจากภาคกลาง ได้แก่ ชันไม้สับ แกลบ และขานอ้อย มีศักยภาพและเหมาะสมต่อการใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้น โดยส่งผลกระทบต่อหม้อกำเนิดไอน้ำ และสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ตามที่โรงไฟฟ้าชีวมวลกำหนดที่ 103.43 เมกะวัตต์ โดยใช้ปริมาณเชื้อเพลิง 107.89 ตัน/ชั่วโมง และพบว่าชีวมวลผสมจากภาคกลางมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่บรรยากาศสูงสุดที่ 12.5% โดยการศึกษาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์พบว่า การใช้สารละลาย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ที่อัตราส่วนตัวทำละลายต่อก๊าซเท่ากับ 4.03 สามารถดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้สูงสุด 90.82% เมื่อใช้พลังงานในการรีเจนเนอเรชั่นเท่ากับ 13.75 เมกะจูล/กิโลกรัมคาร์บอนไดออกไซด์ แต่ในการใช้สารละลายโมโนเอทานอลามีนจะใช้อัตราส่วนตัวทำละลายต่อก๊าซเท่ากับ 4.24 และพลังงานในการรีเจนเนอเรชั่นที่สูงกว่าเท่ากับ 21.91 เมกะจูล/กิโลกรัมคาร์บอนไดออกไซด์

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี

ลายมือชื่อนิสิต .....

ปีการศึกษา 2562

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก .....

# # 6070951021 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORD: Power generation, Circulating fluidize bed, Multi-biomass, CO2 capture

Picharnon Nilanon : ANALYSIS OF ELECTRICITY GENERATION FROM THE CIRCULATING FLUIDIZED BED COMBUSTION PROCESS WITH STEAM TURBINE USING MULTI-BIOMASS TYPES. Advisor: Asst. Prof. AMORNCHAI ARPORNWICHANOP, D.Eng.

Currently, electrical power demand is significantly increased due to technological growth. With concern about the global warming effect, biomass is increasingly used as an alternative energy source for power generation. However, most biomass power plants are not flexible because they are capable of using a specified fuel type. Moreover, more CO<sub>2</sub> emissions from a combustion process are found. Thus, the design of biomass power plants using multi-fuels integrated with CO<sub>2</sub> capture is much interest. In this study, the power generation consisting of the circulating fluidized bed combustion and steam turbine is investigated. Various biomass type grouping by their properties and potential in five regions of Thailand and different types of CO<sub>2</sub> capture solvents are considered. Modeling of the biomass power plant is performed by using Aspen Plus simulator. The proposed process, based on the wood chip, rice husk, and bagasse feedstock in the central region, provides the power generation of 103.43 MWh with the minimum biomass feed rate of 107.89 tons h<sup>-1</sup> and maximum CO<sub>2</sub> in the flue gas of 12.5%, compared to different feedstock in other regions. The CO<sub>2</sub> capture process using the liquid-to-gas (L/G) ratio of 2-amino-2-methyl-1-propanol of 4.03 provides the maximum CO<sub>2</sub> capture efficiency of 90.82% with the regeneration energy of 13.75 MJ kgCO<sub>2</sub><sup>-1</sup>. In contrast, the use of monoethanolamine requires a higher L/G ratio of 4.24 and regeneration energy of 21.91 MJ kgCO<sub>2</sub><sup>-1</sup>.

Field of Study: Chemical Engineering

Student's Signature .....

Academic Year: 2019

Advisor's Signature .....

## กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดีจากความอนุเคราะห์และช่วยเหลือจากบุคคลหลายท่าน โดยผู้วิจัยขอขอบพระคุณผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ อาจารย์ที่ปรึกษาโครงการวิจัยที่ได้ให้ความกรุณาอย่างสูงในการให้คำแนะนำ คำปรึกษา ชี้แนะแนวทางและให้ความรู้ในการทำงานวิจัย รวมไปถึงการตรวจทานและแก้ไขเพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้ออกมาอย่างสมบูรณ์และผู้วิจัยต้องขอขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.ธราธร มงคลศรี อาจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร รองศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.แดง แซ่เบ๊ ประธาน และ กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ที่กรุณาให้คำชี้แนะ และชี้ให้เห็นถึงข้อบกพร่องต่างๆซึ่งนำไปสู่การแก้ไขปรับปรุงทำให้ผลงานวิจัยนี้ให้ดียิ่งขึ้น

ขอขอบคุณหน่วยปฏิบัติการวิจัยวิศวกรรมกระบวนการเชิงคำนวณ และโครงการแผนพัฒนาวิชาการจุฬาฯ สร้างเสริมพลังจุฬาฯ ก้าวสู่ศตวรรษที่ 2 ที่ให้การสนับสนุนงานวิจัยนี้

ขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เป็นอย่างยิ่งที่สนับสนุนการทำงานวิจัย และเป็นแหล่งสืบค้นข้อมูลต่างๆที่ใช้ในการทำงานวิจัย จนสามารถทำงานวิจัยได้สำเร็จลุล่วงและสมบูรณ์

ผู้วิจัยขอขอบคุณประโยชน์และความสำเร็จอันพึงได้จากวิทยานิพนธ์ฉบับนี้แต่ทุกๆท่าน ที่มีส่วนเกี่ยวข้องและจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย หากงานวิจัยฉบับนี้มีข้อบกพร่องประการใด ผู้วิจัยขอน้อมรับไว้เพียงผู้เดียว

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY

พิชชาพร นิละนนท์

## สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....ค	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ..... ง	ง
กิตติกรรมประกาศ..... จ	จ
สารบัญ..... ฉ	ฉ
บทที่ 1..... 1	1
บทนำ..... 1	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของงานวิจัย..... 1	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย..... 6	6
1.3 ขอบเขตของการวิจัย..... 6	6
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย..... 9	9
บทที่ 2..... 10	10
ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง..... 10	10
2.1 พลังงานไฟฟ้าของประเทศไทย..... 10	10
2.1.1 สถานการณ์การใช้ไฟฟ้าในปัจจุบันในประเทศไทย..... 10	10
2.1.2 แนวโน้มการผลิตไฟฟ้าในอนาคตของประเทศไทย..... 10	10
2.1.3 พลังงานทางเลือก พลังงานหมุนเวียน และพลังงานทดแทน..... 12	12
2.1.4 วงจรก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ในกระบวนการผลิตพลังงานชีวมวลและชีวภาพ..... 13	13
2.2 การผลิตพลังงานไฟฟ้า..... 14	14
2.2.1 เทคโนโลยีในการผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวล..... 14	14
2.2.2 เทคโนโลยีในการผลิตพลังงานไฟฟ้า..... 16	16
2.2.3 โรงไฟฟ้าชีวมวล..... 17	17

2.2.4	เชื้อเพลิงชีวมวลสำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าชีวมวล .....	18
2.2.4.1	ภาพรวมของศักยภาพวัตถุดิบชีวมวลภายในประเทศ .....	18
2.2.4.2	ปฏิทินการเพาะปลูกและเก็บเกี่ยวผลผลิตชีวมวลในแต่ละภูมิภาค .....	22
2.2.4.3	คุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิด .....	26
2.2.4.4	ข้อจำกัดของการใช้เชื้อเพลิงชีวมวล.....	27
2.3	การเผาไหม้ด้วยเทคโนโลยีฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	28
2.3.1	อุทกพลศาสตร์ของการไหลในเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไดซ์เบด .....	28
2.4	การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์.....	30
2.4.1	เทคโนโลยีในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ .....	30
2.4.2	การกักเก็บก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และนำไปใช้ประโยชน์.....	32
บทที่ 3	.....	34
งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	.....	34
3.1	การเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้และแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า .....	34
3.2	ปัญหาที่เกี่ยวข้องกับเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล .....	37
3.3	แบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี .....	42
3.4	การศึกษาตัวทำละลายที่ใช้ในกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ ...	43
บทที่ 4	.....	44
	แบบจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลสม ร่วมกับกระบวนการดักจับ	
	ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้.....	44
4.1	เชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า.....	44
4.1.1	การเลือกเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัย .....	44
4.1.2	การศึกษาข้อจำกัดของเตาเผาไหม้เมื่อใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในการผลิตพลังงานไฟฟ้า....	52
4.2	กระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า.....	54



4.2.1	หลักการของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ .....	54
4.2.2	ขนาดของเตาเผาไหม้.....	56
4.2.3	ข้อมูลการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้า ณ สภาวะคงตัว .....	58
4.2.4	การวิเคราะห์คุณภาพของเบดทราย .....	60
4.3	การสร้างแบบจำลองกระบวนการบนโปรแกรม Aspen plus .....	61
4.3.1	การสร้างแบบจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้.....	61
4.3.2	การสร้างแบบจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า.....	66
4.4	การศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม ร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้.....	67
4.4.1	การศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าในกรณีพื้นฐาน (Base case).....	68
4.4.2	การศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Study case).....	72
4.4.3	การศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้.....	75
4.4.4	การศึกษาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล.....	77
บทที่ 5	.....	82
	ผลการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม ร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้..	82
5.1	ผลการศึกษาเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหมาะสมและข้อจำกัดเมื่อใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในการผลิตพลังงานไฟฟ้า .....	84
5.1.1	ผลการศึกษาปริมาณคลอไรด์ในเชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Chloride content).....	87
5.1.2	ผลการศึกษาสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในชีวมวล (Basic to acidic ratio) 88	
5.1.4	ผลการศึกษาโอกาสของการเกิดการสะสมของเกลือยิบบนท่อไอน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index).....	89

5.2 ผลการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าในกรณีพื้นฐาน (Base case).....	93
5.3 ผลการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Study case).....	97
5.4 ผลการศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล.....	102
5.5 ผลการศึกษาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล .....	107
บทที่ 6 .....	111
สรุปการวิจัยและข้อเสนอแนะ .....	111
6.1 สรุปการวิจัย.....	111
6.2 ข้อเสนอแนะจากการทำการวิจัย.....	114
บรรณานุกรม .....	116
บรรณานุกรม.....	117
ภาคผนวก .....	120
ภาคผนวก ก.....	121
การจัดกลุ่มของเชื้อเพลิงชีวมวลตามฤดูกาลการเก็บเกี่ยวและภูมิภาคการเพาะปลูก .....	121
ภาคผนวก ข.....	126
ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case).....	126
ภาคผนวก ค.....	141
ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคเหนือ .....	141
ภาคผนวก ง.....	161
ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลาง .....	161
ภาคผนวก จ.....	181
ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ .....	181
ภาคผนวก ฉ.....	201



ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาค ตะวันออกเฉียงเหนือ .....	201
ภาคผนวก ซ.....	221
ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคใต้ .....	221
ภาคผนวก ซ.....	241
ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 480, 500, 530, 550, 600 ตัน/ชั่วโมง .....	241
ภาคผนวก ฉ.....	281
ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอ ลามีน (Base case) .....	281
ภาคผนวก ญ.....	287
ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอ ลามีน ที่ 79.75% CO <sub>2</sub> Capture.....	287
ภาคผนวก ก.....	293
ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอ ลามีนที่ 90.82% CO <sub>2</sub> Capture.....	293
ภาคผนวก ก.....	299
ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้ 2-อะมิโน-2- เมทิล-1-โพรพานอล ที่ 79.75% CO <sub>2</sub> Capture .....	299
ภาคผนวก ข.....	305
ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้ 2-อะมิโน-2- เมทิล-1-โพรพานอลที่ 90.82% CO <sub>2</sub> Capture.....	305
ประวัติผู้เขียน .....	311

## บทที่ 1

### บทนำ

#### 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของงานวิจัย

ปัจจุบันประเทศไทยมีการเจริญเติบโตและพัฒนาทั้งทางด้านเศรษฐกิจ อุตสาหกรรม เกษตรกรรมและก้าวเข้าสู่โลกของยุคเทคโนโลยี ซึ่งส่งผลให้สถานการณ์การใช้พลังงานไฟฟ้ามีแนวโน้มเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง จากข้อมูลการผลิตพลังงานไฟฟ้าของประเทศไทย ปี 2560 [1] พบว่าเชื้อเพลิงหลักที่ใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้า ได้แก่ ก๊าซธรรมชาติ คิดเป็นร้อยละ 63.48 รองลงมาคือ ถ่านหิน คิดเป็นร้อยละ 23.62 และ พลังงานหมุนเวียน คิดเป็นร้อยละ 11.62 ซึ่งจะเห็นได้ว่าเชื้อเพลิงหลักทั้งสองชนิดแรกข้างต้นเป็นเชื้อเพลิงพลังงานสิ้นเปลือง (Non-renewable energy) ซึ่งเป็นเชื้อเพลิงที่มีปริมาณจำกัด ใช้แล้วไม่สามารถสร้างขึ้นมาทดแทนใหม่ได้ และยังส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ด้วยเหตุนี้ทำให้ภาครัฐมีการส่งเสริมให้ใช้พลังงานหมุนเวียนเพื่อเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้ามากขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับแผนพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือก (Alternative Energy Development Plan; AEDP) ซึ่งจัดทำโดยกระทรวงพลังงาน และแผนพัฒนากำลังการผลิตไฟฟ้า (Power Development Plan; PDP) จัดทำโดยการไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย โดยปัจจุบันทั้งสองแผนอยู่ในระยะที่ 2015 ในช่วงปี พ.ศ. 2558-2579 จึงเรียกว่า แผน AEDP2015 และ PDP2015 โดยเนื้อหาสำคัญของแผนพัฒนาพลังงานทั้งสองแผน ให้ความสำคัญกับพลังงานหมุนเวียน โดยเพิ่มสัดส่วนของพลังงานหมุนเวียนจากแผนพัฒนาเดิม 8% เป็น 20% ภายในปี 2579 [2] อย่างไรก็ตามเมื่อเปรียบเทียบกับต่างประเทศ จะพบว่าแนวโน้มเป็นไปในทิศทางทางเดียวกันคือ ส่งเสริมการใช้พลังงานหมุนเวียน และลดการใช้พลังงานสิ้นเปลือง ทั้งนี้เนื่องจากการตระหนักถึงผลกระทบที่จะเกิดขึ้นต่อโลก เช่น สภาวะเรือนกระจก (Greenhouse effect) และ สภาวะโลกร้อน (Global warming) เป็นต้น

พลังงานหมุนเวียน (Renewable energy) หมายถึง พลังงานที่มีอยู่ตามธรรมชาติ และสามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้อย่างไม่มีวันหมด เช่น พลังงานแสงอาทิตย์ พลังงานลม พลังงานน้ำจากเขื่อนขนาดใหญ่ พลังงานชีวมวล/ชีวภาพ และ พลังงานขยะ เป็นต้น และเนื่องด้วยประเทศไทยเป็นประเทศที่มีพื้นฐานทางเกษตรกรรมและมีผลผลิตทางการเกษตร รวมถึงผลผลิตเหลือใช้ทาง

การเกษตรที่มีปริมาณและศักยภาพสูง จึงทำให้สามารถนำเชื้อเพลิงชีวมวลมาใช้ผลิตพลังงานและสามารถนำมาใช้ทดแทนพลังงานอื่นๆได้ ซึ่งพลังงานชีวมวลสามารถนำไปใช้ประโยชน์เพื่อผลิตเป็นพลังงานความร้อนและไอน้ำหรือผลิตเป็นกระแสไฟฟ้า และการนำชีวมวลมาใช้เป็นเชื้อเพลิงยังสามารถช่วยลดการสูญเสียเงินตราต่างประเทศในการนำเข้าเชื้อเพลิงและยังสร้างรายได้ให้กับคนในท้องถิ่นได้อีกด้วย นอกจากนี้การใช้เชื้อเพลิงจากชีวมวล ยังไม่ก่อให้เกิดมลภาวะและไม่สร้างสภาวะเรือนกระจก เนื่องจากชีวมวลสามารถปลูกทดแทนได้ ทำให้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากการเผาไหม้เกิดการหมุนเวียนและไม่มีการปลดปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ [3]

ระบบการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลเป็นการเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงชีวมวลให้เป็นพลังงานความร้อนและไฟฟ้า ซึ่งมีตั้งแต่ระบบการผลิตขนาดเล็กจนถึงระบบการผลิตไฟฟ้าขนาดใหญ่ โดยกระบวนการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลมีอยู่ด้วยกัน 3 กระบวนการ คือ 1.กระบวนการการเผาไหม้โดยตรง (Direct combustion) 2.กระบวนการการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง (Gasification) และ 3.กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) ซึ่งโรงไฟฟ้าขนาดใหญ่โดยทั่วไปจะเลือกใช้การผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกระบวนการการเผาไหม้โดยตรง (Direct combustion) เนื่องจากเป็นกระบวนการที่ให้การเผาไหม้ที่สมบูรณ์ ทำให้ไม่เกิดผลิตภัณฑ์รองอย่างเช่น น้ำมันดิน หรือ ถ่านชาร์ ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อระบบเตาเผาไหม้ และกระบวนการผลิตนี้ยังสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ในปริมาณสูง มากกว่า 3 เมกะวัตต์ขึ้นไป จึงทำให้เป็นระบบที่นิยมและใช้กันในโรงไฟฟ้าขนาดใหญ่โดยทั่วไป โดยเทคโนโลยีเตาเผาไหม้ที่โรงไฟฟ้าขนาดใหญ่นิยมใช้จะเป็นเทคโนโลยีหม้อกำเนิดไอน้ำแบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB Boiler) ซึ่งเป็นเทคโนโลยีที่มีประสิทธิภาพในการเผาไหม้มากที่สุด ทำให้ก๊าซอันตรายที่ปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ เช่น ไนโตรเจนออกไซด์ (NOx) และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO<sub>2</sub>) มีปริมาณที่น้อยเมื่อเทียบกับการเผาไหม้ในหม้อกำเนิดไอน้ำ (Boiler) แบบอื่นๆ โดยเทคโนโลยีหม้อกำเนิดไอน้ำแบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนนี้ เป็นเทคโนโลยีที่เหมาะสมต่อการใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เนื่องจากสามารถใช้เผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลที่มีความชื้นสูงได้ทุกชนิด และยังมีทราายเป็นเบดตัวกลางในการแลกเปลี่ยนความร้อน ทำให้เชื้อเพลิงชีวมวลและออกซิเจนสามารถผสมกันได้เป็นอย่างดี ส่งผลให้อุณหภูมิและอัตราการไหลของเชื้อเพลิงสม่ำเสมอทั่วกันทั้งเตา จนทำให้เกิดความเสถียรภายในเตาเผาไหม้ขึ้น โดยระบบการผลิตความร้อนนี้จะทำงานร่วมกับเทคโนโลยีกังหันไอน้ำ (Steam turbine) เพื่อผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยมีหลักการคือ การนำเชื้อเพลิงชีวมวลมาเผาไหม้ร่วมกับอากาศโดยตรงภายใน

เตาเผาไหม้ที่มีเบดทรายเป็นตัวกระจายความร้อน ทำให้เกิดก๊าซร้อน (Flue gas) และนำเอาก๊าซร้อนไปใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับน้ำกลายเป็นไอน้ำร้อนที่มีอุณหภูมิและความดันสูง เพื่อนำไปใช้ขับเคลื่อนกังหันไอน้ำและเหนี่ยวนำให้เครื่องกำเนิดไฟฟ้าผลิตเป็นพลังงานไฟฟ้า และไอน้ำส่วนที่เหลือจะถูกควบแน่นกลายเป็นน้ำและถูกส่งกลับมาใช้ในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าต่อไป [4]

อย่างไรก็ตามการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในการเผาไหม้ และการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้าในโรงไฟฟ้าที่มีกำลังการผลิตสูง ยังคงมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide; CO<sub>2</sub>) ออกสู่บรรยากาศในปริมาณสูง จึงทำให้โรงไฟฟ้าในหลายประเทศ เริ่มเล็งเห็นปัญหาและหาแนวทางในการแก้ไข โดยแนวทางในการแก้ไขของโรงไฟฟ้าคือ การเพิ่มกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO<sub>2</sub> Capture) ที่เกิดจากการเผาไหม้ เพื่อลดความเข้มข้นของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซไอเสียก่อนปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ โดยวิธีการดักจับมีด้วยกัน 3 วิธีคือ 1. การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion CO<sub>2</sub> capture) 2. การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion CO<sub>2</sub> capture) และ 3. การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังเผาเชื้อเพลิงกับออกซิเจน (Oxy-fuel CO<sub>2</sub> capture) ซึ่งกระบวนการที่เหมาะสมและนิยมนำมาใช้ร่วมกับการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้าคือ การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion CO<sub>2</sub> capture) ซึ่งเป็นการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากก๊าซร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้ โดยในปัจจุบันเทคโนโลยีที่ใช้ในการดักจับอย่างแพร่หลายที่สุด คือ การดูดซับด้วยสารละลายเอมีน (CO<sub>2</sub> capture by amine-based absorption) ซึ่งเป็นการถ่ายเทก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากก๊าซร้อนมาอยู่ในตัวทำละลายเอมีน (Amine Solvent) ทำให้ตัวทำละลายเอมีนมีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในความเข้มข้นที่สูงขึ้น และเมื่อถูกให้ความร้อนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกแยกออกจากตัวทำละลายเอมีน ส่วนตัวทำละลายเอมีนที่เหลือจะถูกนำกลับมาใช้ในกระบวนการต่อไป โดยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดักจับได้จะนำไปกักเก็บ เพื่อนำไปใช้ประโยชน์ต่อไป สำหรับตัวทำละลายเอมีนที่ใช้ในกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ มีด้วยกันหลายประเภท เช่น โมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA), ไดเอทานอลเอมีน (Diethanolamine; DEA), เมทิลไดเอทานอลเอมีน (Methyldiethanolamine; MDEA) และไดโกลคอลเอมีน (Diglycolamine; DGA) ซึ่งตัวทำละลายที่ใช้กันอย่างแพร่หลายมากที่สุดคือ โมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA) ซึ่งเป็นตัวทำละลายที่มีประสิทธิภาพในการ

ดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณที่สูงและมีราคาถูกลง แต่พบว่ายังมีข้อจำกัดในการนำไปใช้งานคือ เป็นสารประกอบที่สามารถระเหยออกจากสารละลายและสามารถสลายตัวได้ และยังก่อให้เกิดปัญหา การกัดกร่อนและการใช้พลังงานสูงในการรีเจนเนอเรท (Regeneration) ทำให้เปลืองพลังงานและมี ค่าใช้จ่ายที่สูงขึ้น [5]

โดยในปัจจุบันได้มีการศึกษาและพัฒนากระบวนการผลิตไฟฟ้าควบคู่ไปกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยทำการศึกษาดูการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการ ซึ่งสำหรับการผลิตไฟฟ้า พบว่าโดยส่วนใหญ่แล้วจะเป็นการศึกษาการปรับปรุงกระบวนการทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Thermodynamic) เพื่อเป็นการปรับปรุง Condition ในการควบคุมการผลิตต่างๆให้สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้มีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้น ซึ่งการศึกษาทางเทอร์โมไดนามิกส์นี้ จะไม่สามารถสะท้อนกับกระบวนการจริงที่ใช้เทคโนโลยีแบบเตาเผาไหม้ฟลูอิดไดซ์เบดนี้ได้ จากการศึกษาพบว่ามีการวิจัยส่วนหนึ่งที่ได้ทำการศึกษาด้านอุทกพลศาสตร์ (Hydrodynamic) เพื่อให้สะท้อนปรากฏการณ์จริงที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบด แต่จะพบในการศึกษาที่เป็นกระบวนการการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง (Gasification) ที่ใช้สำหรับการผลิตไฟฟ้าที่มีกำลังการผลิตน้อยเท่านั้น สำหรับโรงไฟฟ้ากำลังการผลิตสูง ยังไม่พบงานวิจัยในแง่ของการสะท้อนกระบวนการจริงนี้ และสำหรับการพัฒนาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ของโรงไฟฟ้า พบว่าส่วนใหญ่แล้วจะเป็นการพัฒนาตัวทำละลายที่ใช้ในการดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยมีการพัฒนาการใช้ตัวทำละลายเอมีนในหลายๆชนิด รวมไปถึงตัวทำละลายประเภทใหม่ๆอย่าง Ionic liquid เพื่อให้มีประสิทธิภาพในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณที่สูงและสามารถลดการใช้พลังงานได้ในขณะเดียวกัน จากการศึกษาพบว่าการใช้ตัวทำละลาย Ionic liquid สามารถตอบโจทย์ความต้องการในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และสามารถลดการใช้พลังงานได้เป็นอย่างดี แต่ด้วยการลงทุนที่สูงจึงทำให้ Ionic liquid ไม่ได้ได้รับความนิยมในการนำไปใช้จริง จึงทำให้โรงไฟฟ้าโดยส่วนใหญ่ยังคงมีการใช้ตัวทำละลายเอมีนในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์อยู่เช่นเดิม แต่เริ่มมีการพัฒนาโดยใช้ตัวทำละลายเอมีนประเภทอื่นๆ นอกไปจากตัวทำละลายโมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA) ที่นิยมใช้กันอย่างแพร่หลายในปัจจุบัน ทั้งนี้เพื่อลดการใช้พลังงานและเพิ่มประสิทธิภาพในการดักจับ

สำหรับในด้านของเชื้อเพลิงชีวมวลในการผลิตไฟฟ้า พบว่าจากการส่งเสริมการใช้พลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวลที่มากขึ้น ทำให้โรงไฟฟ้าชีวมวลมีความต้องการเชื้อเพลิงชีวมวลในแนวโน้มที่สูงขึ้น ส่งผลให้ราคาชีวมวลปรับตัวสูงขึ้นตามไปด้วย และจากการออกแบบเทคโนโลยีของระบบการเผาไหม้

ของโรงไฟฟ้าชีวมวล โดยส่วนใหญ่จะเป็นการออกแบบโดยอ้างอิงเชื้อเพลิงชีวมวลเพียงชนิดเดียว ทำให้มีความเสี่ยงด้านการขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวลและไม่เพียงพอต่อความต้องการในการผลิตพลังงานไฟฟ้า ดังนั้นการศึกษาการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลที่มีความหลากหลาย จึงเป็นอีกทางเลือกหนึ่งที่สามารถลดความเสี่ยงจากการขาดแคลนชีวมวลที่อาจจะเกิดขึ้น อันเนื่องมาจากการพึ่งพาชีวมวลเพียงชนิดเดียว โดยทำให้โรงไฟฟ้าสามารถดำเนินการผลิตได้อย่างเต็มกำลังและต่อเนื่อง

ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมุ่งศึกษาการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากทั้ง 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ได้แก่ ภาคเหนือ ภาคกลาง ภาคตะวันออก ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคใต้ ด้วยเทคโนโลยีระบบการเผาไหม้แบบหม้อกำเนิดไอน้ำแบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนและกักเก็บไอน้ำ (Circulating Fluidized Bed with steam turbine) ร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ โดยใช้โปรแกรมการจำลองกระบวนการ แอสเพน พลัส ซึ่งในการเลือกวัตถุดิบชีวมวลจากภายในภูมิภาคจะทำให้สะดวกต่อการจัดซื้อจัดหาเชื้อเพลิงชีวมวลและเป็นการลดค่าขนส่งเชื้อเพลิงให้กับโรงไฟฟ้าในภูมิภาคนั้นๆ อีกด้วย โดยทำการประเมินชนิดของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ศึกษาจากศักยภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหลืออยู่ในแต่ละภูมิภาคของประเทศไทย โดยอ้างอิงข้อมูลในปี 2559 ของกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน [2] และทำการพิจารณาควบคู่กับลักษณะทางกายภาพ ทางเคมี รวมถึงข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวลในการใช้ในเตาเผาไหม้ของการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยแสดงรายชื่อเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ศึกษาในงานวิจัยดังแสดงในตารางที่ 1.1 และสำหรับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ จะทำการศึกษาดูด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมีโดยใช้ตัวทำละลาย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (2-amino-2-methyl-1-propanol; AMP) เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และลดการใช้พลังงาน โดยเปรียบเทียบกับตัวทำละลายโมโนเอทานอลามีน (mono ethanolamine; MEA) ที่ใช้กันในปัจจุบัน

แต่อย่างไรก็ตามการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลที่มีความหลากหลายและกระบวนการผลิตที่เปลี่ยนไป ทำให้จำต้องคำนึงถึงปัจจัยต่างๆที่จะส่งผลต่อการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้า อาทิเช่น อุณหภูมิในการเผาไหม้ ลักษณะอุทกพลศาสตร์ (Hydrodynamic) ของชีวมวลผสมแต่ละภูมิภาคในระบบฟลูอิดเบด ปริมาณของตัวทำละลายที่เหมาะสมในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นต้น ซึ่งตัวแปรเหล่านี้จะส่งผลต่ออุณหภูมิการเผาไหม้เริ่มต้น (Flame temperature) องค์ประกอบของก๊าซ สภาวะของไอน้ำ Main steam, พลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้ ประสิทธิภาพของการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และ



พลังงานในการรีเจนเนอเรท ทั้งนี้เพื่อให้ได้ซึ่งการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสมรวมกับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ของก๊าซไอเสียก่อนปล่อยออกชั้นบรรยากาศที่มีประสิทธิภาพมากที่สุด นอกจากนี้ยังสามารถเป็นแนวทางให้กับโรงไฟฟ้าชีวมวลในการเดินเครื่องผลิตพลังงานไฟฟ้า ร่วมกับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากเชื้อเพลิงชีวมวลหลากหลายชนิดได้อีกด้วย

**ตารางที่ 1.1** เชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละภูมิภาคของประเทศไทยที่ใช้ในการศึกษา

เหนือ	กลาง	ตะวันออก	ตะวันออกเฉียงเหนือ	ใต้
ไม้ซิ่นสับ	ไม้ซิ่นสับ	ไม้ซิ่นสับ	ไม้ซิ่นสับ	ไม้ยางพารา
ชานอ้อย	ชานอ้อย	เหง้ามันสำปะหลัง	เหง้ามันสำปะหลัง	ทะลายปาล์ม
ซังข้าวโพด	แกลบ	แกลบ	แกลบ	เปลือกไม้
		หญ้าเนเปียร์	หญ้าเนเปียร์	เศษไม้
			ซังข้าวโพด	เปลือกมะพร้าว

## 1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1.2.1 ศึกษาการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย สำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าชีวมวล เพื่อลดความเสี่ยงการขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวล จากการพึ่งพาเชื้อเพลิงชีวมวลเพียงชนิดเดียว

1.2.2 ศึกษากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าชีวมวลร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้ตัวทำละลายที่เหมาะสม เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการดักจับสูงสุด โดยใช้พลังงานในการรีเจนเนอเรทต่ำสุด

## 1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1.3.1 การจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้าโดยใช้เทคโนโลยีระบบการเผาไหม้แบบเทคโนโลยีหม้อกำเนิดไอน้ำแบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนร่วมกับกังหันไอน้ำบนโปรแกรม Aspen Plus ในกรณีพื้นฐาน (Base case) โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลซิ่นไม้สับเท่านั้น

1.3.2 การจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้าโดยใช้เทคโนโลยีระบบการเผาไหม้แบบเทคโนโลยีหม้อกำเนิดไอน้ำชนิดฟลูอิดไดซ์

เบดแบบหมุนเวียนร่วมกับกังหันไอน้ำบนโปรแกรม Aspen Plus ในกรณีศึกษา (Case study) โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ได้แก่

- ภาคเหนือ : ไม้ซิ่นสับ, ชานอ้อย, ชังข้าวโพด
- ภาคกลาง : ไม้ซิ่นสับ, ชานอ้อย, แกลบ
- ภาคตะวันออก : ไม้ซิ่นสับ, เหง้ามันสำปะหลัง, แกลบ, หญ้าเนเปียร์
- ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ : ไม้ซิ่นสับ, เหง้ามันสำปะหลัง, แกลบ, หญ้าเนเปียร์, ชังข้าวโพด
- ภาคใต้ : ไม้ยางพารา, ทะลายปาล์ม, เปลือกไม้, เศษไม้, เปลือกมะพร้าว

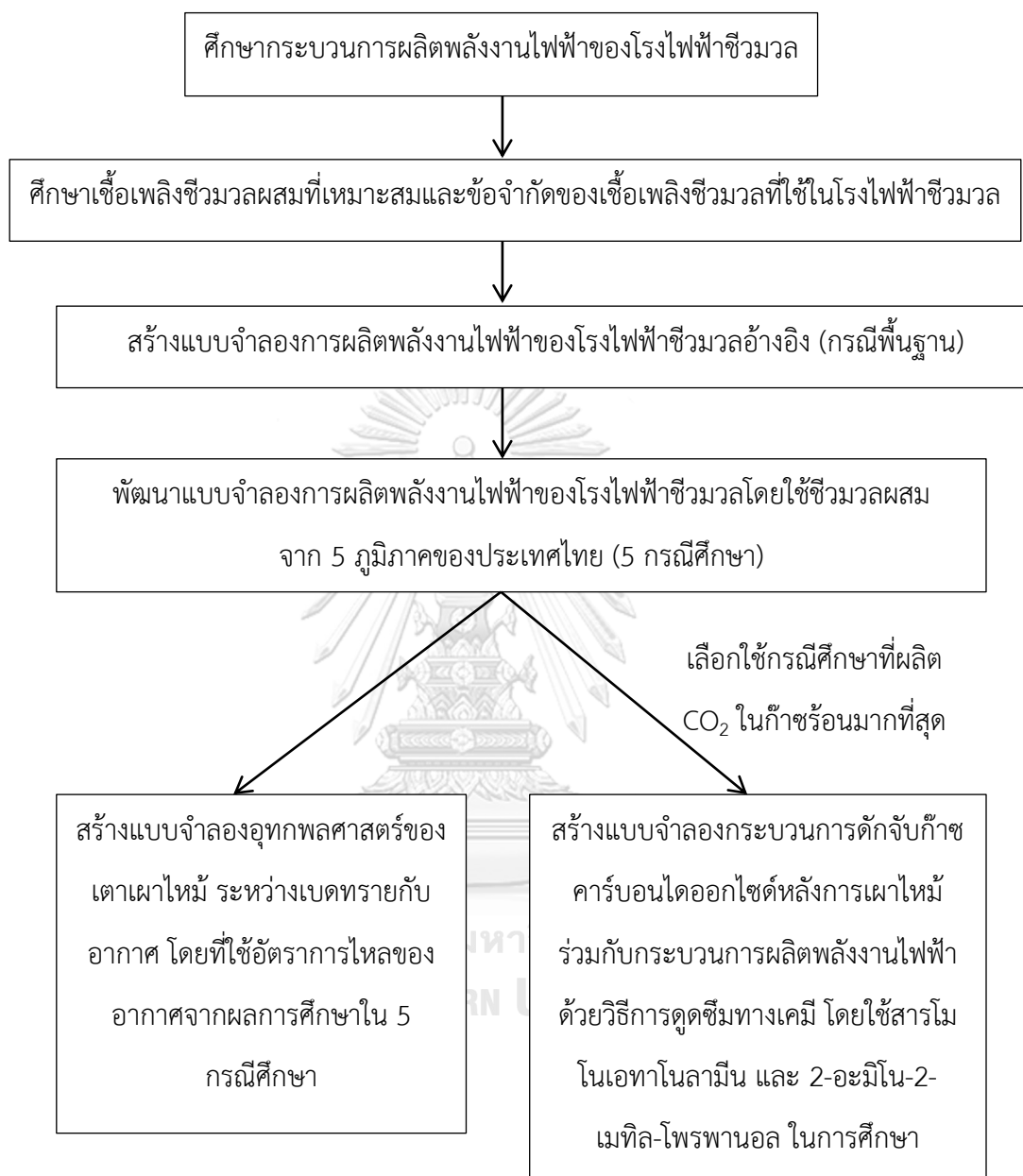
โดยทำการศึกษาดูแลที่เกี่ยวกับการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้า เพื่อเป็นแนวทางในการเดินเครื่องการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้า ในกรณีใช้เชื้อเพลิงชีวมวลหลากหลายชนิด และเพิ่มระยะเวลาความเสถียรในการเดินเครื่องผลิตไฟฟ้าได้นานขึ้น จากการที่มีเชื้อเพลิงที่เพียงพอต่อความต้องการในการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยมีตัวแปรที่ทำการศึกษาดังนี้ อัตราส่วนของอากาศต่อเชื้อเพลิงชีวมวล (Air-to-fuel ratio), อุณหภูมิการเผาไหม้เริ่มต้น (Flame temperature), อัตราการป้อนเชื้อเพลิง (Biomass feed rate) องค์ประกอบของก๊าซร้อน (Flue gas composition), สภาวะของไอน้ำ Main steam และพลังงานไฟฟ้าที่เกิดขึ้น (Power generate capacity)

1.3.3 การจำลองลักษณะอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ระบบฟลูอิดไคซ์เบดบนโปรแกรม Aspen Plus โดยใช้เบดทรายเป็นตัวกลางในการฟลูอิดไคซ์

1.3.4 การจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้บนโปรแกรม Aspen Plus ในกรณีพื้นฐาน (Base case) โดยใช้เทคโนโลยีการดูดซึมทางเคมีด้วยตัวทำละลายโมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA)

1.3.5 การจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้บนโปรแกรม Aspen Plus ในกรณีศึกษา (Case study) โดยใช้เทคโนโลยีการดูดซึมทางเคมีด้วยตัวทำละลาย 2-อะมิโน-2-เมทิล-โพรพานอล (2-amino-2-methyl-1-propanol; AMP) โดยเปรียบเทียบกับกรณีพื้นฐานด้วยตัวทำละลายโมโนเอทานอลามีน (Monoethanolamine; MEA) โดยทำการศึกษ ปริมาณของตัวทำละลายที่ใช้ที่ประสิทธิภาพของการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ต่างๆ รวมถึงศึกษาพลังงานที่ใช้ในการรีเจนเนอเรทตัวทำละลาย

แผนผังของลำดับและขอบเขตของการศึกษาวิจัยแสดงในรูปที่ 1.1



รูปที่ 1.1 แผนผังลำดับและขอบเขตของการศึกษาวิจัย

## 1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย

1.4.1 สามารถเป็นแนวทางในการศึกษาการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมแทนการใช้เชื้อเพลิงเพียงชนิดเดียว ทำให้ผู้ประกอบการโรงไฟฟ้ามีทางเลือกในการจัดซื้อจัดหาเชื้อเพลิงชีวมวลสำหรับโรงไฟฟ้าชีวมวลมากขึ้น รวมไปถึงการทำให้การเก็บสะสมเชื้อเพลิงชีวมวลในกองเก็บ (Stock in biomass yard) มีปริมาณเก็บสะสมได้มากขึ้น อันเนื่องจากเชื้อเพลิงหลากหลายชนิด โดยสามารถลดความเสี่ยงในการขาดแคลนวัตถุดิบชีวมวล

1.4.2 สามารถเป็นแนวทางให้กับผู้ประกอบการโรงไฟฟ้าชีวมวล ในการศึกษาการเดินเครื่องผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมีด้วยตัวทำละลายที่เหมาะสม ที่ทำให้มีประสิทธิภาพการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุดโดยใช้พลังงานรีเจนเนอเรชันต่ำสุด



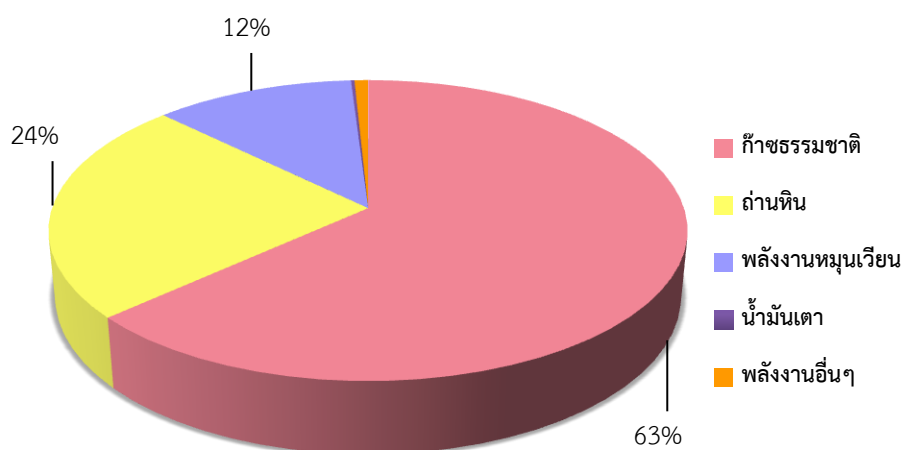
## บทที่ 2

### ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

#### 2.1 พลังงานไฟฟ้าของประเทศไทย

##### 2.1.1 สถานการณ์การใช้ไฟฟ้าในปัจจุบันในประเทศไทย

ปัจจุบันประเทศไทยมีการเจริญเติบโตและพัฒนาทั้งทางด้านเศรษฐกิจ อุตสาหกรรม เกษตรกรรมและก้าวเข้าสู่โลกของยุคเทคโนโลยี ซึ่งส่งผลให้สถานการณ์การใช้พลังงานไฟฟ้ามีแนวโน้มเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง จากข้อมูลสัดส่วนการผลิตไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชนิดต่างๆ ปี 2560 (รูปที่ 2.1) พบว่าเชื้อเพลิงหลักที่ใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้า ได้แก่ ก๊าซธรรมชาติ คิดเป็นร้อยละ 63.48 รองลงมาคือ ถ่านหิน คิดเป็นร้อยละ 23.62 และ พลังงานหมุนเวียน คิดเป็นร้อยละ 11.62 [1]



รูปที่ 2.1 สัดส่วนการผลิตไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ ในปี 2560 (กฟผ, 2560)

##### 2.1.2 แนวโน้มการผลิตไฟฟ้าในอนาคตของประเทศไทย

สถานภาพของพลังงานทดแทนของประเทศไทย สามารถดูได้จากสองส่วนหลักๆ ที่ทำงานสอดประสานไปในทิศทางเดียวกัน ได้แก่ แผนการพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือก (AEDP หรือ Alternative Energy Development Plan) จัดทำโดยกระทรวงพลังงาน และ แผนพัฒนากำลังการผลิตไฟฟ้า (PDP หรือ Power Development Plan) จัดทำโดยการไฟฟ้าฝ่ายผลิต หรือ กฟผ. โดยปัจจุบันทั้งสองส่วนอยู่ในระยะที่ 2015 หรือแผนภายในช่วงปี พ.ศ. 2558-2579 ที่เรียกว่า AEDP2015 และ PDP2015 มีแนวโน้มไปในทางของพลังงานหมุนเวียน โดยเพิ่มสัดส่วน

จากของเดิม 8% ในปี พ.ศ. 2558 เป็น 20% ในปี พ.ศ. 2579 แต่ด้วยข้อจำกัดของพลังงานหมุนเวียนที่ไม่สามารถผลิตได้อย่างต่อเนื่อง และไม่สามารถจ่ายไฟฟ้าได้ตามความต้องการได้ เมื่อเปรียบเทียบกับพลังงานก๊าซธรรมชาติหรือถ่านหิน ที่สามารถผลิตได้ตลอด 24 ชั่วโมง ดังนั้น แนวทางการผลิตไฟฟ้าของประเทศไทย ยังคงมีการส่งเสริมทั้งการใช้พลังงานหมุนเวียนและพลังงานจากก๊าซธรรมชาติและถ่านหิน อย่างควบคู่กันเพื่อสร้างความมั่นคงและยั่งยืนไปพร้อมๆกัน

อย่างไรก็ตามเมื่อเปรียบเทียบกับต่างประเทศ จะพบว่าแนวโน้มของประเทศอื่นๆจะเป็นไปในทางการใช้พลังงานที่ยั่งยืน และจะลดการใช้เชื้อเพลิงจากถ่านหินลง ทั้งนี้เพราะมีการตระหนักผลกระทบที่จะเกิดขึ้นต่อโลก เช่น สภาวะเรือนกระจก เป็นต้น [2]

ตารางที่ 2.1 ค่าเป้าหมายพลังงานตามแผนพัฒนาทดแทนในปีพ.ศ. 2579

ประเภทพลังงาน	เป้าหมายพลังงานปี พ.ศ. 2579	
	พินตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ	
พลังงานไฟฟ้า	พินตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ	5,588.24
	เมกะวัตต์	19,684.40
1. ขยะชุมชน	เมกะวัตต์	500.00
2. ขยะอุตสาหกรรม	เมกะวัตต์	50.00
3. ชีวมวล	เมกะวัตต์	5,570.00
4. ก๊าซชีวภาพ (น้ำเสีย/ของเสีย)	เมกะวัตต์	600.00
5. พลังน้ำขนาดเล็ก	เมกะวัตต์	376.00
6. ก๊าซชีวภาพ	เมกะวัตต์	680.00
7. พลังงานลม	เมกะวัตต์	3,002.00
8. พลังงานแสงอาทิตย์	เมกะวัตต์	6,000.00
9. พลังน้ำขนาดใหญ่	เมกะวัตต์	2,906.40
พลังงานความร้อน	พินตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ	25,088.00
1. พลังงานขยะ	พินตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ	495.00
2. ชีวมวล	พินตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ	22,100.00
3. ก๊าซชีวภาพ	พินตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ	1,283.00
4. พลังงานแสงอาทิตย์	พินตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ	1,200.00
5. พลังงานความร้อนทางเลือกอื่น	พินตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ	10.00

เชื้อเพลิงชีวภาพ	พีดัดนเทียบเท่าน้ำมันดิบ	8,712.43
1. ไบโอดีเซล	ลันลิตร/วัน	14.00
2. เอทานอล	ลันลิตร/วัน	11.30
3. น้ำมันไพโรไลซิส	ลันลิตร/วัน	0.53
4. ก๊าซไบโอมิเทน	ตัน/วัน	4,800.00
5. เชื้อเพลิงทางเลือกอื่น	พีดัดนเทียบเท่าน้ำมันดิบ	10.00
การใช้พลังงานทดแทน (พีดัดนเทียบเท่าน้ำมันดิบ)		39,388.67
การใช้พลังงานขั้นสุดท่าย (พีดัดนเทียบเท่าน้ำมันดิบ)		131,000.00
สัดส่วนพลังงานทดแทนต่อการใช้พลังงานขั้นสุดท่าย (%)		30

### 2.1.3 พลังงานทางเลือก พลังงานหมุนเวียน และพลังงานทดแทน

พลังงานทางเลือก (alternative energy) หมายถึง พลังงานที่นำมาใช้แทนที่พลังงานหลักใดๆ ก็ตามที่อยู่ปัจจุบันในพื้นที่นั้นๆ เป็นคำที่นิยมใช้ในภาคประชาสังคมและองค์กรพัฒนาเอกชน (หรือ NGO) เกิดขึ้นในยุคของการแสวงหาแนวทางใหม่ของการพัฒนา เช่นเดียวกับคำอื่นๆ อย่างการแพทย์ทางเลือก หรือการเกษตรทางเลือก พลังงานทางเลือกมีความหมายถึงการใช้ระบบพลังงาน รวมถึงระบบการจัดการ ที่แตกต่างไปจากที่เป็นอยู่ มีนัยยะของการให้ความสำคัญกับการพัฒนาแบบองค์รวม

พลังงานหมุนเวียน (renewable energy) หมายถึง พลังงานที่มีอยู่ตามธรรมชาติ มีอยู่ตลอดเวลาและสามารถเอามาใช้ทดแทนพลังงานแบบเดิมได้อย่างไม่จำกัดในช่วงเวลาไม่นาน พลังงานหมุนเวียนจึงเป็นพลังงานที่อยู่คนละด้านกับพลังงานสิ้นเปลืองหรือพลังงานที่ใช้แล้วหมดไป ดังนั้นระหว่างพลังงานทางเลือก พลังงานหมุนเวียน และพลังงานทดแทน คำว่าพลังงานหมุนเวียนจึงเป็นคำที่สื่อถึงการเป็น “พลังงานสะอาด” ได้ชัดเจนตรงตัวมากที่สุดคำว่าพลังงานหมุนเวียนเป็นคำอีกคำที่นิยมใช้นอกเหนือจากคำว่าพลังงานทดแทน บางครั้งก็ใช้แทนกันจนก่อให้เกิดความสับสนในเรื่องของนิยาม

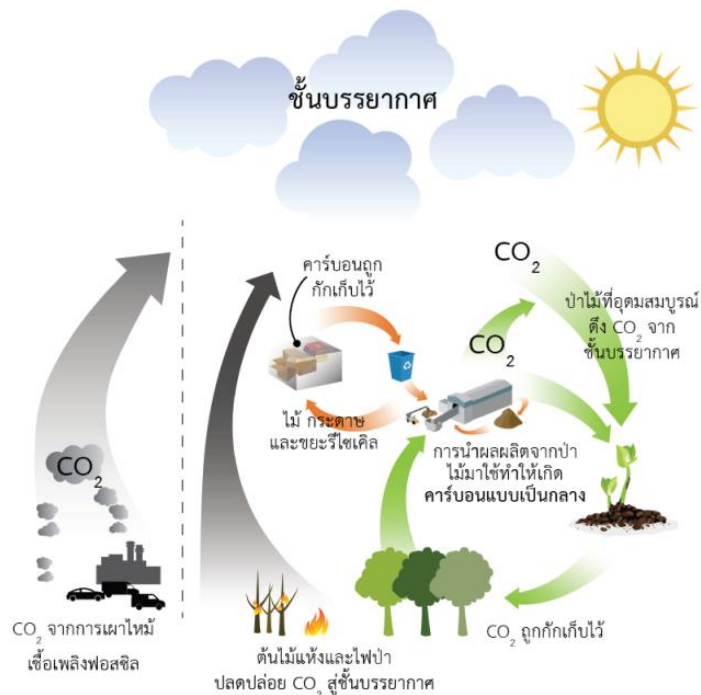
พลังงานทดแทน มาจากคำว่า Alternative energy เช่นเดียวกับคำว่าพลังงานทางเลือก และมีความหมายเดียวกัน ความแตกต่างกันในการเลือกใช้อยู่ตรงที่คำว่าพลังงานทดแทนนิยมใช้ในหน่วยงานภาครัฐ และที่สำคัญคือใช้ในเชิงเทคนิคมากกว่า อาทิ การจัดหาเชื้อเพลิงอื่นๆ มาทดแทน

เชื้อเพลิงหลักที่กำลังมีปัญหา เพื่อแก้ปัญหา ไม่ว่าจะเชื้อเพลิงที่ใช้ทดแทนนั้นจะเป็นอะไรก็ตาม ดังนั้นพลังงานทดแทนจึงมีขอบเขตกว้างขวางที่สุดในบรรดาคำทั้งสามคำ พุดง่ายๆ ว่าเป็นหน่วยใหญ่ที่สุดของคำเรียกรูปแบบพลังงานที่นำมาใช้แก้ปัญหาที่เกิดจากพลังงานหลัก

โดยมีทั้งพลังงานหมุนเวียน และพลังงานสิ้นเปลืองหรือใช้แล้วหมดไป (บางประเภท) ประกอบกันทั้งพลังงานทางเลือก พลังงานทดแทน และพลังงานหมุนเวียน บางครั้งก็ถูกเรียกกว้างๆ ว่า “พลังงานสีเขียว” “พลังงานเพื่อสิ่งแวดล้อม” เพื่อสื่อถึงพลังงานสะอาด เป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม ซึ่งอันที่จริง ใ้ว่าจะไม่มีการทำลายสิ่งแวดล้อม เพียงแต่ทำลายสิ่งแวดล้อมน้อยกว่าในความหมายว่าน้อยกว่าน้ำมันดิบและถ่านหิน

#### 2.1.4 วงจรก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ในกระบวนการผลิตพลังงานชีวมวลและชีวภาพ

จุดเด่นที่สำคัญอย่างหนึ่งของพลังงานจากชีวภาพและชีวมวลอยู่ตรงที่กระบวนการได้มาซึ่งพลังงานไม่เพิ่มปริมาณสุทธิของคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศโลก เพราะคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากการเผาไหม้จะถูกหมุนเวียนกลับมาใช้ในการผลิตรอบใหม่ ผ่านการสังเคราะห์แสงของพืชที่จะกลายเป็นวัตถุดิบเชื้อเพลิงในอนาคต (รูปที่ 2.2)



รูปที่ 2.2 วงจร CO<sub>2</sub> ในกระบวนการผลิตพลังงานชีวมวลและชีวภาพ



## 2.2 การผลิตพลังงานไฟฟ้า

### 2.2.1 เทคโนโลยีในการผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวล

การผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวล มีระบบตั้งแต่ขนาดเล็กจนถึงระดับโรงไฟฟ้าขนาดใหญ่ โดยการเปลี่ยนเชื้อเพลิงชีวมวลเป็นพลังงานด้วยกระบวนการทางเคมีความร้อน ซึ่งมีระบบหลักๆอยู่ 3 ระบบ [3]

