



รายงานโครงการวิจัย

การจำลองกระบวนการแกซิฟิเคชันเพื่อผลิตโอเลฟินจากชีวมวล

Simulation of light olefin production process : gasification of biomass

โดย

นางสาววิภาดา	ดวงสุวรรณ	รหัสนิติ	5832963823
นายศักรินทร์	ลิ้มทวีกุล	รหัสนิติ	5832965023

อาจารย์ที่ปรึกษา

อาจารย์ณัฐพล พินทุโยธิน

โครงการการเรียนการสอนเพื่อเสริมสร้างประสบการณ์ ปีการศึกษา 2561

ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของโครงการทางวิชาการที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)

เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของโครงการทางวิชาการที่ส่งผ่านทางคณะที่สังกัด

The abstract and full text of senior projects in Chulalongkorn University Intellectual Repository(CUIR)

are the senior project authors' files submitted through the faculty.



โครงการการเรียนการสอนเพื่อเสริมประสบการณ์

เรื่อง

การจำลองกระบวนการแกซิฟิเคชันเพื่อผลิตโอเลฟินจากชีวมวล

(Simulation of light olefin production process : gasification of biomass)

โดย

น.ส.วิภาดา ดวงสุวรรณ 5832963823

นายศักดิ์ศรี สีมะทวิกุล 5832965023

อาจารย์ที่ปรึกษา

อาจารย์ณัฐพล พินทุโยธิน

ปีการศึกษา 2561

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ชื่อโครงการ การจำลองกระบวนการแก๊ซซิฟิเคชันเพื่อผลิตโอเลฟินจากชีวมวล
 ชื่อนิติผู้ทำโครงการ น.ส.วิภาดา ดวงสุวรรณ
 นายศักร์ศรณ์ ลีมะทวีกุล
 อาจารย์ที่ปรึกษา อาจารย์ณัฐพล พิณฑุโยธิน
 ภาควิชา เคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ปีการศึกษา 2561

บทคัดย่อ

ในงานวิจัยนี้ศึกษาการผลิตโอเลฟินเบาจากชีวมวลรวมถึงแก๊ซซิฟายเออร์แบบฟลูอิดไดซ์เบดด้วยไอน้ำหรือฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (FICFB) ที่ความดันบรรยากาศ โดยใช้โปรแกรมแอสเพนพลัสในการจำลอง โดยหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับบรรลุประสิทธิภาพสูงสุดของการแก๊ซซิฟิเคชัน รวมถึงหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการการผลิตโอเลฟินให้ได้สูงสุดโดยการปรับเปลี่ยนพารามิเตอร์เช่น อุณหภูมิแก๊ซซิฟิเออร์ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล อัตราส่วนอากาศต่อชีวมวล เมื่อเปลี่ยนสภาวะของ FICFB จะส่งผลต่อสมรรถนะของแก๊ซซิฟายเออร์องค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์ และปริมาณโอเลฟินส์เบา จากการจำลองพบว่าผลิตภัณฑ์สูงสุดที่ได้จากกระบวนการ เปลี่ยนชีวมวลแห้ง เป็นโอเลฟิน ให้ผลิตภัณฑ์ประมาณ 0.15 กิโลกรัมต่อชีวมวล 1 กิโลกรัมชีวมวล นอกจากนี้ทางเลือกที่ดีสำหรับการเพิ่มปริมาณโอเลฟินคือการป้อนด้วยอุณหภูมิแก๊ซซิฟิเออร์ที่ 950 °C อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลที่ 0.75 และใช้อัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลต่ำ ๆ

คำสำคัญ: ชีวมวล, แก๊ซซิฟิเคชัน, ซินแก๊ส, เมทานอล, โอเลฟินเบา, MTO, DTO

ภาควิชา เคมีเทคนิค

สาขาวิชา เคมีวิศวกรรม

ลายมือชื่อนิติ

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก



Title Simulation of light olefin production process : gasification of biomass

Student name Miss Wipada Duangsuwan

Mr. Saksorn Leemataveekul

Advisor Lecturer Nathapol Pintuyothin

**Department of Chemical Technology, Faculty of Science, Chulalongkorn University,
Academic Year 2018**

ABSTRACT

In this work, the production of light olefins from biomass-based integrated steam blown dual fluidised bed gasifier or fast internally circulating fluidised bed (FICFB) with atmospheric pressure is investigated using commercial software to perform a simulation. We studied proper operating conditions to achieve high gasification performance, and high light olefin. The operating variables considered included gasifier temperature, steam to biomass ratio (S/B), air to biomass ratio (A/B). The results were found that changing of operating condition of FICFB affect to gasification performance, syngas composition, heating value and light olefin production. From the simulation models we investigated the highest product yield from biomass approximately 0.15 kg of light olefins (C₂+C₃) per kg dry biomass was obtained. Furthermore, The promising option to increase olefins yield is feed with gasification temperature 950 °C , 0.75 steam to biomass ratio (S/B) and less air to biomass ratio (A/B)

KEYWORDS: BIOMASS, GASIFICATION, SYNTHESIS GAS, METHANOL, LIGHT OLEFIN, MTO, DTO

Department of Chemical Technology

Student's signature



Major: Chemical Engineering

Advisor's signature



กิตติกรรมประกาศ

ในงานวิจัยครั้งนี้ ผู้จัดทำขอขอบพระคุณอาจารย์ณัฐพล พิณฑุโยธิน ที่ปรึกษาโครงการ ที่ให้ความรู้ คำปรึกษา ให้การแนะนำ และให้ความช่วยเหลือมาโดยตลอด

ขอขอบคุณภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่เป็นสถานศึกษาให้วิชา ความรู้กับผู้จัดทำตลอดระยะเวลา 4 ปี

ขอขอบพระคุณคุณพ่อ คุณแม่ ญาติ ผู้ให้การสนับสนุนด้านการศึกษา รับฟังปัญหาต่างๆ และคอยชี้แนะ แนวทางในการแก้ไขปัญหาเสมอมา

ขอขอบคุณเพื่อนเคมีเทคนิค รุ่นที่ 59 ที่คอยให้ความช่วยเหลือ และให้กำลังใจกับผู้วิจัย

สุดท้ายนี้ ขอขอบคุณผู้ร่วมจัดทำที่มีความพยายามอุตสาหะ และใช้วิชาความรู้ที่มีในการทำงานวิจัยครั้งนี้ ให้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี และให้กำลังใจซึ่งกันและกัน

สารบัญ

บทคัดย่อ	ก
ABSTRACT	ข
กิตติกรรมประกาศ	ค
สารบัญ	ง
สารบัญภาพ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ซ
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ที่มาและความสำคัญ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์	1
1.3 ขั้นตอนการดำเนินการวิจัย	1
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	2
บทที่ 2 ทฤษฎี.....	3
2.1 ชีวมวล.....	3
2.2 การแปลงผัน (Conversion Routes).....	4
2.3 เทคโนโลยีการแก๊สซิฟิเคชัน.....	5
2.4 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	5
2.5 ชนิดของแก๊สซิฟิเออร์	6
2.5.1 Fixed-bed.....	7
2.5.2 Fluidized-bed.....	7
2.5.3 Entrained Flow	8
2.6 การสังเคราะห์เมทานอล (methanol synthesis).....	9
2.7 การสังเคราะห์โอเลฟิน	10
บทที่ 3 การจำลองกระบวนการ.....	11
3.1 สมมติฐานงานวิจัย.....	11
3.2 การระบุองค์ประกอบ	12

3.3 การคำนวณในแบบจำลอง	12
3.4 วิเคราะห์คุณสมบัติของชีวมวล	13
3.5 ข้อมูลจำเพาะของสาย	14
3.6 ข้อมูลหน่วยปฏิบัติการ.....	15
3.7 การเปลี่ยนชีวมวลเป็นก๊าซสังเคราะห์.....	17
3.7.1 การอบแห้งชีวมวล.....	17
3.7.2 การย่อยสลาย.....	17
3.7.3 แก๊สซิฟิเคชั่น	18
3.8 การทำซินแก๊สให้บริสุทธิ์ (Syngas Cleanup).....	19
3.8.1 หอscrubเบอร์ (Venture Scrubber).....	19
3.8.2 การอัด (Compression).....	21
3.8.3 หอดูดซับเอมีน (Amine absorber).....	21
3.8.4 เบดซิงค์ออกไซด์.....	21
3.9 การสังเคราะห์เมทานอลจากก๊าซสังเคราะห์	23
3.9.1 การอัด (Compression).....	23
3.9.2 เครื่องปฏิกรณ์ (Methanol reactor)	23
3.9.3 การแยกและการกลั่น (Flash and Distillation).....	24
3.10 การสังเคราะห์โอเลฟินจากเมทานอล	24
3.10.1 ภาพรวม	24
3.10.2 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์.....	26
3.11 หน่วยแยกผลิตภัณฑ์.....	28
3.12 Water quench.....	28
3.13 Compression	28
3.14 De-butanizer และ De-ethanizer	28
3.15 การทดสอบแบบจำลองกระบวนการ.....	29
3.15.1 การทดสอบแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชั่น	29

3.15.2 การทดสอบแบบจำลองกระบวนการผลิตเมทานอล	30
บทที่ 4 ผลจำลองกระบวนการและการวิเคราะห์ผล	31
4.1 ผลกระทบของตัวแปรต่อองค์ประกอบแก๊สสังเคราะห์	31
4.1.1 ผลของอุณหภูมิแก๊สซีไฟเออร์	31
4.1.2 ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลแก๊สซีไฟเออร์	34
4.1.3 ผลของอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวล	36
4.2 การประเมินต้นทุนและวิเคราะห์ผลตอบแทนการลงทุน	38
4.2.1 ต้นทุนการผลิต	38
4.2.2 รายรับต่อปี	40
4.2.3 การวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์	40
บทที่ 5 สรุปผลการจำลองกระบวนการและข้อเสนอแนะ	41
5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ	41
5.1.1 ผลกระทบของตัวแปรต่อองค์ประกอบแก๊สสังเคราะห์	41
5.1.2 ผลกระทบของตัวแปรต่อการผลิตโอเลฟิน	42
5.1.3 การประเมินต้นทุนและวิเคราะห์ผลตอบแทนการลงทุน	42
5.2 ข้อเสนอแนะ	43
รายการอ้างอิง	44
ภาคผนวก ก หน่วยคำนวณสำหรับการจำลอง	46
ภาคผนวก ข แผนผังการไหล	50
ภาคผนวก ค การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์	56

สารบัญภาพ

รูปที่ 1 การแปลงผันสำหรับชีวมวล (Barz et al., 2011)	4
รูปที่ 2 ฟลูอิดไดซ์เบด 2 แบบ (ก) Bubbling (ข) Circulating	7
รูปที่ 3 เครื่องปฏิกรณ์สำหรับสังเคราะห์เมทานอล (ออนไลน์)	9
รูปที่ 4 ภาพรวมกระบวนการสังเคราะห์โอเลฟินโดยวิธี DTO (Arvidsson, M และคณะ, 2016)	10
รูปที่ 5 แผนผังการไหลกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล	16
รูปที่ 6 กระบวนการปรับคุณภาพก๊าซสังเคราะห์	20
รูปที่ 7 กระบวนการสังเคราะห์เมทานอล	22
รูปที่ 8 กระบวนการสังเคราะห์โอเลฟิน	25
รูปที่ 9 กระบวนการแยกผลิตภัณฑ์	27
รูปที่ 10 ผลของอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่อองค์ประกอบแก๊สสังเคราะห์จากเศษไม้	32
รูปที่ 11 ผลของอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่อปริมาณถ่านชาร์และค่าความร้อน	32
รูปที่ 12 ผลของอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่ออัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง	33
รูปที่ 13 ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบก๊าซสังเคราะห์	34
รูปที่ 14 ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อปริมาณถ่านชาร์และค่าความร้อน	35
รูปที่ 15 ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่ออัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง	35
รูปที่ 16 ผลของอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลกับค่าความร้อนและประสิทธิภาพแก๊สซิฟิเคชัน	36
รูปที่ 17 ผลของอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลกับอัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง	37

สารบัญตาราง

ตารางที่ 1	คุณลักษณะสำคัญของแก๊สซีไฟเออร์ระดับอุตสาหกรรม (T. Damartzis และคณะ, 2011).....	8
ตารางที่ 2	ข้อมูลการวิเคราะห์เอนทัลปีขององค์ประกอบนอกแบบ.....	12
ตารางที่ 3	แสดงองค์ประกอบการวิเคราะห์แบบประมาณและแยกธาตุของชีวมวลและเถ้า.....	13
ตารางที่ 4	แสดงข้อมูลของสายป้อนในแบบจำลอง.....	14
ตารางที่ 5	หน่วยปฏิบัติการสำหรับกระบวนการสร้างแก๊สสังเคราะห์.....	15
ตารางที่ 6	ปฏิกิริยาสมดุลที่เกิดขึ้นในแก๊สซีไฟเออร์.....	18
ตารางที่ 7	ปฏิกิริยาไม่เกิดสมดุลในหน่วย RStoic.....	19
ตารางที่ 8	ปฏิกิริยาสำหรับหน่วยปรับค่าก๊าซผลิตภัณฑ์.....	19
ตารางที่ 9	ปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์.....	23
ตารางที่ 10	ร้อยละผลได้ปฏิกิริยา MTO.....	26
ตารางที่ 11	เปรียบเทียบผลของการจำลองกับผลการทดลอง.....	29
ตารางที่ 12	องค์ประกอบอินแก๊สโดยใช้ระบบหมุนเวียน Recycle syngas loop.....	30
ตารางที่ 13	ต้นทุนการผลิตแรกเริ่ม และรายละเอียดของต้นทุนการผลิตแรกเริ่ม.....	38
ตารางที่ 14	รายรับต่อปีจากการจำหน่ายผลิตภัณฑ์และผลิตภัณฑ์ข้างเคียง.....	40
ตารางที่ 15	การกำหนดตัวแปรสำหรับกล่องการคำนวณที่ 1.....	47
ตารางที่ 16	การกำหนดตัวแปรขาออก (Export variables) สำหรับหน่วยคำนวณที่ 1.....	48
ตารางที่ 17	แสดงการใส่ค่าหน่วยคำนวณที่ 2.....	49
ตารางที่ 18	แสดงการใส่ค่าหน่วยคำนวณที่ 3.....	49
ตารางที่ 19	ค่าอุปกรณ์ที่ใช้ในแบบจำลองการผลิตที่อุณหภูมิของแก๊สซีไฟเออร์เท่ากับ 950 องศาเซลเซียส.....	57
ตารางที่ 20	การวิเคราะห์ผลทางเศรษฐศาสตร์ของแบบจำลองการผลิตที่อุณหภูมิของแก๊สซีไฟเออร์เท่ากับ 950 องศาเซลเซียส.....	59

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

ในขณะที่ภาคอุตสาหกรรมเคมีกำลังเผชิญกับการมีอยู่อย่างจำกัดของพลังงานและแหล่งเชื้อเพลิงฟอสซิล ทำให้เกิดพลังงานทางเลือกระยะยาวคือการเปลี่ยนคาร์บอนมาใช้แทนการกำจัดทิ้งซึ่งชีวมวลเป็นแหล่งทดแทนหลักระยะยาว โดยการทดแทนทางตรงของสินค้าปิโตรเคมีจากการนำชีวมวลมาใช้นั้นได้รับการบันทึกว่าเป็นแนวทางที่เหมาะสมที่สุดที่จะก้าวไปสู่การเปลี่ยนแปลงเป็นอุตสาหกรรมเคมีที่ปราศจากการใช้ฟอสซิล

เอทิลีนกับโพรพิลีน เป็นไฮโดรคาร์บอนที่เป็นองค์ประกอบของโพลิเมอร์หลายตัวจึงเป็นที่ต้องการของตลาดโลก โดยเอทิลีนและโพรพิลีน ส่วนใหญ่ได้มาจากระบวนการแยกสลายตัวเนฟทาซึ่งมาจาก เชลแก๊ส โดยผลิตภัณฑ์หลักที่ได้จากกระบวนการนี้คือ light olefins ซึ่งแบ่งเป็นเอทิลีนและโพรพิลีน

หนึ่งในการเปลี่ยนชีวมวลเป็นวัตถุดิบสำหรับการสังเคราะห์โอเลฟินเบาคือการใช้กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งองค์ประกอบที่ได้ประกอบด้วยก๊าซสังเคราะห์ได้แก่ H_2 CO CO_2 และ CH_4 หากต้องการโอเลฟินเบาสามารถใช้กระบวนการ Fischer-Tropsch (FT)-to-olefins (FTO) ได้ แต่วิธีนี้เกิดปฏิกิริยาก่อนข้างน้อยและให้ผลิตภัณฑ์ค่อนข้างต่ำ (Arvidsson, M และคณะ, 2016) ดังนั้นจึงมีวิธีอื่นๆซึ่งเป็นวิธีทางอ้อมจากแก๊สโดยเลือกสารตัวกลางที่เหมาะสม เช่น dehydration of ethanol to ethylene, cracking of FT naphtha, methanol-to-olefins (MTO) process, methanol-to-propylene (MTP) process, และ the DME-to-olefins (DTO) ซึ่งในงานวิจัยนี้เลือกศึกษาการเปลี่ยน Dimethyl ether เป็น light olefin

1.2 วัตถุประสงค์

1.2.1 เพื่อทราบประสิทธิภาพจากการจำลองกระบวนการเปลี่ยนชีวมวลเป็นโอเลฟินโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus ก่อนการนำไปใช้ในทางอุตสาหกรรม

1.2.2 เพื่อใช้เพิ่มทางเลือกนอกเหนือจากการใช้โอเลฟินจากแหล่งฟอสซิล

1.2.3 เพื่อพัฒนากระบวนการผลิตโอเลฟินจากชีวมวลด้วยการแก๊สซิฟิเคชันให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น

1.3 ขั้นตอนการดำเนินการวิจัย

1.3.1 ศึกษาการใช้โปรแกรม Aspen plus

1.3.2 ศึกษาและเก็บข้อมูลเกี่ยวกับการผลิตโอเลฟินจากชีวมวลโดยกระบวนการ Gasification

- 1.3.3 จำลองการผลิตโอเลฟินจากชีวมวลโดยกระบวนการด้วยกระบวนการ Gasification
- 1.3.4 ตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองกับผลการทดลองจริงและศึกษาตัวแปรของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีผลต่อการผลิตโอเลฟิน
- 1.3.5 สรุปผลการทดลอง อภิปรายและเขียนรายงานฉบับสมบูรณ์
- 1.3.6 เขียนรายงานการวิจัย

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- 1.4.1 ได้ศึกษาวิธีการจำลองกระบวนการเปลี่ยนชีวมวลเป็นโอเลฟินโดยใช้โปรแกรม Aspen plus
- 1.4.2 สามารถนำผลการจำลองที่ได้ไปประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม

บทที่ 2

ทฤษฎี

2.1 ชีวมวล

ชีวมวล คือ สารอินทรีย์ที่เป็นแหล่งกักเก็บพลังงานจากธรรมชาติและสามารถนำมาใช้ ผลิตพลังงานได้ เช่น ผลผลิตทางการเกษตรต่างๆ เช่น แกลบ ฟาง กากอ้อย ต้นอ้อย กะลาปาล์ม ทะลายปาล์ม กะลามะพร้าว เศษไม้ เศษหญ้า นอกจากนี้ยังรวมถึงมูลสัตว์ที่ใช้ในการเกษตร เช่น โคและสุกร และของเสียจากโรงงานแปรรูปทางการเกษตร เช่น เปลือกสับปะรด จากโรงงาน สับปะรดกระป๋อง หรือน้ำ เสียจากโรงงานเป็นต้น ดังรายละเอียดต่อไปนี้

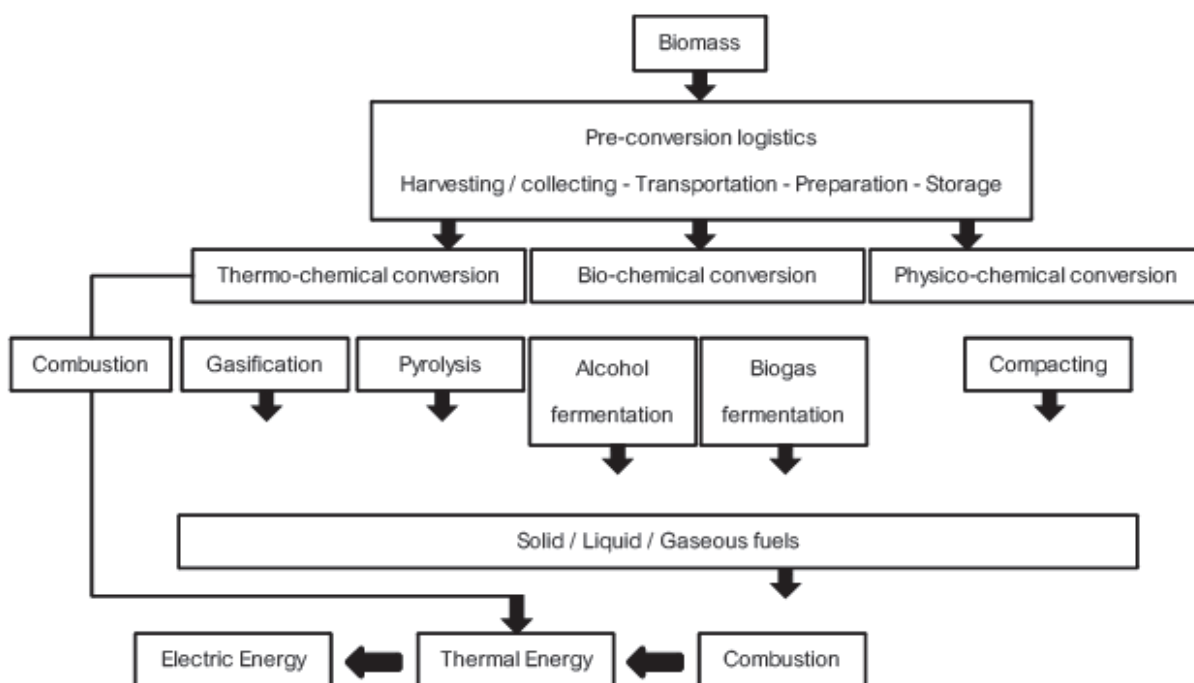
- ไม้และเศษไม้ เช่น ต้นไม้โตเร็ว เศษไม้จากโรงไม้ ของเหลือทิ้งจากโรงงานผลิต กระดาษ ฯลฯ
- พืชผลทางการเกษตร เช่น อ้อย มันสำปะหลัง ข้าวโพด และอื่นๆ ซึ่งเป็นแหล่งของคาร์โบไฮเดรต 22 แป้งและน้ำตาล รวมถึงพืชผลที่ให้พลังงานสามารถใช้เป็นน้ำมันพืชจนกระทั่งเป็นพลังงานเชื้อเพลิงได้
- เศษพืชผลทางการเกษตร เช่น ฟางข้าวจากพื้นที่ปลูกข้าว เหง้ามันสำปะหลังจากพื้นที่ปลูกมันสำปะหลัง ชังข้าวโพดจากพื้นที่ปลูกข้าวโพด ฯลฯ
- ของเหลือทิ้ง เช่น แกลบจากโรงสี โมลาสและขานอ้อยจากโรงงานน้ำตาล ของเหลือทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ของแข็งเหลือทิ้งจากชุมชน ของเสียจากโรงงานแปรรูปทางการเกษตร หรือนำ เสีย ฯลฯ

ชีวมวลสามารถเปลี่ยนรูปเป็นพลังงานได้ เพราะในขั้นตอนของการเจริญเติบโตนั้น พืชใช้คาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ และเปลี่ยนพลังงานจากแสงอาทิตย์โดยผ่านกระบวนการสังเคราะห์แสง (Photosynthesis) ได้ออกมาเป็นแป้งและน้ำตาล แล้วกักเก็บไว้ตามส่วนต่างๆ ของพืช ดังนั้นเมื่อนำพืชมาเป็นเชื้อเพลิงก็จะได้พลังงานออกมา (ศูนย์ส่งเสริมพลังงานชีวมวล มูลนิธิพลังงานเพื่อสิ่งแวดล้อม, 2545)

2.2 การแปลงผัน (Conversion Routes)

จากที่กล่าวมาแล้วข้างต้น ชีวมวลเป็นทางเลือกหนึ่งสำหรับการผลิตพลังงานเนื่องจากเป็นแหล่งของพลังงานที่ไม่มีวันหมด พร้อมทั้งมีวัตถุดิบจำนวนมากสำหรับกระบวนการและเป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม การแปลงผันของชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงของแข็ง เชื้อเพลิงของเหลว หรือเชื้อเพลิงแก๊สสามารถแบ่งกระบวนการหลักได้เป็น 3 กระบวนการ ดังต่อไปนี้

1. การแปลงผันทางเคมีความร้อน (Thermochemical conversion) สามารถแบ่งได้ เป็น 3 กระบวนการย่อย คือ การเผาไหม้ (Combustion) การย่อยสลายด้วยความร้อน (Pyrolysis) และแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification)
2. การแปลงผันทางชีวเคมี (Biochemical conversion) ซึ่งใช้จุลินทรีย์ทำหน้าที่ในการ แปลงผัน เช่น การหมักแอลกอฮอล์ (Alcohol fermentation) และการหมักแก๊สชีวภาพ (Biogas fermentation)
3. การแปลงผันทางเคมีกายภาพ เช่น การทำให้หนาแน่นหรือการอัดแน่น (Densification or compacting) และการสกัด (Extraction) กระบวนการแปลงผันทั้ง 3 กระบวนการถูกประยุกต์ใช้มากที่สุด แสดงดังรูปที่ 1



รูปที่ 1 การแปลงผันสำหรับชีวมวล (Barz et al., 2011)

2.3 เทคโนโลยีการแก๊สซิฟิเคชัน

แก๊สซิฟิเคชันคือกระบวนการที่สามารถเปลี่ยนของแข็งชีวมวล สารประกอบคาร์บอนที่เป็นสารอินทรีย์หรือฟอสซิล ให้เป็นองค์ประกอบแก๊สผสมซึ่งมีองค์ประกอบหลักเป็นไฮโดรเจน (H_2) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) มีเทน (CH_4) และคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ได้จากการทำปฏิกิริยาของวัสดุที่อุณหภูมิสูงมาก (มากกว่า 700 องศาเซลเซียส) ด้วยการควบคุมปริมาณของออกซิเจนหรือไอน้ำ แก๊สผสมนี้เรียกว่า ซินแก๊ส (Syngas) ย่อมาจากแก๊สสังเคราะห์ (Synthesis gas) หรือ Synthetic gas หรือ Producer gas ซึ่ง เป็นเชื้อเพลิงด้วยตัวของมันเอง แก๊สผสมนี้สามารถใช้เป็นสารตั้งต้นทางอุตสาหกรรมสำหรับผลิตความร้อนและพลังงาน ผลิตไฮโดรเจนและสังเคราะห์เชื้อเพลิงของเหลว พลังงานจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลและการเผาไหม้ของแก๊สสังเคราะห์ได้ถูกพิจารณาให้เป็นแหล่งของพลังงานทางเลือกใหม่ที่ไม่มีความผันผวน แต่อย่างไรก็ตาม กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของเชื้อเพลิงฟอสซิลที่มาจากวัสดุเช่นพลาสติกจะไม่พิจารณาเป็นพลังงานทางเลือกใหม่ ข้อได้เปรียบของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน คือ การใช้ประโยชน์จากแก๊สสังเคราะห์ที่มีศักยภาพและประสิทธิภาพมากกว่าการเผาไหม้โดยตรงเพราะกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสามารถ เผาไหม้ที่อุณหภูมิสูง แก๊สสังเคราะห์อาจจะเผาไหม้โดยตรงในเครื่องยนต์แก๊ส ใช้ผลิตเมทานอล และไฮโดรเจน หรือเปลี่ยนผ่านกระบวนการ Fischer-Tropsch ไปเป็นเชื้อเพลิงสังเคราะห์กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสามารถใช้ของเหลือทิ้งที่สามารถย่อยสลายได้เป็นวัตถุดิบ ยิ่งไปกว่านั้น การเผาไหม้ที่อุณหภูมิสูงๆ จะกลั่นเอาสารกัดกร่อนเช่นคลอไรด์และโพแทสเซียมออกได้ ทำให้แก๊สสะอาดขึ้น ปัจจุบันกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของเชื้อเพลิงฟอสซิลมีใช้อย่างกว้างขวางในระดับอุตสาหกรรมเพื่อผลิตไฟฟ้า

2.4 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Puig-Arnabat et al., 2010)

แก๊สซิฟิเคชันคือการออกซิไดซ์ทางความร้อนบางส่วน (Partial thermal oxidation) ซึ่งให้ ผลผลิตของปริมาณแก๊สในสัดส่วนที่สูง (คาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ คาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และแก๊สไฮโดรคาร์บอน) และซาร์ในปริมาณน้อย (ของแข็ง) ซี้เถ้า และสารประกอบที่กลั่น ตัวได้ (ทาร์และน้ำ มัน) โดยมีไอน้ำและอากาศ (หรือออกซิเจน) ถูกป้อนเข้าไปในปฏิกิริยาเพื่อเป็นสารออกซิไดซ์ (Oxidizing agent) แก๊สที่ได้จะมีคุณภาพ ทำให้สามารถนำไปใช้งานได้ง่ายและหลากหลายกว่าเชื้อเพลิงชีวมวล แก๊สที่ได้สามารถนำไปผลิตเป็นไฟฟ้าทั้ง จากเครื่องยนต์แก๊สและระบบกังหันแก๊ส หรือใช้เป็นวัตถุดิบทางเคมีเพื่อการผลิตเชื้อเพลิงเหลว กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันนี้ถือเป็นการเพิ่มมูลค่าให้วัตถุดิบที่มีราคาหรือคุณค่าต่ำโดยการแปลงให้เป็นผลิตภัณฑ์และเชื้อเพลิงที่ตลาดต้องการอีกทางหนึ่ง

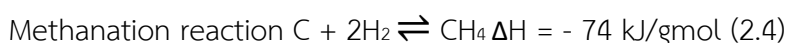
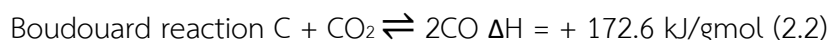
คุณสมบัติทางเคมีของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากเชื้อเพลิงชีวมวลเป็นกระบวนการทางด้านเคมี ความร้อนที่ซับซ้อน โดยทั่วไปกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดขึ้นในเวลาเดียวในส่วนต่างๆ ของแก๊สซิฟิเออร์ ซึ่งประกอบด้วยขั้นตอนดังต่อไปนี้

-กระบวนการอบแห้งในขั้นตอนนี้จะลดปริมาณความชื้น ในเชื้อเพลิงชีวมวล โดยทั่วไปจะมีความชื้น ตั้งแต่ 5 – 35% กระบวนการอบแห้งเพื่อลดความชื้น ให้มีค่าต่ำกว่า 5 เปอร์เซ็นต์ จะใช้อุณหภูมิประมาณ 100 – 200 องศาเซลเซียส

-กระบวนการ Devolatilisation (หรือกระบวนการไพโรไลซิส) เชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกย่อยสลายด้วยความร้อนโดยปราศจากแก๊สออกซิเจนหรืออากาศ ในกระบวนการนี้สารที่ระเหยได้ในเชื้อเพลิงชีวมวลจะลดลง เนื่องจากเชื้อเพลิงชีวมวลกลายเป็นถ่านชาร์จึงส่งผลให้มีการระเหยของแก๊สไฮโดรคาร์บอนจากชีวมวลเอง แก๊สไฮโดรคาร์บอนสามารถกลั่นตัวไปเป็นน้ำมันทาร์ได้ที่อุณหภูมิต่ำเพียงพอ

-กระบวนการออกซิเดชัน (กระบวนการเผาไหม้) เป็นปฏิกิริยาระหว่างของแข็งชีวมวลที่มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบและออกซิเจนในอากาศ ได้ผลลัพธ์ในรูปของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไฮโดรเจนที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกออกซิไดซ์กลายเป็นน้ำ ความร้อนในปริมาณมากจะถูกปล่อยเมื่อเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันในคาร์บอนและไฮโดรเจน ถ้าหากมีออกซิเจนอยู่ในปริมาณน้อยปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วนของคาร์บอนจะเกิดขึ้นได้ เป็นผลให้เกิดเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์

-กระบวนการรีดักชัน เมื่อปราศจากออกซิเจน ปฏิกิริยารีดักชันหลายรูปแบบจะเกิดขึ้นภายใต้ช่วงอุณหภูมิ 800 - 1000 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยาเหล่านี้ส่วนใหญ่เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน ปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นในช่วงกระบวนการนี้มีดังนี้



2.5 ชนิดของแก๊สซิฟิเออร์ (A. Gomez-Barea and B. Leckner, 2010)

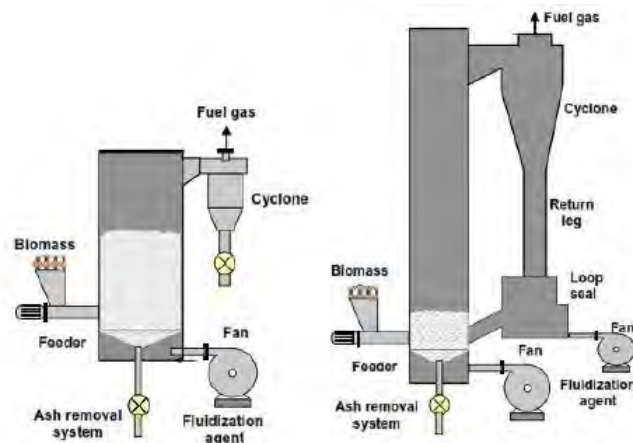
แก๊สซิฟิเออร์สามารถแบ่งได้ 3 ประเภทคือ (1) fixed or moving bed, (2) fluidized bed และ (3) entrained flow ประเภทของแก๊สซิฟิเออร์ขึ้นอยู่กับว่าแก๊สและเชื้อเพลิงจะสัมผัสกันอย่างไร รายละเอียดของแก๊สซิฟิเออร์แต่ละชนิดแสดงด้านล่าง

2.5.1 Fixed-bed

โดยปกติแก๊สซีฟเอร์แบบ fixed-bed มีทั้ง แบบไหลขึ้น (Counter-current) และแบบไหลลง (Co-current) แก๊สซีฟเอร์แบบไหลขึ้นนี้เชื้อเพลิงจะเคลื่อนที่ไหลลงด้านล่างในขณะที่อากาศจะเคลื่อนที่จากด้านล่างไหลขึ้น ด้านบน ในขณะที่แก๊สออกจากแก๊สซีฟเอร์ใกล้บริเวณไพโรไลซิสแก๊สที่เกิดในแก๊สซีฟเอร์แบบไหลขึ้นนี้จะมีปริมาณสารอินทรีย์ (ทาร์) ในปริมาณสูง คาร์บอนในรูปของแข็งเกือบทั้งหมดที่อยู่ในเชื้อเพลิงจะถูกเปลี่ยนแปลงไปเป็นแก๊สและทาร์ ในทางกลับกันแก๊สซีฟเอร์แบบไหลลง เชื้อเพลิงและอากาศจะเคลื่อนที่ไปในทิศทางเดียวกันและแก๊สออกจากแก๊สซีฟเอร์ในโซนที่ร้อนที่สุด ทำให้ความเข้มข้นของทาร์ต่ำกว่าแก๊สซีฟเอร์แบบไหลขึ้น

2.5.2 Fluidized-bed

แก๊สซีฟเอร์แบบ Fluidized bed จะมีข้อดีมากกว่าแบบ fixed bed โดยเฉพาะการผสมระหว่างเชื้อเพลิงและแก๊ส อัตราการเกิดปฏิกิริยา และความเป็นไปได้ของการสร้างแก๊สซีฟเอร์ที่มีขนาดใหญ่กว่าแบบ fixed-bed แก๊สซีฟเอร์ประเภทนี้สามารถแบ่งออกได้ 2 แบบ คือ แบบเบดฟองอากาศและแบบเบดไหลวน มีความแตกต่างกันคือแบบเบดไหลวนมักจะสร้างกับอนุภาคที่มีการหมุนเวียน การหมุนวนกลับมาใหม่ของอนุภาคขนาดเล็กจะทำให้ได้ประสิทธิภาพการแปลงผันของคาร์บอนที่ดีกว่า โดยเพิ่มเวลาทำปฏิกิริยาของอนุภาค รูปที่ 2 แสดงถึงองค์ประกอบหลักของแก๊สซีฟเอร์แบบ Fluidized bed ทั้ง สองแบบ แบบเบดไหลวนจะสูงกว่าและถูกออกแบบด้วยระบบหมุนเวียนของแข็งอย่างต่อเนื่องเพื่อจ่ายอนุภาคเข้าไปซ้ำ ๆ ภายในเบด (ประกอบด้วยชุดแยกอนุภาค ท่อนำกลับเบด และระบบซีล) แบบเบดไหลวนจะทำงานด้วยความเร็วสูงในช่วง 2–5 เมตรต่อวินาที ซึ่งจะเร็วกว่าแบบเบดฟองอากาศที่ใช้ความเร็วเพียง 0.5–2 เมตรต่อวินาที ดังนั้นแบบเบดไหลวนจะมีอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่สูงกว่าแบบเบดฟองอากาศ การลำเลียงของวัสดุจากด้านล่างและการหมุนเวียนในเบดแบบไหลวนจะเป็นการเพิ่มการไหลของของแข็ง ตลอดจนเพิ่มเวลาสัมผัสระหว่างแก๊สและของแข็งอีกด้วย



รูปที่ 2 ฟลูอิดไดซ์เบด 2 แบบ (ก) Bubbling (ข) Circulating

2.5.3 Entrained Flow

สำหรับระบบแก๊สซิฟิเคชันที่มีขนาดใหญ่ (>400 MWth) แก๊สซิฟิเออร์แบบ entrained flow ที่มีการกำจัดถ่านเหลวเป็นทางเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจากมีอุณหภูมิสูงทำให้แก๊สที่ผลิตได้แทบจะไม่มีทาร์เข้ามาปะปนเพราะการเปลี่ยนสภาพของคาร์บอนเกือบจะสมบูรณ์ ดังนั้น จึงเป็นการแก้ไขปัญหา 2 ปัญหาหลักของแบบ Fluidized อย่างไรก็ตามมีข้อบกพร่องบางประการที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการของชีวมวลในหัวข้อนี้ นั่นคือ ความยุ่งยากของการลดขนาดอนุภาคของชีวมวลบางชนิดและการกร่อนของวัสดุเคลือบภายในเตาที่มีสาเหตุมาจากการหลอมเหลวของแร่