#### (1) กระบวนการไพโรไลซิส

อาศัยกระบวนการการสลายตัวด้วยความร้อน เป็นกระบวนการเผาไหม้ชีวมวลโดยใช้ออกซิเจนน้อย ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์คือ ถ่านชาร์ น้ำมันชีวภาพและก๊าซ ซึ่งสัดส่วนของผลิตภัณฑ์ที่ได้ขึ้นอยู่กับชนิดของมวลชีวภาพและวิธีการให้ความร้อน

#### (2) กระบวนการทางเคมีความร้อน

การผลิตก๊าซ (gasification) เป็นกระบวนการเปลี่ยนเชื้อเพลิงแข็งหรือชีวมวลให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิง โดยเผาไหม้แบบจำกัดอากาศเข้าทำปฏิกิริยา ทำให้เผาไหม้ไม่สมบูรณ์ เกิดการแตกตัวเป็นก๊าซเชื้อเพลิง Producer gas หรือ Syngas ซึ่งมีองค์ประกอบหลักคือ คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ไฮโดรเจน ( $H_2$ ) และมีเทน ( $CH_4$ ) และเกิดน้ำมันดิน (Tar) และถ่านชาร์ (Char) ซึ่งน้ำมันดินเป็นของผสมสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่ซับซ้อน ชั้น เหนียวสีดำ ติดไฟได้ ควบแน่นได้ที่อุณหภูมิต่างๆ ทำให้เกิดการอุดตัน และขบวนการไหลของระบบ ซึ่งเป็นข้อเสียของ Biomass gasification ทำให้เป็นกระบวนการที่ไม่ได้รับความนิยมในการนำไปใช้งานจริง

#### (3) การเผาไหม้โดยตรง

การเผาไหม้โดยตรง (combustion) เมื่อนำชีวมวลมาเผา จะเกิดปฏิกิริยาเคมีการรวมตัวกันระหว่างเชื้อเพลิงกับออกซิเจนอย่างรวดเร็ว ทำให้เกิดการลุกไหม้และการคายความร้อนออกมาตามค่าความร้อนของชนิดชีวมวล ความร้อนที่ได้จากการเผาสามารถนำไปใช้ในการผลิตไอน้ำที่มีอุณหภูมิและความดันสูง ไอน้ำนี้จะถูกนำไปขับเคลื่อนกังหันไอน้ำเพื่อผลิตไฟฟ้าต่อไป

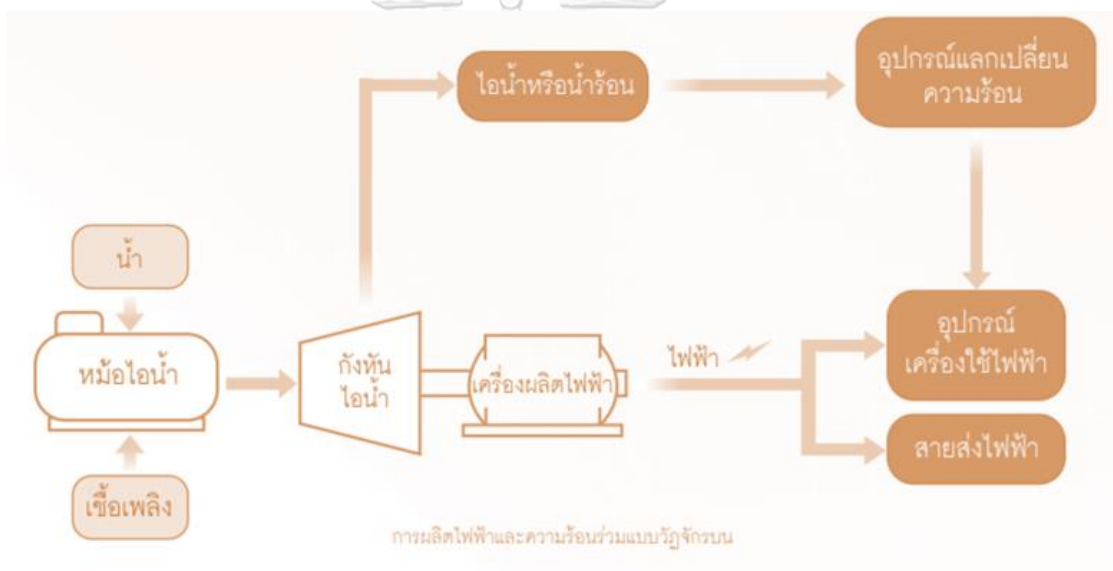
โดยแสดงการเปรียบเทียบของกระบวนการทางเคมีความร้อนและการเผาไหม้โดยตรงดังตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 การเปรียบเทียบข้อดี-ข้อเสียของกระบวนการกระบวนการทางเคมีความร้อนและการเผาไหม้โดยตรง

Gasification	Direct combustion
<ul style="list-style-type: none"> <li>- กระบวนการที่เปลี่ยนเชื้อเพลิงแข็งให้อยู่ในรูปของก๊าซเชื้อเพลิงด้วยกระบวนการทางความร้อน (Thermal Conversion) หรือเรียกว่า Producer gas</li> <li>- เผาไหม้ไม่สมบูรณ์ (จำกัดอากาศ) เกิดก๊าซเชื้อเพลิง (Syngas) ประกอบด้วย CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub></li> <li>- เชื้อเพลิงชีวมวลต้องมีค่าความชื้นต่ำไม่เกิน 20%</li> <li>- ขนาดเชื้อเพลิงต้องเหมาะสมและสม่ำเสมอ ใกล้เคียงกันไม่เกิน 10 ซม</li> <li>- เกิดน้ำมันดิน ในการผลิตไฟฟ้า ต้องมีการติดตั้งหน่วยกำจัดน้ำมันดินก่อน ซึ่งทำให้เป็นเทคโนโลยีที่ไม่ได้รับความนิยม</li> <li>- เหมาะกับการผลิตไฟฟ้าขนาดเล็ก ไม่เกิน 1 MWe</li> <li>- Three-stage biomass to heat/electricity conversion process</li> <li>- High conversion efficiency (from biomass to electricity)</li> <li>- Producer gas สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้ในหลายๆด้าน</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- พลังงานที่ถูกเก็บสะสมอยู่ในชีวมวลจะถูกเปลี่ยนเป็นพลังงานความร้อนภายในหม้อน้ำ ซึ่งค่าความร้อนที่ได้ขึ้นอยู่กับชนิดของชีวมวล</li> <li>- เผาไหม้สมบูรณ์ เกิด Flue gas ประกอบด้วย CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O</li> <li>- ใช้ได้กับเชื้อเพลิงชีวมวลแข็งที่มีปริมาณความชื้นสูงๆได้</li> <li>- เทคโนโลยีเตาเผาแบบฟลูอิดไดซ์เบด เป็นชนิดของเตาเผาที่ได้รับความนิยม มีข้อดีคือ เผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งที่ความชื้นสูงๆได้ทุกชนิด อุดหนุนภายในเตาสม่ำเสมอทั่วทั้งเตา อัตราการเผาไหม้สม่ำเสมอ เนื่องจากเบดหรือสารเฉื่อยเป็นตัวกลาง อุดหนุนของเปลวไฟคงที่ด้วยระบบเป็นลมทำให้การควบคุมระบบทำได้ง่าย</li> <li>- เหมาะกับผลิตไฟฟ้าขนาดใหญ่ มากกว่า 3 MWe</li> <li>- Two-stage biomass to heat/electricity conversion process</li> <li>- Moderate conversion efficiency (from biomass to electricity)</li> </ul>

## 2.2.2 เทคโนโลยีในการผลิตพลังงานไฟฟ้า

สำหรับโรงไฟฟ้าขนาดใหญ่จะเลือกใช้ระบบการเผาไหม้โดยตรง (Direct combustion) ซึ่งเป็นระบบที่ทำงานร่วมกับเทคโนโลยีกังหันไอน้ำ (Steam turbine) ในการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้า (รูปที่ 2.3) โดยการนำเชื้อเพลิงมาเผาไหม้โดยตรงภายในเตาเผาไหม้ให้ได้ความร้อนเพื่อนำเอาก๊าซร้อน (Flue gas) ไปใช้ในกระบวนการผลิต เช่น การอบเพื่อลดความชื้นให้กับเชื้อเพลิง, การนำความร้อนที่ผลิตได้ไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำให้กลายเป็นไอน้ำร้อนที่มีอุณหภูมิและความดันสูง เป็นต้น ซึ่งไอน้ำอุณหภูมิและความดันสูงที่ผลิตได้นี้จะถูกนำไปใช้ขับเคลื่อนกังหันไอน้ำ และเหนี่ยวนำให้เครื่องกำเนิดไฟฟ้าทำงานและผลิตพลังงานไฟฟ้า ส่วนไอน้ำที่เหลือจะถูกควบแน่นกลางเป็นน้ำและส่งกลับมาใช้ในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าต่อไป [3,4]



รูปที่ 2.3 เทคโนโลยีการผลิตพลังงานไฟฟ้าและความร้อนร่วม [4]

โรงไฟฟ้าระบบฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidize Bed) เป็นโรงไฟฟ้าที่เหมาะสมต่อการใช้เชื้อเพลิงชีวมวล เนื่องจากสามารถใช้กับเชื้อเพลิงแข็งได้ทุกชนิด เพราะอุณหภูมิภายในเตาเผามีค่าใกล้เคียงกันทั่วทั้งเตา ทำให้อัตราการไหลของเชื้อเพลิงสม่ำเสมอ สามารถเผาเชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูงได้ และมีสารเหนียว เช่น ทรายเป็นเบด ทำให้เกิดการผสมกันระหว่างเชื้อเพลิงกับออกซิเจน ทำให้เผาไหม้อย่างสมบูรณ์ และเบดยังช่วยอมความร้อนทำให้เตามีความเสถียรไม่ดับง่าย และอุณหภูมิสม่ำเสมอ

### 2.2.3 โรงไฟฟ้าชีวมวล

โรงไฟฟ้าชีวมวล คือโรงไฟฟ้าที่ใช้เศษวัสดุต่างๆที่เป็นชีวมวล เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้าหรือผลิตไอน้ำ ซึ่งอาจเป็นวัสดุชนิดเดียวกันหรือหลายชนิดรวมกัน [4]

#### (1) ข้อดีของโรงไฟฟ้าชีวมวล

- มีแหล่งผลิตอยู่ในประเทศ ลดการนำเข้าเชื้อเพลิงจากต่างประเทศ ลดการเสียดุลทางการค้าจากการนำเข้าพลังงาน
- ใช้ประโยชน์จากเศษวัสดุหรือใช้ทางการเกษตรอย่างคุ้มค่า จึงเป็นแหล่งเชื้อเพลิงราคาถูกกว่าพลังงานเชิงพาณิชย์อื่นต่อหน่วยความร้อนที่เท่ากัน
- เป็นการผลิตกระแสไฟฟ้าที่เป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม มีกำมะถันต่ำกว่าเชื้อเพลิงฟอสซิลและไม่ก่อให้เกิดมลภาวะเรือนกระจก
- เกษตรกรมีรายได้เพิ่มขึ้น เนื่องจากเศษวัสดุการเกษตรที่เคยทิ้ง กลับมามีราคาขายได้
- ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยกว่าการผลิตไฟฟ้าจากถ่านหิน
- เป็นการกระจายแหล่งผลิตไฟฟ้าช่วยลดปัญหาไฟฟ้ายาก
- ภาครัฐให้การสนับสนุนการผลิตไฟฟ้าจากชีวมวลแก่ผู้ผลิตไฟฟ้ารายเล็ก(SPP)/รายเล็กมาก (VSPP) โดยกำหนดอัตราส่วนเพิ่มการรับซื้อไฟฟ้าที่ผลิตจากชีวมวล 0.30 บาทต่อหน่วย หากเป็นโครงการใน 3 จังหวัดชายแดนภาคใต้ ให้อัตราเพิ่มพิเศษอีก 1 บาทต่อหน่วย เป็นระยะเวลา 7 ปี

#### (2) ข้อเสียของโรงไฟฟ้าชีวมวล

- ปริมาณชีวมวลที่มีใช้อยู่ในโรงงาน และพื้นที่ใกล้เคียง มีไม่เพียงพอที่จะนำไปผลิตไฟฟ้า
- ชีวมวลเป็นวัสดุที่เสื่อมสภาพจากการแปรรูปทางการเกษตร ทำให้มีปริมาณที่ไม่แน่นอนขึ้นอยู่กับสภาพดินฟ้าอากาศ ทำให้การบริหารจัดการเชื้อเพลิงทำได้ยาก
- ชีวมวลที่มีศักยภาพเหลืออยู่ มักจะอยู่กระจัดกระจาย มีความชื้นสูงจึงทำให้ต้นทุนการผลิตไฟฟ้าสูงขึ้น เช่น ใบอ้อยและยอดอ้อย ทะลายปาล์ม เป็นต้น
- ราคาชีวมวลแนวโน้มสูงขึ้นเนื่องจากมีความต้องการเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง
- ชีวมวลอยู่กระจัดกระจายยากต่อการรวบรวมและการขนส่ง

## 2.2.4 เชื้อเพลิงชีวมวลสำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าชีวมวล

### 2.2.4.1 ภาพรวมของศักยภาพวัตถุดิบชีวมวลภายในประเทศ

ประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรม ที่มีผลผลิตทางการเกษตรและผลผลิตที่เหลือใช้จากภาคการเกษตร ซึ่งเป็นผลผลิตที่มีศักยภาพสามารถนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทนได้ โดยสอดคล้องกับแผนพัฒนาพลังงานของภาครัฐที่ต้องการเพิ่มการใช้พลังงานทดแทนและลดการใช้พลังงานจากฟอสซิล เช่น ก๊าซธรรมชาติและถ่านหินที่กำลังจะหมดไป ชีวมวลจึงเป็นเชื้อเพลิงหนึ่งที่มีศักยภาพและมีปริมาณ - ค่าความร้อนมากพอที่จะสามารถเป็นพลังงานทดแทนได้ ชีวมวลสามารถนำไปเป็นเชื้อเพลิงเพื่อผลิตพลังงานความร้อน ไอน้ำ และกระแสไฟฟ้าได้ ดังนั้นการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลยังช่วยลดการนำเข้าเชื้อเพลิงจากต่างประเทศและสร้างรายได้ให้กับเกษตรกรอีกด้วย นอกจากนี้การผลิตพลังงานจากชีวมวล จะไม่ก่อให้เกิดมลภาวะและสภาวะเรือนกระจก เนื่องจากการปลูกพืชทดแทนทำให้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เกิดการหมุนเวียนและไม่มีการปลดปล่อย [3]



รูปที่ 2.4 เชื้อเพลิงที่เหลือทิ้งจากการเกษตร [3]

ตารางที่ 2.3 เชื้อเพลิงชีวมวลที่สามารถนำมาเป็นพลังงานทดแทน [3]

ชีวมวล	ลักษณะเฉพาะ	ภูมิภาคที่ปลูก	จังหวัด
1.ข้าว	พืชระยะสั้น ใช้เวลาปลูก 3-4 เดือน เป็นพืชที่มีพื้นที่เพาะปลูกมากที่สุดในบรรดาพืชทั้งหมด ประมาณ 69.35 ล้านไร่ (ปีพ.ศ. 2552) และเป็นพืชที่ต้องการน้ำมากที่สุด มี 2ประเภท คือ ข้าวนาปี และข้าวนาปรัง	ภาคกลาง ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	
2.อ้อย	พืชล้มลุก ใช้ระยะเวลาให้ผลผลิตประมาณ 1 ปี แต่มีช่วงเก็บเกี่ยวเพียง 6-7 เดือน (พ.ย. - พ.ค.) เป็นพืชที่ปลูกง่ายโดยใช้แค่ลำต้นมาปักลงใต้ดิน ช่วงเวลาเก็บผลผลิตที่เหมาะสมคือ อ้อยมีอายุ 10-14 เดือน	ภาคกลาง ภาคเหนือ ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	นครสวรรค์ นครราชสีมา ขอนแก่น กำแพงเพชร
3.มันสำปะหลัง	พืชล้มลุก ใช้ระยะเวลาให้ผลผลิตประมาณ 8-13 เดือน(ขึ้นอยู่กับพันธุ์ที่ปลูก) มี 2 ชนิดคือ 1.ชนิดขม เป็นชนิดที่นิยมปลูกในประเทศ แต่ไม่นำมาบริโภคเนื่องจากมีกรดไฮโดรไซยานิกสูง เป็นพืชต่อร่างกาย โดยจะแปรรูปเป็นมันอัดเม็ดและมันเส้นเพื่อนำไปผสมกับหัวมันสด ใช้เลี้ยงสัตว์เช่นสุกร โคนม โคนเนื้อ หรือจะใช้ทำแป้งมันเพื่อประกอบอาหาร 2.ชนิดหวาน จะปลูกไว้รอบๆบ้านเพื่อการบริโภค หรือทำเป็นมันสำปะหลัง	ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ตอนล่าง)	นครราชสีมา สระแก้ว ชัยภูมิ กำแพงเพชร
4.ปาล์มน้ำมัน	ปาล์มน้ำมันเป็นพืชเศรษฐกิจ เหมาะสมกับสภาพอากาศร้อนชื้น บริเวณใกล้เส้นศูนย์สูตร เก็บเกี่ยวผลผลิตทุก 15 วัน ช่วงเดือนที่ให้ผลผลิตสูงสุดคือ ก.ย.-ธ.ค.	ภาคใต้	กระบี่ สุราษฎร์ธานี ชุมพร สตูล ตรัง
5.ไม้อย่างพารา	เป็นไม้ที่ถูกนำมาแปรรูปมากที่สุด ผลผลิตหลักคือ ไม้ยาง และเมื่อต้นยางมีอายุ 25-30 ปี การผลิตไม้ยางจะหมดสภาพลงและจะโค่นต้นยางพาราไปแปรรูปเป็นเฟอร์นิเจอร์ โดยจะเป็นฤดูหน้าแล้ง (ธ.ค.-พ.ค.)	ภาคใต้	สุราษฎร์ธานี สงขลา ตรัง นครศรีธรรมราช

6.ข้าวโพด	พืชล้มลุก ใช้ระยะเวลาปลูกผลผลิต 3-4 เดือน เช่นเดียวกับข้าว มี 2 ชนิดคือ 1. ข้าวโพดหวาน ใช้บริโภค 2.ข้าวโพดเลี้ยงสัตว์ ใช้ผสมในอาหารสัตว์ ซึ่งจะมีสัดส่วนการปลูกมากกว่าข้าวโพดหวานมาก โดยมีการปลูกข้าวโพดอยู่ 2 ช่วง คือ ช่วงที่ 1. ปลูกเดือน พ.ค.-ต.ค. เก็บเกี่ยวช่วง ส.ค.-ก.พ. ช่วงที่ 2 ปลูกเดือน พ.ย.-มี.ค. เก็บเกี่ยวช่วง ก.พ.-มิ.ย.	ภาคเหนือ ภาคกลาง ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	เพชรบูรณ์ นครราชสีมา ลพบุรี นครสวรรค์ น่าน เลย ตาก
7.ไม้ยูคาลิปตัส	ไม้ยืนต้น ลำต้นตั้งตรง มีความสูงได้ประมาณ 10-25 เมตร ทนต่อความแห้งแล้งได้ดี และเจริญเติบโตได้ทุกสภาพดิน ตั้งแต่ดินทราย ดินเค็ม ดินเปรี้ยว แต่ไม่ทนดินที่มีหินปูนสูง	ปลูกได้ทุกภูมิภาค	
8.มะพร้าว	พืชยืนต้น ตระกูลปาล์ม ใบมีลักษณะเป็นใบประกอบแบบขนนก มีลำต้นเดี่ยว ไม่แตกแขนง	ภาคใต้	สุราษฎร์ธานี ชุมพร นครศรีธรรมราช

ตารางที่ 2.4 การประเมินศักยภาพชีวมวล [3]

ชีวมวล	ปริมาณชีวมวลที่ เกิดขึ้นปี 2559 <sup>1</sup>		วัสดุเหลือทิ้ง จากชีวมวล	ปริมาณชีวมวลที่ ยังไม่มีการใช้ (ล้านตัน)	ค่า ความร้อนต่ำ (kJ/kg)	ความชื้น (%)	ความ หนาแน่น (kg/m <sup>3</sup> )
1.ข้าว	31.944	ล้านตัน	แกลบ	0.0383	14204	8.20	150
			ฟางข้าว	4.6294	12330	10.00	125
2.อ้อย	94.064	ล้านตัน	ชานอ้อย	N/A	7368	50.73	120
			ใบอ้อยและ ยอดอ้อย	6.8818	15479	9.20	100
3.มันสำปะหลัง	31.155	ล้านตัน	เห้งน้ำมัน สำปะหลัง	3.3206	5494	59.40	250
			ลำต้นมัน สำปะหลัง	0.9215	7560	48.40	N/A
			ทางใบ	N/A	1760	78.40	N/A
4.ปาล์มน้ำมัน	10.997	ล้านตัน	ทะลายปาล์ม	1.1274	7240	58.60	380
			กะลาปาล์ม	N/A	18267	12.00	400
			เส้นใยปาล์ม	N/A	11800	31.84	250
			ลำต้นปาล์ม	N/A	7540	48.40	N/A
5.ไม้ยางพารา	4.388	ล้านตัน	เศษไม้	1.2300	8600	45.00	450
			ปึกไม้,ปลายไม้	1.2300	7537	50.09	N/A
			ขี้เลื่อยอัดเม็ด	N/A	15692	8.09	N/A
			รากไม้	1.1875	N/A	N/A	N/A
6.ข้าวโพด	4.058	ล้านตัน	ซังข้าวโพด	0.6832	16220	7.00	N/A
			ลำต้นข้าวโพด	2.1253	9830	41.70	N/A
7.ไม้ยูคาลิปตัส	0.6*	ล้านไร่	เปลือกไม้	N/A	6745	50.00	N/A
			ชิ้นไม้สับ	N/A	9759	41.82	N/A
8.มะพร้าว	0.858	ล้านตัน	ขุยมะพร้าว	N/A	6272	N/A	270
			เปลือก,กาบ มะพร้าว	N/A	N/A	N/A	N/A
			กะลามะพร้าว	N/A	N/A	N/A	N/A
			ทางใบ	N/A	N/A	N/A	N/A
			จั่น,ทลาย มะพร้าว	N/A	N/A	N/A	N/A











### 2.2.4.3 คุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิด

ชีวมวลแต่ละชนิดจะให้พลังงานจากการเผาไหม้แตกต่างกัน ตามลักษณะองค์ประกอบต่างๆ ของชีวมวลแต่ละชนิด และสัดส่วนความชื้นที่สะสมอยู่ในชีวมวล โดยคุณสมบัติของชีวมวลที่เป็นพืชหลักและมีศักยภาพในการนำมาใช้สำหรับประเทศไทย [3] แสดงในตารางที่ 2.10

ตารางที่ 2.10 แสดงคุณสมบัติของชีวมวล

ชีวมวล	วัสดุเหลือทิ้งจากชีวมวล	ค่าความร้อนต่ำ (kJ/kg)	ความชื้น (%)	ความหนาแน่น (kg/m <sup>3</sup> )
1.ข้าว	แกลบ	14204	8.20	150
	ฟางข้าว	12330	10.00	125
2.อ้อย	ชานอ้อย	7368	50.73	120
	ใบอ้อยและยอดอ้อย	15479	9.20	100
3.มันสำปะหลัง	เหง้ามันสำปะหลัง	5494	59.40	250
	ลำต้นมันสำปะหลัง	7560	48.40	N/A
	ทางใบ	1760	78.40	N/A
4.ปาล์มน้ำมัน	ทะลายปาล์ม	7240	58.60	380
	กะลาปาล์ม	18267	12.00	400
	เส้นใยปาล์ม	11800	31.84	250
	ลำต้นปาล์ม	7540	48.40	N/A
5.ยางพารา	เศษไม้	8600	45.00	450
	ปึกไม้, ปลายไม้	7537	50.09	N/A
	ขี้เลื่อยอัดเม็ด	15692	8.09	N/A
	รากไม้	N/A	N/A	N/A
6.ข้าวโพด	ชังข้าวโพด	16220	7.00	N/A
	ลำต้นข้าวโพด	9830	41.70	N/A
7.ยูคาลิปตัส	เปลือกไม้	6745	50.00	N/A
	ชิ้นไม้สับ	9759	41.82	N/A
8.มะพร้าว	ขุยมะพร้าว	6272	N/A	270
	เปลือก, กาบมะพร้าว	N/A	N/A	N/A
	กะลามะพร้าว	N/A	N/A	N/A
	ทางใบ	N/A	N/A	N/A
	จั่น, ทะลายมะพร้าว	N/A	N/A	N/A

#### 2.2.4.4 ข้อจำกัดของการใช้เชื้อเพลิงชีวมวล

คุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวลบางประเภท จะส่งผลให้ประสิทธิภาพของเตาเผาไหม้ต่ำลง อันเนื่องจากการเกิดตะกรัน หรือการกัดกร่อน สีกกร่อนของท่อไอน้ำภายในหม้อกำเนิดไอน้ำ และบางชนิดที่จะส่งผลต่อการจัดการทำให้มีต้นทุนสร้างโรงไฟฟ้าที่สูงมากขึ้น ดังนี้ [3]

##### (1) ทะลายปาล์ม

มีความชื้นสูง มีขนาดใหญ่จึงทำให้การสับย่อยทำได้ยากเพราะมีไฟเบอร์ที่เหนียว มียังมี “สารประกอบอัลคาไลน์” สูง เมื่อเผาไหม้จะทำให้เกิดยางเหนียวเกาะติดที่ผิวท่อน้ำ (Slagging) ส่งผลต่อประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อน ด้วยเหตุนี้จึงทำให้มีต้นทุนด้านเทคโนโลยีการผลิตไฟฟ้าที่สูง

##### (2) เหมืองแร่สำปะหลัง

มีสิ่งเจือปนมาก เช่น กรวด หิน ดิน ทราย จึงต้องจัดการเบื้องต้นก่อน และคุณสมบัติของเหมืองแร่สำปะหลังและเปลือกนอกมีโครงข่ายของ “ซิลิกา” ให้ความแข็งแรง และทนต่อการเผาไหม้ ทำให้ติดไฟได้ยาก และการนำมาใช้จำเป็นต้องผ่านการสับให้มีขนาดเล็ก จึงทำให้มีการลงทุนที่ค่อนข้างสูง

##### (3) ใบ/ยอดอ้อยและฟางข้าว

มีน้ำหนักเบาส่งผลให้ต้นทุนการขนส่งสูง และปัญหาหลักคือการเก็บรวบรวมใบและยอดอ้อย โดยใช้รถอัดก้อน (Baler) ลงไปเก็บในไร่อ้อย ทำให้ตออ้อยที่จะปลูกลงในฤดูกาลถัดไป ถูกรถทับเสียหาย

## 2.3 การเผาไหม้ด้วยเทคโนโลยีฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน

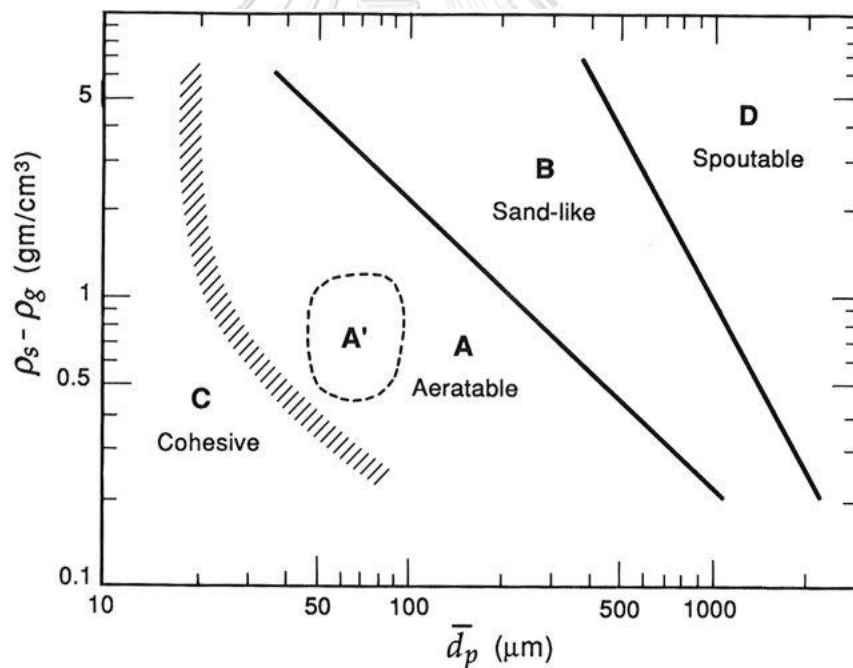
เทคโนโลยีการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เซชันแบบหมุนเวียน (Circulating fluidization boiler) เป็นเทคโนโลยีหนึ่งสำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้าที่เหมาะสมสำหรับเชื้อเพลิงแข็ง และมีความชื้นสูง โดยหลักการของการฟลูอิดไดซ์เซชันคือ สภาวะการณที่อนุภาคของแข็งถูกทำให้เปลี่ยนเป็นสภาวะคล้ายของไหล โดยเมื่อป้อนอากาศความเร็วต่ำจะทำให้เกิดสภาวะเบตนิ่งจนกระทั่งป้อนอากาศที่มีความเร็วมากขึ้น อนุภาคของแข็งจะเริ่มขยับตัวและเคลื่อนที่ในบริเวณจำกัด ทำให้เกิดสภาวะเบตขยายตัวและโดยเมื่อมีการเพิ่มความเร็วอากาศอย่างต่อเนื่อง จนทำให้น้ำหนักของเบตเท่ากับแรงเสียดทานการไหลที่กระทำกับอนุภาคของแข็ง อนุภาคของแข็งจะลอยตัวอย่างอิสระและฟุ้งกระจายทั่วเตาเผาไหม้ ซึ่งมีลักษณะเหมือนพฤติกรรมของของไหล โดยจุดที่ลอยตัวนี้เองจะเป็นจุดที่มีความเร็วของอากาศต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์เบด

### 2.3.1 อุทกพลศาสตร์ของการไหลในเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไดซ์เบด

อุทกพลศาสตร์ของการไหลในเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไดซ์เบด สามารถอธิบายพฤติกรรมและแบ่งกลุ่มของพฤติกรรมได้ตามวิธีของ Geldart โดยในการแบ่งกลุ่มของ Geldart หรือวิธี Geldart powder classification จะเป็นการจัดเรียงตามขนาดของเส้นผ่าศูนย์กลางของอนุภาคของแข็งจากขนาดเล็กสุดไปยังขนาดใหญ่สุด ซึ่งการแบ่งกลุ่มของ Geldart สำหรับการฟลูอิดไดซ์เซชันสามารถแบ่งได้ 4 กลุ่ม ดังแสดงในรูปที่ 2.5 [20]

- 1) Geldart กลุ่ม C เป็นกลุ่มที่อนุภาคของแข็งมีการยึดเกาะได้ดี มีขนาดเล็กและละเอียดมาก ซึ่งอนุภาคในกลุ่มนี้จะมีการฟลูอิดไดซ์เซชันที่ยาก เนื่องจากมีแรงยึดเกาะของอนุภาคของแข็งมีค่ามากกว่าแรงดันของของไหล ซึ่งทำให้อนุภาคมักจะจับตัวกันเป็นก้อน
- 2) Geldart กลุ่ม A เป็นกลุ่มอนุภาคของแข็งที่มีความหนาแน่นต่ำ ประมาณ  $1400 \text{ kg/m}^3$  และมีขนาดเล็ก ซึ่งอากาศสามารถผ่านอนุภาคของแข็งนี้ได้ โดยอนุภาคของแข็งนี้สามารถทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์เซชันได้ง่ายที่ความเร็วต่ำของก๊าซที่ใช้เป็นของไหล อนุภาคของเบตจะมีลักษณะการเคลื่อนที่สม่ำเสมอเหมือนของไหลแบบราบเรียบ (Smooth fluidization) ที่มีความเร็วก๊าซสูงกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดการเคลื่อนที่แบบฟองก๊าซได้ (Minimum bubbling) ทำให้อนุภาคของแข็งจะเปลี่ยนไปเป็นช่วงของการเคลื่อนที่แบบฟองอากาศ (Bubbling mode)

- 3) Geldart กลุ่ม B เป็นกลุ่มที่มีลักษณะคล้ายกับทราย (Sandlike particles) ซึ่งอนุภาคของแข็งในกลุ่มนี้จะใช้ในเตาเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบด ซึ่งจะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางประมาณ  $40 - 500 \mu\text{m}$  และความหนาแน่นของอนุภาคอยู่ระหว่าง  $1400 - 4000 \text{ kg/m}^3$  เมื่อมีความเร็วของก๊าซที่ใช้เป็นของไหลมีความเร็วสูงกว่าความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชัน อนุภาคของแข็งจะเกิดการฟลูอิดไดซ์เซชัน อีกทั้งจะเกิดการฟลูอิดไดซ์เซชันมากขึ้นหากเพิ่มความเร็วของก๊าซที่เป็นการไหลมากขึ้น
- 4) Geldart กลุ่ม D เป็นกลุ่มอนุภาคของแข็งที่มีขนาดใหญ่และมีความหนาแน่นมาก สำหรับอนุภาคกลุ่มนี้ ลักษณะพองอากาศจะเกิดขึ้นได้ช้ากว่ากลุ่มอื่นๆ เนื่องจากมีช่องว่างระหว่างอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ จึงทำให้อากาศสามารถไหลพุ่งผ่านขึ้นมาได้ง่าย (Spouting fluidization) แต่แม้ว่าอนุภาคของแข็งจะมีขนาดใหญ่แต่ก็สามารถเกิดการฟลูอิดไดซ์เซชันได้ แต่อย่างไรก็ตามพฤติกรรมเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งกลุ่มนี้ จะมีรูปแบบการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันอย่างไม่สม่ำเสมอ เนื่องจากก๊าซของไหลไม่สม่ำเสมอ



รูปที่ 2.5 การแบ่งกลุ่มอนุภาคในการฟลูอิดไดซ์เซชันด้วยวิธี Geldart powder classification



## 2.4 การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

### 2.4.1 เทคโนโลยีในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

Carbon Capture and Storage (CCS) หรือเทคโนโลยีในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งสามารถทำให้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ไม่หลุดลอยขึ้นไปอยู่ชั้นบรรยากาศของโลก วิธีการคือการรวบรวมและกักเก็บก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ไว้ชั้นใต้ดิน/น้ำ เช่นในแหล่งน้ำมัน/ก๊าซธรรมชาติ ที่สูบออกมาหมดแล้ว หรืออาจนำก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ในกระบวนการอุตสาหกรรมอื่นๆ โดยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ( $\text{CO}_2$ ) จากก๊าซไอเสียของโรงไฟฟ้าจะถูกแยกก่อนหรือหลังจากที่เชื้อเพลิงถูกเผาไหม้ และจะถูกอัดความดันจนเปลี่ยนรูปเป็นของเหลว ส่งผ่านระบบท่อและฉีดลงไปในบ่อซึ่งจะส่งลงไปใต้ดินในแหล่งกักเก็บก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ รูปที่ 2.6 แสดงกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ( $\text{CO}_2$  capture) ซึ่งมี 3 วิธีดังนี้ [5]

#### (1) การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้

เชื้อเพลิงจะถูกนำไปรวมกับอากาศหรือไอน้ำ เพื่อแยกให้เป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไฮโดรเจน ( $\text{H}_2$ ) เมื่อใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิง ทำให้ถ่านหินเปลี่ยนไปเป็นก๊าซสังเคราะห์ (syngas) ซึ่งจะประกอบด้วยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจน ซึ่งเมื่อเผาไหม้อีกครั้งจะทำให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ประมาณ 35-45% ซึ่งจะสามารถดักเก็บได้ง่ายกว่าวิธีแรก ส่วนไฮโดรเจน  $\text{H}_2$  จะถูกส่งไปเผาเพื่อลดมลพิษ เทคนิคนี้ถูกนำไปใช้ในอุตสาหกรรมทางการแพทย์ ก๊าซธรรมชาติ และโรงกลั่น แต่ยังไม่นิยมในโรงไฟฟ้า เนื่องจากต้นทุนสูง

#### (2) การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังเผาเชื้อเพลิงกับออกซิเจน

การเผาเชื้อเพลิงกับก๊าซออกซิเจนแทนการใช้อากาศในการเผาไหม้ การเผาด้วยออกซิเจนจะผลิตก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เข้มข้นและไอน้ำ ซึ่งได้ปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ถึง 80% เทคนิคนี้ยังถูกพัฒนาแต่การแยกออกซิเจนออกจากอากาศนั้นยังมีราคาสูง อีกทั้งการเผาไหม้กับอากาศทั่วไปอุณหภูมิอยู่ที่ 1300 - 1700 องศาเซลเซียส แต่การเผากับออกซิเจนจะทำให้อุณหภูมิสูงขึ้นไปถึง 3500 องศาเซลเซียส

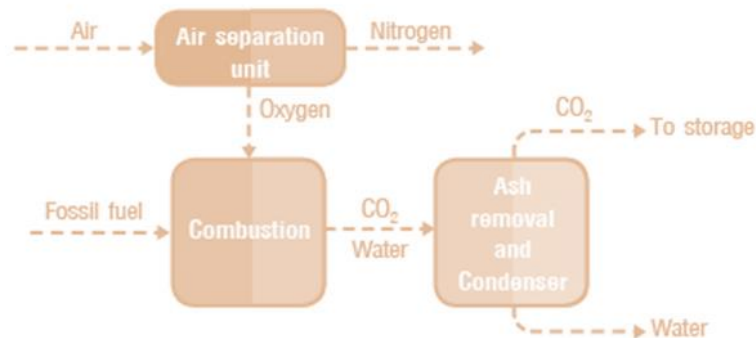
#### (3) การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

ก๊าซร้อนหรือไอเสียจากโรงไฟฟ้า มีองค์ประกอบคือ ไนโตรเจน ( $\text{N}_2$ ) ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำ ( $\text{H}_2\text{O}$ ) ซึ่งจะมีปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณ 4-15% ที่ปล่อยออกสู่ชั้น

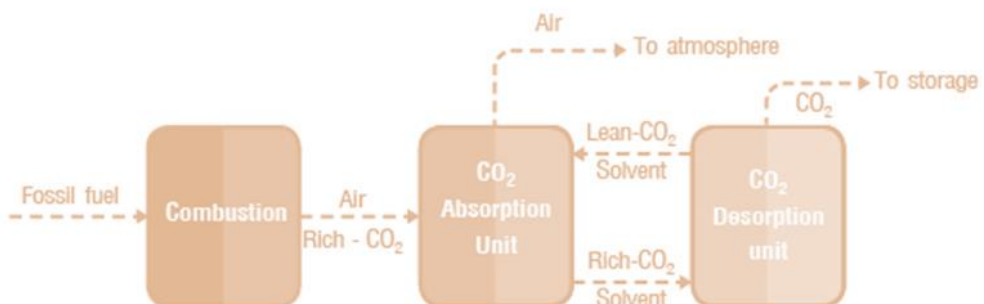
บรรยากาศ โดยก๊าซไอเสียจะถูกบำบัดด้วยตัวดูดและตัวลดซัลเฟอร์ ตามข้อบังคับ EIA หลังการเผาไหม้ ก๊าซไอเสียจะถูกส่งไปผ่านยังหอดูดซึม ทำให้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกดูดซึมด้วยตัวทำละลาย จากนั้นตัวทำละลายจะถูกทำให้ร้อน ทำให้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ถูกแยกออกไป ส่วนตัวทำละลายที่เหลือจะถูกนำไปใช้ต่อไป ซึ่งเทคนิคนี้ถูกนำไปใช้ในโรงแยกก๊าซ โรงงานอาหาร และเครื่องดื่ม



การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้



การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบ Oxy-fuel



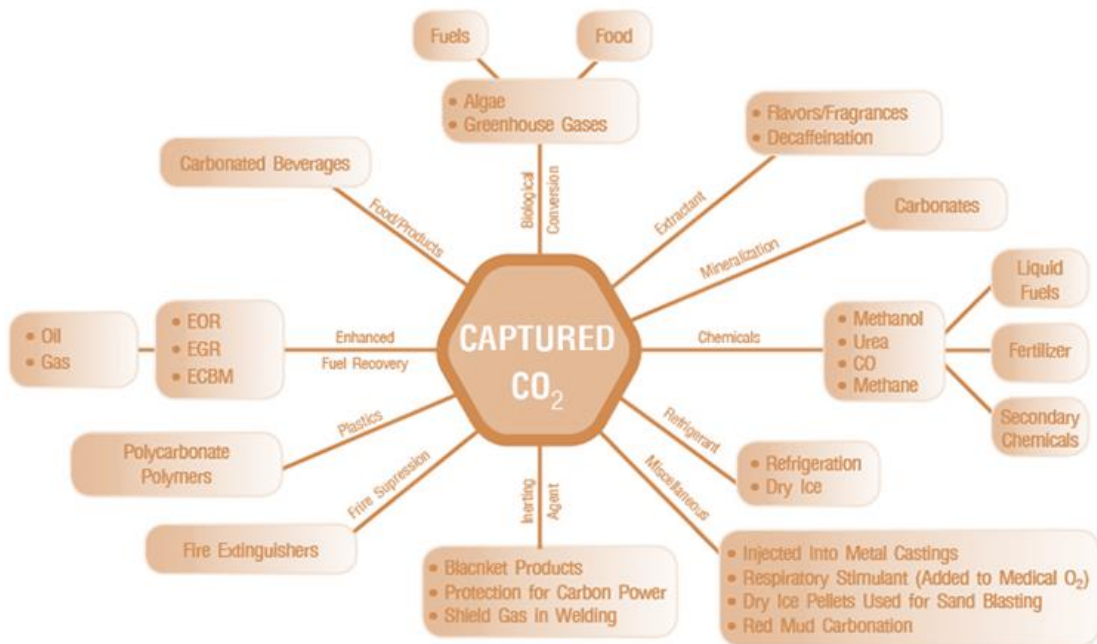
การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

รูปที่ 2.6 กระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO<sub>2</sub> capture) [5]

## 2.4.2 การกักเก็บก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และนำไปใช้ประโยชน์

การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของ Carbon Capture and utilization, CCU จะใช้วิธีการเช่นเดียวกับการดักจับของ Carbon Capture and Storage, CCS แต่มีความแตกต่างในการนำ CO<sub>2</sub> ไปใช้ประโยชน์ แทนที่จะนำไปกักเก็บเพียงอย่างเดียว รูปที่ 2.7 แสดงการใช้ประโยชน์จากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งมีรายละเอียดดังต่อไปนี้ [5]

- (1) การขุดเจาะและผลิตปิโตรเลียม โดยการนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ CO<sub>2</sub> อัดลงไปในพื้นที่บริเวณชั้นดินที่มีเชื้อเพลิงที่ต้องการผลิต ทำให้เกิดการเคลื่อนที่ของสารเชื้อเพลิงไปยังจุดที่ทำการขุดเจาะเพื่อผลิต ซึ่งมีประโยชน์อย่างมากในการผลิตเชื้อเพลิงจากแหล่งที่ผ่านการผลิตมาระยะหนึ่ง จนมีความดันตามธรรมชาติลดลง
- (2) วัตถุดิบสำหรับผลิตภัณฑ์ต่างๆ ได้แก่ พลาสติก โดยเฉพาะกลุ่มโพลีคาร์บอนเนต สารดับเพลิง (Fire extinguisher) เครื่องดื่มอัดแก๊ส (Carbonated beverages) สารทำความเย็น (Refrigerant) เป็นต้น
- (3) สารตั้งต้นในการผลิตสารเคมีสำหรับการใช้ประโยชน์ในหลายด้าน เช่น เมทานอลและยูเรีย ซึ่งใช้เป็นสารเคมีในกระบวนการผลิตขั้นต่อไปหรือเป็นเชื้อเพลิง และใช้เป็นปุ๋ยในการเกษตร
- (4) สารตั้งต้นในกระบวนการทางชีวภาพ โดยเฉพาะในการเพาะเลี้ยงสาหร่าย (Algae harvesting) โดยสามารถใช้ในการผลิตเชื้อเพลิงหรือผลิตเพื่อเป็นอาหารซึ่งมีคุณค่าทางอาหารสูง
- (5) ใช้ในกระบวนการผลิต เช่น การสกัดคาเฟอีนออกจากกาแฟ หรือการสกัดกลิ่นและรสสำหรับผลิตภัณฑ์หลายชนิด
- (6) การใช้ประโยชน์ด้านอื่นๆ เช่น การขึ้นรูปและแต่งผิวโลหะ



รูปที่ 2.7 การใช้ประโยชน์จากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ [5]



### บทที่ 3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

การวิเคราะห์การผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม สำหรับการผลิตไฟฟ้าร่วมกับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ จำต้องศึกษางานวิจัยที่เกี่ยวข้อง เพื่อเป็นพื้นฐานและแนวทางในการทำงานวิจัย โดยงานวิจัยที่ศึกษาสามารถจำแนกเป็นหัวข้อหลักๆ ได้ดังนี้

- งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้และแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า
- งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยเน้นการวิเคราะห์ข้อจำกัดของการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลที่มีต่อเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล
- งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยเน้นการจำลองกระบวนการการดักจับ
- งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยเน้นการศึกษาการเปรียบเทียบตัวทำละลายเอมีนชนิดต่างๆ

#### 3.1 การเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้และแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า

งานวิจัยของ Kuo [6] แสดงให้เห็นถึงแบบจำลองการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เทคโนโลยี Co-Gasification ร่วมกับ Combined heat and power generation หรือ CHP ซึ่งเป็นชนิดกังหันไอน้ำ (Steam turbine) โดยใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างถ่านหินและเชื้อเพลิงชีวมวล ประเภท torrefied biomass ในอัตราส่วนผสม 0, 20, 40, 60, 80, 100% ของชีวมวล torrefied biomass เป็นชีวมวลที่ผ่านกระบวนการทอริแฟคชั่น ทำให้เชื้อเพลิงชีวมวลมีสมบัติคล้ายถ่านหิน เช่น ความชื้นต่ำ ค่าความร้อนสูง ความหนาแน่นสูง เป็นต้น โดยทำการจำลองบนโปรแกรม Aspen plus และพบว่าสามารถผลิตไฟฟ้าได้สูงสุด 1,352.55 kW และประสิทธิภาพสูงสุดที่ 58.94% เมื่อใช้สัดส่วนเชื้อเพลิง (Biomass ratio; BR) 80% จากงานวิจัยนี้ทำให้ทราบถึงแนวทางการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าร่วมกับกังหันไอน้ำ

งานวิจัยของ Nikoo [7] แสดงให้เห็นถึงการจำลองการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง (Syngas) ด้วยวัสดุเหลือทิ้งจากการเกษตรคือ แกลบ (Rice husk) ด้วยกระบวนการทางเคมีความร้อน Gasification บนโปรแกรม Aspen plus และลักษณะของเตาเผาไหม้ (Gasifier) เป็นแบบ Fluidized bed reactor โดยใช้ตัวกลางคือ เบททราย โดยโปรแกรม Aspen plus ทำให้งานวิจัยนี้สนใจในการพัฒนาแบบจำลองโดยสามารถอธิบายอุทกพลศาสตร์ของของไหล (Hydrodynamic) ด้วยการใส่สมการลงใน external FORTRAN ให้กับแบบจำลอง ซึ่งพลูอิดไดซ์เบดภายในเตาเผาไหม้มี 2 ขอบเขตคือ Bed hydrodynamics และ Freeboard hydrodynamics

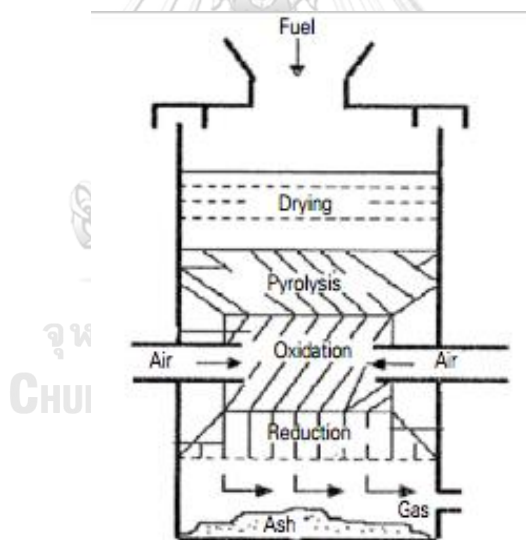
งานวิจัยของ Kaushal [8] แสดงให้เห็นถึงการจำลองการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง (Syngas) จากเทคโนโลยี Biomass gasification ซึ่งงานวิจัยส่วนใหญ่แล้วจะไม่ได้พิจารณาถึงการเกิดน้ำมันดิน (Tar) ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงพิจารณาผลกระทบของน้ำมันดินที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ Biomass gasification in fluidize bed reactor ร่วมด้วย โดยใช้ความสัมพันธ์ของสมการเคมีของการเกิดปฏิกิริยาน้ำมันดินและอุทกพลศาสตร์ ร่วมกับ external FORTRAN ในโปรแกรม Aspen plus โดยทำการศึกษาตัวแปรใน 3 ตัวแปรคือ Temperature, steam to biomass ratio, equivalence ratio และดูผลของตัวแปร Gas yield, Tar content, Gas composition Model โดยพบว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น Gas yield, H<sub>2</sub> จะสูงขึ้น และปริมาณของ Tar จะเกิดน้อยลง แต่อย่างไรก็ตาม S/B ratio พบว่าไม่มีผลต่อการ improve the gas yield

งานวิจัยของ ธนกร ณ พัทลุง [9] แสดงให้เห็นถึงกระบวนการเปลี่ยนองค์ประกอบทางเคมีโดยใช้พลังงานความร้อน (Thermo Chemical conversion process) จากการนำชีวมวลทางการเกษตรมาเผา เพื่อศึกษากระบวนการเปลี่ยนองค์ประกอบทางเคมี พบว่ากระบวนการเผาไหม้ชีวมวลมี 6 ขั้นตอนคือ

- (1) Drying เป็นการกำจัดความชื้นในอนุภาคชีวมวลขณะเริ่มต้นรับความร้อนในเตา
- (2) Devolatilization เป็นขั้นตอนการสลายตัวของชีวมวลเกิดเป็นสารระเหย
- (3) Ignition of volatile เป็นกระบวนการที่ทำให้เกิดการจุดประกายของสารระเหยที่ถูกปล่อยออกและอยู่ล้อมรอบอนุภาคชีวมวล

- (4) Combustion of volatile เป็นกระบวนการเผาไหม้สารระเหย ทำให้เกิดเปลวไฟรอบอนุภาคชีวมวล
- (5) Ignition of char particle เป็นกระบวนการจุดประกายบนผิวหน้าของเชื้อเพลิงแล้วขยายออกไปจนทั่วทั้งอนุภาค
- (6) Combustion of residual char particle เป็นกระบวนการเผาไหม้อนุภาคที่เหลือจนได้ขี้เถ้า ซึ่งสามารถแบ่งได้ 4 โซน คือ โซนการเผาไหม้ (Combustion or Oxidation zone) โซนปฏิกิริยาก่อเกิดก๊าซ (Reduction zone), โซนผลิตถ่าน (Pyrolysis or Distillation zone) และโซนไล่ความชื้น (Drying zone)

จากงานวิจัยนี้ทำให้ทราบถึงปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตไฟฟ้าคือ 1.ความชื้นของชีวมวลมีผลต่อการผลิตกระแสไฟฟ้า เนื่องจากต้องสูญเสียพลังงานบางส่วนระเหยน้ำออกไป 2.ปริมาณอากาศเป็นส่วนสำคัญที่ทำให้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ ดังนั้นจึงต้องมีการควบคุมอัตราการป้อนอากาศระหว่างการเผาไหม้ให้สม่ำเสมอและต่อเนื่อง



รูปที่ 3.1 แสดงปฏิกิริยาเคมีทางความร้อนของการเกิดก๊าซชีวมวล

งานวิจัยของ สุนทร ละอองนวล [10] แสดงให้เห็นถึงพารามิเตอร์ที่มีผลต่อการผลิตกระแสไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลของการเผาไหม้ในเตาฟิวส์เบด ได้แก่ อัตราการเผาไหม้ ความเร็วของเปลวไฟ ปริมาณอากาศกับความเร็วจึง และอุณหภูมิที่ป้อนให้ พบว่า ลักษณะการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงชีวมวลเกิดขึ้น 3 ช่วงคือ ช่วงแรกเป็นการไล่ความชื้น ช่วงที่สองเป็นการเผาไหม้สารระเหย และช่วงที่สามเป็นการเผาไหม้ของชีวมวล โดยอากาศปฐมภูมิเป็นปัจจัยหลักที่ทำให้การเผาไหม้เป็นไปอย่างต่อเนื่องกันในแต่ละชั้นของเบด สอดคล้องกับอัตราการเผาไหม้เมื่อให้ปริมาณอากาศรวมเพิ่มขึ้น ทำให้อัตราการเผาไหม้เพิ่มขึ้น และเมื่อลดความเร็วของอากาศปฐมภูมิลง ทำให้อัตราการเผาไหม้ลดลงเช่นกัน จากงานวิจัยนี้ทำให้ทราบถึงปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตไฟฟ้าคือ 1.การผลิตกระแสไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวล สิ่งที่ต้องคำนึงถึงคือ อัตราการเผาไหม้ ความเร็วของเปลวไฟ ปริมาณอากาศ และอุณหภูมิ มีผลต่อปริมาณและคุณภาพไฟฟ้าที่ผลิต และ 2.อากาศปฐมภูมิเป็นปัจจัยหลักที่ทำให้การเผาไหม้เป็นไปอย่างต่อเนื่องกันในแต่ละชั้นของเบด โดยอัตราการเผาไหม้จะสอดคล้องกับปริมาณอากาศปฐมภูมิที่ป้อน

### 3.2 ปัญหาที่เกี่ยวข้องกับเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล

ศึกษางานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับปัญหาต่างๆที่เกิดจากเชื้อเพลิงชีวมวล ที่เกิดภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ทั้งนี้เพื่อเป็นแนวทางในการป้องกันให้ลดโอกาสของการเกิดปัญหา และเพื่อเป็นข้อกำหนดให้กับการเลือกเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิดในการศึกษาวิจัยครั้งนี้

งานวิจัยของ Yuanyuan [11] แสดงให้เห็นถึงลักษณะทั่วไปของเชื้อเพลิงแข็ง พบว่าลักษณะของเชื้อเพลิงชีวมวลมีความแตกต่างจากเชื้อเพลิงฟอสซิล รวมถึงปริมาณความชื้น ปริมาณเถ้า ค่าความร้อน, และปริมาณโลหะ ของธาตุอัลคาไล และอัลคาไลน์เอิร์ธ เมื่อเปรียบเทียบระหว่างถ่านหินกับเชื้อเพลิงชีวมวลพบว่าเชื้อเพลิงชีวมวลมักจะมีโพแทสเซียม(K) ที่สูง ในส่วนของฟางข้าว (straw) และพืชพลังงานมีปริมาณคลอไรด์ (Cl) สูงอย่างมีนัยสำคัญเช่นกัน

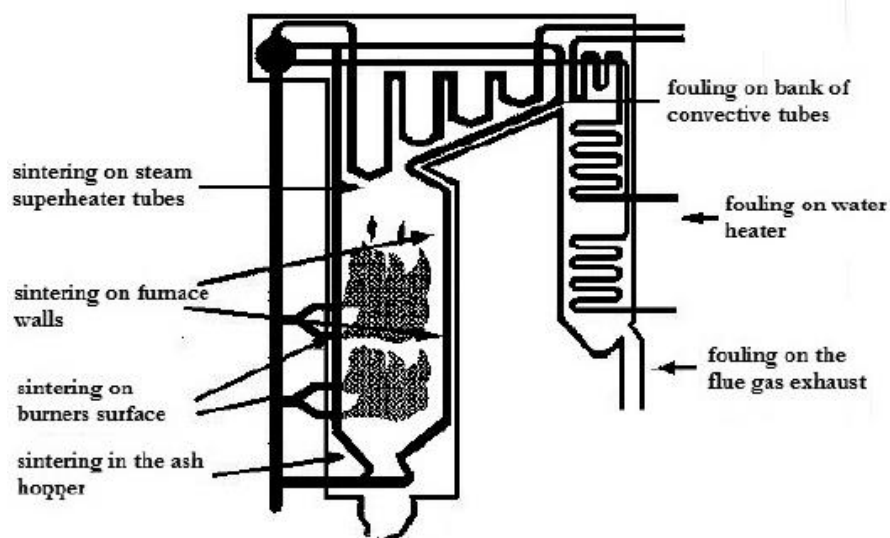


ตารางที่ 3.1 แสดงส่วนประกอบของเชื้อเพลิงของเชื้อเพลิงแต่ละชนิด

Characteristics	Coal	Peat	Wood	Bark	Forest residues (coniferous tree with needles)	Willow	Straw	Reed canary grass (spring harvested)
Moisture content, wt%	6–10	40–55	5–60	45–65	50–60	50–60	17–25	15–20
C, % (d.b.) <sup>1</sup>	50–87	52–56	48–52	48–52	48–52	47–51	45–47	45.5–46.1
H, % (d.b.)	3.5–5	5–6.5	6.2–6.4	5.7–6.8	6–6.2	5.8–6.7	5.4–6.0	5.7–5.8
N, % (d.b.)	0.8–1.5	0.8–3	0.1–0.5	0.3–0.8	0.3–0.5	0.2–0.8	0.4–0.6	0.65–1.04
O, % (d.b.)	2.8–11.3	30–40	38–42	24.3–40.2	40–44	40–46	40–46	44
S, % (d.b.)	0.5–3.1	<0.05–0.3	<0.05	<0.05	<0.05	0.02–0.10	0.05–0.20	0.08–0.13
Cl, % (d.b.)	<0.1	0.02–0.06	0.01–0.03	0.01–0.05	0.01–0.04	0.01–0.05	0.14–1.05	0.09
K, % (d.b.)	0.003	0.8–5.8	0.02–0.05	0.1–0.4	0.1–0.4	0.2–0.5	0.69–1.30	0.3–0.5
Ca, % (d.b.)	4–12	0.05–0.1	0.1–1.5	0.02–0.08	0.2–0.9	0.2–0.7	0.1–0.6	9

<sup>1</sup> on a dry basis.