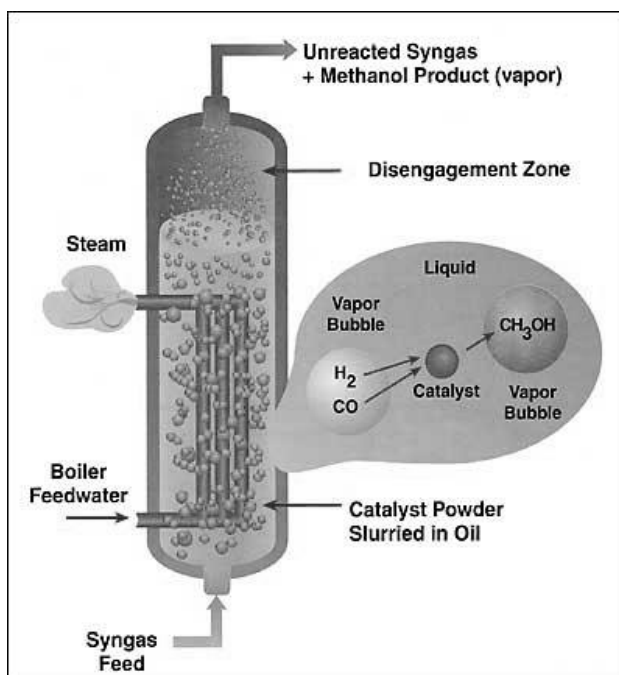
จากเชื้อเพลิงชีวมวล นอกเหนือจากนี้ยังมีข้อจำกัดในเรื่องขนาดของอุปกรณ์อันได้แก่ข้อจำกัดของปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลที่จะสามารถส่งเข้าโรงงานได้ ด้วยเหตุผลเหล่านี้เป็นการขีดขวางระบบแก๊สซิฟิเออร์แบบ Entrained-flow โดยใช้เชื้อเพลิงชีวมวล จากผลดังกล่าว กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากเชื้อเพลิงชีวมวลและขยะตั้งแต่ขนาดกลางไปจนถึงขนาดใหญ่จะมีการใช้ระบบแก๊สซิฟิเออร์แบบ Fluidized bed แทบทั้งสิ้น คุณสมบัติของแก๊สซิฟิเออร์แต่ละชนิดที่ใช้ในอุตสาหกรรมชีวมวลแสดงดังตารางที่ 1

ตารางที่ 1 คุณสมบัติสำคัญของแก๊สซิฟิเออร์ระดับอุตสาหกรรม (T. Damartzis และคณะ, 2011)

ชนิดของแก๊สซิฟิเออร์	คุณลักษณะ
Fixed-bed	สามารถจัดการได้ทั้งอนุภาคขนาดใหญ่และหยาบ ให้ผลิตภัณฑ์แก๊สที่อุณหภูมิต่ำกว่า อนุภาคในแก๊สผลิตภัณฑ์มีปริมาณสูง ใช้ gasifying agent ในปริมาณสูง ซี้ถ้าถูกกำจัดเป็น slag หรือทำให้แห้ง
Fluidized-bed	มีการกระจายอุณหภูมิในลักษณะเดียวกัน การสัมผัสระหว่างแก๊สและของแข็งสูง อุณหภูมิในกระบวนการสูง (1000 – 1200 องศาเซลเซียส) ปริมาณอนุภาคในแก๊สผลิตภัณฑ์น้อย เหมาะสำหรับเชื้อเพลิงที่อุณหภูมิลดลงของซี้ถ้าต่ำ ซี้ถ้าถูกกำจัดเป็น slag หรือทำให้แห้ง
Entrained Flow	ต้องการวัสดุที่ที่มีความละเอียด (<0.1–0.4 mm) อุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการสูงมาก (มากกว่า 1200 องศาเซลเซียส) ไม่เหมาะสำหรับวัสดุที่มีปริมาณซี้ถ้าสูง

2.6 การสังเคราะห์เมทานอล (methanol synthesis)

ในอดีตเมทานอลเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้ที่เกิดจากการกลั่นไม้ (wood spirit) ซึ่งมีปริมาณน้อยมากไม่สามารถผลิตในเชิงอุตสาหกรรมได้ หลังจากนั้นการผลิตเมทานอลในอุตสาหกรรมเริ่มต้นในประเทศ เยอรมัน โดยบริษัท บาฟ (BASF) ซึ่งใช้แก๊สสังเคราะห์เป็นสารตั้งต้น (แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจนการ) ผ่านกระบวนการเคมีความร้อนที่มีการคายความร้อน 91.15 กิโลจูลต่อโมล ที่อุณหภูมิ 320-380°C และความดัน 350 bar ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโครเมียมออกไซด์ซิงค์ออกไซด์ ซึ่งรู้จักกันดีในชื่อ กระบวนการความดันสูง แต่ในปัจจุบันการผลิตในอุตสาหกรรมนั้นจะใช้เทคโนโลยีของบริษัท ไอซีไอ (ICI) ซึ่งเป็นกระบวนการความดันต่ำ ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา คอปเปอร์ซิงค์ออกไซด์ ที่ความดัน 50-80 bar และอุณหภูมิ 250-280°C โดยมีปฏิกิริยาอวเตอ์แก๊สซิฟท์เป็นปฏิกิริยาข้างเคียง

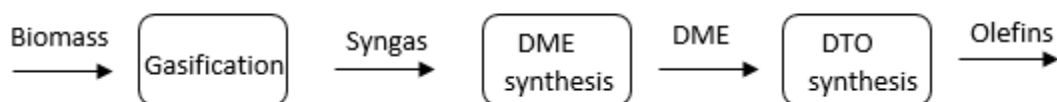


รูปที่ 3 เครื่องปฏิกรณ์สำหรับสังเคราะห์เมทานอล (ออนไลน์)

2.7 การสังเคราะห์โอเลฟิน

โอเลฟินเบาสามารถผลิตได้จากหลากหลายกระบวนการสังเคราะห์ เช่น methanol-to-olefins (MTO) process , methanol-to-propylene (MTP) process และ the Direct dimethyl ether-to-olefins (DTO) process โดย M. Avidsson และคณะ^[4] ได้ทำการศึกษาเปรียบเทียบการสังเคราะห์โอเลฟินด้วยวิธี MTO และ DTO พบว่า วิธี DTO มีประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Cold gas efficiency) สูงกว่า และมีร้อยละการเปลี่ยนแปลง (%conversion) ของคาร์บอนสูงกว่า ส่งผลทำให้สังเคราะห์โอเลฟินได้มากกว่า

กระบวนการ DTO จะใช้ dimethyl ether จากการสังเคราะห์ขึ้นแก๊สผ่านหน่วย DME synthesis ซึ่งเกิดปฏิกิริยาสมดุลดังสมการ



รูปที่ 4 ภาพรวมกระบวนการสังเคราะห์โอเลฟินโดยวิธี DTO (Avidsson, M และคณะ, 2016)

บทที่ 3

การจำลองกระบวนการ

แบบจำลองโปรแกรมแอสเพนพลัสสร้างขึ้นโดยอาศัยข้อมูลจากการวิเคราะห์องค์ประกอบชีวมวล และสภาวะการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์จากงานวิจัยอื่น ๆ โดยมีรูปแบบของโรงงานสังเคราะห์โอเลฟินเบาจากงานวิจัย NREL (S. Phillips และคณะ, 2007) และมีการพัฒนาเพิ่มเติมโดยมุ่งเน้นศึกษาไปที่หน่วยแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) หน่วยสังเคราะห์มีเทน (Methane synthesis) และหน่วยสังเคราะห์โอเลฟินเบา (Light olefin synthesis)

โปรแกรมแอสเพนพลัสเป็นเครื่องมือทางวิศวกรรมที่ครอบคลุมการทำงานของระบบการผลิตทางเคมี ซึ่งสามารถใช้ออกแบบและปรับปรุงโรงงานผ่านซอฟต์แวร์สำเร็จรูป โดยการสร้างผังงาน (Flowsheet) ระบุองค์ประกอบทางเคมีและสภาวะที่ใช้ในหน่วยปฏิบัติการ และเลือกใช้แบบจำลองทางเทอร์โมไดนามิกส์

3.1 สมมติฐานงานวิจัย

สมมติฐานของแบบจำลองการสังเคราะห์โอเลฟินจากแก๊สสังเคราะห์โดย กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลในงานวิจัยมีดังต่อไปนี้

1. ระบบอยู่ภายใต้สภาวะคงตัวและอุณหภูมิคงที่
2. ความดันและอุณหภูมิคงตัวภายในแก๊สซิไฟเออร์
3. ไม่มีการสูญเสียความร้อนและความดันจากอุปกรณ์
4. เลือกประเภทของกระแสเป็น MIXCINC
5. การอบแห้งและสลายตัวเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว
6. ถ่านซารีในแบบจำลองเป็นคาร์บอนและซีไธ
7. ใช้วิธีคำนวณของ Peng-Robinson และ Boston-Mathias (PR-BM)
8. ซัลเฟอร์ (S), ไนโตรเจน (N₂) และ คลอรีน (Cl₂) ถูกเปลี่ยนเป็น H₂S, NH₃ , HCl อย่างสมบูรณ์

3.2 การระบุองค์ประกอบ

การสร้างแบบจำลองเริ่มจากการระบุสารที่เกี่ยวข้องในกระบวนการซึ่งมีทั้งสารที่มีอยู่ในฐานข้อมูล โปรแกรมแอสเพนพลัส และสารที่ไม่อยู่ในฐานข้อมูล สำหรับสารที่อยู่ในฐานข้อมูล หรือสารในรูปแบบ (Conventional components) เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) , คาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) , ออกซิเจน (O₂) , น้ำ (H₂O) และ ไฮโดรคาร์บอนอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้องในกระบวนการ จะถูกระบุลงในโปรแกรม ส่วนสารนอกแบบ (Nonconventional Components) ซึ่งมีสูตรไม่แน่นอน เช่น ชีวมวล (Biomass) และ เถ้า (Ash) จะถูกระบุเป็นของแข็งนอกแบบ (Nonconventional solid components) ดังนั้นเอนทัลปีและความหนาแน่นเฉพาะถูกระบุลงสารเหล่านี้เพื่อประเมินคุณสมบัติของชีวมวลซึ่งจะกล่าวในส่วนถัดไป

3.3 การคำนวณในแบบจำลอง

วิธีคำนวณของ Peng-Robinson และ Boston-Mathias (PR-BM) ถูกเลือกใช้เป็นวิธีคำนวณหลักในแบบจำลอง เพราะฟังก์ชันสถานะดังกล่าวเหมาะสมสำหรับสารไม่มีขั้วหรือมีขั้วอ่อน ๆ เช่น ไฮโดรคาร์บอน และ ก๊าซเบา ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงใช้สมการสถานะ PR-BM ซึ่งเหมาะสมสำหรับโรงกลั่นและปิโตรเคมี

เนื่องจากชีวมวลถูกกำหนดให้เป็นองค์ประกอบนอกแบบ จึงมีการคำนวณความหนาแน่นและเอนทัลปีเท่านั้นโดยเลือกHCOALGEN แบบจำลองเอนทัลปีสำหรับทั้งชีวมวลและเถ้าส่วนแบบจำลองความหนาแน่นคือ DCOALIGT โดยความร้อนของการเผาไหม้, ความร้อนของการก่อตัวและความจุความร้อนจะรวมอยู่ในแบบจำลอง HCOALGEN ส่วนค่าความหนาแน่นใน DCOALIGT มาจากฐานข้อมูล IGT (Institute of Gas Technology)

ตารางที่ 2 ข้อมูลการวิเคราะห์เอนทัลปีขององค์ประกอบนอกแบบ

พารามิเตอร์ของแบบจำลอง		ชีวมวลและเถ้า	
		Value code	Correlation
เอนทัลปี Enthalpy	ความร้อนจากการเผาไหม้ Heat of Combustion	1	Boie correlation
	Standard Heat of Formation	1	Heat-of-combustion-based correlation
	Heat Capacity	1	Kirov correlation
	Enthalpy Basis	1	องค์ประกอบอยู่ในสถานะ 298.15 K ที่ 1 atm

3.4 วิเคราะห์คุณสมบัติของชีวมวล

การวิเคราะห์คุณลักษณะของส่วนประกอบประกอบด้วยการวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) ดังแสดงในตารางที่ 3 แสดงองค์ประกอบของชีวมวลและเถ้า สำหรับชนิดสายจะถูกระบุเป็น “MIXCINC” โดยตัวเอ็กนี้ใช้สำหรับสถานการณ์เมื่อมีทั้งของแข็งในรูปแบบและนอกรูปแบบ และไม่มีข้อมูลการกระจายของขนาดอนุภาค

ตารางที่ 3 แสดงองค์ประกอบการวิเคราะห์แบบประมาณและแยกธาตุของชีวมวลและเถ้า

การวิเคราะห์แบบประมาณ	Wt.%
ความชื้น (%)	20
ขี้เถ้า (%)	1.16
สารระเหยได้ (%)	80
คาร์บอนคงตัว (%)	18.84
การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ	Wt.%
คาร์บอน (%)	51.19
ไฮโดรเจน (%)	6.08
ออกซิเจน (%)	41.3
ไนโตรเจน (%)	0.2
ซัลเฟอร์ (%)	0.02
คลอรีน (%)	0.05
ขี้เถ้า (%)	1.16

3.5 ข้อมูลจำเพาะของสาย

ข้อมูลของสายขาเข้าในแบบจำลอง แสดงในตารางที่ 4 เป็นการคำนวณอัตราการไหลของอากาศและไอน้ำในแบบจำลอง โดยตั้งค่าทำโดยในหน่วยคำนวณ (Calculation block) ซึ่งค่าอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวล กำหนดให้เป็นดังนี้

$$\text{อัตราส่วนอากาศต่อมวลชีวภาพ} = m_{\text{air}}/m_{\text{biomass}}$$

อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) ถูกกำหนดเป็น

$$S/B = (m_{\text{moisture content in biomass}} + m_{\text{steam}}) / m_{\text{dry biomass}}$$

ตารางที่ 4 แสดงข้อมูลของสายป้อนในแบบจำลอง

สาย	ชนิดสาร	อุณหภูมิ	ความดัน	อัตราการไหล
BIOMASS	ระบุในการวิเคราะห์องค์ประกอบ	25 °C	1 atm	2000 kg/h
AIR	21 % O ₂ 79% N ₂ (Mole fraction)	450 °C	1 atm	อัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.12
STEAM	H ₂ O	450 °C	1 atm	อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) เท่ากับ 0.75

3.6 ข้อมูลหน่วยปฏิบัติการ

การสร้างหน่วยปฏิบัติการหลังจากใส่ข้อมูลสายป้อน แสดงในตารางที่ 5 โดยอธิบายการทำงานแต่ละหน่วยปฏิบัติการ

ตารางที่ 5 หน่วยปฏิบัติการสำหรับกระบวนการสร้างแก๊สสังเคราะห์

ชื่อหน่วย	ชื่อในแอสเพนพลัส	คำอธิบาย
DRYER	RStoic	ใช้ลดความชื้นของชีวมวลโดยการระเหยน้ำ
FLASH	Flash 2	จำลองเพื่อแยกก๊าซออกจากชีวมวลแห้ง
PYRO	RYield	ใช้แปลงชีวมวลเป็นองค์ประกอบในรูปแบบ
C-SEP	SEP	ใช้ในการแยกถ่านชาร์และเถ้าออกจากสายองค์ประกอบหลัก
NONQRE	RStoic	ใช้ในจำลองปฏิกิริยาที่ไม่อยู่ในภาวะสมดุลในแก๊สซิฟิเคชัน
H2SSEP	SEP	ใช้แยก H ₂ S, HCl, NH ₃
COMBUS	RStoic	ใช้จำลองการเผาไหม้ถ่านชาร์
CYCLONE	Sep	ใช้แยกเถ้าออกจากแก๊สเผาไหม้
GASIFIER	RGibbs	ใช้จำลองหน่วยเกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน
CALIBRAT	RGibbs	ใช้ปรับสัดส่วนก๊าซผลิตภัณฑ์
MIXER	Mixer	ใช้ในการรวมก๊าซผลิตภัณฑ์กับ H ₂ S, HCl, NH ₃

3.7 การเปลี่ยนชีวมวลเป็นก๊าซสังเคราะห์

3.7.1 การอบแห้งชีวมวล

การลดความชื้นของชีวมวล ก่อนเข้ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจำเป็นต้องใช้ยูนิตในการอบแห้ง ดังนั้นแบบจำลองในการอบแห้งได้ถูกสร้างขึ้นเพื่อระเหยน้ำจากชีวมวลขาเข้าที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียสที่ความดันบรรยากาศ เพื่อให้เหลือความชื้นที่ 5 % wt. โดยใช้ความร้อนจากสาย “HOT-GAS2” ที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้ โดยชีวมวลหลังจากการอบแห้งขาออกจะอยู่ที่อุณหภูมิ 113 °C และนำเข้าสู่ส่วนหน่วยไพโรไลซิส ส่วนก๊าซเสียที่เหลือจะถูกแยกออกทางสาย “FLUE GAS”

3.7.2 การย่อยสลาย

ชีวมวลที่ถูกอบแห้งจะถูกเข้าหน่วย PYRO เพื่อกำหนดผลได้ขององค์ประกอบ เนื่องจากชีวมวลที่จำลองขึ้นเป็นองค์ประกอบนอกแบบ (Non-conventional material) โปรแกรมแอสเพนพลัสจึงไม่สามารถคำนวณพารามิเตอร์ทางเทอร์โมไดนามิกส์บางตัวได้ ดังนั้นหน่วย RYield จึงถูกสร้างขึ้นเพื่อใช้ในการเปลี่ยนองค์ประกอบนอกแบบให้เป็นองค์ประกอบในรูปแบบเช่น คาร์บอน, ไนโตรเจน, ออกซิเจน, ไนโตรเจน, ซัลเฟอร์, น้ำ, เถ้า และ ถ่านชาร์ ส่วนผลได้มวลจะได้จากหน่วยคำนวณ (Calculator block)

ปฏิกิริยาที่สมมุติขึ้นในหน่วยนี้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนอย่างมากดังนั้นสายพลังงาน “Q2” จึงถูกโยงเข้าสู่หน่วยแก๊สซิไฟเออร์เพื่อดูดพลังงาน ส่วนองค์ประกอบขาออกจะถูกป้อนเข้าสู่หน่วยแยกถ่านชาร์ “C-SEP” โดยหน่วยนี้มีจุดประสงค์เพื่อแยกถ่านชาร์ซึ่งสมมุติให้องค์ประกอบคือคาร์บอน 100% และ เถ้าออกจากสายองค์ประกอบหลัก โดยค่าการแยก (Split fraction) จะปรับเปลี่ยนจนกว่าอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์เท่ากับ 850 °C ในส่วนของถ่านชาร์และเถ้าที่ถูกแยกจะถูกจำลองเป็นโซนเผาไหม้ (Combustion zone) โดยใช้หน่วย RStoic ชื่อว่า “COMBUS”

สายอากาศสำหรับโซนเผาไหม้จะใช้ค่าสัดส่วนโมลเป็น 0.79 ไนโตรเจน 0.21 ออกซิเจน กำหนดอุณหภูมิขาเข้าเป็น 450 °C และอัตราการไหลของอากาศถูกปรับโดยหน่วยคำนวณให้เท่ากับ 1.12 เท่าของอัตราการไหลชีวมวล เมื่อถ่านชาร์ทำปฏิกิริยาเผาไหม้กับอากาศ ความร้อนที่ได้ซึ่งแทนด้วยสาย “Q1” จะถูกเชื่อมไปยังหน่วย “GASIFIER” สำหรับหน่วยเผาไหม้ จะถูกอุณหภูมิในหน่วยถูกตั้งให้มากกว่าอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์ 55 °C ผ่านหน่วยคำนวณ โดยองค์ประกอบที่ออกจากหน่วยเผาไหม้จากสาย “ASHSEP” จะประกอบด้วย คาร์บอนไดออกไซด์, ออกซิเจน, ไนโตรเจน และ เถ้า

3.7.3 แก๊สซิฟิเคชัน

ก๊าซเชื้อเพลิงสายหลักจะถูกป้อนเข้าสู่หน่วย “GASIFIER” ซึ่งจำลองเป็นหน่วย RGibb โดยใช้แบบจำลอง ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน (W. Doherty และคณะ,2013) ส่วนไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ตั้งค่าไว้ที่ 450 °C และอัตราการของมวลขึ้นอยู่กับค่าอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (Steam to biomass ratio) โดยได้ค่าจากหน่วย คำนวณ (Calculator block) ที่ตั้งอัตราการไหลของมวลไอน้ำไว้ที่ 0.75 เท่าของชีวมวลแห้ง การจำลองเครื่องปฏิกรณ์เป็น RGibb เพื่อประมวลผลผลิตภัณฑ์ตามการลดพลังงานกิบส์เสรีโดยใช้การเกิดสมดุลแบบจำกัด (Restrict chemical equilibrium) ดังสมการปฏิกิริยาในตารางที่ 6 ส่วนปฏิกิริยาที่ไม่เกิดเช่นสมดุลไนโตรเจนกำมะถัน และคลอรีนทั้งหมดถูกแปลงเป็น NH₃, H₂S และ HCl ในหน่วย RStoic ตามลำดับดังตารางที่ 7 โดยผลิตภัณฑ์ เหล่านี้จะถูกแยกและปรับอุณหภูมิให้เท่ากับ GASIFIER และรวมเป็นผลิตภัณฑ์ขาออกในสาย “SYNGAS”

ตารางที่ 6 ปฏิกิริยาสมดุลที่เกิดขึ้นในแก๊สซิฟิเคชัน

หมายเลข	ปฏิกิริยา
1	$C + 2H_2 \rightleftharpoons CH_4$
2	$CH_4 \rightleftharpoons C + 2H_2$
3	$C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2$
4	$CO + H_2 \rightleftharpoons C + H_2O$
5	$C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO$
6	$2CO \rightleftharpoons C + CO_2$
7	$CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$
8	$CO + 3H_2 \rightleftharpoons CH_4 + H_2O$
9	$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$
10	$CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O$

ตารางที่ 7 ปฏิกิริยาไม่เกิดสมดุลในหน่วย RStoic

หมายเลข	ปฏิกิริยา
1	$0.5\text{N}_2 + 1.5\text{H}_2 \rightarrow \text{NH}_3$
2	$\text{H}_2 + \text{S} \rightarrow \text{H}_2\text{S}$
3	$\text{Cl}_2 + \text{H}_2 \rightarrow 2\text{HCl}$

อย่างไรก็ตามปฏิกิริยาไม่ถึงสมดุลตามที่ตั้งไว้ทำให้ข้อมูลองค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้ไม่สอดคล้องกับข้อมูลการทดลองจากงานวิจัยที่ศึกษา เพื่อแก้ปัญหาเรื่องนี้จึงสร้างหน่วย CALIBRAT ซึ่งจำลองเป็นหน่วย RGibb โดยใช้ในการเกิดสมดุลเพิ่มเติม จากใส่ค่าอุณหภูมิแอมป์พรซ (Temperature approach) ซึ่งเกิดแสดงใน ตารางที่ 8 นอกจากนี้ในหน่วยดังกล่าวยังเพิ่มสาย N_2 เพื่อใช้เป็นก๊าซล้างในระบบป้อนเชื้อเพลิง

ตารางที่ 8 ปฏิกิริยาสำหรับหน่วยปรับค่าก๊าซผลิตภัณฑ์

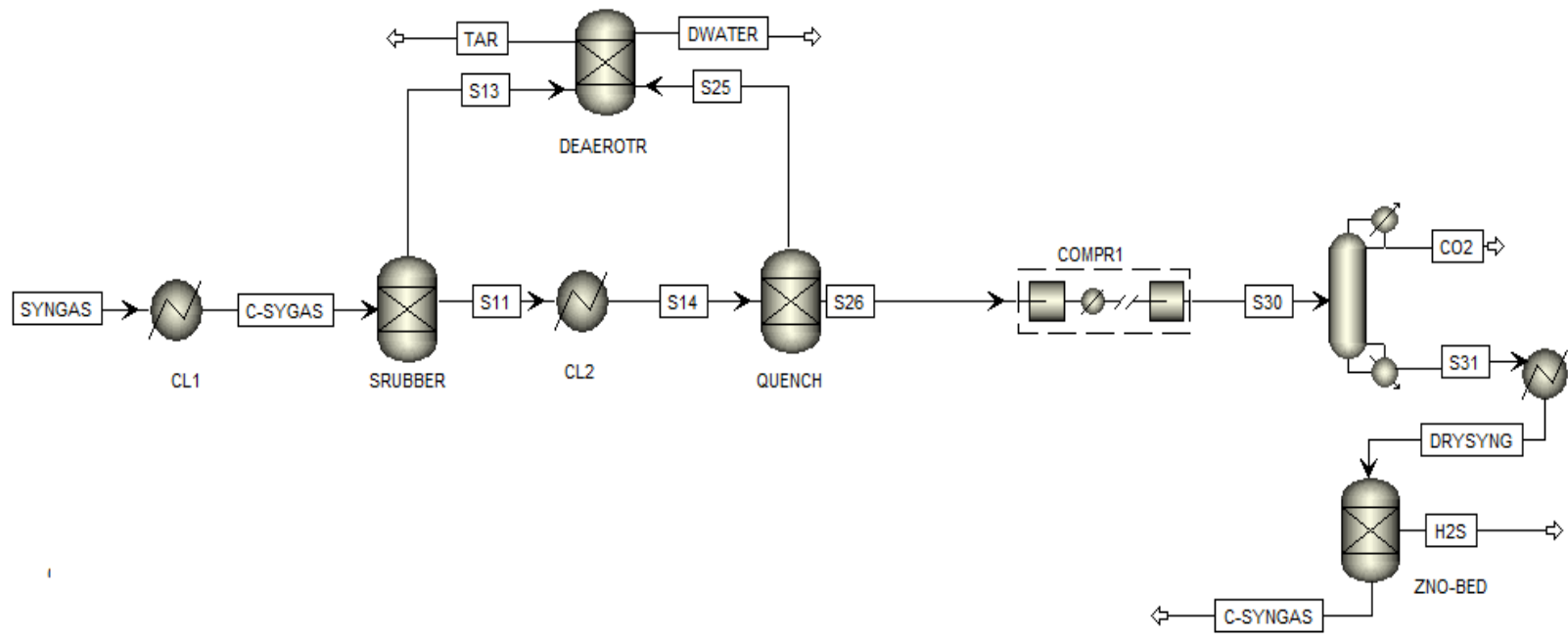
หมายเลข.	สมการปฏิกิริยา	อุณหภูมิแอมป์พรซ
1	$\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	-281 °C
2	$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2$	74 °C

3.8 การทำซินแก๊สให้บริสุทธิ์ (Syngas Cleanup)

สายก๊าซสังเคราะห์ขาออก “Syngas” จะถูกนำไปเข้าสู่หน่วยเพิ่มคุณภาพแก๊ส ซึ่งประกอบด้วย หน่วย Venture scrubber, multi-stage compressor, amine absorber และ ZnO beds ใน รูปที่ 6

3.8.1 หอscrubเบอร์ (Venture Scrubber)

ก่อนที่จะถึงเครื่องscrubเบอร์ (Scrubber) ก๊าซสังเคราะห์จะถูกทำให้เย็นตัวถึงจุดน้ำค้าง (Dew point) ก่อนที่ซินกาสจะถูกกำจัดไฮโดรคาร์บอนหนัก ด้วยน้ำที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส โดยเครื่องscrubเบอร์ ถูกจำลองเป็นหน่วยแยก(SEP) ในแอสเพนพลัส โดยตั้งค่าให้ลบเอทิลีนเบนซีนและน้ำมันดินอย่างสมบูรณ์



รูปที่ 6 กระบวนการปรับคุณภาพก๊าซสังเคราะห์

3.8.2 การอัด (Compression)

ก๊าซสังเคราะห์ที่ออกจากแก๊สซิไฟเออร์ซึ่งใกล้เคียงกับความดันบรรยากาศจำเป็นต้องมีขั้นตอนการบีบอัดเพื่อสร้างแรงดันแก๊ส เนื่องจากประสิทธิภาพของหอการดูดซับเอมีนและ ZnO เบดนั้นขึ้นอยู่กับแรงดัน โดยการจำลองการบีบอัดแบ่งเป็นสี่ขั้น เพื่อให้ได้ความดันที่ 442 psi และตั้งค่าการหล่อเย็น (Inter cooling) 110°C คอมเพรสเซอร์ได้รับการออกแบบให้มีประสิทธิภาพ polytropic 78%

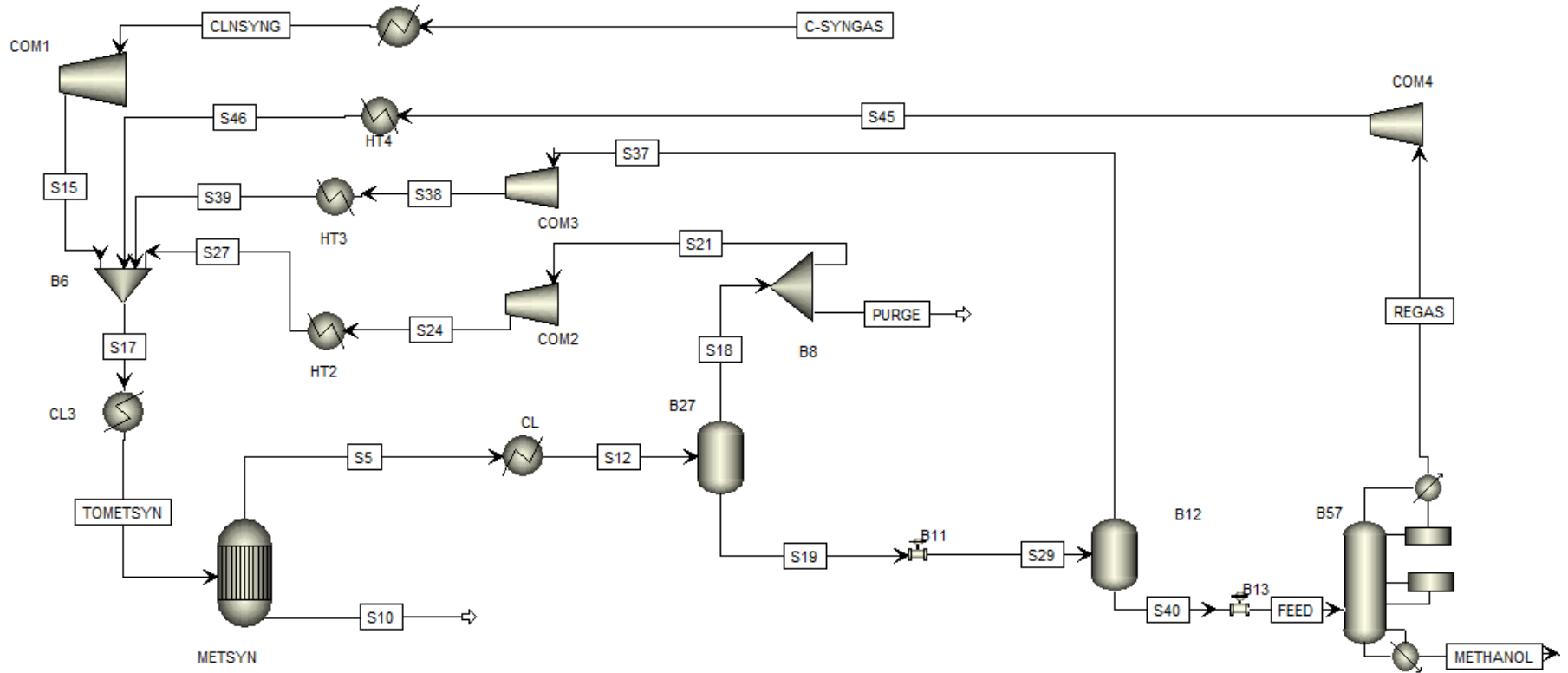
3.8.3 หอดูดซับเอมีน (Amine absorber)

ก๊าซผลิตภัณฑ์จะต้องกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์ในอัตราส่วนที่กำหนด กล่าวคือ การสังเคราะห์เมทานอล โดยมีอัตราการป้อนก๊าซสังเคราะห์เข้าสู่หน่วยสังเคราะห์เมทานอลให้ได้อัตราส่วน $(H_2-CO_2) / (CO_2 + CO) = 2.1$ การกำหนดสัดส่วนดังกล่าวจะได้ผลผลิตเมทานอลโดยรวมสูงสุดและเหลือก๊าซที่ไม่ทำปฏิกิริยาน้อยที่สุด

เครื่องกำจัดคาร์บอน CO_2 จะถูกจำลองโดยใช้แบบจำลองหน่วย SEP เพื่อความสะดวกในการระบุปริมาณของ CO_2 ที่ต้องนำออกเพื่อให้ได้สัดส่วนใกล้เคียงกับข้อกำหนดดังกล่าวข้างต้น โดยปริมาณไฮโดรเจนไดซัลไฟด์ H_2S ที่ถูกกำจัดโดยกระบวนการนี้ถูกกำหนดให้เป็น 8 ppmv ซึ่งเปอร์เซ็นต์ของก๊าซสังเคราะห์ที่หายไปในการบวนการนี้จะถูกกำหนดให้เป็นศูนย์ หลังจากแยก CO_2 สาย 'DRYSYNG' จะออกจากหน่วยไปยัง กระบวนการแยกซัลเฟอร์ในหน่วย ZnO Bed

3.8.4 เบดซิงค์ออกไซด์

หน่วย ZnO Bed มีเพื่อเพื่อกำจัดซัลเฟอร์ไดออกไซด์ โดยการจำลองใช้หน่วยปฏิบัติการ SEP โดยงานวิจัยนี้ตั้งสมมติฐานว่าประสิทธิภาพการแยกคือ 100% ทำให้เกิดก๊าซสังเคราะห์ที่ปราศจากซัลเฟอร์ จากนั้นก๊าซจะถูกทำให้เย็นลงที่อุณหภูมิ 110 ° C และส่งป้อนกระแส 'CLNSYNG' ไปยังส่วนการสังเคราะห์เมทานอลซึ่งแสดงในรูปที่ 3



รูปที่ 7 กระบวนการสังเคราะห์เมทานอล

3.9 การสังเคราะห์เมทานอลจากก๊าซสังเคราะห์

ในส่วนนี้ก๊าซสังเคราะห์จะถูกแปลงเป็นเมทานอลในเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งมีต้นแบบจากงานวิจัยจากโรงงานสังเคราะห์เมทานอลจากซินก๊าซ โดยก๊าซสังเคราะห์บางส่วนที่ไม่ทำปฏิกิริยาในกระบวนการจะถูกแยกเพื่อนำไปผลิตพลังงาน โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้หลังจากเกิดปฏิกิริยาต้องนำไปแยกเมทานอลจากน้ำ และนำซินก๊าซบางส่วนกลับมาทำปฏิกิริยา อย่างไรก็ตามซินก๊าซที่นำกลับมาใช้มีความดันที่ค่อนข้างต่ำดังนั้นจึงต้องทำการบีบอัดและเพิ่มอุณหภูมิก่อนเข้าหน่วยสังเคราะห์เมทานอล

3.9.1 การอัด (Compression)

ก๊าซสังเคราะห์ที่ 442 psi ถูกบีบอัดในระบบการบีบเป็น 980 psi โดยพิจารณาประสิทธิภาพ polytropic ที่เท่ากับ 78% โดยแก๊สรีไซเคิลก๊าซทั้งสามสายจะถูกบีบอัดและ ทำให้ร้อนและอุ่นที่ 240 ° C ก่อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์

3.9.2 เครื่องปฏิกรณ์ (Methanol reactor)

เครื่องปฏิกรณ์สำหรับสังเคราะห์เมทานอลในงานวิจัยนี้ใช้หน่วย “REquil” ซึ่งจำลองเป็นเครื่องปฏิกรณ์สมดุลแบบอุณหภูมิคงที่ 250 ° C ความดัน 90 bar โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นแสดงดังตารางที่ 9

ตารางที่ 9 ปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์

หมายเลข	สมการปฏิกิริยา
1	$2\text{H}_2 + \text{CO} \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$
2	$3\text{H}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$

โดยอุณหภูมิแอมไพโรซของปฏิกิริยาจะถูกตั้งให้ Once-through conversion ของ CO เท่ากับ 64% CO₂ 17 % และ Overall conversion ของ H₂ เท่ากับ 98.6% CO+CO₂ เท่ากับ 96% เพื่อจำลองกระบวนการสังเคราะห์เมทานอลให้ใกล้เคียงกับการผลการทดลอง (W. L. Luybe, 2010)

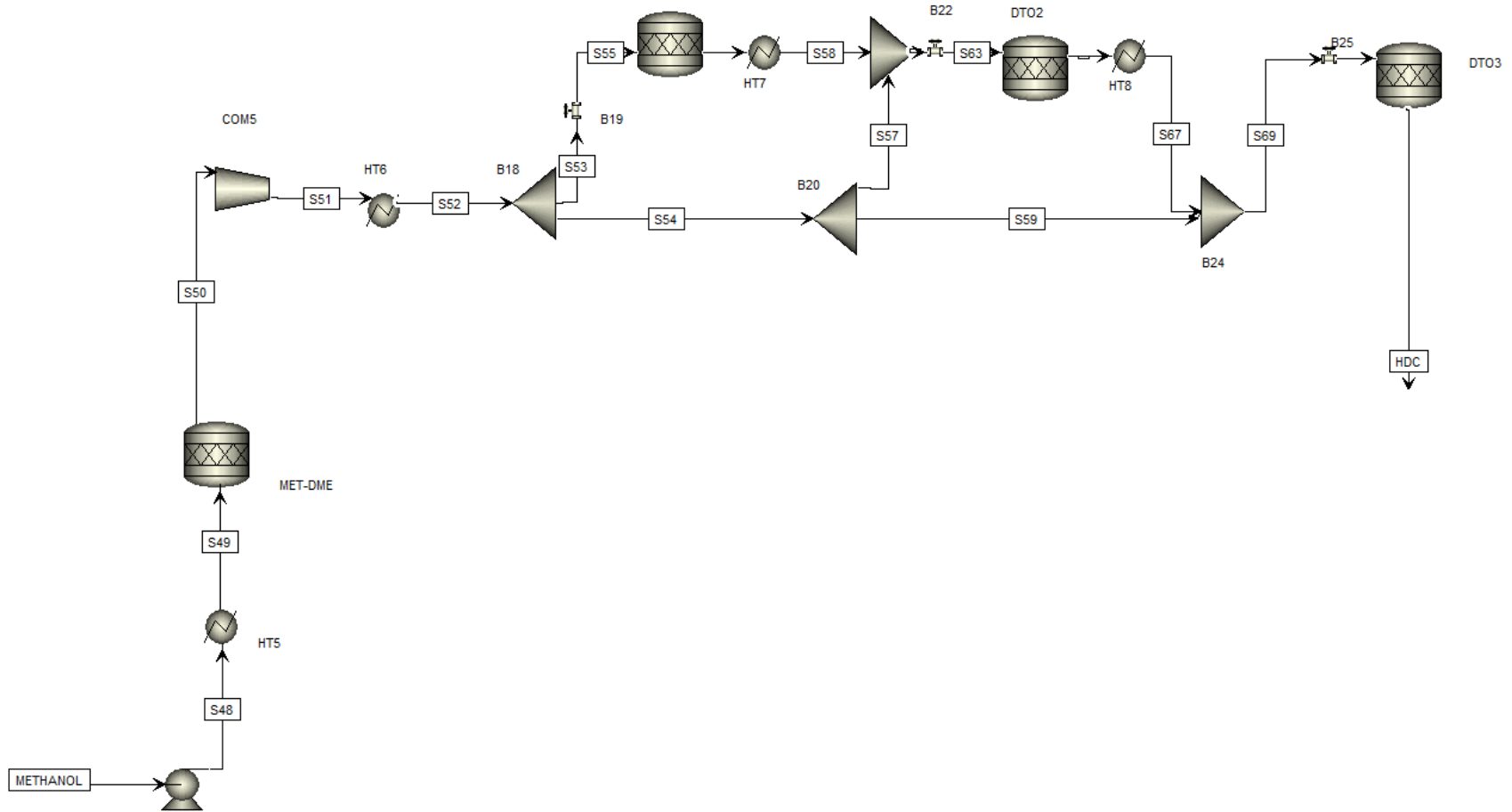
3.9.3 การแยกและการกลั่น (Flash and Distillation)