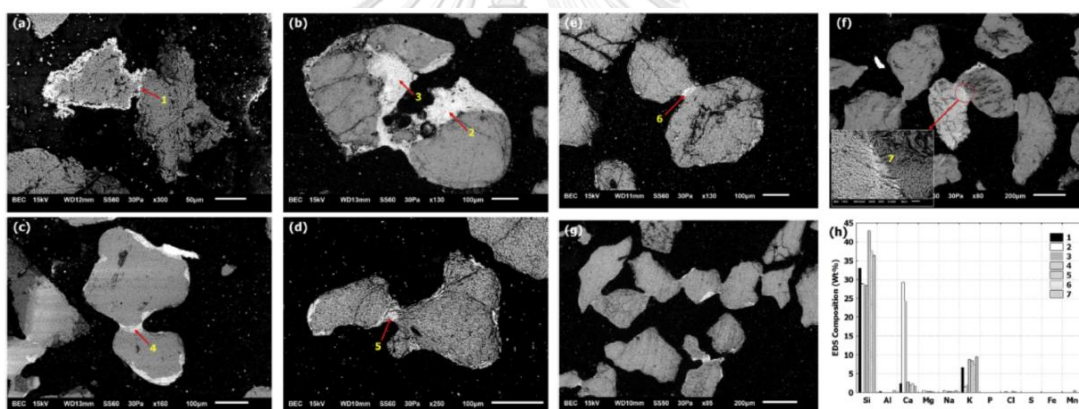
งานวิจัยของ Bartosz [12] แสดงให้เห็นถึงผลกระทบของซีเถ้าจากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมถ่านหิน - ชีวมวล โดยองค์ประกอบทางเคมีของซีเถ้าในเชื้อเพลิงถ่านหิน 95% จะประกอบด้วย silicates และ aluminosilicates ซึ่งมีจุดหลอมเหลวสูง แต่อย่างไรก็ตามการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและเชื้อเพลิงชีวมวลโดยที่มีปริมาณของโลหะอัลคาไลน์ (Na โซเดียม/K โพแทสเซียม) ในเชื้อเพลิงชีวมวลที่ปริมาณสูง ซึ่งส่งผลให้ลดอุณหภูมิ sintering temperature และส่งผลให้โลหะอัลคาไลน์เกิดการหลอมตัวแล้วเกิดการจับตัวกันเป็นคราบเหนียวจับกับฝุ่นซีเถ้าที่ลอยมาสัมผัส (sticky ash) ที่เรียกว่า การเกิด Slagging และ Fouling กล่าวคือ Slagging คือตะกรันที่เคลือบอยู่ตามผนังท่อของห้องเผาไหม้เกิดมาจากการหลอมตัวของสารประกอบออกไซด์ที่มีสมบัติเป็นเบส ( $Fe_2O_3$ ,  $CaO$ ,  $MgO$ ,  $Na_2O$ ,  $K_2O$ ) เมื่อสารประกอบเหล่านี้หลอมตัวแล้วจะเกิดเป็นคราบเหนียวเคลือบตามผนังคอยจับฝุ่นซีเถ้าที่ลอยมาสัมผัส และ Fouling คือตะกรันที่เคลือบอยู่ตามผนังท่อของห้องการแลกเปลี่ยนความร้อน เกิดมาจากการหลอมตัวของโลหะอัลคาไลน์ (ธาตุหมู่ 1,2) เมื่อโลหะอัลคาไลน์ถูกความร้อนจะระเหยกลายเป็นไอ และไปควบแน่นบนท่อแลกเปลี่ยนไอน้ำ และ/หรือทำปฏิกิริยากับซัลเฟอร์ออกไซด์ใน Flue gas เกิดเป็นสารประกอบซัลเฟต ( $Na_2SO_4$ ) ที่มีจุดหลอมเหลวต่ำมาก และหลอมตัวเป็นคราบเหนียวเคลือบตามผิวท่อคอยจับเถ้าลอย fly ash ที่ลอยมาสัมผัส ซึ่งผลกระทบที่ได้กล่าวมาจะส่งผลอย่างมากต่ออุปกรณ์ที่ใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อน เพราะทำให้ผนังของห้องเผาไหม้มีสภาพเป็นฉนวน และทำให้ความสามารถในการส่งผ่านความร้อนลดลง โดยแสดงบริเวณการเกิด slagging and fouling ในเตาเผาไหม้ ได้ดังแสดงในรูปที่ 3.2



รูปที่ 3.2 แสดงบริเวณการเกิด slagging and fouling ในเตาเผาไหม้

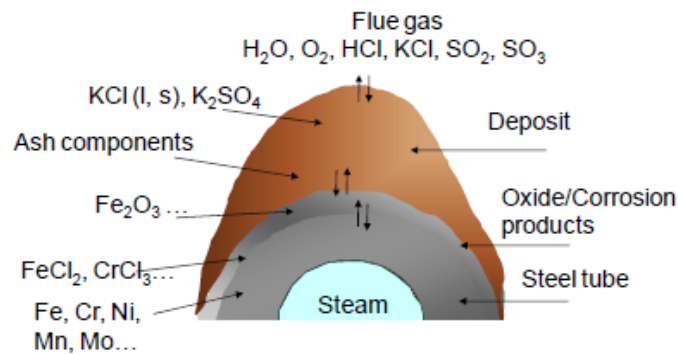
งานวิจัยของ Chaivatamaset [13] แสดงให้เห็นถึงการเกิด Bed Agglomeration ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวล ซึ่งจะเกิดบริเวณด้านล่างของเตาเผาไหม้ โดยเป็นผลกระทบจากองค์ประกอบของชีวมวล คือ K, Cl และ Ca ซึ่งถ้าในเชื้อเพลิงชีวมวลมีปริมาณองค์ประกอบที่สูง ในขณะการเผาไหม้ชีวมวลจะมีการปลดปล่อยสารประกอบ KCl และ  $\text{CaCl}_2$  โดยสารประกอบทั้งสองมีจุดหลอมเหลวอยู่ที่ 770 และ 772 °C อย่างไรก็ตามหากอุณหภูมิภายในเตาเผาไหม้สูงกว่าจุดหลอมเหลว จะส่งผลให้สารประกอบลอยตัวสูงขึ้น และเกิดการควบแน่นในตำแหน่งที่อุณหภูมิต่ำกว่าจุดหลอมเหลว โดยการเกิด Bed Agglomeration ในการเผาไหม้ชีวมวล สามารถเกิดได้เนื่องจากภายในเตาเผาไหม้มีจุดที่เรียกว่า cold spot ซึ่งจะทำให้อุณหภูมิจุดนั้นต่ำกว่าจุดหลอมเหลวและเป็นจุดเริ่มต้นของการเกิด Bed Agglomeration ดังแสดงในรูปที่ 3.3 โดยสาเหตุหลักในการเกิด cold spot เกิดจากปัญหาเรื่อง fluidization ของชีวมวลชนิดต่างๆ ซึ่งสาเหตุที่ทำให้การ fluidization ของเชื้อเพลิงนั้นไม่ดี เกิดจากขนาดของชีวมวลที่ใหญ่เกินค่าที่กำหนดและการसानตัวของชีวมวล ซึ่งทำให้การกระจายตัวของอุณหภูมิการเผาไหม้ของเตาเผาด้านล่างนั้นไม่ดี จึงส่งผลให้ตำแหน่งดังกล่าวมีอุณหภูมิต่ำกว่าอุณหภูมิภายในเตาเผาไหม้ ซึ่งเรียกว่าตำแหน่ง “cold spot” และอีกสาเหตุหนึ่งที่ทำให้เกิดปัญหา cold spot นี้ คือ การป้อนเชื้อเพลิงปริมาณมากเกินไปและคุณภาพของเชื้อเพลิงที่ไม่ได้คุณภาพ กล่าวคือ การป้อนในปริมาณที่มากเกินไป จะทำให้เชื้อเพลิงไปกองบริเวณด้านล่างและการป้อนเชื้อเพลิงที่ไม่ได้คุณภาพคือเชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูง และมีค่าความร้อน

HHV ต่ำ ซึ่งจะส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาเผาไหม้ต่ำกว่าค่า design basis โดยกระบวนการการเกิด Bed Agglomeration ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวล มีกระบวนการคือเชื้อเพลิงชีวมวลประกอบด้วยธาตุ K, Cl และ Ca ที่ปริมาณที่สูง ทำให้ชีวมวลขณะการเผาไหม้มีการปลดปล่อยสารประกอบ KCl และ  $\text{CaCl}_2$  โดยสารประกอบทั้งสองมีจุดหลอมเหลวอยู่ที่ 770 และ 772 °C ซึ่งมีลักษณะเหมือนกาวเหนียวและเกาะบนเม็ดทรายเขต และสามารถเกิดเป็นปฏิกิริยาลูกโซ่ ทำให้ทรายที่เกาะตัวที่ขนาดใหญ่จนไม่สามารถระบายออกจากเตาเผาไหม้ และเกิดปัญหา defluidization หรือ ปัญหาทรายไม่พุนจนสุดท้ายต้องทำการ shut down ในที่สุด โดยมีแนวทางการแก้ไข คือการลดการเกิดสารประกอบที่มีจุดหลอมเหลวต่ำและการลดเวลาในการสัมผัสระหว่างเชื้อเพลิงและชีวมวล กล่าวคือการควบคุมปริมาณ K, Cl และ Ca ในเชื้อเพลิงชีวมวลให้อยู่ในปริมาณที่ไม่มากจนทำให้เกิด สารประกอบ KCl และ  $\text{CaCl}_2$  จนในที่สุดจะนำมาซึ่งปัญหา Bed Agglomeration



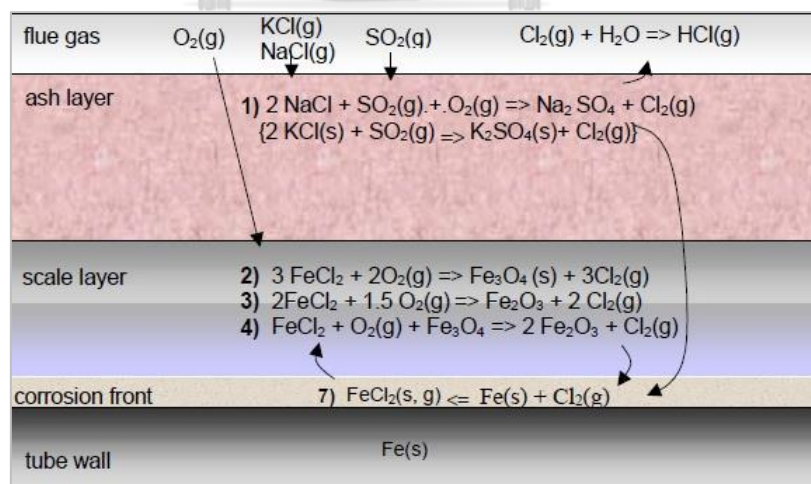
รูปที่ 3.3 แสดงภาพขยายของ Bed Agglomeration (รูป a – g) และธาตุในตำแหน่งที่เกิดการหลอมเหลวและเชื่อมต่อกันของเบทราย (รูป h)

งานวิจัยของ Kassman [14] แสดงให้เห็นถึงสารคลอไรด์ในก๊าซไอเสีย ซึ่งอยู่ในรูปของอัลคาไรต์คลอไรด์ในหม้อไอน้ำชีวมวล ซึ่งโพแทสเซียมคลอไรด์ (KCl) และโซเดียมคลอไรด์ (NaCl) จะเกิดขึ้นเมื่ออุณหภูมิไอน้ำ superheater ต่ำกว่าจุดกลั่นตัวของโพแทสเซียมคลอไรด์ (KCl) และโซเดียมคลอไรด์ (NaCl) โดยจะกลายเป็นคอนเดนเสทอัลคาไรต์คลอไรด์และสะสมบนพื้นผิวท่อแลกเปลี่ยนความร้อน คลอไรด์อัลคาไลจะทำปฏิกิริยากับโลหะออกไซด์ ซึ่งนำไปสู่การกัดกร่อนผิวท่อดังกล่าว ดังจะเห็นได้ในรูปที่ 3.4



รูปที่ 3.4 แสดงองค์ประกอบของการเกิดตะกรัน (fouling) ที่เกาะบนผิวท่อแลกเปลี่ยนความร้อน

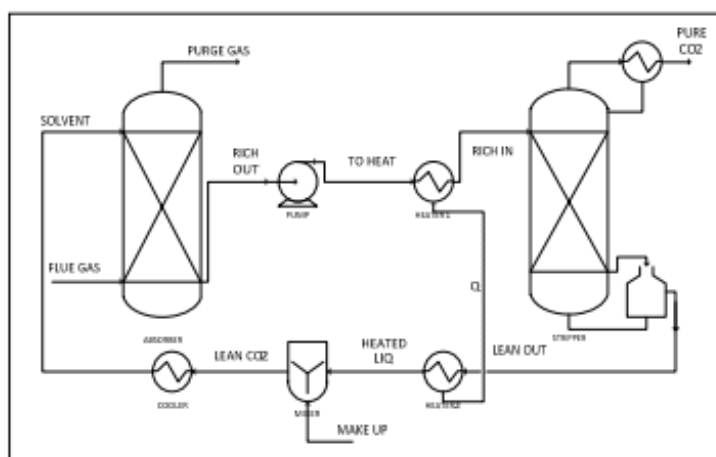
งานวิจัยของ Rudolf [15] แสดงให้เห็นถึงปฏิกิริยาการเกิดการกัดกร่อนของท่อแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งสารประกอบโพแทสเซียมคลอไรด์ (KCl) และ โซเดียมคลอไรด์ (NaCl) มีบทบาทสำคัญในการทำปฏิกิริยากับพื้นผิวของท่อแลกเปลี่ยนความร้อน ดังแสดงได้ในรูปที่ 3.5 จะเห็นได้ว่า โซเดียมคลอไรด์และโพแทสเซียมคลอไรด์ ที่อยู่ในชั้นของเถ้า (ash layer) จะทำปฏิกิริยากับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO<sub>2</sub>) ที่อยู่ในก๊าซร้อน (flue gas) ทำให้เกิดสารประกอบซัลเฟตและก๊าซคลอรีน ซึ่งก๊าซคลอรีนที่เกิดขึ้นจะทำปฏิกิริยากับผนังท่อแลกเปลี่ยนความร้อนและเกิดเป็นไฮดรอกไซด์ (FeCl<sub>2</sub>) ซึ่งทำให้เกิดการเปลี่ยนรูปของเหล็ก Fe เกิดเป็นรูปของเหล็กออกไซด์และก่อให้เกิดการกัดกร่อนอย่างรุนแรง



รูปที่ 3.5 แสดงปฏิกิริยาการกัดกร่อนระหว่างโพแทสเซียมคลอไรด์และโซเดียมคลอไรด์กับผิวท่อ

### 3.3 แบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี

งานวิจัยของ Arachchigea [16] แสดงให้เห็นถึงแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้สำหรับโรงไฟฟ้าถ่านหินและก๊าซเชื้อเพลิง ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้โปรแกรมการจำลอง แอสเพน พลัส Aspen plus โดยมุ่งเน้นปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ CO<sub>2</sub> เปรียบเทียบระหว่างการเผาถ่านหินและก๊าซเชื้อเพลิง โดยเชื่อว่าการใช้สารละลายเอมีน จะสามารถดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากกว่า 85% โดยมีแบบจำลองดังแสดงในรูปที่ 3.6 จากการศึกษาพบว่าปริมาณความเข้มข้นของสารละลายเอมีนที่เหมาะสมในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ CO<sub>2</sub> อยู่ระหว่าง 22-25% และอุณหภูมิที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยาของสารละลายเอมีนที่เหมาะสมในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ระหว่าง 40-45 องศาเซลเซียส



รูปที่ 3.6 แผนภาพการสเปรย์สารละลายเอมีน เพื่อดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

งานวิจัยของ Kuntal [17] แสดงให้เห็นถึงแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี ของกระบวนการผลิตไฟฟ้าโรงไฟฟ้าชีวมวลแบบ Biomass integrated gasification combined cycle (BIGCC) โดยใช้ซันอ้อยเป็นวัตถุดิบเชื้อเพลิงชีวมวล และสารละลายโมโนเอทานอลามีนเป็นตัวทำละลายสำหรับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ จากงานวิจัยนี้ทำให้ได้ซึ่งแนวทางในการออกแบบแบบจำลองของกระบวนการผลิตไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งสามารถใช้ Utility ใอน้ำที่เหลือจากเครื่องกังหันไอน้ำที่ยังคงมีความร้อน ไปใช้ในการให้ความร้อนกับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อแยกก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากตัวทำละลาย

### 3.4 การศึกษาตัวทำละลายที่ใช้ในกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

ศึกษางานวิจัยเกี่ยวกับตัวทำละลายที่ใช้ในกระบวนการการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อใช้เป็นแนวทางในการเลือกตัวทำละลายที่ใช้ในการศึกษาวิจัยครั้งนี้

งานวิจัยของ Kothandaraman [18] แสดงให้เห็นถึงกระบวนการการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ ด้วยวิธีดูดซึมทางเคมี โดยศึกษาการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และการใช้พลังงานในการรีเจนเนอเรชันของตัวทำละลาย 3 ชนิดคือ โมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA), ไดเอทานอลเอมีน (Dithanolamine; DEA) และ เมทิลไดเอทานอลเอมีน (Methyldiethanolamine; MDEA) พบว่า การดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุดคือ MEA>DEA>MDEA และการใช้พลังงานในการรีเจนเนอเรชันสูงสุดคือ MEA>MDEA>DEA ตามลำดับ

งานวิจัยของ Andrzej [19] แสดงให้เห็นถึงกระบวนการการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ด้วยวิธีดูดซึมทางเคมีด้วยตัวทำละลายเอมีนที่แตกต่างกัน 7 ชนิดคือ 30% MEA, Activated MDEA, Activated AMP, 30% AEEA, 30% DAP, 30% AEP, Multicomponent โดยศึกษาผลของการดูดซึมก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และพลังงานที่ใช้ จากการศึกษาพบว่า Activated AMP ให้ผลการดูดซึมมากที่สุดที่ประสิทธิภาพ 85.6% และใช้พลังงานน้อยที่สุดที่  $5.10 \text{ MJkgCO}_2^{-1}$  ซึ่งสามารถเปรียบเทียบในกรณีการใช้ 30% MEA ที่ให้ผลการดูดซึมที่ประสิทธิภาพ 71.2% และใช้พลังงานสูงที่สุดที่  $6.14 \text{ MJkg CO}_2^{-1}$

## บทที่ 4

### แบบจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม ร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

#### 4.1 เชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า

งานวิจัยนี้มุ่งศึกษาการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสม ทั้งนี้เพื่อลดความเสี่ยงการขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวลที่อาจเกิดขึ้น อันเนื่องจากการพึ่งพาเชื้อเพลิงชีวมวลเพียงชนิดเดียวของโรงไฟฟ้าชีวมวล โดยผู้วิจัยทำการประเมินชนิดของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ศึกษาจากศักยภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหลืออยู่ในแต่ละภูมิภาคของประเทศไทย โดยนำมาประเมินควบคู่ไปกับคุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิด รวมไปถึงข้อจำกัดในการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลของโรงไฟฟ้าชีวมวล

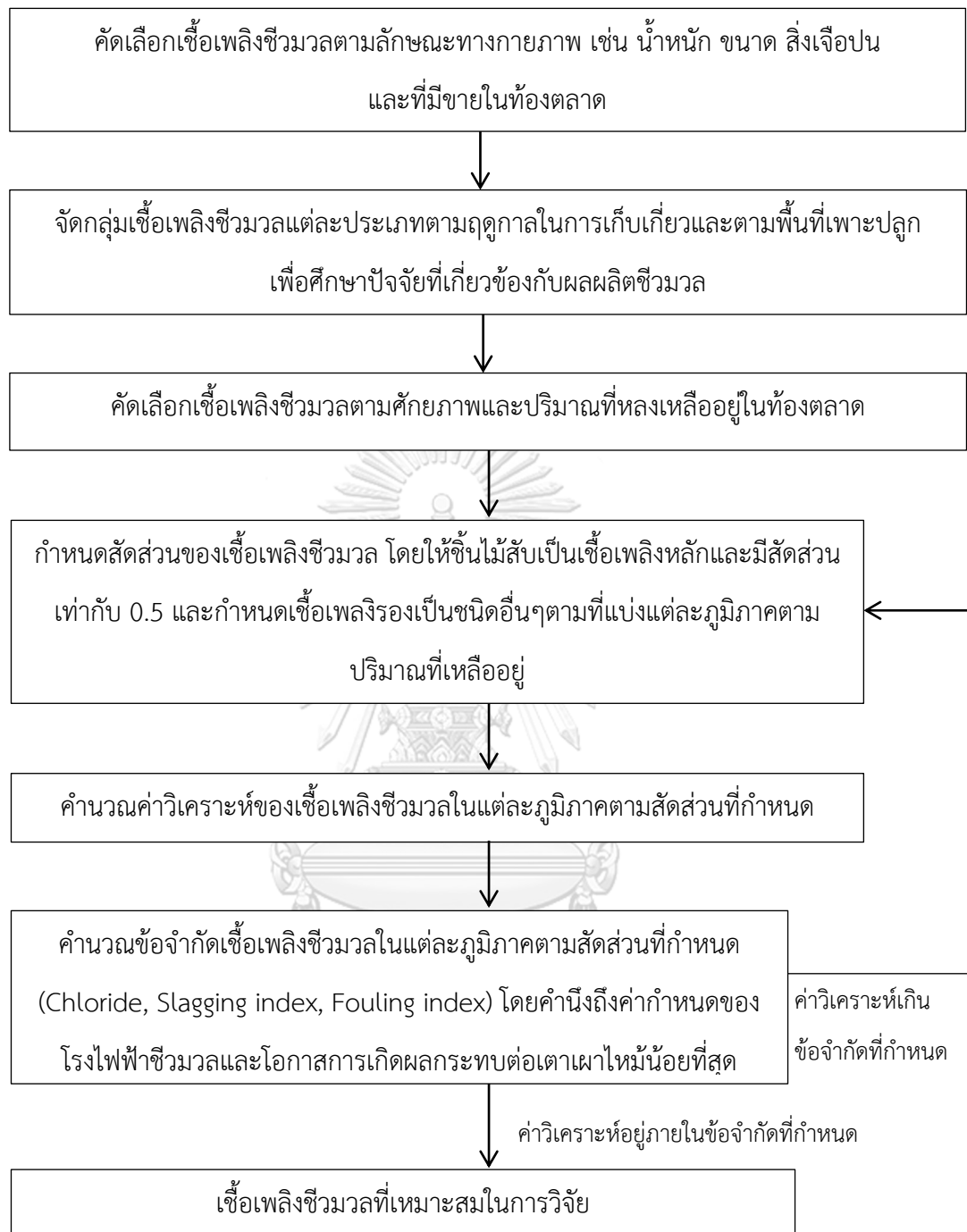
##### 4.1.1 การเลือกเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัย

ผู้วิจัยได้ทำการศึกษาข้อมูลเชื้อเพลิงชีวมวลในประเทศไทยดังกล่าวมาข้างต้นในบทที่ 2 และในขั้นตอนถัดไปจะทำการเลือกเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัย โดยมีขั้นตอนในการเลือกเชื้อเพลิงชีวมวลในการวิจัยดังแสดงในรูปที่ 4.1 โดยในขั้นแรกจะทำการคัดเลือกเชื้อเพลิงชีวมวลตามลักษณะทางกายภาพของเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น น้ำหนัก ขนาด สิ่งเจือปน เป็นต้น ดังแสดงในตารางที่ 4.1 หลังจากคัดเลือกเชื้อเพลิงชีวมวลตามลักษณะทางกายภาพและที่มีจำหน่ายในท้องตลาดแล้ว จะทำการจัดกลุ่มเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละประเภทตามฤดูกาลในการเก็บเกี่ยวและตามพื้นที่เพาะปลูก เพื่อศึกษาปัจจัยที่เกี่ยวข้องกับผลผลิตของเชื้อเพลิงชีวมวล ซึ่งแสดงการจัดกลุ่มได้ดังภาคผนวก ก. จากภาคผนวก ก. จะเห็นได้ว่า การแบ่งเชื้อเพลิงชีวมวลตามฤดูกาล จะไม่สามารถแบ่งชนิดของเชื้อเพลิงชีวมวลได้อย่างชัดเจน เนื่องจากช่วงเวลาการเพาะปลูกและการเก็บเกี่ยวของแต่ละเชื้อเพลิงชีวมวลยาวนาน ซึ่งทำให้สามารถใช้ทดแทนกันได้ตลอดปี ดังนั้นจึงกล่าวได้ว่าฤดูกาลของการเก็บเกี่ยวผลผลิตเชื้อเพลิงชีวมวลไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ แต่สำหรับการแบ่งแยกเชื้อเพลิงชีวมวลตามพื้นที่การเพาะปลูกของประเทศไทย ทำให้สามารถแบ่งชนิดเชื้อเพลิงชีวมวลได้ในแต่ละภูมิภาค ซึ่งเป็นข้อดีในการจัดการและขนส่งเชื้อเพลิงให้กับโรงไฟฟ้า ดังนั้นจึงทำให้ผู้วิจัยเลือกศึกษาเชื้อเพลิงชีวมวลที่แตกต่างกันใน 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ได้แก่ ภาคเหนือ ภาคกลาง ภาคตะวันออก ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคใต้ โดยจัดกลุ่มเชื้อเพลิงชีวมวลในแต่ละภูมิภาคตามศักยภาพที่เหลืออยู่ในแต่ละภูมิภาคของ

ประเทศไทย โดยอ้างอิงข้อมูลของกรมพัฒนาทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน ดังที่กล่าวในบทที่ 2 ซึ่งเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัย แสดงดังตารางที่ 4.2 โดยแบ่งสัดส่วนของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมในแต่ละภูมิภาค ดังแสดงในตารางที่ 4.3 ซึ่งผู้วิจัยเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลหลักคือ ชิ้นไม้สับ เนื่องจากเป็นเชื้อเพลิงของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงและเป็นเชื้อเพลิงชีวมวลที่สามารถปลูกได้ทุกภูมิภาค ให้ผลผลิตเร็ว และเพื่อเป็นการป้องกันการขาดแคลนของเชื้อเพลิงชีวมวลชนิดอื่นๆที่อาจจะมีศักยภาพที่เปลี่ยนแปลงไปได้ในอนาคต และสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลชนิดอื่นๆ ผู้วิจัยจะแบ่งสัดส่วนตามปริมาณที่เหลืออยู่ในแต่ละภูมิกษณนั้นๆ ซึ่งแสดงค่าวิเคราะห์หุณภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิด (Fuel analysis) ในตารางที่ 4.4 จากนั้นจะนำค่าวิเคราะห์ของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิด นำมาคำนวณค่าวิเคราะห์ของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมในแต่ละภูมิกษณตามสัดส่วนที่ได้แบ่งไว้ในข้างต้น และนำไปคำนวณหาข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวลต่อเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ซึ่งได้แก่ ค่าคลอไรด์ อัตราส่วนของเบสต่อกรด โอกาสการเกิด Slagging fouling เป็นต้น ซึ่งจะกล่าวโดยละเอียดในหัวข้อที่ 4.1.2 โดยข้อจำกัดเหล่านี้จะต้องอยู่ภายใต้ค่ากำหนดของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงหรือภายใต้การพิจารณาโอกาสการเกิดผลกระทบต่อเตาเผาไหม้ที่น้อยที่สุด ซึ่งถ้าการคำนวณมีค่าเกินกว่าค่ากำหนด จะทำการกำหนดสัดส่วนของเชื้อเพลิงชีวมวลเสริมใหม่อีกครั้ง และทำการคำนวณเพื่อให้ได้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่เหมาะสมต่อการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยที่มีผลกระทบต่อเตาเผาไหม้ในกระบวนการน้อยที่สุด ซึ่งจากการศึกษาจะแสดงชนิดของเชื้อเพลิงชีวมวลและสัดส่วนที่เหมาะสมได้ดังตารางที่ 4.2

- 4.3





รูปที่ 4.1 แผนผังขั้นตอนการเลือกเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัย

ตารางที่ 4.1 เชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัยโดยจำแนกตามภูมิภาคและฤดูกาลเก็บเกี่ยว

ชีวมวล	วัสดุเหลือทิ้งจากชีวมวล	เลือก	ไม่เลือก	เหตุผลในการเลือก/ไม่เลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวล
1.ข้าว	แกลบ	/		
	ฟางข้าว		X	น้ำหนักเบา, เก็บรวบรวมยาก
2.อ้อย	ชานอ้อย	/		
	ใบอ้อยและยอดอ้อย		X	น้ำหนักเบา, เก็บรวบรวมยาก
3.มันสำปะหลัง	เหง้ามันสำปะหลัง	/		
	ลำต้นมันสำปะหลัง		X	ยังคงใช้ในการเกษตร
	ทางใบ		X	น้ำหนักเบา, เก็บรวบรวมยาก
4.ปาล์มน้ำมัน	ทะลายปาล์ม	/		
	เส้นใยปาล์ม		X	น้ำหนักเบา, เก็บรวบรวมยาก
	ลำต้นปาล์ม		X	ยังคงใช้ในการเกษตร
5.ไม้ยางพารา	เศษไม้, ปีกปลายไม้	/		
	รากไม้		X	มีสิ่งเจือปนการนำไปใช้ได้ยาก
6.ข้าวโพด	ซังข้าวโพด	/		
	ลำต้นข้าวโพด		X	น้ำหนักเบา, เก็บรวบรวมยาก
7.ไม้ยูคาลิปตัส	เปลือกไม้	/		
	ชิ้นไม้สับ	/		
8.มะพร้าว	ขุยมะพร้าว		X	น้ำหนักเบา, เก็บรวบรวมยาก
	เปลือกมะพร้าว	/		
	กะลามะพร้าว		X	ใช้เป็นวัสดุเติมในอุตสาหกรรมอื่นๆ เช่น ถ่านกัมมันต์
	ทางใบ		X	น้ำหนักเบา, เก็บรวบรวมยาก
	จั่น, ทะลายมะพร้าว		X	สับย่อยยาก ไม่นิยมใช้
9.หญ้าเนเปียร์	ต้นหญ้าเนเปียร์	/		

ตารางที่ 4.2 เชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัยโดยจำแนกตามภูมิภาคและฤดูกาลเก็บเกี่ยว

ภูมิภาค/ ฤดูกาลเก็บ เกี่ยว	ธันวาคม - กุมภาพันธ์	มีนาคม - พฤษภาคม	มิถุนายน - สิงหาคม	กันยายน - พฤศจิกายน
ภาคเหนือ	ไม้ซิ่นสับ ชานอ้อย	ไม้ซิ่นสับ ชานอ้อย	ไม้ซิ่นสับ ซังข้าวโพด	ไม้ซิ่นสับ ซังข้าวโพด
ภาคกลาง	ไม้ซิ่นสับ ชานอ้อย	ไม้ซิ่นสับ ชานอ้อย แกลบ	ไม้ซิ่นสับ ชานอ้อย แกลบ	ไม้ซิ่นสับ แกลบ
ภาค ตะวันออก	เหง้ามันสำปะหลัง ไม้ซิ่นสับ หญ้าเนเปียร์	เหง้ามันสำปะหลัง ไม้ซิ่นสับ หญ้าเนเปียร์ แกลบ	เหง้ามันสำปะหลัง ไม้ซิ่นสับ หญ้าเนเปียร์ แกลบ	เหง้ามันสำปะหลัง ไม้ซิ่นสับ หญ้าเนเปียร์ แกลบ
ภาค ตะวันออก เฉียงเหนือ	เหง้ามันสำปะหลัง ไม้ซิ่นสับ หญ้าเนเปียร์	เหง้ามันสำปะหลัง ไม้ซิ่นสับ หญ้าเนเปียร์ แกลบ	เหง้ามันสำปะหลัง ไม้ซิ่นสับ หญ้าเนเปียร์ แกลบ ซังข้าวโพด	เหง้ามันสำปะหลัง ไม้ซิ่นสับ หญ้าเนเปียร์ แกลบ ซังข้าวโพด
ภาคใต้	เปลือกมะพร้าว ทะลายปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ไม้ซิ่นสับ	เปลือกมะพร้าว ทะลายปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ไม้ซิ่นสับ	เปลือกมะพร้าว ทะลายปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ไม้ซิ่นสับ	เปลือกมะพร้าว ทะลายปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ไม้ซิ่นสับ

ตารางที่ 4.3 สัดส่วนของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัยใน 5 ภูมิภาค

ชนิดชีวมวล	เหนือ	กลาง	ตะวันออก	ตะวันออกเฉียงเหนือ	ใต้
ชิ้นไม้สับ	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
แกลบ		0.3	0.2	0.12	
ซังข้าวโพด	0.3			0.13	
ขานอ้อย	0.2	0.2			
เหง้ามัน			0.2	0.15	
หญ้าเนเปียร์			0.1	0.1	
เปลือกไม้					0.15
ทะลายปาล์ม					0.15
เศษไม้					0.1
เปลือกมะพร้าว					0.1

**ตารางที่ 4.4** ค่าการวิเคราะห์ของเชื้อเพลิงชีวมวลทั้ง 10 ชนิด

Parameter	Unit	แกลบ	ซังข้าวโพด	ชานอ้อย	ทะลายปาล์ม	เหงามัน	เปลือกไม้	ไม้ซุง	หญ้าเนเปียร์	เศษไม้	เปลือกมะพร้าว
HHV	Kcal/Kg	3680.04	3727.79	4054.32	4167.90	3663.97	3188.19	4527.43	4146.75	4089.75	4119.41
Proximate analysis											
Moisture, DB	%	8.34	8.54	10.56	7.88	9.78	10.39	10.51	16.59	12.15	17.34
Fix Carbon	%	16.15	18.20	17.26	14.52	19.11	21.19	17.06	13.89	22.66	22.21
Volatile	%	65.39	79.24	74.74	80.18	68.92	73.97	80.84	80.12	69.58	59.99
ASH	%	18.46	2.56	8.00	5.30	11.97	4.84	2.10	5.99	7.76	17.80
Ultimate analysis											
ASH	%	18.46	2.56	8.00	5.30	11.97	4.84	2.10	5.99	7.76	7.80
CARBON	%	40.56	47.91	46.70	50.20	43.23	47.08	50.20	48.90	48.06	48.82
HYDROGEN	%	4.97	5.82	5.38	6.62	5.49	5.29	5.80	5.64	5.53	5.07
NITROGEN	%	0.41	0.44	0.33	0.75	1.04	0.44	0.25	0.79	1.03	0.67
CHLORINE	%	0.09	0.12	0.22	0.38	0.18	0.48	0.14	0.19	0.42	0.31
SULFUR	%	0.08	0.07	0.07	0.16	0.10	0.08	0.08	0.09	0.12	0.16
OXYGEN	%	35.43	43.08	39.30	36.59	37.99	41.79	41.43	38.40	37.08	37.17

ตารางที่ 4.4 ค่าการวิเคราะห์ของเชื้อเพลิงชีวมวลทั้ง 10 ชนิด (ต่อ)

Parameter	Unit	แกลบ	ซังข้าวโพด	ชานอ้อย	ทะลายปาล์ม	เหงามัน	เปลือกไม้	ไม้ชิง	หญ้าเนเปียร์	เศษไม้	เปลือกมะพร้าว
Ash analysis											
SiO <sub>2</sub>	%	94.010	54.680	86.710	18.220	58.880	10.780	12.030	32.640	22.170	34.780
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%	0.580	3.840	3.350	0.960	5.150	1.190	1.390	12.350	1.830	4.330
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%	0.280	2.640	3.020	1.700	0.510	1.580	1.300	3.850	4.550	4.000
CaO	%	0.700	3.980	1.930	12.070	6.250	56.720	51.540	16.470	45.690	7.340
MgO	%	0.290	3.800	0.750	9.030	2.860	11.700	7.820	5.960	4.790	6.480
Na <sub>2</sub> O	%	0.320	2.300	0.230	2.020	0.320	2.990	1.120	0.150	0.880	10.490
K <sub>2</sub> O	%	2.230	22.600	1.790	47.170	6.660	4.860	16.750	22.580	9.220	24.910
TiO <sub>2</sub>	%	0.090	0.220	0.320	0.060	0.300	0.110	0.070	0.500	0.140	0.220
Mn <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	%	0.150	0.090	0.110	0.300	0.130	2.840	0.760	0.310	2.650	0.180
SO <sub>3</sub>	%	0.330	0.160	0.520	0.360	1.760	0.180	0.190	2.460	0.750	0.310
P <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	%	0.520	3.500	0.630	7.500	17.180	6.510	6.500	2.73	7.330	6.320

#### 4.1.2 การศึกษาข้อจำกัดของเตาเผาไหม้เมื่อใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในการผลิตพลังงานไฟฟ้า

ในการพิจารณาเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัย นอกจากพิจารณาจากศักยภาพของชีวมวลที่เหลืออยู่นั้น ผู้วิจัยยังคำนึงถึงข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวลเมื่อนำไปใช้ในการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล โดยพบว่าปัญหาที่เกิดขึ้นบ่อยครั้งกับกระบวนการผลิตไฟฟ้าคือ การสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ หรือเรียกว่า การเกิด Slagging และการสะสมของเถ้าลอยบนท่อ น้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน ที่เรียกว่า การเกิด Fouling ซึ่งปรากฏการณ์ทั้งสองจะส่งผลโดยตรงต่อการถ่ายเทความร้อนทำให้ถ่ายเทความร้อนได้ลดลง และทำให้ท่อแลกเปลี่ยนความร้อนมีสถานะเป็นเสมือนฉนวน และอีกหนึ่งปัจจัยที่ควรจะคำนึงถึงคือ ปริมาณคลอไรด์ภายในเชื้อเพลิงชีวมวล ซึ่งจะอยู่ในรูปของสารประกอบอัลคาไลด์คลอไรด์ในชั้นของเถ้าลอยที่ติดบนท่อแลกเปลี่ยนความร้อน โดยจะทำให้เกิดปฏิกิริยาการกัดกร่อนที่รุนแรงบนท่อของท่อแลกเปลี่ยนความร้อน จนทำให้เกิดปัญหาการรั่วของท่อและส่งผลให้โรงไฟฟ้าต้องหยุดกระบวนการผลิต เพื่อทำการซ่อมแซม ทั้งนี้ในการเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในการเผาไหม้ ควรจะอยู่ภายในค่ากำหนดของโรงไฟฟ้าชีวมวลเพื่อเป็นการป้องกันหรือลดโอกาสเกิดปัญหาเหล่านี้ โดยมีสูตรการคำนวณและระดับของการส่งผลต่อเตาเผาไหม้อ้างอิงจากงานวิจัยของ Angela Garcia M. [20] ดังแสดงในตารางที่ 4.5

Base to acid ratio

$$\frac{B}{A} = \left( \frac{\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O} + \text{MgO}}{\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{TiO}_2} \right)$$

Simplified B/A

$$R_{(B/A)} = \left( \frac{\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO}}{\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3} \right)$$

Slagging Index

$$R_s = \left[ \frac{B}{A} \times S^d \right]; S^d = \% \text{ of S on dry basis}$$

Fouling Index

$$F_u = \left( \frac{B}{A} \right) \times (\text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O})$$

ตารางที่ 4.5 ระดับความรุนแรงของการเกิด Slagging, Fouling และ Chloride index

Index	Range	Slagging and fouling inclinations
Basic to acidic ratio	$B/A < 0.5$	Low basic to acidic ratio
	$0.5 < B/A < 1.0$	Medium basic to acidic ratio
	$B/A = 1.00$	High basic to acidic ratio
	$B/A > 1.75$	Severe basic to acidic ratio
Slagging index	$R_s < 0.6$	Low slagging inclinations
	$R_s = 0.6 - 2.0$	Medium slagging inclinations
	$R_s = 2.0 - 2.6$	High slagging inclinations
	$R_s > 2.6$	Extremely high slagging inclinations
Fouling index	$F_u \leq 0.6$	Low fouling inclinations
	$F_u = 0.6 - 40$	High fouling inclinations
	$F_u \geq 40$	Extremely high fouling inclinations
Chloride index	$Cl < 0.2$	Low Cl
	$Cl = 0.2 - 0.3$	Medium Cl
	$Cl = 0.3 - 0.5$	High Cl
	$Cl > 0.5$	Extremely high Cl



## 4.2 กระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า

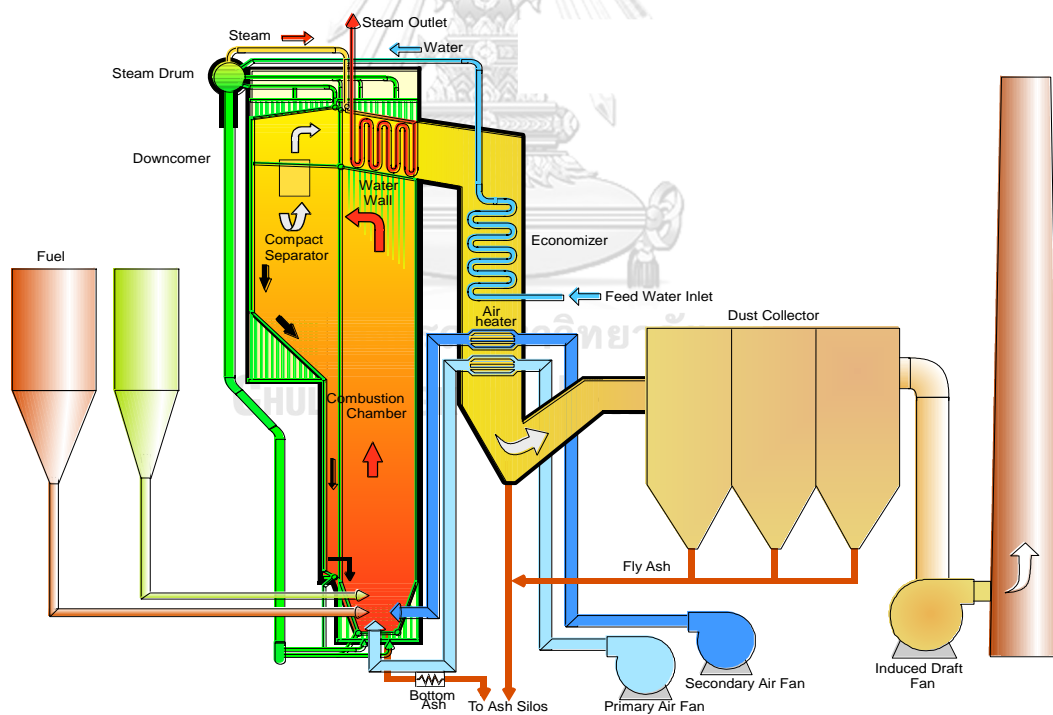
### 4.2.1 หลักการของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ

งานวิจัยนี้ศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวล ซึ่งโรงไฟฟ้าชีวมวลที่ใช้อ่างอิงในการวิจัยเป็นโรงไฟฟ้าชีวมวลที่ใช้ระบบการเผาไหม้แบบเทคโนโลยีหม้อกำเนิดไอน้ำชนิดฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ (Circulating Fluidized Bed with steam turbine) ซึ่งเป็นระบบที่มีประสิทธิภาพในการเผาไหม้ที่ดี โดยตัวกลางแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในหม้อกำเนิดไอน้ำคือทราย และมีเชื้อเพลิงหลักที่ใช้ในการเผาไหม้คือชิ้นไม้สับ

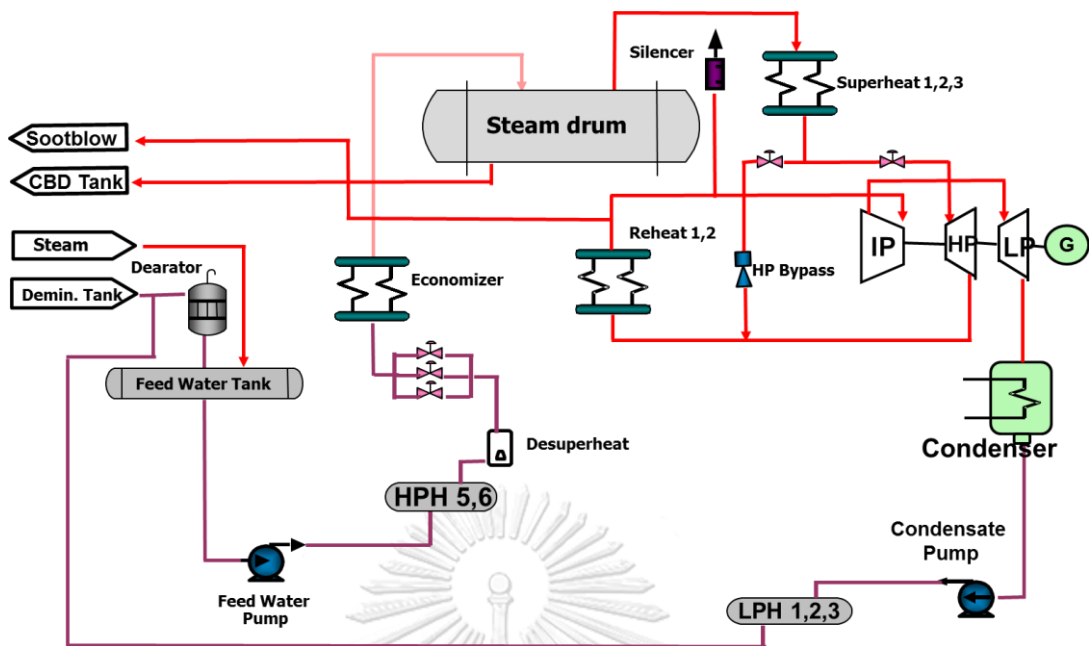
หม้อกำเนิดไอน้ำของโรงไฟฟ้าชีวมวลสามารถแบ่งได้เป็น 3 ส่วนหลัก ได้แก่ 1. ส่วนของการเผาไหม้ (Furnace) 2. ส่วนการแยกของแข็งและก๊าซร้อน (Separator) 3. ส่วนการแลกเปลี่ยนความร้อน (Back pass) กล่าวคือ ระบบการเผาไหม้ของกระบวนการหม้อกำเนิดไอน้ำชนิดฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียน โดยเชื้อเพลิงชีวมวลและอากาศร้อนจะถูกป้อนเข้าภายในเตาเผาไหม้ และเกิดการเผาไหม้ขึ้น เมื่อเกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์จะทำให้เกิดผลิตภัณฑ์ 2 สถานะคือ ของแข็งถ่านก้น (Bottom ash) และก๊าซร้อน (Flue gas) ซึ่งมีองค์ประกอบของถ่านก้นผสมอยู่ โดยของแข็งถ่านก้นจะสามารถระบายออกทางด้านล่างของเตา ส่วนก๊าซร้อนแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้ โดยมีเบดทรายเป็นตัวกลางในการแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับผนังท่อไอน้ำ (Water wall tube) และแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อน (Superheater) ที่อยู่ภายในเตาเผาไหม้ของหม้อกำเนิดไอน้ำ ก๊าซร้อนที่ผ่านโซนการเผาไหม้ในส่วนแรก จะเคลื่อนที่ไปยังส่วนการแยกของแข็งและก๊าซร้อน (Cyclone) โดยของแข็งหรือไอน้ำที่นี้คือ เบดทราย จะตกกลับลงมาผ่าน loop seal กลับเข้าไปยังเตาเผาไหม้ ส่วนก๊าซร้อนจะผ่านไปยังโซนการแลกเปลี่ยนความร้อน (Back pass) เพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนกับแผงท่อไอน้ำและไอน้ำ รวมถึงท่ออากาศ ซึ่งได้แก่ Reheater, Economizer และ Air preheater ตามลำดับ โดยก๊าซร้อนจะลอยไปยังเครื่องดักฝุ่นแบบไฟฟ้าสถิต (Electrostatic Precipitator ,ESP) เพื่อดักจับถ่านก้นที่ลอยมากับก๊าซร้อน ก่อนปล่อยก๊าซร้อนออกทางปล่องก๊าซไอเสีย (Stack) ดังแสดงในรูปที่ 4.2