ถังแฟลชจะถูกใช้เพื่อแยกองค์ประกอบเบาที่ก่อนป้อนลงในคอลัมน์ เพื่อลดภาระของคอนเดนเซอร์ที่กลั่น โดย ถังแฟลชทำงานที่ 29 psi ก๊าซเบาถูกบีบอัดให้อยู่ที่ 110 bar และรีไซเคิลไปยังเครื่องปฏิกรณ์ โดยของเหลวจากถังแฟลชถูกสูบเข้าไปในคอลัมน์การกลั่น 42 ชั้น และป้อนสารชั้นที่ 27 ที่ 15psi และใช้อุณหภูมิรีฟลักซ์ที่ 50 องศาเซลเซียส โดยกระแสขาออกซึ่งประกอบด้วยเมทานอลเป็นองค์ประกอบหลักคือสาย “METHANOL”

3.10 การสังเคราะห์โอเลฟินจากเมทานอล

3.10.1 ภาพรวม

เมทิลแอลกอฮอล์จะถูกแปลงเป็นไดเมทิลอีเธอร์ (DME) DME เป็นตัวกลางในกระบวนการ MTO ดังนั้นส่วนผสมของเมทานอล / DME ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพของปฏิกิริยาการ ส่วนผสมนี้ถูกทำให้ร้อนและอัดแรงดันเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ โดยสายป้อนจะถูกแยกออกเป็นสองสายเพื่อลดความดันย่อย และลดปฏิกิริยาคายความร้อนเพื่อให้เกิดโพรพิลีนโดยเครื่องปฏิกรณ์แต่ละตัวทำงานที่สภาวะเดียวกัน



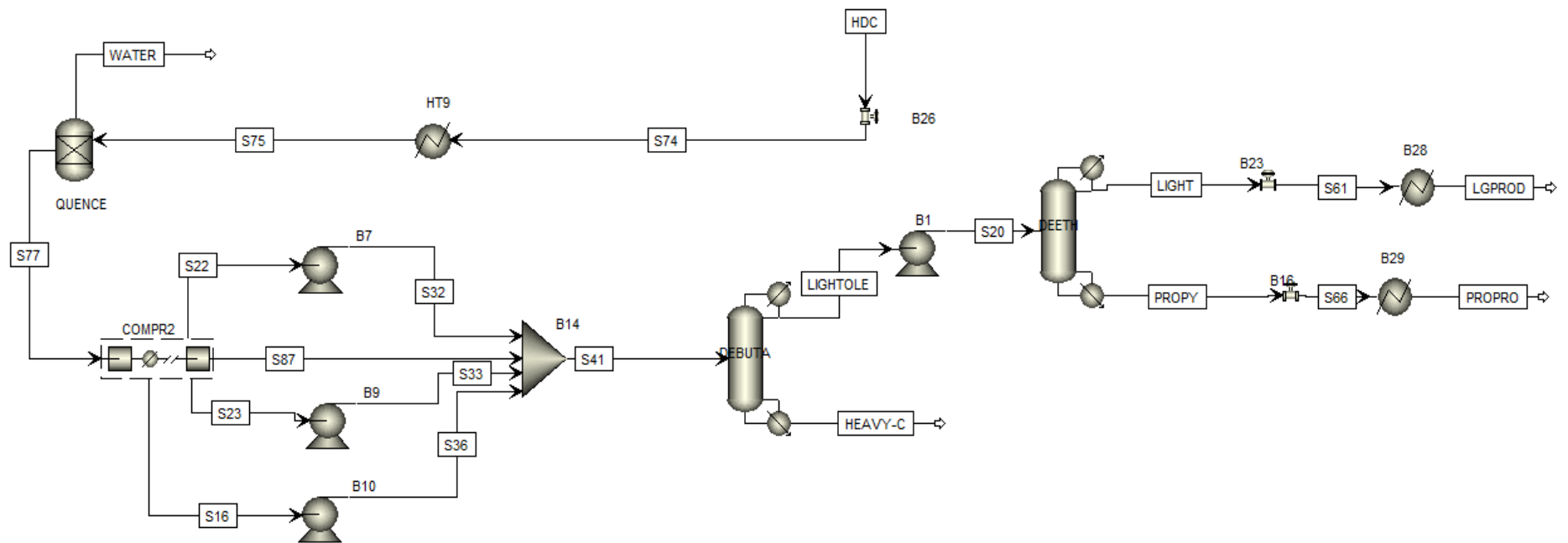
รูปที่ 8 กระบวนการสังเคราะห์โอเลฟิน

3.10.2 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์

เนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ซับซ้อน ดังนั้นการออกแบบในงานวิจัยนี้จะใช้ข้อมูลเบื้องต้นเฉพาะส่วนที่เป็นโมลของผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอนหรือโอเลฟินส์จากงานที่เกี่ยวข้องเท่านั้น ในตารางที่ ในตารางที่ หน่วย RSTOIC ถูกใช้ เพื่อคำนวณเพื่อให้ได้ปริมาณผลิตภัณฑ์ตามร้อยละผลได้เป้าหมาย สำหรับเครื่องปฏิกรณ์แปลงเมทานอลเป็น DME ในแบบจำลองนี้ออกแบบให้แปลง เมทานอลเป็น DME ได้ 100%

ตารางที่ 10 ร้อยละผลได้ปฏิกิริยา MTO

Product	Conversion
Methane	0.77%
Ethylene	4.63%
Propylene	45.44%
Butene	25.40%
Pentene	5.00%
Hexene	5.23%
Heptene	3.53%



รูปที่ 9 กระบวนการแยกผลิตภัณฑ์

3.11 หน่วยแยกผลิตภัณฑ์

หน่วยสำหรับการแยกแสดงในรูปที่ 5 ประกอบด้วยหน่วยแยกน้ำ (Water quench) หน่วยเพิ่มความดัน (Compression) และ หน่วยแยกอีเทน (De-ethanizer)

3.12 Water quench

เนื่องจากมีผลิตภัณฑ์ปริมาณน้ำสูงและฝุ่นละอองในไอของผลิตภัณฑ์ไอจึงในหอเก็บน้ำเพื่อแยกฝุ่นไอน้ำ บางส่วนจากก๊าซผลิตภัณฑ์ อุณหภูมิในการทำงานของการกักของน้ำที่ 95 ถึง 115 °C ในแอสเพนพลัสการจำลองนี้ ผ่านหน่วย SEP โดยที่ 97% ของน้ำถูกแยกออกจากกระแสผลิตภัณฑ์

3.13 Compression

สายโอเลฟินถูกบีบโดยคอมเพรสเซอร์ 4 ชั้นจนได้ความดัน 530 psi ระหว่างทุกชั้นตอนจะมีการหล่อเย็น และ เฟสของเหลวที่ออกมาจะไหลไปยังปั๊ม การออกแบบนี้ถูกออกแบบมาเพื่อลดขนาดและกำลังไฟที่ต้องการในการกดอัด หลังจากทั้งสี่สายจะถูกผสมและส่งไปยังคอลัมน์การกลั่น ใน Aspen บ MComp ถูกใช้กับอินเตอร์คูลเลอร์ที่ออกแบบมาเพื่อให้ได้อุณหภูมิของกระแสผลิตภัณฑ์ขาออกที่ 110 ° C

3.14 De-butanizer และ De-ethanizer

คอลัมน์ในแยกใช้แบบจำลองหน่วย DSTWU และใส่ค่าการกู้คืน (Key recoveries) ของโพรพิลีน 99.99% และบิวทีน 0.01% ในการกลั่น โพรพิลีนและเอทิลีนจะถูกแยกออกจากด้านบนของคอลัมน์ ส่วนไฮโดรคาร์บอนหนักจะถูกแยกออกจากด้านล่าง โดยโอเลฟินเบาจะถูกเพิ่มแรงดันให้คงอยู่ที่ 580 psi โดยปั๊มและส่งไปยังคอลัมน์ De-ethanizer ซึ่งจำลองเป็นหน่วย DSTWU พร้อมใส่ค่าการกู้คืน (Key recoveries) ที่ 99.99% เอทิลีน และ 0.01% ของโพรพิลีน

3.15 การทดสอบแบบจำลองกระบวนการ

เพื่อตรวจสอบแบบจำลองที่สร้างขึ้นว่าแบบจำลองนั้นใช้ได้จริงและถูกต้อง จึงทดสอบแบบจำลองที่สร้างขึ้นมากับผลการทดลองในงานวิจัยสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน รวมถึงกระบวนการอื่นๆ ที่ใช้ในการผลิตโอเลฟินเบา สำหรับหน่วยแก๊สซิฟิเคชันได้ข้อมูลมาจากการดำเนินการจริง ในงานวิจัยที่เกี่ยวข้องอื่นๆ

3.15.1 การทดสอบแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันถูกทดสอบความถูกต้องของแบบจำลองโดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ H. H. Pröll และคณะ (2007) ในงานวิจัยของ ของ H. H. Pröll และคณะ (2007) ได้ทดลองกระบวนการที่สมดุลโดยใช้แก๊สซิฟิเออร์หมุนเวียนแบบฟลูอิดไดซ์เบด ใช้วัตถุดิบคือเศษไม้ (wood chip) ทดลองในโรงงานขนาด 8 MW โดยการเปรียบเทียบแสดงใน ตารางที่ 11

ตารางที่ 11 เปรียบเทียบผลของการจำลองกับผลการทดลอง

อุณหภูมิ	850 °C	
ความดัน	1 bar	
องค์ประกอบ	ผลการทดลอง mol%(dry)	ผลการจำลอง mol%(dry)
H ₂	45.80%	46.96%
CO	21.20%	21.99%
CO ₂	21.60%	19.54%
CH ₄	10.00 %	10.09%
N ₂	1.40%	1.40%
NH ₃ (ppmv dry)	1100-1700	1468.44
H ₂ S (ppmv dry)	21.5-170	91.59
H ₂ /CO	2.12	2.13
Syngas LHV MJ/cum (dry at 0 °C and 1 atm)	11.3	11.6
Gasification efficiency (LHV and mass basis)	71.5-78.4 %	74.3%

ผลที่ได้แสดงให้เห็นว่าปริมาณไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์สูงกว่าแบบจำลองเล็กน้อยและปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำกว่าผลการทดลองจริงเนื่องจากในแบบจำลองไม่ได้พิจารณาถึงการเกิดของน้ำมันทาร์และไฮโดรคาร์บอนหนักอื่น ๆ รวมถึงปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันที่ถึงจุดสมดุลเคมีกว่าการทดลองจริง

3.15.2 การทดสอบแบบจำลองกระบวนการผลิตเมทานอล

จากงานวิจัยของ W. L. Luyben และคณะ (2010) การผลิตเมทานอลจากซินแก๊สโดยใช้ระบบหมุนเวียน Recycle syngas loop โดยผลของการจำลองมีค่าไฮโดรเจนต่างจากงานวิจัยดังกล่าวเล็กน้อยเนื่องจากในแบบจำลองตั้งให้มีการล้างมีเทนบางส่วนออกไปเพื่อกำจัดแก๊สที่ไม่ทำปฏิกิริยาในระบบจึงทำให้ไฮโดรเจนบางและก๊าซสังเคราะห์บางส่วนหลุดออกไปด้วย

ตารางที่ 12 องค์ประกอบซินแก๊สโดยใช้ระบบหมุนเวียน Recycle syngas loop

อุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์	240 °C	
ความดันเครื่องปฏิกรณ์	67.56 bar	
Per pass conversion	ผลการทดลอง	ผลการจำลอง
CO	64.00%	64.34%
CO ₂	17.00%	17.00%
Overall		
H ₂	98.60%	95.62%
CO+CO ₂	96.00%	95.97%

บทที่ 4

ผลจำลองกระบวนการและการวิเคราะห์ผล

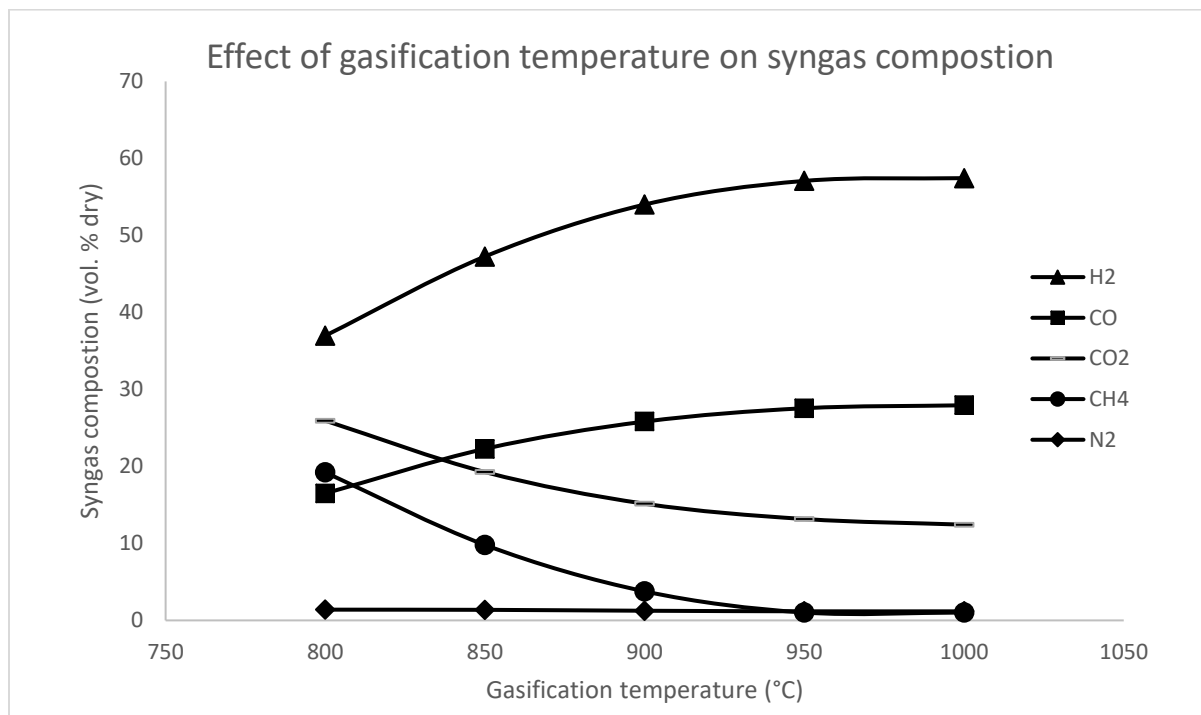
จากวัตถุประสงค์ของงานวิจัยเพื่อศึกษาตัวแปรที่มีผลกระทบต่อโรงงานสังเคราะห์โอเลฟินเบาจากกระบวนการแก๊สซิฟิชั่นชีวมวล ตัวแปรที่ศึกษาได้แก่ อุณหภูมิของแก๊สซิไฟเออร์ในช่วง 800-1000 °C ที่ความดันบรรยากาศ อัตราการป้อนไอน้ำต่อชีวมวล 0.5-1.5 อัตราการป้อนอากาศต่อชีวมวล 1.0-2.0 โดยใช้วัตถุดิบชีวมวลคือเศษไม้ ผลการจำลองจะถูกวิเคราะห์เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพของระบบแก๊สซิฟิเคชันเพื่อผลิตโอเลฟินเบาสูงที่สุด

4.1 ผลกระทบของตัวแปรต่อองค์ประกอบแก๊สสังเคราะห์

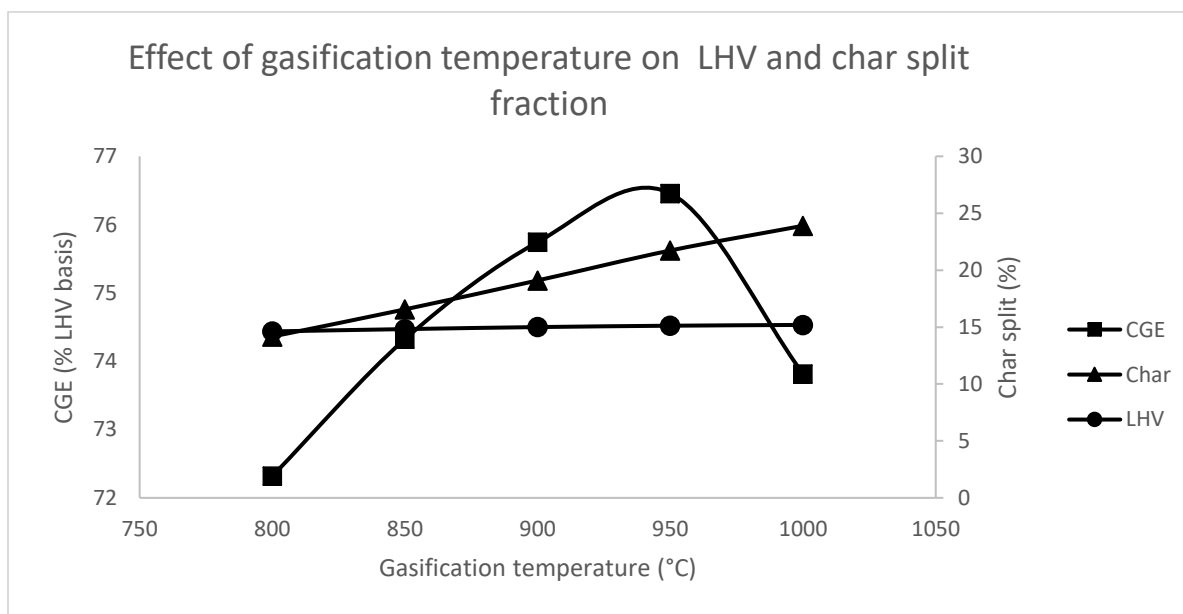
4.1.1 ผลของอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์

ผลกระทบของอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์เป็นหนึ่งในปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพ โดยการจำลองกระบวนการเพื่อศึกษาผลของอุณหภูมิทำโดยกำหนดตัวแปรคงที่คือ ความดัน 1 atm อัตราการป้อนไอน้ำต่อชีวมวลที่ 0.75 และอัตราอากาศต่อชีวมวลที่ 1.12 โดยผลกระทบของอุณหภูมิต่อองค์ประกอบก๊าซสังเคราะห์แสดงในรูปที่ 10 โดยแกน Y แสดงองค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์ที่ปราศจากน้ำในหน่วย % โดยปริมาตร และไม่ได้นำองค์ประกอบของ H_2S , NH_3 , HCl มาแสดงเนื่องจากมีปริมาณองค์ประกอบที่น้อยมาก ส่วนแกน X แสดงค่าอุณหภูมิที่ 800-1000 °C สาเหตุที่แสดงถึงเพียง 1000 °C เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไดซ์เบดหมุนเวียนควรทำงานที่อุณหภูมิไม่เกิน 1000 °C เพื่อให้มั่นใจว่าจะไม่เกิดปรากฏการณ์หลอมเหลวของเถ้า (Ash melting) หรือ ภาวะการก่อตัว (Agglomeration) ซึ่งจะทำให้สูญเสียสภาพฟลูอิดไดซ์ชั่น (Defluidisation)

จากรูปที่ 10 การเพิ่มอุณหภูมิในช่วง 800-1000 °C ไฮโดรเจนมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นที่อุณหภูมิ 800-900 °C และเริ่มคงที่เมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 900 °C เช่นเดียวกับคาร์บอนมอนอกไซด์ เนื่องจากการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในแก๊สซิไฟเออร์ Steam methane reforming reaction เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน จะเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้ามากขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชัน ส่งผลให้ความเข้มข้นของ ไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์สูงขึ้น ปริมาณมีเทนลดลง อีกสาเหตุหนึ่งที่ทำให้มีเทนที่ลดลงจากอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นเพราะปฏิกิริยา Methanation เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนจะเกิดย้อนกลับเมื่อ มีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิ ซึ่งการลดลงนี้เกิดขึ้นโดยปฏิกิริยา Steam methane reforming เป็นส่วนใหญ่ เนื่องจากปริมาณมีเทนที่น้อยลงทำให้ไฮโดรเจนเกิดมากขึ้น เช่นเดียวกับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลงจากอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นเพราะ ปฏิกิริยาบูดูยาร์ด (Boudouard reaction) ที่ทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงและเพิ่มปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์