ในส่วนขอระบบน้ำและไอน้ำของหม้อกำเนิดไอน้ำ น้ำจากแท็งก์เก็บน้ำ (Feed water tank) จะถูกส่งไปให้ความร้อนด้วยก๊าซร้อนในตำแหน่งแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อน Economizer ภายในหม้อกำเนิดไอน้ำและผ่านเข้าสู่ Steam drum เพื่อแยกไอน้ำและน้ำออกจากกัน น้ำจะผ่านเข้า

ผนังท่อ Wall tube ส่วนไอน้ำจะผ่านไปยังแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อน Superheater ซึ่งไอน้ำที่ออกจากแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อน Superheater จะถูกเรียกว่า ไอน้ำ Main steam และจะถูกผ่านเข้าส่วนของเครื่องกังหันไอน้ำ ซึ่งมีทั้งสิ้น 3 ระดับความดันคือ เครื่องกังหันไอน้ำความดันสูง (High Pressure Turbine), เครื่องกังหันไอน้ำความดันปานกลาง (Intermediate Pressure Turbine) และ เครื่องกังหันไอน้ำความดันต่ำ (Low Pressure Turbine) ตามลำดับ ซึ่งแรงดันของไอน้ำจะขับเคลื่อนกังหันไอน้ำและเหนี่ยวนำให้เครื่องกำเนิดไฟฟ้าผลิตพลังงานไฟฟ้าขึ้น ทั้งนี้ไอน้ำส่วนที่เหลือจากเครื่องกังหันไอน้ำความดันต่ำจะถูกส่งเข้าคอนเดนเซอร์ (Condenser) เพื่อควบแน่นไอน้ำให้กลายเป็นน้ำ โดยน้ำที่ถูกควบแน่นจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Low pressure heater) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิและความดันให้กับน้ำก่อนที่จะนำกลับมาใช้ในหม้อกำเนิดไอน้ำเพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนกับก๊าซร้อนและผลิตเป็นไอน้ำต่อไป ดังแสดงในรูปที่ 4.3



รูปที่ 4.2 แผนผังโรงไฟฟ้าชนิดหม้อกำเนิดไอน้ำชนิดพลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน



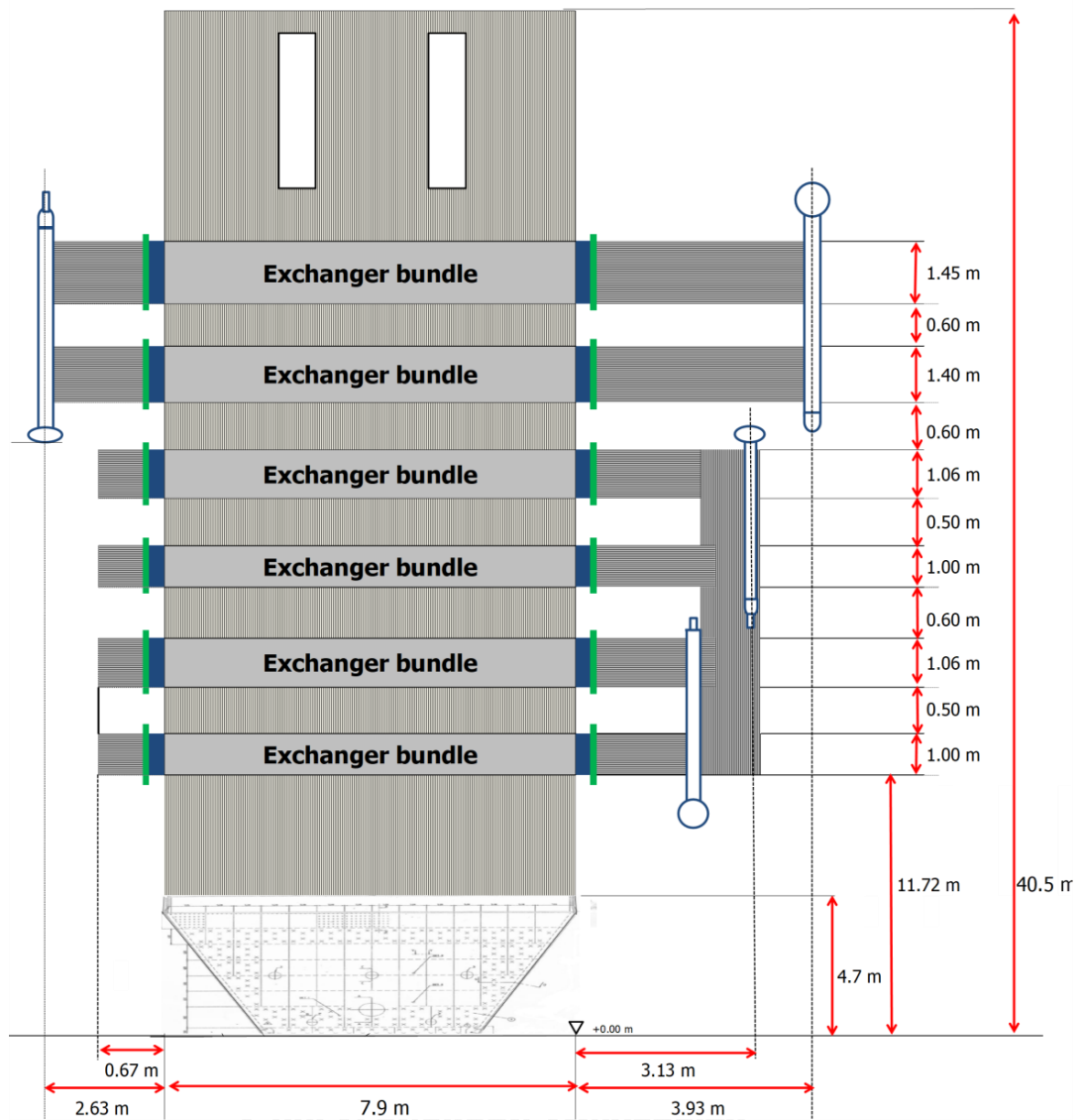
รูปที่ 4.3 แผนผังน้ำและไอน้ำภายในท่อแลกเปลี่ยนความร้อน

#### 4.2.2 ขนาดของเตาเผาไหม้

ห้องเผาไหม้ของหม้อกำเนิดไอน้ำโรงไฟฟ้าชีวมวลที่ใช้ในการวิจัย ลักษณะภายในจะแบ่งเป็น 2 ช่วงคือ ช่วงของการเผาไหม้ซึ่งมีปูนทนไฟเป็นผนัง และช่วงของการแลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งมีผนังเป็นท่อน้ำ (Wall tube) และมีแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อน (Superheater) ทั้งหมด 6 แผง ทำแนวขนานกับห้องเผาไหม้ ในระดับความสูงที่แตกต่างกัน ซึ่งแสดงขนาดของห้องเผาไหม้ในตารางที่ 4.6 ซึ่ง และระยะของแผงแลกเปลี่ยนความร้อน ดังแสดงในรูปที่ 4.4

#### ตารางที่ 4.6 ขนาดของห้องเผาไหม้ของโรงไฟฟ้า

Dimension of boiler		
Height of furnace (total)	m	40.5
Width of furnace	m	15.9
Depth of furnace	m	7.9
Furnace volume total	m <sup>3</sup>	5008



รูปที่ 4.4 ระยะของเตาเผาใหม่ (Front view)

#### 4.2.3 ข้อมูลการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้า ณ สภาวะคงตัว

ในการจำลองกระบวนการการเดินเครื่องของหม้อกำเนิดไอน้ำของโรงไฟฟ้าชีวมวล โดยใช้โปรแกรมการจำลองกระบวนการ Aspen Plus จำเป็นต้องสร้างแบบจำลองกระบวนการ ในกรณีการเดินเครื่องอย่างคงตัว (Steady state) เพื่อใช้เป็นแบบจำลองพื้นฐาน (Base case) โดยเก็บข้อมูลการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง เพื่อใช้เป็นข้อมูลในการสร้างแบบจำลองกรณีพื้นฐาน ดังแสดงข้อมูลในตารางที่ 4.7

ตารางที่ 4.7 ข้อมูลการเดินเครื่องของหม้อกำเนิดไอน้ำ ณ สภาวะคงตัว (Steady state)

Water and Steam		
Inlet Economizer	°C	233.80
Outlet Economizer	°C	339.99
Outlet Superheater (MST)	°C	540.00
Cold Reheater	°C	310.70
Outlet Reheater	°C	540.00
Inlet Economizer	MPag	13.48
Inlet Superheater	MPag	12.88
Outlet Superheater (MST)	MPag	13.70
Cold Reheater	MPag	2.17
Outlet Reheater	MPag	1.76
Inlet Economizer	ton hr <sup>-1</sup>	384
Flue gas		
Bed temperature	°C	835.40
Outlet Superheater	°C	679.90
Outlet Economizer	°C	274.40
Outlet Air preheater	°C	147.80
Inlet Superheater	kPag	-1.56
Outlet Superheater	kPag	-1.84
Outlet Economizer	kPag	-2.35

Outlet Air preheater	kPag	-3.14
Flue gas velocity in furnace	$\text{m s}^{-1}$	5
<b>Air</b>		
Inlet Air preheater I	$^{\circ}\text{C}$	54.00
Outlet Air preheater	$^{\circ}\text{C}$	234.50
Inlet Air preheater	kPag	13.47
Outlet Air preheater	kPag	18.39
Combustion air flow	$\text{Kg s}^{-1}$	132.56
Fuel consumption	$\text{ton hr}^{-1}$	135.1
Sand consumption	ton	6
Power generation	MW	100.25

หมายเหตุ กำหนดสภาวะที่ Normal condition คือ อุณหภูมิ  $0^{\circ}\text{C}$ , ความดัน 101325 Pa

#### 4.2.4 การวิเคราะห์คุณภาพของเบตทราย

ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ (Hydrodynamic) ของหม้อกำเนิดไอน้ำ จำเป็นต้องทราบข้อมูลของเบตทรายซึ่งเป็นตัวกลางแลกเปลี่ยนความร้อน โดยทรายที่มีต้นกำเนิดมาจากแม่น้ำจะนิยมใช้สำหรับหม้อกำเนิดไอน้ำ เพราะมีรูปร่างลักษณะที่ค่อนข้างกลม และมีความแหลมคมค่อนข้างน้อยเมื่อเทียบกับทรายที่มีต้นกำเนิดจากทะเล โดยแสดงองค์ประกอบทางเคมีของทรายในตารางที่ 4.8 และแสดงขนาดของทรายในตารางที่ 4.9 โดยพิจารณาขนาดอนุภาคที่ 50% โดยมวล (dp50) คือ 180 ไมครอน

ตารางที่ 4.8 องค์ประกอบทางเคมีของทราย

Natural sand analysis	
SiO <sub>2</sub>	84.8 %
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	7.46 %
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1.04 %
CaO	0.40 %
MgO	0.31 %
Na <sub>2</sub> O	2.13 %
K <sub>2</sub> O	3.04 %
Loss of ignition	0.95 %

ตารางที่ 4.9 Particle Size Distribution (PSD) ของทราย

Screen Size (um)	%Cumulative wt passing
600	100
250	70
180	50
125	15

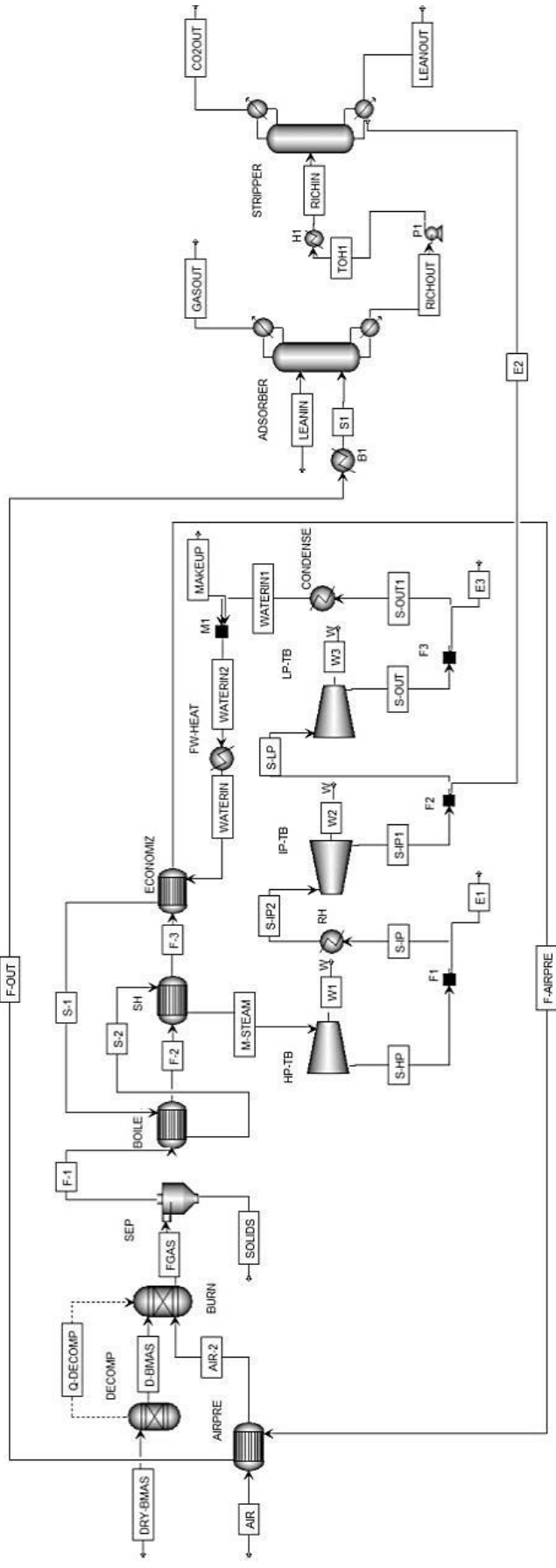
### 4.3 การสร้างแบบจำลองกระบวนการบนโปรแกรม Aspen plus

งานวิจัยนี้มีศึกษาระบบการผลิตไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอพ่นโดยใช้เชื้อเพลิงชีวภาพผสม

ร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ โดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการ Aspen Plus ในการสร้างแบบจำลอง

#### 4.3.1 การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

แบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ แสดงในรูปแบบที่ 4.5



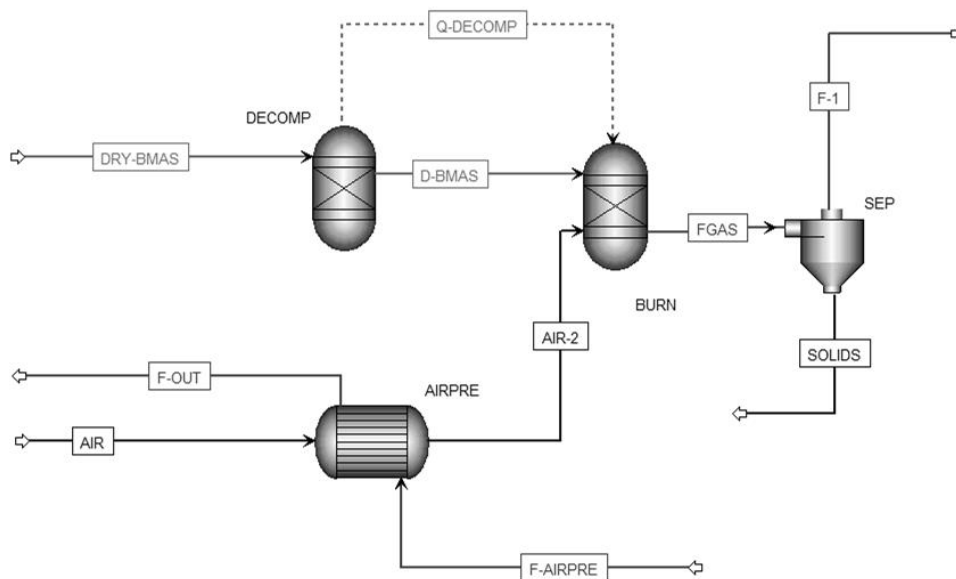
รูปที่ 4.5 แบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้



ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ บนโปรแกรมการจำลองกระบวนการ Aspen Plus โดยเริ่มจากการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ

สำหรับแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า สามารถแบ่งออกเป็น 3 ส่วน คือ ส่วนของการเผาไหม้ (Boiler), ส่วนของการแลกเปลี่ยนความร้อนของน้ำ-ไอน้ำ-อากาศ (Exchanger), และส่วนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเครื่องกังหันไอน้ำ (Steam turbine) โดยผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยโปรแกรมการจำลองกระบวนการ Aspen Plus โดยใช้โมเดลในโปรแกรมในการจำลองส่วนต่างๆของกระบวนการผลิตไฟฟ้า ดังต่อไปนี้

#### 4.3.1.1 ส่วนการเผาไหม้

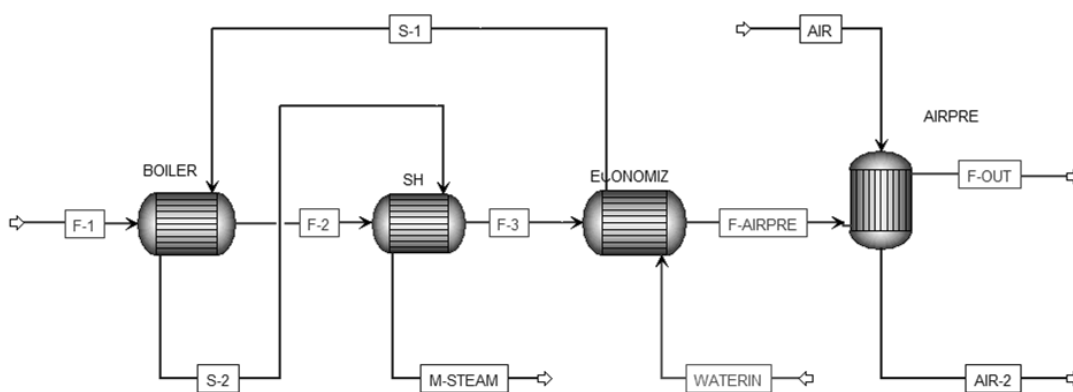


รูปที่ 4.6 แบบจำลองกระบวนการส่วนการเผาไหม้

ระบบการเผาไหม้ เริ่มต้นจากเชื้อเพลิงชีวมวล (สาย “DRY-BMAS” ) ถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ Decompose (เครื่องปฏิกรณ์ RYield) เพื่อทำให้เชื้อเพลิงชีวมวลแข็งแตกตัวเป็นองค์ประกอบต่างๆของเชื้อเพลิงชีวมวล ในรูปของธาตุ คาร์บอน (C), ไฮโดรเจน (H), ออกซิเจน (O), ไนโตรเจน (N) และซัลเฟอร์ (S) ซึ่งองค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ถูกเปลี่ยนรูป (สาย “D-BMAS”) จะถูกป้อนเข้าสู่ห้องเผาไหม้ โดยมีอากาศร้อน (สาย “AIR-2”) ที่ผ่านการเพิ่มอุณหภูมิจากการแลกเปลี่ยนความร้อนกับก๊าซร้อนที่ Air preheater ป้อนเข้าสู่ห้องเผาไหม้หรือเครื่องปฏิกรณ์

Burner (เครื่องปฏิกรณ์ RGibb) ทางด้านล่างห้องเผาไหม้ โดยเครื่องปฏิกรณ์ Burner เป็นเครื่องปฏิกรณ์ชนิดสมดุลแบบไม่มีการถ่ายเทความร้อนเข้าและออกจากระบบ เมื่อปฏิกิริยาเคมีของการเผาไหม้เข้าสู่สมดุล จะทำให้เกิดก๊าซร้อนและเถ้าหนัก (สาย “FGAS”) ซึ่งจะถูกผ่านเข้าไชนโคลนหรือหน่วย Seperate เพื่อแยกอนุภาคของแข็งหรือเถ้าหนัก (สาย “Solid”) และก๊าซร้อน (สาย “F-1”) โดยก๊าซร้อนจะลอยเข้าสู่ส่วนการแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับน้ำ-ไอน้ำ-อากาศต่อไป

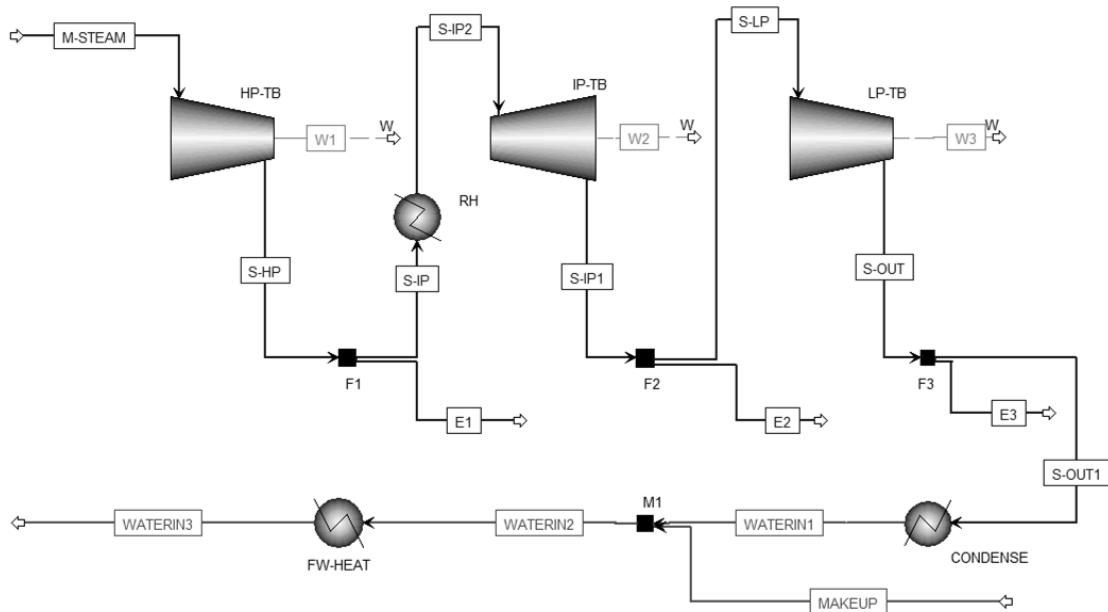
#### 4.3.1.2 ส่วนการแลกเปลี่ยนความร้อนของน้ำ-ไอน้ำ-อากาศ



รูปที่ 4.7 แบบจำลองกระบวนการส่วนการแลกเปลี่ยนความร้อนของน้ำ-ไอน้ำ-อากาศ

ก๊าซร้อนจากส่วนของการเผาไหม้จะถูกนำมาแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับน้ำ ไอน้ำ และอากาศ ซึ่งน้ำขาเข้า (สาย “WATERIN”) จะถูกให้ความร้อนด้วยก๊าซร้อน (สาย “F-3”) ที่แผงแลกเปลี่ยนความร้อน Economizer และน้ำขาออกจะถูกป้อนเข้าหม้อกำเนิดไอน้ำ (Boiler) ซึ่งเปรียบเสมือนการผ่านเข้าผนังท่อไอน้ำของเตาเผาไหม้ (Water Wall tube) โดยน้ำที่ผ่านเข้าผนังท่อไอน้ำ จะถูกให้ความร้อนด้วยก๊าซร้อน (สาย “F-1”) ที่ออกจากโซนการเผาไหม้ และไอน้ำที่ออกจากผนังท่อไอน้ำ (สาย “S-2”) จะป้อนเข้าสู่แผงแลกเปลี่ยนความร้อน Superheater ซึ่งถูกนำมาแลกเปลี่ยนความร้อนกับก๊าซร้อน (สาย “F-2”) เพื่อผลิตเป็นไอน้ำ Main steam (สาย “M-STEAM”) ซึ่งไอน้ำ Main steam จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องกังหันไอน้ำ ในส่วนเครื่องกังหันไอน้ำความดันสูง เพื่อใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้า ซึ่งก๊าซร้อนที่ออกจากแผงแลกเปลี่ยนความร้อน Superheater (สาย “F-3”) จะถูกใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับน้ำขาเข้า Economizer และอากาศที่ Air preheater ต่อไป

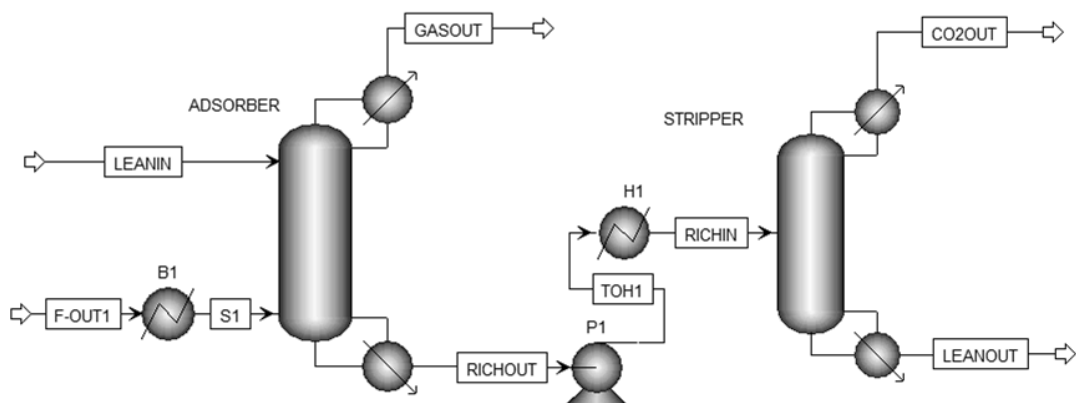
### 4.3.1.3 ส่วนการผลิตไฟฟ้าจากกังหันไอน้ำ



รูปที่ 4.8 แบบจำลองกระบวนการส่วนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกังหันไอน้ำ

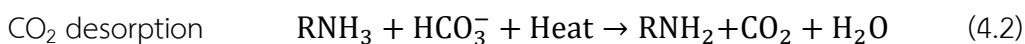
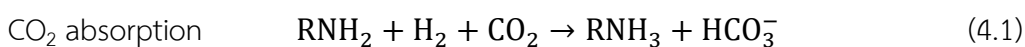
ไอน้ำ Main steam (สาย “M-STEAM”) จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องกังหันไอน้ำความดันสูง High Pressure Turbine (HP-TB) ซึ่งไอน้ำขาออก (สาย “S-HP”) จากกังหันไอน้ำความดันสูงจะถูกให้ความร้อนอีกครั้ง โดยผ่าน Reheater (RH) และป้อนเข้าสู่กังหันไอน้ำความดันปานกลาง Intermediate Pressure Turbine (IP-TB) และกังหันไอน้ำความดันต่ำ Low Pressure Turbine (LP-TB) ตามลำดับ ซึ่งสายขาออกของแต่ละเครื่องกังหันไอน้ำ จะมีการแยกไอน้ำออกบางส่วน (สาย E1, E2, E3) ตามข้อกำหนดของโรงไฟฟ้า และสำหรับไอน้ำส่วนที่เหลือจากกังหันไอน้ำความดันต่ำ Low Pressure Turbine (สาย “S-OUT”) จะถูกผ่านเข้าเครื่องคอนเดนเซอร์ Condenser เพื่อควบแน่นไอน้ำให้กลายเป็นน้ำ (สาย “WATERIN1”) ซึ่งจะมีการเติมน้ำ make up เข้ามาในระบบ และป้อนเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน FW-HEAT เพื่อเพิ่มอุณหภูมิและความดันให้กับน้ำและนำกลับไปใช้ในหม้อกำเนิดไอน้ำอีกครั้ง

#### 4.3.1.4 ส่วนของการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ด้วยวิธีดูดซึมทางเคมี

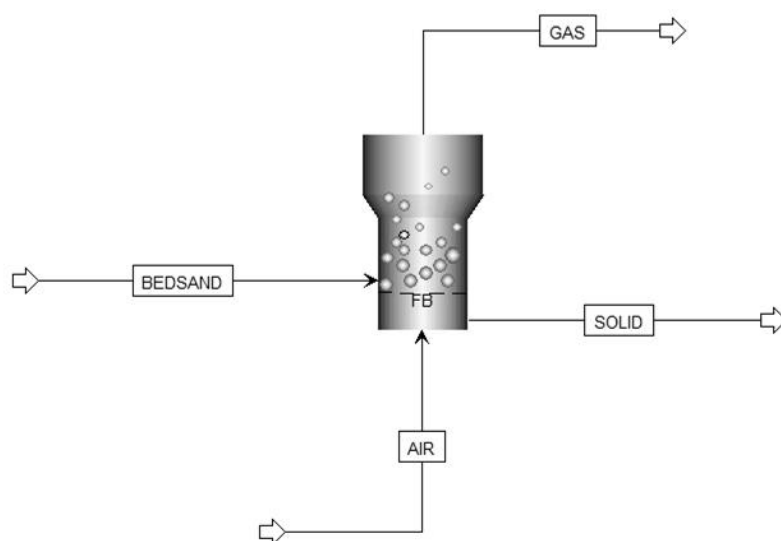


รูปที่ 4.9 แบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีดูดซึมทางเคมี

ก๊าซร้อนที่ออกจากกระบวนการผลิตไฟฟ้า (สาย “F-OUT1”) จะถูกผ่านเข้า Cooler (B1) เพื่อลดอุณหภูมิ (สาย “S1”) และป้อนเข้าสู่หอดูดซึม Absorber (โมเดล Radfrac) ทางด้านล่างหอ โดยมีตัวทำละลายเอมีน (สาย “LEANIN”) เป็นสารดูดซึม ซึ่งป้อนเข้าทางด้านบนหอ โดยสารทั้งสองสัมผัสกันแบบไหลสวนทางกันโดยมีของไหลไหลขึ้น (Counter current flow) เพื่อดูดซึมก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซร้อน ทำให้ก๊าซร้อนขาออก (สาย “GASOUT”) มีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำ ซึ่งปฏิกิริยาเคมีของการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวทำละลายเอมีนเป็นดังสมการที่ 4.1 จากนั้นตัวทำละลายเอมีนที่ดูดซึมปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ (สาย “RICHOUT”) จะผ่านเข้าปั๊มและ เครื่องให้ความร้อน Heater เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้นและป้อนเข้าสู่หอสกัดแยก Stripper (โมเดล Radfrac) สาย “RICHIN” เพื่อแยกคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากตัวทำละลายเอมีนด้วยการให้ความร้อนที่อุณหภูมิสูง ขณะเดียวกันกับการลดความดัน ซึ่งทำให้ได้ผลิตภัณฑ์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ออกทางยอดหอ (สาย “CO<sub>2</sub>OUT”) และสารละลายเอมีนและน้ำออกจากกันหอ (สาย “LEANOUT”) ดังสมการที่ 4.2 ซึ่งเมื่อทำการรวมระบบเข้ากับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า จะพบว่าสามารถใช้ไอน้ำความดันปานกลางที่เหลือจากการผลิตพลังงานไฟฟ้ามาใช้ในการให้ความร้อนให้กับหอแยกสกัดได้ ซึ่งสารละลายเอมีนที่ได้จะสามารถนำกลับมาใช้ในกระบวนการได้ใหม่



#### 4.3.2 การสร้างแบบจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า

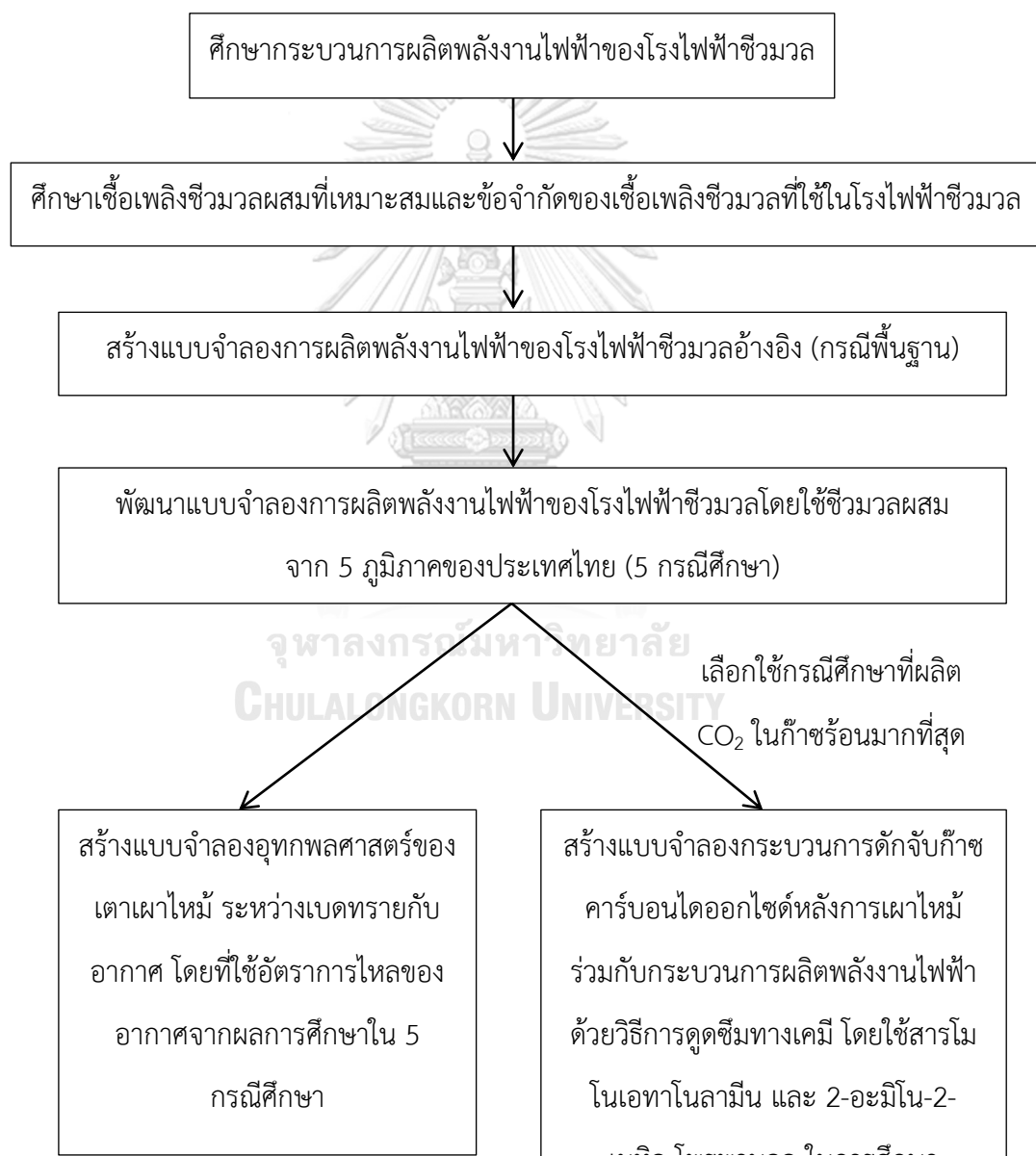


รูปที่ 4.10 แบบจำลองกระบวนการเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไดซ์เบด

ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองของเตาเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดที่เกิดการหมุนเวียนของโรงไฟฟ้าชีวมวล ด้วยโปรแกรมการจำลองกระบวนการ Aspen plus ดังแสดงในรูปที่ 4.10 ซึ่งในกระบวนการจริงใช้เบดทรายเป็นอนุภาคของแข็งในการเป็นตัวกลางการแลกเปลี่ยนความร้อน ในขณะที่เดียวกันมีการป้อนอากาศซึ่งเป็นของไหลตัวกลางอย่างต่อเนื่อง ทำให้เกิดการสัมผัสกันระหว่างอนุภาคของแข็งและของไหล เมื่อมีความเร็วของของไหลที่เหมาะสม อนุภาคของแข็งจะมีพฤติกรรมเสมือนของไหลและเกิดการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งหรือฟลูอิดไดซ์เบดอย่างต่อเนื่องทั่วเตาเผาไหม้ ทำให้เชื้อเพลิงชีวมวลและออกซิเจนในอากาศสามารถผสมกันได้เป็นอย่างดี ส่งผลให้อุณหภูมิและอัตราการไหลของเชื้อเพลิงสม่ำเสมอทั่วกันทั้งเตา จนทำให้เกิดความเสถียรภายในเตาเผาไหม้ขึ้น ซึ่งในการจำลองกระบวนการ ผู้วิจัยได้เลือกใช้โมเดลในโปรแกรม Aspen Plus โดยใช้โมเดล Fluidized (FB) แทนเครื่องปฏิกรณ์เตาเผาไหม้ ซึ่งทำการกำหนดประเภทของการฟลูอิดไดซ์เบดเป็น Geldart B ดังที่ได้ศึกษาในบทที่ 2 ทั้งนี้เพื่อสะท้อนกระบวนการจริงที่เป็นระบบการไหลฟลูอิดไดซ์เบดแบบปั่นป่วน และขนาดของเตาเผาไหม้ตามขนาดเตาเผาไหม้จริง ดังที่ได้ศึกษาในหัวข้อ 4.1.2 โดยแบบจำลองจะประกอบด้วยสายขาเข้า 2 สายคือ สายขาเข้าอนุภาคของแข็ง (สาย “BEDSAND”) ในที่นี้คือเบดทราย และสายขาเข้าอากาศ (สาย “AIR”) ซึ่งทั้ง 2 สายจะถูกป้อนเข้าสู่เตาเผาไหม้ (FB) ทำให้เกิดการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งภายในเตาเผาไหม้ขึ้น โดยที่แก๊ส (สาย “GAS”) จะออกทางด้านบนของเตาเผาไหม้ และอนุภาคของแข็ง (สาย “SOLID”) จะออกทางด้านล่างของเตาเผาไหม้

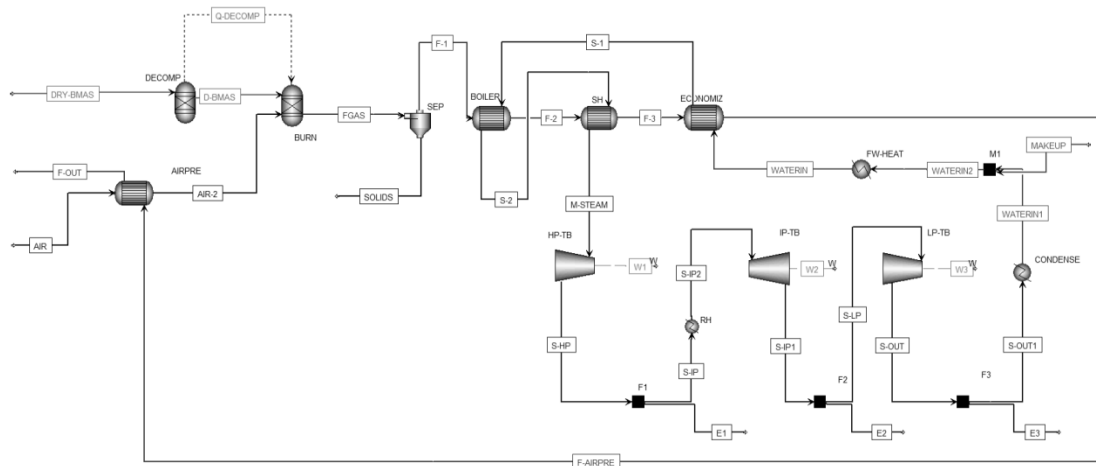
#### 4.4 การศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม ร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

หลังจากทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบดร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ ร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ ดังที่กล่าวมาในหัวข้อที่ 4.3 ซึ่งในการวิจัยมีรายละเอียดการศึกษาดังรูปที่ 4.11



รูปที่ 4.11 แผนผังลำดับและขอบเขตของการศึกษาวิจัย

#### 4.4.1 การศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าในกรณีพื้นฐาน (Base case)

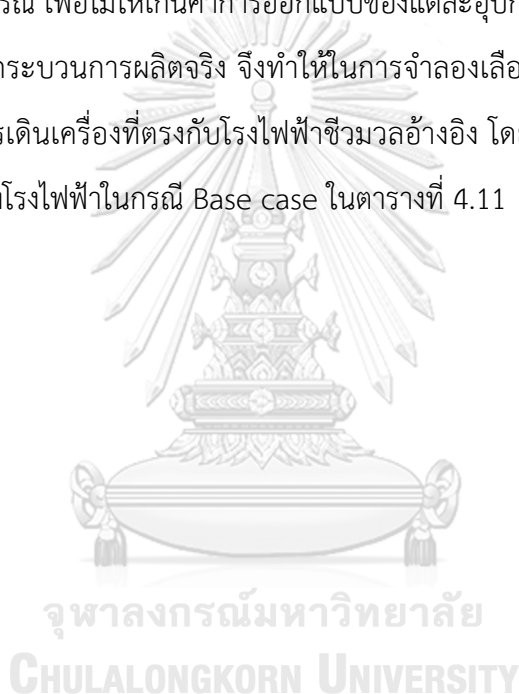


รูปที่ 4.12 แบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ

ผู้วิจัยทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำในกรณีพื้นฐาน (Base case) เพื่อใช้เป็นแบบจำลองอ้างอิงในการทำการวิจัย โดยอ้างอิงหลักการเดินเครื่องหม้อกำเนิดไอน้ำและข้อมูลการเดินเครื่องของหม้อกำเนิดไอน้ำ ณ สภาวะคงตัว (Steady state) ของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง ดังที่กล่าวมาในหัวข้อ 4.2 ซึ่งใช้เชื้อเพลิงชีวมวลชนิดซันไม้สับ เป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ โดยแสดงค่าวิเคราะห์คุณภาพของเชื้อเพลิงซันไม้สับ ดังตารางที่ 4.10

สำหรับตัวแปรที่ใช้ในการสร้างแบบจำลอง สามารถแบ่งเป็น 3 ประเภทคือ ตัวแปรต้น (Input parameters), ตัวแปรควบคุม (Constrain parameters) และตัวแปรตาม (Adjust parameters) โดยในการจำลองจะเริ่มต้นจากกำหนดค่าตัวแปรต้นและทำการปรับจูนค่าตัวแปรตามเพื่อให้ตรงตามค่าตัวแปรควบคุมที่กำหนด โดยในที่นี้ตัวแปรต้นของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าคือ เชื้อเพลิงชีวมวล (สาย “DRY-BMAS” ), อากาศ (สาย “AIR”) และน้ำ (สาย “WATERIN”) ซึ่งกำหนดค่าพารามิเตอร์ตามข้อมูลการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง แต่สำหรับปริมาณของอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ จะเป็นปริมาณที่มาจากผลการคำนวณ โดยใช้การคำนวณภายในโปรแกรม Aspen Plus ซึ่งจะทำการปรับปริมาณของอากาศ เพื่อให้ปริมาณของร้อยละของออกซิเจนส่วนเกิน (%Excess oxygen) ภายในห้องเผาไหม้ตรงตามค่าที่โรงไฟฟ้าชีวมวลกำหนด ซึ่งกำหนดค่าร้อยละออกซิเจนส่วนเกินที่ร้อยละ 7 สำหรับเตาเผาไหม้ชีวมวล โดยเมื่อกำหนดตัวแปรขาเข้าทั้ง 3 ตัวแปรแล้ว จะทำการกำหนดอุณหภูมิขาออกของสายก๊าซร้อน F-2, F-3, F-AIRPRE, F-OUT ซึ่งอยู่ในส่วนของการแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger) ได้แก่ Boiler unit, Superheater unit

Reheater unit, Econimizer unit และ Air preheater unit ตามลำดับ เพื่อให้ได้ซึ่งอุณหภูมิของน้ำและไอน้ำที่ผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อนใกล้เคียงกับข้อมูลเดินเครื่องจริงของโรงไฟฟ้าชีวมวล โดยสำหรับกังหันไอน้ำจะทำการกำหนดความดันของไอน้ำขาออกควบคู่กับการปรับจูลค่าประสิทธิภาพไอเซนทรอปิกของกังหันไอน้ำ เพื่อให้ได้อุณหภูมิของไอน้ำขาออกของกังหันไอน้ำตรงตามข้อกำหนดของโรงไฟฟ้าชีวมวล ซึ่งเป็นค่าที่ถูกกำหนดขึ้นของการเดินเครื่องผลิตพลังงานไฟฟ้าที่ 100 เมกกะวัตต์ ทั้งนี้จำเป็นต้องจำลองให้ได้ค่าที่ใกล้เคียงกับข้อมูลเดินเครื่องจริง เนื่องจากอุปกรณ์ต่างๆในระบบกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าและไอน้ำ มีระบบป้องกัน (Interlock) สำหรับอุณหภูมิและความดันในแต่ละอุปกรณ์ เพื่อไม่ให้เกินค่าการออกแบบของแต่ละอุปกรณ์ ซึ่งค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆนี้ไม่สามารถวัดค่าได้จากกระบวนการผลิตจริง จึงทำให้ในการจำลองเลือกการปรับค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆ เพื่อให้ได้ซึ่งข้อมูลการเดินเครื่องที่ตรงกับโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง โดยแสดงค่าตัวแปรในการจำลองของการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้าในกรณี Base case ในตารางที่ 4.11





ตารางที่ 4.10 ค่าองค์ประกอบ Proximate analysis/Ulimate analysis และค่าความร้อน Heating value ของแต่ละเชื้อเพลิงชีวมวลขึ้นไม้สับ

Parameter	Unit	ขึ้นไม้สับ
HHV	Cal/g	4.527.43
Proximate analysis		
Moisture	%	45.00
Fix carbon	%	17.06
Volatile	%	80.84
Ash	%	2.10
Ultimate analysis		
Ash	%	2.10
Carbon	%	50.20
Hydrogen	%	5.80
Nitrogen	%	0.25
Chloride	%	0.14
Sulphur	%	0.08
Oxygen	%	41.43
Ash analysis		
SiO <sub>2</sub>	%	12.030
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%	1.390
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%	1.300
CaO	%	51.540
MgO	%	7.820
Na <sub>2</sub> O	%	1.120
K <sub>2</sub> O	%	16.750
TiO <sub>2</sub>	%	0.070
Mn <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	%	0.760
SO <sub>3</sub>	%	0.190
P <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	%	6.500

ตารางที่ 4.11 Conditions streams ของการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้าในกรณี Base case

ค่าพารามิเตอร์	Aspen Plus	อุณหภูมิ °C	ความดัน, MPag	อัตราการไหล, tons/hr
Input parameters				
- Biomass feed	DRY-BMAS	35	0.10135	135.1
- Inlet combustion air	AIR	54	0.10135	Calculate
- Inlet water of Economizer	WATERIN	233.8	13.48	384
- Make up water	MAKEUP	30	13.00	190
Constrain parameters				
- %Oxygen	-	-	-	7%
- Air inlet boiler	AIR-2	235	-	-
- Flue gas outlet boiler	F-2	835.4	-	-
- Flue gas outlet SH	F-3	679.9	-	-
- Flue gas inlet Air preheater	F-AIRPRE	274.4	-	-
- Flue gas outlet Air preheater	F-OUT	146.0	-	-
- Outlet Superheater 3 (Main steam)	M-STEAM	540	13.70	-
- Steam outlet HP turbine	S-HP	310.7	2.17	-
- Inlet Reheater	S-IP2	540.0	1.76	324
- Steam outlet IP turbine	S-IP1	255.0	0.1512	254
- Steam outlet LP turbine	S-OUT	181.0	0.0213	194
Adjust parameters				
- Inlet combustion air	AIR	54	0.10135	Calculate

#### 4.4.2 การศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Study case)

หลังจากสร้างแบบจำลองการเดินเครื่องของหม้อกำเนิดไอน้ำในกรณีพื้นฐาน (Base case) ได้อย่างสมบูรณ์แล้ว ขั้นตอนต่อไปผู้วิจัยจะใช้แบบจำลองการเดินเครื่องของหม้อกำเนิดไอน้ำในกรณีพื้นฐาน ในการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ได้แก่ ภาคเหนือ ภาคกลาง ภาคตะวันออก ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคใต้มาเป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ (Study case) โดยแสดงค่าวิเคราะห์คุณภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคดังแสดงในตารางที่ 4.12 และใช้ข้อมูลการเดินเครื่องของหม้อกำเนิดไอน้ำ ณ สภาวะคงตัว (Steady state) ของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง ซึ่งใช้ตัวแปรต้น (Input parameters) และตัวแปรควบคุม (Constrain parameters) เช่นเดียวกับแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้ากรณีพื้นฐาน แต่สำหรับตัวแปรตาม (Adjust parameters) จะมีเพิ่มเติมจากกรณีพื้นฐานคือ ปริมาณของอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ (สาย “AIR”) และปริมาณของเชื้อเพลิงชีวมวลขาเข้า (สาย “DRY-BMAS”) โดยทำการคำนวณปริมาณของอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ (สาย “AIR”) เพื่อให้ได้ปริมาณร้อยละของออกซิเจน (% Oxygen) ภายในห้องเผาไหม้ตรงตามค่ากำหนดของโรงไฟฟ้าชีวมวลที่ร้อยละ 7 และทำการคำนวณปริมาณของเชื้อเพลิงชีวมวลขาเข้า (สาย “DRY-BMAS”) ในแต่ละกรณีศึกษา เพื่อให้สามารถคงคุณภาพของไอน้ำ Main steam ที่ใช้ขับเคลื่อนกังหันไอน้ำได้ตามค่ากำหนดของโรงไฟฟ้าชีวมวล ซึ่งกำหนดค่าอุณหภูมิของไอน้ำ Main steam อยู่ที่ 540 องศาเซลเซียส ดังแสดงข้อมูลในตารางที่ 4.13

โดยการจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสมทั้ง 5 ภูมิภาค จะสามารถศึกษาได้ว่าเชื้อเพลิงชีวมวลจากภูมิภาคใด มีศักยภาพในการผลิตพลังงานไฟฟ้าที่กำลังการผลิตพลังงานไฟฟ้าเท่ากับโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง โดยใช้ปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่ต่ำกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีพื้นฐานซึ่งใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเพียงชนิดเดียว

**ตารางที่ 4.12** ค่าองค์ประกอบ Proximate analysis/Ultimate analysis และค่าความร้อน Heating value ของแต่ละเชื้อเพลิงชีวมวลใน 5 ภูมิภาค

Parameter	Unit	เหนือ	กลาง	ตะวันออก	ตะวันออกเฉียงเหนือ	ใต้
HHV	Cal/g	4,192.92	4,178.59	4,147.19	4,154.20	4,188.04
Proximate analysis						
Moisture	%	44.50	35.50	39.50	40.90	40.20
Fix carbon	%	17.44	16.83	16.97	17.09	18.37
Volatile	%	79.14	74.99	75.29	76.92	76.50
Ash	%	3.42	8.19	7.74	5.99	4.13
Ultimate analysis						
Ash	%	3.42	8.19	7.74	5.99	4.13
Carbon	%	48.81	46.61	46.75	47.57	49.38
Hydrogen	%	5.72	5.47	5.56	5.64	5.75
Nitrogen	%	0.32	0.31	0.49	0.47	0.47
Chloride	%	0.15	0.14	0.14	0.14	0.27
Sulphur	%	0.08	0.08	0.09	0.08	0.10
Oxygen	%	41.50	39.20	39.24	40.11	39.90
Ash analysis						
SiO <sub>2</sub>	%	39.76	51.56	39.86	36.50	16.06
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%	2.52	1.54	3.08	3.27	1.63
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%	6.57	1.34	6.57	1.49	2.00
CaO	%	27.35	26.37	28.81	28.96	19.83
MgO	%	5.20	4.15	5.14	5.46	8.15
Na <sub>2</sub> O	%	1.30	0.70	0.70	0.96	2.45
K <sub>2</sub> O	%	15.51	9.40	12.41	14.84	19.59
TiO <sub>2</sub>	%	0.17	0.13	0.20	0.17	0.10
Mn <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	%	0.43	0.45	0.47	0.46	1.13
SO <sub>3</sub>	%	0.25	0.30	0.76	0.67	0.28
P <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	%	4.43	3.53	7.06	6.62	6.72

ตารางที่ 4.13 Conditions streams ของการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้าในกรณี Study case

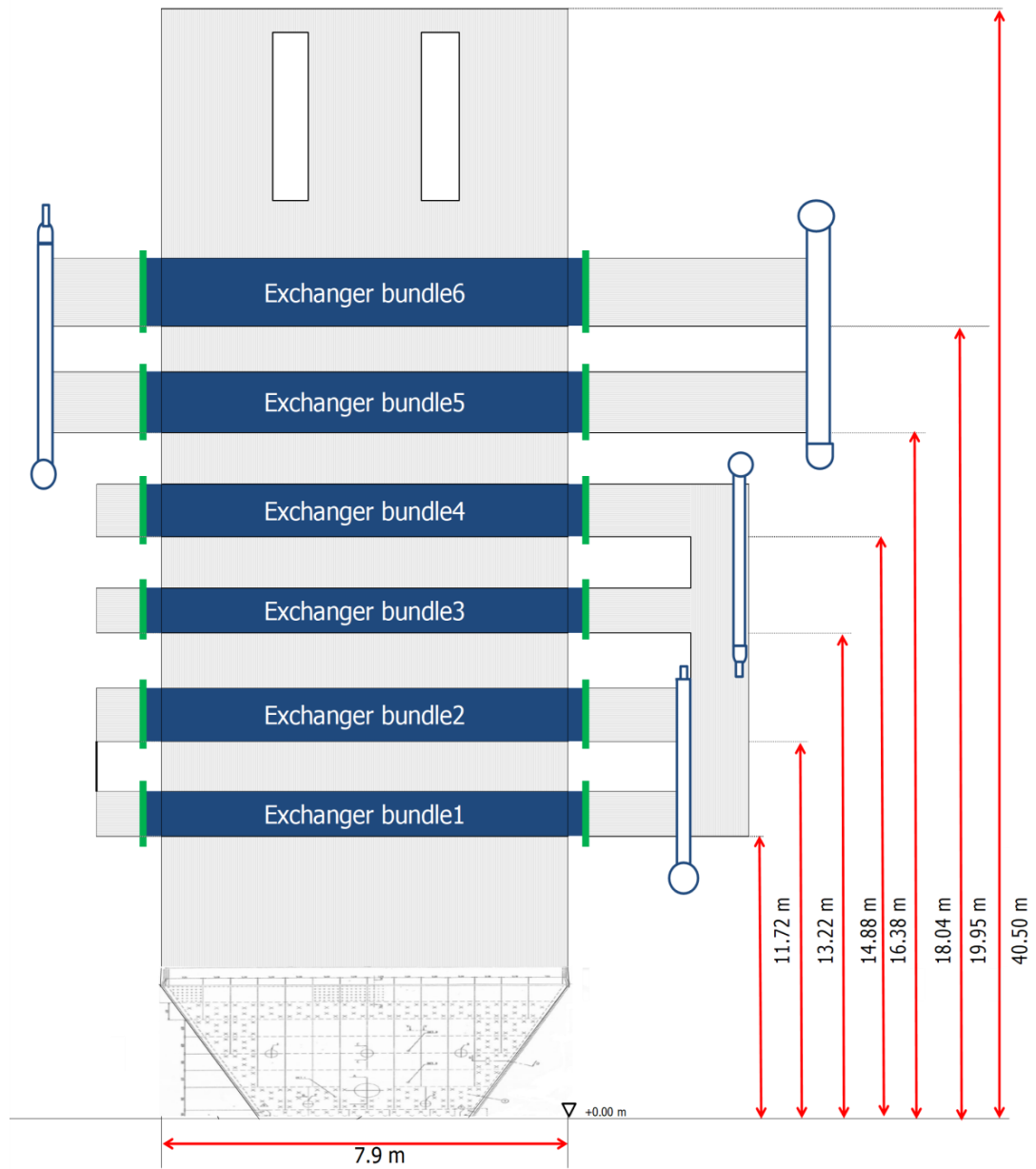
ค่าพารามิเตอร์	Aspen plus	อุณหภูมิ °C	ความดัน, MPag	อัตราการไหล, tons/hr
Input parameters				
- Biomass feed	DRY-BMAS	35	0.10135	Calculate
- Inlet combustion air	AIR	54	0.10135	Calculate
- Inlet water of Economizer	WATERIN	233.8	13.48	384
- Make up water	MAKEUP	30	13.00	190
Constrain parameters				
- %Oxygen	-	-	-	7%
- Air inlet boiler	AIR-2	235	-	-
- Flue gas outlet boiler	F-2	835.4	-	-
- Flue gas outlet SH	F-3	679.9	-	-
- Flue gas inlet Air preheater	F-AIRPRE	274.4	-	-
- Flue gas outlet Air preheater	F-OUT	146.0	-	-
- Outlet Superheater 3 (Main steam)	M-STEAM	540	13.70	-
- Steam outlet HP turbine	S-HP	310.7	2.17	-
- Inlet Reheater	S-IP2	540.0	1.76	324
- Steam outlet IP turbine	S-IP1	255.0	0.1512	254
- Steam outlet LP turbine	S-OUT	181.0	0.0213	194
Adjust parameters				
- Biomass feed	DRY-BMAS	35	0.10135	Calculate
- Inlet combustion air	AIR	54	0.10135	Calculate

#### 4.4.3 การศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้

หลังจากศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสมทั้ง 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ขั้นตอนต่อไปผู้วิจัยจะทำการศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในของเตาเผาไหม้ เพื่อสะท้อนปรากฏการณ์จริงภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ซึ่งเป็นเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน และเป็นการศึกษาผลกระทบต่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้ อันเนื่องมาจากการสีก้อนของท่อน้ำจากการกระทบของอนุภาคของแข็ง ซึ่งในที่นี้คือเบตทรายที่ใช้ในการกระจายความร้อนของเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไดซ์แบบหมุนเวียน โดยลักษณะภายในของห้องเผาไหม้ประกอบด้วย ผนังท่อน้ำ (Water wall tube) และแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อน (Superheater) ซึ่งมีทั้งสิ้น 6 แผง ดังแสดงระยะของแผงแลกเปลี่ยนความร้อนภายในห้องเผาไหม้ดังรูปที่ 4.13 ซึ่งในการศึกษารั้งนี้จะทำการศึกษาการกระจายตัวของสัดส่วนอนุภาคของแข็งโดยปริมาตร (solid volume fraction) ที่ลอยขึ้นไปถึงความสูงต่างๆของห้องเผาไหม้และส่งผลกระทบต่อแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้เล็กน้อยเพียงใด โดยใช้ข้อมูลในการศึกษาจากข้อมูลการเดินเครื่อง ณ สภาวะคงตัวและปริมาณอากาศจากการคำนวณในแต่ละกรณีศึกษาของการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงผสมทั้ง 5 ภูมิภาค ดังแสดงในตารางที่ 4.14

ตารางที่ 4.14 ค่าพารามิเตอร์ขาเข้าของแบบจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้

พารามิเตอร์	หน่วย	
Bedsand flow rate	Ton/h	250
Bedsand temperature	°C	750
Bedsand pressure	Bar	1
Air flow rate	Ton/h	450-600
Air temperature	°C	234.5
Air pressure	MPa	0.101325



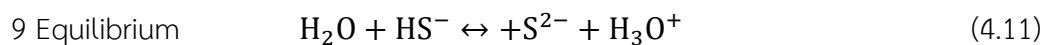
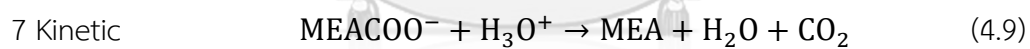
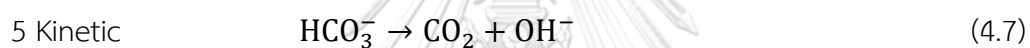
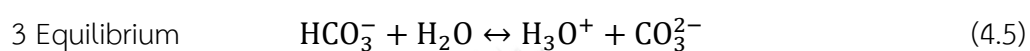
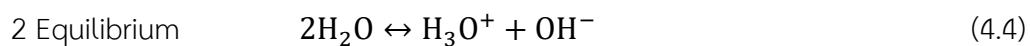
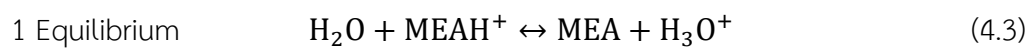
รูปที่ 4.13 ระยะของแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้

#### 4.4.4 การศึกษาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล

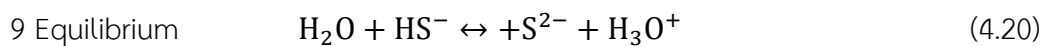
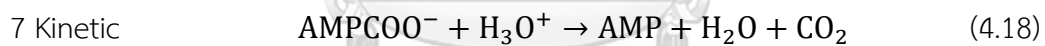
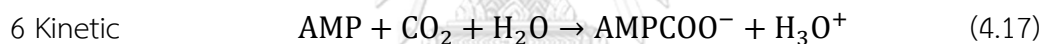
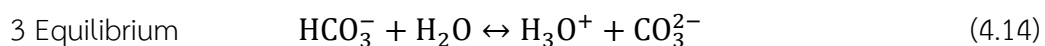
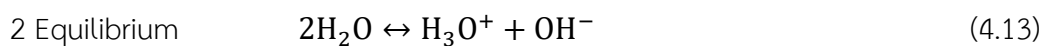
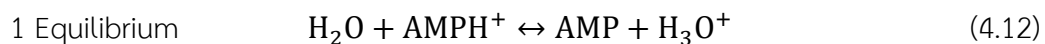
จากการศึกษากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง ในกรณีพื้นฐานพบว่าองค์ประกอบของก๊าซร้อนที่ถูกปล่อยออกจากกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้านั้น ยังคงมีปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณที่สูง จึงทำให้ผู้วิจัยสนใจที่จะพัฒนาแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ขึ้น เพื่อสามารถลดปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปล่อยออกสู่บรรยากาศของโรงไฟฟ้าชีวมวล โดยในการศึกษาผู้วิจัยจะเลือกแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ที่มีปริมาณการปลดปล่อยของคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงที่สุด และนำมาพัฒนาแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ร่วมกับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมในภูมิภาคนั้นๆ ซึ่งการจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะใช้วิธีการดูดซึมทางเคมีด้วยตัวทำละลายเอมีน โดยขั้นตอนแรกทำการสร้างแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมีโดยใช้ตัวทำละลายเอมีนคือ สารโมโนเอทาโนลามีน (Mono ethanolamine; MEA) และอ้างอิงแบบจำลองจากงานวิจัยของ R.E. Dugas [22] จากนั้นนำแบบจำลองมาพัฒนาร่วมกับแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสม โดยใช้สารละลายเอมีนที่แตกต่างกัน 2 ชนิดคือ สารโมโนเอทาโนลามีน (Mono ethanolamine; MEA) และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (2-amino-2-methyl-1-propanol; AMP) ทั้งนี้เพื่อศึกษาการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ของโรงไฟฟ้าชีวมวลและศึกษาค่าพารามิเตอร์ต่างๆของการใช้ตัวทำละลายเอมีนที่แตกต่างกัน เช่น พลังงานรีเจนเนอเรชันของตัวทำละลายเอมีน, อัตราส่วนของเหลวและก๊าซ ประสิทธิภาพในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นต้น ซึ่งปฏิกิริยาเคมีของสารโมโนเอทาโนลามีนถูกแสดงในสมการที่ 4.3–4.11 และปฏิกิริยาเคมีของสาร 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล แสดงในสมการที่ 4.12–4.20 โดยแสดงค่าตัวแปรขาเข้าของกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ดังตารางที่ 4.15–4.17



## ปฏิกิริยาเคมีของสารโมโนเอทาโนลามีน (MEA-Reaction)



ปฏิกิริยาเคมีของสาร 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (AMP-Reaction)



ตารางที่ 4.15 ค่าพารามิเตอร์ของปฏิกิริยาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

Reaction No.	k	E, cak/mol
4.6	4.32e+13	13249
4.7	2.38e+17	29451
4.8	9.77e+10	9855.8
4.9	3.23e+19	15655
4.15	4.32e+13	13249
4.16	2.38e+17	29451
4.17	1.00e+9	8202
4.18	1.52e+20	12693

ตารางที่ 4.16 ค่าพารามิเตอร์ขาเข้าของแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

พารามิเตอร์	หน่วย	
CO <sub>2</sub> content in flue gas	%vol	0.125
Flue gas flow rate	Ton/h	528.36
Flue gas temperature	°C	146
Flue gas temperature after cooler	°C	59
MEA concentration	%wt	30
AMP solution	Mol/l	2.89
Solvent temperature	°C	40

ตารางที่ 4.17 ค่าพารามิเตอร์ขาเข้าของโมเดลแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

พารามิเตอร์	หน่วย	
Absorber (scale up)		
Model		Kinetic Rate-base
Stage		2
Diameter	m	16.13
Packing height	m	23.04
Packing		Mellapak 250 Y
Stripper (scale up)		
Model		Kinetic Rate-base
Stage		1
Diameter	m	14.61
Packing height	m	25.62
Packing		Mellapak 250 Y

## บทที่ 5

### ผลการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบด ร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม ร่วมกับกระบวนการดักจับก๊าซ คาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

ในการศึกษาการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้ด้วยเทคโนโลยีฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ บนโปรแกรมการจำลอง Aspen Plus โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากทั้ง 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ทั้งนี้เพื่อต้องการลดความเสี่ยงจากการขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวลที่อาจจะเกิดขึ้น อันเนื่องจากการพึ่งพาเชื้อเพลิงชีวมวลเพียงชนิดเดียวของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง

ในการเลือกวัตถุดิบชีวมวลที่ใช้ในการเผาไหม้ นอกจากลักษณะทางกายภาพและคุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น ค่าความร้อนและความชื้นในเชื้อเพลิงชีวมวล เป็นต้น ผู้วิจัยได้คำนึงถึงข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่ใช้ในการศึกษา โดยพิจารณาว่าเมื่อนำเชื้อเพลิงชีวมวลผสมไปใช้ในการเผาไหม้เพื่อผลิตพลังงานไฟฟ้า จะส่งผลกระทบต่อโรงไฟฟ้าชีวมวล

สำหรับการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกรณีพื้นฐาน เพื่อให้สอดคล้องกับกระบวนการผลิตจริงของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง และได้ทำการเปรียบเทียบผลของแบบจำลองและคำนวณความคลาดเคลื่อนของแบบจำลองที่สร้างขึ้นกับค่าพารามิเตอร์จริงของโรงไฟฟ้าชีวมวล ทำให้แบบจำลองที่สร้างขึ้นมีความน่าเชื่อถือและถูกต้อง และสามารถนำไปศึกษาต่อในกรณีศึกษาต่อไปได้อย่างถูกต้อง โดยกรณีศึกษามีทั้งสิ้น 5 กรณีศึกษา จากการเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่แตกต่างกันใน 5 ภูมิภาคของประเทศไทย และเพื่อให้สอดคล้องกับกระบวนการผลิตจริง ผู้วิจัยได้ทำการศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ ทั้งนี้เพื่อศึกษาผลกระทบของเบตทรายที่ใช้ในการฟลูอิดไดซ์ต่อท่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้ ณ ที่อัตราการไหลของอากาศที่แตกต่างกันจากกรณีศึกษาแต่ละกรณี

นอกจากนั้นผู้วิจัยได้ทำการศึกษากระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ร่วมกับกระบวนการผลิตไฟฟ้าโดยใช้วิธีการดูดซึมทางเคมี ทั้งนี้เพื่อให้เป็นแบบจำลองตั้งต้นให้กับผู้ประกอบการโรงไฟฟ้าที่คำนึงถึงการลดปริมาณการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่บรรยากาศและยังสามารถช่วยลดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อม เช่น สภาวะโลกร้อนและสภาวะเรือนกระจก เป็นต้น โดยผลการศึกษาวิจัยมีรายละเอียดดังนี้

- ผลการศึกษาเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหมาะสมและข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวลเมื่อนำมาใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้นในการผลิตพลังงานไฟฟ้า
- ผลการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้า ในกรณีพื้นฐาน (Base case)
- ผลการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้า ในกรณีศึกษา โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย (Study case)
- ผลการศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล
- ผลการศึกษาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล

## 5.1 ผลการศึกษาเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหมาะสมและข้อจำกัดเมื่อใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในการผลิตพลังงานไฟฟ้า

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมในการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้ด้วยเทคโนโลยีฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ ทั้งนี้เพื่อลดโอกาสการขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวลจากการพึ่งพาวัตถุดิบชีวมวลเพียงชนิดเดียว ซึ่งโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงที่ใช้ในการศึกษา ใช้วัตถุดิบชีวมวลตั้งต้นคือ ชีวมวลชิ้นไม้สับ (Wood chip) เนื่องจากเป็นเชื้อเพลิงชีวมวลที่สามารถทำมาจากไม้หลายชนิด เช่น ไม้ยูคาลิปตัส, ไม้เบญจพรรณ, ไม้ยางพารา เป็นต้น และเป็นเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีค่าความร้อนที่สูง เมื่อเปรียบเทียบกับเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหลือใช้จากการเกษตรชนิดอื่นๆ และเป็นผลผลิตที่สามารถหาได้ในทั่วทุกภูมิภาคของประเทศไทย แต่เมื่อพิจารณาถึงการนำไปใช้ จะพบว่าชีวมวลชิ้นไม้สับสามารถนำไปใช้ได้หลากหลายอุตสาหกรรม เช่น อุตสาหกรรมกระดาษ อุตสาหกรรมเฟอร์นิเจอร์ อุตสาหกรรมก่อสร้าง เป็นต้น ด้วยเหตุผลนี้จึงทำให้ปริมาณของชีวมวลชิ้นไม้สับที่หลงเหลืออยู่ มีไม่เพียงพอต่อความต้องการในการนำไปเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้า ทำให้ผู้ประกอบการโรงไฟฟ้าต้องมีระบบการจัดการและบริหารการใช้เชื้อเพลิงอย่างเหมาะสม แต่ในระบบการจัดการและบริหารเชื้อเพลิงชีวมวลพบว่า มีปัญหาเกิดขึ้นในการเก็บสะสมเชื้อเพลิงชีวมวล (Stock) โดยเมื่อเก็บสะสมเชื้อเพลิงชีวมวลเป็นเวลานาน จะทำให้เกิดการสะสมความร้อนภายในกองเก็บเชื้อเพลิงชีวมวล จนทำให้เกิดไฟไหม้ในกองเชื้อเพลิงขึ้น ส่งผลให้ผู้ประกอบการโรงไฟฟ้าไม่สามารถเก็บสะสมเชื้อเพลิงชีวมวลไว้ใช้ในการผลิตได้เป็นเวลานาน ซึ่งโดยปกติแล้วจะมีระยะเวลาการเก็บสะสมเฉลี่ยไม่เกิน 3-4 เดือนต่อกองเก็บ ส่งผลทำให้โรงไฟฟ้าชีวมวลขาดเชื้อเพลิงชีวมวลสำรองสำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้า และพบว่าปัญหาเหล่านี้จะส่งผลอย่างยิ่งเมื่อผู้ประกอบการต้องการเดินเครื่องการผลิตอย่างเต็มกำลัง (Maximum load)

ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ผู้ประกอบการโรงไฟฟ้า หาแนวทางในการเพิ่มปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลสำรองเพื่อป้องกันการขาดแคลนของเชื้อเพลิงชีวมวลใน Stock โดยการศึกษาการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมและนำมาเป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากวัสดุชีวมวลที่เหลือทิ้งจากการเกษตร ทั้งนี้เพื่อให้โรงไฟฟ้าชีวมวลสามารถดำเนินการผลิตได้อย่างต่อเนื่อง

จากการศึกษาเกี่ยวกับเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า ดังที่กล่าวมาในบทที่ 4.1 จะเห็นได้ว่าวัสดุชีวมวลที่เหลือทิ้งจากการเกษตรสามารถนำมาเป็นเชื้อเพลิงชีวมวล

สำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้า ซึ่งวัสดุชีวมวลเหลือทิ้งเหล่านี้มีศักยภาพและปริมาณเพียงพอที่จะสามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงชีวมวลเสริมให้กับโรงไฟฟ้าชีวมวล อีกทั้งยังมีปริมาณค่าความร้อนเฉลี่ยใกล้เคียงกับชีวมวลชั้นไม้สับที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงชีวมวลหลักของการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในการวิจัยมีทั้งสิ้น 9 ชนิด ดังนี้ แกลบ ชังข้าวโพด ชานอ้อย ทะลายปาล์ม เหง้ามัน เปลือกไม้ หญ้าเนเปียร์ เศษไม้ และเปลือกมะพร้าว

อย่างไรก็ตามในการเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเพื่อมาเป็นวัตถุดิบตั้งต้นในการเผาไหม้ จะต้องคำนึงถึงข้อจำกัดของการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในการนำมาเป็นวัตถุดิบในการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ซึ่งข้อจำกัดที่ต้องคำนึงถึงมีดังนี้

1. ปริมาณของคลอไรด์ในเชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Chloride content)
2. สัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวล (Basic to acidic ratio)
3. การประเมินโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้

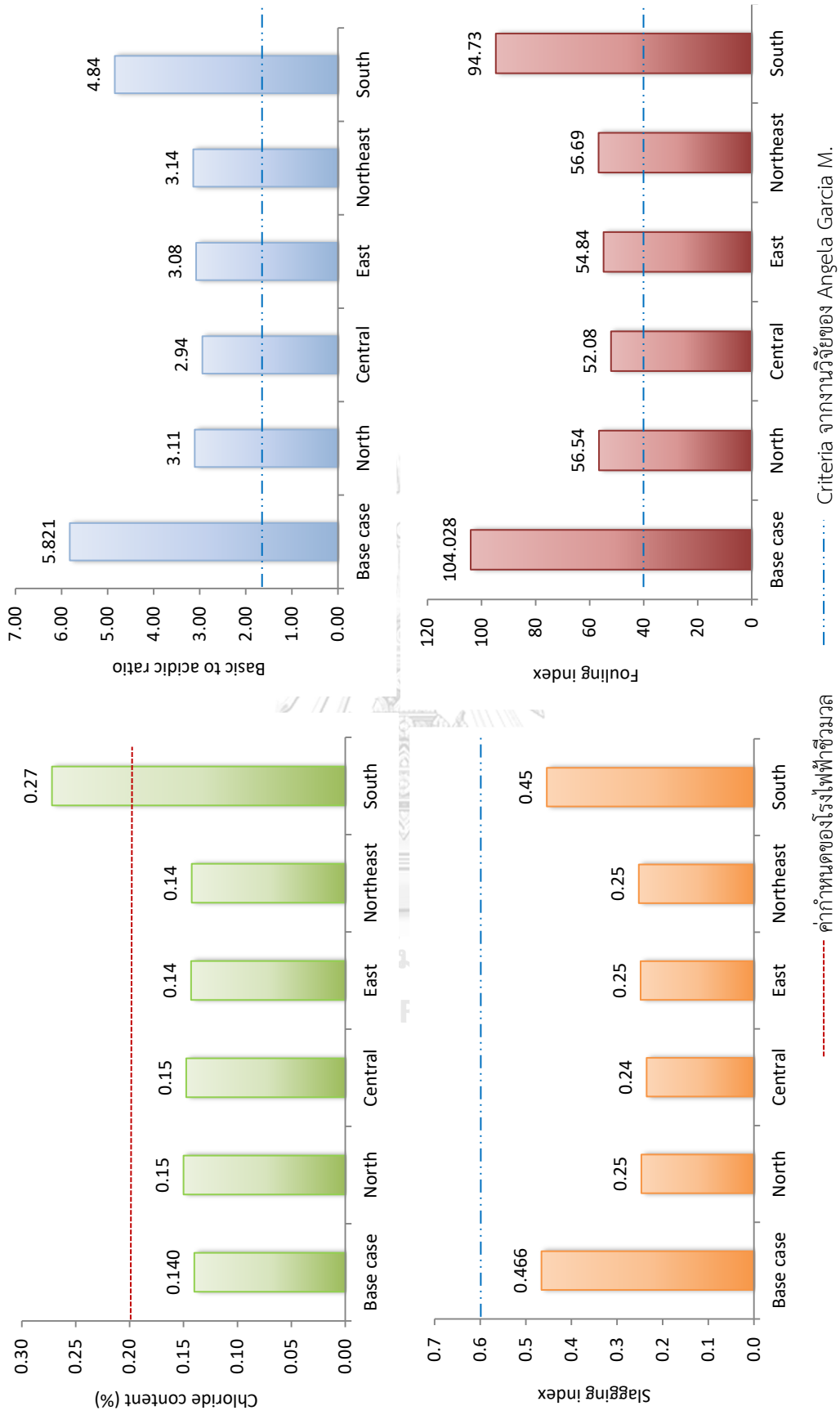
(Slagging index)

4. การประเมินโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index)

ข้อจำกัดที่ต้องพิจารณาทั้ง 4 หัวข้อ มีความสัมพันธ์กันดังสูตรคำนวณที่ได้กล่าวไว้ในหัวข้อที่

4.1.2 และจากการคำนวณและนำมาประเมินโอกาสการเกิดผลกระทบต่อเตาเผาไหม้ สามารถแสดงผลการศึกษาได้ในรูปที่ 5.1ก-5.1ง





รูปที่ 5.1ก - 5.1ง ปริมาณ Chloride, Basic to acidic ratio, Slagging index, Fouling index ของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมในแต่ละภูมิภาค

จากผลการศึกษาของปริมาณคลอไรด์ในเชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Chloride content), สัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวล (Base to acid ratio), โอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ (Slagging index) และการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index) ดังแสดงในรูปที่ 5.1ก-5.1ง ตามลำดับ

#### 5.1.1 ผลการศึกษาปริมาณคลอไรด์ในเชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Chloride content)

จากการศึกษางานวิจัยในบทที่ 2 จะพบว่าปริมาณคลอไรด์มีผลโดยตรงต่อการเกิดผลกระทบภายในเตาเผาไหม้ กล่าวคือสารคลอไรด์และโลหะอัลคาไรด์ (โซเดียม Na, โพแทสเซียม K) ในเชื้อเพลิงชีวมวลเมื่อถูกเผาไหม้จะทำให้เกิดสารประกอบในรูปของอัลคาไรด์คลอไรด์ในก๊าซร้อน (โพแทสเซียมคลอไรด์, KCl และโซเดียมคลอไรด์, NaCl) ซึ่งสารประกอบทั้งสองมีจุดหลอมเหลวอยู่ที่ 770 และ 772 องศาเซลเซียส ซึ่งต่ำกว่าอุณหภูมิของการเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้ที่ประมาณ 800 - 900 องศาเซลเซียส และทำให้เกิดการควบแน่นในตำแหน่งที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของสารประกอบนั้น ซึ่งทำให้มีลักษณะเสมือนกาวเหนียวติดกับเบตทรายหรือเถ้าลอย โดยถ้าเกิดภายในเตาเผาไหม้ (Furnace) จะทำให้เกิดการจับตัวกันเป็นก้อนของเบตทราย ณ ตำแหน่งที่มีอุณหภูมิต่ำ (ตำแหน่ง Cold spot) หรือจะเรียกว่าการเกิด Bed agglomeration และทำให้เกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อแลกเปลี่ยนความร้อน Superheater ภายในเตาเผาไหม้ ซึ่งเรียกว่าการเกิด Slagging และขณะเดียวกันถ้าเกิดภายในส่วนของการแลกเปลี่ยนความร้อน (Back pass) จะทำให้เกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อแลกเปลี่ยนความร้อน Reheater, Economizer, Air preheater ซึ่งเรียกว่าการเกิด Fouling ส่งผลให้ประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนลดลง และยังส่งผลอย่างต่อเนื่อง โดยจะทำให้เกิดปฏิกิริยาการกัดกร่อนอย่างรุนแรงกับพื้นผิวของท่อแลกเปลี่ยนความร้อนจนทำให้เกิดปัญหาการรั่วของท่อน้ำและส่งผลให้โรงไฟฟ้าต้องหยุดกระบวนการผลิต เพื่อทำการซ่อมแซม

จากรูปที่ 5.1ก แสดงปริมาณคลอไรด์ในเชื้อเพลิงชีวมวลผสม จะเห็นได้ว่า เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคเหนือ กลาง ตะวันออก และตะวันออกเฉียงเหนือ มีปริมาณคลอไรด์เท่ากับ 0.15, 0.15, 0.14, 0.14 ตามลำดับ ซึ่งมีค่าที่ต่ำกว่าค่ากำหนดของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง โดยค่าคลอไรด์ที่โรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงกำหนดมีค่าน้อยกว่าหรือเท่ากับ 0.2 แต่พบว่าเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคใต้ มีปริมาณคลอไรด์เท่ากับ 0.27 ซึ่งเกินกว่าค่ากำหนดของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง ซึ่งถ้าเปรียบเทียบกับ

ค่ากำหนดในงานวิจัยของ Angela Garcia M. [21] จะพบว่าปริมาณคลอไรด์ของเชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้อยู่ในระดับความรุนแรงปานกลาง (%Chloride  $\approx$  0.2 – 0.3)

เมื่อพิจารณาชนิดของเชื้อเพลิงชีวมวลในแต่ละภูมิภาค ดังแสดงในตารางที่ 5.1ก จะเห็นได้ว่าเชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ กลาง ตะวันออก และตะวันออกเฉียงเหนือ มีค่าคลอไรด์อยู่ระหว่างร้อยละ 0.09 – 0.22 ซึ่งทำให้ปริมาณคลอไรด์ในเชื้อเพลิงชีวมวลผสมมีค่าค่อนข้างต่ำ แต่เมื่อเปรียบเทียบกับเชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ ที่มีค่าคลอไรด์อยู่ระหว่างร้อยละ 0.14 – 0.48 ซึ่งมีปริมาณคลอไรด์ที่สูงกว่าภูมิภาคอื่นๆ จึงส่งผลให้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคใต้มีค่าสูง ทั้งนี้ค่าปริมาณคลอไรด์ของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจะขึ้นอยู่กับสัดส่วนของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมในแต่ละภูมิภาค

#### 5.1.2 ผลการศึกษาสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในชีวมวล (Basic to acidic ratio)

จากสูตรการคำนวณสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวล (Basic to acidic ratio) ดังที่กล่าวในหัวข้อ 4.1.2 ซึ่งมีองค์ประกอบเบส (Basic) ได้แก่  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{CaO}$ ,  $\text{Na}_2\text{O}$ ,  $\text{K}_2\text{O}$ ,  $\text{MgO}$  และองค์ประกอบของกรด (Acidic) ได้แก่  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{TiO}_2$  ซึ่งอัตราส่วนของเบสต่อกรดในถ่านของเชื้อเพลิงชีวมวลนี้ มีผลต่อการพิจารณาโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ (Slagging index) และโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index)

จากรูปที่ 5.1ข แสดงสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวล ซึ่งค่าสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคเหนือ กลาง ตะวันออก ตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคใต้ มีค่าเท่ากับ 3.11, 2.94, 3.08, 3.14, 4.84 ตามลำดับ ซึ่งเปรียบเทียบกับค่ากำหนดในงานวิจัยของ Angela Garcia M. [21] จะพบว่าสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวลผสมของทั้ง 5 ภูมิภาคอยู่ในระดับความรุนแรงสูงมาก ( $B/A \geq 1.75$ ) ซึ่งเมื่อพิจารณาในกรณีพื้นฐาน (Base case) ซึ่งเป็นแบบจำลองของโรงไฟฟ้าอ้างอิง โดยใช้ชิ้นไม้สับเป็นวัตถุดิบเชื้อเพลิงเท่านั้น จะพบว่ามีปริมาณสัดส่วนของเบสต่อกรดที่สูงเช่นกัน ซึ่งมีค่าเท่ากับ 5.82 ทั้งนี้โรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงไม่ได้มีการกำหนดสำหรับค่าสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวล เนื่องจากสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวลจะนำไปใช้ในการพิจารณาโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอย Slagging index และโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอย Fouling index ซึ่งจะกล่าวในส่วนถัดไป

### 5.1.3 ผลการศึกษาโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ - ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ (Slagging index)

จากสูตรคำนวณโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ (Slagging index) ที่ได้กล่าวไว้ในหัวข้อที่ 4.1.2 โดยการนำสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวล (Basic to acidic ratio) คูณกับร้อยละของซัลเฟอร์ในเชื้อเพลิงชีวมวล (%S)

จากรูปที่ 5.1ค แสดงโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ (Slagging index) ซึ่งเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคเหนือ กลาง ตะวันออก ตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคใต้ มีค่าเท่ากับ 0.25, 0.24, 0.25, 0.25, 0.45 ตามลำดับ และเมื่อพิจารณาในกรณีพื้นฐาน (Base case) จะพบว่ามีค่า Slagging index เท่ากับ 5.82 ซึ่งโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงไม่ได้มีการกำหนดสำหรับโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ (Slagging index) โดยเปรียบเทียบกับค่ากำหนดในงานวิจัยของ Angela Garcia M. [21] จะพบว่าโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ (Slagging index) ของเชื้อเพลิงกรณีพื้นฐานและเชื้อเพลิงชีวมวลผสมของทั้ง 5 ภูมิภาคอยู่ในระดับความรุนแรงต่ำ ( $R_s < 0.6$ ; Low slagging inclinations) โดยแสดงค่าร้อยละของซัลเฟอร์ในเชื้อเพลิงชีวมวล (%S) ในตารางที่ 5.1 จะเห็นได้ว่าเชื้อเพลิงชีวมวลจากทั้ง 5 ภูมิภาคมีปริมาณซัลเฟอร์ที่ต่ำ จึงทำให้ค่า Slagging index ที่คำนวณได้มีค่าต่ำด้วยเช่นกัน

### 5.1.4 ผลการศึกษาโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index)

จากสูตรคำนวณโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index) ที่ได้กล่าวไว้ในหัวข้อที่ 4.1.2 โดยการนำสัดส่วนขององค์ประกอบเบสต่อกรดในเชื้อเพลิงชีวมวล (Basic to acidic ratio) คูณกับปริมาณของสารประกอบออกไซด์ของโลหะอัลคาไลด์ ( $\text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O}$ )

จากรูปที่ 5.1ง แสดงโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index) ซึ่งเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคเหนือ กลาง ตะวันออก ตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคใต้ มีค่าเท่ากับ 56.54, 52.08, 54.84, 56.69, 94.73 ตามลำดับ ซึ่งเมื่อพิจารณาในกรณีพื้นฐาน (Base case) จะพบว่ามี Fouling index เท่ากับ 104.03 ทั้งนี้โรงไฟฟ้า

ชีวมวลอ้างอิงไม่ได้มีการกำหนดสำหรับโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อไอน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index) และเมื่อเปรียบเทียบกับค่ากำหนดในงานวิจัยของ Angela Garcia M. [21] จะพบว่าโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อไอน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index) ของเชื้อเพลิงถ่านหินพื้นฐานและเชื้อเพลิงชีวมวลผสมของทั้ง 5 ภูมิภาคอยู่ในระดับความรุนแรงสูงมาก ( $Fu \geq 40$ ; Extremely high fouling inclinations) โดยแสดงปริมาณของสารประกอบออกไซด์ของโลหะอัลคาไรต์ ( $Na_2O + K_2O$ ) ในตารางที่ 5.1 จะเห็นว่าเชื้อเพลิงชีวมวลจากทั้ง 5 ภูมิภาคมีปริมาณของสารประกอบออกไซด์ของโลหะอัลคาไรต์ ( $Na_2O + K_2O$ ) ที่สูง โดยเฉพาะอย่างยิ่ง ทะลายปาล์ม เปลือกมะพร้าว ชังข้าวโพด หญ้าเนเปียร์ และ ชันไม้สับ ที่มีปริมาณสารประกอบออกไซด์ของโลหะอัลคาไรต์สูงกว่าเชื้อเพลิงที่ทำการศึกษาชนิดอื่นๆ จึงส่งผลให้ค่า Fouling index ที่คำนวณได้มีค่าสูง

จากการพิจารณาโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อไอน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling index) และพบว่าอยู่ในระดับความรุนแรงสูงมาก ซึ่งเมื่อพิจารณาอุปกรณ์ในการหม้อกำเนิดไอน้ำ จะพบว่าในการออกแบบหม้อกำเนิดไอน้ำ ได้มีการพิจารณาการแก้ปัญหาเหล่านี้ โดยมีการติดตั้งท่อไอน้ำ Shoot blowing ในแต่ละชั้นของแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งจะใช้การกระแทกให้หลุดด้วยไอน้ำแรงดันสูง ที่เหลือจากส่วนของกังหันไอน้ำ เพื่อลดการสะสมของเถ้าลอยและลดโอกาสการเกิด Fouling

จากผลการศึกษาเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหมาะสมและข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวลต่อการผลิตพลังงานไฟฟ้า สามารถสรุปได้ว่าวัสดุชีวมวลที่เหลือทิ้งจากการเกษตร ดังที่ได้ศึกษาทั้ง 9 ชนิด ได้แก่ แกลบ, ชังข้าวโพด, ชานอ้อย, ทะลายปาล์ม, เหง้ามัน, เปลือกไม้, หญ้าเนเปียร์, เศษไม้ และเปลือกมะพร้าว สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงชีวมวลสำรองให้แก่โรงไฟฟ้าชีวมวล ที่ใช้ชีวมวลชันไม้สับเป็นวัตถุดิบชีวมวลหลัก ซึ่งจากปัญหาที่พบคือ ชีวมวลชันไม้สับ มีปริมาณไม่เพียงพอต่อความต้องการของโรงไฟฟ้า เนื่องจากนำไปใช้ในหลากหลายอุตสาหกรรม ซึ่งการใช้วัสดุที่เหลือทิ้งจากการเกษตร สามารถช่วยให้การจัดการเชื้อเพลิงของโรงไฟฟ้าง่ายขึ้น โดยการเพิ่มปริมาณ การเก็บสะสมของเชื้อเพลิงชีวมวลสำรองให้เพียงพอต่อการผลิตอย่างต่อเนื่อง

แต่อย่างไรก็ตามการนำไปใช้ของวัสดุชีวมวลที่เหลือทิ้งจากการเกษตร จะต้องคำนึงถึงข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวล เพื่อให้เกิดผลกระทบต่อหม้อกำเนิดไอน้ำให้น้อยที่สุดนั้น พบว่าเชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ ได้แก่ ทะลายปาล์ม เปลือกไม้ เศษไม้ เปลือกมะพร้าว มีปริมาณคลอไรด์

ในเชื้อเพลิงที่สูง ซึ่งมีโอกาสนำไปสู่ปัญหาการกัดกร่อน การเกาะตัวของเบตทราย การเกิด Slagging – Fouling จึงทำให้โรงไฟฟ้ามีการกำหนดข้อจำกัดของปริมาณคลอไรด์อยู่ที่ไม่เกินร้อยละ 0.2

สำหรับการพิจารณาโอกาสเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในเตาเผาไหม้ (Slagging) พบว่าวัสดุชีวมวลที่เหลือทิ้งจากการเกษตรทั้ง 9 ชนิด มีปริมาณซิลเฟอร์ในชีวมวลที่ต่ำ ทำให้โอกาสเกิด Slagging ต่ำด้วยเช่นกัน

สำหรับการพิจารณาโอกาสของการเกิดการสะสมของเถ้าลอยบนท่อน้ำ-ไอน้ำภายในส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน (Fouling) พบว่าเชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ คือ ทะลายปาล์ม เปลือกมะพร้าว เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ และภาคตะวันออกเฉียงเหนือ คือ ชังข้าวโพด เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก และตะวันออกเฉียงเหนือ คือ หนุ่ยเนเปียร์ พบว่ามีค่าปริมาณสารประกอบออกไซด์ของโลหะอัลคาไรด์สูง ( $\text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O}$ ) ซึ่งส่งผลให้มีโอกาสเกิด Fouling ในระดับสูง แต่ด้วยทางโรงไฟฟ้ามีการป้องกันโดยใช้การกระแทกให้หลุดด้วยไอน้ำแรงดันสูง (Shoot blowing) จึงทำให้เถ้าลอยที่เกาะที่ผิวท่อหลุดออกไปได้ แต่ถึงแม้ว่าวิธีการกระแทกให้หลุดด้วยไอน้ำแรงดันสูงจะมีประสิทธิภาพดี แต่จะสามารถกำจัดได้เฉพาะเถ้าลอยที่ก่อตัวกันอย่างหลวมๆ (Loose deposits) จะไม่สามารถกำจัดเถ้าที่ก่อตัวกันอย่างแข็งแรง (Hard deposits) จึงทำให้โรงไฟฟ้าต้องมีการวางแผนเพื่อหยุดซ่อมบำรุงประจำปี (Annual shut down) เพื่อทำการตรวจสอบและทำความสะอาดท่อแลกเปลี่ยนความร้อนต่างๆ

จากการศึกษาเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหมาะสม โดยคำนึงถึงข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวลต่อการผลิตพลังงานไฟฟ้า สามารถสรุปได้ว่าวัสดุชีวมวลที่เหลือทิ้งจากการเกษตร ได้แก่ แกลบ ชานอ้อย และเหง้ามัน เหมาะสมต่อการนำมาเป็นเชื้อเพลิงชีวมวลสำรองเนื่องจากมีปริมาณและศักยภาพรวมถึงไม่ส่งผลกระทบต่อหรือส่งผลกระทบต่อในระดับต่ำต่อหม้อกำเนิดไอน้ำของโรงไฟฟ้าชีวมวล และสำหรับวัสดุชีวมวลชนิดอื่น ยังคงนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงได้ ทั้งนี้ขึ้นกับการกำหนดสัดส่วนในการใช้วัตถุดิบชีวมวลตั้งต้นของผู้ประกอบการผลิตไฟฟ้าแต่ละราย โดยแนะนำให้มีการคำนวณโอกาสเกิดผลกระทบต่อต่างๆ ดังแสดงในการศึกษาครั้งนี้

ตารางที่ 5.1 ค่าคลอไรด์ ค่าซัลเฟอร์ ค่าอัลคาไรต์ของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิดในแต่ละภูมิภาค

ภูมิภาค	เชื้อเพลิงชีวมวล	ค่าคลอไรด์, (%)	ค่าซัลเฟอร์, (%)	อัลคาไรต์, (%) (Na <sub>2</sub> O + K <sub>2</sub> O)
ภาคเหนือ	ไม้ซิ่นสับ	0.14	0.08	17.87
	ชานอ้อย	0.22	0.07	2.02
	ซังข้าวโพด	0.12	0.07	24.90
ภาคกลาง	ไม้ซิ่นสับ	0.14	0.08	17.87
	ชานอ้อย	0.22	0.07	2.02
	แกลบ	0.09	0.08	2.55
ภาคตะวันออก	ไม้ซิ่นสับ	0.14	0.08	17.87
	เหง้ำมัน	0.18	0.10	6.98
	หญ้าเนเปียร์	0.19	0.09	22.73
	แกลบ	0.09	0.08	2.55
ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	ไม้ซิ่นสับ	0.14	0.08	17.87
	เหง้ำมัน	0.18	0.10	6.98
	หญ้าเนเปียร์	0.19	0.09	22.73
	แกลบ	0.09	0.08	2.55
	ซังข้าวโพด	0.12	0.07	24.90
ภาคใต้	ไม้ซิ่นสับ	0.14	0.08	17.87
	ทะลายปาล์ม	0.38	0.16	49.19
	เปลือกไม้	0.48	0.08	7.85
	เศษไม้	0.42	0.12	10.10
	เปลือกมะพร้าว	0.31	0.16	35.40

## 5.2 ผลการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าในกรณีพื้นฐาน (Base case)

ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าในกรณีพื้นฐาน (Base case) บนโปรแกรมการจำลองกระบวนการ Aspen Plus เพื่อเป็นแบบจำลองเริ่มต้นในการศึกษา โดยผู้วิจัยจะทำการจำลองกระบวนการให้เหมือนกระบวนการผลิตจริงของโรงไฟฟ้าชีวมวลซึ่งใช้เชื้อเพลิงชีวมวลชั้นไม้สับเพียงชนิดเดียวในการเผาไหม้ ที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงเท่ากับ 135.1 ตัน/ชั่วโมง ทั้งนี้ทำการจำลองเพื่อให้ได้ซึ่งผลการจำลองที่ใกล้เคียงกับข้อมูลจากการเดินเครื่องจริงในช่วงการเดินเครื่องอย่างคงตัวของโรงไฟฟ้าชีวมวล (Operating data) แต่อย่างไรก็ตามในการจำลองกระบวนการขั้นพื้นฐานนี้ ผู้วิจัยได้ทำการเปรียบเทียบและหาค่าความคลาดเคลื่อนของแบบจำลองที่สร้างขึ้นกับข้อมูลของโรงไฟฟ้าจริง เพื่อวัดความถูกต้องของแบบจำลองและสามารถนำไปใช้ในการศึกษาขั้นต่อไปได้อย่างถูกต้อง โดยแสดงผลการจำลองกระบวนการ ในภาคผนวก ข และการเปรียบเทียบผลการจำลองกับข้อมูลการเดินเครื่องจริงของโรงไฟฟ้า ดังตารางที่ 5.2

ตารางที่ 5.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกับข้อมูลการเดินเครื่องจริงของโรงไฟฟ้า

ค่าพารามิเตอร์	Aspen plus	ข้อมูลจากโรงไฟฟ้าอ้างอิง	ผลจากการจำลองกระบวนการ	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
อุณหภูมิก๊าซร้อนตั้งต้น, °C	FGAS	-	1260.95	-
อุณหภูมิเบด, °C	F-2	835.4	835.4	-
อุณหภูมิไอน้ำขาออกของ Economizer, °C	S-1	339.99	334.16	1.71
อุณหภูมิไอน้ำ Main steam, °C	M-STEAM	540.00	539.86	0.03
อุณหภูมิอากาศร้อนขาออกของ Air preheater, °C	AIR-2	234.5	235.41	0.39
อัตราการไหลของอากาศ, kg/s	AIR	132.56	141.26	6.56
กำลังไฟฟ้าที่ผลิต, MW	-	100.25	103.43	3.17

หมายเหตุ %ความคลาดเคลื่อน = (ค่าจากโรงไฟฟ้า - ค่าจากผลการจำลอง)/ค่าจากโรงไฟฟ้า \* 100



จากข้อมูลการเปรียบเทียบผลการจำลองกับข้อมูลการเดินเครื่องจริงของโรงไฟฟ้า ดังแสดงในตารางที่ 5.2 สำหรับอุณหภูมิของก๊าซร้อนในเตาเผาไหม้ จะพบว่า ในแบบจำลองกระบวนการจะแสดงเป็นค่าอุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้น (Adiabatic flame temperature) เนื่องจากแบบจำลองของเตาเผาไหม้เป็นแบบจำลองโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ชนิดสมดุล (Equilibrium model) ร่วมกับกระบวนการที่ไม่มี การถ่ายเทความร้อนเข้าและออกจากระบบ (Adiabatic system) ทำให้อุณหภูมิของก๊าซร้อนขาออก จากโชนการเผาไหม้เป็นอุณหภูมิที่ยังไม่ผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งในกระบวนการผลิตจริงของ โรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง อุณหภูมิของก๊าซร้อนจะรายงานเป็นอุณหภูมิเบด (Bed temperature) ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่ผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับน้ำภายในผนังท่อ (Water wall tube) ดังนั้นจึง ทำให้อุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้น (Adiabatic flame temperature) มีค่าอุณหภูมิที่สูงกว่าอุณหภูมิเบด (Bed temperature) ซึ่งในผลการจำลองพบว่าอุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้นเท่ากับ 1260 องศาเซลเซียส และเมื่อผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำแล้วมีอุณหภูมิลดลง เท่ากับ 835 องศาเซลเซียส ซึ่งมีค่า เท่ากับข้อมูลจากโรงไฟฟ้าจริง

สำหรับอุณหภูมิน้ำขาออกของ Economizer ซึ่งถูกแลกเปลี่ยนความร้อนกับก๊าซร้อนที่ออก จากเตาเผาไหม้ เพื่อเป็นการอุ่นน้ำจากถังเก็บน้ำ (Feed water tank) ให้มีอุณหภูมิที่สูงขึ้น (Pre-heat) ก่อนป้อนเข้าสู่เตาเผาไหม้เพื่อผลิตเป็นไอน้ำ โดยจะพบว่า ผลจากแบบจำลองมีอุณหภูมิเท่ากับ 334.16 องศาเซลเซียส เมื่อเปรียบเทียบกับข้อมูลจริงจากโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงเท่ากับ 339.99 องศาเซลเซียส ซึ่งมีค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 1.71% ทั้งนี้ผลการจำลองมีค่าน้อยกว่าข้อมูลจริง อย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากมีปริมาณความร้อนของก๊าซร้อนที่แตกต่างกันจากกระบวนการผลิตจริง จากเชื้อเพลิงชีวมวลตั้งต้นที่อาจจะมีค่าวิเคราะห์ที่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ กล่าวคือค่าวิเคราะห์ที่ใช้ในการจำลองเป็นเพียงค่าวิเคราะห์จากตัวอย่างที่สุ่มเก็บเชื้อเพลิงชีวมวลชิ้นไม้สับในกองเก็บหนึ่ง ซึ่งในการผลิตจริงอาจจะมีการเลือกใช้ชีวมวลชิ้นไม้สับจากกองเก็บอื่นๆ ทั้งนี้ขึ้นกับการจัดการการใช้ เชื้อเพลิงชีวมวลของโรงไฟฟ้า

สำหรับไอน้ำ Main steam ที่ใช้ในการขับเคลื่อนกังหันไอน้ำ จากผลการจำลองพบว่า อุณหภูมิของ ไอน้ำ Main steam มีค่าเท่ากับ 539.86 องศาเซลเซียส ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับข้อมูลจริงจากโรงไฟฟ้า ชีวมวลอ้างอิงที่ 540 องศาเซลเซียส

สำหรับอุณหภูมิอากาศขาออกของ Air preheater ซึ่งถูกแลกเปลี่ยนความร้อนจากก๊าซร้อนขาออกของ Economizer จะพบว่าผลจากแบบจำลองมีค่าอุณหภูมิของอากาศเท่ากับ 235.41 องศาเซลเซียส ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับข้อมูลจริงจากโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงเท่ากับ 234.5 องศาเซลเซียส

สำหรับอัตราการไหลของอากาศในแบบจำลอง จะเป็นปริมาณที่มาจากการคำนวณ โดยทำการปรับอัตราการไหลของอากาศ เพื่อให้มีปริมาณของร้อยละออกซิเจน (%Oxygen) ภายในห้องเผาไหม้ตรงตามค่าที่โรงไฟฟ้าชีวมวลกำหนด ซึ่งกำหนดอยู่ที่ร้อยละ 7 ของปริมาณออกซิเจน โดยผลจากการจำลองพบว่าอัตราการไหลของอากาศจากแบบจำลองมีค่าเท่ากับ 141.26 กิโลกรัมต่อวินาที เมื่อเปรียบเทียบกับข้อมูลจริงจากโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงมีค่าเท่ากับ 132.56 กิโลกรัมต่อวินาที โดยพบว่ามีคลาดเคลื่อนเท่ากับ 6.56% ทั้งนี้อัตราการไหลของอากาศในแบบจำลองมีค่ามากกว่าอัตราการไหลของอากาศจากข้อมูลจริง เนื่องจากค่าจากแบบจำลองเป็นปริมาณที่มาจากการคำนวณเพื่อให้ได้ตามค่ากำหนดของโรงไฟฟ้า (Design specification) แต่สำหรับข้อมูลจริงที่เก็บข้อมูลในช่วงการดำเนินการผลิตของโรงไฟฟ้าชีวมวลจะเป็นข้อมูลโดยเฉลี่ยในช่วงเวลานั้นๆ ซึ่งค่าที่วัดได้จริงจากกระบวนการผลิตอาจมีความคลาดเคลื่อนได้อย่างมีนัยสำคัญ และสำหรับการควบคุมปริมาณของร้อยละออกซิเจนของกระบวนการผลิตจริงจะเป็นการควบคุมโดยพนักงานควบคุมในห้องปฏิบัติการควบคุม (DCS Control room) ซึ่งจะทำการปรับอัตราการไหลของอากาศเพื่อให้ตรงตามค่าควบคุมเช่นกัน

สำหรับกำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้ ซึ่งผลของแบบจำลองมีกำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้ เท่ากับ 103.43 เมกกะวัตต์ เมื่อเปรียบเทียบกับข้อมูลจริงจากโรงไฟฟ้าชีวมวลที่ 100.25 เมกกะวัตต์ ซึ่งจะเห็นได้ว่ากำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้จากแบบจำลองมีปริมาณที่มากกว่าข้อมูลจริง โดยมีความคลาดเคลื่อนประมาณ 3.17% ทั้งนี้เนื่องจากประสิทธิภาพของกังหันไอน้ำและปริมาณไอน้ำที่แตกต่างกัน ในกระบวนการผลิตจริง จะมีไอน้ำบางส่วนใช้ในการขับเคลื่อนกังหัน และหลอมเลี้ยงตรงส่วนของ Grand turbine ในเครื่องกังหันไอน้ำในแต่ละ stage ซึ่งมีปริมาณที่เล็กน้อยเมื่อเทียบกับปริมาณไอน้ำทั้งหมดที่ผลิตได้ โดยในแบบจำลองกระบวนการนี้จะละทิ้งในส่วนของไอน้ำเหล่านี้ จึงทำให้กำลังผลิตไฟฟ้าที่ได้จากแบบจำลองมีปริมาณมากกว่าจากการที่มีปริมาณไอน้ำขับเคลื่อนมากกว่ากระบวนการผลิตจริง