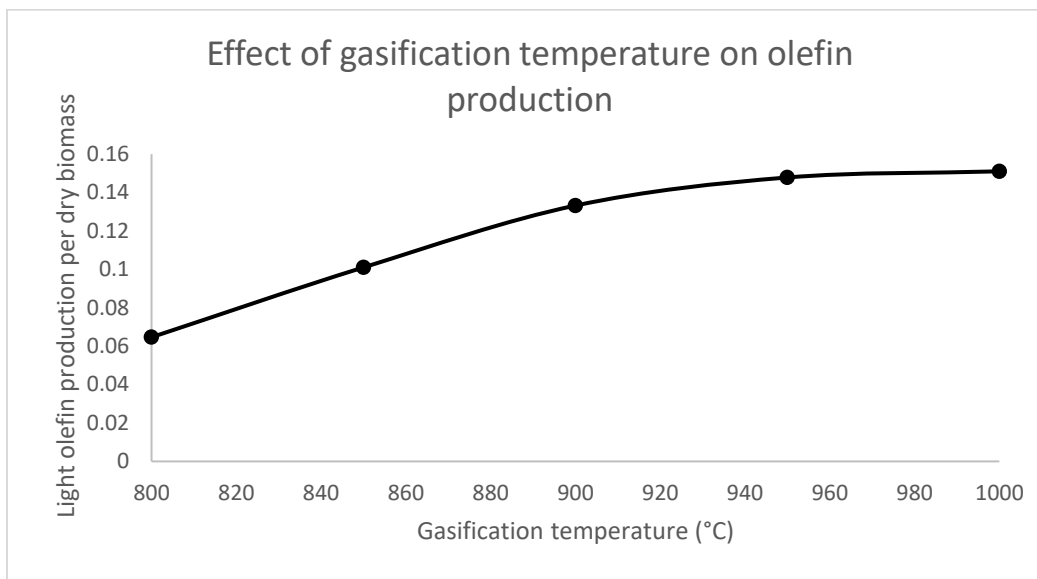


รูปที่ 10 ผลของอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์ต่อองค์ประกอบแก๊สสังเคราะห์จากเศษไม้



รูปที่ 11 ผลของอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์ต่อปริมาณถ่านชาร์และค่าความร้อน

จากรูปที่ 11 ผลของอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์ต่อปริมาณถ่านชาร์และค่าความร้อน เมื่อเพิ่มอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์ที่อุณหภูมิ 800 ถึง 1000 °C ค่าความร้อน (LHV) มีค่าเพิ่มขึ้นจาก 14.62% เป็น 15.2% เช่นเดียวกับปริมาณถ่านชาร์ที่เกิดขึ้น จาก 14.2% เพิ่มเป็น 23.9% ทั้งนี้จากการคำนวณหาค่าประสิทธิภาพของแก๊สซิไฟเออร์พบว่ามีสมรรถนะสูงสุดที่ 950 °C และค่าเริ่มลดลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิไปที่ 1000 °C

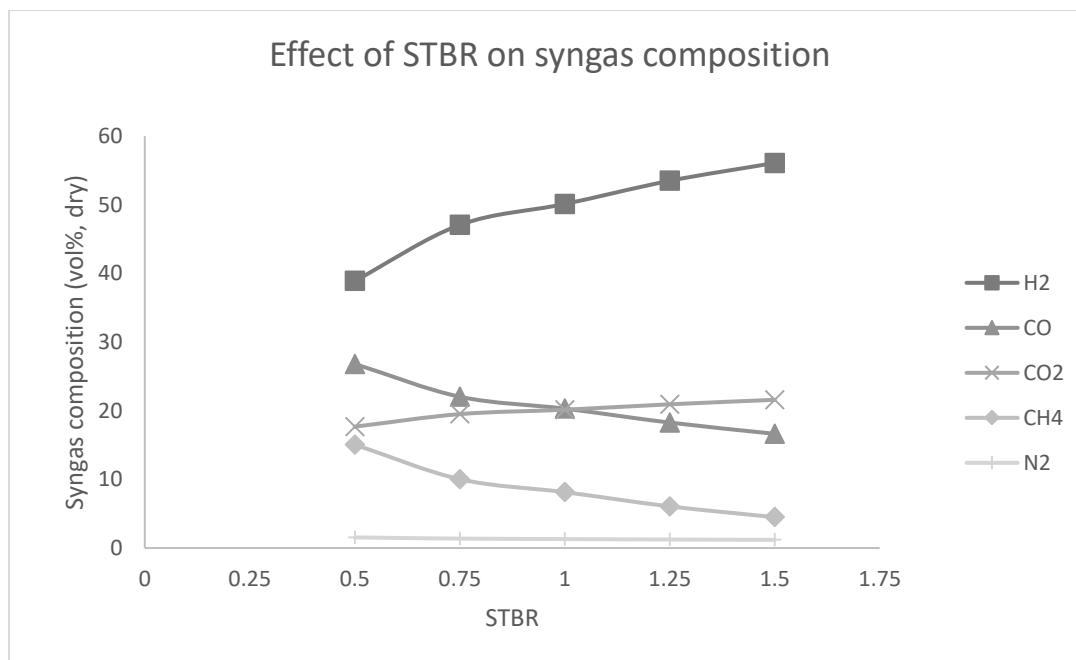


รูปที่ 12 ผลของอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์ต่ออัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง

จากรูปที่ 12 แสดงผลของอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์ต่อผลของอุณหภูมิแก๊สซิไฟเออร์ต่ออัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง พบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิปริมาณสัดส่วนโอเลฟินเบาซึ่งประกอบด้วยเอทีลีนและโพรพิลีนที่ได้มีค่าสูงสุดที่ 950 °C ได้อัตราส่วนเท่ากับ 0.148 กล่าวคือ 1 กิโลกรัมของชีวมวลแห้งสามารถผลิตโอเลฟินเบาได้ประมาณ 0.15 กิโลกรัม

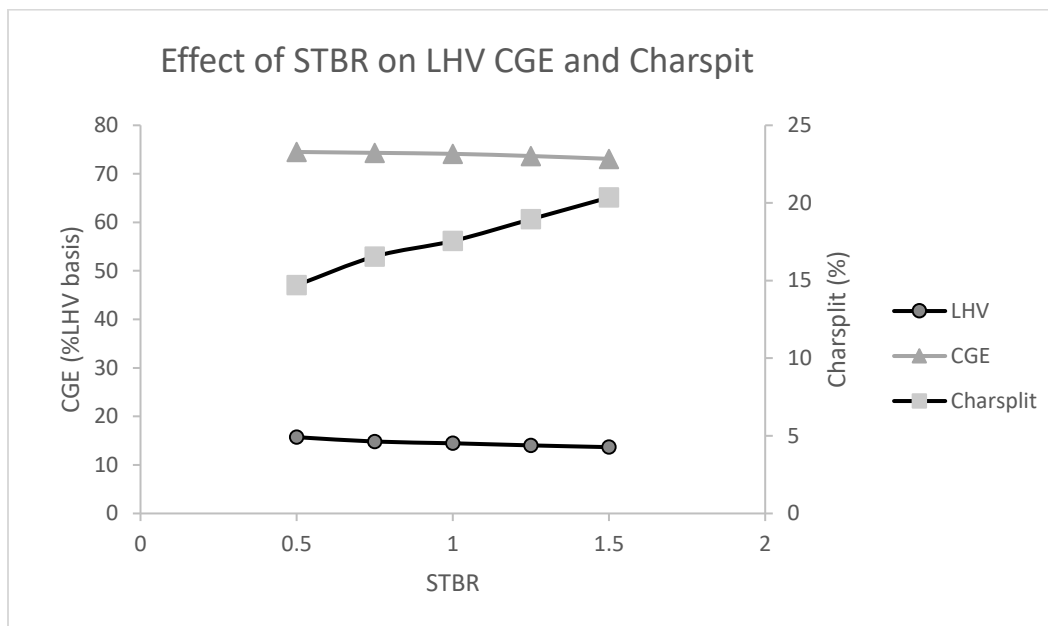
4.1.2 ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลแก๊สซิฟิเคชัน

ผลกระทบของสัดส่วนการป้อนชีวมวลต่อประสิทธิภาพของแก๊สซิฟิเคชัน โดยการจำลองกระบวนการ ทำโดยกำหนดอุณหภูมิที่ 850 องศาเซลเซียส ความดัน 1 atm อัตราป้อนไอน้ำต่อชีวมวลที่ 1.12 โดยป้อนชีวมวลคือเศษไม้

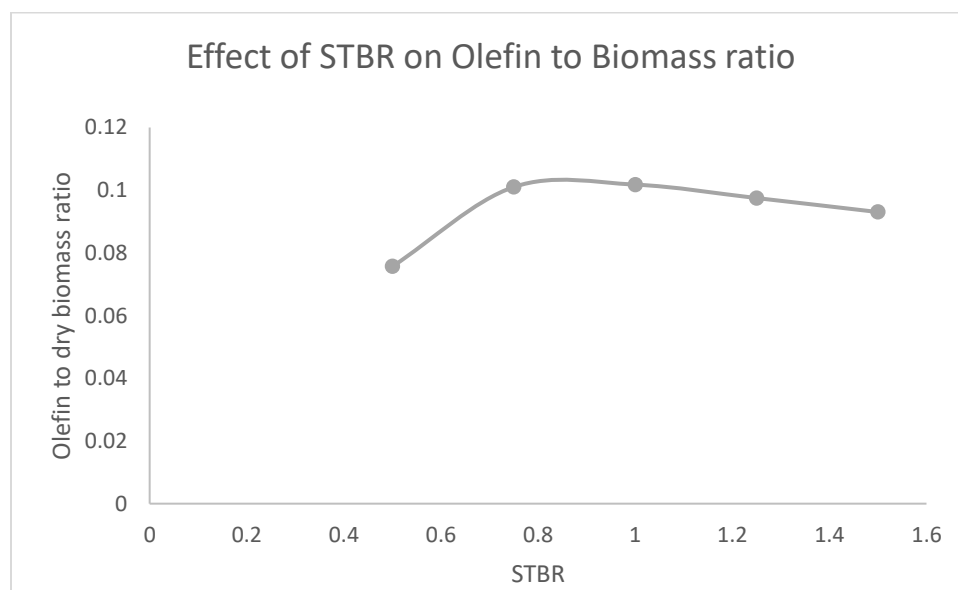


รูปที่ 13 ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบก๊าซสังเคราะห์

จากรูปที่ 13 สังเกตได้ว่าความเข้มข้นของไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ นั้นเพิ่มขึ้นตามอัตราส่วน S / B ที่เพิ่มขึ้นในขณะที่ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์และมีเทน ลดลงตามอัตราส่วน S / B เนื่องจากมีการเพิ่มไอน้ำเข้าภายในแก๊สซิฟิเคชันจะทำให้ปฏิกิริยาก๊าซ-น้ำ (Water gas-shift) และเพิ่มปฏิกิริยา Methane Reforming ส่งผลให้ความเข้มข้นของ ไฮโดรเจนคาร์บอนไดออกไซด์ เพิ่มขึ้น และ คาร์บอนมอนอกไซด์และมีเทน ลดลง



รูปที่ 14 ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อปริมาณถ่านชาร์และค่าความร้อน

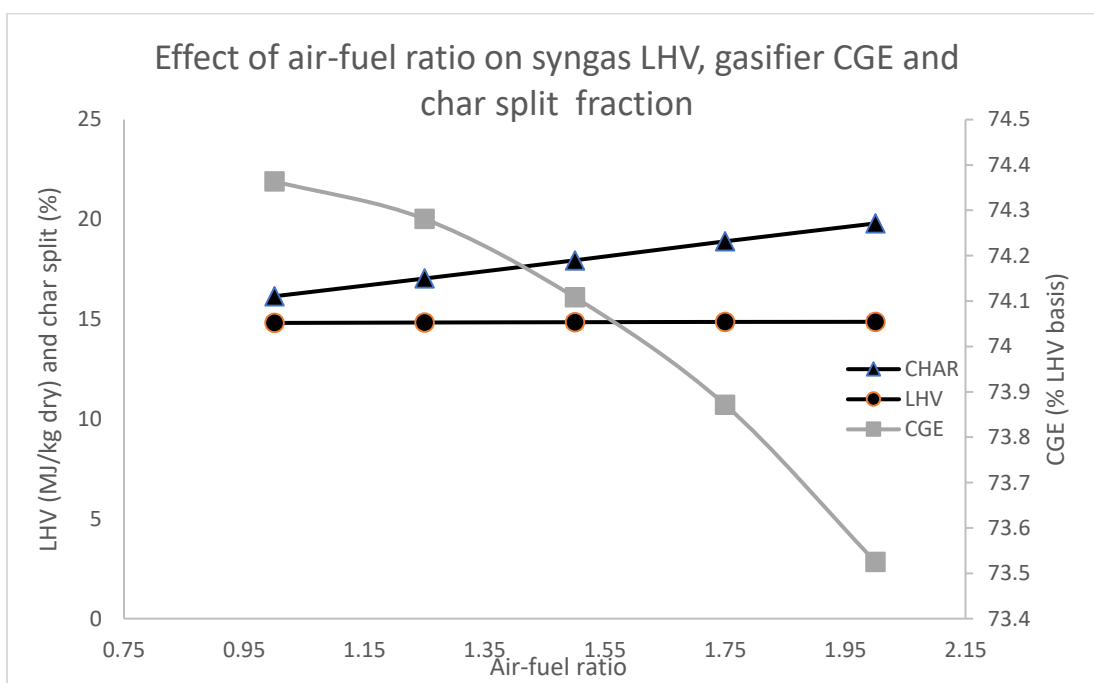


รูปที่ 15 ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่ออัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง

จากกราฟที่ 14 แสดงผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อปริมาณถ่านชาร์และค่าความร้อน เมื่อเพิ่ม STBR ค่าของ LHV มีค่าลดลง เนื่องจากไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้นอย่างมาก ทำให้คาร์บอนมอนอกไซด์และมีเทนลดลง ส่วนประสิทธิภาพแก๊สซิไฟเออร์ (CGE) มีค่าสูงสุดในช่วง STBR 0.5-0.75 และลดลงเมื่อเพิ่มค่า ขณะที่การเกิดถ่านชาร์ (Char split) มีค่าเพิ่มสูงขึ้นตาม STBR และเมื่อพิจารณากราฟที่ 15 พบว่าผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่ออัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง ค่า STBR สูงสุดที่เหมาะสมในการผลิตโอเลฟินอยู่ที่ประมาณ 0.75

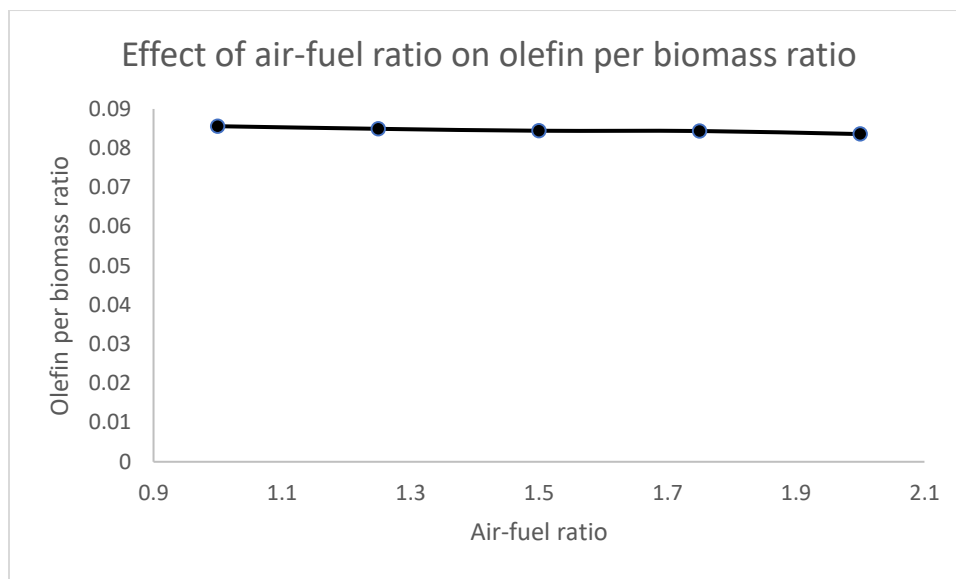
4.1.3 ผลของอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวล

ผลกระทบของสัดส่วนการป้อนชีวมวลต่อประสิทธิภาพของแก๊สซิไฟเออร์ โดยการจำลองกระบวนการ ทำโดยกำหนดอุณหภูมิที่ 850 องศาเซลเซียส ความดัน 1 atm อัตราป้อนไอน้ำต่อชีวมวลที่ 0.75 โดยป้อนชีวมวลคือเศษไม้



รูปที่ 16 ผลของอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลกับค่าความร้อนและประสิทธิภาพแก๊สซิไฟเออร์

จากรูปที่ 16 แสดงผลของอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลกับค่าความร้อนและประสิทธิภาพแก๊สซีไฟเออร์พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวล ปริมาณถ่านชาร์มีค่าสูงขึ้น ค่าความร้อน (LHV) มีค่าคงที่ และค่า CGE มีค่าลดลงเนื่องจากปริมาณถ่านชาร์ที่เพิ่มมากขึ้นใน Combustion zone ทำให้ปริมาณมวลก๊าซสังเคราะห์ลดลงซึ่งส่งผลให้ค่า CGE ลดลงเช่นเดียวกัน



รูปที่ 17 ผลของอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลกับอัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง

จากรูปที่ 17 แสดงอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลกับอัตราส่วนโอเลฟินเบาและชีวมวลแห้ง เมื่อเพิ่มอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลจะทำให้ปริมาณโอเลฟินลดลงเล็กน้อยแต่ไม่เปลี่ยนแปลงเนื่องจากองค์ประกอบของมวลรวมขึ้นก๊าซที่เปลี่ยนแปลงไปจากกระบวนการเผาไหม้

4.2 การประเมินต้นทุนและวิเคราะห์ผลตอบแทนการลงทุน

ในหัวข้อนี้จะเป็นการกล่าวถึงการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์วิศวกรรมของแบบจำลองการผลิตโอเลฟินจากชีวมวลโดยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งจะแสดงถึงต้นทุนการผลิต ค่าการดำเนินงานรายปี รายได้ที่ได้รับ และการวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์สำหรับแบบจำลองการผลิตโอเลฟินจากชีวมวลโดยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยพิจารณาที่อุณหภูมิแก๊สฟายเออร์ที่ 950 องศาเซลเซียส

4.2.1 ต้นทุนการผลิต

4.2.1.1 ต้นทุนการผลิตแรกเริ่ม

จากแบบจำลองการผลิตโอเลฟินจากชีวมวลด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเราได้สืบค้นและคำนวณค่าอุปกรณ์ดังที่แสดงไว้ในภาคผนวก ตารางที่ 19 โดยพบว่ามียุทูปกรณ์รวมเป็นเงิน 42,450,223 ดอลลาร์สหรัฐซึ่งสามารถนำมาคำนวณต้นทุนการผลิตแรกเริ่ม (Fixed Capital investment) ดังที่แสดงไว้ในตารางที่ 13