จากการศึกษาผลการเปรียบเทียบของผลการจำลองกระบวนการและข้อมูลการเดินเครื่องจริงของโรงไฟฟ้าชีวมวลดังที่กล่าวมาข้างต้น จะเห็นได้ว่าผลของแบบจำลองกระบวนการที่ในกรณีพื้นฐาน (Base case) มีผลการจำลองที่ใกล้เคียงกับข้อมูลการเดินเครื่องจริงของโรงไฟฟ้าชีวมวล

อ้างอิง ซึ่งสามารถเป็นตัวแทนของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าชีวมวลจริง ใน การศึกษาขั้นต่อไปได้ ดังนั้นผู้วิจัยจึงใช้แบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าในกรณีพื้นฐานนี้ เป็นแบบจำลองเพื่อศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Study case) ดัง แสดงผลการศึกษาในหัวข้อถัดไป

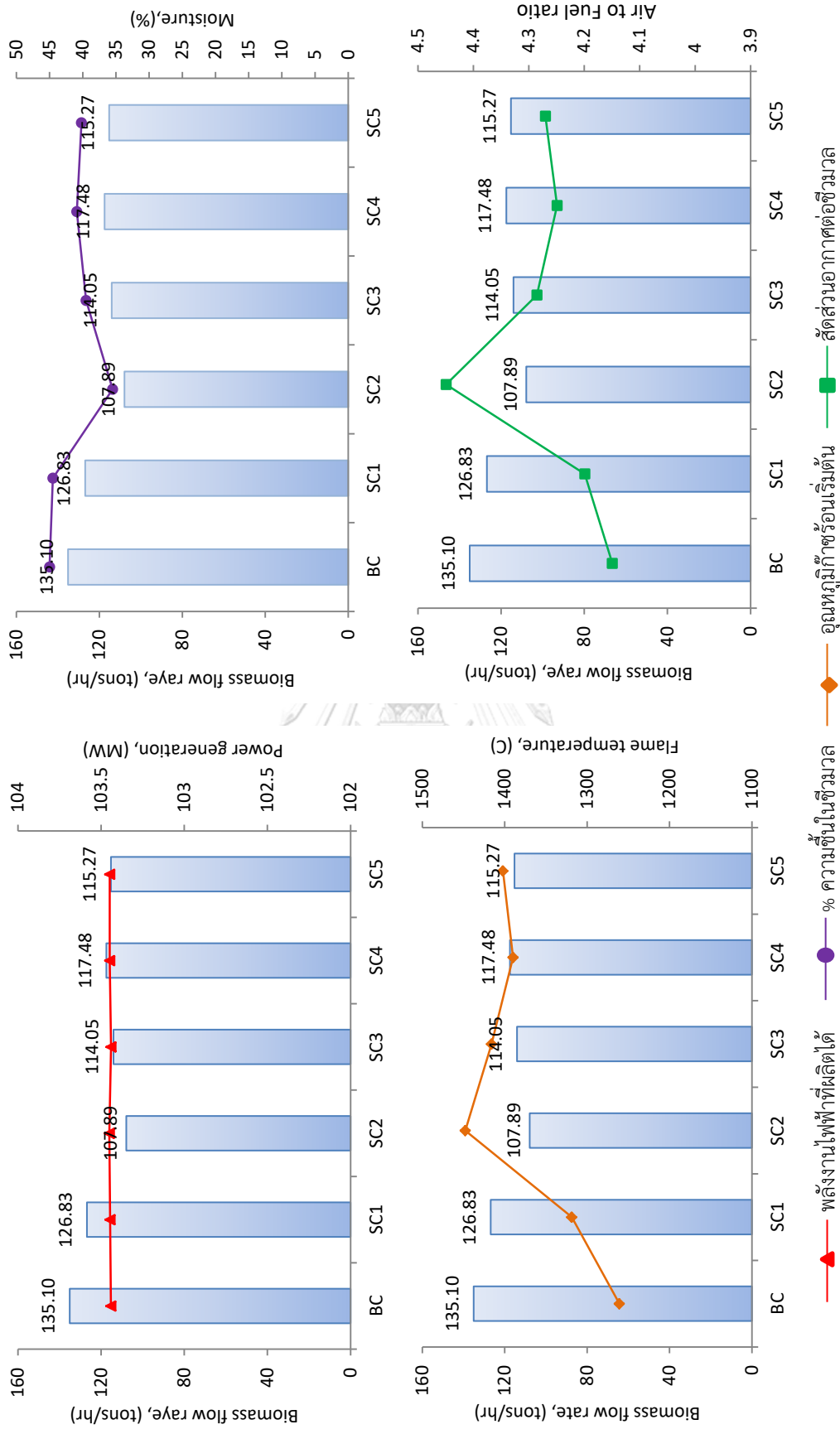


### 5.3 ผลการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม (Study case)

ในการศึกษากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้ด้วยเทคโนโลยีฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ได้แก่ ภาคเหนือ ภาคกลาง ภาคตะวันออก ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคใต้ มาเป็นวัตถุดิบเชื้อเพลิงชีวมวลในการเผาไหม้ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า เพื่อให้สามารถผลิตไอน้ำหลัก (Main steam) ที่มีสภาวะตรงตามข้อกำหนดของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงที่อุณหภูมิ 540 องศาเซลเซียส ความดัน 13.70 เมกะปาสคาล ที่กำลังการผลิตไฟฟ้าเท่ากับ 103 เมกะวัตต์ ซึ่งได้อธิบายหลักการจำลองกระบวนการและค่าพารามิเตอร์ที่เกี่ยวข้องในหัวข้อที่ 4.4.2 โดยนำแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าในกรณีพื้นฐาน มาพัฒนาแบบจำลองโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่แตกต่างกันใน 5 ภูมิภาค ดังแสดงวัตถุดิบชีวมวลใน 5 กรณีศึกษาในตารางที่ 5.3 และแสดงผลการจำลองกระบวนการสำหรับ 5 กรณีศึกษาในภาคผนวกที่ ค - ช โดยนำผลการจำลองกระบวนการมาวิเคราะห์ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่ใช้ในการเผาไหม้แต่ละกรณีเทียบกับพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้, ปริมาณความชื้นในเชื้อเพลิงชีวมวลผสม, อุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้น และสัดส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงชีวมวล ดังแสดงในรูปที่ 5.2ก - 5.2ง

ตารางที่ 5.3 แบบจำลองและเชื้อเพลิงชีวมวลที่ทำการศึกษาทั้ง 5 กรณี

แบบจำลอง Aspen Plus	แบบจำลองโรงไฟฟ้า	วัตถุดิบชีวมวล
BC	โรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง	ไม้ซิ่นสับ
SC1	ภาคเหนือ	ไม้ซิ่นสับ, ชานอ้อย, ชังข้าวโพด
SC2	ภาคกลาง	ไม้ซิ่นสับ, ชานอ้อย, แกลบ
SC3	ภาคตะวันออก	ไม้ซิ่นสับ, เหง้ามัน, แกลบ, หล้าเนเปียร์
SC4	ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	ไม้ซิ่นสับ, เหง้ามัน, แกลบ, หล้าเนเปียร์, ชังข้าวโพด
SC5	ภาคใต้	ไม้ซิ่นสับ, ทะลายปาล์ม, เปลือกไม้, เศษไม้, เปลือกมะพร้าว



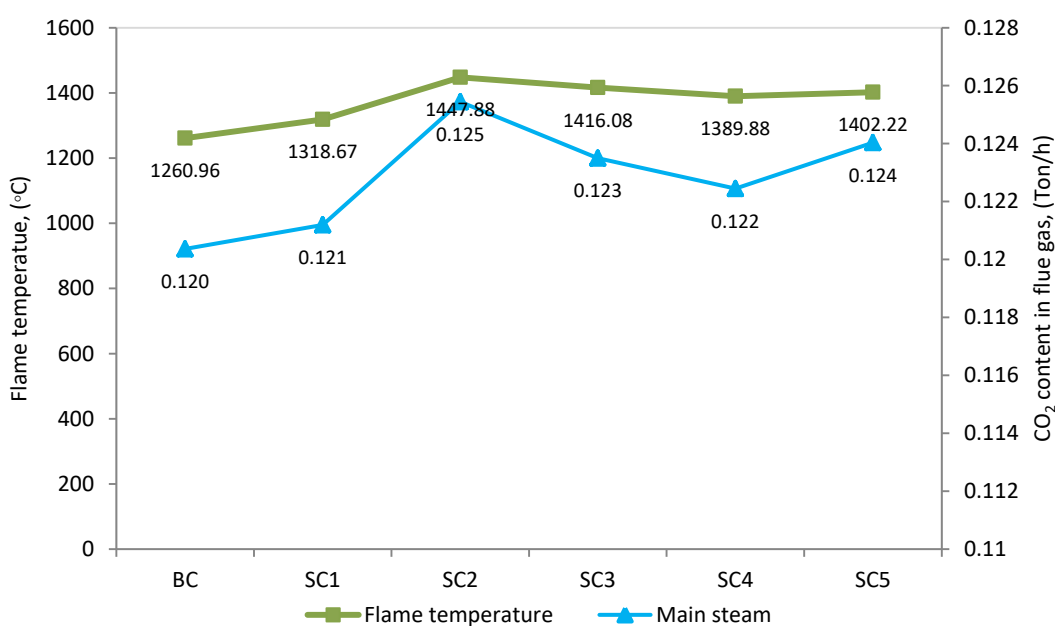
รูปที่ 5.2ก - 5.2ง ปริมาณการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสม เทียบกับ พลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้, %ความชื้น, อุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้น, สัดส่วนอากาศต่อชีวมวล

จากรูปที่ 5.2ก - 5.2ง แสดงปริมาณการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมเทียบกับพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้ ปริมาณความชื้นในเชื้อเพลิงชีวมวลผสม อุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้น และสัดส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงชีวมวล ตามลำดับ โดยการศึกษาปริมาณของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมตั้งต้นที่ใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้าในแต่ละกรณีศึกษาจะเป็นปริมาณที่มาจากค่าคำนวณ โดยจะคำนวณปริมาณของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่เหมาะสม เพื่อให้สามารถผลิตไอน้ำหลักที่มีสภาวะเท่ากับโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงที่อุณหภูมิ 540 องศาเซลเซียส ความดัน 13.70 เมกะปาสคาล โดยที่มีกำลังการผลิตพลังงานไฟฟ้าเท่ากับที่ 103.43 เมกกะวัตต์

จากรูปที่ 5.2ก แสดงปริมาณการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมเทียบกับพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้ ซึ่งแสดงปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่ใช้ในแต่ละกรณีศึกษา โดยเรียงลำดับภูมิภาคของเชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่ใช้ปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลน้อยไปมาก ดังนี้ SC2 (ภาคกลาง), SC3 (ภาคตะวันออก), SC5 (ภาคใต้), SC4 (ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ), SC1 (ภาคเหนือ) และ BC (กรณีพื้นฐาน) โดยที่ใช้ปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลเท่ากับ 107.89 ตัน/ชั่วโมง 114.05 ตัน/ชั่วโมง 115.27 ตัน/ชั่วโมง 117.48 ตัน/ชั่วโมง 126.83 ตัน/ชั่วโมง และ 135.10 ตัน/ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นได้ว่า การใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมทำให้ใช้ปริมาณของเชื้อเพลิงชีวมวลในการเผาไหม้เพื่อผลิตพลังงานไฟฟ้าที่กำลังการผลิตเท่ากับที่ 103.43 เมกกะวัตต์ โดยใช้ปริมาณเชื้อเพลิงที่น้อยกว่าในกรณีพื้นฐาน ซึ่งในกรณีพื้นฐานของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงใช้ชีวมวลขึ้นไม้สับเพียงชนิดเดียวเท่านั้น โดยแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า SC2 ที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลาง ซึ่งได้แก่ ไม้ขึ้นสับ, ชานอ้อย และแกลบ ในอัตราส่วน 0.5, 0.2, 0.3 ตามลำดับ ใช้ปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลผสมน้อยที่สุด เท่ากับ 107.89 ตัน/ชั่วโมง เมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภูมิภาคอื่นๆ

จากรูปที่ 5.2ข - 5.2ง แสดงปริมาณการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมเทียบกับปริมาณความชื้นที่มีในเชื้อเพลิงชีวมวลผสม, อุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้น และสัดส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงชีวมวล ตามลำดับ จะเห็นได้ว่า ปริมาณการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมในแต่ละกรณีศึกษา มีความสอดคล้องกับตัวแปรทั้ง 3 ตัวแปรที่ทำการศึกษา กล่าวคือ เมื่อเชื้อเพลิงชีวมวลผสมมีปริมาณความชื้นโดยรวมที่ต่ำ และใช้อัตราส่วนของอากาศต่อเชื้อเพลิงชีวมวลในการเผาไหม้ที่สูง จะทำให้มีอุณหภูมิก๊าซร้อนตั้งต้นจากการเผาไหม้ที่สูง เนื่องจากต้องการใช้ปริมาณความร้อนในการระเหยน้ำในเชื้อเพลิงชีวมวลที่ต่ำ ส่งผลให้ต้องการใช้ปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลในการผลิตพลังงานไฟฟ้าที่น้อยด้วยเช่นกัน

ดังนั้นเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลาง ซึ่งได้แก่ ไม้ซี้บับ ชานอ้อย และแกลบ สามารถผลิตไอน้ำหลัก Main steam และพลังงานไฟฟ้าได้ตามสภาวะที่โรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงกำหนด โดยมีปริมาณความชื้น (Moisture) ที่ต่ำกว่าเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภูมิภาคอื่นๆ และเชื้อเพลิงซี้บับในกรณีพื้นฐาน ซึ่งทำให้ผลิตก๊าซร้อนที่มีอุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้นและอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงชีวมวลที่สูง ส่งผลให้สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ในปริมาณที่เท่ากับกรณีพื้นฐาน คือ 103 เมกกะวัตต์ โดยที่ใช้ปริมาณวัตถุดิบชีวมวลที่ต่ำกว่าเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงชีวมวลกรณีอื่นๆ



รูปที่ 5.3 ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซร้อนขาออกเทียบกับอุณหภูมิก๊าซร้อนตั้งต้น

การพิจารณาแบบจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าสำหรับการศึกษาระบบการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ โดยในการศึกษาผู้วิจัยจะเลือกแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ที่มีปริมาณการปลดปล่อยของคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงที่สุด เพื่อนำมาพัฒนาแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ร่วมกับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าในหัวข้อถัดไป

จากรูปที่ 5.3 จะเห็นได้ว่ากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลาง (SC2) มีปริมาณการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงที่สุดเมื่อเทียบกับการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภูมิภาคอื่นๆ ทั้งนี้เมื่อเปรียบเทียบกับอุณหภูมิก๊าซร้อนจากการเผาไหม้พบว่า

ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปลดปล่อยมีความสัมพันธ์กับอุณหภูมิก๊าซร้อน เมื่ออุณหภูมิก๊าซร้อนสูง จะทำให้มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงตามไปด้วยเช่นกัน

ดังนั้นในการกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ร่วมกับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจะเลือกใช้แบบจำลองจากภูมิภาคภาคกลางเป็นแบบจำลองในการศึกษา เพื่อลดปริมาณการปลดปล่อยของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่บรรยากาศ โดยจะกล่าวถึงผลการศึกษาในหัวข้อที่

5.5





#### 5.4 ผลการศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล

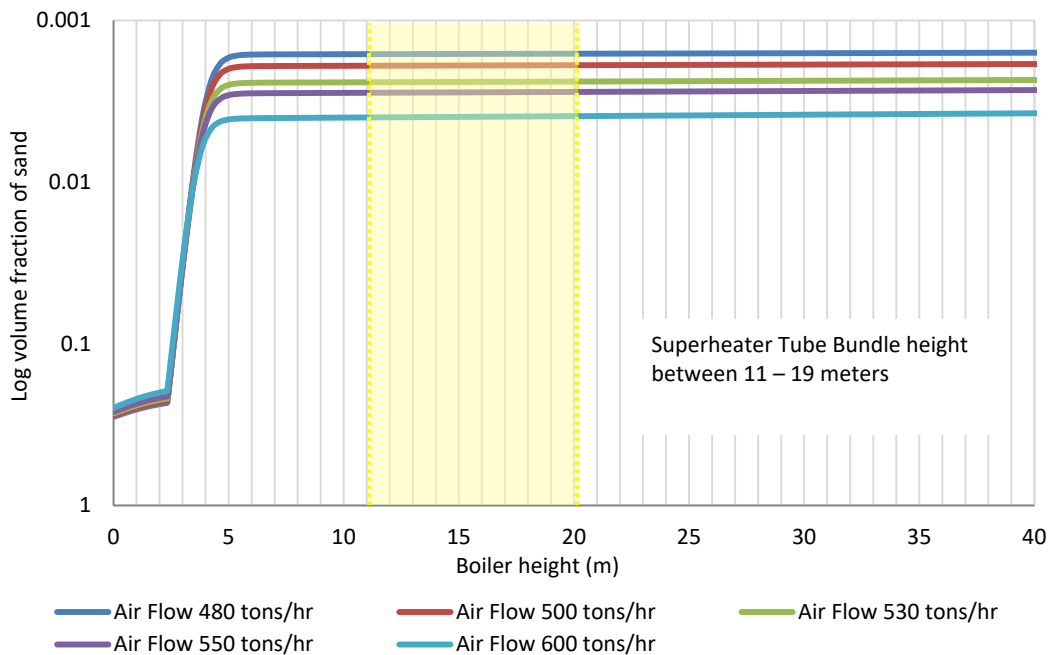
การศึกษากุทกพลศาสตร์ภายในของเตาเผาไหม้ เพื่อสะท้อนปรากฏการณ์จริงภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ซึ่งเป็นเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยมุ่งศึกษาผลกระทบ ต่อแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้ อันเนื่องมาจากการสึกกร่อนของท่อน้ำจากการ กระทบของอนุภาคของแข็งหรือเบดทราย โดยแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้คือ แผง ท่อแลกเปลี่ยนความร้อน Superheater ดังที่ได้กล่าวรายละเอียดมาในบทที่ 4.2.1 ซึ่งแผงท่อ แลกเปลี่ยนความร้อน Superheater มีทั้งสิ้น 6 แผง โดยมีระยะของแผงแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 6 แผง ตั้งแต่ระดับความสูงของเตาเผาไหม้ที่ 11 – 21 เมตร โดยจะทำการศึกษาการกระจายตัวของ สัดส่วนอนุภาคของแข็งโดยปริมาตร (solid volume fraction) และความเร็วของของไหล (Superficial velocity) ที่อัตราการไหลของอากาศ 480, 500, 530, 550 และ 600 ตัน/ชั่วโมง โดย เป็นปริมาณอากาศจากการคำนวณในแต่ละกรณีศึกษาของการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงผสม ทั้ง 5 ภูมิภาค และแสดงผลการจำลองกระบวนการในภาคผนวกที่ ๗ และจากผลการจำลอง พบว่า สามารถแบ่งตำแหน่งของของไหลเป็น 2 ช่วง คือ 1. ตำแหน่งที่ของแข็งเริ่มยกตัว (Dense zone) และ 2. ตำแหน่งที่ของแข็งเริ่มฟุ้งกระจาย (Free board zone) โดยแสดงสัดส่วนอนุภาคของแข็งโดย ปริมาตรและความเร็วของของไหล ณ ตำแหน่งทั้งสอง ในตารางที่ 5.4 – 5.5 และแสดงสัดส่วน อนุภาคของแข็งโดยปริมาตรและความเร็วของของไหลเทียบกับความสูงของเตาเผาไหม้ ในรูปที่ 5.4 – 5.5 ตามลำดับ

ตารางที่ 5.4 สัดส่วนอนุภาคของแข็งโดยปริมาตร และความเร็วของของไหล ณ ตำแหน่งที่ของแข็งเริ่มยกตัว (Dense zone)

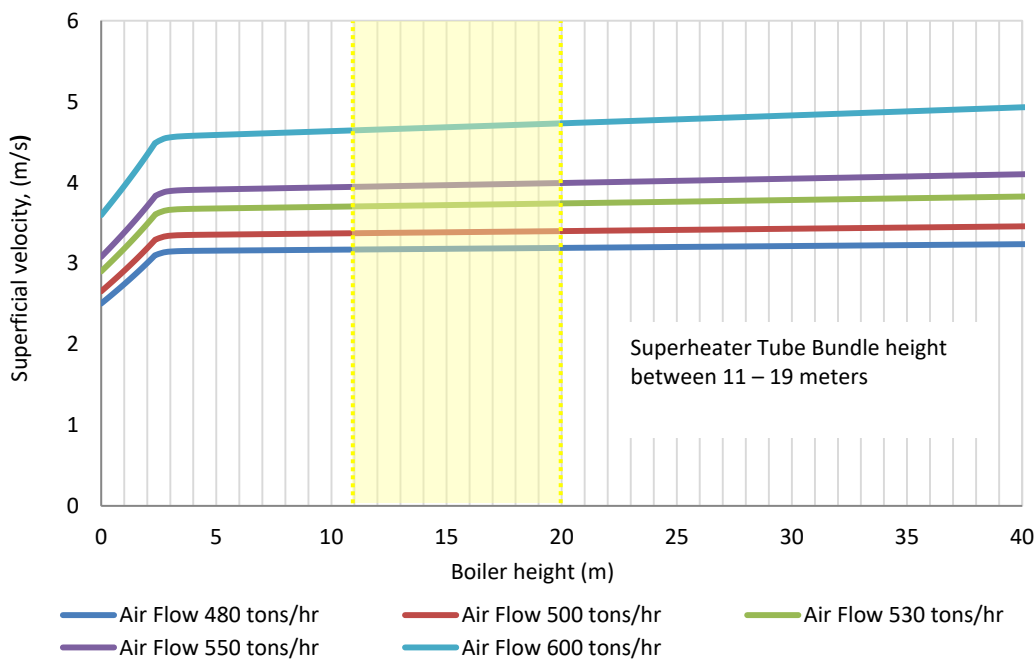
อัตราการไหลของอากาศ, (Ton hr <sup>-1</sup> )	ตำแหน่งที่ของแข็งเริ่ม ลอยตัว, (m)	Solid volume fraction	Superficial velocity, (m s <sup>-1</sup> )
480	0	0.2825	2.502
500	0	0.2771	2.652
530	0	0.2689	2.899
550	0	0.2633	3.078
600	0	0.2488	3.595

ตารางที่ 5.5 สัดส่วนอนุภาคของแข็งโดยปริมาตร และความเร็วของของไหล ณ ตำแหน่งที่ของแข็งเริ่มฟุ้งกระจาย (Free board zone)

อัตราการไหลของอากาศ, (Ton hr <sup>-1</sup> )	ตำแหน่งที่ของแข็งเริ่ม ฟุ้งกระจาย, (m)	Solid volume fraction	Superficial velocity, (m s <sup>-1</sup> )
480	2.333	0.231	3.098
500	2.347	0.225	3.291
530	2.359	0.217	3.606
550	2.361	0.211	3.835
600	2.338	0.195	4.486



รูปที่ 5.4 สัดส่วนของแข็งโดยปริมาตรเทียบกับความสูงของเตาเผาไหม้



รูปที่ 5.5 ความเร็วของของไหลเทียบกับความสูงของเตาเผาไหม้

ตารางที่ 5.4 และ 5.5 แสดงสัดส่วนอนุภาคของแข็งโดยปริมาตร และความเร็วของของไหล ณ ตำแหน่งที่ของแข็งเริ่มยกตัว (Dense zone) และตำแหน่งที่ของแข็งเริ่มฟุ้งกระจาย (Free board zone) ตามลำดับ โดยทำการป้อนอากาศที่มีอัตราการไหลที่แตกต่างกันที่ 480 500 530 550 600 ตัน/ชั่วโมง โดยเป็นอัตราการไหลที่มาจากปริมาณในแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่ได้ทำการศึกษา ซึ่งจะเห็นได้ว่า ที่ตำแหน่งด้านล่างของเตาเผาไหม้ที่ 0 เมตร และเมื่อทำการป้อนอากาศเข้าสู่เตาเผาไหม้ จะทำให้อนุภาคของแข็งหรือเบตทรายขยับตัวและเริ่มยกตัว โดยมีสัดส่วนของอนุภาคของแข็งโดยปริมาตร เท่ากับ 0.2828, 0.2771, 0.2689, 0.2633, 0.2488 และมีความเร็วในการไหลตามผิวเท่ากับ 2.502, 2.652, 2.899, 3.078, 3.595 เมตร/วินาที ตามลำดับ โดยทำการป้อนอากาศอย่างต่อเนื่อง จนถึงสถานะที่ทำให้น้ำหนักของเบตทรายเท่ากับแรงเสียดทานของการไหลที่กระทำต่อเบตทราย ซึ่งจะทำให้เบตทรายเริ่มลอยตัวได้อย่างอิสระ จากผลการจำลองในตารางที่ 5.5 จะพบว่าเบตทรายเริ่มลอยตัวอย่างอิสระและฟุ้งกระจายที่ตำแหน่ง เท่ากับ 2.333, 2.347, 2.359, 2.361, 2.338 เมตร ตามลำดับ โดยมีสัดส่วนของอนุภาคของแข็งโดยปริมาตร เท่ากับ 0.231, 0.225, 0.217, 0.211, 0.195 และมีความเร็วในการไหลตามผิวเท่ากับ 3.098, 3.291, 3.606, 3.835, 4.486 เมตร/วินาที ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นว่าสัดส่วนของอนุภาคของแข็งจะลดลงและความเร็วของของไหลมีความเร็วสูงขึ้น เนื่องจากเกิดการฟลูอิดเซชันภายในเตาเผาไหม้ ทำให้อนุภาคของแข็งเกิดการกระจายตัวตามความสูงของเตาเผาไหม้

ทั้งนี้การป้อนอากาศที่อัตราการไหลและความเร็วที่ต่างกัน ปริมาณเบตทรายที่ยกตัวและฟุ้งกระจายมีค่าไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ แต่ความเร็วในการไหลตามผิวมีค่าเพิ่มมากขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศ ซึ่งสำหรับเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไดซ์เบดจะมีความเร็วที่ 3.5 – 4.5 เมตร/วินาที โดยถ้ามีความเร็วของอากาศที่สูงเกินไปจะทำให้เกิดการสีกกร่อนของท่อภายในเตาเผาไหม้ได้ อันเนื่องจากการเสียดสีของอนุภาคของแข็งที่มีความเร็วสูง

จากนั้นจะทำการศึกษาสัดส่วนของแข็งโดยปริมาตรและความเร็วของการไหลตามผิวตามความสูงของเตาเผาไหม้ ดังแสดงในรูปที่ 5.4 และ 5.5 ตามลำดับ โดยที่แสดงสัดส่วนของของแข็งโดยปริมาตรในแกนของลอการิทึม (Logarithm of solid volumn fraction) จะเห็นได้ว่า สัดส่วนของของแข็งมีปริมาณมากและหนาแน่น ที่ระดับความสูง 0 – 2 เมตรดังที่ได้กล่าวมาข้างต้น โดยเมื่อเวลาผ่านไปของแข็งจะเกิดการลอยตัวและฟุ้งกระจาย ซึ่งเมื่อพิจารณาที่ตำแหน่งของท่อแลกเปลี่ยนความ

ร้อนภายในเตาเผาไหม้ที่ตำแหน่ง 11 – 19 เมตร จะเห็นได้ว่ามีปริมาณของเบตทราายที่ฟุ้งกระจายขึ้นไปในปริมาณที่น้อยมาก และมีความเร็วของการไหลผ่านผิวที่คงที่ ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้ที่น้อย แต่อย่างไรก็ตาม ในการควบคุมกระบวนการผลิต จำต้องควบคุมที่ความเร็วของอากาศภายในเตาเผาไหม้ เพื่อไม่ให้เกิดแรงกระแทกที่มากเกินไปที่จะทำให้เกิดการสึกกร่อนต่อแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุด



## 5.5 ผลการศึกษาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล

การศึกษการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้เพื่อสามารถลดปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปล่อยออกสู่บรรยากาศของโรงไฟฟ้าชีวมวล โดยเลือกแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาค ที่มีปริมาณการปลดปล่อยของคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงที่สุด และนำมาพัฒนาแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ร่วมกับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้วิธีการดูดซึมทางเคมีด้วยตัวทำละลายเอมีนในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

สร้างแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้ตัวทำละลายเอมีนคือ สารโมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA) โดยอ้างอิงแบบจำลองจากงานวิจัยของ R.E. Dugas [22] ซึ่งแสดงผลการจำลองในภาคผนวกที่ ๓ แต่อย่างไรก็ตามในการสร้างแบบจำลองกระบวนการอ้างอิงนี้ ผู้วิจัยได้ทำการเปรียบเทียบและหาค่าความคลาดเคลื่อนของแบบจำลองที่สร้างขึ้นกับข้อมูลของงานวิจัยอ้างอิง เพื่อวัดความถูกต้องของแบบจำลองและสามารถนำไปใช้ในการศึกษาขั้นต่อไปได้อย่างถูกต้อง โดยการเปรียบเทียบผลการจำลองกับข้อมูลจากงานวิจัยอ้างอิง R.E. Dugas ดังตารางที่ 5.6

**ตารางที่ 5.6** การเปรียบเทียบผลการจำลองกับข้อมูลจากงานวิจัยอ้างอิง R.E. Dugas

ค่าพารามิเตอร์	ผลจากข้อมูลอ้างอิง [22]	ผลจากการจำลองกระบวนการ	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
Optimum Liquid/Gas ratio	4.04	4.04	0
CO <sub>2</sub> loading of RICHIN (molCO <sub>2</sub> molMEA <sup>-1</sup> )	0.0064	0.0889	12.89
CO <sub>2</sub> loading of LEANOUT (molCO <sub>2</sub> molMEA <sup>-1</sup> )	0.0042	0.0304	6.23
Capture efficiency	63.01	63.01	0
Specific reboiler duty (MJ kgCO <sub>2</sub> <sup>-1</sup> )	4.19502	4.19507	0.001

จากการศึกษากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกระบวนการเผาไหม้ด้วยเทคโนโลยีฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำ โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศไทย ได้แก่ ภาคเหนือ ภาคกลาง ภาคตะวันออก ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคใต้ จะพบว่ากรณีศึกษากระบวนการผลิตไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง มีปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นในก๊าซร้อนสูงสุดเมื่อเทียบกับกรณีศึกษาจากเชื้อเพลิงชีวมวลในภูมิภาคอื่นๆ โดยมีสัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นในก๊าซร้อน (Mole fraction) เท่ากับ 0.125

โดยในการจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ร่วมกับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าชีวมวล เนื่องจากก๊าซร้อนที่ผลิตได้จากกระบวนการผลิตไฟฟ้ามีปริมาณที่สูง เมื่อเทียบกับแบบจำลองอ้างอิงที่เป็นระดับการทดลอง Laboratory scale ทำให้ในการพัฒนาแบบจำลองจำต้องขยายขนาดของ Absorber – Stripper ซึ่งอ้างอิงขนาดของหอดูดซึมและหอสกัด แยกจากงานวิจัย Usman [23] ซึ่งมีปริมาณก๊าซเข้าและองค์ประกอบของกระบวนการที่ใกล้เคียงกัน โดยแสดงการเปรียบเทียบค่าพารามิเตอร์ขาเข้าของโมเดลแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ดังตารางที่ 5.7 และแสดงผลการเปรียบเทียบของพารามิเตอร์ที่เกี่ยวข้องจากการขยายการผลิต ของแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน ดังตารางที่ 5.8

ตารางที่ 5.7 ค่าพารามิเตอร์ขาเข้าของโมเดลแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

พารามิเตอร์	Laboratory scale	Biomass power plant w/ CO <sub>2</sub> capture (Scaling up)
Absorber		
Diameter, m	0.427	16.13
Packing height, m	6.1	23.04
Stripper		
Diameter, m	0.427	14.61
Packing height, m	6.1	25.62

**ตารางที่ 5.8** การเปรียบเทียบของค่าพารามิเตอร์ที่เกี่ยวข้องจากการขยายการผลิตของแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้ 30% สารโมโนเอทานอลามีน

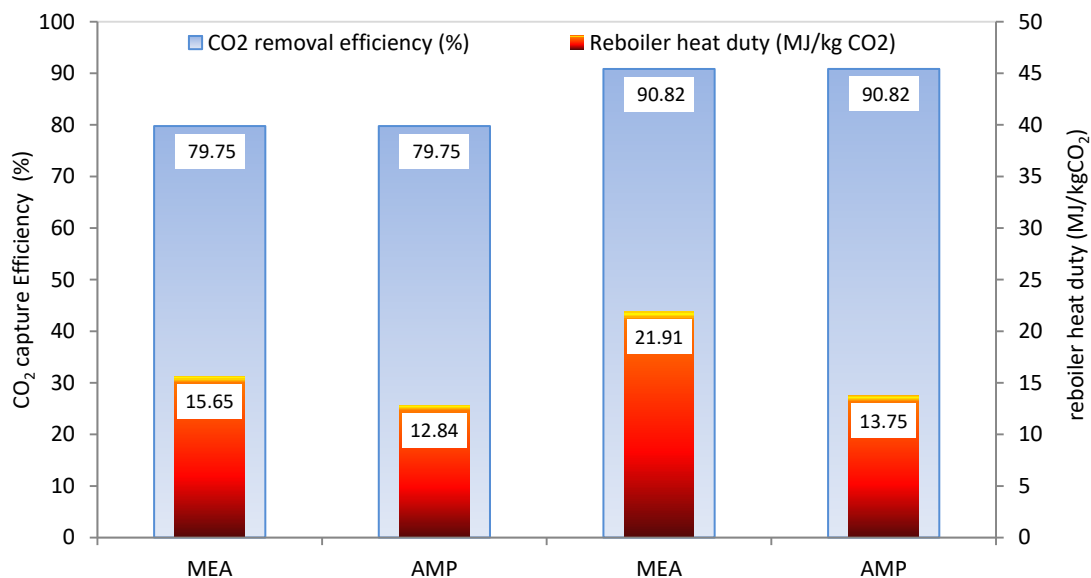
พารามิเตอร์	Laboratory scale	Biomass power plant w/ CO <sub>2</sub> capture model (Scaling up)	
Flue gas inlet, [kg hr <sup>-1</sup> ]	571.99	528,361.20	528,361.20
Optimum Liquid/Gas ratio	4.04	3.75	4.24
Capture efficiency, [%]	63.01	79.75	90.82
Specific reboiler duty, [MJ kg CO <sub>2</sub> <sup>-1</sup> ]	4.19	15.65	21.91

จากนั้นนำแบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่สร้างขึ้นมาพัฒนาร่วมกับแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสม โดยสารละลายในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะใช้สารละลายเอมีนที่แตกต่างกัน 2 ชนิดคือ สารโมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA) และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (2-amino-2-methyl-1-propanol; AMP) ซึ่งสามารถแสดงผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ดังแสดงในภาคผนวกที่ ๕-๖ ตามลำดับ และแสดงการเปรียบเทียบของค่าพารามิเตอร์ที่เกี่ยวข้องของแบบจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ในตารางที่ 5.9

**ตารางที่ 5.9** การเปรียบเทียบของค่าพารามิเตอร์ของการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

พารามิเตอร์	CO <sub>2</sub> capture by MEA		CO <sub>2</sub> capture by AMP	
Flue gas inlet, [kg hr <sup>-1</sup> ]	528,361.20	528,361.20	528,361.20	528,361.20
Liquid/Gas ratio	3.75	4.24	3.56	4.03
Capture efficiency, [%]	79.75	90.82	79.75	90.82
Specific reboiler duty, [MJ kg CO <sub>2</sub> <sup>-1</sup> ]	15.65	21.91	12.84	13.75





รูปที่ 5.6 ประสิทธิภาพและพลังงานในการรีเจนเนอเรท ของการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA) และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (2-amino-2-methyl-1-propanol; AMP)

จากรูปที่ 5.6 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ โดยใช้วิธีการดูดซึมทางเคมีจากสารละลายเอมีนที่แตกต่างกัน 2 ชนิด คือ สารโมโนเอทานอลามีน และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ซึ่งผลการจำลองพบว่า ที่ประสิทธิภาพการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่เท่ากัน การใช้สารละลาย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล จะใช้ปริมาณสารละลาย อัตราส่วนของเหลวต่อก๊าซ (Liquid/Gas ratio) และพลังงานในการรีเจนเนอเรชัน (Reboiler duty) ที่น้อยกว่าการใช้สารละลายโมโนเอทานอลามีนเป็นตัวดูดซึม

จากการศึกษาสามารถสรุปได้ว่า สำหรับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลาง ได้แก่ ชันไม้สับ ชานอ้อย และแกลบ ซึ่งในการเผาไหม้ทำให้เกิดการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่บรรยากาศที่ 0.125 โดยโมล ซึ่งเมื่อทำการศึกษาการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมีพบว่า ในการใช้ตัวทำละลาย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล จะสามารถดูดซึมก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากก๊าซไอเสีย โดยมีประสิทธิภาพการดักจับสูงสุดที่ 90.82% โดยใช้อัตราส่วนของตัวทำละลายต่อก๊าซร้อน เท่ากับ 4.03 และใช้พลังงานในการรีเจนเนอเรชัน เท่ากับ 13.75 เมกกะจูล/กิโลกรัม ซึ่งมีค่าน้อยกว่าการใช้ตัวทำละลายโมโนเอทานอลามีน

## บทที่ 6

### สรุปการวิจัยและข้อเสนอแนะ

#### 6.1 สรุปการวิจัย

สถานการณ์การใช้พลังงานไฟฟ้าในประเทศไทย มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ซึ่งพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลได้รับความสนใจและถูกส่งเสริมจากภาครัฐและภาคเอกชน และยังส่งผลต่อสถานะการณ์ของโลก โดยทำให้ลดสถานะเรือนกระจกและลดสถานะโลกร้อน จากการลดการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากการเผาไหม้ ทำให้เกิดการหมุนเวียนและไม่มีการปลดปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ

ในด้านกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าชีวมวล ซึ่งการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมเป็นเชื้อเพลิงในการการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยเป็นการใช้วัตถุดิบชีวมวลที่เหลือใช้จากการเกษตร นำมาใช้ให้เกิดประโยชน์ โดยการนำมาเผาไหม้เพื่อเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานความร้อน ไอน้ำ และพลังงานไฟฟ้า และยังเป็นการเพิ่มโอกาสในการจัดซื้อจัดหาเชื้อเพลิงชีวมวลให้กับผู้ประกอบการโรงไฟฟ้าอีกด้วย

ในด้านสิ่งแวดล้อมของโรงไฟฟ้าชีวมวล ซึ่งโรงไฟฟ้าชีวมวลในปัจจุบันยังคงมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่บรรยากาศในปริมาณที่สูง เฉลี่ยแล้วประมาณร้อยละ 14 ของปริมาณก๊าซร้อนที่ปล่อยออกทางปล่องไอเสีย ซึ่งการติดตั้งกระบวนการการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ให้กับโรงไฟฟ้า จะสามารถลดปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปลดปล่อยออกสู่บรรยากาศได้ ซึ่งวิธีการดักจับนั้นมีด้วยกันหลายวิธี เช่น การดูดซับโดยการเปลี่ยนความดัน (Pressure swing absorption: PSA) การแยกด้วยเยื่อเลือกผ่าน (Membrane separation) การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption) และการดูดซับทางเคมี (Chemical absorption) เป็นต้น ซึ่งโดยทั่วไปจะนิยมใช้วิธีการดูดซับทางเคมีโดยใช้สารละลายเอมีน เนื่องจากมีราคาต้นทุน และลงทุนต่ำ

งานวิจัยนี้มุ่งศึกษาการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสม ทั้งนี้เพื่อลดความเสี่ยงการขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวลที่อาจจะเกิดขึ้น อันเนื่องจากการพึ่งพาเชื้อเพลิงชีวมวลเพียงชนิดเดียวของโรงไฟฟ้าชีวมวล โดยผู้วิจัยทำการประเมินชนิดของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ศึกษาจากศักยภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหลืออยู่ในแต่ละภูมิภาคของประเทศไทย โดยนำมา

ประเมินควบคู่ไปกับคุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิด รวมไปถึงข้อจำกัดในการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลของโรงไฟฟ้าชีวมวล

จากการศึกษาเชื้อเพลิงชีวมวลที่เหมาะสม โดยคำนึงถึงข้อจำกัดของเชื้อเพลิงชีวมวลต่อการผลิตพลังงานไฟฟ้า สามารถสรุปได้ว่าวัสดุชีวมวลที่หลีกเลี่ยงจากการเกษตร ได้แก่ แกลบ ชานอ้อย และเหง้ามัน เหมาะสมต่อการนำมาเป็นเชื้อเพลิงชีวมวลสำรองเนื่องจากมีปริมาณและศักยภาพ รวมถึงไม่ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมในระดับต่ำต่อหม้อกำเนิดไอน้ำของโรงไฟฟ้าชีวมวล และสำหรับวัสดุชีวมวลชนิดอื่น ยังคงนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงได้ ทั้งนี้ขึ้นกับการกำหนดสัดส่วนในการใช้วัตถุดิบชีวมวลตั้งต้นของผู้ประกอบการผลิตไฟฟ้าแต่ละราย

จากการศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจาก 5 ภูมิภาคของประเทศ ไทย สามารถสรุปได้ว่าเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลาง ได้แก่ ไม้ซิ่นสับ, ชานอ้อย และแกลบ สามารถผลิตไอน้ำหลัก Main steam และพลังงานไฟฟ้า ได้ตามสภาวะที่โรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง กำหนด โดยมีปริมาณความชื้น (Moisture) ที่ต่ำกว่าเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภูมิภาคอื่นๆ และเชื้อเพลิงซิ่นไม้สับในกรณีพื้นฐาน ซึ่งทำให้ผลิตก๊าซร้อนที่มีอุณหภูมิก๊าซร้อนเริ่มต้นและอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงชีวมวลที่สูง ส่งผลให้สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ในปริมาณที่เท่ากับกรณีพื้นฐาน คือ 103 เมกกะวัตต์ โดยที่ใช้ปริมาณวัตถุดิบชีวมวลที่ต่ำที่สุดเท่ากับ 107.89 ตัน/ชั่วโมง เมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงชีวมวลผสมกรณีอื่นๆ และกรณีพื้นฐานของโรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิง โดยที่โรงไฟฟ้าชีวมวลอ้างอิงใช้ปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวล 135.10 ตัน/ชั่วโมง

จากการศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ ระหว่างอนุภาคของแข็งในที่นี้คือเบตทราย และของไหลอากาศ โดยใช้อัตราการไหลของอากาศจากการคำนวณในแบบจำลองการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมที่แตกต่างกันที่ 480 500 530 550 600 ตัน/ชั่วโมง ทั้งนี้การป้อนอากาศที่อัตราการไหลและความเร็วที่แตกต่างกัน ปริมาณเบตทรายที่ยกตัวและฟุ้งกระจายมีค่าไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ แต่ความเร็วในการไหลตามผิวมีค่าเพิ่มมากขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศ ซึ่งสำหรับเตาเผาไหม้ชนิดฟลูอิดไคซ์เบตจะมีความเร็วที่ 3.5–4.5 เมตร/วินาที โดยถ้ามีความเร็วของอากาศที่สูงเกินไปจะทำให้เกิดการสีกกร่อนของท่อน้ำภายในเตาเผาไหม้ได้ อันเนื่องจากการเสียดสีของอนุภาคของแข็งที่มีความเร็วสูง และจะพบว่าสัดส่วนของของแข็งที่มีปริมาณมากและหนาแน่นที่ระดับความสูง 0 – 2 เมตร โดยเมื่อเวลาผ่านไปของแข็งจะเกิดการลอยตัวและฟุ้งกระจาย

ซึ่งเมื่อพิจารณาที่ตำแหน่งของท่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้ที่ตำแหน่ง 11–19 เมตร จะเห็นได้ว่ามีปริมาณของเบตทรายที่ฟุ้งกระจายขึ้นไปในปริมาณที่น้อยมาก และมีความเร็วของการไหลผ่านผิวที่คงที่ ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อท่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเผาไหม้ที่น้อย แต่อย่างไรก็ตาม ในการควบคุมกระบวนการผลิตจำเป็นต้องควบคุมที่ความเร็วของอากาศภายในเตาเผาไหม้ เพื่อไม่ให้เกิดแรงกระแทกที่มากจนเกินไปที่จะทำให้เกิดการสึกกร่อนต่อแผงท่อแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุด

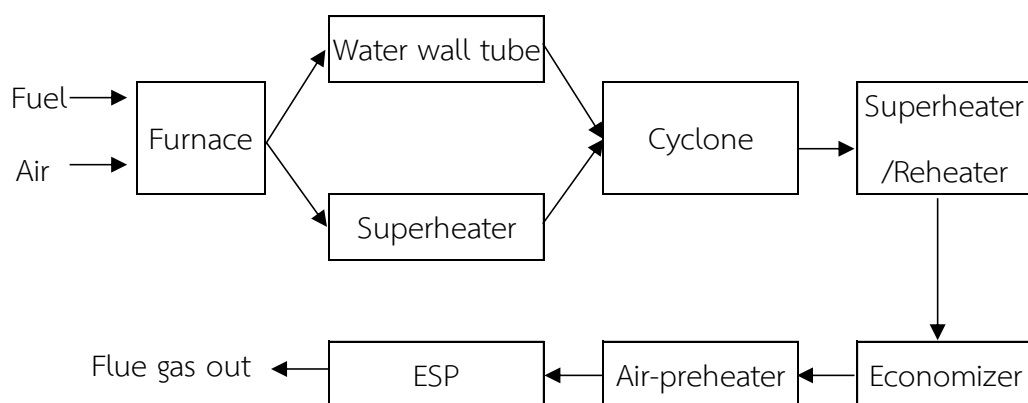
จากการศึกษากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ โดยใช้วิธีการดูดซึมทางเคมีจากสารละลายเอมีนที่แตกต่างกัน 2 ชนิด คือ สารโมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine; MEA) และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (2-amino-2-methyl-1-propanol; AMP) สามารถสรุปได้ว่า ที่ประสิทธิภาพการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่เท่ากัน การใช้สารละลาย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล จะใช้ปริมาณสารละลาย (Lean solvent) อัตราส่วนของเหลวต่อก๊าซ (Liquid/Gas ratio) และพลังงานในการรีเจนเนอเรชัน (Reboiler duty) ที่น้อยกว่าการใช้สารละลายโมโนเอทานอลามีนเป็นตัวดูดซึม

ดังนั้นสามารถสรุปงานวิจัยได้ว่า สำหรับการศึกษากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมพบว่า เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลาง ได้แก่ ชันไม้สับ ชานอ้อย และแกลบ มีศักยภาพและเหมาะสมต่อการใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้น โดยส่งผลกระทบต่อหม้อกำเนิดไอน้ำ และสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ตามที่โรงไฟฟ้าชีวมวลกำหนดที่ 103 เมกกะวัตต์ โดยที่ใช้ปริมาณเชื้อเพลิง 107 ตัน/ชั่วโมง ซึ่งน้อยกว่ากรณีใช้เชื้อเพลิงชันไม้สับเพียงชนิดเดียวที่เท่ากับ 135 ตัน/ชั่วโมง ทั้งนี้เนื่องจากมีปริมาณความชื้นที่ต่ำและอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงที่สูง และพบว่าเชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลางมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุดอยู่ที่ 12.5% ดังนั้นจึงถูกเลือกนำมาศึกษาเกี่ยวกับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่าในการใช้ตัวทำละลาย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล จะสามารถดูดซึมก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากก๊าซไอเสีย โดยมีประสิทธิภาพการดักจับสูงสุดที่ 90.82% โดยใช้อัตราส่วนของตัวทำละลายต่อก๊าซร้อน เท่ากับ 4.03 และใช้พลังงานในการรีเจนเนอเรชันต่ำสุด เท่ากับ 13.75 เมกกะจูล/กิโลกรัม ซึ่งมีค่าน้อยกว่าการใช้ตัวทำละลายโมโนเอทานอลามีน

## 6.2 ข้อเสนอแนะจากการทำการวิจัย

### 6.2.1 สำหรับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า

- ในการศึกษาเชื้อเพลิงชีวมวลผสมในการผลิตพลังงานไฟฟ้าในงานวิจัยนี้ เป็นเพียงการศึกษาเบื้องต้นสำหรับการตัดสินใจในการเลือกวัตถุดิบชีวมวลให้กับผู้ประกอบการโรงไฟฟ้า โดยศึกษาลักษณะทางกายภาพและทางเคมีและศักยภาพของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิด รวมถึงจำลองการเผาไหม้และการผลิตพลังงานไฟฟ้า เพื่อเป็นแนวโน้มและเป็นข้อมูลในการตัดสินใจในเปลี่ยนวัตถุดิบตั้งต้นจากการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเพียงชนิดเดียว มาเป็นการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลหลากหลายชนิด ทั้งนี้ควรมีการศึกษาเพิ่มเติมเรื่องของราคาในการลงทุนและการขนส่ง ซึ่งจะทำให้ผู้ประกอบการโรงไฟฟ้าสามารถตัดสินใจได้มากขึ้น
- แบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าร่วมกับเครื่องกังหันไอน้ำที่ได้จำลองขึ้นในงานวิจัยนี้ สำหรับส่วนของการแลกเปลี่ยนความร้อน ผู้วิจัยได้ทำการจำลองโดยง่าย (simplify) แบบจำลองโดยใช้การจำลองเรียงกันแบบอนุกรม เนื่องจากข้อจำกัดของข้อมูลการเดินเครื่องของโรงไฟฟ้า (Operating data) ที่ไม่สามารถรายงานข้อมูลได้ทุกจุด แต่หากพิจารณาถึงกระบวนการผลิตจริง จะพบว่า การแลกเปลี่ยนความร้อนของน้ำ-ไอน้ำ ในผนังไอน้ำ (Water wall tube) และแผงแลกเปลี่ยนความร้อน Superheater จะเกิดขึ้นพร้อมกัน ซึ่งสำหรับการนำแบบจำลองไปพัฒนาขั้นต่อไป ผู้วิจัยแนะนำให้จำลองกระบวนการเป็นรูปแบบการต่อขนาน เพื่อให้ใกล้เคียงกับความเป็นจริงมากยิ่งขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 6.1



รูปที่ 6.1 แผนผังกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า แบบต่อขนานของส่วนแลกเปลี่ยนความร้อน

### 6.2.2 สำหรับกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล

- ในการศึกษากระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ร่วมกับกระบวนการผลิตไฟฟ้าในงานวิจัยนี้ เป็นเพียงการศึกษานำร่องให้กับผู้ประกอบการโรงไฟฟ้าในการเห็นความสำคัญของการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ด้วยตัวทำละลายที่เหมาะสม ทั้งนี้ควรมีการศึกษาเพิ่มเติมในเรื่องของการลงทุนและจุดคุ้มทุน รวมถึงการพิจารณาผลตอบแทนจากการนำผลิตภัณฑ์หรือก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่แยกได้นำไปใช้ต่อ หรือขายให้แก่ลูกค้าที่สนใจ เพื่อเป็นข้อมูลให้กับผู้ประกอบการโรงไฟฟ้า ในการตัดสินใจลงทุน
- แบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จำลองขึ้นในงานวิจัยนี้ จำลองโดยพิจารณาเฉพาะการเกิดปฏิกิริยาระหว่างก๊าซร้อนกับตัวทำละลายเอมีน เพื่อดูประสิทธิภาพในการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ แต่การศึกษาพบว่าควรพิจารณาในเรื่องความดันในการไหลของก๊าซร้อนในระบบ เนื่องจากการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมีนี้ จะมีความดันตกคร่อม (pressure drop) ที่สูง ซึ่งทำให้ก๊าซร้อนเข้าที่ไหลเข้าสู่ระบบการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ควรมีความดันที่สูงตามไปด้วย สำหรับการนำแบบจำลองไปพัฒนาขั้นต่อไป ผู้วิจัยแนะนำให้พิจารณาถึงความดันในการไหลในระบบควบคู่ไปกับการออกแบบการเพิ่มความดันให้กับระบบก่อนเข้าสู่กระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ทั้งนี้เพื่อไม่ให้เกิดผลกระทบต่อพัดลมดูด (Induce draft fan - ID fan) ที่เป็นเครื่องควบคุมความดันให้กับหม้อกำเนิดไอน้ำเพื่อให้ก๊าซร้อนสามารถไหลผ่านหม้อกำเนิดไอน้ำออกไปยังปล่องควันและปล่อยสู่บรรยากาศ
- แบบจำลองกระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จำลองขึ้นในงานวิจัยนี้ พิจารณาเฉพาะองค์ประกอบของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซร้อน ซึ่งสำหรับก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ( $SO_2$ ) ที่เป็นองค์ประกอบในก๊าซร้อนด้วยเช่นกัน แต่มีในปริมาณที่น้อยกว่า ซึ่งไม่สามารถสะท้อนการเกิดปฏิกิริยาระหว่างก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์และตัวทำละลายเอมีน ทำให้ก๊าซที่ปล่อยออกมีปริมาณของก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ผสมอยู่ ดังนั้นสำหรับการนำแบบจำลองไปพัฒนาขั้นต่อไป ผู้วิจัยแนะนำให้พิจารณาการเกิดปฏิกิริยาระหว่างก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์และตัวทำละลายเอมีน เพื่อให้แบบจำลองและผลการวิจัยที่สมบูรณ์มากยิ่งขึ้น

บรรณานุกรม



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
**CHULALONGKORN UNIVERSITY**

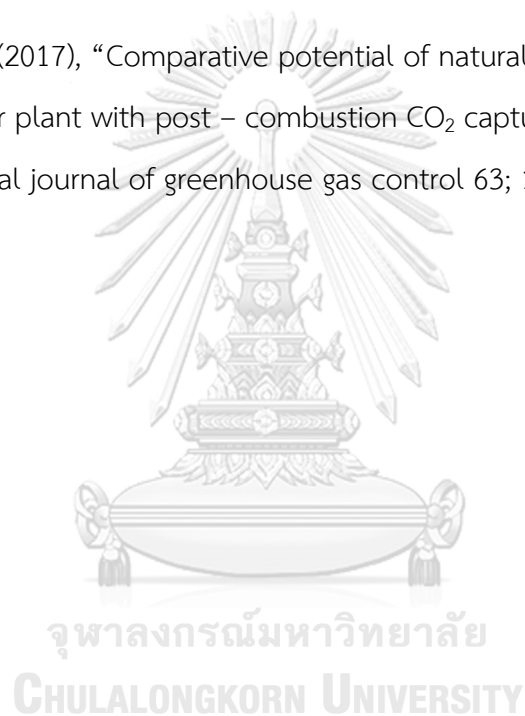
### บรรณานุกรม

1. การไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย. สัดส่วนการใช้เชื้อเพลิงผลิตพลังงานไฟฟ้าในระบบของ กฟผ. ปี 2560. เข้าถึงได้จาก:  
[https://www.egat.co.th/index.php?option=com\\_content&view=article&id=2068&Itemid=116](https://www.egat.co.th/index.php?option=com_content&view=article&id=2068&Itemid=116)
2. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. แผนพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือก พ.ศ. 2558 – 2579 (AEDP2015), กันยายน 2558
3. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. คู่มือการพัฒนาและการลงทุนผลิตพลังงานทดแทน ชุดที่ 4 พลังงานชีวมวล, มกราคม 2554
4. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. สารานุกรมพลังงานทดแทน. พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพฯ: โรงพิมพ์ตะวันออก, 2557
5. รศ.ดร.พิสุทธิ์ เพ็ชรมนกุล. เทคโนโลยีการกักเก็บแก๊ส. เข้าถึงได้จาก:  
<https://news.mbamagazine.net/index.php/e-con/green/item/428-2017-10-20-05-38-01>.
6. Kuo, P. and W. Wu (2015). "Design of Co-gasification from Coal and Biomass Combined heat and Power Generation System." Energy Procedia 75: 1120-1125.
7. Nikoo, M. B. and N. Mahinpey (2008). "Simulation of biomass gasification in fluidized bed reactor using ASPEN PLUS." Biomass and Bioenergy 32(12): 1245-1254.
8. Kaushal, P. and R. Tyagi (2017). "Advanced simulation of biomass gasification in a fluidized bed reactor using ASPEN PLUS." Renewable Energy 101: 629-636.
9. ชนกร ณ พัทลุง (2551). ประโยชน์จากชีวมวล. Technology promotion mag, Bio technology, หน้า 76-80.



10. สุนทร ละอองนวล. สุธรรม ปทุมสวัสดิ์. สมรัฐ เกิดสุวรรณ. การศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาแบบ Fixed Bed.สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี, 2542.
11. Yuanyuan, S. and J. Wang (2012). "Ash Deposition in Biomass Combustion or Co-Firing for power/Heat Generation." *Energies* 5(12): 5171-5189.
12. Bartosz, U. and A. Szydelko "Risk of boiler operation during slagging and fouling process – a new methods for the determination of ash sintering temperature." University of Technology, Wyb. Wyspianskiego 27, 50-370 Wroclaw, Poland.
13. Chaivatamaset, P. and S. Tia (2015). "The characteristics of bed agglomeration during fluidized bed combustion of eucalyptus bark." *Applied Thermal Engineering* 75: 1134-1146.
14. Kassman, H. (2012). "Strategies to Reduce Gaseous KCl and Chlorine in Deposits during Combustion of Biomass in Fluidised Bed Boilers." Chalmers University of Technology, ISBN: 978-91-7385-667-6.
15. Rudolf, R. and J. Dahl (1999). "Corrosion in fire tube boilers of biomass combustion plants.", Technical University Graz
16. Arachchigea, P. and C. Melaen (2012). "Aspen plus simulation of CO<sub>2</sub> removal from coal and gas. " a Telemark University College, pp. 391-399.
17. Kuntal, J. and D. Sudipta (2014). "Biomass integrated combined power plant with post combustion CO<sub>2</sub> capture-Performance study by Aspen plus" *Energy Procedia* 54(2014): 166-176.
18. Kothandaraman, A. (2009). "Comparison of solvents for post-combustion capture of CO<sub>2</sub> by chemical absorption." *Energy Procedia* 1(1): 1373-1380.
19. Andrzej, W. and L. Wieclaw-solny (2017). "Solvent selection for CO<sub>2</sub> capture from gases with high carbon dioxide concentration." *Korean J. Chem. Eng.*, 34(8), 2275-2283.

20. Geldart, D. and A. Abrahamsen (1973) “Homogeneous fluidization of fine powders using various gases and pressure”, Powder Technology 19, 1: 133-136
21. Angela Garcia M. (2017), “Critical review of predictive coefficients for biomass ash deposition tendency”. Energy Institute 90; 214-228
22. R.E. Dugas. (2006), “Pilot plant study of carbon dioxide capture by aqueous monoethanolamine”. Master thesis, Chemical Engineering, University of Texas at Austin.
23. Usman, A. (2017), “Comparative potential of natural gas, coal and biomass fired power plant with post – combustion CO<sub>2</sub> capture and compression”. International journal of greenhouse gas control 63; 184-193





## ภาคผนวก ก.

## การจัดกลุ่มของเชื้อเพลิงชีวมวลตามฤดูกาลการเก็บเกี่ยวและภูมิภาคการเพาะปลูก

ตารางที่ ก-1 การจัดกลุ่มของเชื้อเพลิงชีวมวลตามฤดูกาลการเก็บเกี่ยวและภูมิภาคการเพาะปลูก

ฤดูกาลเพาะปลูก	1	2	3	4
ภาคเหนือ	ธันวาคม – กุมภาพันธ์ เหนือมีนสำปะหลัง ลำต้นมีนสำปะหลัง ชี้เดี่ยว เศษไม้ ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย ไม้ชิ้นสั้น	มีนาคม – พฤษภาคม เหนือมีนสำปะหลัง ลำต้นมีนสำปะหลัง ชี้เดี่ยว เศษไม้ แกลบ ฟางข้าว ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย ไม้ชิ้นสั้น	มิถุนายน – สิงหาคม เหนือมีนสำปะหลัง ลำต้นมีนสำปะหลัง ชี้เดี่ยว เศษไม้ แกลบ ฟางข้าว ไม้ชิ้นสั้น	กันยายน – พฤศจิกายน แกลบ ฟางข้าว ชี้เดี่ยว เศษไม้ ช้างข้าวโพด ไม้ชิ้นสั้น

ตารางที่ ก-2 การจัดกลุ่มของเชื้อเพลิงชีววมตามฤดูกาลการเก็บเกี่ยวและภูมิภาคการเพาะปลูก (ต่อ)

ฤดูกาลเพาะปลูก ภูมิภาคตะวันออก	1 ธันวาคม – กุมภาพันธ์	2 มีนาคม – พฤษภาคม	3 มิถุนายน – สิงหาคม	4 กันยายน – พฤศจิกายน
<p>ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง กะลาปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ขี้เลื่อย ไม้ซิ่นสับ</p>	<p>ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง กะลาปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ขี้เลื่อย แกลบ ฟางข้าว ไม้ซิ่นสับ</p>	<p>ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง กะลาปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ขี้เลื่อย แกลบ ฟางข้าว ซังข้าวโพด ไม้ซิ่นสับ</p>	<p>แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง กะลาปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ขี้เลื่อย แกลบ ไม้ซิ่นสับ</p>	<p>แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง กะลาปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม เศษไม้ เปลือกไม้ ขี้เลื่อย แกลบ ไม้ซิ่นสับ</p>

ตารางที่ ก-3 การจัดกลุ่มของเชื้อเพลิงชีววมตามฤดูกาลการเก็บเกี่ยวและภูมิภาคการเพาะปลูก (ต่อ)

ฤดูกาลเพาะปลูก ภูมิภาคเพราะปลูก	1 ธันวาคม – กุมภาพันธ์	2 มีนาคม – พฤษภาคม	3 มิถุนายน – สิงหาคม	4 กันยายน – พฤศจิกายน
ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	<p>ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง ขี้เลื่อย เศษไม้ หญ้าเนเปียร์ ไม้ซังสับ</p>	<p>ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง ขี้เลื่อย เศษไม้ แกลบ ฟางข้าว หญ้าเนเปียร์ ไม้ซังสับ</p>	<p>แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง ขี้เลื่อย เศษไม้ แกลบ ฟางข้าว ซังข้าวโพด หญ้าเนเปียร์ ไม้ซังสับ</p>	<p>แห้งมันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง ขี้เลื่อย เศษไม้ แกลบ ฟางข้าว ซังข้าวโพด หญ้าเนเปียร์ ไม้ซังสับ</p>

ตารางที่ ก-4 การจัดกลุ่มของเชื้อเพลิงชีวมวลตามฤดูกาลการเก็บเกี่ยวและภูมิภาคการเพาะปลูก (ต่อ)

ฤดูกาลเพาะปลูก ภูมิภาค	1 ธันวาคม – กุมภาพันธ์	2 มีนาคม – พฤษภาคม	3 มิถุนายน – สิงหาคม	4 กันยายน – พฤศจิกายน
	กล้วยป่าล้ม เส้นใย ทะลายป่าล้มเปล่า ทางป่าล้ม เศษไม้ เปลือกไม้ ซี้เลื่อย ไม้ซิ่นสับ ยางพารา	กล้วยป่าล้ม เส้นใย ทะลายป่าล้มเปล่า ทางป่าล้ม เศษไม้ เปลือกไม้ ซี้เลื่อย ไม้ซิ่นสับ ยางพารา	กล้วยป่าล้ม เส้นใย ทะลายป่าล้มเปล่า ทางป่าล้ม เศษไม้ เปลือกไม้ ซี้เลื่อย ไม้ซิ่นสับ ยางพารา	กล้วยป่าล้ม เส้นใย ทะลายป่าล้มเปล่า ทางป่าล้ม เศษไม้ เปลือกไม้ ซี้เลื่อย ไม้ซิ่นสับ ยางพารา

ตารางที่ ก-5 การจัดกลุ่มของเชื้อเพลิงชีววมตามฤดูกาลการเก็บเกี่ยวและภูมิภาคการเพาะปลูก (ต่อ)

ฤดูกาลเพาะปลูก ภูมิภาคการเพาะปลูก	1 ธันวาคม – กุมภาพันธ์	2 มีนาคม – พฤษภาคม	3 มิถุนายน – สิงหาคม	4 กันยายน – พฤศจิกายน
ภาคกลาง	กล้วยปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม เหง้ามันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย ไม้ซิ่นสับ	กล้วยปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม เหง้ามันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย แกลบ ฟางข้าว ไม้ซิ่นสับ	กล้วยปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม เหง้ามันสำปะหลัง ลำต้นมันสำปะหลัง ชานอ้อย ใบอ้อยและยอดอ้อย แกลบ ฟางข้าว ชั่งข้าวโพด ไม้ซิ่นสับ	กล้วยปาล์ม เส้นใย ทะลายปาล์มเปล่า ทางปาล์ม ฟางข้าว ชั่งข้าวโพด ไม้ซิ่นสับ



ภาคผนวก ข.  
ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case)

ตารางที่ ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	F-1	F-2
From			AIRPRE	DECOMP		F1	SEP	BOILER
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP		BOILER	SH
Temperature	C	54.00	235.41	25.00	35.00	310.71	1260.96	835.40
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.10	0.10
Mass Vapor Fraction		1	1	0.28	0	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0.71	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0.01	1	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	560.58	560.58	135.10	135.10	60.00	694.07	694.07
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.020	0.020	0.450	0	1	0.162	0.162
N <sub>2</sub>		0.700	0.700	0.001	0	0	0.565	0.565
O <sub>2</sub>		0.280	0.280	0.235	0	0	0.081	0.081
BIOMASS		0	0	0	1	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	3.33E-06	3.33E-06

ตารางที่ ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	F-1	F-2
From		AIRPRE	AIRPRE	DECOMP		F1	SEP	BOILER
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP		BOILER	SH
Temperature	C	54.00	235.41	25.00	35.00	310.71	1260.96	835.40
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.10	0.10
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0.001	0.001
S		0	0	0	0	0	5.60E-17	5.60E-17
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	4.24E-05	4.24E-05
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	4.38E-07	4.38E-07
H <sub>2</sub>		0	0	0.034	0	0	2.01E-07	2.01E-07
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.268	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	3.66E-06	3.66E-06
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0.191	0.191
ASH		0	0	0.012	0	0	0	0

ตารางที่ ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	F-1	F-2
From			AIRPRE	DECOMP		F1	SEP	BOILER
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP		BOILER	SH
Temperature	C	54.00	235.41	25.00	35.00	310.71	1260.96	835.40
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.10	0.10
Mole Flows	kmol/hr	17722.2	17722.2	8745.0		3021.4	22711.6	22711.6
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	564.6	564.6	3061.4		3021.4	5669.0	5669.0
N <sub>2</sub>	kmol/hr	12707.6	12707.6	6.0		0	12705.0	12705.0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	4450.0	4450.0	900.4		0	1586.1	1586.1
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0.046	0.046
NO	kmol/hr	0	0	0		0	17.1	17.1
S	kmol/hr	0	0	0.420		0	1.10E-12	1.10E-12
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0.417	0.417
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0.003	0.003
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	2043.1		0	0.063	0.063
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ๗-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	F-1	F-2
From			AIRPRE	DECOMP		F1	SEP	BOILER
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP		BOILER	SH
Temperature	C	54.00	235.41	25.00	35.00	310.71	1260.96	835.40
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.10	0.10
Mole Flows	kmol/hr	17722.2	17722.2	8745.0		3021.4	22711.6	22711.6
C	kmol/hr	0	0	2733.7		0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0		0	0.082	0.082
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	2733.6	2733.6
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.032	0.032	0.350		1	0.250	0.250
N <sub>2</sub>		0.717	0.717	0.001		0	0.559	0.559
O <sub>2</sub>		0.251	0.251	0.103		0	0.070	0.070
NO <sub>2</sub>		0	0	0		0	2.01E-06	2.01E-06
NO		0	0	0		0	0.001	0.001
S		0	0	4.81E-05		0	4.84E-17	4.84E-17
SO <sub>2</sub>		0	0	0		0	1.84E-05	1.84E-05

ตารางที่ ๕-5 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	F-1	F-2
From			AIRPRE	DECOMP		F1	SEP	BOILER
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP		BOILER	SH
Temperature	C	54.00	235.41	25.00	35.00	310.71	1260.96	835.40
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.10	0.10
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0		0	1.52E-07	1.52E-07
H <sub>2</sub>		0	0	0.234		0	2.76E-06	2.76E-06
CL <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0
HCL		0	0	0		0	0	0
C		0	0	0.313		0	0	0
CO		0	0	0		0	3.63E-06	3.63E-06
CO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0.12036	0.12036

ตารางที่ ๖-6 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case)

	Units	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	M-STEAM	S-1	S-2
From		SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	SH	ECONOMIZ	BOILER
To		ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		HP-TB	BOILER	SH
Temperature	C	679.90	274.40	1260.96	146.00	539.87	334.16	356.99
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	13.58	13.58	13.58
Mass Vapor Fraction		1	1	0.998	1	1	0.03	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0.97	0
Mass Solid Fraction		0	0	0.002	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	694.07	694.07	695.68	694.07	384.00	384.00	384.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.162	0.162	0.162	0.162	1	1	1
N <sub>2</sub>		0.565	0.565	0.564	0.565	0	0	0
O <sub>2</sub>		0.081	0.081	0.080	0.081	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		3.33E-06	3.33E-06	3.32E-06	3.33E-06	0	0	0

ตารางที่ ๗-7 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	M-STEAM	S-1	S-2
From		SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	SH	ECONOMIZ	BOILER
To		ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		HP-TB	BOILER	SH
Temperature	C	679.90	274.40	1260.96	146.00	539.87	334.16	356.99
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	13.58	13.58	13.58
Mass Fractions								
NO		0.001	0.001	0.001	0.001	0	0	0
S		5.60E-17	5.60E-17	5.59E-17	5.60E-17	0	0	0
SO <sub>2</sub>		4.24E-05	4.24E-05	4.23E-05	4.24E-05	0	0	0
SO <sub>3</sub>		4.38E-07	4.38E-07	4.37E-07	4.38E-07	0	0	0
H <sub>2</sub>		2.01E-07	2.01E-07	2.01E-07	2.01E-07	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		3.66E-06	3.66E-06	3.66E-06	3.66E-06	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0.191	0.191	0.191	0.191	0	0	0
ASH		0	0	0.002	0	0	0	0

ตารางที่ ๗-8 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	M-STEAM	S-1	S-2
From		SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	SH	ECONOMIZ	BOILER
To		ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		HP-TB	BOILER	SH
Temperature	C	679.90	274.40	1260.96	146.00	539.87	334.16	356.99
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	13.58	13.58	13.58
Mole Flows	kmol/hr	22711.6	22711.6	22711.6	22711.6	19336.9	19336.9	19336.9
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	5669.0	5669.0	5669.0	5669.0	19336.9	19336.9	19336.9
N <sub>2</sub>	kmol/hr	12705.0	12705.0	12705.0	12705.0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	1586.1	1586.1	1586.1	1586.1	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.046	0.046	0.046	0.046	0	0	0
NO	kmol/hr	17.1	17.1	17.1	17.1	0	0	0
S	kmol/hr	1.10E-12	1.10E-12	1.10E-12	1.10E-12	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.417	0.417	0.417	0.417	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0.003	0.003	0.003	0.003	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0.063	0.063	0.063	0.063	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ ๗-9 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	M-STEAM	S-1	S-2
From		SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	SH	ECONOMIZ	BOILER
To		ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		HP-TB	BOILER	SH
Temperature	C	679.90	274.40	1260.96	146.00	539.87	334.16	356.99
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	13.58	13.58	13.58
Mole Flows	kmol/hr	22711.6	22711.6	22711.6	22711.6	19336.9	19336.9	19336.9
C	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0.082	0.082	0.082	0.082	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	2733.6	2733.6	2733.6	2733.6	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.250	0.250	0.250	0.250	1	1	1
N <sub>2</sub>		0.559	0.559	0.559	0.559	0	0	0
O <sub>2</sub>		0.070	0.070	0.070	0.070	0	0	0
NO <sub>2</sub>		2.01E-06	2.01E-06	2.01E-06	2.01E-06	0	0	0
NO		0.001	0.001	0.001	0.001	0	0	0
S		4.84E-17	4.84E-17	4.84E-17	4.84E-17	0	0	0
SO <sub>2</sub>		1.84E-05	1.84E-05	1.84E-05	1.84E-05	0	0	0

ตารางที่ ข-10 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	M-STEAM	S-1	S-2
From		SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	SH	ECONOMIZ	BOILER
To		ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		HP-TB	BOILER	SH
Temperature	C	679.90	274.40	1260.96	146.00	539.87	334.16	356.99
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	13.58	13.58	13.58
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		1.52E-07	1.52E-07	1.52E-07	1.52E-07	0	0	0
H <sub>2</sub>		2.76E-06	2.76E-06	2.76E-06	2.76E-06	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		3.63E-06	3.63E-06	3.63E-06	3.63E-06	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0.12036	0.12036	0.12036	0.12036	0	0	0

ตารางที่ ข-11 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case)

	Units	S-IP	S-LP	SOLIDS	WATERIN		
From		F1	F2	SEP			
To		RH	LP-TB		ECONOMIZ		
Temperature	C	310.71	255.35	1260.96	233.80		
Pressure	MPa	2.27	0.25	0.10	13.58		
Mass Vapor Fraction		1	1	0	0		
Mass Liquid Fraction		0	0	0	1		
Mass Solid Fraction		0	0	1	0		
Mass Flows	tons/hr	324.00	254.00	1.61	384.00		
Mass Fractions							
H <sub>2</sub> O		1	1	0	1		
N <sub>2</sub>		0	0	0	0		
O <sub>2</sub>		0	0	0	0		
BIOMASS		0	0	0	0		
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0		

ตารางที่ ข-12 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	S-IP	S-LP	SOLIDS	WATERIN		
From		F1	F2	SEP			
To		RH	LP-TB		ECONOMIZ		
Temperature	C	310.71	255.35	1260.96	233.80		
Pressure	MPa	2.27	0.25	0.10	13.58		
Mass Fractions							
NO		0	0	0	0		
S		0	0	0	0		
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0		
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0		
H <sub>2</sub>		0	0	0	0		
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0		
HCL		0	0	0	0		
C		0	0	0	0		
CO		0	0	0	0		
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0		
ASH		0	0	1	0		

ตารางที่ ข-13 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	S-IP	S-LP	SOLIDS	WATERIN		
From		F1	F2	SEP			
To		RH	LP-TB		ECONOMIZ		
Temperature	C	310.71	255.35	1260.96	233.80		
Pressure	MPa	2.27	0.25	0.10	13.58		
Mole Flows	kmol/hr	16315.5	12790.5		19336.9		
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	16315.5	12790.5		19336.9		
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0		0		
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0		0		
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0		0		
NO	kmol/hr	0	0		0		
S	kmol/hr	0	0		0		
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0		0		
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0		0		
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0		0		
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0		0		
HCL	kmol/hr	0	0		0		

ตารางที่ ข-14 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	S-IP	S-LP	SOLIDS	WATERIN		
From		F1	F2	SEP			
To		RH	LP-TB		ECONOMIZ		
Temperature	C	310.71	255.35	1260.96	233.80		
Pressure	MPa	2.27	0.25	0.10	13.58		
Mole Flows	kmol/hr	16315.5	12790.5		19336.9		
C	kmol/hr	0	0		0		
CO	kmol/hr	0	0		0		
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0		0		
Mole Fractions							
H <sub>2</sub> O		1	1		1		
N <sub>2</sub>		0	0		0		
O <sub>2</sub>		0	0		0		
NO <sub>2</sub>		0	0		0		
NO		0	0		0		
S		0	0		0		
SO <sub>2</sub>		0	0		0		

ตารางที่ ข-15 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีพื้นฐาน (Base case) (ต่อ)

	Units	S-IP	S-LP	SOLIDS	WATERIN		
From		F1	F2	SEP			
To		RH	LP-TB		ECONOMIZ		
Temperature	C	310.71	255.35	1260.96	233.80		
Pressure	MPa	2.27	0.25	0.10	13.58		
Mole Fractions							
SO <sub>3</sub>		0	0		0		
H <sub>2</sub>		0	0		0		
CL <sub>2</sub>		0	0		0		
HCL		0	0		0		
C		0	0		0		
CO		0	0		0		
CO <sub>2</sub>		0	0		0		

## ภาคผนวก ค.

## ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคเหนือ

ตารางที่ ค-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	233.62	25.00	35.00	310.77	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Vapor Fraction		1	1	0.256	0	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0.702	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0.042	1	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	532.54	532.54	126.83	126.83	60.00	70.00	60.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.020	0.020	0.445	0	1	1	1
N <sub>2</sub>		0.700	0.700	0.002	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0.280	0.280	0.214	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	1	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ ค-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	233.62	25.00	35.00	310.77	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.033	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.264	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0.041576464	0	0	0	0

ตารางที่ ค-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงซึ่งมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	233.62	25.00	35.00	310.77	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	16835.8	16835.8	8021.0		3021.4	3524.9	3021.4
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	536.3	536.3	2842.5		3021.4	3524.9	3021.4
N <sub>2</sub>	kmol/hr	12072.0	12072.0	9.8		0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	4227.4	4227.4	771.2		0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0.395		0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	1872.4		0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ค-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	233.62	25.00	35.00	310.77	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	16835.8	16835.8	8021.0		3021.4	3524.9	3021.4
C	kmol/hr	0	0	2524.7		0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.032	0.032	0.354		1	1	1
N <sub>2</sub>		0.717	0.717	0.001		0	0	0
O <sub>2</sub>		0.251	0.251	0.096		0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0
NO		0	0	0		0	0	0
S		0	0	4.92E-05		0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ค-5 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	233.62	25.00	35.00	310.77	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.233	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.315	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-6 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1318.67	835.40		274.40	1318.67	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10		0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	0.992	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0.008	0	0
Mass Flows	tons/hr	654.10	654.10	654.10	654.10	659.37	654.10	190.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.159	0.159	0.159	0.159	0.158	0.159	1
N <sub>2</sub>		0.570	0.570	0.570	0.570	0.565	0.570	0
O <sub>2</sub>		0.082	0.082	0.082	0.082	0.082	0.082	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		3.75E-06	3.75E-06	3.75E-06	3.75E-06	3.72E-06	3.75E-06	0

ตารางที่ ค-7 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1318.67	835.40	679.90	274.40	1318.67	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Fractions								
NO		0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0
S		2.83E-16	2.83E-16	2.83E-16	2.83E-16	2.81E-16	2.83E-16	0
SO <sub>2</sub>		4.23E-05	4.23E-05	4.23E-05	4.23E-05	4.20E-05	4.23E-05	0
SO <sub>3</sub>		3.37E-07	3.37E-07	3.37E-07	3.37E-07	3.34E-07	3.37E-07	0
H <sub>2</sub>		3.98E-07	3.98E-07	3.98E-07	3.98E-07	3.95E-07	3.98E-07	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		7.88E-06	7.88E-06	7.88E-06	7.88E-06	7.81E-06	7.88E-06	0
CO <sub>2</sub>		0.187	0.187	0.187	0.187	0.186	0.187	0
ASH		0	0	0	0	8.00E-03	0	0

ตารางที่ ค-8 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงซึ่งมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1318.67	835.40	679.90	274.40	1318.67	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mole Flows	kmol/hr	21395.6	21395.6	21395.6	21395.6	21395.6	21395.6	9567.7
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	5251.1	5251.1	5251.1	5251.1	5251.1	5251.1	9567.7
N <sub>2</sub>	kmol/hr	12071.2	12071.2	12071.2	12071.2	12071.2	12071.2	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	1.53E+03	1.53E+03	1.53E+03	1.53E+03	1.53E+03	1.53E+03	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.048	0.048	0.048	0.048	0.048	0.048	0
NO	kmol/hr	2.12E+01	2.12E+01	2.12E+01	2.12E+01	2.12E+01	2.12E+01	0
S	kmol/hr	5.24E-12	5.24E-12	5.24E-12	5.24E-12	5.24E-12	5.24E-12	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	3.92E-01	3.92E-01	3.92E-01	3.92E-01	3.92E-01	3.92E-01	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	2.50E-03	2.50E-03	2.50E-03	2.50E-03	2.50E-03	2.50E-03	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0.117	0.117	0.117	0.117	0.117	0.117	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0







ตารางที่ ค-11 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.94	332.55	368.35	310.77	310.77	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	384.00	384.00	384.00	384.00	324.00	324.00	324.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-12 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.94	332.55	368.35	310.77	310.77	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-13 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

From	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
To		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
Temperature	C	HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Pressure	MPa	539.94	332.55	368.35	310.77	310.77	255.35	540.00
Mole Flows	kmol/hr	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
N <sub>2</sub>	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-14 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.94	332.55	368.35	310.77	310.77	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
C	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-15 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.94	332.55	368.35	310.77	310.77	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-16 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	254.00	5.27	254.00	194.00	384.00	194.00	384.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	0	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-17 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	1	0	0	0	0	0



ตารางที่ ค-18 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0		0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-19 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
C	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1		1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO		0		0	0	0	0	0
S		0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-20 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
HCL		0		0	0	0	0	0
C		0		0	0	0	0	0
CO		0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

## ภาคผนวก ง.

## ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคกลาง

ตารางที่ ง-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	229.61	25.00	35.00	310.83	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Vapor Fraction		1	1	0.290	0	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0.659	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0.051	1	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	480.03	480.03	107.89	107.89	60.00	70.00	60.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.020	0.020	0.375	0	1	1	1
N <sub>2</sub>		0.700	0.700	0.002	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0.280	0.280	0.246	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	1	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ง-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	229.61	25.00	35.00	310.83	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.036	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.290	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0.051007141	0	0	0	0

ตารางที่ ง-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	229.61	25.00	35.00	310.83	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	15175.7	15175.7	6912.2		3021.4	3524.9	3021.4
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	483.5	483.5	2037.7		3021.4	3524.9	3021.4
N <sub>2</sub>	kmol/hr	10881.7	10881.7	6.3		0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	3810.6	3810.6	751.6		0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0.336		0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	1751.199981		0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ง-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	229.61	25.00	35.00	310.83	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	15175.7	15175.7	6912.2		3021.4	3524.9	3021.4
C	kmol/hr	0	0	2365.1		0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.032	0.032	0.295		1	1	1
N <sub>2</sub>		0.717	0.717	0.001		0	0	0
O <sub>2</sub>		0.251	0.251	0.109		0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0
NO		0	0	0		0	0	0
S		0	0	4.86E-05		0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ง-5 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	229.61	25.00	35.00	310.83	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.253	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.342	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ 3-6 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1447.88	835.40		274.40	1447.88	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10		0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	0.991	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0.009	0	0
Mass Flows	tons/hr	582.42	582.42	582.42	582.42	587.92	582.42	190.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.146	0.146	0.146	0.146	0.144	0.146	1
N <sub>2</sub>		0.576	0.576	0.576	0.576	0.571	0.576	0
O <sub>2</sub>		0.079	0.079	0.079	0.079	0.078	0.079	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		4.39E-06	4.39E-06	4.39E-06	4.39E-06	4.35E-06	4.39E-06	0

ตารางที่ ๓-7 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1447.88	835.40	679.90	274.40	1447.88	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Fractions								
NO		1.76E-03	1.76E-03	1.76E-03	1.76E-03	1.75E-03	1.76E-03	0
S		7.45E-15	7.45E-15	7.45E-15	7.45E-15	7.38E-15	7.45E-15	0
SO <sub>2</sub>		4.06E-05	4.06E-05	4.06E-05	4.06E-05	4.02E-05	4.06E-05	0
SO <sub>3</sub>		1.86E-07	1.86E-07	1.86E-07	1.86E-07	1.84E-07	1.86E-07	0
H <sub>2</sub>		1.53E-06	1.53E-06	1.53E-06	1.53E-06	1.52E-06	1.53E-06	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		4.11E-05	4.11E-05	4.11E-05	4.11E-05	4.07E-05	4.11E-05	0
CO <sub>2</sub>		0.197	0.197	0.197	0.197	0.195	0.197	0
ASH		0	0	0	0	0.00936048	0	0

ตารางที่ ๓-8 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1447.88	835.40	679.90	274.40	1447.88	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mole Flows	kmol/hr	18847.5	18847.5	18847.5	18847.5	18847.5	18847.5	9567.7
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	4271.9	4271.9	4271.9	4271.9	4271.9	4271.9	9567.7
N <sub>2</sub>	kmol/hr	10872.5	10872.5	10872.5	10872.5	10872.5	10872.5	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	1306.2	1306.2	1306.2	1306.2	1306.2	1306.2	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.050	0.050	0.050	0.050	0.050	0.050	0
NO	kmol/hr	31.1	31.1	31.1	31.1	31.1	31.1	0
S	kmol/hr	1.23E-10	1.23E-10	1.23E-10	1.23E-10	1.23E-10	1.23E-10	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.335	0.335	0.335	0.335	0.335	0.335	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0.401	0.401	0.401	0.401	0.401	0.401	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0





ตารางที่ ง-11 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	540.02	323.88	389.40	310.83	310.83	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	384.00	384.00	384.00	384.00	324.00	324.00	324.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ง-12 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	540.02	323.88	389.40	310.83	310.83	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ง-13 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	540.02	323.88	389.40	310.83	310.83	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ ง-14 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	540.02	323.88	389.40	310.83	310.83	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr							
C	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ง-15 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	540.02	323.88	389.40	310.83	310.83	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ง-16 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1447.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	254.00	5.50	254.00	194.00	384.00	194.00	384.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	0	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ง-17 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1447.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	1	0	0	0	0	0

ตารางที่ ง-18 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1447.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0		0	0	0	0	0

ตารางที่ ง-19 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1447.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
C	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1		1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO		0		0	0	0	0	0
S		0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-20 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคกลาง (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1447.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
HCL		0		0	0	0	0	0
C		0		0	0	0	0	0
CO		0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

## ภาคผนวก จ.

## ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคตะวันออกเฉียง

ตารางที่ จ-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียง

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.64	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Vapor Fraction		1	1	0.287	0	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0.667	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0.046	1	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	488.7	488.7	114.0	114.0	60.0	70.0	60.0
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.020	0.020	0.395	0	1	1	1
N <sub>2</sub>		0.700	0.700	0.003	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0.280	0.280	0.243	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	1	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ จ-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.64	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.035	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.278	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0.046	0	0	0	0

ตารางที่ จ-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.64	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	15451.2	15451.2	7240.8		3021.4	3524.9	3021.4
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	492.2	492.2	2268.9		3021.4	3524.9	3021.4
N <sub>2</sub>	kmol/hr	11079.2	11079.2	10.5		0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	3879.7	3879.7	787.3		0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0.00E+00		0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0.354990009		0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	1776.5		0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0		0	0	0

ตารางที่ จ-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.64	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	15451.2	15451.2	7240.8		3021.4	3524.9	3021.4
C	kmol/hr	0	0	2397.2		0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.032	0.032	0.313		1	1	1
N <sub>2</sub>		0.717	0.717	0.001		0	0	0
O <sub>2</sub>		0.251	0.251	0.109		0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0
NO		0	0	0		0	0	0
S		0	0	4.90E-05		0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0

ตารางที่ จ-5 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.64	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.245	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.331	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-6 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1416.08	835.40		274.40	1416.08	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10		0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	0.991	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0.009	0	0
Mass Flows	tons/hr	597.6	597.6	597.6	597.6	602.8	597.6	190.0
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.151	0.151	0.151	0.151	0.149	0.151	1
N <sub>2</sub>		0.572	0.572	0.572	0.572	0.567	0.572	0
O <sub>2</sub>		0.081	0.081	0.081	0.081	0.080	0.081	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		4.26E-06	4.26E-06	4.26E-06	4.26E-06	4.23E-06	4.26E-06	0

ตารางที่ จ-7 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงซึ่งมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1416.08	835.40	679.90	274.40	1416.08	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Fractions								
NO		0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0
S		3.52E-15	3.52E-15	3.52E-15	3.52E-15	3.49E-15	3.52E-15	0
SO <sub>2</sub>		4.18E-05	4.18E-05	4.18E-05	4.18E-05	4.14E-05	4.18E-05	0
SO <sub>3</sub>		2.19E-07	2.19E-07	2.19E-07	2.19E-07	2.17E-07	2.19E-07	0
H <sub>2</sub>		1.13E-06	1.13E-06	1.13E-06	1.13E-06	1.12E-06	1.13E-06	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		2.79E-05	2.79E-05	2.79E-05	2.79E-05	2.76E-05	2.79E-05	0
CO <sub>2</sub>		0.195	0.195	0.195	0.195	0.193	0.195	0
ASH		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-8 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงซึ่งมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1416.08	835.40	679.90	274.40	1416.08	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mole Flows	kmol/hr	19406.6	19406.6	19406.6	19406.6	19406.6	19406.6	9567.7
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	4537.3	4537.3	4537.3	4537.3	4537.3	4537.3	9567.7
N <sub>2</sub>	kmol/hr	11075.4	11075.4	11075.4	11075.4	11075.4	11075.4	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	1.37E+03	1.37E+03	1.37E+03	1.37E+03	1.37E+03	1.37E+03	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.050	0.050	0.050	0.050	0.050	0.050	0
NO	kmol/hr	2.85E+01	2.85E+01	2.85E+01	2.85E+01	2.85E+01	2.85E+01	0
S	kmol/hr	5.95E-11	5.95E-11	5.95E-11	5.95E-11	5.95E-11	5.95E-11	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	3.54E-01	3.54E-01	3.54E-01	3.54E-01	3.54E-01	3.54E-01	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	1.48E-03	1.48E-03	1.48E-03	1.48E-03	1.48E-03	1.48E-03	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0.304	0.304	0.304	0.304	0.304	0.304	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0







ตารางที่ จ-11 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	325.88	384.67	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	384.0	384.0	384.0	384.0	324.0	324.0	324.0
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-12 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	325.88	384.67	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-13 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	325.88	384.67	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-14 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	325.88	384.67	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
C	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-15 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	325.88	384.67	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-16 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1416.08	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	254.0	5.2	254.0	194.0	384.0	194.0	384.0
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	0	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-17 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	1	0	0	0	0	0



ตารางที่ จ-18 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0		0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-19 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
C	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1		1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO		0		0	0	0	0	0
S		0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-20 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออก (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1318.67	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
HCL		0		0	0	0	0	0
C		0		0	0	0	0	0
CO		0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

## ภาคผนวก ฉ.

## ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า การศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ

ตารางที่ ฉ-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	232.35	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Vapor Fraction		1	1	0.279	0	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0.678	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0.044	1	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	499.18	499.18	117.48	117.48	60.00	70.00	60.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.020	0.020	0.409	0	1	1	1
N <sub>2</sub>		0.700	0.700	0.003	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0.280	0.280	0.236	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	1	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	232.35	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.034	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.275	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0.044	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	232.35	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	15781.2	15781.2	7456.6		3021.4	3524.9	3021.4
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	502.7	502.7	2420.2		3021.4	3524.9	3021.4
N <sub>2</sub>	kmol/hr	11315.9	11315.9	11.2		0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	3962.6	3962.6	784.4		0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0.366		0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	1803.3		0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ๓-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	232.35	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	15781.2	15781.2	7456.6		3021.4	3524.9	3021.4
C	kmol/hr	0	0	2437.0		0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.032	0.032	0.325		1	1	1
N <sub>2</sub>		0.717	0.717	0.002		0	0	0
O <sub>2</sub>		0.251	0.251	0.105		0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0
NO		0	0	0		0	0	0
S		0	0	4.90E-05		0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ๕-5 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	232.35	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.242	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.327	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ ๕-6 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1389.88	835.40		274.40	1389.88	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10		0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	0.992	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0.008	0	0
Mass Flows	tons/hr	611.55	611.55	611.55	611.55	616.67	611.55	190.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.153	0.153	0.153	0.153	0.152	0.153	1
N <sub>2</sub>		0.571	0.571	0.571	0.571	0.567	0.571	0
O <sub>2</sub>		0.080	0.080	0.080	0.080	0.080	0.080	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		4.09E-06	4.09E-06	4.09E-06	4.09E-06	4.05E-06	4.09E-06	0

ตารางที่ ๓-7 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1389.88	835.40	679.90	274.40	1389.88	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Fractions								
NO		0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0
S		1.86E-15	1.86E-15	1.86E-15	1.86E-15	1.85E-15	1.86E-15	0
SO <sub>2</sub>		4.20E-05	4.20E-05	4.20E-05	4.20E-05	4.17E-05	4.20E-05	0
SO <sub>3</sub>		2.44E-07	2.44E-07	2.44E-07	2.44E-07	2.42E-07	2.44E-07	0
H <sub>2</sub>		8.70E-07	8.70E-07	8.70E-07	8.70E-07	8.63E-07	8.70E-07	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		2.03E-05	2.03E-05	2.03E-05	2.03E-05	2.01E-05	2.03E-05	0
CO <sub>2</sub>		0.193	0.193	0.193	0.193	0.192	0.193	0
ASH		0	0	0	0	0.01	0	0

ตารางที่ ๘-8 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1389.88	835.40		274.40	1389.88	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10		0.10	0.10	0.10	13.10
Mole Flows	kmol/hr	19899.0	19899.0	19899.0	19899.0	19899.0	19899.0	9567.7
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	4726.0	4726.0	4726.0	4726.0	4726.0	4726.0	9567.7
N <sub>2</sub>	kmol/hr	11313.9	11313.9	11313.9	11313.9	11313.9	11313.9	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	1395.1	1395.1	1395.1	1395.1	1395.1	1395.1	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.049	0.049	0.049	0.049	0.049	0.049	0
NO	kmol/hr	26.3	26.3	26.3	26.3	26.3	26.3	0
S	kmol/hr	3.22E-11	3.22E-11	3.22E-11	3.22E-11	3.22E-11	3.22E-11	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.364	0.364	0.364	0.364	0.364	0.364	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0.240	0.240	0.240	0.240	0.240	0.240	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0





ตารางที่ ๑-11 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	327.60	380.59	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	384.00	384.00	384.00	384.00	324.00	324.00	324.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-12 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	327.60	380.59	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ฉ-13 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	327.60	380.59	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ ๑-14 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	327.60	380.59	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr							
C	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-15 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.97	327.60	380.59	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-16 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1389.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	254.00	5.12	254.00	194.00	384.00	194.00	384.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	0	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ฉ-17 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1389.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	1	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-18 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1389.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr							
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
N <sub>2</sub>	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0		0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-19 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1389.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr							
C	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1		1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO		0		0	0	0	0	0
S		0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑๖-20 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1389.88	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
HCL		0		0	0	0	0	0
C		0		0	0	0	0	0
CO		0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

## ภาคผนวก ข.

## ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า กรณีศึกษาโดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมจากภาคใต้

ตารางที่ ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.21	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Vapor Fraction		1	1	0.280	0	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0.684	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0.036	1	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	504.36	504.36	115.27	115.27	60.00	70.00	60.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.020	0.020	0.405	0	1	1	1
N <sub>2</sub>		0.700	0.700	0.003	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0.280	0.280	0.236	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	1	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ ช-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.21	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.035	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.285	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0.035893773	0	0	0	0

ตารางที่ ช-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.21	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr	15944.7	15944.7	7405.8		3021.4	3524.9	3021.4
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	508.0	508.0	2351.8		3021.4	3524.9	3021.4
N <sub>2</sub>	kmol/hr	11433.1	11433.1	11.8		0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	4003.7	4003.7	772.8		0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0.359		0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	1790.9		0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ๗-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.21	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Flows	kmol/hr							
C	kmol/hr	0	0	2478.2		0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0		0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.032	0.032	0.318		1	1	1
N <sub>2</sub>		0.717	0.717	0.002		0	0	0
O <sub>2</sub>		0.251	0.251	0.104		0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0
NO		0	0	0		0	0	0
S		0	0	4.85E-05		0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0		0	0	0

ตารางที่ ๕-5 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	AIR	AIR-2	D-BMAS	DRY-BMAS	E1	E2	E3
From			AIRPRE	DECOMP		F1	F2	F3
To		AIRPRE	BURN	BURN	DECOMP			
Temperature	C	54.00	231.21	25.00	35.00	310.79	255.35	180.60
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	2.27	0.25	0.12
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0.242	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0.335	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๖-6 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1386.21	835.40		274.40	1386.21	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10		0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	0.993	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0.007	0	0
Mass Flows	tons/hr	615.49	615.49	615.49	615.49	619.62	615.49	190.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		0.150	0.150	0.150	0.150	0.149	0.150	1
N <sub>2</sub>		0.574	0.574	0.574	0.574	0.570	0.574	0
O <sub>2</sub>		0.080	0.080	0.080	0.080	0.079	0.080	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		4.04E-06	4.04E-06	4.04E-06	4.04E-06	4.01E-06	4.04E-06	0

ตารางที่ ๗-7 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงซึ่งมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1386.21	835.40	679.90	274.40	1386.21	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mass Fractions								
NO		0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0
S		1.67E-15	1.67E-15	1.67E-15	1.67E-15	1.66E-15	1.67E-15	0
SO <sub>2</sub>		4.10E-05	4.10E-05	4.10E-05	4.10E-05	4.07E-05	4.10E-05	0
SO <sub>3</sub>		2.41E-07	2.41E-07	2.41E-07	2.41E-07	2.39E-07	2.41E-07	0
H <sub>2</sub>		8.21E-07	8.21E-07	8.21E-07	8.21E-07	8.15E-07	8.21E-07	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		1.97E-05	1.97E-05	1.97E-05	1.97E-05	1.95E-05	1.97E-05	0
CO <sub>2</sub>		0.195	0.195	0.195	0.195	0.194	0.195	0
ASH		0	0	0	0	6.68E-03	0	0

ตารางที่ ๗-8 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงซึ่งมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	F-1	F-2	F-3	F-AIRPRE	FGAS	F-OUT	MAKEUP
From		SEP	BOILER	SH	ECONOMIZ	BURN	AIRPRE	
To		BOILER	SH	ECONOMIZ	AIRPRE	SEP		M1
Temperature	C	1386.21	835.40	679.90	274.40	1386.21	146.00	30.00
Pressure	MPa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	13.10
Mole Flows	kmol/hr	19976.8	19976.8	19976.8	19976.8	19976.8	19976.8	9567.7
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	4650.4	4650.4	4650.4	4650.4	4650.4	4650.4	9567.7
N <sub>2</sub>	kmol/hr	11431.9	11431.9	11431.9	11431.9	11431.9	11431.9	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	1.39E+03	1.39E+03	1.39E+03	1.39E+03	1.39E+03	1.39E+03	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0.049	0.049	0.049	0.049	0.049	0.049	0
NO	kmol/hr	2.60E+01	2.60E+01	2.60E+01	2.60E+01	2.60E+01	2.60E+01	0
S	kmol/hr	2.90E-11	2.90E-11	2.90E-11	2.90E-11	2.90E-11	2.90E-11	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	3.57E-01	3.57E-01	3.57E-01	3.57E-01	3.57E-01	3.57E-01	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	1.68E-03	1.68E-03	1.68E-03	1.68E-03	1.68E-03	1.68E-03	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0.227	0.227	0.227	0.227	0.227	0.227	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0







ตารางที่ ข-11 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.98	327.86	379.99	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	384.00	384.00	384.00	384.00	324.00	324.00	324.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ข-12 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.98	327.86	379.99	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ช-13 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.98	327.86	379.99	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	19336.9	19336.9	19336.9	19336.9	16315.5	16315.5	16315.5
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ช-14 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.98	327.86	379.99	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Flows	kmol/hr							
C	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	1	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ช-15 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	M-STEAM	S-1	S-2	S-HP	S-IP	S-IP1	S-IP2
From		SH	ECONOMIZ	BOILER	HP-TB	F1	IP-TB	RH
To		HP-TB	BOILER	SH	F1	RH	F2	IP-TB
Temperature	C	539.98	327.86	379.99	310.79	310.79	255.35	540.00
Pressure	MPa	13.58	13.58	13.58	2.27	2.27	0.25	2.27
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ข-16 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1386.21	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Vapor Fraction		1	0	1	1	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	1	0	0	0	0	0
Mass Flows	tons/hr	254.00	4.14	254.00	194.00	384.00	194.00	384.00
Mass Fractions								
H <sub>2</sub> O		1	0	1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS		0	0	0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ช-17 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1386.21	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mass Fractions								
NO		0	0	0	0	0	0	0
S		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	1	0	0	0	0	0



ตารางที่ ช-18 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1386.21	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	12790.5		12790.5	9769.1	19336.9	9769.1	19336.9
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
NO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
S	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
SO <sub>3</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
HCL	kmol/hr	0		0	0	0	0	0

ตารางที่ ช-19 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1386.21	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Flows	kmol/hr							
C	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0		0	0	0	0	0
Mole Fractions								
H <sub>2</sub> O		1		1	1	1	1	1
N <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
NO		0		0	0	0	0	0
S		0		0	0	0	0	0
SO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

ตารางที่ ช-20 ผลการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจากภาคใต้ (ต่อ)

	Units	S-LP	SOLIDS	S-OUT	S-OUT1	WATERIN	WATERIN1	WATERIN2
From		F2	SEP	LP-TB	F3		CONDENSE	M1
To		LP-TB		F3	CONDENSE	ECONOMIZ	M1	FW-HEAT
Temperature	C	255.35	1386.21	180.60	180.60	233.80	30.00	30.00
Pressure	MPa	0.25	0.10	0.12	0.12	13.58	0.00	0.00
Mole Fractions								
SO <sub>3</sub>		0		0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
CL <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0
HCL		0		0	0	0	0	0
C		0		0	0	0	0	0
CO		0		0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>		0		0	0	0	0	0

## ภาคผนวก ข.

ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ

480, 500, 530, 550, 600 ตัน/ชั่วโมง

ตารางที่ ข-1 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหล

อากาศ 480 ตัน/ชั่วโมง

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.000	2.502	0.283
0.023	2.508	0.282
0.047	2.513	0.282
0.070	2.518	0.281
0.093	2.524	0.280
0.117	2.529	0.279
0.140	2.535	0.279
0.163	2.540	0.278
0.187	2.545	0.277
0.210	2.551	0.276
0.233	2.556	0.276
0.257	2.562	0.275
0.280	2.567	0.274
0.303	2.573	0.273
0.327	2.578	0.273
0.350	2.584	0.272
0.373	2.589	0.271
0.397	2.595	0.271
0.420	2.600	0.270
0.443	2.606	0.269
0.467	2.612	0.269
0.490	2.617	0.268
0.513	2.623	0.267

ตารางที่ ซ-2 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 480 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.537	2.628	0.267
0.560	2.634	0.266
0.583	2.640	0.265
0.607	2.645	0.265
0.630	2.651	0.264
0.653	2.656	0.263
0.677	2.662	0.263
0.700	2.668	0.262
0.723	2.673	0.261
0.747	2.679	0.261
0.770	2.685	0.260
0.793	2.690	0.260
0.817	2.696	0.259
0.840	2.702	0.258
0.863	2.708	0.258
0.887	2.713	0.257
0.910	2.719	0.257
0.933	2.725	0.256
0.957	2.731	0.256
0.980	2.737	0.255
1.003	2.742	0.254
1.027	2.748	0.254
1.050	2.754	0.253
1.073	2.760	0.253
1.097	2.766	0.252
1.120	2.772	0.252

ตารางที่ ซ-3 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 480 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.143	2.777	0.251
1.167	2.783	0.251
1.190	2.789	0.250
1.213	2.795	0.250
1.237	2.801	0.249
1.260	2.807	0.249
1.283	2.813	0.248
1.307	2.819	0.248
1.330	2.825	0.247
1.354	2.831	0.247
1.377	2.837	0.247
1.400	2.843	0.246
1.424	2.849	0.246
1.447	2.855	0.245
1.470	2.861	0.245
1.494	2.867	0.244
1.517	2.873	0.244
1.540	2.880	0.243
1.564	2.886	0.243
1.587	2.892	0.243
1.610	2.898	0.242
1.634	2.904	0.242
1.657	2.910	0.241
1.680	2.917	0.241
1.704	2.923	0.241
1.727	2.929	0.240

ตารางที่ ซ-4 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 480 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.750	2.935	0.240
1.774	2.942	0.240
1.797	2.948	0.239
1.820	2.954	0.239
1.844	2.961	0.238
1.867	2.967	0.238
1.890	2.973	0.238
1.914	2.980	0.237
1.937	2.986	0.237
1.960	2.993	0.237
1.984	2.999	0.236
2.007	3.006	0.236
2.030	3.012	0.236
2.054	3.019	0.235
2.077	3.025	0.235
2.100	3.032	0.235
2.124	3.038	0.234
2.147	3.045	0.234
2.170	3.051	0.234
2.194	3.058	0.234
2.217	3.065	0.233
2.240	3.071	0.233
2.264	3.078	0.233
2.287	3.085	0.232
2.310	3.092	0.232
2.334	3.098	0.232

ตารางที่ ซ-5 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 480 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
2.715	3.135	0.075
3.097	3.147	0.025
3.479	3.151	0.009
3.860	3.153	0.004
4.242	3.155	0.002
4.624	3.156	0.002
5.005	3.156	0.002
5.387	3.157	0.002
5.769	3.158	0.002
6.150	3.159	0.002
6.532	3.160	0.002
6.914	3.161	0.002
7.295	3.162	0.002
7.677	3.163	0.002
8.059	3.163	0.002
8.440	3.164	0.002
8.822	3.165	0.002
9.204	3.166	0.002
9.585	3.167	0.002
9.967	3.168	0.002
10.349	3.169	0.002
10.730	3.169	0.002
11.112	3.170	0.002
11.494	3.171	0.002
11.875	3.172	0.002
12.257	3.173	0.002