ตารางที่ 13 ต้นทุนการผลิตแรกเริ่ม และรายละเอียดของต้นทุนการผลิตแรกเริ่ม

type	range of FCI (%)	select FCI (%)	normalize (%)	estimated cost (USD)
Purchased equipment	15-40%	40	28.17	42,450,223
Purchased equipment installation	6-14%	10	7.04	10,612,556
Instrumentation and controls (installed)	2-12%	6	4.23	6,367,533
Piping (installed)	4-17%	10	7.04	10,612,556
Electrical systems (installed)	2-10%	6	4.23	6,367,533
Buildings (including services)	2-18%	11	7.75	11,673,811
Yard improvement	2-5%	3	2.11	3,183,767
Service facilities (installed)	8-30%	20	14.08	21,225,112
Land	1-2%	1	0.70	1,061,256
Engineering and supervision	2-20%	12	8.45	12,735,067
Construction expenses	4-17%	11	7.75	11,673,811
Legal expense	1-3%	1	0.70	1,061,256
Contractor's fee	2-6%	2	1.41	2,122,511
Contingency	5-15%	9	6.34	9,551,300
	Total	142	100.00	150,698,292

4.2.1.2 ต้นทุนการผลิตรายปี

งานวิจัยนี้จะพิจารณาต้นทุนการผลิตรายปี โดยนำต้นทุนการผลิตแรกเริ่ม ค่าสารตั้งต้น ค่าสาธารณูปโภค ค่าแรงงาน และค่ากำจัดของเสียมาคำนวณจากสูตร

$$COM_d = 0.18FCI + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM})$$

จะได้

FCI	150,698,292	\$/year
Operating Labor	918,000	\$/year
Utilities	169,504	\$/year
Raw Material	772,632	\$/year
Waste Treatment	3,979	\$/year
COM(w/o depreciation)	30,795,554	\$/year

4.2.1.3 ต้นทุนการผลิตของตัวเร่งปฏิกิริยา

มีการศึกษาถึงต้นทุนของการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา (W. L. Luyben, 2010) โดยจะเปลี่ยนตัวเร่งปฏิกิริยาทุกๆ 5 ปี ซึ่งมีต้นทุนดังต่อไปนี้

Methanol catalyst	384,313.66	\$/round
Propylene Catalyst	850,690.82	\$/round
Total	1,235,004.48	\$/round

4.2.2 รายรับต่อปี

งานวิจัยครั้งนี้พิจารณาว่าผลิตที่ความจรร้อยละ 100 และผลิต 8760 ชั่วโมงต่อปี

ตารางที่ 14 รายรับต่อปีจากการจำหน่ายผลิตภัณฑ์และผลิตภัณฑ์ข้างเคียง

Component	\$/kg	kg/h	kg/year	Cost (USD/yr)
Ethylene	6.5	23.0268	201714.768	1,311,145.99
Propylene	5	225.991	1979681.16	9,898,405.80
Cyclohexane	1.15	26.0108	227854.608	262,032.80
Butene	75	126.324	1106598.24	82,994,868.00
Methane	12.5	32.11548	281331.6151	3,516,645.19
total revenue				97,983,097.78

หมายเหตุ ราคาบิวทีนอยู่ในหน่วยของดอลลาร์สหรัฐต่อลูกบาศก์เมตร

จากตารางพบว่า มีรายรับต่อปีอยู่ที่ 97,983,097.78 ดอลลาร์สหรัฐต่อปี

4.2.3 การวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์

ในงานวิจัยครั้งนี้เราศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์โดยพิจารณาที่ระยะเวลาการผลิต 20 ปี อัตราดอกเบี้ยร้อยละ 6.025 และอัตราภาษีร้อยละ 20 และพิจารณาค่าเสื่อมราคาโดยใช้ DDB 200% พบว่า คำนวณหลังการผลิต 6 ปี มีค่า IRR ร้อยละ 12.74 ดังที่แสดงในภาคผนวก ค ตารางที่ ซึ่งมีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์

บทที่ 5

สรุปผลการจำลองกระบวนการและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ

งานวิจัยนี้กล่าวถึงศักยภาพในการผลิตโอเลฟินโดยใช้แก๊สสังเคราะห์ผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลโดยใช้โปรแกรม แอสเพนพลัส โดยแก๊สซิฟิเออร์ที่ใช้เป็นแบบฟลูอิดไดซ์เบดหมุนเวียน เพื่อผลิตก๊าซสังเคราะห์ให้กับโรงงานผลิตโอเลฟิน โดยงานวิจัยนี้ได้ศึกษาผลกระทบของตัวแปรต่างๆ ต่อสมรรถนะของแก๊สซิฟิเออร์ และประสิทธิภาพในการผลิตโอเลฟินเบาจากชีวมวล นอกจากนี้ยังประเมินต้นทุนและวิเคราะห์ผลตอบแทนการลงทุน ดังสรุปด้านล่าง

5.1.1 ผลกระทบของตัวแปรต่อองค์ประกอบแก๊สสังเคราะห์

เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของแก๊สซิฟิเออร์จะทำให้ปริมาณองค์ประกอบก๊าซสังเคราะห์เกิดการเปลี่ยนแปลง กล่าวคือ ปริมาณไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์จะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่เพิ่มและจะเริ่มคงที่เมื่ออุณหภูมิถึง 900 °C ส่วนปริมาณมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์จะลดลงเนื่องจากผลของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในแก๊สซิฟิเออร์ หากพิจารณาผลของอุณหภูมิต่อค่าปริมาณถ่านชาร์และค่าความร้อนต่ำ(LHV) เมื่อเพิ่มอุณหภูมิแก๊สซิฟิเออร์ที่อุณหภูมิ จะได้ค่าความร้อน (LHV) และปริมาณถ่านชาร์เพิ่มขึ้นเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงขององค์ประกอบก๊าซสังเคราะห์

หากเพิ่มอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเข้าพบว่า ปริมาณไอน้ำต่อชีวมวลที่เพิ่มมากขึ้นทำให้องค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์เปลี่ยนแปลง กล่าวคือ ความเข้มข้นของไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น และความเข้มข้นของมีเทนและคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง ส่วนผลต่อปริมาณถ่านชาร์และค่าความร้อน เมื่อเพิ่มอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลจะทำให้ปริมาณถ่านชาร์เพิ่มขึ้น แต่ค่าความร้อนลดลงเนื่องจากองค์ประกอบที่เปลี่ยนแปลงไปของก๊าซสังเคราะห์ ทำให้ประสิทธิภาพของแก๊สซิฟิเออร์ลดลงเรื่อยๆตามปริมาณสัดส่วนไอน้ำต่อชีวมวลที่เพิ่มขึ้น จากผลการจำลองพบว่าอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลที่เหมาะสมคือ 0.75

ส่วนผลของอัตราส่วนการไหลของอากาศต่อชีวมวลมีผลต่อปริมาณก๊าซสังเคราะห์น้อยมาก เมื่อเพิ่มอัตราส่วนการไหลของอากาศต่อชีวมวลพบว่าปริมาณถ่านชาร์มีค่าสูงขึ้น ค่าความร้อน (LHV) มีค่าคงที่ และค่า CGE ลดลง ดังนั้นอัตราส่วนอากาศต่อชีวมวลที่เหมาะสมควรมีค่าต่ำ ๆ

5.1.2 ผลกระทบของตัวแปรต่อการผลิตโอเลฟิน

จากการเพิ่มอุณหภูมิพบว่า อุณหภูมิของแก๊สซีไฟเออร์แบบฟลูอิดไดซ์เบดหมุนเวียนทำให้ปริมาณของโอเลฟินเพิ่มขึ้นและเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ 950 °C และคงที่เมื่อเพิ่มอุณหภูมิต่อไป ที่อุณหภูมิดังกล่าวสามารถผลิตโอเลฟินได้ประมาณ 0.15 kg ต่อชีวมวลแห้ง 1 kg

ผลของการเพิ่มอัตราไอน้ำต่อชีวมวลพบว่าปริมาณโอเลฟินเพิ่มขึ้นเมื่อใช้อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเพิ่มขึ้นและเพิ่มขึ้นสูงสุดถึงค่า 0.75 หลังจากนั้นปริมาณโอเลฟินที่ได้จะเริ่มลดลง ดังนั้นค่าอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลที่เหมาะสมคือ 0.75

5.1.3 การประเมินต้นทุนและวิเคราะห์ผลตอบแทนการลงทุน

จากงานวิจัยครั้งนี้พบว่าต้องใช้ต้นทุนสูงในการผลิตโอเลฟินจากชีวมวล ดังที่กล่าวไว้ข้างต้น แต่มีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ เนื่องจากมีค่า IRR อยู่ที่ร้อยละ 12.74 เมื่อกำหนดให้ดำเนินการผลิต 20 ปี ค่าอัตราดอกเบี้ยเป็นร้อยละ 6.025 และค่าอัตราภาษีที่ร้อยละ 20 ซึ่งใช้เวลาคืนทุนหลังจากดำเนินการผลิตแล้ว 6 ปี

5.2 ข้อเสนอแนะ

ศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับการนำ Syngas ในสาย Purge จากระบบ Recycle syngas loop มาสร้างระบบผลิตไฟฟ้าเพื่อใช้ประโยชน์

ศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับการนำผลิตภัณฑ์ข้างเคียงจากหอกลับกลับมาใช้ประโยชน์ในระบบ เพื่อเพิ่มกำลังการผลิต

ศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับปริมาณน้ำมันนํารที่เกดขึ้นภายในหน่วยแก๊สซิฟิเคชันและสร้างหน่วยสลายน้ำมันนํารเพื่อเพิ่มปริมาณก๊าซสังเคราะห์

รายการอ้างอิง

- Aspen Plus IGCC Model [Internet]. Aspen Technology, Inc. 2008.
- Arvidsson, M., Haro, P., Morandin, M. and Harvey, S. Comparative thermodynamic analysis of biomass gasification-based light olefin production using methanol or DME as the platform chemical. *Chemical Engineering Research and Design*, 115,2016.
- C. B. L. C. E. & D. P. L. Alie, "Simulation of CO₂ capture using MEA scrubbing: a flowsheet decomposition method," *Energy Conversion &*, vol. 46, pp. 475-487, 2005.
- E. JOHANSSON, "Process integration study of biomass-to-methanol (via gasification) and methanol-to-olefins (MTO) processes in an existing steam cracker plant," CHALMERS UNIVERSITY OF TECHNOLOGY, Göteborg, Sweden, 2013.
- Gomez-Barea A., Lecker B. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. Journal of Progress in Energy and Combustion Science,2010
- H. H. Pröll T, "H₂ rich syngas by selective CO₂ removal from biomass gasification in a dua fluidized bed system - Process modelling approach," *Fuel Processing Technology* 89, pp. 1207 - 1217, 2008.
- J. e. a. Isaksson, " Integration of biomass gasification with a Scandinavian," *Energy*, vol. 44, pp. 420-428, 2012.
- K. Im-orb, L. Simasatitkul, A. Arpornwichanop. "Techno-economic analysis ofthe biomass gasification and Fischer-Tropsch integrated process with off-gas recirculation". *Energy* ,2016.
- Lurgi, "Integrated low pressure methanol process. Technical report.," Lurgi Ol gas Chemie BmbH, 1995.
- S. Phillips, A. Aden, J. Jechura, D. Dayton and T. Eggeman, "Thermochemical Ethanol via Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass. National Renewable Energy Laboratory, Golden, CO, April 2007.

T. Damartzis, A. Zabaniotou. Thermochemical conversion of biomass to second generation biofuels through integrated process design-A review. Journal of Renewable and Sustainable Energy Reviews,2011.

W. Doherty, "Aspen plus simulation of biomass gasification in a steam blown dual fluidised bed," in Materials and processes for energy: communicating current research and technological developments, A. Méndez-Vilas, Formatex Research Centre, 2013.

W. L. Luyben, "Design and Control of a Methanol Reactor/Column Process," Ind. Eng. Chem. Res. 49, pp. 6150 - 6163, 2010

Maria Puig-Arnavat, Joan Carles Bruno, Alberto Coronas. Review and analysis of biomass gasification models. Journal of Renewable and Sustainable Energy,2010

.

ภาคผนวก ก
หน่วยคำนวณสำหรับการจำลอง

หน่วยคำนวณ

ในแบบจำลอง มีการใช้หน่วยคำนวณ (Calculator block) โดยกำหนดตัวแปรและใส่คำสั่งฟอร์แทรน (Fortran statement) เพื่อใช้ในการช่วยคำนวณโดยหน่วยคำนวณ โดยในหน่วยที่ 1 สร้างขึ้นเพื่อใช้ในการระบุองค์ประกอบหลังจากเครื่องปฏิกรณ์ย่อยสลาย (Decomposition reactor) ในตารางที่ 15 แสดงการนำเข้าตัวแปร (Import variables) ประเภท สาย (Streams) ในหน่วยคำนวณที่ 1

ตารางที่ 15 การกำหนดตัวแปรสำหรับกล่องการคำนวณที่ 1

ชื่อตัวแปร (Variable Name)	ประเภท (Type)	สาย (Streams)	ประเภทสาย (Substream)	สาร (Component)	คุณลักษณะ (Attribute)	องค์ประกอบ ที่ (Elements)
ULT	Compattr- Vec	BIOMASS	NC	BIOMASS	ULTRANAL	-
WATER	Compattr- Var	BIOMASS	NC	BIOMASS	PROXANAL	1

ตัวแปรประเภท ULT เป็นเวกเตอร์ที่กำหนดไว้สำหรับการวิเคราะห์ค่าองค์ประกอบขั้นสุดท้ายของชีวมวลผ่านคุณลักษณะแบบแยกธาตุ (ULTRANAL) ส่วนตัวแปร WATER เป็นตัวแปรที่สอดคล้องกับองค์ประกอบแรกของชีวมวลซึ่งเป็นค่าของความชื้นที่อยู่ในคุณลักษณะแบบประมาณ (PROXANAL)

ตารางที่ 16 การกำหนดตัวแปรขาออก (Export variables) สำหรับหน่วยคำนวณที่ 1

ชื่อตัวแปร (Variable Name)	ประเภท (Type)	หน่วย ปฏิบัติการ (Block)	ชนิดตัวแปร (Variable)	ไอดี 1 (ID 1)	ไอดี 2 (ID 2)
H2O	Block-Var	PYRO	MASS-YIELD	H2O	MIXED
ASH	Block-Var	PYRO	MASS-YIELD	ASH	NC
C	Block-Var	PYRO	MASS-YIELD	C	CISOLID
H2	Block-Var	PYRO	MASS-YIELD	H2	MIXED
N2	Block-Var	PYRO	MASS-YIELD	N2	MIXED
CL2	Block-Var	PYRO	MASS-YIELD	CL2	MIXED
S	Block-Var	PYRO	MASS-YIELD	S	MIXED
O2	Block-Var	PYRO	MASS-YIELD	O2	MIXED

คำสั่งฟอร์แทรน (Fortran statement) :

$$FACT = (100 - WATER) / 100$$

$$H2O = WATER / 100$$

$$ASH = ULT(1) / 100 * FACT$$

$$CARB = ULT(2) / 100 * FACT$$

$$H2 = ULT(3) / 100 * FACT$$

$$N2 = ULT(4) / 100 * FACT$$

$$CL2 = ULT(5) / 100 * FACT$$

$$SULF = ULT(6) / 100 * FACT$$

$$O2 = ULT(7) / 100 * FACT$$

โดยตัวแปร FACT คือ แฟกเตอร์ในการแปลงผลวิเคราะห์แบบแยกธาตุ

ตั้งค่าให้หน่วยคำนวณดำเนินการ (executed) ก่อนเข้าหน่วย

หน่วยคำนวณที่ 2 กำหนดเพื่อปรับอัตราการไหลของอากาศ ตารางที่ 17 แสดงค่าจำกัดความของตัวแปรในหน่วยคำนวณ

ตารางที่ 17 แสดงการใส่ค่าหน่วยคำนวณที่ 2

ชื่อตัวแปร (Variable Name)	ประเภทตัวแปร (Variable Classification)	ประเภท (Type)	สาย (Streams)	ประเภทสาย (Substream)	ตัวแปร (Variable)
BIOMASS	Import	Stream-Var	BIOMASS	NC	MASS-FLOW
AIR	Export	Stream-Var	AIR	MIXED	MASS-FLOW

คำสั่งฟอร์แทรน (Fortran statement)

$$\text{AIR} = 1.12 * \text{BIOMASS}$$

ตั้งค่าให้หน่วยคำนวณดำเนินการ (executed) ตอนเริ่มการจำลอง

หน่วยคำนวณที่ 3 ใช้กำหนดอัตราการไหลของไอน้ำ ตารางที่ 18 แสดงค่าจำกัดความของตัวแปรในหน่วยคำนวณ

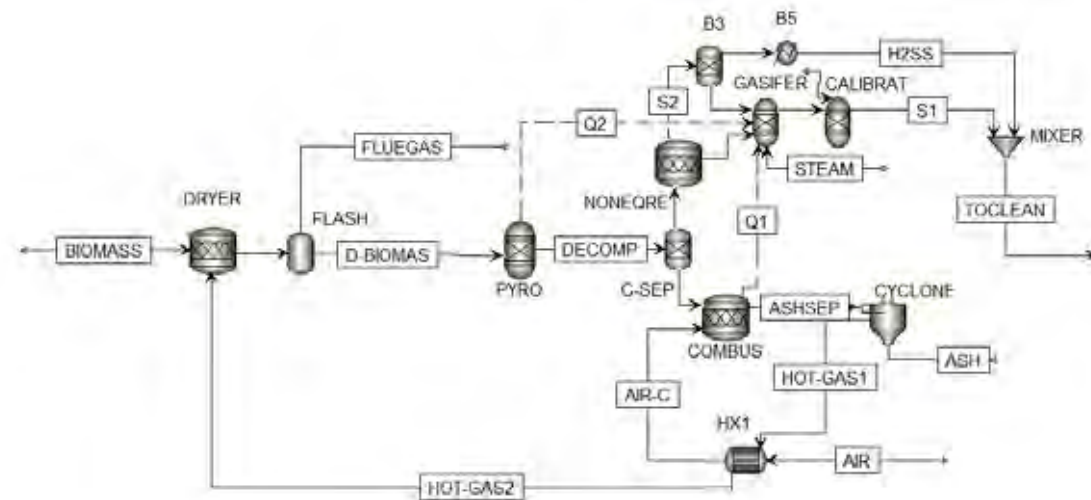
ตารางที่ 18 แสดงการใส่ค่าหน่วยคำนวณที่ 3

ชื่อตัวแปร (Variable Name)	ประเภทตัวแปร (Variable Classification)	ประเภท (Type)	สาย (Streams)	ประเภทสาย (Substream)	สาร (Component)
BIOMASS	Import	Stream-Var	BIOMASS	NC	-
AIR	Export	Mass-Flow	AIR	MIXED	H2O
STEAM	Export	Stream-Var	DECOMP	MIXED	-

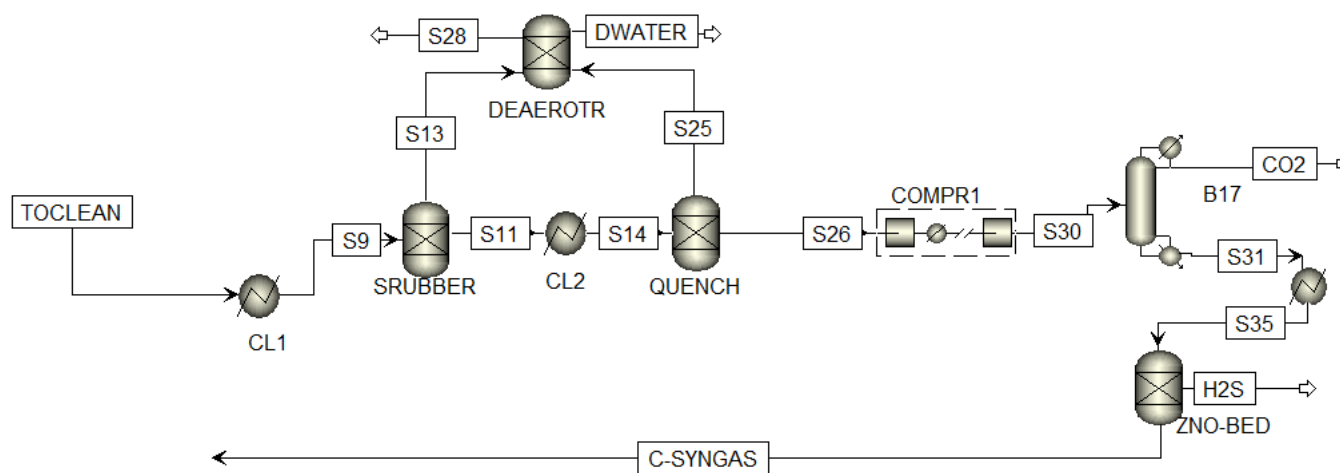
คำสั่งฟอร์แทรน (Fortran statement)

$$\text{STEAM} = 0.75 * (\text{BIOMASS} - \text{MOISTURE}) - \text{MOISTURE}$$

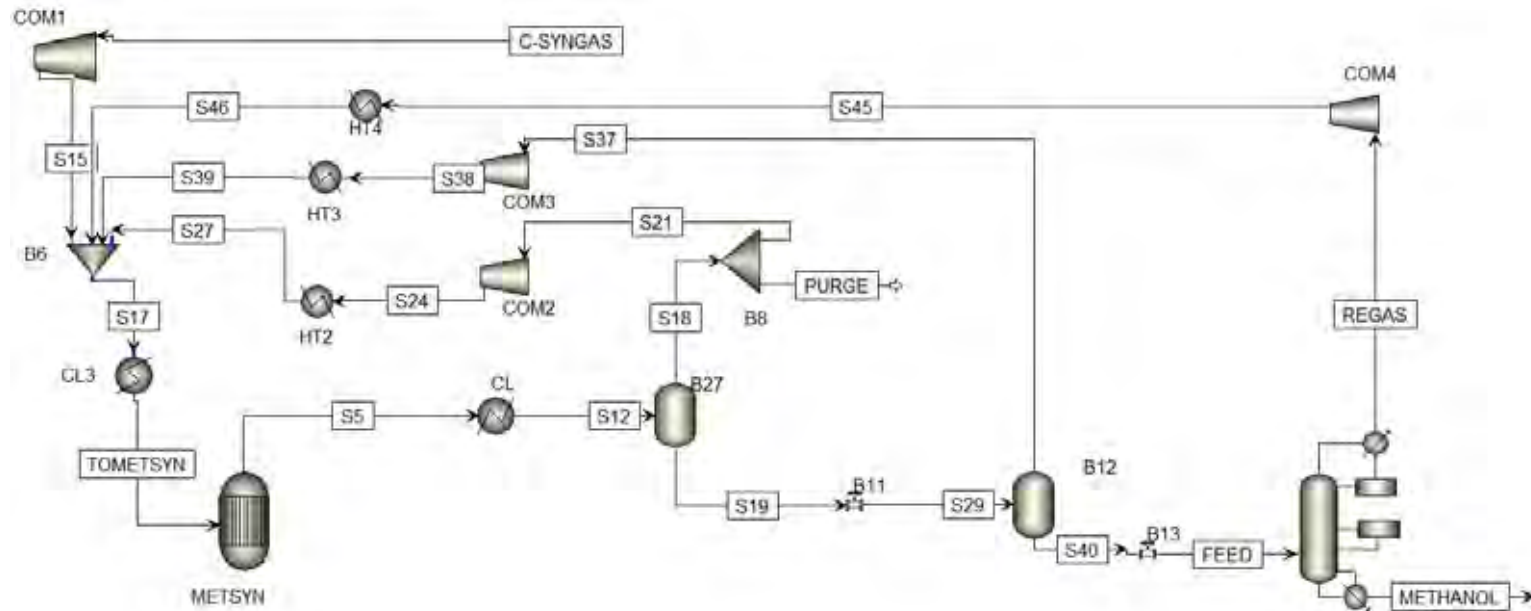
ภาคผนวก ข
แผนผังการไหล



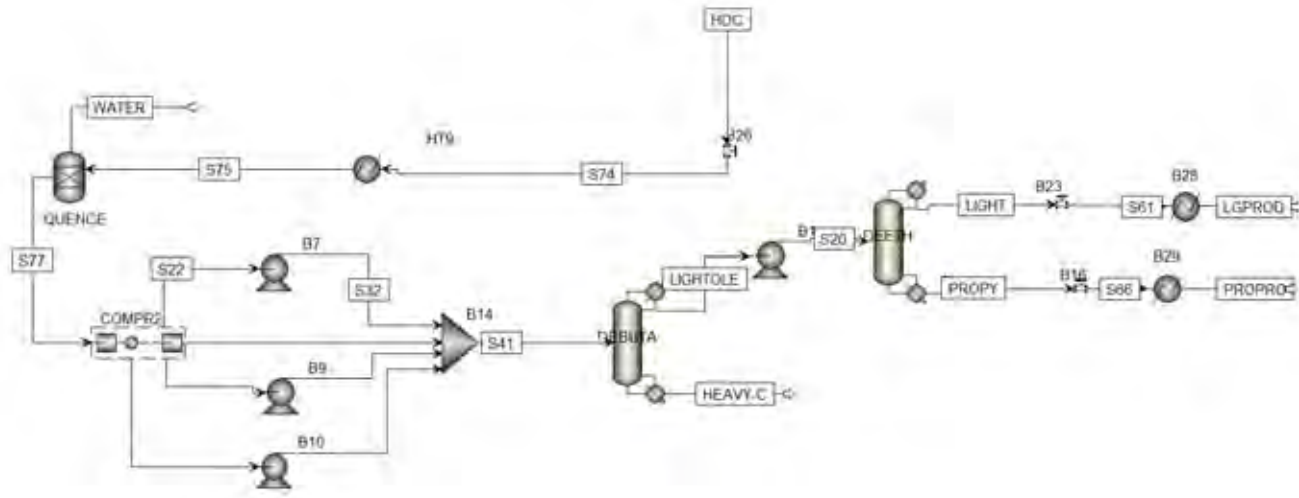
Component	Units	BIOMASS	FLUEGAS	D-BIOMAS	DECOMP	CHAR	S7	S2	S3	H2SS	STEAM	S1	ASHSEP	AIR	AIR-C	HOT-GAS1	HOT-GAS2	ASH	TOCLEAN
Temperature	C	25.00	113.28	113.28	113.28	113.28	113.28	117.44	117.44	850.07	450.00	850.05	905.00	25.00	450.00	905.00	549.02	905.00	850.05
Pressure	bar	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
Mass Vapor Fraction		0.00	1.00	0.00	0.50	0.00	0.55	0.55	0.55	1.00	1.00	1.00	0.99	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
H2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	48.26	0.00	48.26	48.00	48.00	0.00	0.00	51.91	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	51.91
O2	kmol/hr	0.00	5.01	0.00	20.65	0.00	20.65	20.65	20.65	0.00	0.00	0.00	5.01	16.30	16.30	5.01	5.01	0.00	0.00
N2	kmol/hr	0.00	61.34	0.00	0.11	0.00	0.11	0.03	0.00	0.03	0.00	1.51	61.34	61.34	61.34	61.34	61.34	0.00	1.54
H2O	kmol/hr	0.00	17.53	0.00	4.67	0.00	4.67	4.67	4.67	0.00	83.26	61.89	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	61.89
CO	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	24.32	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	24.32
CO2	kmol/hr	0.00	11.29	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	21.52	11.29	0.00	0.00	11.29	11.29	0.00	21.52
CH4	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	11.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	11.07
NH3	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.16	0.00	0.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.16
H2S	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01
Total mole flows	kmol/hr	0.00	95.17	0.00	73.72	0.00	73.72	73.55	73.32	0.23	83.26	172.21	77.64	77.64	77.64	77.64	77.64	0.00	172.44
BIOMASS	kg/hr	2000.00	0.00	1684.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ASH	kg/hr	0.00	0.00	0.00	18.56	18.56	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	18.56	0.00	0.00	0.00	0.00	18.56	0.00



Component	Units	TOCLEAN	S9	S11	S13	S25	S28	DWATER	S14	S26	S30	CO2	S31	S35	H2S	C-SYNGAS
Temperature	C	850.05	149.00	149.00	149.00	95.00	94.29	94.29	95.00	95.00	65.00	65.00	65.00	445.00	445.00	445.00
Pressure	bar	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	30.47	30.47	30.47	30.47	30.47	30.47
Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
H2	kmol/hr	51.91	51.91	51.91	0.00	0.00	0.00	0.00	51.91	51.91	51.91	0.00	51.91	51.91	0.00	51.91
N2	kmol/hr	1.54	1.54	1.54	0.00	0.00	0.00	0.00	1.54	1.54	1.54	0.00	1.54	1.54	0.00	1.54
H2O	kmol/hr	61.89	61.89	61.89	0.00	61.89	0.00	61.89	61.89	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kmol/hr	24.32	24.32	24.32	0.00	0.00	0.00	0.00	24.32	24.32	24.32	0.00	24.32	24.32	0.00	24.32
CO2	kmol/hr	21.52	21.52	21.52	0.00	0.00	0.00	0.00	21.52	21.52	21.52	20.42	1.10	1.10	0.00	1.10
CH4	kmol/hr	11.07	11.07	11.07	0.00	0.00	0.00	0.00	11.07	11.07	11.07	0.00	11.07	11.07	0.00	11.07
NH3	kmol/hr	0.16	0.16	0.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.16	0.16	0.16	0.16	0.00	0.00	0.00	0.00
H2S	kmol/hr	0.01	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total mole flows	kmol/hr	172.44	172.44	172.41	0.03	61.89	0.03	61.89	172.41	110.52	110.52	20.58	89.94	89.94	0.00	89.94



Component	Units	C-SYNGAS	S15	S17	TOMETSYN	S5	S12	S18	PURGE	S21	S24	S27	S19	S29	S37	S38	S39	S40	FEED	REGAS	S45	S46	METHANOL
Temperature	C	445.00	715.01	339.04	240.00	250.00	45.00	40.00	40.00	40.00	43.92	240.00	40.00	39.77	40.00	441.58	240.00	40.00	40.00	63.96	468.30	240.00	65.68
Pressure	bar	30.47	90.00	90.00	90.00	90.00	90.00	86.50	86.50	86.50	90.00	90.00	86.50	2.00	2.00	90.00	90.00	2.00	2.00	1.03	90.00	90.00	1.03
Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.84	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.04	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00
H2	kmol/hr	51.91	51.91	87.54	87.54	37.90	37.90	37.86	2.27	35.59	35.59	35.59	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmol/hr	1.54	1.54	25.80	25.80	25.80	25.80	25.74	1.54	24.19	24.19	24.19	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	kmol/hr	0.00	0.00	0.03	0.03	0.89	0.89	0.03	0.00	0.02	0.02	0.02	0.86	0.86	0.00	0.00	0.00	0.86	0.86	0.00	0.00	0.00	0.86
CO	kmol/hr	24.32	24.32	36.58	36.58	13.04	13.04	13.03	0.78	12.24	12.24	12.24	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	kmol/hr	1.10	1.10	5.04	5.04	4.18	4.18	4.02	0.24	3.78	3.78	3.78	0.17	0.17	0.13	0.13	0.13	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.00
CH4	kmol/hr	11.07	11.07	185.38	185.38	185.38	185.38	184.42	11.07	173.36	173.36	173.36	0.96	0.96	0.93	0.93	0.93	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.00
NH3	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH3OH	kmol/hr	0.00	0.00	3.87	3.87	28.27	28.27	2.77	0.17	2.60	2.60	2.60	25.50	25.50	0.24	0.24	0.24	25.26	25.26	1.03	1.03	1.03	24.23
Total mole flows	kmol/hr	89.94	89.94	344.24	344.24	295.46	295.46	267.86	16.07	251.79	251.79	251.79	27.59	27.59	1.42	1.42	1.42	26.17	26.17	1.09	1.09	1.09	25.08



Component	Units	HDC	S74	S75	WATER	S77	S41	LIGHTOLE	HEAVY-C	S20	LIGHT	S61	LGPROD	PROPY	S66	PROPRO
Temperature	C	525.34	515.55	82.22	82.22	82.22	49.29	53.19	165.15	54.49	-26.48	57.79	25.00	83.74	46.35	25.00
Pressure	bar	31.03	2.41	2.41	2.41	2.41	36.54	36.54	36.54	39.99	39.99	13.79	13.79	39.99	1.10	1.10
Vapor Fraction		1.00	1.00	0.47	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.31	1.00	0.00	0.88	1.00
H2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	kmol/hr	24.99	24.99	24.99	24.24	0.75	0.75	0.00	0.75	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	kmol/hr	0.05	0.05	0.05	0.00	0.05	0.05	0.05	0.00	0.05	0.05	0.05	0.05	0.00	0.00	0.00
CH4	kmol/hr	0.14	0.14	0.14	0.00	0.14	0.14	0.14	0.00	0.14	0.14	0.14	0.14	0.00	0.00	0.00
C2H4	kmol/hr	0.56	0.56	0.56	0.00	0.56	0.56	0.56	0.00	0.56	0.56	0.56	0.56	0.00	0.00	0.00
NH3	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1-HEP-01	kmol/hr	0.12	0.12	0.12	0.00	0.12	0.12	0.00	0.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROPY-01	kmol/hr	3.67	3.67	3.67	0.00	3.67	3.67	3.67	0.00	3.67	0.00	0.00	0.00	3.67	3.67	3.67
1-BUT-01	kmol/hr	1.54	1.54	1.54	0.00	1.54	1.54	0.00	1.54	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1-PEN-01	kmol/hr	0.73	0.73	0.73	0.00	0.73	0.73	0.00	0.73	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total mole flows	kmol/hr	32.00	32.00	32.00	24.24	7.76	7.76	4.42	3.35	4.42	0.75	0.75	0.75	3.67	3.67	3.67

ภาคผนวก ค
การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

ตารางที่ 19 ค่าอุปกรณ์ที่ใช้ในแบบจำลองการผลิตที่อุณหภูมิของแก๊สฟายเออร์เท่ากับ 950 องศาเซลเซียส

SECTION	BLOCK	TYPE	Bare Module Cost (USD)	Year Ref	Ref	Bare Module Cost (USD) in 2019
Handling	-	-	13,586,955.50	2015	Thesis	14,716,761.61
Gasification	-	-	10,697,325.07	2015	Thesis	11,586,847.61
Syngas cleaning	CL1	Heater	143,000.00	2019	Capcost calculated	143,000.00
	SRUBBER	Sep	58,000.00	2019	Capcost calculated	58,000.00
	CL2	Heater	143,000.00	2019	Capcost calculated	143,000.00
	QUENCH	Sep	58,000.00	2019	Capcost calculated	58,000.00
	DEAEROTR	Sep	58,000.00	2019	Capcost calculated	58,000.00
	COMPR1	Compressor	1,350,000.00	2019	Capcost calculated	1,350,000.00
	B17	Sep	58,000.00	2019	Capcost calculated	58,000.00
	ZNO-BED	Sep	58,000.00	2019	Capcost calculated	58,000.00
Methanol synthesis	COM1	Compressor	1,310,000.00	2019	Capcost calculated	1,310,000.00
	CL3	Heater	182,000.00	2019	Capcost calculated	182,000.00
	METSYN	REquil	779,843.13	2015	Thesis	844,690.00
	CL	Heater	190,000.00	2019	Capcost calculated	190,000.00
	B27	flash 2	396,000.00	2019	Capcost calculated	396,000.00
	COM2	Compressor	1,310,000.00	2019	Capcost calculated	1,310,000.00
	HT2	Heater	184,000.00	2019	Capcost calculated	184,000.00
	B12	flash 2	58,000.00	2019	Capcost calculated	58,000.00
	COM3	Compressor	1,310,000.00	2019	Capcost calculated	1,310,000.00
	HT3	Heater	143,000.00	2019	Capcost calculated	143,000.00
	B57	Radfrac	336,000.00	2019	Capcost calculated	336,000.00
	B57-cond	drum	43,000.00	2019	Capcost calculated	43,000.00
	B57-cond	condenser	143,000.00	2019	Capcost calculated	143,000.00
	B57-reboiler	reboiler	143,000.00	2019	Capcost calculated	143,000.00
	COM4	Compressor	1,310,000.00	2019	Capcost calculated	1,310,000.00
HT4	Heater	143,000.00	2019	Capcost calculated	143,000.00	

ตารางที่ 19 ค่าอุปกรณ์ของแบบจำลองที่ใช้ในการผลิตที่อุณหภูมิของแก๊สไฟเออร์เท่ากับ 950 องศาเซลเซียส (ต่อ)

SECTION	BLOCK	TYPE	Bare Module Cost (USD)	Year Ref.	Ref.	Bare Module Cost (USD) in 2019
Olefin synthesis	P-01	Pump	19,200.00	2019	Capcost calculated	19,200.00
	HT5	Heater	147,000.00	2019	Capcost calculated	147,000.00
	MET-DME	RStoic	103,349.71	2015	Thesis	111,943.62
	COM5	Compressor	1,310,000.00	2019	Capcost calculated	1,310,000.00
	HT6	Heater	158,000.00	2019	Capcost calculated	158,000.00
	DTO-01	RStoic	194,277.58	2015	Thesis	210,432.49
	H17	Heater	158,000.00	2019	Capcost calculated	158,000.00
	DTO2	RStoic	206,202.55	2015	Thesis	223,349.06
	H18	Heater	158,000.00	2019	Capcost calculated	158,000.00
	DTO3	RStoic	241,977.45	2015	Thesis	262,098.78
Product separation	HT9	Heater	143,000.00	2019	Capcost calculated	143,000.00
	QUENCE	Sep	58,000.00	2019	Capcost calculated	58,000.00
	COMPR2	Compressor	1,310,000.00	2019	Capcost calculated	1,310,000.00
	B7	Pump	25,800.00	2019	Capcost calculated	25,800.00
	B9	Pump	25,800.00	2019	Capcost calculated	25,800.00
	B10	Pump	25,800.00	2019	Capcost calculated	25,800.00
	DEBUTA	DSTWU	810,000.00	2019	Capcost calculated	810,000.00
	B1	Pump	26,500.00	2019	Capcost calculated	26,500.00
	DEETH	DSTWU	700,000.00	2019	Capcost calculated	700,000.00
	B28	Heater	148,000.00	2019	Capcost calculated	148,000.00
	B29	Heater	144,000.00	2019	Capcost calculated	144,000.00
Total bare module cost (USD)						42,450,223.17

ตารางที่ 20 การวิเคราะห์ผลทางเศรษฐศาสตร์ของแบบจำลองการผลิตที่อุณหภูมิของแก๊สไฟเออร์เท่ากับ 950 องศาเซลเซียส (ต่อ)

Year	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Fixed capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Annual Sales	64,910,717	64,910,717	64,910,717	64,910,717	64,910,717	64,910,717	64,910,717	64,910,717	64,910,717	64,910,717
COM	30,795,554	30,795,554	30,795,554	30,795,554	30,795,554	30,795,554	30,795,554	30,795,554	30,795,554	30,795,554
Catalyst	1,235,004	-	-	-	-	1,235,004	-	-	-	-
Annual Depreciation	5,254,525	4,729,072	4,256,165	3,830,548	3,447,494	3,102,744	2,792,470	2,513,223	2,261,901	2,035,710
Taxable income	27,625,634	29,386,091	29,858,998	30,284,614	30,667,669	29,777,414	31,322,693	31,601,940	31,853,262	32,079,452
Income tax	5,525,127	5,877,218	5,971,800	6,056,923	6,133,534	5,955,483	6,264,539	6,320,388	6,370,652	6,415,890
Cash flow after tax	27,355,032	28,237,945	28,143,363	28,058,240	27,981,629	26,924,676	27,850,624	27,794,775	27,744,510	27,699,272
Annual PV	14,372,957	13,993,737	13,154,318	12,369,282	11,634,528	10,558,883	10,301,350	9,696,480	9,128,927	8,596,125
Accumulate NPV	102,791,060	116,784,797	129,939,115	142,308,397	153,942,925	164,501,808	174,803,159	184,499,638	193,628,565	202,224,691