ตารางที่ ช-6 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 480 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
12.639	3.174	0.002
13.020	3.175	0.002
13.402	3.176	0.002
13.784	3.176	0.002
14.165	3.177	0.002
14.547	3.178	0.002
14.929	3.179	0.002
15.310	3.180	0.002
15.692	3.181	0.002
16.074	3.182	0.002
16.455	3.182	0.002
16.837	3.183	0.002
17.219	3.184	0.002
17.600	3.185	0.002
17.982	3.186	0.002
18.364	3.187	0.002
18.745	3.188	0.002
19.127	3.189	0.002
19.509	3.189	0.002
19.890	3.190	0.002
20.272	3.191	0.002
20.654	3.192	0.002
21.035	3.193	0.002
21.417	3.194	0.002
21.799	3.195	0.002
22.180	3.196	0.002

ตารางที่ ซ-7 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 480 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
22.562	3.196	0.002
22.944	3.197	0.002
23.325	3.198	0.002
23.707	3.199	0.002
24.089	3.200	0.002
24.470	3.201	0.002
24.852	3.202	0.002
25.233	3.202	0.002
25.615	3.203	0.002
25.997	3.204	0.002
26.378	3.205	0.002
26.760	3.206	0.002
27.142	3.207	0.002
27.523	3.208	0.002
27.905	3.209	0.002
28.287	3.209	0.002
28.668	3.210	0.002
29.050	3.211	0.002
29.432	3.212	0.002
29.813	3.213	0.002
30.195	3.214	0.002
30.577	3.215	0.002
30.958	3.216	0.002
31.340	3.217	0.002
31.722	3.217	0.002
32.103	3.218	0.002

ตารางที่ ซ-8 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 480 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
32.485	3.219	0.002
32.867	3.220	0.002
33.248	3.221	0.002
33.630	3.222	0.002
34.012	3.223	0.002
34.393	3.224	0.002
34.775	3.224	0.002
35.157	3.225	0.002
35.538	3.226	0.002
35.920	3.227	0.002
36.302	3.228	0.002
36.683	3.229	0.002
37.065	3.230	0.002
37.447	3.231	0.002
37.828	3.231	0.002
38.210	3.232	0.002
38.592	3.233	0.002
38.973	3.234	0.002
39.355	3.235	0.002
39.737	3.236	0.002
40.118	3.237	0.002
40.500	3.238	0.002

ตารางที่ ซ-9 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 500 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.000	2.653	0.277
0.023	2.659	0.277
0.047	2.665	0.276
0.070	2.670	0.275
0.094	2.676	0.275
0.117	2.682	0.274
0.141	2.688	0.273
0.164	2.694	0.272
0.188	2.699	0.272
0.211	2.705	0.271
0.235	2.711	0.270
0.258	2.717	0.269
0.282	2.723	0.269
0.305	2.729	0.268
0.329	2.735	0.267
0.352	2.741	0.267
0.376	2.747	0.266
0.399	2.752	0.265
0.422	2.758	0.264
0.446	2.764	0.264
0.469	2.770	0.263
0.493	2.776	0.262
0.516	2.782	0.262

ตารางที่ ซ-10 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 500 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.540	2.788	0.261
0.563	2.794	0.260
0.587	2.800	0.260
0.610	2.806	0.259
0.634	2.812	0.258
0.657	2.818	0.258
0.681	2.824	0.257
0.704	2.831	0.256
0.728	2.837	0.256
0.751	2.843	0.255
0.775	2.849	0.255
0.798	2.855	0.254
0.821	2.861	0.253
0.845	2.867	0.253
0.868	2.873	0.252
0.892	2.879	0.252
0.915	2.886	0.251
0.939	2.892	0.250
0.962	2.898	0.250
0.986	2.904	0.249
1.009	2.910	0.249
1.033	2.917	0.248
1.056	2.923	0.248
1.080	2.929	0.247
1.103	2.935	0.247
1.127	2.942	0.246

ตารางที่ ซ-11 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 500 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.150	2.948	0.246
1.174	2.954	0.245
1.197	2.961	0.245
1.220	2.967	0.244
1.244	2.973	0.244
1.267	2.980	0.243
1.291	2.986	0.243
1.314	2.993	0.242
1.338	2.999	0.242
1.361	3.005	0.241
1.385	3.012	0.241
1.408	3.018	0.240
1.432	3.025	0.240
1.455	3.031	0.239
1.479	3.038	0.239
1.502	3.044	0.239
1.526	3.051	0.238
1.549	3.057	0.238
1.572	3.064	0.237
1.596	3.071	0.237
1.619	3.077	0.237
1.643	3.084	0.236
1.666	3.091	0.236
1.690	3.097	0.235
1.713	3.104	0.235
1.737	3.111	0.235

ตารางที่ ซ-12 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 500 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.760	3.117	0.234
1.784	3.124	0.234
1.807	3.131	0.233
1.831	3.138	0.233
1.854	3.144	0.233
1.878	3.151	0.232
1.901	3.158	0.232
1.925	3.165	0.232
1.948	3.172	0.231
1.971	3.179	0.231
1.995	3.186	0.231
2.018	3.192	0.230
2.042	3.199	0.230
2.065	3.206	0.230
2.089	3.213	0.229
2.112	3.220	0.229
2.136	3.227	0.229
2.159	3.234	0.228
2.183	3.242	0.228
2.206	3.249	0.228
2.230	3.256	0.227
2.253	3.263	0.227
2.277	3.270	0.227
2.300	3.277	0.227
2.324	3.284	0.226
2.347	3.292	0.226

ตารางที่ ซ-13 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 500 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
2.729	3.330	0.073
3.110	3.344	0.025
3.492	3.349	0.009
3.873	3.351	0.004
4.255	3.352	0.003
4.636	3.354	0.002
5.018	3.355	0.002
5.399	3.356	0.002
5.781	3.357	0.002
6.162	3.358	0.002
6.544	3.359	0.002
6.925	3.360	0.002
7.307	3.361	0.002
7.688	3.362	0.002
8.070	3.364	0.002
8.451	3.365	0.002
8.833	3.366	0.002
9.215	3.367	0.002
9.596	3.368	0.002
9.978	3.369	0.002
10.359	3.370	0.002
10.741	3.371	0.002
11.122	3.372	0.002
11.504	3.374	0.002
11.885	3.375	0.002
12.267	3.376	0.002



ตารางที่ ซ-14 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 500 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
12.648	3.377	0.002
13.030	3.378	0.002
13.411	3.379	0.002
13.793	3.380	0.002
14.174	3.381	0.002
14.556	3.382	0.002
14.938	3.383	0.002
15.319	3.385	0.002
15.701	3.386	0.002
16.082	3.387	0.002
16.464	3.388	0.002
16.845	3.389	0.002
17.227	3.390	0.002
17.608	3.391	0.002
17.990	3.392	0.002
18.371	3.393	0.002
18.753	3.395	0.002
19.134	3.396	0.002
19.516	3.397	0.002
19.897	3.398	0.002
20.279	3.399	0.002
20.660	3.400	0.002
21.042	3.401	0.002
21.424	3.402	0.002
21.805	3.403	0.002
22.187	3.405	0.002

ตารางที่ ซ-15 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 500 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
22.568	3.406	0.002
22.950	3.407	0.002
23.331	3.408	0.002
23.713	3.409	0.002
24.094	3.410	0.002
24.476	3.411	0.002
24.857	3.412	0.002
25.239	3.414	0.002
25.620	3.415	0.002
26.002	3.416	0.002
26.383	3.417	0.002
26.765	3.418	0.002
27.146	3.419	0.002
27.528	3.420	0.002
27.910	3.421	0.002
28.291	3.422	0.002
28.673	3.424	0.002
29.054	3.425	0.002
29.436	3.426	0.002
29.817	3.427	0.002
30.199	3.428	0.002
30.580	3.429	0.002
30.962	3.430	0.002
31.343	3.431	0.002
31.725	3.433	0.002
32.106	3.434	0.002

ตารางที่ ซ-16 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 500 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
32.488	3.435	0.002
32.869	3.436	0.002
33.251	3.437	0.002
33.633	3.438	0.002
34.014	3.439	0.002
34.396	3.440	0.002
34.777	3.442	0.002
35.159	3.443	0.002
35.540	3.444	0.002
35.922	3.445	0.002
36.303	3.446	0.002
36.685	3.447	0.002
37.066	3.448	0.002
37.448	3.449	0.002
37.829	3.451	0.002
38.211	3.452	0.002
38.592	3.453	0.002
38.974	3.454	0.002
39.355	3.455	0.002
39.737	3.456	0.002
40.119	3.457	0.002
40.500	3.458	0.002

ตารางที่ ซ-17 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 530 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.000	2.899	0.269
0.024	2.906	0.269
0.047	2.912	0.268
0.071	2.919	0.267
0.094	2.925	0.266
0.118	2.932	0.266
0.142	2.938	0.265
0.165	2.944	0.264
0.189	2.951	0.263
0.212	2.957	0.263
0.236	2.964	0.262
0.260	2.970	0.261
0.283	2.977	0.260
0.307	2.984	0.260
0.330	2.990	0.259
0.354	2.997	0.258
0.377	3.003	0.257
0.401	3.010	0.257
0.425	3.016	0.256
0.448	3.023	0.255
0.472	3.030	0.255
0.495	3.036	0.254
0.519	3.043	0.253

ตารางที่ ซ-18 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 530 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.543	3.049	0.252
0.566	3.056	0.252
0.590	3.063	0.251
0.613	3.069	0.250
0.637	3.076	0.250
0.661	3.083	0.249
0.684	3.090	0.249
0.708	3.096	0.248
0.731	3.103	0.247
0.755	3.110	0.247
0.779	3.117	0.246
0.802	3.123	0.245
0.826	3.130	0.245
0.849	3.137	0.244
0.873	3.144	0.244
0.897	3.151	0.243
0.920	3.157	0.242
0.944	3.164	0.242
0.967	3.171	0.241
0.991	3.178	0.241
1.014	3.185	0.240
1.038	3.192	0.240
1.062	3.199	0.239
1.085	3.206	0.239
1.109	3.213	0.238
1.132	3.220	0.237

ตารางที่ ซ-19 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 530 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.156	3.227	0.237
1.180	3.234	0.236
1.203	3.241	0.236
1.227	3.248	0.235
1.250	3.255	0.235
1.274	3.262	0.234
1.298	3.269	0.234
1.321	3.276	0.233
1.345	3.283	0.233
1.368	3.290	0.233
1.392	3.297	0.232
1.416	3.304	0.232
1.439	3.312	0.231
1.463	3.319	0.231
1.486	3.326	0.230
1.510	3.333	0.230
1.534	3.340	0.229
1.557	3.348	0.229
1.581	3.355	0.229
1.604	3.362	0.228
1.628	3.370	0.228
1.651	3.377	0.227
1.675	3.384	0.227
1.699	3.392	0.227
1.722	3.399	0.226
1.746	3.406	0.226

ตารางที่ ซ-20 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 530 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.769	3.414	0.225
1.793	3.421	0.225
1.817	3.429	0.225
1.840	3.436	0.224
1.864	3.444	0.224
1.887	3.451	0.224
1.911	3.459	0.223
1.935	3.466	0.223
1.958	3.474	0.223
1.982	3.482	0.222
2.005	3.489	0.222
2.029	3.497	0.221
2.053	3.505	0.221
2.076	3.512	0.221
2.100	3.520	0.221
2.123	3.528	0.220
2.147	3.536	0.220
2.171	3.543	0.220
2.194	3.551	0.219
2.218	3.559	0.219
2.241	3.567	0.219
2.265	3.575	0.218
2.288	3.583	0.218
2.312	3.591	0.218
2.336	3.599	0.217
2.359	3.607	0.217

ตารางที่ ซ-21 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 530 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
2.741	3.650	0.071
3.122	3.664	0.024
3.503	3.670	0.009
3.885	3.673	0.005
4.266	3.675	0.003
4.648	3.677	0.003
5.029	3.679	0.002
5.411	3.680	0.002
5.792	3.682	0.002
6.173	3.683	0.002
6.555	3.685	0.002
6.936	3.686	0.002
7.318	3.688	0.002
7.699	3.690	0.002
8.080	3.691	0.002
8.462	3.693	0.002
8.843	3.694	0.002
9.225	3.696	0.002
9.606	3.698	0.002
9.987	3.699	0.002
10.369	3.701	0.002
10.750	3.702	0.002
11.132	3.704	0.002
11.513	3.705	0.002
11.894	3.707	0.002
12.276	3.709	0.002



ตารางที่ ซ-22 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 530 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
12.657	3.710	0.002
13.039	3.712	0.002
13.420	3.713	0.002
13.802	3.715	0.002
14.183	3.717	0.002
14.564	3.718	0.002
14.946	3.720	0.002
15.327	3.721	0.002
15.709	3.723	0.002
16.090	3.724	0.002
16.471	3.726	0.002
16.853	3.728	0.002
17.234	3.729	0.002
17.616	3.731	0.002
17.997	3.732	0.002
18.378	3.734	0.002
18.760	3.736	0.002
19.141	3.737	0.002
19.523	3.739	0.002
19.904	3.740	0.002
20.285	3.742	0.002
20.667	3.744	0.002
21.048	3.745	0.002
21.430	3.747	0.002
21.811	3.748	0.002
22.192	3.750	0.002

ตารางที่ ซ-23 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 530 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
22.574	3.752	0.002
22.955	3.753	0.002
23.337	3.755	0.002
23.718	3.756	0.002
24.100	3.758	0.002
24.481	3.760	0.002
24.862	3.761	0.002
25.244	3.763	0.002
25.625	3.765	0.002
26.007	3.766	0.002
26.388	3.768	0.002
26.769	3.769	0.002
27.151	3.771	0.002
27.532	3.773	0.002
27.914	3.774	0.002
28.295	3.776	0.002
28.676	3.777	0.002
29.058	3.779	0.002
29.439	3.781	0.002
29.821	3.782	0.002
30.202	3.784	0.002
30.583	3.786	0.002
30.965	3.787	0.002
31.346	3.789	0.002
31.728	3.790	0.002
32.109	3.792	0.002

ตารางที่ ซ-24 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 530 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
32.490	3.794	0.002
32.872	3.795	0.002
33.253	3.797	0.002
33.635	3.798	0.002
34.016	3.800	0.002
34.398	3.802	0.002
34.779	3.803	0.002
35.160	3.805	0.002
35.542	3.807	0.002
35.923	3.808	0.002
36.305	3.810	0.002
36.686	3.812	0.002
37.067	3.813	0.002
37.449	3.815	0.002
37.830	3.816	0.002
38.212	3.818	0.002
38.593	3.820	0.002
38.974	3.821	0.002
39.356	3.823	0.002
39.737	3.825	0.002
40.119	3.826	0.002
40.500	3.828	0.002
32.490	3.794	0.002
32.872	3.795	0.002
33.253	3.797	0.002
33.635	3.798	0.002

ตารางที่ ซ-25 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 550 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.000	3.079	0.263
0.024	3.086	0.263
0.047	3.093	0.262
0.071	3.100	0.261
0.094	3.107	0.261
0.118	3.113	0.260
0.142	3.120	0.259
0.165	3.127	0.258
0.189	3.134	0.258
0.213	3.141	0.257
0.236	3.148	0.256
0.260	3.155	0.255
0.283	3.162	0.255
0.307	3.169	0.254
0.331	3.176	0.253
0.354	3.183	0.252
0.378	3.190	0.252
0.401	3.197	0.251
0.425	3.204	0.250
0.449	3.211	0.249
0.472	3.218	0.249
0.496	3.226	0.248
0.519	3.233	0.247

ตารางที่ ซ-26 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 550 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.543	3.240	0.247
0.567	3.247	0.246
0.590	3.254	0.245
0.614	3.261	0.245
0.638	3.268	0.244
0.661	3.276	0.243
0.685	3.283	0.243
0.708	3.290	0.242
0.732	3.297	0.241
0.756	3.304	0.241
0.779	3.312	0.240
0.803	3.319	0.240
0.826	3.326	0.239
0.850	3.333	0.238
0.874	3.341	0.238
0.897	3.348	0.237
0.921	3.355	0.237
0.944	3.363	0.236
0.968	3.370	0.235
0.992	3.377	0.235
1.015	3.385	0.234
1.039	3.392	0.234
1.063	3.400	0.233
1.086	3.407	0.233
1.110	3.414	0.232
1.133	3.422	0.232

ตารางที่ ซ-27 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 550 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.157	3.429	0.231
1.181	3.437	0.231
1.204	3.444	0.230
1.228	3.452	0.230
1.251	3.459	0.229
1.275	3.467	0.229
1.299	3.474	0.228
1.322	3.482	0.228
1.346	3.490	0.227
1.370	3.497	0.227
1.393	3.505	0.226
1.417	3.512	0.226
1.440	3.520	0.225
1.464	3.528	0.225
1.488	3.536	0.224
1.511	3.543	0.224
1.535	3.551	0.223
1.558	3.559	0.223
1.582	3.567	0.223
1.606	3.574	0.222
1.629	3.582	0.222
1.653	3.590	0.221
1.676	3.598	0.221
1.700	3.606	0.221
1.724	3.614	0.220
1.747	3.622	0.220

ตารางที่ ซ-28 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 550 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.771	3.630	0.219
1.795	3.637	0.219
1.818	3.645	0.219
1.842	3.653	0.218
1.865	3.661	0.218
1.889	3.670	0.218
1.913	3.678	0.217
1.936	3.686	0.217
1.960	3.694	0.217
1.983	3.702	0.216
2.007	3.710	0.216
2.031	3.718	0.216
2.054	3.727	0.215
2.078	3.735	0.215
2.102	3.743	0.215
2.125	3.751	0.214
2.149	3.760	0.214
2.172	3.768	0.214
2.196	3.776	0.213
2.220	3.785	0.213
2.243	3.793	0.213
2.267	3.802	0.212
2.290	3.810	0.212
2.314	3.818	0.212
2.338	3.827	0.211
2.361	3.835	0.211

ตารางที่ ซ-29 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 550 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
2.743	3.881	0.069
3.124	3.898	0.024
3.505	3.904	0.010
3.887	3.908	0.005
4.268	3.910	0.004
4.650	3.912	0.003
5.031	3.914	0.003
5.412	3.916	0.003
5.794	3.918	0.003
6.175	3.920	0.003
6.557	3.922	0.003
6.938	3.924	0.003
7.319	3.926	0.003
7.701	3.928	0.003
8.082	3.930	0.003
8.463	3.932	0.003
8.845	3.934	0.003
9.226	3.936	0.003
9.608	3.938	0.003
9.989	3.940	0.003
10.370	3.942	0.003
10.752	3.944	0.003
11.133	3.946	0.003
11.515	3.948	0.003
11.896	3.950	0.003
12.277	3.952	0.003



ตารางที่ ซ-30 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 550 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
12.659	3.954	0.003
13.040	3.956	0.003
13.422	3.958	0.003
13.803	3.960	0.003
14.184	3.962	0.003
14.566	3.964	0.003
14.947	3.966	0.003
15.328	3.968	0.003
15.710	3.970	0.003
16.091	3.972	0.003
16.473	3.975	0.003
16.854	3.977	0.003
17.235	3.979	0.003
17.617	3.981	0.003
17.998	3.983	0.003
18.380	3.985	0.003
18.761	3.987	0.003
19.142	3.989	0.003
19.524	3.991	0.003
19.905	3.993	0.003
20.287	3.995	0.003
20.668	3.997	0.003
21.049	3.999	0.003
21.431	4.001	0.003
21.812	4.003	0.003
22.193	4.005	0.003

ตารางที่ ซ-31 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 550 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
22.575	4.007	0.003
22.956	4.009	0.003
23.338	4.011	0.003
23.719	4.013	0.003
24.100	4.015	0.003
24.482	4.017	0.003
24.863	4.019	0.003
25.245	4.021	0.003
25.626	4.023	0.003
26.007	4.025	0.003
26.389	4.028	0.003
26.770	4.030	0.003
27.151	4.032	0.003
27.533	4.034	0.003
27.914	4.036	0.003
28.296	4.038	0.003
28.677	4.040	0.003
29.058	4.042	0.003
29.440	4.044	0.003
29.821	4.046	0.003
30.203	4.048	0.003
30.584	4.050	0.003
30.965	4.052	0.003
31.347	4.054	0.003
31.728	4.056	0.003
32.110	4.058	0.003

ตารางที่ ซ-32 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 550 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
32.491	4.061	0.003
32.872	4.063	0.003
33.254	4.065	0.003
33.635	4.067	0.003
34.016	4.069	0.003
34.398	4.071	0.003
34.779	4.073	0.003
35.161	4.075	0.003
35.542	4.077	0.003
35.923	4.079	0.003
36.305	4.081	0.003
36.686	4.083	0.003
37.068	4.085	0.003
37.449	4.088	0.003
37.830	4.090	0.003
38.212	4.092	0.003
38.593	4.094	0.003
38.974	4.096	0.003
39.356	4.098	0.003
39.737	4.100	0.003
40.119	4.102	0.003
40.500	4.104	0.003

ตารางที่ ซ-33 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 600 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.000	3.596	0.249
0.023	3.604	0.249
0.047	3.612	0.248
0.070	3.620	0.247
0.094	3.628	0.246
0.117	3.637	0.245
0.140	3.645	0.244
0.164	3.653	0.244
0.187	3.661	0.243
0.210	3.670	0.242
0.234	3.678	0.241
0.257	3.686	0.241
0.281	3.694	0.240
0.304	3.703	0.239
0.327	3.711	0.238
0.351	3.719	0.238
0.374	3.728	0.237
0.398	3.736	0.236
0.421	3.744	0.235
0.444	3.753	0.235
0.468	3.761	0.234
0.491	3.770	0.233
0.514	3.778	0.232

ตารางที่ ซ-34 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 600 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
0.538	3.786	0.232
0.561	3.795	0.231
0.585	3.803	0.230
0.608	3.812	0.230
0.631	3.820	0.229
0.655	3.829	0.228
0.678	3.837	0.228
0.702	3.846	0.227
0.725	3.854	0.226
0.748	3.863	0.226
0.772	3.871	0.225
0.795	3.880	0.225
0.818	3.888	0.224
0.842	3.897	0.223
0.865	3.906	0.223
0.889	3.914	0.222
0.912	3.923	0.221
0.935	3.931	0.221
0.959	3.940	0.220
0.982	3.949	0.220
1.006	3.958	0.219
1.029	3.966	0.219
1.052	3.975	0.218
1.076	3.984	0.217
1.099	3.992	0.217
1.122	4.001	0.216

ตารางที่ ซ-35 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 600 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.146	4.010	0.216
1.169	4.019	0.215
1.193	4.028	0.215
1.216	4.037	0.214
1.239	4.045	0.214
1.263	4.054	0.213
1.286	4.063	0.213
1.310	4.072	0.212
1.333	4.081	0.212
1.356	4.090	0.211
1.380	4.099	0.211
1.403	4.108	0.210
1.427	4.117	0.210
1.450	4.126	0.210
1.473	4.135	0.209
1.497	4.144	0.209
1.520	4.153	0.208
1.543	4.162	0.208
1.567	4.172	0.207
1.590	4.181	0.207
1.614	4.190	0.206
1.637	4.199	0.206
1.660	4.208	0.206
1.684	4.218	0.205
1.707	4.227	0.205
1.731	4.236	0.204

ตารางที่ ซ-36 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 600 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
1.754	4.245	0.204
1.777	4.255	0.204
1.801	4.264	0.203
1.824	4.274	0.203
1.847	4.283	0.203
1.871	4.292	0.202
1.894	4.302	0.202
1.918	4.311	0.202
1.941	4.321	0.201
1.964	4.330	0.201
1.988	4.340	0.200
2.011	4.350	0.200
2.035	4.359	0.200
2.058	4.369	0.199
2.081	4.379	0.199
2.105	4.388	0.199
2.128	4.398	0.199
2.151	4.408	0.198
2.175	4.417	0.198
2.198	4.427	0.198
2.222	4.437	0.197
2.245	4.447	0.197
2.268	4.457	0.197
2.292	4.467	0.196
2.315	4.477	0.196
2.339	4.487	0.196

ตารางที่ ซ-37 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 600 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
2.720	4.542	0.065
3.102	4.562	0.023
3.483	4.571	0.010
3.865	4.576	0.006
4.247	4.580	0.005
4.628	4.584	0.004
5.010	4.588	0.004
5.391	4.591	0.004
5.773	4.595	0.004
6.155	4.599	0.004
6.536	4.602	0.004
6.918	4.606	0.004
7.300	4.609	0.004
7.681	4.613	0.004
8.063	4.617	0.004
8.444	4.620	0.004
8.826	4.624	0.004
9.208	4.628	0.004
9.589	4.631	0.004
9.971	4.635	0.004
10.352	4.638	0.004
10.734	4.642	0.004
11.116	4.646	0.004
11.497	4.649	0.004
11.879	4.653	0.004
12.261	4.657	0.004



ตารางที่ ซ-38 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 600 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
12.642	4.660	0.004
13.024	4.664	0.004
13.405	4.668	0.004
13.787	4.671	0.004
14.169	4.675	0.004
14.550	4.679	0.004
14.932	4.682	0.004
15.313	4.686	0.004
15.695	4.690	0.004
16.077	4.693	0.004
16.458	4.697	0.004
16.840	4.701	0.004
17.222	4.704	0.004
17.603	4.708	0.004
17.985	4.712	0.004
18.366	4.715	0.004
18.748	4.719	0.004
19.130	4.723	0.004
19.511	4.727	0.004
19.893	4.730	0.004
20.274	4.734	0.004
20.656	4.738	0.004
21.038	4.741	0.004
21.419	4.745	0.004
21.801	4.749	0.004
22.183	4.753	0.004

ตารางที่ ซ-39 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 600 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
22.564	4.756	0.004
22.946	4.760	0.004
23.327	4.764	0.004
23.709	4.768	0.004
24.091	4.771	0.004
24.472	4.775	0.004
24.854	4.779	0.004
25.235	4.783	0.004
25.617	4.786	0.004
25.999	4.790	0.004
26.380	4.794	0.004
26.762	4.798	0.004
27.144	4.801	0.004
27.525	4.805	0.004
27.907	4.809	0.004
28.288	4.813	0.004
28.670	4.816	0.004
29.052	4.820	0.004
29.433	4.824	0.004
29.815	4.828	0.004
30.196	4.832	0.004
30.578	4.835	0.004
30.960	4.839	0.004
31.341	4.843	0.004
31.723	4.847	0.004
32.105	4.851	0.004

ตารางที่ ซ-40 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเตาเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าชีวมวล ที่อัตราการไหลอากาศ 600 ตัน/ชั่วโมง (ต่อ)

Total height, m	Superficial velocity, m/s	Solids volume fraction
32.486	4.854	0.004
32.868	4.858	0.004
33.249	4.862	0.004
33.631	4.866	0.004
34.013	4.870	0.004
34.394	4.873	0.004
34.776	4.877	0.004
35.157	4.881	0.004
35.539	4.885	0.004
35.921	4.889	0.004
36.302	4.893	0.004
36.684	4.896	0.004
37.066	4.900	0.004
37.447	4.904	0.004
37.829	4.908	0.004
38.210	4.912	0.004
38.592	4.916	0.004
38.974	4.919	0.004
39.355	4.923	0.004
39.737	4.927	0.004
40.118	4.931	0.004
40.500	4.935	0.004

## ภาคผนวก ฉ.

## ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน (Base case)

ตารางที่ ฉ-1 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน (Base case)

	Units	CO <sub>2</sub> OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	23.85	59.23	65.25	40.17	91.63	81.18	46.64
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
Mole Flows	kmol/hr	2.239	18.460	19.967	92.792	88.297	88.425	88.400
MEA	kmol/hr	4.98E-11	0	0.002	5.076	3.660	0.338	0.182
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	9.72E-02	0.295	4.691	81.142	76.635	75.804	75.810
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	2.141	3.398	0.509	2.63E-06	0.0004	0.0301	0.0055
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>	kmol/hr	0	0	0	3.60E-10	1.16E-08	1.08E-07	2.54E-08
OH <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	8.74E-04	5.53E-04	5.40E-05	3.15E-05
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	2.31E-02	1.05E-01	1.01E+00	8.99E-01
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kmol/hr	0	0	0	0.087	0.021	0.048	0.149
MEAH <sup>+</sup>	kmol/hr	0	0	0	3.330	4.012	6.150	6.275
MEACOO <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	3.132	3.865	5.048	5.079

ตารางที่ ฅ-2 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน (Base case) (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	23.85	59.23	65.25	40.17	91.63	81.18	46.64
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
Mole Flows	kmol/hr	2.239	18.460	19.967	92.792	88.297	88.425	88.400
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0	13.896	13.896	0	3.40E-18	0.0003	0.0003
O <sub>2</sub>	kmol/hr	4.03E-05	0.869	0.869	0	1.31E-15	4.03E-05	4.03E-05
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HS <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>-2</sup>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
MEA		2.22E-11	0	0	0.055	0.041	0.004	0.002
H <sub>2</sub> O		0.043	0.016	0.235	0.874	0.868	0.857	0.858
CO <sub>2</sub>		9.56E-01	0.184	0.025	2.83E-08	4.83E-06	0	6.27E-05

ตารางที่ ฅ-3 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน (Base case) (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	23.85	59.23	65.25	40.17	91.63	81.18	46.64
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>		0	0	0	3.88E-12	1.31E-10	1.22E-09	2.88E-10
OH <sup>-</sup>		0	0	0	9.41E-06	6.26E-06	6.11E-07	3.56E-07
HCO <sup>3-</sup>		0	0	0	2.49E-04	1.18E-03	1.14E-02	1.02E-02
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>		0	0	0	9.38E-04	2.35E-04	5.46E-04	1.68E-03
MEA <sup>+</sup>		0	0	0	0.036	0.045	0.070	0.071
MEACOO <sup>-</sup>		0	0	0	0.034	0.044	0.057	0.057
N <sub>2</sub>		0	0.753	0.696	0	3.85E-20	3.93E-06	3.93E-06
O <sub>2</sub>		1.80E-05	0.0471	0.044	0	1.49E-17	4.56E-07	4.56E-07
CO		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S		0	0	0	0	0	0	0
HS <sup>-</sup>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ฅ-4 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน (Base case) (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	23.85	59.23	65.25	40.17	91.63	81.18	46.64
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
S <sup>2</sup>		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr	96	572	524	2311	2263	2359	2359
MEA	kg/hr	3.04E-09	0	0.127	310.066	223.541	20.647	11.144
H <sub>2</sub> O	kg/hr	1.751	5.321	84.506	1461.801	1380.597	1365.624	1365.737
CO <sub>2</sub>	kg/hr	94.238	149.563	22.383	0	0.019	1.323	0.244
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>	kg/hr	0	0	0	6.85E-09	2.20E-07	2.05E-06	4.84E-07
OH <sup>-</sup>	kg/hr	0	0	0	0.015	0.009	0.001	0.001
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	kg/hr	0	0	0	1.412	6.381	61.374	54.871
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kg/hr	0	0	0	5.223	1.246	2.898	8.919
MEA <sup>+</sup>	kg/hr	0	0	0	206.775	249.090	381.884	389.635
MEACOO <sup>-</sup>	kg/hr	0	0	0	326.008	402.295	525.416	528.617
N <sub>2</sub>	kg/hr	0.010	389.286	389.276	0	9.53E-17	0.010	0.010

ตารางที่ ฅ-5 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน (Base case) (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	23.85	59.23	65.25	40.17	91.63	81.18	46.64
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
O <sub>2</sub>	kg/hr	0.001	27.821	27.820	0	4.20E-14	0.001	0.001
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
HS <sup>-</sup>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>-2</sup>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mass Fractions								
MEA		3.17E-11	0	0	0.134	0.099	0.009	0.005
H <sub>2</sub> O		0.018	0.009	0.161	0.632	0.610	0.579	0.579
CO <sub>2</sub>		0.982	0.261	0.043	5.00E-08	8.29E-06	0.001	0
H3O <sup>+</sup>		0	0	0	2.97E-12	9.72E-11	8.69E-10	2.05E-10
OH <sup>-</sup>		0	0	0	6.43E-06	4.16E-06	3.90E-07	2.27E-07





## ภาคผนวก ญ.

ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทานอลามีน ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Captureตารางที่ ญ-1 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีน ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture

	Units	CO <sub>2</sub> OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.76	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
Mole Flows	kmol/hr	1304.6	20215.7	14330.9	79558.2	83861.9	83982.0	83970.1
MEA	kmol/hr	1.60E-06	0	1.7	4352.2	3854.8	1737.0	1915.6
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	1.07E+02	6657.6	2245.0	69570.2	73877.4	73738.6	73280.0
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	1196.8	1500.7	27.1	0.002	2.73E-01	12.573	0.650
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>	kmol/hr	0	0	0	3.09E-07	8.50E-06	7.47E-05	5.97E-06
OH <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	7.49E-01	5.93E-01	2.49E-01	3.06E-01
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	1.98E+01	7.71E+01	3.28E+02	5.30E+02
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kmol/hr	0	0	0	74.6	15.4	11.0	267.1
MEA <sup>+</sup>	kmol/hr	0	0	0	2855.3	3072.4	4252.2	4520.3
MEACOO <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	2685.4	2963.9	3901.9	3455.3

ตารางที่ ฅ-2 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีน ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.76	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
Mole Flows	kmol/hr							
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0.3	10901.6	10901.3	0	1.43E-10	0.31916475	0.31916475
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0.1	1155.8	1155.8	0	7.54E-11	6.00E-02	6.00E-02
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HS <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>-2</sup>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
MEA		1.23E-09	0	1.18E-04	0.055	0.046	0.021	0.023
H <sub>2</sub> O		0.082	0.329	0.157	0.874	0.881	0.878	0.873
CO <sub>2</sub>		0.917	0.074	0.002	2.83E-08	3.26E-06	1.50E-04	7.74E-06

ตารางที่ ฅ-3 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีน ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.76	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>		0	0	0	3.88E-12	1.01E-10	8.90E-10	7.11E-11
OH <sup>-</sup>		0	0	0	9.41E-06	7.07E-06	2.97E-06	3.65E-06
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>		0	0	0	2.49E-04	9.20E-04	3.91E-03	6.32E-03
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>		0	0	0	9.38E-04	1.83E-04	1.31E-04	3.18E-03
MEA <sup>+</sup>		0	0	0	0.036	0.037	0.051	0.054
MEACO <sup>-</sup>		0	0	0	0.034	0.035	0.046	0.041
N <sub>2</sub>		0	0.539	0.761	0	1.71E-15	3.80E-06	3.80E-06
O <sub>2</sub>		4.60E-05	0.057	0.081	0	8.99E-16	7.14E-07	7.15E-07
CO		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S		0	0	0	0	0	0	0
HS <sup>-</sup>		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ฅ-4 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีน ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.76	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
S <sup>2</sup>		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr							
MEA	kg/hr	9.79E-05	0	103.2	265846.2	235466.6	106104	117010
H <sub>2</sub> O	kg/hr	1,935	119,938	40,445	1253327.8	1330923.2	1328424	1320162
CO <sub>2</sub>	kg/hr	52,671	66,045	1,191	0.099	1.20E+01	553	29
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>	kg/hr	0	0	0	5.88E-06	1.62E-04	1.42E-03	1.14E-04
OH <sup>-</sup>	kg/hr	0	0	0	12.7	10.1	4.2	5.2
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	kg/hr	0	0	0	1210.7	4706.6	20015.0	32368.2
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kg/hr	0	0	0	4477.9	922.8	660.3	16029.4
MEA <sup>+</sup>	kg/hr	0	0	0	177285.9	190769.2	264023.9	280669.8
MEACOO <sup>-</sup>	kg/hr	0	0	0	279515.1	308503.1	406136.2	359647.4
N <sub>2</sub>	kg/hr	8.941	305393	305384	0	4.01E-09	8.941	8.941

ตารางที่ ฅ-5 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีน ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.76	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
O <sub>2</sub>	kg/hr	1.920	36985	36983	0	2.41E-09	1.920	1.920
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
HS <sup>-</sup>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>2-</sup>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mass Fractions								
MEA		1.79E-09	0	2.69E-04	0.134	0.114	0.050	0.055
H <sub>2</sub> O		0.035	0.227	0.105	0.632	0.643	0.625	0.621
CO <sub>2</sub>		0.964	0.125	0.003	5.00E-08	5.81E-06	2.60E-04	1.35E-05
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>		0	0	0	2.97E-12	7.81E-11	6.69E-10	5.34E-11
OH <sup>-</sup>		0	0	0	6.43E-06	4.87E-06	1.99E-06	2.45E-06



## ภาคผนวก ฎ.

ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี โดยใช้สารโมโนเอทาโมเลอามีนที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Captureตารางที่ ฎ-1 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซึมทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทาโมเลอามีนที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.90	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
Mole Flows	kmol/hr	1486	20216	14331	79558	83847	83982	83970
MEA	kmol/hr	1.81E-06	0	1.69	4352.16	4178.05	1737.02	1915.57
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	1.22E+02	6657.56	2245.05	69570.19	73872.46	73738.64	73280.02
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	1362.88	1500.69	27.06	0	0.22	12.57	0.65
H <sub>3</sub> O <sup>+</sup>	kmol/hr	0	0	0	3.09E-07	7.50E-06	7.47E-05	5.97E-06
OH <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	7.49E-01	6.41E-01	2.49E-01	3.06E-01
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	1.98E+01	6.84E+01	3.28E+02	5.30E+02
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kmol/hr	0	0	0	74.62	14.11	11.00	267.11
MEA <sup>+</sup>	kmol/hr	0	0	0	2855.26	2905.17	4252.20	4520.29
MEACOO <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0	0	2685.42	2807.94	3901.93	3455.29



ตารางที่ ๑-2 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีนที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.90	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
Mole Flows	kmol/hr							
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0.319	10901.6	10901.3	0	8.60E-11	0.31916475	0.319
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0.060	1155.8	1155.8	0	4.54E-11	6.00E-02	6.00E-02
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
HS-	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>-2</sup>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
MEA		1.22E-09	0	1.18E-04	0.055	0.050	0.021	0.023
H <sub>2</sub> O		0.082	0.329	0.157	0.874	0.881	0.878	0.873
CO <sub>2</sub>		9.17E-01	0.074	0.002	2.83E-08	2.66E-06	1.50E-04	7.74E-06

ตารางที่ ๑-3 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีนที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.90	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
H <sub>3</sub> O+		0	0	0	3.88E-12	8.94E-11	8.90E-10	7.11E-11
OH-		0	0	0	9.41E-06	7.65E-06	2.97E-06	3.65E-06
HCO <sub>3</sub> -		0	0	0	2.49E-04	8.15E-04	3.91E-03	6.32E-03
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>		0	0	0	9.38E-04	1.68E-04	1.31E-04	3.18E-03
MEA <sup>+</sup> H		0	0	0	0.036	0.035	0.051	0.054
MEACOO-		0	0	0	0.034	0.033	0.046	0.041
N <sub>2</sub>		0	0.539	0.761	0	1.03E-15	3.80E-06	3.80E-06
O <sub>2</sub>		4.04E-05	0.0572	0.0806	0	5.41E-16	7.14E-07	7.15E-07
CO		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S		0	0	0	0	0	0	0
HS-		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๕-4 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีนที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.90	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
S <sup>2</sup>		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr	62194.81	528361.2	384106.4	2241676.5	2063736	2125931	2125931
MEA	kg/hr	1.11E-04	0	103.2	311846	255210	106104	117010
H <sub>2</sub> O	kg/hr	2,204	119,938	40,445	1470194	1330835	1328424	1320162
CO <sub>2</sub>	kg/hr	59,980	66,045	1,191	0.099	9.81E+00	553.3	28.6
H <sub>3</sub> O+	kg/hr	0	0	0	5.88E-06	1.43E-04	1.42E-03	1.14E-04
OH-	kg/hr	0	0	0	12.738	10.903	4.239	5.208
HCO <sub>3</sub> -	kg/hr	0	0	0	1210.7	4172.0	20015.0	32368.2
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kg/hr	0	0	0	4477.9	846.6	660.3	16029.4
MEA <sup>+</sup>	kg/hr	0	0	0	177286	180385	264024	280670
MEACOO-	kg/hr	0	0	0	279515	292267	406136	359647
N <sub>2</sub>	kg/hr	8.941	305393	305384	0	2.41E-09	8.941	8.941

ตารางที่ ๕-5 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วยสารโมโนเอทานอลามีนที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.90	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
O <sub>2</sub>	kg/hr	1.920	36985	36983	0	1.45E-09	1.920	1.920
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
HS-	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>-2</sup>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mass Fractions								
MEA		1.78E-09	0	2.69E-04	0.134	0.124	0.050	0.055
H <sub>2</sub> O		0.035	0.227	0.105	0.632	0.645	0.625	0.621
CO <sub>2</sub>		0.964	0.125	0.003	5.00E-08	4.75E-06	2.60E-04	1.35E-05
H <sub>3</sub> O+		0	0	0	2.97E-12	6.91E-11	6.69E-10	5.34E-11
OH-		0	0	0	6.43E-06	5.28E-06	1.99E-06	2.45E-06



## ภาคผนวก ฎ.

ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture ตารางที่ ฎ-1 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.81	41.00	90.43	105.00	56.08
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
Mole Flows	kmol/hr	1303.89	20215.72	14784.47	80577.16	85353.58	85819.28	85463.22
AMP	kmol/hr	7.26E-04	0	2.626	4253.720	5121.833	4270.819	3741.229
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	1.07E+02	6657.559	1771.933	74195.624	79598.897	78883.238	78515.248
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	1196.845	1500.690	92.921	0.446	0.438	359.088	3.028
H <sub>2</sub> S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
AMPH+	kmol/hr	0	0	0	1.20E+03	3.49E+02	1.19E+03	1.73E+03
AMP <sub>COO-</sub>	kmol/hr	0	0	0	2.94E+01	5.46E+00	2.06E+01	8.56E+00
H <sub>3</sub> O+	kmol/hr	0	0.002	0	2.32E-06	6.75E-06	6.50E-05	8.38E-06
OH-	kmol/hr	0	2.05E-07	0	0.123	1.042	0.236	1.13E-01
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0.002	0	636.604	210.130	1034.698	1217.106

ตารางที่ ๑-2 ผลการจำลองการตกจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.81	41.00	90.43	105.00	56.08
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
Mole Flows	kmol/hr							
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kmol/hr	0	4.34E-09	0	2.65E+02	66.385	64.860	250.564
HS-	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>2-</sup>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0.394	10901.629	10901.234	0	4.67E-10	0.394	0.394
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0.076	1155.833	1155.757	0	2.54E-10	0.076	0.076
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
AMP		5.57E-07	0	0	0.053	0.060	0.050	0.044
H <sub>2</sub> O		0.082	0.329	0.120	0.921	0.933	0.919	0.919
CO <sub>2</sub>		9.18E-01	0.074	6.45E-02	5.54E-06	5.13E-06	4.18E-03	3.54E-05

ตารางที่ ๓-3 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-ไพร์พานอล ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.81	41.00	90.43	105.00	56.08
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
H <sub>2</sub> S		0	0	0	0	0	0	0
AMPH+		0	0	0	1.48E-02	4.09E-03	1.38E-02	2.02E-02
AMPCOO-		0	0	0	3.65E-04	6.39E-05	2.40E-04	1.00E-04
H <sub>3</sub> O+		0	8.39E-08	0	2.88E-11	7.91E-11	7.58E-10	9.80E-11
OH-		0	1.02E-11	0	1.53E-06	1.22E-05	2.74E-06	1.33E-06
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>		0	8.39E-08	0	0.008	0.002	0.012	0.014
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>		0	2.15E-13	0	3.29E-03	7.78E-04	7.56E-04	0.003
HS-		0	0	0	0	0	0	0
S <sup>-2</sup>		0	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>		3.02E-04	0.539	0.737	0	5.47E-15	4.59E-06	4.61E-06
O <sub>2</sub>		5.83E-05	0.057	0.078	0	2.97E-15	8.86E-07	8.90E-07
CO		0	0	0	0	0	0	0



ตารางที่ ๕-4 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.81	41.00	90.43	105.00	56.08
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr	54,606	528,361	376,458	1,882,309	1,939,605	1,994,212	1,994,212
AMP	kg/hr	6.48E-02	0	234	379166	456547	380690	333484
H <sub>2</sub> O	kg/hr	1,920	119,938	31,922	1336656	1433998	1421105	1414476
CO <sub>2</sub>	kg/hr	52,673	66,045	1,938	1.96E+01	19.27	15803.39	133.25
H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
AMPH+	kg/hr	0	0	0	107832	31496	106845	1.56E+05
AMP <sub>COO</sub> -	kg/hr	0	0	0	3883	721	2723	1130.6
H <sub>3</sub> O+	kg/hr	0	0.032	0	4.42E-05	0	0.001	1.59E-04
OH-	kg/hr	0	3.49E-06	0	2.097	17.727	4.006	1.927
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	kg/hr	0	0.103	0	38844	12822	63135	74265
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kg/hr	0	2.61E-07	0	1.59E+04	3984	3892	15036

ตารางที่ ๕-5 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมีโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล ที่ 79.75% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.81	41.00	90.43	105.00	56.08
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
HS-	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>2-</sup>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	kg/hr	11.046	305392.774	305381.728	0	1.31E-08	11.046	11.046
O <sub>2</sub>	kg/hr	2.434	36985.284	36982.850	0	8.12E-09	2.434	2.434
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mass Fractions								
AMP		1.19E-06	0	0.001	0.201	0.235	0.191	0.167
H <sub>2</sub> O		0.035	0.227	0.077	0.710	0.739	0.713	0.709
CO <sub>2</sub>		0.965	0.125	1.01E-01	1.04E-05	9.93E-06	7.92E-03	6.68E-05
H <sub>2</sub> S		0	0	0	0	0	0	0
AMPH+		0	0	0	5.73E-02	1.62E-02	5.36E-02	7.81E-02



## ภาคผนวก ก.

ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี โดยใช้ 2-อะมีโน-2-เมทิล-1-โพรพานอลที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture

ตารางที่ ก-1 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมีโน-2-เมทิล-1-โพรพานอลที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.03	41.00	90.47	105.00	55.53
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
Mole Flows	kmol/hr	1485	20216	14630	91185	96032	96558	96157
AMP	kmol/hr	8.28E-04	0	2.45	4814	5809	4835	4234
H <sub>2</sub> O	kmol/hr	1.21E+02	6658	1687	83963	89530	88711	88296
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	1363	1501	83.6	5.05E-01	0.461	405.075	3.343
H <sub>2</sub> S	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
AMPH+	kmol/hr	0	0	0	1.35E+03	3.83E+02	1.34E+03	1.95E+03
AMP-OO-	kmol/hr	0	0	0	3.33E+01	5.92E+00	2.33E+01	9.86E+00
H <sub>3</sub> O+	kmol/hr	0	0.002	0	2.63E-06	7.36E-06	7.33E-05	9.19E-06
OH-	kmol/hr	0	2.05E-07	0	0.140	1.216	0.266	0.126
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	kmol/hr	0	0.002	0	720.4	227.9	1169.0	1371.4

ตารางที่ ๙-2 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมีโน-2-เมทิล-1-โพรพานอลที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.03	41.00	90.47	105.00	55.53
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
Mole Flows	kmol/hr							
CO <sub>2</sub>	kmol/hr	0	4.34E-09	0	3.00E+02	74.1	73.8	286.6
HS-	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>2-</sup>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	kmol/hr	0.447	10902	10901	0	4.65E-10	0.447	0.447
O <sub>2</sub>	kmol/hr	0.086	1156	1156	0	2.53E-10	0.086	0.086
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mole Fractions								
AMP		5.58E-07	0	0	0.053	0.060	0.050	0.044
H <sub>2</sub> O		0.082	0.329	0.115	0.921	0.932	0.919	0.918
CO <sub>2</sub>		9.18E-01	0.074	6.04E-02	5.54E-06	4.81E-06	4.20E-03	3.48E-05

ตารางที่ 3-3 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมีโน-2-เมทิล-1-โพรพานอลที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.03	41.00	90.47	105.00	55.53
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
H <sub>2</sub> S		0	0	0	0	0	0	0
AMPH+		0	0	0	1.48E-02	3.99E-03	1.39E-02	2.03E-02
AMPCOO-		0	0	0	3.65E-04	6.17E-05	2.42E-04	1.02E-04
H <sub>3</sub> O+		0	8.39E-08	0	2.88E-11	7.66E-11	7.59E-10	9.56E-11
OH-		0	1.02E-11	0	1.53E-06	1.27E-05	2.75E-06	1.31E-06
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>		0	8.39E-08	0	0.008	0.002	0.012	1.43E-02
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>		0	2.15E-13	0	3.29E-03	7.72E-04	7.64E-04	0.003
HS-		0	0	0	0	0	0	0
S <sup>-2</sup>		0	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>		3.01E-04	0.539	0.745	0	4.84E-15	4.63E-06	4.65E-06
O <sub>2</sub>		5.82E-05	0.057	0.079	0	2.63E-15	8.95E-07	8.99E-07
CO		0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๘-4 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมีโน-2-เมทิล-1-โพรพานอลที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.03	41.00	90.47	105.00	55.53
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr	62,179	528,361	383860	2,130,115	2,184,436	2,246,615	2,246,615
AMP	kg/hr	7.38E-02	0	218	429083	517803	430951	377388
H <sub>2</sub> O	kg/hr	2,186	119,938	40393	1512627	1612908	1598162	1590685
CO <sub>2</sub>	kg/hr	59,977	66,045	887	2.22E+01	20	17827	147
H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
AMPH+	kg/hr	0	0	0	122029	34549	120812	1.76E+05
AMP <sub>COO-</sub>	kg/hr	0	0	0	4394	783	3084	1302.31421
H <sub>3</sub> O+	kg/hr	0	0.032257091	0	5.00E-05	0	0	1.75E-04
OH-	kg/hr	0	3.49E-06	0	2.373	20.689	4.524	2.148
HCO <sub>3</sub> -	kg/hr	0	0.1035	0	43958	13906	71330	83682
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	kg/hr	0	2.61E-07	0	1.80E+04	4447.2	4428.2	17198.1

ตารางที่ 5-5 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมีโน-2-เมทิล-1-โพรพานอลที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEGAS	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER		ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			B1		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	146.00	57.13	40.17	91.90	115.00	66.10
Pressure	bar	0.69	1.01	1.01	1.70	0.69	2.39	1.01
HS-	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
S <sup>2</sup>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	kg/hr	12.5	305392.8	305380.2	0	1.30E-08	12.535	12.535
O <sub>2</sub>	kg/hr	2.8	36985.3	36982.5	0	8.10E-09	2.765	2.765
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
Mass Fractions								
AMP		1.19E-06	0	0.001	0.201	0.237	0.192	0.168
H <sub>2</sub> O		0.035	0.227	0.074	0.710	0.738	0.711	0.708
CO <sub>2</sub>		0.965	0.125	9.44E-02	1.04E-05	9.30E-06	7.94E-03	6.55E-05
H <sub>2</sub> S		0	0	0	0	0	0	0
AMPH+		0	0	0	5.73E-02	1.58E-02	5.38E-02	7.84E-02



ตารางที่ ๖-6 ผลการจำลองการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดูดซับทางเคมี ด้วย 2-อะมีโน-2-เมทิล-1-โพรพานอลที่ 90.82% CO<sub>2</sub> Capture (ต่อ)

	Units	CO2OUT	FLUEIN	GASOUT	LEANIN	LEANOUT	RICHIN	RICHOUT
From		STRIPPER	B1	ADSORBER		STRIPPER	H1	ADSORBER
To			ADSORBER		ADSORBER		STRIPPER	P1
Temperature	C	35.00	59.00	50.03	41.00	90.47	105.00	55.53
Pressure	bar	0.69	1.03	1.01	1.70	0.69	1.96	1.01
AMPCOO-		0	0	0	0.002	0	0	5.80E-04
H <sub>3</sub> O+		0	6.11E-08	0	2.35E-11	6.41E-11	6.21E-10	7.79E-11
OH-		0	6.61E-12	0	1.11E-06	9.47E-06	2.01E-06	9.56E-07
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>		0	1.96E-07	0	0.021	0.006	0.032	0.037
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>		0	4.93E-13	0	8.45E-03	2.04E-03	1.97E-03	0.008
HS-		0	0	0	0	0	0	0
S <sup>-2</sup>		0	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>		0	0.578	0.741	0	5.96E-15	5.58E-06	5.58E-06
O <sub>2</sub>		4.45E-05	0.070	0.090	0	3.71E-15	1.23E-06	1.23E-06
CO		0	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>		0	0	0	0	0	0	0

## ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	พิชชาพร นิละนนท์
วัน เดือน ปี เกิด	03 ธันวาคม 2535
สถานที่เกิด	กรุงเทพมหานคร
วุฒิการศึกษา	วศ.บ. (วิศวกรรมศาสตร์บัณฑิต) สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์
ที่อยู่ปัจจุบัน	441 หมู่บ้านเพอร์เฟคเพลสรามคำแหง ซอยรามคำแหง 164 ถนน รามคำแหง แขวงคลองสองต้นนุ่น เขตลาดกระบัง กทม. 10520
ผลงานตีพิมพ์	-
รางวัลที่ได้รับ	-



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY