การผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและแก๊สไฮโดรเจนผ่านกระบวนการไฮโดรเทอร์มัลลิควิแฟกชันแบบบูรณาการของมูลไก่ไข่

น.ส.ณิรินทร์ญา กิตติ์จิรวิชญ์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2565
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Value-Added Chemicals and Hydrogen-Rich Gas Production from the Integrated Hydrothermal Liquefaction of Laying Hen Manure

Miss Nirinya Kitjirawich

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

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 2022

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและแก๊สไฮโดรเจนผ่านกระบวนการไฮโดรเทอร์มัลลิควิแฟกชันแบบบูรณาการของมูลไก่ไข่
โดย	น.ส.ณิรินทร์ญา กิตติ์จิรวิชญ์
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	รองศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อาภรณ์วิชานพ
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	อาจารย์ ดร.พฤทธิ์ ประเสริฐเจริญสุข

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

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

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ศาสตราจารย์ ดร.อนงค์นาฏ สมหวังธนโรจน์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(รองศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อาภรณ์วิชานพ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม
(อาจารย์ ดร.พฤทธิ์ ประเสริฐเจริญสุข)

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.ปารวี วาศน์อำนวย)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(รองศาสตราจารย์ ดร.ญาณีพร พัชรวรโชติ)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ณิรินทร์ญา กิตติ์จิรวิชญ์ : การผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและแก๊สไฮโดรเจนผ่านกระบวนการไฮโดรเทอร์มัลลิควิแฟกชันแบบบูรณาการของมูลไก่ไข่. (Value-Added Chemicals and Hydrogen-Rich Gas Production from the Integrated Hydrothermal Liquefaction of Laying Hen Manure) อ.ที่ปรึกษาหลัก : รศ. ดร. อมรชัย อาภรณ์วิชานพ, อ.ที่ปรึกษาร่วม : อ. ดร.พฤทธิ์ ประเสริฐเจริญสุข

ฟาร์มไก่ไข่เป็นหนึ่งในธุรกิจที่มีจำนวนมากที่สุดในประเทศไทยซึ่งทำให้มีศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพที่สูงเนื่องจากมูลไก่สามารถเก็บรวบรวมได้ง่ายและสามารถลำเลียงมูลไก่โดยใช้สายพานลำเลียงและไม่มีวัสดุรองพื้นมาเจือปนมากับมูล งานวิจัยนี้จึงมุ่งศึกษาการแปรรูปมูลไก่ไข่เป็นน้ำมันดิบชีวภาพ (Biocrude) ด้วยเทคโนโลยีที่เหมาะสมกับมูลที่มีความชื้นสูงอย่างเทคโนโลยี Hydrothermal liquefaction (HTL) และผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพจะถูกนำมาแปรรูปเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม ในส่วนของผลิตภัณฑ์ของเหลวที่เหลือ (HTL-AQ) จะถูกนำมาการปรับปรุงคุณภาพด้วย Wet Oxidation (WO) และแปรรูปเป็นแก๊สไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยี Aqueous Phase Reforming (APR) ผ่านการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen Plus และนำมาวิเคราะห์เพื่อหาสภาพวะที่เหมาะสมและการปรับปรุงคุณภาพของกระบวนการรวมถึงผลิตภัณฑ์และการลดการปลดปล่อยของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยจากผลการจำลองพบว่าที่การดำเนินการของการะบวนการ HTL ที่อุณหภูมิ 340^{o}C และความดัน 18 MPa มูลไก่ไข่ส่วนใหญ่จะเปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์สามชนิด ได้แก่ HTL-AQ ร้อยละ 67.21 โดยมวล biocrude ผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพ ร้อยละ 22.46 โดยมวล และก๊าซอื่นๆ ร้อยละ 10.33 โดยมวล นอกจากนี้ช่วงของอัตราส่วนการป้อนแก๊สไฮโดรเจนต่อผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพที่เหมาะสมของกระบวนการ hydrotreating จะอยู่ที่ 1:60 – 1:30 ส่วนอัตราส่วนการป้อน HTL-AQ ต่อแก๊สออกซิเจนที่เหมาะสมต่อกระบวนการ WO คือช่วง 1:9 ถึง 1:10 สำหรับกระบวนการ APR อุณหภูมิที่เหมาะสมคือ 270 °C ซึ่งเป็นอุณหภูมิเริ่มต้นที่ทำให้ผลิตภัณฑ์แก๊สไฮโดรเจนมีแนวโน้มสูงขึ้นและความดันที่เหมาะสมอยู่ที่ 15-20 bar ซึ่งทำให้ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนอยู่ที่ร้อยละ 64.89 โดยมวลและมีการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลง ร้อยละ 21.35 หลังจากปรับปรุงกระบวนการ

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี ลายมือชื่อนิสิต .....

ปีการศึกษา 2565 ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก .....

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม .....

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

6370107521 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORD: Hydrothermal liquefaction, Laying hen manure, Value-added chemicals, Aqueous phase reforming, Wet Oxidation, Wet biomass, Biocrude, CO2 reduction, hydrogen production

Nirinya Kitjirawich : Value-Added Chemicals and Hydrogen-Rich Gas Production from the Integrated Hydrothermal Liquefaction of Laying Hen Manure. Advisor: Assoc. Prof. AMORNCHAI ARPORNWICHANOP, Ph.D. Co-advisor: PHUET PRASERTCHAROENSUK, Ph.D.

A laying hen farm has a high potential for producing biogas in Thailand due to the ease of collecting manure via a conveyor without bedding materials included. This research aims to study the conversion of laying hen manure with a high moisture content biomass into biocrude via Hydrothermal Liquefaction (HTL). The biocrude can be further processed into value-added chemicals where the remaining HTL aqueous phase (HTL-AQ) is able to be treated via Wet Oxidation (WO) before converting to hydrogen via Aqueous Phase Reforming (APR). The proposed process was modeled using Aspen Plus to optimize the HTL integrated process, improve product quality and reduce CO_2 emissions. The simulation results showed that at the HTL operating conditions of 340°C and 18 MPa pressure, the majority of laying hen manure was converted into three main products: 67.21 wt.% of HTL-AQ, 22.46 wt.% of biocrude, and 10.33 wt.% of gases. Additionally, the suitable hydrogen gas-to-biocrude feeding ratio for hydrotreating was found to be in the range of 1:60 – 1:30, while the suitable HTL-AQ to oxygen gas ratio for WO was in the range of 1:9 to 1:10. As for the APR process, the temperature was found to be 270°C, which is the initial temperature that promotes higher hydrogen gas production, with a suitable pressure range of 15-20 bar, resulting in a hydrogen purity of 64.89 wt.% and reduced CO_2 emissions of 21.35% after optimization.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

Field of Study:	Chemical Engineering	Student's Signature .....
Academic Year:	2022	Advisor's Signature .....
		Co-advisor's Signature .....

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จสมบูรณ์ลุล่วงได้ด้วยดีเนื่องจากผู้วิจัยได้รับความอนุเคราะห์ เอาใจใส่และให้คำปรึกษาจาก รศ.ดร.อมรชัย อาภรณ์วิชานพ และ อ.ดร.พฤทธิ์ ประเสริฐเจริญสุข อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ที่ให้แนะนำตลอดจนแก้ไขปรับปรุงข้อบกพร่องต่างๆ อีกทั้งยังถ่ายทอดองค์ความรู้และแนวทางที่ถูกต้องในการศึกษาค้นคว้าและการวิเคราะห์ข้อมูลมาโดยตลอด

ขอขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร.ธวัชชัย ชรินพาณิชกุล (ประธานกรรมการสอบโครงร่างวิทยานิพนธ์) ศาสตราจารย์ ดร.อนงค์นาฏ สมหวังธนโรจน์ (ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์) รศ.ดร.ปารวี วาศน์อำนวย (กรรมการ) และ รศ.ดร.ญาณีพร พัชรวรโชติ (กรรมการ) ที่กรุณาให้คำแนะนำ ชี้แนะถึงข้อบกพร่องต่างๆและให้เกียรติเป็นกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ครั้งนี้

นอกจากนี้ขอขอบคุณมิตรภาพที่ดีจากสมาชิกในห้องปฏิบัติการงานวิจัย Control and Systems Engineering และเพื่อนๆปริญญาโทที่คอยให้ความช่วยเหลือ คำแนะนำในเชิงเทคนิคต่างๆ รวมถึงมิตรภาพที่อบอุ่นตลอดการศึกษาในรั้วจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ณิรินทร์ญา กิตติ์จิรวิชญ์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

สารบัญ

หน้า

..... ค

บทคัดย่อภาษาไทย ..... ค

..... ง

บทคัดย่อภาษาอังกฤษ ..... ง

กิตติกรรมประกาศ ..... จ

สารบัญ ..... ฉ

สารบัญตาราง ..... ฌ

สารบัญภาพ ..... ฎ

บทที่ 1 บทนำ 13

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของงานวิจัย 13

1.2 วัตถุประสงค์ 16

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย 17

บทที่ 2 ทฤษฎี 18

2.1 พลังงานทางเลือก 18

2.2 ภาพรวมของเส้นทางการแปลงชีวมวล (Biomass) ให้เป็นเชื้อเพลิงชีวภาพ (Biofuels) 18

2.4 การนำมูลไก่มาใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้น 25

2.5 กระบวนการรีฟอร์มิ่งในสภาวะที่มีตัวเร่งปฏิกิริยาของสารละลายในน้ำ (Aqueous Phase Reforming, APR) 27

บทที่ 3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 30

3.1 ศักยภาพของพลังงานชีวมวลในประเทศไทย 30

3.2 การเลือกใช้ชีวมวลของงานวิจัยนี้ 31

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

3.3 ศักยภาพของฟาร์มไก่ในประเทศไทย 34
3.4 การประยุกต์ใช้กระบวนการ HTL กับมูลไก่ 36
3.5 คุณลักษณะของผลิตภัณฑ์ของเหลวจากกระบวนการ HTL (HTL-AQ) 39
3.6 การปรับปรุงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ด้วย Wet Oxidation 41
3.7 การประยุกต์ใช้ผลิตภัณฑ์ HTL-AQ กับกระบวนการ APR 41
บทที่ 4 แบบจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและแก๊สไฮโดรเจนโดยใช้มูลไก่ไข่ที่บูรณาการร่วมกับ กระบวนการ hydrothermal liquefaction 43
4.1 เชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในกระบวนการ 43
4.2 วิธีการดำเนินงาน 43
4.3 การสร้างแบบจำลองกระบวนการบนโปรแกรม Aspen Plus V11 © 44
บทที่ 5 ผลการศึกษากระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและแก๊สไฮโดรเจนโดยใช้มูลไก่ไข่ที่บูรณาการร่วมกับกระบวนการ hydrothermal liquefaction 55
5.1 การศึกษาหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ Hydrotreating ของ HTL-biocrude จากมูลไก่ 55
5.2 การศึกษาหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ Wet oxidation 60
5.3 การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมต่อการดำเนินการของกระบวนการ APR 61
5.4 วิเคราะห์พลังงานที่ใช้ในกระบวนการของงานวิจัยทั้งก่อนและหลังปรับปรุงกระบวนการ 64
5.5 การเปรียบเทียบการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกซ์ของกระบวนการ 65
5.6 การเปรียบเทียบผลของอัตราการไหลเชิงมวลของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนที่ได้ 66
5.7 การเปรียบเทียบกระบวนการแปรรูปมูลไก่เป็นแก๊สชีวภาพด้วยวิธีทั่วไปกับกระบวนการแปรรูปมูลไก่ด้วยวิธีของงานวิจัยนี้ 66
5.8 การวิเคราะห์หาศักยภาพของการใช้ทรัพยากรด้านพลังงานอย่างคุ้มค่า (Exergy) 68
บทที่ 6 สรุปการวิจัย 75
6.1 สรุปการวิจัย 75
ภาคผนวก 81

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ก. การผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-biocrude 1

ภาคผนวก ข. ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2) 56

ภาคผนวก ค ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน.... 109

บรรณานุกรม..... 162

ประวัติผู้เขียน..... 171

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 1 สรุปคุณสมบัติของกระบวนการต่างๆที่ใช้ปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันดิบชีวภาพในด้านต่างๆ [18] 24

ตารางที่ 2 การเปรียบเทียบความแตกต่างระหว่างกระบวนแบบต่อเนื่องและไม่ต่อเนื่องของกระบวนการ HTL 25

ตารางที่ 3 ประโยชน์และข้อจำกัดของการใช้มูลไก่ไข่ 27

ตารางที่ 4 การผลิตและการใช้แก๊สชีวภาพเป็นพลังงานทดแทน 30

ตารางที่ 5 การผลิตและการใช้แก๊สชีวภาพเป็นพลังงานทดแทน (ต่อ) 31

ตารางที่ 6 องค์ประกอบของมูลไก่ (Proximate Analysis, Biochemical, และ Organic Elemental Composition) 32

ตารางที่ 7 คุณลักษณะของผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพ (HTL-Biocrude) และผลิตภัณฑ์ของเหลว (HTL-AQ) 34

ตารางที่ 8 คุณลักษณะของผลิตภัณฑ์แก๊สจาก HTL 34

ตารางที่ 9 ปริมาณมูลไก่โดยประมาณต่อปริมาณอาหารที่ไก่บริโภค 35

ตารางที่ 10 วิธีการเก็บรวบรวมมูลไก่ 36

ตารางที่ 11 ปริมาณความชื้น องค์ประกอบ ค่าความร้อน (HHV) ของน้ำมันดิบชีวภาพและน้ำมันดิบปิโตรเลียม 37

ตารางที่ 12 คุณสมบัติของน้ำมันดีเซล น้ำมันดิบชีวภาพผสมดีเซล และน้ำมันดิบชีวภาพ 38

ตารางที่ 13 สารประกอบอินทรีย์ของผลิตภัณฑ์ HTL 39

ตารางที่ 14 องค์ประกอบและสัดส่วนต่างๆของผลิตภัณฑ์จาก HTL 40

ตารางที่ 15 เงื่อนไขของปฏิกิริยา APR และ SR 42

ตารางที่ 16 ปฏิกิริยาในกระบวนการ hydrotreating 46

ตารางที่ 17 ค่าพารามิเตอร์ของการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-biocrude 47

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ตารางที่ 18 ผลการเปรียบเทียบระหว่างแบบจำลองกระบวนการและผลของการทดลองจากงานวิจัย Jessica Hoffmann และคณะ (Hydrotreating) [71] 48

ตารางที่ 19 ผลการเปรียบเทียบระหว่างแบบจำลองกระบวนการและผลของการทดลองจากงานวิจัย LJ Snowden-Swan et al., 2017 [77] 49

ตารางที่ 20 ปฏิกิริยาในกระบวนการ Wet oxidation 51

ตารางที่ 21 ปฏิกิริยาในกระบวนการ APR 52

ตารางที่ 22 ค่าพารามิเตอร์ของการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-AQ และการผลิตแก๊สไฮโดรเจน 53

ตารางที่ 23 เปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการและผลการทดลองของงานวิจัย 53

ตารางที่ 24 การเปรียบเทียบต่างกระบวนการแต่ใช้วัตถุดิบชนิดเดียวกัน 67

ตารางที่ 25 เปรียบเทียบผลการคำนวณของงานวิจัยอื่นกับผลจากการคำนวณตามงานวิจัยนี้ 70

ตารางที่ 26 ค่า Standard chemical exergy ของสารประกอบต่างๆในงานวิจัยนี้ 71

ตารางที่ 27 การคำนวณค่า Exergy destruction rate (Exd) และ exergy efficiency (ψ) ของหน่วยย่อยต่างๆในกระบวนการ 73

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

สารบัญภาพ

หน้า

รูปที่ 1. เส้นทางการแปรรูปเป็นชีวมวล 19

รูปที่ 2. การจำแนกประเภทของกระบวนการ Hydrothermal liquefaction (HTL)..... 21

รูปที่ 3. การเก็บมูลไก่ไข่ 26

รูปที่ 4. เส้นทางของปฏิกิริยา APR ของสารประกอบ Oxygenated hydrocarbon 29

รูปที่ 5. ผลผลิตน้ำมันดิบชีวภาพจากกระบวนการ HTL จากมูลสัตว์ต่างชนิดกัน 33

รูปที่ 6. ขนาดฟาร์มไก่ไข่ในประเทศไทย 34

รูปที่ 7. แบบจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-biocrude 44

รูปที่ 8. แบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากผลิตภัณฑ์ HTL-AQ 50

รูปที่ 9. ผลกระทบของอัตราส่วนการไหล ของ H_2/biocrude กับ value-added chemical products..... 55

รูปที่ 10. การปรับปรุงกระบวนการเพิ่มประสิทธิภาพการแยกของเหลวและแก๊สด้วยความดันต่ำ.... 57

รูปที่ 11. การปรับปรุงกระบวนการเพิ่มประสิทธิภาพการแยกของเหลวและแก๊สด้วยความดันต่ำและความดันสูง..... 58

รูปที่ 12. ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนของก่อนและหลังปรับปรุงกระบวนการ 58

รูปที่ 13. ผลของอัตราส่วน HTL-AQ/O_2 ต่อผลิตภัณฑ์ NH_3 และ CO_2 ที่ปล่อยออกมาจากกระบวนการ..... 60

รูปที่ 14. ผลของอุณหภูมิต่ออัตราการไหลเชิงโมลขององค์ประกอบต่างๆ 61

รูปที่ 15. ผลของความดันต่ออัตราการไหลเชิงโมลขององค์ประกอบต่างๆ 62

รูปที่ 16. ผลของอุณหภูมิต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ 63

รูปที่ 17. Process utility demand..... 64

รูปที่ 18. การเปรียบเทียบผลของอัตราการไหลเชิงมวลของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนที่ได้..... 66

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

บทที่ 1
บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของงานวิจัย

จากแผนพัฒนาพลังงานทางเลือกของกระทรวงพลังงาน ปี 2015-2036 โดยกระทรวงพลังงานมีแผนที่จะเพิ่มสัดส่วนของพลังงานหมุนเวียนจาก 11.9% ในปี 2015 เป็น 30% ในปี 2036 เนื่องจากตระหนักถึงผลกระทบที่เกิดขึ้นต่อโลก ได้แก่ สภาวะเรือนกระจกและสภาวะโลกร้อน ประเทศไทยจึงได้ส่งเสริมและสนับสนุนการพัฒนาในด้านพลังงานโดยเฉพาะในด้านพลังงานทดแทน [1] หนึ่งในพลังงานทดแทนที่น่าสนใจนั่นคือ ชีวมวล ชีวมวลเป็นอีกพลังงานทางเลือก ซึ่งมักจะเป็นวัสดุหรือวัตถุดิบจากพืชและสัตว์ทุกประเภทและสามารถเกิดขึ้นใหม่ได้ในเวลาอันสั้น นอกจากนี้ชีวมวลยังมีสารประกอบไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบหลัก ซึ่งสามารถนำมาต่อยอดเพื่อผลิตเป็นพลังงานและเชื้อเพลิงทดแทนได้ [2]

ตามข้อมูลของกระทรวงพลังงาน น้ำเสียและมูลจากฟาร์มไก่มีปริมาณและศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพสูงที่สุด [3] เนื่องจากมูลไก่สามารถเก็บรวบรวมได้ง่ายจากฟาร์มขนาดกลางและขนาดใหญ่ที่มีการเลี้ยงไก่แบบระบบปิด ซึ่งสามารถลำเลียงมูลไก่โดยใช้สายพานลำเลียงโดยที่ไม่มีวัสดุรองพื้นมาเจือปนกับมูล และโดยปกติแล้วมูลไก่มักจะถูกนำไปผลิตเป็นปุ๋ยหรือนำไปหมักเป็นก๊าซชีวภาพแบบไม่ใช่ออกซิเจน เรียกว่า anaerobic digestion [4] ปัญหาที่ตามมาคือกระบวนการการย่อยสลายเพื่อผลิตเป็นก๊าซชีวภาพของมูลจะใช้เวลานาน นั่นหมายความว่าของเสียจากฟาร์มไก่ประกอบด้วย มูลสัตว์ ปัสสาวะ และน้ำเสีย จะคงอยู่ในบริเวณนั้นเป็นเวลานาน ซึ่งของเสียเหล่านี้สามารถปล่อยกลิ่นที่ไม่พึงประสงค์และเกิดก๊าซพิษจากการหมัก ได้แก่ CO_2, NH_3, และ H_2S นอกจากนี้ยังเป็นแหล่งเพาะพันธุ์หนอน แมลงวัน ยุง และเชื้อโรค ซึ่งส่งผลกระทบโดยตรงต่อสุขภาพและสิ่งแวดล้อมในบริเวณนั้นๆ [5] มูลไก่ไข่เป็นชีวมวลที่มีความชื้นประมาณ 40–76% [6];[7];[8] ซึ่งถือว่าเป็นชีวมวลที่มีความชื้นสูงเมื่อเปรียบเทียบกับเชื้อเพลิงถ่านหินบิทูมินัสหรือเชื้อเพลิงฟอสซิลทั่วไปซึ่งมีความเชื้อไม่เกิน 17% [9] ดังนั้นผู้วิจัยจึงศึกษาเทคโนโลยีที่สามารถเปลี่ยนของเสียจากมูลไก่ไข่เหล่านี้ให้เป็นพลังงานได้ในเวลาอันสั้นและเหมาะสมกับมูลที่มีความชื้นสูง

กระบวนการเคมีความร้อน (Thermochemical process) เป็นอีกกระบวนการแปรรูปชีวมวลให้เป็นพลังงานด้วยความร้อนจนเกิดการเปลี่ยนแปลงทางเคมี กระบวนการไฮโดรเทอร์มอลเหลว (Hydrothermal liquefaction, HTL) หรือเรียกอีกอย่างว่า hydropyrolysis เป็นอีกหนึ่งกระบวนการเคมีทางความร้อนที่น่าสนใจและมีและมีความยืดหยุ่นต่อความชื้นของชีวมวลที่สูง [10] โดยเทคโนโลยีนี้มีศักยภาพในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพในระยะเวลาอันสั้น เหมาะกับชีวมวลที่มี

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ความชื้นสูงหรือมีความชื้นมากกว่า 30% เนื่องจากน้ำในชีวมวลจะถูกใช้เป็นสื่อกลางในการนำปฏิกิริยาในกระบวนการ HTL ดังนั้นจึงไม่มีความจำเป็นในการทำให้ชีวมวลแห้งก่อนนำไปใช้ [11] ชีวมวลที่มีความชื้นสูงนี้จะถูกแปรรูปเป็นสี่ผลิตภัณฑ์ ได้แก่ น้ำมันดิบชีวภาพ (HTL-Biocrude) ผลิตภัณฑ์ก๊าซ (HTL-Gases) กากของแข็งและผลิตภัณฑ์ของเหลวเหลือทิ้ง (Aqueous phase residue, HTL-AQ) ซึ่งกระบวนการการ HTL เหมาะสมสำหรับการนำมาพัฒนาการแปรรูปจากมูลสัตว์เป็นพลังงานด้วยเหตุผลสี่ประการ ประการแรก ช่วยให้สามารถแปรรูปชีวมวลที่มีความชื้นสูงได้โดยไม่ผ่านกระบวนการทำให้แห้ง ประการที่สอง สภาวะการทำงานของ HTL อยู่ที่อุณหภูมิและความดันสูงจึงสามารถทำลายเชื้อโรคในมูลสัตว์ได้ [12] ประการที่สาม หากปล่อยมูลทิ้งไว้สักพัก มูลจะมีความแข็งเนื่องจากน้ำในมูลถูกระเหยออกไปหมด โดยกระบวนการแปรรูปนี้จะเปลี่ยนมูลที่มีความแข็งให้เป็นผลิตภัณฑ์น้ำมันและก๊าซซึ่งสามารถแยกออกจากผลิตภัณฑ์ของเหลวเหลือทิ้งจากมูลได้ จึงช่วยลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมของชุมชนโดยรอบ [13] ประการที่สี่ เนื่องจากเป็นกระบวนการที่สามารถนำมาแปรรูปมูลสัตว์ได้ ซึ่งในปัจจุบัน การต่อยอดชีวมวลประเภทมูลสัตว์ยังไม่แพร่หลายมาก ดังนั้นการเปลี่ยนมูลสัตว์ให้เป็นเชื้อเพลิงชีวภาพจึงทำให้เพิ่มศักยภาพทางการค้าได้ [14]

อย่างไรก็ตาม ฟาร์มไก่ในประเทศไทยยังสามารถแบ่งได้หลายประเภท ประกอบด้วย ไก่ไข่และไก่เนื้อ ดังนั้นลักษณะของ HTL-Biocrude ที่ได้จากมูลของไก่ทั้งสองชนิดนี้จึงแตกต่างกัน โดยงานวิจัยของ Jianwen et al. [6] พบว่า ที่อุณหภูมิเดียวกัน ผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude จากมูลไก่ไข่มีค่าความร้อน (Heating value, HHV) สูงกว่ามูลของไก่เนื้อ ทั้งนี้เป็นเพราะมูลไก่ไข่มีองค์ประกอบของคาร์บอนที่สูงกว่าและมีปริมาณของออกซิเจนที่ต่ำกว่า นอกจากนี้กระบวนการ HTL จากมูลไก่ไข่ยังมีการปล่อยผลิตภัณฑ์ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่น้อยกว่ามูลของไก่เนื้อ ด้วยเหตุนี้มูลไก่ไข่จึงถูกนำมาใช้เป็นชีวมวลสำหรับการวิจัยครั้งนี้ สำหรับอัตราส่วนของผลิตภัณฑ์จากกระบวนการ HTL จากมูลไก่ไข่ประกอบด้วย น้ำมันดิบชีวภาพ 13.7-14%dw (ตามน้ำหนักแห้ง) ก๊าซชีวภาพ 6.3-8%dw กากของแข็ง 37-38%dw และ ของเหลวเหลือทิ้ง 41-43%dw จากนั้นจึงวิเคราะห์สารประกอบอินทรีย์ของผลิตภัณฑ์จาก HTL จากมูลไก่ไข่เพื่อปรับปรุงกระบวนการ โดยสารประกอบอินทรีย์ของ HTL-Biocrude ประกอบด้วย กรดและเอสเทอร์เป็นหลัก ตามด้วยแอลกอฮอล์และฟีนอล สารประกอบที่มีไนโตรเจน ไฮโดรคาร์บอน คีโตน และอัลดีไฮด์ ส่วนผลิตภัณฑ์ของเหลวเหลือทิ้ง (HTL-AQ) ประกอบด้วย สารประกอบที่มีไนโตรเจน คีโตนและอัลดีไฮด์ แอลกอฮอล์และฟีนอล สำหรับผลิตภัณฑ์ก๊าซ ประกอบด้วย ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ก๊าซมีเทนและก๊าซไฮโดรเจน ตามลำดับ [6] สำหรับผลิตภัณฑ์ของแข็ง มีส่วนประกอบของโลหะหนักทั้งแบบไม่เป็นอันตรายและเป็นอันตราย เช่น Zn Cu As Pb [15] ซึ่งส่วนผสมที่ซับซ้อนของผลิตภัณฑ์ของแข็งเกิดจากการถูกทำลายของไบโอโพลีเมอร์เชิงซ้อน (Complex biopolymers) ของสารชีวมวลภายใต้สภาวะ HTL ที่อุณหภูมิ 280-370 °C และความดัน 5-25 MPa [16]

สำหรับคุณสมบัติและองค์ประกอบของ biocrude ที่ได้จากมูลไก่ไข่กับน้ำมันดิบจากธรรมชาติยังมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ เช่น ปริมาณคาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน และไนโตรเจน ซึ่งส่งผลให้ค่าความร้อนและคุณภาพของน้ำมันดิบชีวภาพนั้นลดลง [17] ดังนั้น HTL-Biocrude จึงต้องนำไปอัพเกรดเพื่อปรับปรุงคุณสมบัติทั้งทางกายภาพและทางเคมี เช่น ความหนืด ความหนาแน่น องค์ประกอบทางเคมี ค่าความร้อน (HHV) เพื่อให้ได้ตามมาตรฐานของน้ำมันดิบ [18] อย่างไรก็ตาม องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude ยังประกอบไปด้วยสารเคมีที่มีมูลค่าสูงมากมาย เช่น ฟีนอล เบนซิน และกรดเฮกซาเดคาโนอิก ซึ่งสารเคมีเหล่านี้เป็นที่นิยมในการนำไปใช้สำหรับปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันดิบและอุตสาหกรรมอื่นๆหลายแหล่ง ดังนั้นการแยกสารเคมีเหล่านี้เพื่อนำไปต่อยอดในธุรกิจอื่นๆ ก็เป็นอีกหนทางหนึ่งที่สามารถเพิ่มมูลค่าให้กับผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude จากมูลไก่ไข่ได้ [19] อย่างไรก็ตาม สารเคมีเหล่านี้ยังมีปริมาณที่ยังไม่มากพอในการนำไปเพิ่มมูลค่าได้ หากผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude ยังไม่ผ่านการปรับปรุงคุณภาพ โดยการลดองค์ประกอบของไฮโดรเจนและออกซิเจน เนื่องจากเป็นสาเหตุหลักที่ทำให้ค่าความร้อนลดลง [20] กระบวนการไฮโดรจิเนชัน (Hydrogenation) มักถูกใช้ในอุตสาหกรรมการกลั่นปิโตรเลียม (Petroleum refining) เพื่อเพิ่มความอิ่มตัวของไฮโดรคาร์บอนและขจัดปริมาณกำมะถัน ไนโตรเจน และออกซิเจนในน้ำมันดิบ นอกจากนี้กระบวนการไฮโดรจิเนชันยังช่วยป้องกันการเสื่อมสภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการต่อไป สามารถลดการเกิดโค้กและปรับปรุงคุณสมบัติของเชื้อเพลิงได้ [21]

ต่อมาจึงวิเคราะห์สัดส่วนของผลิตภัณฑ์ HTL พบว่า ผลิตภัณฑ์ของเหลวเหลือทิ้ง (HTL-AQ) เป็นผลิตภัณฑ์ที่มีสัดส่วนมากที่สุด โดยผลิตภัณฑ์นี้มีองค์ประกอบหลักคือ สารประกอบที่มีไนโตรเจนแบบอะโรเมติก (N-containing aromatic compound) ซึ่งเกิดจากขั้นตอนการแยกกรดอะมิโนออกจากโปรตีนในชีวมวล [22] โดยทั่วไปผลิตภัณฑ์ HTL-AQ จะถูกนำมาปล่อยทิ้งในรูปของน้ำเสีย (ที่ต้องผ่านการบำบัด) หรือ นำไปหมักแบบไร้ออกซิเจนเพื่อใช้เป็นปุ๋ย นอกจากนี้ HTL-AQ ยังสามารถนำมาหมุนเวียนกลับเข้าสู่กระบวนการ HTL เพื่อเพิ่มผลผลิตให้กับน้ำมันดิบชีวภาพได้ หรือสำหรับบางงานวิจัยที่ใช้สาหร่ายเป็นชีวมวลตั้งต้น ในการผลิตน้ำมันดิบชีวภาพ ก็สามารถนำ HTL-AQ มาใช้ในการเพาะเลี้ยงสาหร่ายได้ [23] อย่างไรก็ตาม ปริมาณของสารประกอบไนโตรเจนยังอยู่ในระดับต่ำเมื่อเทียบกับปริมาณไฮโดรคาร์บอน ดังนั้นจึงมีศักยภาพที่เพียงพอต่อการนำไปต่อยอดได้ หากสามารถแตกตัวสารไนโตรเจนออกจากสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่เกาะกันอยู่แบบอะโรเมติกให้ออกจากกันได้ โดยกระบวนการที่ช่วยให้สารประกอบไนโตรเจนแตกตัวก็คือ กระบวนการออกซิเดชันแบบเปียกหรือ Wet oxidation (WO) เป็นการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-AQ ก่อนเข้าสู่กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน กระบวนการ WO เป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นในสถานะของเหลวและเกิดปฏิกิริยาระหว่างสารประกอบอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนหรือสารปนเปื้อนใน HTL-AQ และสารละลายออกซิเจน (Dissolved oxygen) แบบไม่ใช้ตัวเร่ง โดยทั่วไปออกซิเจนที่ละลายน้ำจะถูกจ่ายด้วยอากาศหรือก๊าซ

ออกซิเจนบริสุทธิ์ที่มีแรงดัน ปฏิกิริยาออกซิเดชันเกิดขึ้นที่อุณหภูมิที่สูงกว่าจุดเดือดของน้ำ (100 °C) แต่ต่ำกว่าจุดวิกฤต (374 °C) ซึ่งภายใต้สภาวะนี้จะทำให้เกิดการสลายตัวของสารประกอบอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนได้ [24] NH_4^+ NH_3 และสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจน (Oxygenated hydrocarbon) จะเป็นผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นและไม่ถูกออกซิไดซ์จากการสลายตัวของสารประกอบที่มีไนโตรเจนแบบอะโรเมติก [23]

จากนั้นผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ที่ผ่านการปรับปรุงคุณภาพแล้วจะถูกป้อนเข้าสู่กระบวนการ Aqueous phase reforming (APR) ซึ่งเป็นกระบวนการผลิตไฮโดนเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงในเฟสของน้ำ โดยสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจน (Oxygenated hydrocarbon) จะละลายในน้ำและทำปฏิกิริยากับโมเลกุลของน้ำภายใต้อุณหภูมิปานกลางและความดันสูง ข้อได้เปรียบของ APR เมื่อเปรียบเทียบกับปฏิกิริยารีฟอร์มมิงในเฟสของแก๊ส ได้แก่ พลังงานที่ป้อนเข้าน้อยลง เนื่องจากไม่จำเป็นต้องทำให้สารตั้งต้นกลายเป็นไอ และยังมีการผลิต CO_2 ที่ต่ำกว่า [25] นอกจากนี้ในสภาวะของปฏิกิริยา APR ยังเอื้อต่อปฏิกิริยา water-gas shift ซึ่งทำให้สามารถลดการเกิดผลิตภัณฑ์ CO และสามารถผลิตไฮโดรเจนได้ในขั้นตอนเดียว [26]

งานวิจัยนี้ศึกษาและวิเคราะห์แบบจำลองการผลิตน้ำมันดิบชีวภาพโดยใช้ชีวมวลเป็นมูลไก่ไข่ด้วยเทคโนโลยีไฮโดรเทอร์มอลเหลว (Hydrothermal liquefaction, HTL) ผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบนี้จะถูกนำไปปรับปรุงไปเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม ส่วนผลิตภัณฑ์ของเหลวที่ถูกแยกออกจากผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบจะถูกนำไปปรับปรุงคุณภาพเพื่อผลิตเป็นแก๊สไฮโดรเจนเพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการด้วยเทคโนโลยี APR ซึ่งงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ที่จะศึกษา

1.2 วัตถุประสงค์

1.2.1 เพื่อปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันดิบจากมูลไก่ไข่จากกระบวนการ HTL โดยใช้ไฮโดรเจนร่วม (Hydrotreating)

1.2.2 เพื่อปรับปรุงกระบวนการแปรรูปน้ำมันดิบชีวภาพไปเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม ได้แก่ phenol benzene hexadecane cyclohexane และ cyclohexanone

1.2.3 เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมต่อการดำเนินการของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ (Hydrotreating) ของน้ำมันดิบจากมูลไก่ไข่

1.2.4 เพื่อปรับปรุงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ของเหลวจากกระบวนการ HTL เพื่อนำมาผลิตแก๊สไฮโดรเจนและนำกลับมาใช้ในกระบวนการด้วยเทคโนโลยี APR

1.2.5 เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมต่อการดำเนินการของกระบวนการ APR

1.2.6 เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมต่อการดำเนินการของกระบวนการ Wet oxidation

1.2.7 เพื่อวิเคราะห์พลังงานที่ใช้ระหว่างกระบวนการในงานวิจัยกับกระบวนการทั่วไปที่ใช้ในการกำจัดมูลไก่

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

1.2.8 เพื่อวิเคราะห์พลังงานเอ็กเซอร์จีของกระบวนการในงานวิจัยกับกระบวนการทั่วไปที่ใช้ในการกำจัดมูลไก่

1.2.9 เพื่อประเมินการปลดปล่อยของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการในงานวิจัยกับกระบวนการทั่วไปที่ใช้ในการกำจัดมูลไก่

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1.3.1 ศึกษาและปรับปรุงการแปรรูปมูลไก่ให้เป็นน้ำมันดิบชีวภาพด้วยเทคโนโลยี HTL และการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันดิบชีวภาพ โดยอ้างอิงจากงานวิจัย [6]

1.3.2 ศึกษาและปรับปรุงการแปรรูปผลิตภัณฑ์ของเหลวจากเทคโนโลยี HTL ให้เป็นแก๊สไฮโดรเจนเพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการด้วยเทคโนโลยี APR

1.3.3 เปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับการทดลองและงานวิจัยอื่นๆ ในด้านพลังงาน และการปลอดปล่อยของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

บทที่ 2
ทฤษฎี

2.1 พลังงานทางเลือก

ปัจจุบันมีการนำพลังงานทางเลือกมาทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิล เช่น การใช้ถ่านหิน ปิโตรเลียม และ แก๊สธรรมชาติ เนื่องจากเชื้อเพลิงดังกล่าวมีการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาในปริมาณมากเป็นพลังงานที่ใช้แล้วหมดไป ทำให้เกิดภาวะเรือนกระจกและปัญหาโลกร้อน ซึ่งโดยทั่วไปพลังงานทางเลือกจะหมายถึงพลังงานที่เกิดขึ้นตามธรรมชาติและสามารถนำกลับมาใช้ได้อย่างไม่มีที่สิ้นสุด ได้แก่ พลังงานแสงอาทิตย์ พลังงานน้ำ พลังงานลม พลังงานความร้อนใต้พิภพ และพลังงานชีวมวล โดยพลังงานเหล่านี้คือแหล่งพลังงานที่มีศักยภาพสูง อีกทั้งสามารถแก้ปัญหาการขาดแคลนพลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพและลดปัญหามลพิษ [27]

2.1.1 พลังงานชีวมวล

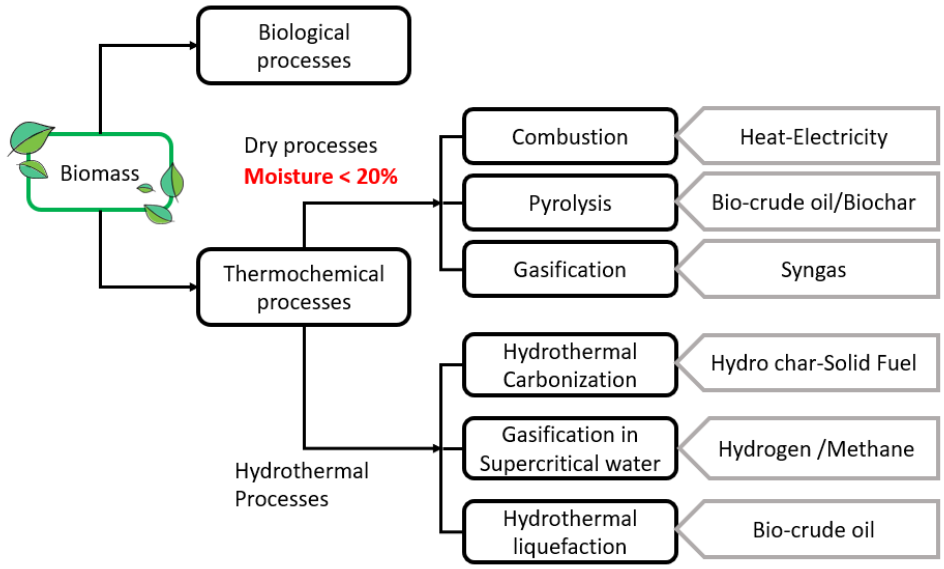
พลังงานชีวมวลเป็นพลังงานที่มาจากสิ่งมีชีวิตที่มาจากพืชหรือสัตว์และเป็นแหล่งพลังงานที่หลายๆประเทศให้ความสำคัญ โดยเฉพาะอย่างยิ่งสำหรับการขนส่งปละการผลิตไฟฟ้า เนื่องจากพลังงานชีวมวลมีการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศได้น้อยกว่าการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลในอดีต [28] สำหรับประเทศไทย พลังงานชีวมวลมักมาจากวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร ได้แก่ ต้นไม้ ฟางข้าว ชานอ้อย กากมันสำปะหลัง ซังข้าวโพด แกลบและมูลสัตว์ [3] ซึ่งชีวมวลเหล่านี้สามารถนำมาแปรรูปเพื่อผลิตพลังงานได้จากสองกระบวนการ 1) กระบวนการชีวภาพ (Biological conversion) เช่น การหมักของเสียในสภาวะไร้อากาศเพื่อทำให้เกิดการย่อยสลายกลายเป็นแก๊สชีวภาพ 2) กระบวนการใช้ความร้อนทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงทางโครงสร้างเคมีเพื่อเปลี่ยนชีวมวลให้เป็นเชื้อเพลิง (Thermochemical conversion) [27]

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

2.2 ภาพรวมของเส้นทางการแปลงชีวมวล (Biomass) ให้เป็นเชื้อเพลิงชีวภาพ (Biofuels)

ชีวมวลสามารถนำมาแปรรูปให้เป็นเชื้อเพลิงชีวภาพและวัตถุดิบทางเคมีได้ด้วยกระบวนการชีวภาพหรือกระบวนการใช้ความร้อนทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงทางโครงสร้างเคมี แสดงดังรูปที่ 1. ในการแปรรูปจากชีวมวลทางกระบวนการชีวภาพจะใช้ แบคทีเรีย จุลินทรีย์ และเอนไซม์ เพื่อย่อยสลายมวลชีวภาพให้เป็นผลิตภัณฑ์แก๊สชีวภาพหรือเชื้อเพลิงของเหลว เช่นผลิตภัณฑ์แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแอมโมเนีย ซึ่งกระบวนการชีวภาพที่มักใช้กันอย่างแพร่หลายคือ การย่อยและการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic digestion) [8] สำหรับเส้นทางนี้ ชีวมวลจะถูกย่อย

สลายจากการหมักในสภาวะที่ขาดออกซิเจนเพื่อผลิตแก๊สชีวภาพ ซึ่งปัญหาที่พบคือระยะเวลาในการเริ่มเกิดกระบวนการย่อยสลายและเกิดเป็นแก๊สชีวภาพจะต้องใช้เวลาประมาณ 60-80 วัน ในกรณีที่ใช้มูลสัตว์เป็นชีวมวล [7] ดังนั้นของเสียเหล่านี้จึงสามารถปล่อยกลิ่นที่ไม่พึงประสงค์และแก๊สพิษที่เกิดขึ้นในระหว่างการหมัก ได้แก่ CO_2 NH_3 และ H_2S นอกจากนี้ยังเป็นแหล่งเพาะพันธุ์ของเชื้อโรค หนอน แมลงวันและยุง ซึ่งส่งผลกระทบต่อสุขภาพของคนในชุมชนและสิ่งแวดล้อมในบริเวณเหล่านี้ [5]



รูปที่ 1. เส้นทางการแปรรูปเป็นชีวมวล

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

กระบวนการใช้ความร้อนทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงทางโครงสร้างเคมีเป็นเทคโนโลยีที่จะเปลี่ยนชีวมวลหรือขยะอินทรีย์ให้อยู่ในรูปของพลังงานที่อุณหภูมิสูง ได้แก่ ความร้อน ไฟฟ้า แก๊สสังเคราะห์ (syngas) และเชื้อเพลิงชีวภาพ [28] ซึ่งมีกระบวนการสองประเภท 1) กระบวนการแบบแห้ง (Dry processes) 2) กระบวนการไฮโดรเทอร์มอล (Hydrothermal processes)

2.2.1 กระบวนการแห้ง (Dry processes)

(1) การเผาไหม้ (Combustion)

การเผาไหม้เป็นปฏิกิริยาเคมีแบบคายความร้อนที่เกิดขึ้นเมื่อชีวมวลทำปฏิกิริยากับออกซิเจนโดยชีว-มวลจะเกิดปฏิกิริยาระหว่างไฮโดรคาร์บอนและออกซิเจนและจะได้ผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และความร้อน [9]

(2) ไพโรไลซิส (Pyrolysis)

ชีวมวลจะถูกสลายด้วยความร้อนในสภาวะที่ไม่มีออกซิเจนภายใต้อุณหภูมิสูงส่งผลให้โครงสร้างที่ซับซ้อนแตกออกเป็นโมเลกุลขนาดเล็กที่อุณหภูมิ 400-500 °C [28] ผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นประกอบด้วยของแข็ง (ถ่าน) เชื้อเพลิงเหลว (น้ำมันชีวภาพ) และแก๊ส (เช่น CO, CO_2, H_2, CH_4, C_2H_6)

(3) การแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification)

สารประกอบคาร์บอนในชีวมวลบางส่วนจะถูกออกซิไดซ์และกลายเป็นผลิตภัณฑ์แก๊สด้วยตัวทำปฏิกิริยา (Gasifying Agent) ได้แก่ อากาศ ไอน้ำ และออกซิเจน [29]กระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊สของสารอินทรีย์จะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิ 800-900 °C และมีการฉีดออกซิเจนหรือไอน้ำเข้าไปเพื่อให้เกิดผลิตภัณฑ์แก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์และแก๊สไฮโดรเจนเรียกว่าแก๊สสังเคราะห์ (Synthesis gas, Syngas) [28]

2.2.2 กระบวนการไฮโดรเทอร์มอล (Hydrothermal processes)

Chulalongkorn University

กระบวนการไฮโดรเทอร์มอลคือการเปลี่ยนชีวมวลให้เป็นกลายเป็นพลังงาน ข้อได้เปรียบของกระบวนการนี้เมื่อเทียบกับเทคโนโลยีอื่นๆ คือ ความยืดหยุ่นในการใช้ชีวมวลที่มีความชื้นต่ำไปจนถึงชีวมวลที่มีความชื้นสูงโดยไม่จำเป็นต้องผ่านกระบวนการทำให้แห้ง (Drying treatment) เนื่องจากกระบวนการนี้ใช้น้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา ดังนั้นจึงเหมาะกับชีวมวลที่มีความชื้นตั้งแต่ 30% ขึ้นไป [30] ซึ่งกระบวนการไฮโดรเทอร์มอลยังมีขั้นตอนการเปลี่ยนชีวมวลให้เป็นพลังงานที่แตกต่างกัน ได้แก่

(1) Hydrothermal carbonization (HTC)

กระบวนการแปรสภาพด้วยความร้อนเพื่อเปลี่ยนชีวมวลเปียกให้เป็นไฮโดรชาร์ (Hydrochar) ซึ่งไฮโดรชาร์เป็นผลิตภัณฑ์ของแข็งที่มีตวามสามารถในการผลิตเชื้อเพลิงของแข็ง, ผลิตภัณฑ์ที่เป็น

คาร์บอน นอกจากนี้ยังสามารถฟื้นฟูดินและบำบัดน้ำเสียได้ เนื่องจากสารประกอบคาร์บอน (Activated carbon) ในไฮโดรชาร์ สามารถดักจับของเสียหรือสารแปลกปลอมในน้ำเสียได้ [31]

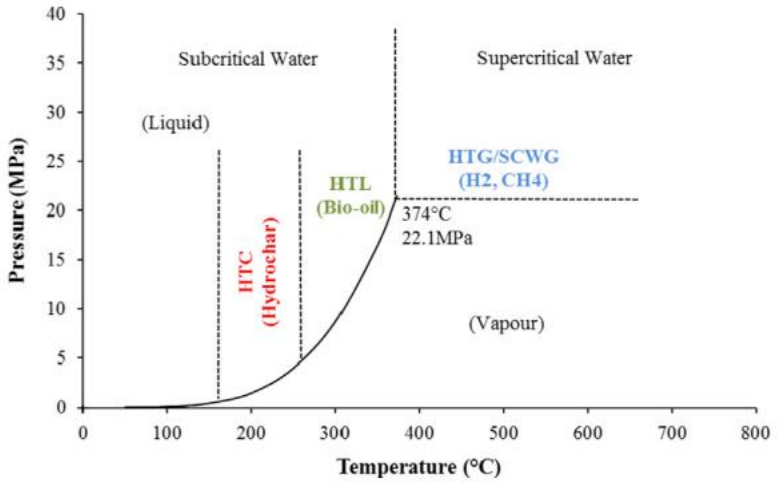
(2) Supercritical water gasification (SCWG)

กระบวนการเปลี่ยนชีวมวลเปียกให้กลายเป็นผลิตภัณฑ์แก๊ส เช่น แก๊สไฮโดรเจน โดยกระบวนการนี้จะดำเนินการที่สภาวะวิกฤตยิ่งยวด (Supercritical state) ของน้ำและเหนือจุดวิกฤต (Critical point) [11]

(3) Hydrothermal liquefaction (HTL)

กระบวนการเปลี่ยนชีวมวลเปียกให้กลายเป็นเชื้อเพลิงเหลวความหนาแน่นสูงภายใต้สภาวะที่ต่ำกว่าจุดวิกฤตยิ่งยวด โดย HTL จะดำเนินการที่อุณหภูมิต่ำกว่าไพโรไลซิสและน้ำจะทำหน้าที่เป็นทั้งสารตั้งต้นและตัวเร่งปฏิกิริยาในการผลิตน้ำมันดิบชีวภาพ (Biocrude) ผลิตภัณฑ์แก๊สและของแข็ง [30]

2.3 เส้นทางของกระบวนการ Hydrothermal liquefaction (HTL)



รูปที่ 2. การจำแนกประเภทของกระบวนการ Hydrothermal liquefaction (HTL)

กระบวนการ Hydrothermal liquefaction (HTL) เป็นเทคโนโลยีการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนที่มีศักยภาพสูงและใช้เวลาดำเนินการที่สั้น ผลิตภัณฑ์หลักที่ได้คือน้ำมันดิบชีวภาพ แก๊สและของแข็ง นอกจากนี้ยังมีความยืดหยุ่นสูงในเรื่องของการเลือกใช้วัตถุดิบตั้งต้นหรือชีวมวลเพราะสามารถแปรรูปชีวมวลแบบเปียกหรือแห้งได้ เนื่องจากกระบวนการนี้ใช้น้ำเป็นตัวกลางในการเกิดปฏิกิริยา ดังนั้นจึงไม่มีความจำเป็นที่ชีวมวลจะต้องถูกทำให้แห้งก่อนซึ่งต่างกับเทคโนโลยีการแปร

รูปชีวมวลให้เป็นพลังงานแบบอื่นๆ [32] โดยการแปรรูปชีวมวลของกระบวนการนี้จะต้องถูกดำเนินการที่อุณหภูมิ 280-370 °C และความดัน 5-25 MPa ในสภาวะน้ำใต้วิกฤต (Subcritical water) แสดงดังรูปที่ 2. ซึ่งภายใต้เงื่อนไขเหล่านี้ น้ำยังคงอยู่ในสถานะของเหลวและยังเกิดการย่อยสลาย การแตกตัวของพอลิเมอร์และการควบแน่นของโมเลกุลเคมีขนาดใหญ่ในชีวมวลจึงส่งผลให้เกิดผลิตภัณฑ์ของแก๊ส ของเหลวและของแข็ง [30]

นอกจากนี้ กระบวนการ HTL สามารถใช้หรือไม่ใช้ร่วมกับตัวเร่งปฏิกิริยาก็ได้ แต่มีหลายงานวิจัยที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาอัลคาไลซึ่งเป็นตัวเร่งที่เป็นเบสในการเร่งการก่อตัวของ aromatic oils ซึ่งตัวเร่งชนิดนี้ทำได้ดีกว่าตัวเร่งประเภทกรด [33] สำหรับกระบวนการที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาสามารถเพิ่มประสิทธิการสลายตัวได้โดยการเพิ่มระยะเวลาในการดำเนินการเพื่อสลายโครงสร้างพอลิเมอร์ของชีวมวลอินทรีย์ [16];[34]

2.3.1 กลไกของกระบวนการ Hydrothermal liquefaction (HTL)

กลไกการเกิดปฏิกิริยาของ HTL ส่วนใหญ่ยังไม่ชัดเจนเนื่องจากความซับซ้อนของวัตถุดิบตั้งต้นหรือชีวมวลและปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นระหว่างสารตั้งต้นต่างๆ [35] กลไกของปฏิกิริยาต่างๆ ประกอบด้วยสามขั้นตอนหลัก ได้แก่ 1) การแตกตัวของพอลิเมอร์ (Depolymerization) 2) การสลายตัว (Decomposition) 3) การก่อตัวกันใหม่ของสารประกอบ (Recombination)

สำหรับขั้นตอนแรกจะเกิดการแตกตัวของพอลิเมอร์ของชีวมวลเป็นการสลายโมเลกุลขนาดใหญ่ผ่านคุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมี โดยอุณหภูมิและความดันเป็นตัวแปรสำคัญในการเปลี่ยนหรือแปรรูปโครงสร้างพอลิเมอร์สายยาวซึ่งประกอบไปด้วย ไฮโดรเจน ออกซิเจน และคาร์บอนให้เป็นไฮโดรคาร์บอนที่มีสายที่สั้นกว่า [36] จากนั้นไฮโดรคาร์บอนสายสั้นเหล่านี้จะถูกนำกลับมาใช้ใหม่โดยการทำปฏิกิริยากับน้ำเพื่อให้เกิดเป็นพลังงานต่างๆ สำหรับขั้นตอนที่สอง โมโนเมอร์ชีวมวลจะสลายตัวโดยการแยกและสูญเสียโมเลกุลของน้ำ (Dehydration) และเกิดการสูญเสียโมเลกุลของคาร์บอนไดออกไซด์ (Decarboxylation) และปริมาณของกรดอะมิโนถูกกำจัดออก (Deamination) [37] ส่วนโมเลกุลขนาดใหญ่จะถูกน้ำเข้าไปสลายพันธะ (Hydrolysis) จึงทำให้สารโมเลกุลใหญ่แตกตัวเป็นสารที่มีโมเลกุลเล็กลงเป็นโอลิโกเมอร์ (oligomers) และโมโนเมอร์ (monomer) [38] ส่วนอุณหภูมิและความดันที่สูงของน้ำจะช่วยสลายโครงสร้างของพันธะไฮโดรเจนของสารกลุ่มเซลลูโลสทำให้เกิดการก่อตัวของกลูโคสและโมโนเมอร์เช่นกัน สำหรับขั้นตอนที่สามคือการก่อตัวกันใหม่ของสารประกอบหลังจากการสลายตัว ซึ่งจะเกิดขึ้นเมื่อไม่มีไฮโดรเจนหรือมีสารประกอบกลุ่มอนุมูลอิสระ

อยู่สูง จึงทำให้สารประกอบต่างๆก่อตัวด้วยกันใหม่หรือมีการรวมตัวของพอลิเมอร์ที่ซ้ำกันเพื่อสร้างสารประกอบใหม่และสารประกอบที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูง เช่น การก่อตัวกันของถ่านโค้ก (Coke formation) [39]

2.3.2 การอัพเกรดหรือการปรับปรุงผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพจากกระบวนการ HTL

เมื่อเปรียบเทียบคุณสมบัติของน้ำมันดิบตามธรรมชาติกับน้ำมันดิบที่ได้จากกระบวนการ HTL นั้นยังมีความแตกต่างกันอยู่มาก เช่น ความหนืด ความหนาแน่น ค่าความร้อน ปริมาณออกซิเจน ปริมาณไนโตรเจน ปริมาณซัลเฟอร์ รวมไปถึงองค์ประกอบทางเคมีอื่นๆ ดังนั้นผลิตภัณฑ์นี้จึงต้องมีการอัพเกรดเพื่อปรับปรุงคุณภาพ ซึ่งสามารถทำได้หลายวิธีการ ได้แก่

(1) การกลั่น (Distillation)

การกลั่นมักถูกใช้ในกระบวนการกลั่นปิโตรเลียมโดยการกลั่นแยกส่วนนั้นจะขึ้นอยู่กับคุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของสารตั้งต้นหรือผลิตภัณฑ์ขาเข้า นอกจากนี้การกลั่นยังช่วยกำจัดน้ำและสารประกอบที่มีน้ำหนักเบาออกจากสารประกอบที่มีน้ำหนักมาก เช่น การกลั่นแบบลำดับส่วน (Fractional distillation) ซึ่งจะใช้ความแตกต่างของจุดเดือดในการแยกสารประกอบออกจากกัน ซึ่งจะมีอุณหภูมิอยู่ระหว่าง 100-250 °C [40]; [41] สำหรับการกลั่นด้วยสุญญากาศ (Vacuum distillation) จะแยกสารประกอบด้วยความดันที่ต่ำซึ่งจะส่งผลให้จุดเดือดนั้นต่ำลงไปด้วย การกลั่นด้วยวิธีนี้จะช่วยป้องกันการแตกตัวหรือการสลายตัวของสารประกอบของผลิตภัณฑ์ที่มากเกินไป [42] โดยการกลั่นแบบสุญญากาศจะใช้อุณหภูมิอยู่ในช่วง 80-230 °C [43];[44]

Chulalongkorn University

(2) กระบวนการเติมไฮโดรเจน (Hydrotreating)

กระบวนการนี้มีจุดมุ่งหมายเพื่อลดการเกิดออกซิเจนที่ไม่ต้องการ (Reactive oxygen sites) และยังสามารถเพิ่มปริมาณของไฮโดรเจนในขณะที่ยังรักษาเสถียรภาพของน้ำมันดิบชีวภาพได้ สาเหตุที่ต้องการลดปริมาณของออกซิเจนในน้ำมันดิบเนื่องจากค่าความร้อน (Heating value) ของน้ำมันดิบแปรผันตรงกับสัดส่วนของปริมาณออกซิเจนและไฮโดรเจน หากมีปริมาณของออกซิเจนในน้ำมันดิบมาก จะส่งผลให้มีค่าความร้อนที่ต่ำ นอกจากนี้การเติมไฮโดรเจนให้มีปริมาณมากขึ้นจะช่วยสลายพันธะและส่งผลให้องค์ประกอบทางเคมีเปลี่ยนไป [18]

(3) กระบวนการแยกสลาย (Cracking)

กระบวนการแยกสลายคือกระบวนการที่ใช้ในการปรับปรุงผลิตภัณฑ์โดยการสลายพันธะของสารประกอบที่มีโมเลกุลสูงให้มีโมเลกุลต่ำลงและมีน้ำหนักเบาซึ่งมีหลากหลายวิธีการ เช่น วิธีการแตกสลายด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา วิธีนี้ทำให้มีความจำเพาะ (Selectivity) ที่สูงและสามารถเกิดปฏิกิริยาภายใต้สภาวะที่ไม่รุนแรงและสามารถลดการเกิดผลิตภัณฑ์ข้างเคียงที่ไม่ต้องการ เช่น แก๊สและถ่านโค้กได้ [45] นอกจากนี้ยังสามารถสลายด้วยวิธีการเพิ่มแก๊สไฮโดรเจน (Hydrocracking) ซึ่งวิธีนี้สามารถทำให้พันธะคาร์บอนปราศจากกำมะถันและไนโตรเจนได้ [46] แต่วิธีนี้จะดำเนินการในสภาวะที่รุนแรงกว่ากระบวนการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันโดยใช้ไฮโดรเจนร่วม (Hydrotreating) ซึ่งโดยปกติแล้วการสลายด้วยวิธีการเพิ่มแก๊สไฮโดรเจนมักจะใช้ตัวเร่งประเภทซิลิกา-อะลูมินาอสัณฐานสังเคราะห์ (Synthetic amorphous silica-alumina) และซีโอไลต์ผลึกสังเคราะห์ (Synthetic crystalline zeolitesas) [21] ซึ่งมีการทดลองใช้ซีโอไลต์ในการสลายพันธะของน้ำมันชีวมวลจากกระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) อย่างแพร่หลาย [47]; [48] แต่สำหรับน้ำมันชีวมวลจากกระบวนการ HTL ยังมีการทดลองสนับสนุนเพียงเล็กน้อย [49];[50]

ตารางที่ 1 สรุปคุณสมบัติของกระบวนการต่างๆที่ใช้ปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันดิบชีวภาพในด้านต่างๆ [18]

กระบวนการ	ความหนืด	ความหนาแน่น	ค่าความร้อน	กำจัด O_2	โครงสร้างทางเคมี
Distillation			✓	✓	✓
Hydrotreating			✓	✓	✓
Cracking	✓	✓	✓	✓	✓

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

2.3.3 ความแตกต่างระหว่างกระบวนการแบบต่อเนื่องและไม่ต่อเนื่องของกระบวนการ HTL (Batch and Continuous process)

ตารางที่ 2 แสดงถึงการแปรรูปชีวมวลด้วยกระบวนการ HTL แบบต่อเนื่องมักจะถูกใช้ในการออกแบบและนำไปขยายกระบวนการในเชิงพาณิชย์ เนื่องจากกระบวนการมีการใช้ตัวแปรต่างๆ จำนวนมาก มีการปรับปรุงกระบวนการของความดันต่ออุณหภูมิจากการถ่ายเทความร้อน นอกจากนี้กระบวนการ HTL แบบต่อเนื่อง (Continuous hydrothermal liquefaction) ยังมีความคุ้มค่ามากกว่ากระบวนการแบบกลุ่มหรือกระบวนการแบบไม่ต่อเนื่อง (Batch hydrothermal liquefaction) [33]

ตารางที่ 2 การเปรียบเทียบความแตกต่างระหว่างกระบวนแบบต่อเนื่องและไม่ต่อเนื่องของกระบวนการ HTL

กระบวนการ HTL แบบไม่ต่อเนื่อง (Batch)	**กระบวนการ HTL แบบต่อเนื่อง (Continuous)**
มักจะถูกใช้บ่อยในระดับห้องปฏิบัติการเนื่องจากสามารถควบคุมและตรวจสอบตัวแปรได้ง่ายกว่า และเหมาะสำหรับการทดลอง งานวิจัยต่างๆ (ระดับห้องปฏิบัติการ)	เหมาะสำหรับการนำร่องและขยายกระบวนการในงานอุตสาหกรรม (ระดับงานอุตสาหกรรม)
ใช้ความร้อนที่สูง (Higher heat consumption)	การนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่อย่างมีประสิทธิภาพ (Effective heat recovery rate 66.5-79.9%)
มีความปั่นป่วนของตัวแปรที่สูงขึ้น (Higher variable turbulence)	ความปั่นป่วนของตัวแปรที่ต่ำกว่า (Lower variable turbulence)

2.4 การนำมูลไก่มาใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้น

2.4.1 การรวบรวมมูลไก่

กระบวนการรวบรวมมูลไก่จะขึ้นอยู่กับ 3 ปัจจัยหลัก ได้แก่ ขนาดของฟาร์ม ลักษณะการเลี้ยง และชนิดของวัสดุรองพื้นซึ่งจะถูกกำหนดตามมาตรฐานของฟาร์มไก่ในประเทศไทย พ.ศ. 2542 เพื่อให้เป็นมาตรฐานเดียวกันในการขึ้นทะเบียนฟาร์มไก่ โดยปัจจัยเหล่านี้จะถูกนำมาจำแนกประเภทการเลี้ยงของฟาร์มไก่ไข่ ดังนี้

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

(1) โรงเรือนระบบเปิด หมายถึง โรงเรือนที่มีสภาพแวดล้อมที่ธรรมชาติ เช่น ไม่มีการควบคุมอุณหภูมิและสภาพแวดล้อมเป็นไปตามสภาพอากาศ นอกจากนี้น้ำหนักรวมของไก่ต้องไม่เกิน 20 กิโลกรัมต่อตารางเมตร (มีเกษตรกร 1 คนต่อไก่ 10,000 ตัว)

(2) โรงเรือนระบบปิด หมายถึง โรงเรือนมีการควบคุมสภาพแวดล้อม เช่น มีการควบคุมอุณหภูมิ ความชื้น การระบายอากาศ และแสงสว่าง อีกทั้งยังสามารถป้องกันนกและแมลงได้อีกด้วย โดยน้ำหนักรวมของไก่จะต้องไม่เกิน 34 กิโลกรัมต่อตารางเมตร (มีเกษตรกร 1 คนต่อไก่ 40,000 ตัว)

2.4.2 วัสดุรองพื้น

วัสดุรองพื้นเป็นวัสดุที่ใช้ในการรองฐานคอกไก่ซึ่งมีเฉพาะในโรงเรือนระบบเปิดเพื่อดูดซับความชื้นจากมูลไก่และทำหน้าที่ระบายความชื้นจากพื้นสู่อากาศ ช่วยทำให้แห้ง สะอาด และลดสาเหตุของการติดเชื้อจากเชื้อโรคต่างๆ เช่น โรคข้อและโรคเท้าดำ โดยวัสดุรองพื้นที่ใช้กันทั่วไปในฟาร์มไก่ ได้แก่ แกลบ ทราย กากอ้อย ขี้เลื่อย และกระดาษแปรรูป นอกจากนี้วัสดุรองพื้นไม่ควรเล็กหรือละเอียดเกินไป เนื่องจากจะทำให้เกิดฝุ่น ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อเกษตรกรและไก่ [51]

รูปที่ 3. การเก็บมูลไก่ไข่

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

2.4.2 ประโยชน์และข้อจำกัดของการใช้มูลไก่ไข่ร่วมกับกระบวนการ HTL

การใช้มูลไก่เป็นวัตถุดิบหลักสำหรับเทคโนโลยี HTL มีประโยชน์และข้อจำกัดหลายประการแสดงดังตารางที่ 3

ตารางที่ 3 ประโยชน์และข้อจำกัดของการใช้มูลไก่ไข่

กระบวนการ	ประโยชน์	ข้อจำกัด
Hydrothermal Liquefaction (HTL)	- นำมาใช้ผลิตเป็นเชื้อเพลิงได้ - เป็นกระบวนการที่สามารถฆ่าเชื้อโรคจากมูลไก่ - สามารถกำจัดยีนดื้อยาปฏิชีวนะในมูลไก่ - ขจัดกลิ่นไม่พึงประสงค์ - สามารถนำผลิตภัณฑ์ผลพลอยได้กลับมาใช้ใหม่ - ไม่จำเป็นต้องผ่านกระบวนการทำให้แห้ง - สามารถลดการปลดปล่อยของคาร์บอนไดร์ออกไซด์ได้ (>75%) เมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงฟอสซิล - สามารถใช้ร่วมกับเทคโนโลยีเชื้อเพลิงชีวภาพอื่นๆ - เมื่อปรับปรุงคุณภาพแล้วสามารถสร้างความหลากหลายทางชีวภาพของเชื้อเพลิงได้	- ไม่สามารถทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลได้อย่างสมบูรณ์ - การตลาดยังซื้อขายไม่ทั่วถึง - ต้องดำเนินการในสภาวะที่ความดันสูง - ข้อจำกัดในเรื่องของปริมาณมูลไก่ - ไก่ได้รับอาหารมาจากหลากหลายแหล่ง อาจส่งผลให้คุณสมบัติของมูลบางประการเปลี่ยนไป - ข้อจำกัดของกลไกการเกิดปฏิกิริยา - ปริมาณไนโตรเจนของน้ำมันดิบชีวภาพจาก HTL ยังมีค่าที่สูง

2.5 กระบวนการรีฟอร์มมิ่งในสภาวะที่มีตัวเร่งปฏิกิริยาของสารละลายในน้ำ (Aqueous Phase Reforming, APR)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

กระบวนการ APR หรือเรียกอีกอย่างว่าการรีฟอร์มมิ่งในสถานะของเหลวและมีตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นน้ำสำหรับการผลิตไฮโดรเจน กระบวนการนี้ดำเนินการอยู่ที่อุณหภูมิ 200-270°C และความดัน 15-55 บาร์ [52] โดยสารประกอบไฮโดรคาร์บอนหรือออกซิเจน $C_nH_mO_k$ ($n \geq 2$) หรือ Oxygenated hydrocarbon จะละลายในน้ำและทำปฏิกิริยากับโมเลกุลของน้ำในสถานะของเหลวภายใต้อุณหภูมิปานกลางและความดันสูง ข้อได้เปรียบของกระบวนการ APR เมื่อเปรียบเทียบกับปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งในสถานะแก๊สแบบดั้งเดิมคือ พลังงานที่ป้อนมีปริมาณที่น้อยลงเนื่องจากไม่ต้องทำให้วัตถุดิบตั้งต้นกลายเป็นแก๊สก่อนเข้าสู่กระบวนการและยังสามารถผลิตและปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในปริมาณที่ต่ำกว่า [25] สำหรับในด้านของอุณหพลศาสตร์ (Thermodynamic) เงื่อนไขปฏิกิริยาของคาร์โบไฮเดรตคือไฮโดรเจนที่มีองค์ประกอบของออกซิเจนจะต้องมีสัดส่วนของ C:O เท่ากับ 1:1 และสารประกอบเหล่านี้จะแตกตัวและเกิดเป็น CO และ H_2 ตามสมการที่ (1) ปฏิกิริยาการเปลี่ยนสถานะ

ของน้ำและแก๊ส (water-gas shift) เพื่อผลิตเป็น CO_2 และ H_2 จาก CO ตามสมการที่ (2) ปฏิกิริยาการผลิตไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์จากไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจน (Oxygenated hydrocarbon) แสดงดังสมการที่ (3)

$$C_nH_{2y}O_n \leftrightarrow nCO + yH_2 \quad (1)$$

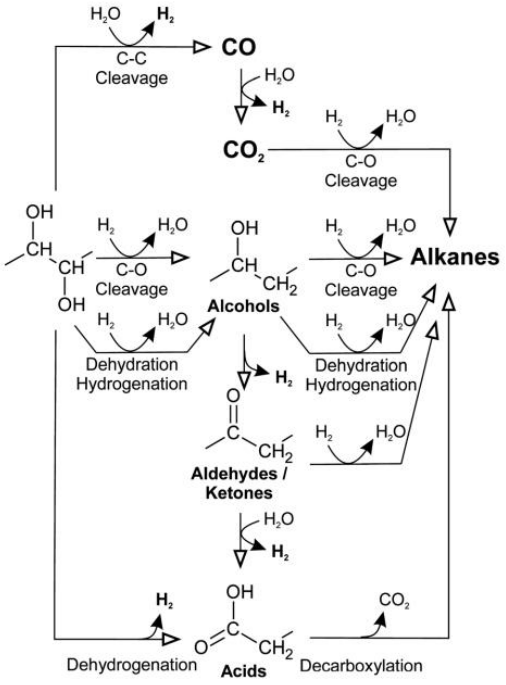
$$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 \quad (2)$$

$$C_nH_{2y}O_n + nH_2O \leftrightarrow nCO_2 + (y+n)H_2 \quad (3)$$

การนำผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจนมาผลิตเป็น CO และ H_2 นั้นเอื้อต่ออุณหพลศาสตร์ (Thermodynamic) ที่อุณหภูมิต่ำมากกว่าอุณหภูมิที่สูงอย่างกระบวนการ Steam reforming ซึ่งเหมาะสมกับผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอน เนื่องจาก ของการเปลี่ยนสถานะน้ำ-แก๊ส (Water-gas shift) ของ CO ไปเป็น CO_2 และ H_2 นั้นมีค่าที่เหมาะสมกว่าในอุณหภูมิเดียวกันที่อุณหภูมิต่ำ [25]

สำหรับตัวเร่งของปฏิกิริยา ตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่เหมาะสมสำหรับวัตถุดิบตั้งต้นอย่าง Oxygenated hydrocarbon ซึ่งปัจจัยที่ควบคุมความสามารถในการคัดเลือก (Selectivity) สำหรับกระบวนการ Aqueous phase reforming (APR) คือการต้องคำนึงถึงตัวแปรที่เกี่ยวข้องหลายตัว ได้แก่ ธรรมชาติของตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดโลหะ (Nature of the catalytically active metal) ตัว Support ค่า pH ของสารละลาย สารตั้งต้น และเงื่อนไขของกระบวนการ [53] ดังรูปที่ 4. แสดงถึงเส้นทางของปฏิกิริยา APR เพื่อผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้โดยการแตกตัวของพันธะ C-C, C-H และ O-H ซึ่งผลิตภัณฑ์ CO จะเกิดขึ้นพร้อมกับกับผลิตภัณฑ์ H_2 โดยที่ CO จะถูกกำจัดได้ง่ายจากพื้นผิวของตัวเร่งโดยการเปลี่ยนรูปไปเป็น CO_2 ในกระบวนการ Water-gas shift [20]

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY



รูปที่ 4. เส้นทางของปฏิกิริยา APR ของสารประกอบ Oxygenated hydrocarbon

สำหรับกระบวนการ APR ของสารประกอบ Oxygenated hydrocarbon การใช้ตัวเร่งที่เหมาะสมในปฏิกิริยาสามารถเพิ่มประสิทธิภาพในทำลายพันธะ C-C C-H และ O-H เพื่อแปรรูปไปเป็น H_2 และ CO ดังสมการที่ (1) ได้อย่างมีประสิทธิภาพมากขึ้น อย่างไรก็ตามปฏิกิริยา water-gas shift ยังต้องได้รับการปรับปรุงเนื่องจากผลิตภัณฑ์ CO ได้เกิดขึ้นในปริมาณมาจากการเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยาในปฏิกิริยาที่ (1) ซึ่งส่งผลให้ผลิตภัณฑ์ H_2 มีปริมาณที่น้อย สามารถอธิบายได้ดังสมการที่ (2) นั่นคือ เมื่อความเข้มข้นหรือปริมาณของคาร์บอนมอนอกไซด์ที่สูงจะทำให้ปฏิกิริยามีแนวโน้มที่จะผลิตแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่าไฮโดรเจนและจะต้องใช้ไอน้ำในปริมาณที่มากขึ้นเพื่อทำให้สมดุลของปฏิกิริยาการเปลี่ยนสถานะของน้ำกับแก๊สไปสู่การผลิตแก๊สคาร์บอนไดออกซ์จึงส่งผลให้ปริมาณของไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีปริมาณลดลง โดยตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะที่เหมาะสมกับกระบวนการ APR คือ Pt ~ Ni > Ru > Rh ~ Pd > Ir และตัว support ที่เหมาะสมคือ $Al_2O_3 > ZrO_2 > TiO_2$ [54] ตัวเร่งปฏิกิริยา Pt และ Pd เป็นตัวเร่งให้ค่า selectivity สูงที่สุดสำหรับกระบวนการผลิต H_2 อย่างไรก็ตามตัวเร่งเหล่านี้มีค่าใช้จ่ายที่สูง ซึ่งเป็นอีกปัญหาหลักสำหรับการประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมที่มีขนาดใหญ่ [55]

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

บทที่ 3
งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

3.1 ศักยภาพของพลังงานชีวมวลในประเทศไทย

ชนิดของชีวมวลที่พบมากที่สุดในประเทศไทยคือวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร ของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์ และของเสียจากชุมชน สถานประกอบการ ของเสียเหล่านี้มักจะนำไปผลิตแก๊สชีวภาพเป็นพลังงานทดแทน ดังตารางที่ 4 สรุปได้ว่าของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์มีศักยภาพสูงในการนำไปผลิตพลังงานชีวภาพ เช่น พลังงานไฟฟ้า หรือ พลังงานแก๊สชีวภาพ และของเสียจากฟาร์มเลี้ยงไก่มีปริมาณมูลไก่มากที่สุด รองลงมาคือ ฟาร์มสุกร

ตามข้อมูลของกระทรวงพลังงานของประเทศไทย น้ำเสียและมูลสัตว์จากฟาร์มเลี้ยงไก่มีปริมาณมากที่สุด ซึ่งแสดงถึงศักยภาพที่สูงสำหรับการนำมาผลิตพลังงานชีวภาพ [3] เนื่องจากมูลไก่สามารถเก็บรวบรวมได้ง่ายกว่ามูลสุกร อ้างอิงจากฟาร์มไก่ขนาดกลางถึงใหญ่ จะมีการใช้สายพานในการลำเลียงมูลไก่ออกจากฟาร์มโดยไม่มีวัสดุรองพื้นปนเปื้อนเพื่อการลำเลียงที่สะดวกและคำนึงเรื่องสุขอนามัย โดยปกติแล้วมูลไก่จะถูกนำมาผลิตแก๊สชีวภาพโดยการนำมาหมักและใช้จุลินทรีย์ในการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic digestion) เนื่องจากมูลไก่มีจุลินทรีย์ที่สามารถช่วยย่อยสลายเซลลูโลสได้อยู่จำนวนมาก [4] อย่างไรก็ตามปัญหาของกระบวนการหมักแบบปกติคือจะต้องใช้เวลานานถึงจะเริ่มเกิดกระบวนการย่อยสลายในระบบและสามารถผลิตแก๊สชีวภาพได้

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ 4 การผลิตและการใช้แก๊สชีวภาพเป็นพลังงานทดแทน

ชีวมวล	จำนวน	หน่วย	ศักยภาพการผลิต (NM^3)	เทียบเท่าพลังงานไฟฟ้า (MW)	แก๊สชีวภาพ (ton)
ฟาร์มปศุสัตว์					
ฟาร์มไก่	6,281	ฟาร์ม	336,819,318.03	40.40	153,059.34
ฟาร์มสุกร	2,541	ฟาร์ม	288,781,680.00	34.65	131,264.40
ฟาร์มโค	5,617	ฟาร์ม	245,502,455.40	29.46	111,592.03

ตารางที่ 5 การผลิตและการใช้แก๊สชีวภาพเป็นพลังงานทดแทน (ต่อ)

ชีวมวล	จำนวน	หน่วย	ศักยภาพการผลิต (NM^3)	เทียบเท่าพลังงานไฟฟ้า (MW)	แก๊สชีวภาพ (ton)
ชุมชนและสถานประกอบการ					
ขยะอินทรีย์	20,494	ตัน	154,786,639.86	18.57	70,357.56
เศษอาหาร	1,385	แห่ง	10,186,500.00	1.22	4,630.23

3.2 การเลือกใช้ชีวมวลของงานวิจัยนี้

จากตารางที่ 4 น้ำเสียและมูลสัตว์จากฟาร์มไก่มีปริมาณและมีศักยภาพที่สูงที่สุด โดยปกติแล้วมูลไก่จะถูกนำมาใช้ในการผลิตแก๊สชีวภาพด้วยวิธีการหมักแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งจากงานวิจัยของบูรณสิงค์และคณะ [5] ได้นำเสนอปัญหาที่พบของกระบวนการย่อยสลายของการหมัก นั่นคือการใช้ระยะเวลาที่นานในการเริ่มกระบวนการย่อยสลายและผลิตแก๊สชีวภาพ ซึ่งหมายความว่าของเสียจากฟาร์มไก่ ประกอบไปด้วย มูลสัตว์ ปัสสาวะและน้ำเสีย จะคงอยู่ในพื้นที่เป็นเวลานาน โดยของเสียเหล่านี้สามารถปล่อยกลิ่นที่ไม่พึงประสงค์และก่อให้เกิดแก๊สพิษจากการหมักได้ เช่น CO_2 NH_3 และ H_2S อีกทั้งยังเป็นแหล่งเพาะพันธุ์เชื้อโรค หนอน แมลงวัน และยุง ที่ส่งผลกระทบต่อสุขภาพของชุมชนและสิ่งแวดล้อมในบริเวณใกล้เคียง ดังนั้น งานวิจัยนี้จึงศึกษาเทคโนโลยีที่สามารถเปลี่ยนของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์เหล่านี้ให้กลายเป็นแหล่งพลังงานได้ในระยะเวลาอันสั้นและมีความยืดหยุ่นต่อชีวมวลที่มีความชื้นสูง เช่น มูลไก่ นั่นคือ เทคโนโลยี Hydrothermal liquefaction (HTL) อย่างไรก็ตาม ยังมีไก่ที่มีหลากหลายชนิดในประเทศไทย ได้แก่ ไก่ไข่และไก่เนื้อ องค์ประกอบของมูลทั้งสองแสดงดังตารางที่ 6 ดังนั้นจึงมีการวิเคราะห์ถึงคุณลักษณะของมูลจากทั้งสองแหล่งนี้เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ HTL ที่มีประสิทธิภาพที่สูง

3.2.1 คุณลักษณะของผลิตภัณฑ์ HTL จากมูลไก่

จากงานวิจัยของ Jianwen Lu และคณะ [6] ได้ศึกษาความแตกต่างของสารประกอบของผลิตภัณฑ์จากเทคโนโลยี HTLของมูลสัตว์ที่ต่างชนิดกันที่อุณหภูมิเดียวกัน ซึ่งคุณลักษณะของสารประกอบเคมีของน้ำมันดิบชีวภาพ (HTL-Biocrude) และ ผลิตภัณฑ์ของเหลว (HTL-AQ) จากการวิเคราะห์ด้วย GC-MS พบว่าน้ำมันดิบชีวภาพจากมูลไก่ไข่ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์หลัก มีค่าความร้อนสูงกว่า

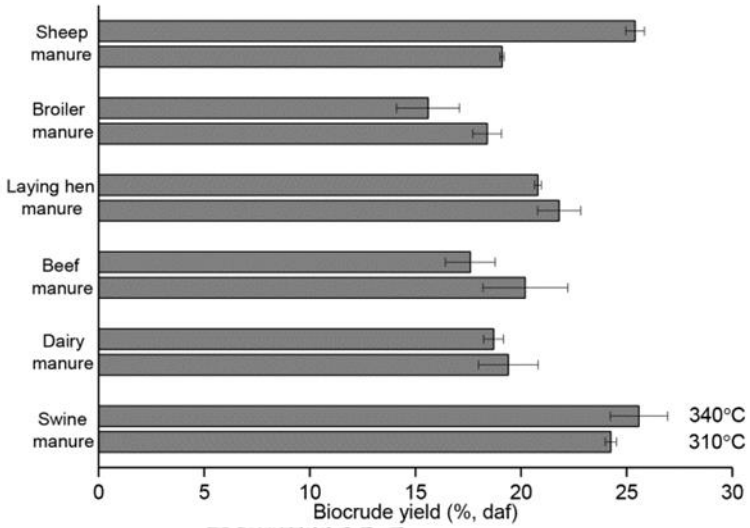
เพราะมีปริมาณของออกซิเจนต่ำกว่า ดังนั้นผู้วิจัยจึงเลือกมูลไก่ไข่เป็นชีวมวลสำหรับงานวิจัยนี้ แสดงดังรูปที่ 5.

ตารางที่ 6 องค์ประกอบของมูลไก่ (Proximate Analysis, Biochemical, และ Organic Elemental Composition)

องค์ประกอบ	**มูลไก่เนื้อ (Broiler manure)**	**มูลไก่ไข่ (Laying hen manure)**
Proximate Analysis (%)		
ความชื้น	73.43 ± 0.60	75.85 ± 1.44
เถ้า (Ash)	34.74 ± 0.73	38.01 ± 2.98
Biochemical Analysis (% daf)		
Lipid	6.75 ± 0.26	6.08 ± 0.38
Protein	25.3 ± 0.43	23.5 ± 0.14
Hemicellulose	32.6 ± 1.12	34.3 ± 1.56
Cellulose	29.9 ± 0.90	31.1 ± 1.74
Lignin	2.07 ± 0.14	2.44 ± 0.29
Nonfibrous carbohydrate	3.38	2.58
Organic Elemental Composition (% daf)		
C	45.85 ± 0.14	52.88 ± 0.34
H	5.82 ± 0.03	6.65 ± 0.02
N	4.09 ± 0.41	4.07 ± 0.06

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

จากตารางที่ 6 พบว่ามูลจากไก่ไข่มีปริมาณคาร์บอนมากกว่ามูลจากไก่เนื้อและมีปริมาณไฮโดรเจนที่สูงกว่าซึ่งทำให้คุณภาพของเชื้อเพลิงน้ำมันดิบขึ้นสูงขึ้นเพราะทำให้ค่าความร้อนในเชื้อเพลิงเพิ่มมากขึ้น นอกจากนี้มูลไก่ไข่ยังมีปริมาณของไนโตรเจนที่น้อยกว่า ซึ่งสามารถลดการเกิดผลิตภัณฑ์พลอยได้ที่เป็นพิษ เช่น แอมโมเนีย หรือ ไนตรัสออกไซด์ (Nitrous oxide) ได้เพียงเล็กน้อย



รูปที่ 5. ผลผลิตน้ำมันดิบชีวภาพจากกระบวนการ HTL จากมูลสัตว์ต่างชนิดกัน

จากรูปที่ 5. มูลสัตว์ที่ให้ผลผลิตน้ำมันดิบชีวภาพมากที่สุดคือมูลแกะ อย่างไรก็ตามแกะยังไม่ได้เป็นสัตว์ที่นิยมเลี้ยงในประเทศไทยเมื่อเทียบกับไก่และสุกร จากงานวิจัยคณะสาธารณสุขศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหิดล [56] พบว่าประเทศไทยมีแนวโน้มในการเลี้ยงสุกรเป็นอย่างมากและนิยมเลี้ยงในระบบแบบปิด ซึ่งการรวบรวมมูลสุกรทำได้โดยการฉีดพ่นและการขูดเพื่อกำจัดและรวบรวมมูลสัตว์กับน้ำเสียลงในบ่อบำบัดภายในฟาร์ม โดยงานวิจัยของสันติ ชินชฎาธาร [57] พบว่ากระบวนการการเก็บรวบรวมมูลสุกรจะต้องใช้แรงงานคนในการลำเลียง แต่สำหรับฟาร์มไก่ไข่ขนาดกลางไปจนถึงขนาดใหญ่ มูลไก่จะถูกลำเลียงผ่านสายพานไปยังยานพาหนะเพื่อรวบรวมมูลไก่ไปยังบ่อบำบัดหรือบ่อหมัก โดยส่วนประกอบของมูลไก่ไข่และอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ แสดงตารางที่ 7 และตารางที่ 8 ซึ่งที่อุณหภูมิ 340 ^{o}C ส่วนประกอบของน้ำมันดิบชีวภาพมีปริมาณคาร์บอนและไฮโดรเจนที่สูงและมีปริมาณออกซิเจนและไนโตรเจนที่ต่ำจึงส่งผลให้ค่าความร้อนที่ต่ำ นอกจากนี้สัดส่วนของผลิตภัณฑ์ CO_2 มีปริมาณน้อยกว่าซึ่งเป็นประโยชน์ต่อสิ่งแวดล้อมมากกว่า [6]

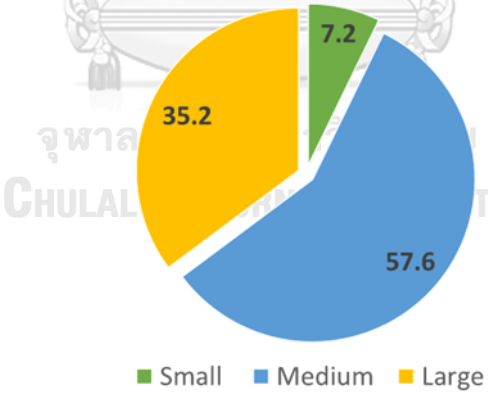
ตารางที่ 7 คุณลักษณะของผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพ (HTL-Biocrude) และผลิตภัณฑ์ของเหลว (HTL-AQ)

ชีวมวล	อุณหภูมิ (°C)	น้ำมันดิบชีวภาพ					ผลิตภัณฑ์ของเหลว			
		C (%)	H (%)	N (%)	O (%)	HHV (MJ/kg)	TN (mg/L)	TC (mg/L)	TOC (mg/L)	COD (mg/L)
มูลไก่ไข่	310	75.81	8.67	5.36	10.16	36.17	2682	23316	19760	52843
	340	77.25	8.77	5.03	8.95	37.01	5816	20692	14392	48790
มูลสุกร	310	75.02	8.14	4.87	11.97	34.83				
	340	75.62	8.96	4.54	10.88	36.39				

ตารางที่ 8 คุณลักษณะของผลิตภัณฑ์แก๊สจาก HTL

ชีวมวล	อุณหภูมิ (°C)	ผลิตภัณฑ์แก๊ส		
		CO_2 (%)	CH_4 (%)	H_2 (%)
มูลไก่ไข่	340	90.92	2.31	6.77
มูลสุกร	340	98.52	1.01	0.57

3.3 ศักยภาพของฟาร์มไก่ในประเทศไทย



รูปที่ 6. ขนาดฟาร์มไก่ไข่ในประเทศไทย

จำนวนของผู้ประกอบการธุรกิจฟาร์มไก่ไข่ในประเทศไทยที่ได้ขึ้นทะเบียน จากรูปที่ 6. สามารถแบ่งขนาดของฟาร์มไก่ไข่ได้เป็นสามขนาด ได้แก่ ขนาดเล็ก 7.2% ขนาดกลาง 35.7% และขนาดใหญ่ 57.6% โดยฟาร์มขนาดเล็กจะเลี้ยงไก่ไข่ด้วยระบบแบบเปิด นั่นคือมีการใช้วัสดุรองพื้น เช่น แกลบหรือทรายเพื่อลดความชื้นและกลิ่นจากของเสีย ดังนั้นมูลไก่ไข่จึงมีวัตถุรองพื้นปนเปื้อนอยู่

จำนวนมาก สำหรับฟาร์มขนาดกลางและขนาดใหญ่มักจะเลี้ยงในระบบแบบปิด ซึ่งมูลไก่จะถูกลำเลียงผ่านสายพาน ทำให้ไม่มีวัสดุรองพื้นปนเปื้อนและสามารถเก็บรวบรวมมูลไก่ได้ง่าย ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นไปที่ฟาร์มขนาดกลางและขนาดใหญ่ โดยปริมาณของมูลไก่จากไก่ทั้งสามประเภท แสดงดังตารางที่ 9 ซึ่งอ้างอิงจากงานวิจัยของ Donald D. Bell และคณะ [58] พบว่าไก่ไข่ที่เลี้ยงในสหรัฐอเมริกาขับถ่ายโดยเฉลี่ย 122 กรัม/ตัว/วัน และคิดเป็น 35% ของอาหารที่ไก่ได้รับในแต่ละวัน โดยมีความชื้นอยู่ที่ 59% ของมูล

ตารางที่ 9 ปริมาณมูลไก่โดยประมาณต่อปริมาณอาหารที่ไก่บริโภค

ชนิดของไก่ (ปริมาณ 10,000 ตัว)	**มูลสด**		**มูลแห้ง**
	(ตัน/วัน)	**(ตัน/ปี)**	**(ตัน/ปี)**
ไก่ไข่			
- เปลือกขาว	1.13	410.6	136.7
- เปลือกน้ำตาล	1.28	465.4	155.1
ไก่ไข่รุ่นทดแทน (Replacement pullet)			
- เปลือกขาว	0.54	179.4	59.8
- เปลือกน้ำตาล	0.61	200.6	66.9
ไก่เนื้อ			
- 0-42 วัน	0.87	237.2	79.1
- 0-49 วัน	1.01	287.0	95.6
- 0-56 วัน	1.14	332.8	110.9

*มูลแห้ง คือ มูลที่มีความชื้นที่อยู่ระหว่าง 25-30%

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

3.3.1 ผลกระทบของวัสดุรองพื้นต่อคุณลักษณะของมูลไก่

ปัจจัยในการพิจารณาประเภทของวัสดุรองพื้นขึ้นอยู่กับจำนวนไก่และขนาดของฟาร์มเป็นหลัก โดยทั่วไป ฟาร์มขนาดเล็กมักจะเลี้ยงไก่ในระบบเปิดและมีการใช้วัสดุรองพื้น ส่วนฟาร์มขนาดกลางและใหญ่จะรวบรวมมูลด้วยสายพานซึ่งในแต่ละวิธีจะมีความแตกต่างกันดังตารางที่ 10

ตารางที่ 10 วิธีการเก็บรวบรวมมูลไก่

วัสดุรองพื้น	ขนาดของฟาร์มที่เหมาะสม	ลักษณะของมูลไก่	อ้างอิง
ทราย	ขนาดเล็ก (ระบบเปิด)	มูลไก่ถูกปกคลุมด้วยทรายเล็กน้อย และค่อนข้างแห้ง	[59]
แกลบ	ขนาดเล็ก (ระบบเปิด)	มูลไก่มีความชื้นมากกว่าการใช้ทรายและมีแกลบปนเปื้อน	[60]
สายพาน	ขนาดกลาง-ใหญ่	มูลไก่ที่ไม่มีวัสดุรองพื้นปนเปื้อน	[57]

งานวิจัยของสุชาติ สงวนพันธุ์ [61] ได้ศึกษาผลกระทบของวัสดุรองพื้นต่อการเจริญเติบโตของไก่เนื้อ ซึ่งสรุปได้ว่าชนิดของวัสดุรองพื้นไม่มีผลต่อน้ำหนักตัวเฉลี่ยของไก่เนื้อที่อายุ 14, 28, และ 39 วัน สำหรับงานวิจัย Chandra Wahyu Purnomo และคณะ [62] ได้นำเสนอเกี่ยวกับคุณสมบัติทางกายภาพของมูลไก่ที่มีแกลบปนเปื้อน ซึ่งแกลบสามารถนำมาใช้เป็นอาหารสัตว์และเป็นวัสดุรองพื้นเพื่อช่วยลดปัญหากลิ่นไม่พึงประสงค์และความชื้น โดยสัดส่วนของมูลไก่และแกลบที่เหมาะสมคือ 1:2 เมื่อมูลแห้ง ในส่วนของงานวิจัยของประภากร ธาราฉาย [63] กล่าวว่ามูลไก่ที่ถูกปลดปล่อยออกมาจะมีน้ำหนักหรือปริมาณประมาณ 35% ถึง 145% ของปริมาณอาหารที่ได้รับและหากนำมูลสดมาชั่งน้ำหนักทันทีจะพบว่ามูลไก่จะมีความชื้นที่สูงมาก

การปนเปื้อนของวัสดุรองพื้นในมูลไก่ส่งผลให้องค์ประกอบของมูลไก่เปลี่ยนไป ซึ่งส่งผลโดยตรงต่อค่าความร้อนโดยจะทำให้ค่าความร้อนของพลังงานชีวมวลต่ำลง เพราะว่าวัสดุรองพื้นที่มักเป็นวัสดุจากพืช มีส่วนประกอบของออกซิเจนเป็นส่วนใหญ่เนื่องจากอาจมีส่วนประกอบของวัสดุรองพื้นสะสมมากกว่ามูลไก่ [64]

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

3.4 การประยุกต์ใช้กระบวนการ HTL กับมูลไก่

3.4.1 คุณลักษณะของผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพจากกระบวนการ HTL (HTL-Biocrude)

ผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude ที่ได้จากมูลสัตว์มีลักษณะเป็นกึ่งของเหลวและมีสีเข้ม [65] มีกลิ่นคล้ายควัน ความหนืดของน้ำมันดิบชีวภาพจาก HTL จะสูงกว่าน้ำมันดีเซลและไบโอดีเซล 10-10,000 เท่า ขึ้นอยู่กับวัตถุดิบที่ใช้ ส่วนค่าความร้อนของ HTL-Biocrude ยังไม่สามารถนำมาเทียบกับเชื้อเพลิงทั่วไปและไบโอดีเซลได้เนื่องจากมีคุณสมบัติและลักษณะที่แตกต่างกันอย่างมาก แสดงดังตารางที่ 11. [66];[67]

ตารางที่ 11 ปริมาณความชื้น องค์ประกอบ ค่าความร้อน (HHV) ของน้ำมันดิบชีวภาพและน้ำมันดิบปิโตรเลียม

น้ำมัน	ชีวมวล	ความชื้น [wt.%]	องค์ประกอบ (%)					HHV [MJ kg^{-1}]
			C	H	O	N	S	
HTL Biocrude	สารประกอบ Bovine serum albumin (BSA) [68]	5	70	8	12	10	0	35.7
	มูลไก่ไข่ [6]	N/A	77.25	8.77	8.95	5.03	0	37.01
	มูลสุกร [35]	N/A	71.2	9.5	15.6	3.7	0.12	34.7
	สาหร่าย Taihu cyanophyta [69]	N/A	77.30	12.08	9.01	1.10	0	41.73
Petroleum crude oil	-	<1	80-87	11-15	1-3	0.1-2	N/A	42.7

โดยทั่วไปส่วนประกอบของ HTL-Biocrude มีความแตกต่างจากน้ำมันดิบปิโตรเลียมอย่างมีนัยสำคัญ เช่น ปริมาณคาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน และไนโตรเจน ซึ่งส่งผลให้ค่าความร้อนและคุณภาพของน้ำมันดิบชีวภาพต่ำกว่าน้ำมันดิบปิโตรเลียมตามธรรมชาติ [17] จากตารางที่ 11 แสดงให้เห็นว่าน้ำมันดิบปิโตรเลียมมี Heteroatom หรือ N กับ O น้อยกว่า จึงส่งผลให้ค่าความร้อนหรือ HHV มีค่าที่สูง อีกหนึ่งปัจจัยหลักของ HTL-Biocrude คือความเป็นกรดจากสารประกอบ N และ O ซึ่งอาจจะก่อให้เกิดปัญหาการกัดกร่อน อย่างไรก็ตามสารประกอบเหล่านี้สามารถทำให้ลดลงได้โดยการปรับปรุงคุณภาพหรือกระบวนการ เช่น การกลั่น (Distillation) การเติมไฮโดรเจน (Hydrogenation) การแตกตัวด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic cracking) และการผสมน้ำมันดิบชีวภาพกับน้ำมันสังเคราะห์อื่นๆ [70] ผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพจะต้องถูกอัพเกรดเพื่อปรับปรุงคุณสมบัติทางกายภาพและเคมี เช่น ความหนืด ความหนาแน่น องค์ประกอบทางเคมีและค่าความร้อน (HHV) เพื่อให้ใกล้เคียงกับน้ำมันดิบปิโตรเลียม [18]

สำหรับตารางที่ 12 คือปรับปรุงคุณภาพน้ำมันดิบชีวภาพโดยการผสมกับน้ำมันดีเซล จากงานวิจัยของ Sunbong Lee และคณะ [17] ได้ทำการผสมน้ำมันดิบชีวภาพจากกระบวนการทางเคมีความร้อนในเปลี่ยนรูปชีวมวลอย่าง Pyrolysis จากชีวมวลมูลไก่และนำมาผสมกับน้ำมันดีเซล 25%

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ซึ่งหลังจากการผสม น้ำมันดิบที่ได้มีปริมาณของคาร์บอนที่สูงขึ้นและมีไนโตรเจนลดลง แต่สำหรับปัญหาหลักของวิธีการนี้คือการดำเนินการและวัตถุดิบมีต้นทุนที่สูง

ตารางที่ 12 คุณสมบัติของน้ำมันดีเซล น้ำมันดิบชีวภาพผสมดีเซล และน้ำมันดิบชีวภาพ

การวิเคราะห์องค์ประกอบ (Composition analysis)			
%wt/wt	ดีเซล [JIS2]	ผสม 25% [75%-25%]	น้ำมันดิบชีวภาพจากมูลไก่
C	85.04	83.11	56.01
H	13.55	12.96	8.46
N	0	0.42	3.32
S	0	0	0
O	0	-	26.4
คุณสมบัติทางกายภาพ (Physical property)			
ความหนาแน่น [kg/cm^3]	0.83	-	1.12
ความหนืด [mm^2/s]	2.744	-	9.05
องค์ประกอบของน้ำ [%wt/wt]	N/A	14.34	36.79
ค่าความร้อนต่ำสุด [MJ/kg]	45	41.7	24.95

นอกจากการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันดิบชีวภาพจากกระบวนการ HTL แล้ว ยังต้องศึกษาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่ได้และการแยกสารประกอบทั้งทางกายภาพและทางเคมีที่มีประสิทธิภาพ เพื่อเป็นอีกหนึ่งวิธีในการทำให้ผลิตภัณฑ์จาก HTL มีมูลค่าสูงขึ้น เช่น การแยกสารประกอบเคมีจากผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude ให้กลายเป็นสารเคมีที่เพิ่มมูลค่าได้ [19] ตามที่กล่าวไว้ในหัวข้อนี้ ปริมาณไฮโดรเจนและออกซิเจนมีผลกระทบโดยตรงต่อค่าความร้อนของผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพ ดังนั้นวิธีการปรับปรุงคุณภาพคือการเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนและการกำจัดออกซิเจนหรือทำให้มีปริมาณที่ลดลง [20] ซึ่งกระบวนการเติมไฮโดรเจนมักใช้ในการกลั่นปิโตรเลียมเพื่อเพิ่มความอิ่มตัวของไฮโดรคาร์บอนรวมถึงกำจัดปริมาณกำมะถัน ไนโตรเจนและออกซิเจนในน้ำมันดิบชีวภาพ ยิ่งไปกว่านั้นกระบวนการนี้ยังช่วยป้องกันการหยุดทำงานของตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการต่อไป ช่วยลดการเผาไหม้และปรับปรุงคุณลักษณะที่พึงประสงค์ของเชื้อเพลิงได้ [21]

จากงานวิจัยของ Jessica Hoffmann และคณะ [71] พบว่ากระบวนการปรับปรุง HTL-Biocrude ผ่านการจำลองกระบวนการด้วย Aspen Plus © ส่วนประกอบของ HTL-Biocrude จาก

มูลโคประกอบไปด้วย Phenol cyclohexane benzene n-pentadecane และ n-hexadecanoic acid โดยวิธีที่ใช้ในการปรับปรุงคุณภาพคือการเติมไฮโดรเจนเพื่อกำจัดอะตอมของออกซิเจนออกจากหมู่คาร์บอกซิลิก ออกซิเจนจึงจับกลุ่มอยู่ในรูป CO และน้ำ นอกจากนี้ หมู่คาร์บอกซิลิกยังทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนและเกิดเป็น CO_2 โดยสารประกอบของ HTL-Biocrude หลังจากการปรับปรุงคุณภาพแล้ว ประกอบด้วย phenol ร้อยละ 28.2 โดยมวล, cyclohexane ร้อยละ 26.2 โดยมวล, n-hexadecane ร้อยละ 15.7 โดยมวล, benzene ร้อยละ 25.4 โดยมวล, n-pentadecane ร้อยละ 3.7 โดยมวล, และ cyclohexene ร้อยละ 0.8 โดยมวล

3.5 คุณลักษณะของผลิตภัณฑ์ของเหลวจากกระบวนการ HTL (HTL-AQ)

จากงานวิจัย Jamison Watson และคณะ [72] ผลิตภัณฑ์ HTL-AQ เป็นผลิตภัณฑ์หนึ่งที่ประกอบด้วยอินทรีย์คาร์บอนและจากวัตถุดิบตั้งต้นหรือชีวมวลที่ผ่านการแปรรูปให้เป็นผลิตภัณฑ์ของเหลวที่ถูกแยกจาก HTL-Biocrude องค์ประกอบของ HTL-AQ และผลิตภัณฑ์ HTL อื่นๆ จากมูลไก่ไข่แสดงดังตารางที่ 13 และตารางที่ 14 คือองค์ประกอบและสัดส่วนของผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพและผลิตภัณฑ์ HTL-AQ จากงานวิจัยของ Jianwen Lu และคณะ [6] ซึ่งจะนำข้อมูลเหล่านี้มาใช้เป็นผลิตภัณฑ์ที่ป้อนเข้าไปในกระบวนการต่างๆเพื่อวิเคราะห์ตามจุดประสงค์ของงานวิจัย โดยสัดส่วนของผลิตภัณฑ์จาก HTL จะสมมติให้ผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพมีสัดส่วนอยู่ 22.46% ผลิตภัณฑ์ HTL-AQ มีอยู่ 67.21% และผลิตภัณฑ์แก๊สมีอยู่ 10.33%

ตารางที่ 13 สารประกอบอินทรีย์ของผลิตภัณฑ์ HTL

สารประกอบ	HTL-Biocrude*	HTL-AQ*	ผลิตภัณฑ์แก๊ส
Acids	-	0	-
Hydrocarbon	7.44	-	-
Acids and esters	35.79	-	-
Alcohols and phenols	32.23	7.70	-
Ketones and aldehyde	6.99	9.93	-
Nitrogen-containing compounds	17.55	82.37	-
ทั้งหมด	100	100	
CO_2	-	-	90.92
CH_4	-	-	2.31
H_2	-	-	6.77
ทั้งหมด			100

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ตารางที่ 14 องค์ประกอบและสัดส่วนต่างๆของผลิตภัณฑ์จาก HTL

Biocrude*		HTL-AQ*	
สารประกอบ	**Fraction (%)**	**สารประกอบ**	**Fraction (%)**
$C_{15}H_{18}$	4.29	C_5H_8O	1.874
C_8H_{10}	1.34	C_6H_8O	6.237
C_7H_8	1.51	$C_7H_{10}O$	1.816
C_8H_8	1.25	C_6H_6O	3.836
$C_{16}H_{32}O_2$	40.32	$C_7H_8O_2$	3.865
C_6H_6O	36.31	C_6H_7NO	5.505
$C_5H_{10}O$	7.87	$C_5H_6N_2$	31.772
$C_{10}H_{21}NO$	5.67	$C_6H_8N_2$	30.483
$C_{14}H_{15}N$	1.44	$C_7H_{10}N_2$	10.791
ทั้งหมด	100	ทั้งหมด	100

* วิเคราะห์สารประกอบด้วย GC-MS

ส่วนประกอบหลักของ HTL-AQ คือสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีไนโตรเจนซึ่งเกิดจากกระบวนการแยกหมู่อะมิโน (-NH_2) หรือเรียกว่า Deamination ของโปรตีนในชีวมวล โดยปริมาณไนโตรเจนที่มาก จะทำให้ไปขัดขวางกระบวนการผลิตของแก๊สไฮโดรเจนและทำให้ค่าความร้อนของพลังงานเชื้อเพลิงมีค่าต่ำลง อย่างไรก็ตามปริมาณไนโตรเจนในผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ยังคงมีปริมาณต่ำเมื่อเทียบกับปริมาณคาร์บอนในสารประกอบ นั่นหมายความว่าผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ยังมีศักยภาพในการต่อยอดเป็นผลิตภัณฑ์เพิ่มมูลค่าอื่นๆได้

โดยทั่วไปผลิตภัณฑ์ HTL-AQ จะนำมาใช้ในรูปของปุ๋ยหรือน้ำหมัก (หมักต่อแบบไม่ใช้ออกซิเจน) เพื่อสามารถนำมาหมุนเวียนกลับเข้าสู่กระบวนการเพาะเลี้ยงสาหร่ายเพื่อใช้สาหร่ายในการเป็นชีวมวลสำหรับการผลิต HTL-Biocrude อีกครั้ง [23]

สำหรับงานวิจัย G. Yu และคณะ [73] ได้สรุปว่าการเพิ่มอุณหภูมิของปฏิกิริยาให้สูงขึ้นสามารถลดปริมาณของไฮโดรคาร์บอนที่มีไนโตรเจน (N-containing aromatic compound) ในผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude ได้ แต่ N-containing aromatic compound จะไปสะสมอยู่ในผลิตภัณฑ์ของเหลวจาก HTL หรือ HTL-AQ แทน โดยจะเพิ่มจาก 1.1% เป็น 73.5% อย่างไรก็ตามสารประกอบชนิดนี้ก็สามารถแตกพันธะเป็นสายที่สั้นลงหรือเปลี่ยนรูปเป็นไฮโดรคาร์บอนกับแอมโมเนียได้หากมีการใช้ความร้อนที่เหมาะสมในผลิตภัณฑ์ HTL-AQ

3.6 การปรับปรุงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ด้วย Wet Oxidation

ผลิตภัณฑ์ HTL-AQ จะนำมาปรับปรุงคุณภาพด้วยการใช้ออกซิเดชันเปียกแบบไม่เร่งปฏิกิริยาซึ่งเป็นกระบวนการออกซิเดชันโดยใช้ปฏิกิริยาระหว่างออกซิเจนและน้ำภายใต้สภาวะอุณหภูมิและความดันสูงเพื่อออกซิไดซ์และย่อยสลายสารประกอบอินทรีย์หรือสารละลายที่เป็นน้ำอื่นๆ ปฏิกิริยาโดยทั่วไปจะดำเนินการในระบบปิดและเกิดขึ้นในสถานะของเหลว ซึ่งกระบวนการนี้จะเป็นการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-AQ เพื่อแตกตัวสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีไนโตรเจน (N-containing aromatic compound) ก่อนเข้าสู่กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน โดยทั่วไปออกซิเจนที่ละลายน้ำจะถูกจ่ายด้วยอากาศหรือก๊าซออกซิเจนบริสุทธิ์ที่มีแรงดัน ปฏิกิริยาออกซิเดชันเกิดขึ้นที่อุณหภูมิที่สูงกว่าจุดเดือดของน้ำ (100 °C) แต่ต่ำกว่าจุดวิกฤต (374 °C) ซึ่งภายใต้สภาวะนี้จะทำให้เกิดการสลายตัวของสารประกอบอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนได้ (NH_4^+ และ NH_3) และสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจน (Oxygenated hydrocarbon) ซึ่งจะเป็นผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นและไม่ถูกออกซิไดซ์จากการสลายตัวของสารประกอบที่มีไนโตรเจนแบบอะโรเมติก

3.7 การประยุกต์ใช้ผลิตภัณฑ์ HTL-AQ กับกระบวนการ APR

กระบวนการ Aqueous phase reforming (APR) คือกระบวนการที่ไฮโดรคาร์บอนหรือออกซิเจนละลายในน้ำและทำปฏิกิริยากับโมเลกุลของน้ำในสถานะของเหลวที่อุณหภูมิต่ำและความดันสูงปานกลางเพื่อผลิตแก๊สไฮโดรเจนและสารประกอบไฮโดรคาร์บอน [53] โดยสารประกอบอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนได้ (NH_4^+ และ NH_3) และสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจน (Oxygenated hydrocarbon) จะทำปฏิกิริยากับน้ำในการะบวนการนี้เพื่อผลิตไฮโดนเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงในเฟสของน้ำ โดย NH_3 จะสลายตัวเป็นไนโตรเจน N_2 และไฮโดรเจน H_2 ซึ่งน้ำในระบบจะเกิดปฏิกิริยา Water-gas shift และ NH_3 จะสลายตัวไปเป็นแก๊สไฮโดรเจน ตามปฏิกิริยา $2NH_3 + 3H_2O \longrightarrow N_2 + 6H_2$ โดยปฏิกิริยานี้ช่วยเพิ่มผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนโดยรวม

ซึ่งข้อได้เปรียบของ APR เมื่อเทียบกับปฏิกิริยาการ reforming ในสถานะแก๊สแบบเดิม (Steam reforming, SR) คือ พลังงานที่ป้อนเข้าที่ต่ำกว่าเพราะไม่จำเป็นต้องทำให้วัสดุดิบตั้งต้นกลายเป็นสถานะแก๊ส รวมทั้งการปลดปล่อยของแก๊ส CO ยังมีปริมาณที่น้อยกว่า [25] เนื่องจากสภาวะของปฏิกิริยา APR เอื้ออำนวยต่อปฏิกิริยาการเปลี่ยนสถานะจากน้ำไปเป็นแก๊ส ซึ่งทำให้สามารถลดการเกิด CO และผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้ในขั้นตอนเดียวเดียว [26] ความแตกต่างระหว่าง APR และ SR แสดงไว้ดังตารางที่ 15

ตารางที่ 15 เงื่อนไขของปฏิกิริยา APR และ SR

เงื่อนไขของปฏิกิริยา	**Aqueous phase reforming**	**Steam reforming**
อุณหภูมิ	200-300 ℃	>400 ℃
ความดัน	15-50 บาร์ (1.5-5 MPa)	1-25 บาร์ (0.1-2.5 MPa)
สถานะของปฏิกิริยา	ของเหลว	แก๊ส

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

บทที่ 4
แบบจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและแก๊สไฮโดรเจนโดยใช้มูลไก่ไข่ที่บูรณาการร่วมกับ กระบวนการ hydrothermal liquefaction

4.1 เชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ในกระบวนการ

งานวิจัยนี้มุ่งศึกษาพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิต biocrude จากกระบวนการ hydrothermal liquefaction โดยใช้ชีวมวลจากมูลไก่ไข่เนื่องจากเป็นอีกหนึ่งชีวมวลที่มีปริมาณมากและไม่เสี่ยงต่อการขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวลเนื่องจากพบได้ทั่วภูมิภาคในประเทศไทยและพบได้ตลอดปี โดยจากการศึกษาคุณสมบัติของมูลไก่ไข่พบว่ามีคุณสมบัติและสารประกอบที่เพียงพอต่อการนำไปผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ที่มีมูลค่าเพิ่มได้ เช่น สารเคมีมูลค่าเพิ่ม และ แก๊สไฮโดรเจน ดังที่กล่าวมาข้างต้นในบทที่ 3 และนอกจากนี้การกำจัดมูลไก่ไข่ของฟาร์มในปัจจุบันยังคงใช้วิธีการนำไปหมักเป็นปุ๋ยหรือแก๊สชีวภาพ โดยวิธีการนี้นำมาซึ่งกลิ่นที่ไม่พึงประสงค์ แก๊สพิษและ เชื้อโรคจากแบคทีเรียต่างๆซึ่งจะส่งผลโดยตรงต่อชุมชนที่อาศัยอยู่ในบริเวณดังกล่าว

4.2 วิธีการดำเนินงาน

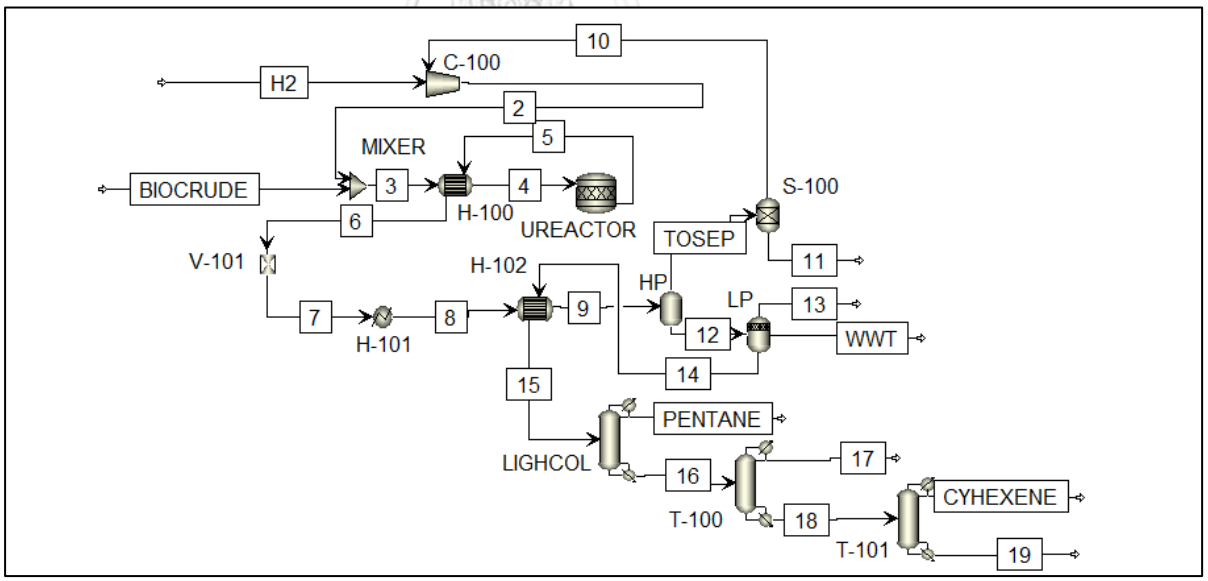
งานวิจัยนี้ได้ทำการจำลองและปรับปรุงกระบวนการการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มโดยการปรับปรุงคุณภาพของ biocrude จากกระบวนการ hydrothermal liquefaction (HTL) ที่ได้จากมูลไก่ไข่พร้อมกับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนทั้งที่ได้จากกระบวนการปรับปรุง biocrude และจาก by-product ของกระบวนการ HTL โดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการ Aspen Plus V11© เพื่อศึกษาและวิเคราะห์ผลของตัวแปรต่างๆ และหาสภาวะดำเนินการที่เหมาะสมที่สุดสำหรับใช้เป็นแนวทางในการประยุกต์ใช้กับกระบวนการจริง โดยขั้นตอนในการดำเนินงานเริ่มจากการออกแบบและจำลองกระบวนการผลิต biocrude ด้วย HTL ซึ่งได้ปรับปรุงกระบวนการทั้ง 2 กระบวนการ ได้แก่ กระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจากผลิตภัณฑ์ HTL-biocrude และกระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนด้วยกระบวนการ Aqueous phase reforming (APR) จากผลิตภัณฑ์ HTL-AQ โดยทั้งสองแบบจำลองจะนำมาใช้วิเคราะห์ผลกระทบของตัวแปรต่างๆและหาสภาวะที่มีประสิทธิภาพสูงที่สุดในการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและแก๊สไฮโดรเจน

4.3 การสร้างแบบจำลองกระบวนการบนโปรแกรม Aspen Plus V11 ©

ในกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและก๊าซไฮโดรเจนผ่านกระบวนการ hydrothermal liquefaction แบบบูรณาการของมูลไก่ไข่ ผู้วิจัยได้สร้างแบบจำลองกระบวนการผ่านโปรแกรมจำลองกระบวนการ Aspen Plus V11© แบบจำลองกระบวนการประกอบด้วย 2 ส่วนคือ (1) กระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจากการใช้กระบวนการ hydrotreating ในการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-biocrude และ (2) กระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนด้วย Aqueous phase reforming (APR) จากผลิตภัณฑ์ HTL-AQ เพื่อวัตถุประสงค์ในการลดปริมาณของแก๊สไฮโดรเจนเริ่มต้นจากภายนอกสำหรับกระบวนการ hydrotreating

4.3.1 การผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-biocrude

กระบวนการนี้เป็นการนำผลิตภัณฑ์ Biocrude ที่ถูกผลิตจากกระบวนการ hydrothermal liquefaction ของมูลไก่ไข่มาทำการปรับปรุงคุณภาพด้วย hydrotreating และนำมาแยกเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่มด้วยกระบวนการกลั่น โดยได้ศึกษาผลกระทบของตัวแปรจากแบบจำลองดังรูปที่ 7. และองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ Biocrude จะแสดงดังตารางที่ 14



รูปที่ 7. แบบจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-biocrude

จากรูปผลิตภัณฑ์ HTL-biocrude และแก๊สไฮโดรเจน (H_2) จากภายนอกจะถูกนำมาเพิ่มความดันโดยเครื่อง Compressor (C-100) ก่อนเข้าสู่ MIXER เพื่อผสมกับ HTL-biocrude และถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วย Heat exchanger (H-101) ตามลำดับ เพื่อให้มีสภาวะที่เหมาะสมต่อการทำ

ปฏิกิริยา hydrotreating ในเครื่อง UREACTOR และต่อจากนั้นจะถูกลดอุณหภูมิและความดันเป็น 140 องศาเซลเซียสและ 50 บาร์ โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ Biocrude ที่ผ่านการปรับปรุงคุณภาพโดยการลดปริมาณของออกซิเจนและไนโตรเจนและเข้าสู่เครื่องแยกเพื่อผลิตภัณฑ์ของเหลวและแก๊สที่ความดันต่ำและความดันสูงเพื่อให้ได้แก๊สไฮโดรเจนกลับมาใช้ในกระบวนการ เพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ให้แก่ biocrude ก่อนจะถูกนำมาแยกให้เป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่มโดยกระบวนการกลั่น

4.3.1.1 สารตั้งต้น (Feedstock)

สารตั้งต้นของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-biocrude จะประกอบไปด้วย HTL-biocrude และแก๊สไฮโดรเจน ซึ่งสารตั้งต้น HTL-biocrude จะใส่ข้อมูลของสารประกอบใน HTL-biocrude โดยนำมาจากผลการทดลองของงานวิจัย Jianwan Lu et al., 2018 ดังตารางที่ 14 สำหรับแก๊สไฮโดรเจนจากภายนอกจะสมมติให้มีความบริสุทธิ์ร้อยละ 100 หรือประกอบไปด้วยแก๊สไฮโดรเจนเพียงอย่างเดียว โดยสภาวะเริ่มต้นของ HTL-biocrude จะมีอัตราการป้อน 225 kg/hr ที่อุณหภูมิ 33.3 องศาเซลเซียสและความดัน 105.5 บาร์ ส่วนแก๊สไฮโดรเจนมีอัตราการป้อน 225 kg/hr ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียสและความดัน 23 บาร์ ซึ่งมีสัดส่วนการป้อนแก๊สไฮโดรเจนต่อ HTL biocrude เริ่มต้นเป็น 1:1 ก่อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ UREACTOR เพื่อเกิดกระบวนการ hydrotreating

4.3.1.2 เครื่องปฏิกรณ์ UREACTOR

กระบวนการ hydrotreating ของ HTL-biocrude เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ UREACTOR แสดงดังตารางที่ 16 ซึ่งปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์นี้เกิดขึ้นหลายปฏิกิริยาและบางปฏิกิริยาทราบค่าการเปลี่ยนแปลงส่วนย่อย (Fractional conversion) ดังนั้นจึงได้เลือกใช้แบบจำลองเป็น RStoic โดยสำหรับสมการที่ไม่ทราบค่า Fractional conversion จะสมมติให้สมการนั้นมีค่านี้เท่ากับ 1 สำหรับบางปฏิกิริยาที่ไม่ทราบค่าจะสมมติให้มีค่าการเปลี่ยนแปลงไปเป็นอีกสารอย่างสมบูรณ์ สภาวะที่ใช้ในการดำเนินการอยู่ที่อุณหภูมิ 390 °C และความดัน 100 บาร์ อัตราส่วนการป้อนแก๊สไฮโดรเจนต่อ HTL- biocrude

ตารางที่ 16 ปฏิกิริยาในกระบวนการ hydrotreating

	Model Compound	Reaction	Conversion (%)	Ref.
R1	Azulene,1,4-dimethyl-7-(1-methylethyl)-⟶ Cyclohexane	$2C_{15}H_{18} + 12H_2 \longrightarrow 5C_6H_{12}$	1	
R2	Ethylbenzene ⟶Benzene	$7C_8H_{10} + 5H_2 \longrightarrow 8C_6H_6 + 8CH_4$	1	
R3	Toluene ⟶Benzene	$C_7H_8 + H_2 \longrightarrow C_6H_6 + CH_4$	1	
R4	1,3,5,7-Cyclooctatetraene ⟶Benzene	$7C_8H_8 + 12H_2 \longrightarrow 8C_6H_6 + 8CH_4$	1	
	Hexadecanoic acid			
R5	Hexadecanoic acid ⟶ Pentadecane	$C_{16}H_{32}O_2+H_2 \longrightarrow C_{15}H_{32}+CO+H_2O$	0.5	
R6	Hexadecanoic acid ⟶ Pentadecane	$C_{16}H_{32}O_2 \longrightarrow C_{15}H_{32} + CO_2$	0.5	
	Phenol			
R7	Phenol ⟶ Benzene	$C_6H_6O + H_2 \longrightarrow C_6H_6 + H_2O$	0.34	[74]
R8	Phenol⟶ Cyclohexanone	$C_6H_6O + 2H_2 \longrightarrow C_6H_{10}O$	0.34	[75]
R9	Phenol ⟶Cyclohexanol	$C_6H_{10}O + H_2 \longrightarrow C_6H_{12}O$	1	[76]
R10	Phenol ⟶Cyclohexene	$C_6H_{12}O \longrightarrow C_6H_{10}O + H_2O$	1	[76]
R11	Phenol ⟶Cyclohexane	$C_6H_{10}O + H_2 \longrightarrow C_6H_{12}$	1	[71]
R12	Pentanone ⟶Pentane	$C_5H_{10}O + 2H_2 \longrightarrow C_5H_{12} + H_2O$	1	
R13	Decanamide ⟶Cyclohenxane	$3C_{10}H_{21}NO + 6H_2 \longrightarrow 5C_6H_{12} + 3NH_3 + 3H_2O$	1	
R14	Dibenzylamine ⟶Benzene	$3C_{14}H_{15}N + 3H_2 \longrightarrow 3NH_3 + 7C_6H_6$	1	

4.3.1.3 เครื่องแยกระหว่างของเหลวและแก๊สที่ความดันสูง (High pressure flash, HP)

ผลิตภัณฑ์จาก UREACTOR จะถูกนำไปลดความดันและลดอุณหภูมิ หลังจากนั้นจะถูกแลกเปลี่ยนความร้อนก่อนจะเข้าสู่เครื่องแยกเพื่อผลิตภัณฑ์ของเหลวและแก๊ส โดยเครื่องแยกนี้จะดำเนินการที่อุณหภูมิ 40 °C และความดัน 50 บาร์ และใช้แบบจำลอง Flash 2 เพื่อแยกผลิตภัณฑ์ของเหลวและแก๊สเมื่อไม่ทราบถึงสัดส่วนของการแยก

4.3.1.4 เครื่องแยกระหว่างของเหลวและแก๊สที่ความดันต่ำ (Low pressure flash, LP)

ผลิตภัณฑ์ของเหลวที่ได้จากการแยกในเครื่อง HP จะถูกนำมาแยกของเหลวและแก๊สอีกครั้งเพื่อกำจัดออกซิเจน แก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกไปซึ่งเป็นสาเหตุที่ทำให้คุณภาพของ biocrude มีค่าความร้อนลดลงและเพื่อวัตถุประสงค์ในการเพิ่มความบริสุทธิ์ให้แก่ biocrude โดยเครื่องแยกนี้จะดำเนินการที่อุณหภูมิ 25 °C และความดัน 4 บาร์ ซึ่งใช้แบบจำลอง Flash 3 เพื่อต้องการแยกแก๊ส ของเหลวและของเหลว เมื่อไม่ทราบถึงสัดส่วนในการแยก

4.3.1.5 เครื่องกลั่น

ผลิตภัณฑ์ของเหลวผสมที่ได้ผ่านการแยกด้วย LP จะถูกนำมาแยกให้เป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม ได้แก่ phenol benzene cyclohexene cyclohexane pentadecane pentane และอื่นๆ โดยอาศัยคุณสมบัติของจุดเดือดที่แตกต่างกัน

4.3.1.6 การจำลองกระบวนการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ 17 ค่าพารามิเตอร์ของการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-biocrude

ค่าพารามิเตอร์	Stream	อุณหภูมิ (°C)	ความดัน (Bar)	อัตราการไหล (kg/hr)
Input parameters				
- HTL Biocrude	BIOCRUDE	33.3	105.5	225
- Inlet hydrogen (Initial)	H2	60	23	225
Constrain parameters				
- Inlet hydrogen (Optimum)	H2	60	23	4.5 (Ratio H2/Biocrude= 1/50)
- Hydrogen outlet compressor	2	180.24	50	Calculate

ค่าพารามิเตอร์	Stream	อุณหภูมิ (°C)	ความดัน (Bar)	อัตราการไหล (kg/hr)
- Stream outlet hydrotreating	5	390	100	Calculate
- Stream inlet HP	9	118.38	48.91	Calculate
- Stream outlet HP	TOSEP	43.2	48.91	Calculate
- Stream outlet LP	14	25	4	Calculate
- Inlet light distillation column	15	68.89	4	Calculate

4.3.1.7 การตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองกระบวนการ

กระบวนการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-biocrude เพื่อนำไปแยกเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม เพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองที่สร้างขึ้นด้วยโปรแกรม Aspen plus V11 © งานวิจัยนี้จึงได้ทำการเปรียบเทียบผลของแบบจำลอง โดยส่วนของ hydrotreating จะเปรียบเทียบกับผลของงานวิจัย Jessica Hoffmann และคณะ [71] ซึ่งวิจัยเกี่ยวกับการนำกระบวนการ HTL ไปบูรณาการร่วมกับกระบวนการผลิตแก๊สธรรมชาติจากมูลวัว (Digestate from biogas production) และได้ใช้กระบวนการ hydrotreating ในการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-biocrude จากมูลวัว ผลของการเปรียบเทียบการจำลองกระบวนการ แสดงดังตารางที่ 18 และ 19

ตารางที่ 18 ผลการเปรียบเทียบระหว่างแบบจำลองกระบวนการและผลของการทดลองจากงานวิจัย Jessica Hoffmann และคณะ (Hydrotreating) [71]

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ค่าพารามิเตอร์	ข้อมูลจากการทดลองอ้างอิง	ผลจากแบบจำลอง	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
อุณหภูมิผลิตภัณฑ์ขาออก, °C	305.00	295.92	2.98
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ Phenol (kg/hr)	48.53	48.14	0.80
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์cyclohexane (kg/hr)	43.71	43.25	1.05
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์benzene (kg/hr)	40.88	40.29	1.44

สำหรับกระบวนการการเพิ่มประสิทธิภาพการแยกด้วยความดันสูงและความดันต่ำโดยจะอ้างอิงจากงานวิจัยของ LJ Snowden-Swan et al., 2017 ซึ่งเป็นการศึกษาเกี่ยวกับการกำจัดกากตะกอนน้ำเสียรวมทั้งกากตะกอนจากสิ่งปฏิกูลด้วยกระบวนการ HTL เพื่อแปรรูปให้กลายเป็นน้ำมันดิบชีวภาพและศึกษาเกี่ยวกับผลผลิตของน้ำมันดิบชีวภาพ การปรับปรุงคุณภาพของผลผลิตน้ำมันดิบชีวภาพ กากตะกอนของแข็ง ปริมาณเถ้า และอัตราการถ่ายเทความร้อนของกากตะกอน

ตารางที่ 19 ผลการเปรียบเทียบระหว่างแบบจำลองกระบวนการและผลของการทดลองจากงานวิจัย LJ Snowden-Swan et al., 2017 [77]

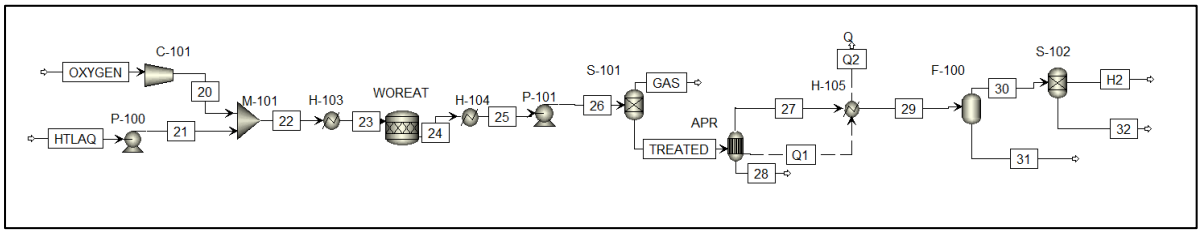
ค่าพารามิเตอร์	ข้อมูลจากการทดลองอ้างอิง	ผลจากแบบจำลอง	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ทั้งหมด (lb/hr)	43887	43879	0.01
อัตราการไหลของ H_2 ที่ออกจาก HP (lb/hr)	3284	3281	0.09
อัตราการไหลของไอน้ำที่ออกจาก HP (lb/hr)	3525	3523	0.06
อัตราการไหลของน้ำ ที่ออกจาก LP (lb/hr)	3375	3372	0.09
สัดส่วนของปริมาณ CO2 ขาออกจาก LP (%)	21%	21%	0.00

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

4.3.2 การผลิตแก๊สไฮโดรเจนด้วยกระบวนการ Aqueous phase reforming (APR) จาก HTL-AQ

กระบวนการนี้เป็นการนำ HTL-AQ ซึ่งเป็น by-product ของกระบวนการ HTL ที่มีประมาณมากและยังคงมีสารประกอบมากมายที่เกิดประโยชน์มาปรับปรุงคุณภาพและผลิตเป็นแก๊สไฮโดรเจนใช้ในระบบด้วยกระบวนการ Aqueous phase reforming (APR) ซึ่งเป็นวิธีการเกิดปฏิกิริยา reforming ในสถานะที่เป็นของเหลวโดยแบบจำลองสร้างขึ้นเพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมและ

ผลกระทบต่อตัวแปรต่อผลิตภัณฑ์แก๊สไฮโดรเจน แสดงดังรูปที่ 8. โดยหลักการของกระบวนการ APR คือ น้ำในระบบจะดำเนินการที่จุด Bubble point ซึ่งเป็นสภาวะที่ทำให้ของเหลวเกิดการก่อตัวเป็นฟองแก๊สได้แก่ แก๊สไฮโดรเจน คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรคาร์บอนต่างๆ



รูปที่ 8. แบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากผลิตภัณฑ์ HTL-AQ

4.3.2.1 Feedstock

สารที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนประกอบด้วย 2 ชนิด ได้แก่ ผลิตภัณฑ์ HTL-AQ และแก๊สออกซิเจน สารที่ป้อนทั้งสองชนิดนี้จะถูกเพิ่มความดันและผ่าน M-101 เพื่อผสมกันและถูกเพิ่มอุณหภูมิเพื่อให้มีสภาวะที่เหมาะสมต่อกระบวนการ Wet oxidation (WO) ในเครื่องปฏิกรณ์ WOREAT

4.3.2.2 เครื่องปฏิกรณ์ที่เกิดกระบวนการ Wet oxidation (WOREAT)

กระบวนการ Wet oxidation (WO) เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ WOREAT เพื่อทำให้ N-containing aromatic compound ใน HTL-AQ แตกตัวเป็นมวลโมเลกุลที่เล็กลงไปเป็น ammonia และ organic compound ใน HTL-AQ จะเปลี่ยนไปเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และ กรดอินทรีย์ขนาดเล็ก โดยดำเนินการที่อุณหภูมิ 170 °C และความดัน 10 บาร์ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นแสดงดังตารางที่ 20 โดยจะใช้แบบจำลองแบบ RSTOIC เนื่องจากทราบค่า Fractional Conversion

ตารางที่ 20 ปฏิกิริยาในกระบวนการ Wet oxidation

	Reaction	Fractional Conversion
R1	$2C_5H_8O + 13O_2 \longrightarrow 10CO_2+H_2O$	0.4
R2	$C_5H_8O + O_2 \longrightarrow C_5H_6O_2 + H_2O$	0.2
R3	$2C_5H_8O + 3O_2 \longrightarrow 2C_3H_8 + 4CO_2$	0.4
R4	$2C_6H_8O + 15O_2 \longrightarrow 12CO_2 + 8H_2O$	0.5
R5	$2C_6H_8O + 5O_2 \longrightarrow 2C_3H_8 + 6CO_2$	0.5
R6	$C_7H_{10}O + 9O_2 \longrightarrow 7CO_2 + 5H_2O$	0.1
R7	$4C_7H_{10}O + 11O_2 \longrightarrow 5C_3H_8 + 13CO_2$	0.6
R8	$2C_7H_{10}O + 5O_2 \longrightarrow 2C_4H_{10} + 6CO_2$	0.3
R9	$C_6H_6O + 7O_2 \longrightarrow 6CO_2 + 3H_2O$	0.25
R10	$C_6H_6O + O_2 \longrightarrow C_6H_4O_2 + H_2O$	0.25
R11	$2C_6H_6O + 8O_2 \longrightarrow 3CH_4 + 9CO_2$	0.5
R12	$C_7H_8O_2 + 8O_2 \longrightarrow 7CO_2 + 4H_2O$	0.2
R13	$C_7H_8O_2 + 4O_2 \longrightarrow 2CH_4 + 5CO_2$	0.2
R14	$2C_7H_8O_2 + O_2 \longrightarrow 2C_7H_6O_2 + 2H_2O$	0.4
R15	$C_7H_8O_2 + O_2 \longrightarrow C_7H_6O_3 + H_2O$	0.2
R16	$2C_6H_7NO + 13O_2 \longrightarrow 12CO_2 + 2NH_3+4H_2O$	0.5
R17	$2C_6H_7NO + 8O_2 \longrightarrow 9CO_2 + 2NH_3 + C_3H_8$	0.5
R18	$C_5H_6N_2 + 5O_2 \longrightarrow 5CO_2 + 2NH_3 + 0H_2O$	1
R19	$2C_6H_8N_2 + 13O_2 \longrightarrow 12CO_2 + 4NH_3 + 2H_2O$	0.3
R20	$2C_6H_8N_2 + 11O_2 \longrightarrow 11CO_2 + 4NH_3 + CH_4$	0.3
R21	$3C_6H_8N_2 + 16O_2 \longrightarrow 16CO_2 + 6NH_3 + C_2H_6$	0.4
R22	$C_7H_{10}N_2 + 8O_2 \longrightarrow 7CO_2 + 2NH_3 + 2H_2O$	0.5
R23	$C_7H_{10}N_2 + 6O_2 \longrightarrow 6CO_2 + 2NH_3 + CH_4$	0.5

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

4.3.2.3 เครื่องปฏิกรณ์ APR

ผลิตภัณฑ์ขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์ WOREAT จะถูกนำไปเพิ่มอุณหภูมิและความดันเพื่อให้เกิดสภาวะที่เหมาะสมต่อกระบวนการ APR ในเครื่องปฏิกรณ์ APR ซึ่งจะดำเนินการที่อุณหภูมิ 270 ℃ และความดัน 20 บาร์ ช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสมกับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนด้วยชีวมวลประเภทมูลจะอยู่ที่อุณหภูมิ 250-300 ℃ และความดัน 15-25 bar ในเครื่องปฏิกรณ์นี้ ammonia และ กรดอินทรีย์ขนาดเล็ก ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นแสดงดังตารางที่ 21 โดยแบบจำลองที่ใช้คือ REquil เพื่อสมมติให้ปฏิกิริยาเข้าสู่ Equilibrium และศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิและความดัน

ตารางที่ 21 ปฏิกิริยาในกระบวนการ APR

	Reaction
R1	$2NH_3 + 4H_2O \longrightarrow 2NO_2 + 7H_2$
R2	$C_5H_6O_2 + 4H_2O \longrightarrow 2CH_4 + 3CO_2 + 3H_2$
R3	$C_5H_6O_2 + 5H_2O \longrightarrow 3CH_3OH + 2CO_2 + 2H_2$
R4	$C_3H_8 + 6H_2O \longrightarrow 10H_2 + 3CO_2$
R5	$C_4H_{10} + 8H_2O \longrightarrow 13H_2 + 4CO_2$
R6	$C_6H_4O_2 + 6H_2O \longrightarrow 2CH_4 + 4CO_2 + 4H_2$
R7	$C_6H_4O_2 + 7H_2O \longrightarrow 3CH_3OH + 3CO_2 + 3H_2$
R8	$CH_4 + 2H_2O \longrightarrow 4H_2 + CO_2$
R9	$C_7H_6O_2 + 8H_2O \longrightarrow 4CH_3OH + 3CO_2 + 3H_2$
R10	$2C_7H_6O_3 + 15H_2O \longrightarrow 7CH_3OH + 7CO_2 + 7H_2$
R11	$C_2H_6 + 4H_2O \longrightarrow 7H_2 + 2CO_2$
R12	$2NH_3 \longrightarrow N_2 + 3H_2$

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

4.3.2.4 การจำลองกระบวนการ

ตารางที่ 22 ค่าพารามิเตอร์ของการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-AQ และการผลิตแก๊สไฮโดรเจน

ค่าพารามิเตอร์	Aspen Plus	อุณหภูมิ °C	ความดัน Bar	อัตราการไหล kg/hr
Input parameters				
- Inlet oxygen	OXYGEN	75	52	6030
- Inlet HTL-AQ	HTLAQ	Calculate	1.01	670
Constrain parameters				
- Inlet untreated HTL-AQ	23	150	10	Calculate
- Outlet APR	27	270	30	Calculate
- Inlet product separated	30	30	30	Calculate

4.3.2.5 การตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ

กระบวนการนี้เป็นการนำผลิตภัณฑ์ของเหลวเหลือทิ้งจากกระบวนการ HTL นั่นคือ HTL-AQ มาผลิตเป็นแก๊สไฮโดรเจน โดยขั้นตอนแรกจะต้องนำ HTL-AQ มาบำบัดเพื่อปรับปรุงคุณภาพก่อน เนื่องจากผลิตภัณฑ์นี้มีองค์ประกอบของ N-containing aromatic compound จำนวนมากและอาจไปขัดขวางการผลิตไฮโดรเจน ดังนั้นจึงได้ทำการปรับปรุงผลิตภัณฑ์นี้ด้วยกระบวนการ Wet oxidation ซึ่งแบบจำลองจะนำไปเปรียบเทียบกับงานวิจัย S Chandraseagar และคณะ [78] งานวิจัยนี้ได้ศึกษาเกี่ยวกับการนำน้ำเสียที่มีองค์ประกอบของโซดาไฟมาทำการบำบัดด้วยออกซิเจน และศึกษาถึงอัตราส่วนที่เหมาะสมของน้ำเสียและออกซิเจน

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ 23 เปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการและผลการทดลองของงานวิจัย S Chandraseagar และคณะ (2019) (Wet oxidation) [78]

ค่าพารามิเตอร์	ผลการทดลองจากงานวิจัยอ้างอิง	ผลของแบบจำลอง	ความคลาดเคลื่อน (%)
อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ (L/hr)	828.13	827.86	0.03

ค่าพารามิเตอร์	ผลการทดลองจากงานวิจัยอ้างอิง	ผลของแบบจำลอง	ความคลาดเคลื่อน (%)
Optimum feedstock /oxygen flow rate ratio	0.11	0.11	0.00
อัตราการไหลของ CH3SH (L/hr)	0.36	0.35	2.78
อัตราการไหลของแก๊สออกซิเจน (L/hr)	2.75	2.73	0.73

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

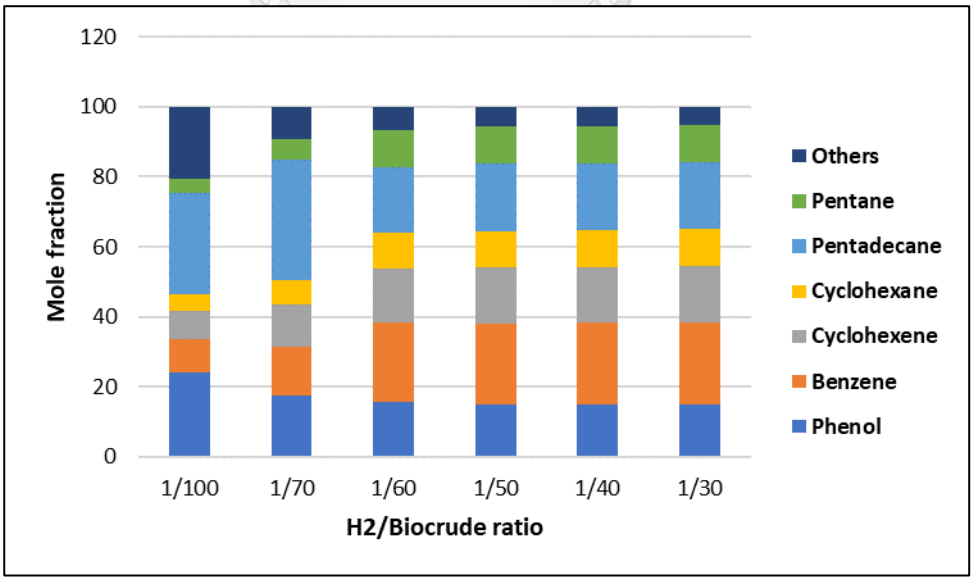
บทที่ 5
ผลการศึกษากระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มและแก๊สไฮโดรเจนโดยใช้มูลไก่ไข่ที่บูรณาการร่วมกับกระบวนการ hydrothermal liquefaction

งานวิจัยนี้ศึกษาและวิเคราะห์แบบจำลองการผลิตน้ำมันดิบชีวภาพโดยใช้ชีวมวลเป็นมูลไก่ไข่ด้วยเทคโนโลยีไฮโดรเทอร์มอลเหลว (Hydrothermal liquefaction, HTL) ผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบนี้จะถูกนำไปปรับปรุงไปเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม ส่วนผลิตภัณฑ์ของเหลวที่ถูกแยกออกจากผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบจะถูกนำไปปรับปรุงคุณภาพเพื่อผลิตเป็นแก๊สไฮโดรเจนเพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการด้วยเทคโนโลยี APR

5.1 การศึกษาหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ Hydrotreating ของ HTL-biocrude จากมูลไก่

งานวิจัยนี้ได้ปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันดิบจากมูลไก่ไข่จากกระบวนการ HTL โดยการใช้ไฮโดรเจนร่วม (Hydrotreating) เพื่อแปรรูปน้ำมันดิบชีวภาพไปเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม ซึ่งหัวข้อที่ศึกษาเพื่อหา สภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมของกระบวนการมีดังนี้

5.1.1 ผลของอัตราส่วนการป้อนแก๊สไฮโดรเจน ต่อ HTL-Biocrude ต่อสัดส่วนเชิงโมลขององค์ประกอบต่างๆ

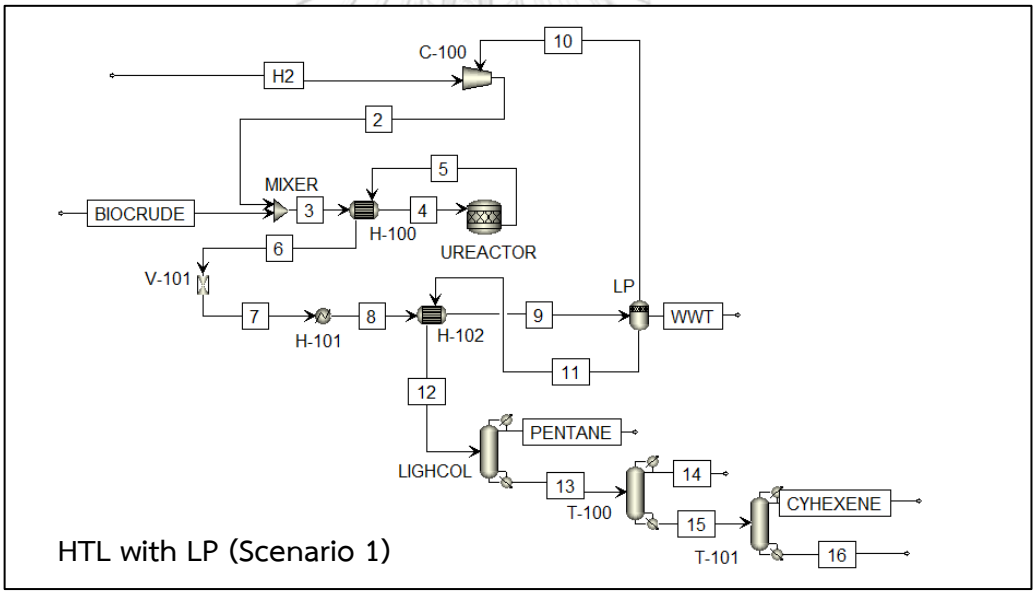


รูปที่ 9. ผลกระทบของอัตราส่วนการไหล ของ H_2/biocrude กับ value-added chemical products

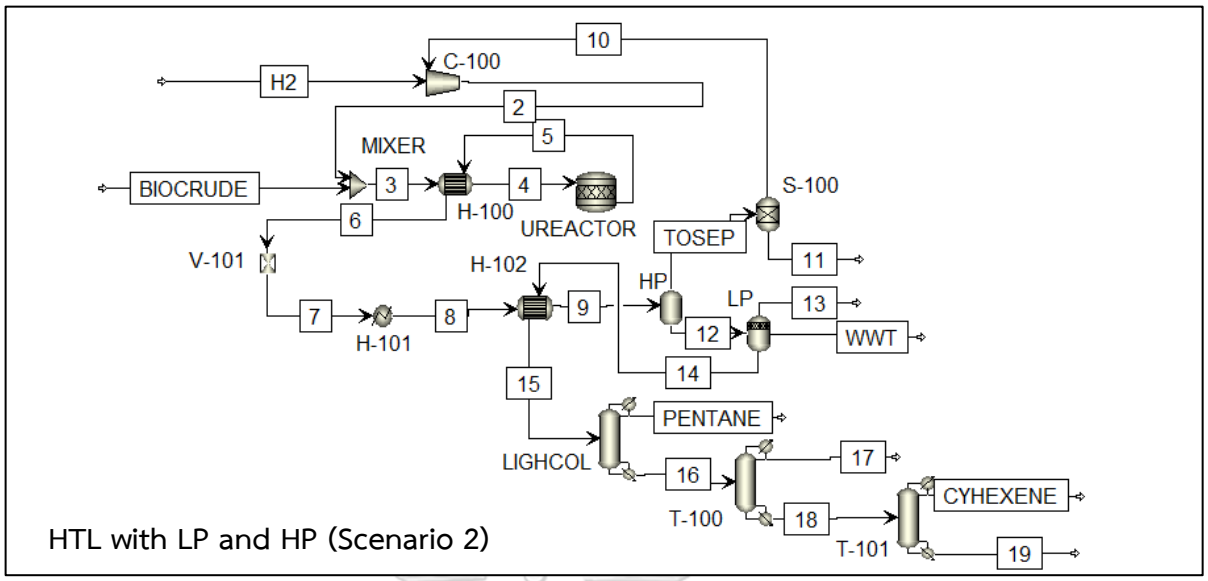
อัตราการไหลของแก๊สไฮโดรเจนถือเป็นตัวแปรสำคัญสำหรับกระบวนการ Hydrotreating ซึ่งใช้ในการปรับปรุงคุณภาพของ HTL- biocrude [79] ในระหว่างกระบวนการ Hydrotreating แก๊สไฮโดรเจนจะถูกใช้เพื่อกำจัดออกซิเจนและไนโตรเจนใน HTL-Biocrude เพราะสารสองชนิดนี้ส่งผลโดยตรงต่อค่าความร้อนที่ลดลงของผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude [80] นอกจากนี้อีกหนึ่งตัวแปรที่ต้องการควบคุมก็คือปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยออกมา ดังนั้นอัตราการไหลของไฮโดรเจนต่อ HTL-Biocrude จะต้องอยู่ในช่วงที่สูงเพียงพอที่จะรักษา hydrogen partial pressure ในเครื่องปฏิกรณ์ hydrotreating [81] จากรูปที่ 9. แสดงผลของอัตราการไหลของไฮโดรเจนต่ออัตราการไหลของ HTL-biocrude (H_2/Biocrude ratio) จากมูลไก่ไข่ ซึ่งองค์ประกอบของ HTL-biocrude จะประกอบไปด้วยผลิตภัณฑ์สารเคมีที่มีมูลค่าเพิ่ม ได้แก่ phenol benzene cyclohexene cyclohexane pentadecane pentane และ others (เช่น CO_2 NH_3 H_2O) จากการวิเคราะห์ผลการจำลองกระบวนการพบว่า อัตราส่วน 1:100 จะส่งผลให้สาร pentadecane, phenol, และ others ซึ่งเป็นสารที่มี straight-chain alkane ขนาดใหญ่และกลุ่มอะโรมาติกมีปริมาณที่สูงขึ้นตามลำดับ ซึ่งเกิดจากปริมาณการป้อนแก๊สไฮโดรเจนในระบบที่น้อยจึงส่งผลต่อ hydrotreating activity ในกระบวนกำจัดกลุ่ม heteroatom และไฮโดรคาร์บอนขนาดใหญ่หรือพันธะคู่หรือวงแหวนอะโรเมติกด้วยแก๊สไฮโดรเจนที่น้อยลงอย่างมีนัยสำคัญ อย่างไรก็ตามอัตราการป้อนแก๊สไฮโดรเจนต่อ HTL-biocrude ที่ 1:100 ก็ยังเพียงพอสำหรับการเกิดปฏิกิริยากับ hexadecenoic acid ซึ่งเป็นอีกหนึ่งองค์ประกอบที่มีปริมาณมากและเป็นอีกหนึ่งสาเหตุที่ทำให้เกิดเป็นผลิตภัณฑ์ pentadecane จำนวนมาก [71] นอกจากนี้ hexadecenoic ยังเป็นสารที่มีพันธะที่เสถียรน้อยกว่า phenol จึงทำปฏิกิริยาทำไฮโดรเจนได้ง่ายกว่า และเมื่อทำปฏิกิริยากับแก๊สไฮโดรเจนอะตอมออกซิเจนที่อยู่ใน hexadecenoic จะทำหน้าที่เป็นตัวรับหลักที่จับกับไฮโดรเจน (hydrogen bound acceptors) [82] จึงทำให้มีปริมาณของ phenol เหลือในระบบมากที่สุดที่อัตราส่วนนี้ ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าที่อัตราส่วน 1:100 ยังมีอัตราการป้อนแก๊สไฮโดรเจนที่ไม่เพียงพอที่จะทำปฏิกิริยากับอะโรเมติกของ phenol เพื่อเปลี่ยนไปเป็นสาร benzene, cyclohexene, และ cyclohexane ได้ตามปฏิกิริยา สำหรับอัตราส่วน 1:70 และ 1:60 สาร phenol เกิดปฏิกิริยากับไฮโดรเจนได้มากขึ้น ซึ่งสามารถวิเคราะห์ได้จากปริมาณของ phenol ที่ลดลงและเริ่มคงที่เมื่อเริ่มลดอัตราส่วนของการป้อน HTL-Biocrude ไปเป็น 1:50 1:40 และ 1:30 ซึ่งเป็นสาเหตุที่ทำให้ปริมาณของสารอื่นๆเพิ่มขึ้นเนื่องจากเกิดกระบวนการกำจัด heteroatom ใน phenol ที่เพิ่มขึ้น ส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แอมโมเนีย และน้ำจะถูกกำจัดออกไปจากกระบวนการและมีปริมาณที่ลดลง ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าอัตราส่วนการป้อนแก๊สไฮโดรเจนต่อ HTL-Biocrude ที่เหมาะสมของกระบวนการ hydrotreating จะอยู่ที่ 1:60 – 1:30 เพราะเป็นช่วงที่เหมาะสมต่อกระบวนการ hydrotreating เพื่อเปลี่ยน HTL-Biocrude ให้เป็นผลิตภัณฑ์สารเคมีมูลค่าเพิ่ม โดยงานวิจัยนี้ได้จำลองกระบวนการด้วยอัตราส่วน

1:50 และสารเคมีมูลค่าเพิ่มที่ได้ phenol ร้อยละ 15 โดยมวล benzene ร้อยละ 23.2 โดยมวล cyclohexene ร้อยละ 15.9 โดยมวล cyclohexane ร้อยละ 10.4 โดยมวล pentadecane ร้อยละ 19.1 โดยมวล pentane ร้อยละ 10.6 โดยมวล และ อื่นๆร้อยละ 5.8 โดยมวล นอกจากนี้ อัตราการป้อนของไฮโดรเจนต่อ HTL-Biocrude ในช่วงนี้ยังสูงพอต่อการรักษา hydrogen partial pressure ที่เหมาะสมเพื่อลดการเกิดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบได้ [81] ในทำนองเดียวกัน การศึกษาก่อนหน้านี้ของ B. Luqmanulhakim และคณะ [83] ได้รายงานผลที่คล้ายกันของอัตราส่วนของการป้อนไฮโดรเจนต่อน้ำมันดิบในการใช้กระบวนการ hydrocracking เพื่อทำลายพันธะคาร์บอน-คาร์บอน

นอกจากนี้กระบวนการ Hydrotreating ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอนเพิ่มมากขึ้น อีกทั้งปริมาณของไฮโดรเจนที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาของกระบวนการนี้ก็มีเพิ่มขึ้นด้วย ดังนั้นจึงมีการปรับปรุงกระบวนการเพื่อนำไฮโดรเจนกลับมาใช้ในกระบวนการอีกครั้งโดยการศึกษาหน่วยการแยกระหว่างของเหลวและแก๊สที่ความดันสูง (HP) และความดันต่ำ (LP) และนำมาเปรียบเทียบกันระหว่างกระบวนการที่มีการแยกด้วย LP เพียงอย่างเดียว (Scenario 1) กับกระบวนการที่มีการเพิ่มประสิทธิภาพการแยกทั้ง HP และ LP (Scenario 2) แสดงดังรูปที่ 10.

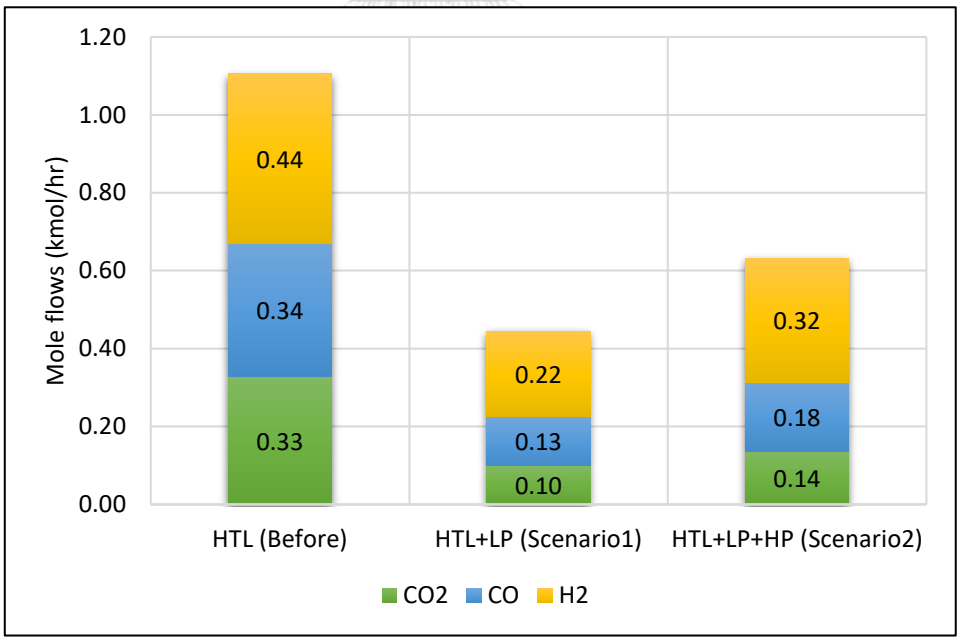


รูปที่ 10. การปรับปรุงกระบวนการเพิ่มประสิทธิภาพการแยกของเหลวและแก๊สด้วยความดันต่ำ



รูปที่ 11. การปรับปรุงกระบวนการเพิ่มประสิทธิภาพการแยกของเหลวและแก๊สด้วยความดันต่ำและความดันสูง

5.1.2 ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนของก่อนและหลังปรับปรุงกระบวนการ



รูปที่ 12. ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนของก่อนและหลังปรับปรุงกระบวนการ

กระบวนการ HTL ทั่วไปจะประกอบด้วยเครื่องปฏิกรณ์และอุปกรณ์สำหรับปรับสภาพอุณหภูมิและความดันให้เหมาะสมกับสภาวะที่เกิดปฏิกิริยา โดยการจำลองกระบวนการในกรณีพื้นฐานจะดำเนินการด้วยมูลไก่ไข่ 1.2 tons ต่อ วัน กระบวนการที่ถูกจำลองได้นำแนวความคิดจากงานวิจัยของ Jessica Hoffmann และคณะ [71] มาปรับใช้ มูลไก่ไข่จะถูกเพิ่มความดันที่ 18 MPa และให้ความร้อนที่อุณภูมิ 340 °C ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน จากนั้นมูลไก่ไข่จะถูกป้อนไปสู่เครื่องปฏิกรณ์ HTL และถูกเปลี่ยนรูปไปเป็นผลิตภัณฑ์ HTL-biocrude, aqueous phase residue, และของแข็งกับแก๊สในจำนวนเล็กน้อย ผลิตภัณฑ์ HTL-biocrude จากมูลไก่ไข่มีคุณสมบัติและองค์ประกอบที่แตกต่างจาก petroleum crude oil เช่น ปริมาณคาร์บอน, ไฮโดรเจน, ออกซิเจน, และ ไนโตรเจน [84] ผลิตภัณฑ์ HTL-biocrude จึงจำเป็นต้องนำไปปรับปรุงคุณภาพทั้งคุณสมบัติทางกายภาพ ทางเคมีและนำไปเพิ่มความบริสุทธิ์ เพื่อต่อยอดเป็นผลิตภัณฑ์สารเคมีที่สร้างมูลค่าเพิ่มได้

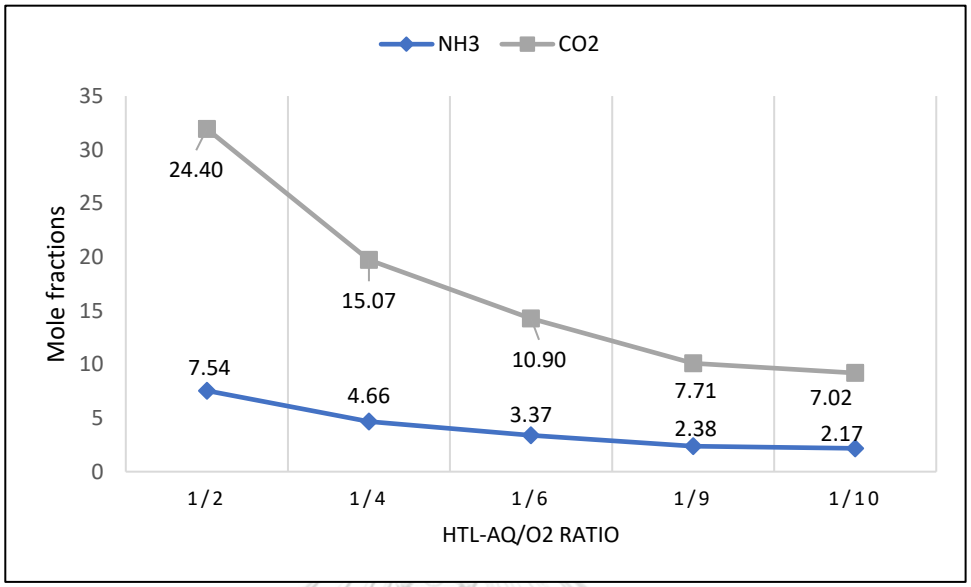
สำหรับ scenario 1 หลังจากการปรับปรุง HTL-biocrude ด้วยกระบวนการ hydrotreating แล้ว กระบวนการ LP จะถูกใช้เพื่อแยกส่วนประกอบของแก๊ส (off-gas) และของเหลวเพื่อกำจัดสิ่งปนเปื้อน (impurity) ออกจากผลิตภัณฑ์ด้วยแรงดันต่ำ จากผลการจำลองพบว่า scenario 1 มีการผลิตแก๊สไฮโดรเจนน้อยกว่ากระบวนการพื้นฐาน (base case) ในขณะเดียวกันการผลิตแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ก็ลดลงอย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากกรณีนี้มีกระบวนการแยกด้วยแรงดันต่ำเพียงอย่างเดียวซึ่งส่งผลให้ไฮโดรเจน คาร์บอน และออกซิเจนใน HTL-biocrude ถูกแยกออกไปน้อยกว่า

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

สำหรับ scenario 2 มีการเพิ่มการแยกด้วยแรงดันสูง (high-pressure separation, HP) เพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ของ HTL-biocrude และเพิ่มปริมาณแก๊สไฮโดรเจนโดยมีวัตถุประสงค์ในการนำแก๊สไฮโดรเจนกลับมาใช้ในกระบวนการ จากนั้นไฮโดรเจนที่ได้จะถูกทำให้บริสุทธิ์ด้วย HP และนำกลับมาป้อนผสมกับ HTL-biocrude เพื่อปรับปรุงคุณสมบัติของตัวผลิตภัณฑ์ โดย HP จะทำการแยกผลิตภัณฑ์ออกมาในสองสถานะได้แก่ ไฮโดรเจนในสถานะแก๊สและ ผลิตภัณฑ์สารเคมีมูลค่าเพิ่มในสถานะของเหลว ซึ่งผลิตภัณฑ์สารเคมีมูลค่าเพิ่มเหล่านี้จะถูกป้อนเข้าสู่ LP เพื่อทำการแยก impurity อีกครั้งและป้อนเข้าสู่หอกลั่นเพื่อทำการแยกสารเคมีมูลค่าเพิ่มแต่ละชนิดด้วยการใช้จุดเดือดที่แตกต่างกัน ด้วยเหตุนี้ scenario 2 จึงมีปริมาณของไฮโดรเจนที่สูงกว่า scenario 1 แต่ในทำนองเดียวกัน ปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนออกไซด์ในระบบก็มีปริมาณเพิ่มขึ้นเช่นกัน แต่เมื่อนำไปเปรียบเทียบกับกระบวนการพื้นฐาน แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนออกไซด์ยังมีปริมาณที่ต่ำกว่าอย่างมีนัยสำคัญ

5.2 การศึกษาหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ Wet oxidation

5.2.1 ผลของอัตราส่วนการป้อน HTL-AQ ต่อ แก๊สออกซิเจน



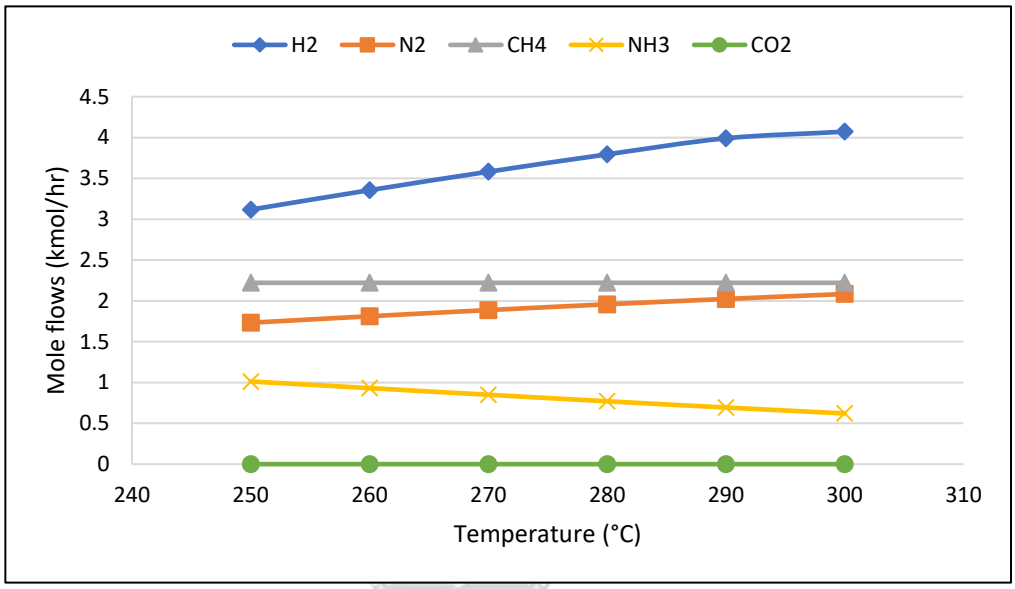
รูปที่ 13. ผลของอัตราส่วน HTL-AQ/O_2 ต่อผลิตภัณฑ์ NH_3 และ CO_2 ที่ปล่อยออกมาจากกระบวนการ

จากรูปที่ 13. แสดงถึงอัตราการป้อนผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ต่อแก๊สออกซิเจนเพื่อใช้ในการศึกษาการแตกตัวของสารประกอบในผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ด้วยปฏิกิริยา oxidation แบบเปียก (Wet oxidation) ซึ่งเป็นกระบวนการที่จะนำมาปรับปรุง HTL-AQ เพื่อให้นำไปต่อยอดได้ง่ายขึ้นโดยการกำจัดและแตกตัว heteroatom ใน N-containing aromatic compounds ซึ่งเป็นสารประกอบที่มีปริมาณมากที่สุดในผลิตภัณฑ์ HTL-AQ และขัดขวางกระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจน ในปฏิกิริยา Wet oxidation จะทำให้การแตกตัวของ N-containing aromatic compounds จะถูกเปลี่ยนใช้เป็นแอมโมเนีย ส่วนสารประกอบอินทรีย์อื่นๆ จะถูกเปลี่ยนให้เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ [85] ส่วนในงานวิจัยนี้อัตราการป้อนของออกซิเจนถือเป็นตัวแปรควบคุมของปฏิกิริยา oxidation เนื่องจากส่งผลต่อการเกิด oxidation activity จากผลการจำลองกระบวนการ พบว่า อัตราส่วนการป้อนที่ 1:2 มีสัดส่วนเชิงโมลของแอมโมเนียและคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ที่ 7.54 และ 24.40 โดยโมลตามลำดับ จากนั้นเมื่อเพิ่มปริมาณออกซิเจนเป็นอัตราส่วนการป้อน 1:4 ถึง 1:6 ปริมาณแอมโมเนียและคาร์บอนไดออกไซด์มีแนวโน้มค่อยๆลดลง เมื่อสัดส่วนของออกซิเจนเพิ่มขึ้นเพราะว่า เมื่อเติมออกซิเจนมากขึ้น ทำให้เกิด oxidation activity ต่อ N-containing aromatic compounds เพิ่มขึ้นและเกิดปฏิกิริยาได้ดี แต่เมื่อระบบมีปริมาณออกซิเจนที่มากเกินไป N-containing aromatic compounds จะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนจนหมดและเหลือเพียงออกซิเจนที่ยังไม่เกิดปฏิกิริยาในระบบ จึงทำให้ผลิตภัณฑ์แอมโมเนียและคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นลดลง สำหรับอัตราส่วนการป้อน

ช่วง 1:9 ถึง 1:10 ปริมาณของแอมโมเนียและคาร์บอนไดออกไซด์เริ่มลดลงอย่างคงที่ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ LJ Snowden-Swan และคณะ [78]

5.3 การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมต่อการดำเนินการของกระบวนการ APR

5.3.1 ผลของอุณหภูมิต่ออัตราการไหลเชิงโมลขององค์ประกอบต่างๆ

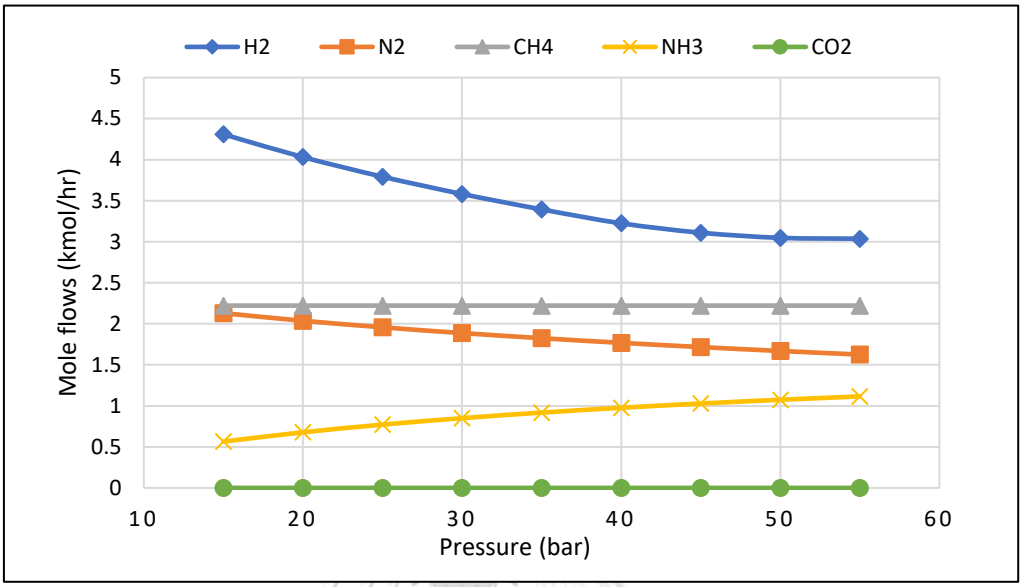


รูปที่ 14. ผลของอุณหภูมิต่ออัตราการไหลเชิงโมลขององค์ประกอบต่างๆ

ในสภาวะเริ่มต้นสำหรับการจำลองกระบวนการพบว่าสารอินทรีย์ต่างๆใน HTL-AQ ได้ทำปฏิกิริยากับน้ำและเกิดเป็นผลิตภัณฑ์แก๊สไฮโดรเจน ไนโตรเจน มีเทน ไอน้ำ และ คาร์บอนไดออกไซด์ จากผลการจำลองกระบวนการที่แสดงดังรูปที่ 14. พบว่า เมื่ออุณหภูมิของกระบวนการเท่ากับ 250 °C ปริมาณของไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีค่าประมาณ 3.12 kmol/hr เกิดแก๊สมีเทน ไนโตรเจน แอมโมเนีย ประมาณ 2.22 1.73 และ 1.01 kmol/hr ตามลำดับ ส่วนไอน้ำและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นในระบบเพียง 0.01 และ 0.000000488 kmol/hr ตามลำดับ และจากรูป แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของสารต่างๆ พบว่า การเพิ่มอุณหภูมิของกระบวนการ APR จะทำให้ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยา reforming เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนซึ่งจะเกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิสูง ดังนั้นการเพิ่มอุณหภูมิจาก 250-300 °C จึงทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สไฮโดรเจนมีแนวโน้มเพิ่มขึ้น และมีค่าสูงสุดเท่ากับ 4.07 kmol/hr ที่อุณหภูมิ 300 °C ส่วนของแก๊สแอมโมเมียจะสลายตัวได้ดีที่อุณหภูมิสูงและเปลี่ยนแปลงไปเป็นแก๊สไนโตรเจนจึงทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไนโตรเจนมีค่าสูงขึ้นเมื่อมีการเพิ่มอุณหภูมิ และจากการจำลองกระบวนการพบว่า เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นจะทำให้มีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบลดลง

ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการเกิดปฏิกิริยา Water-gas shift ที่ลดลงเพราะปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน

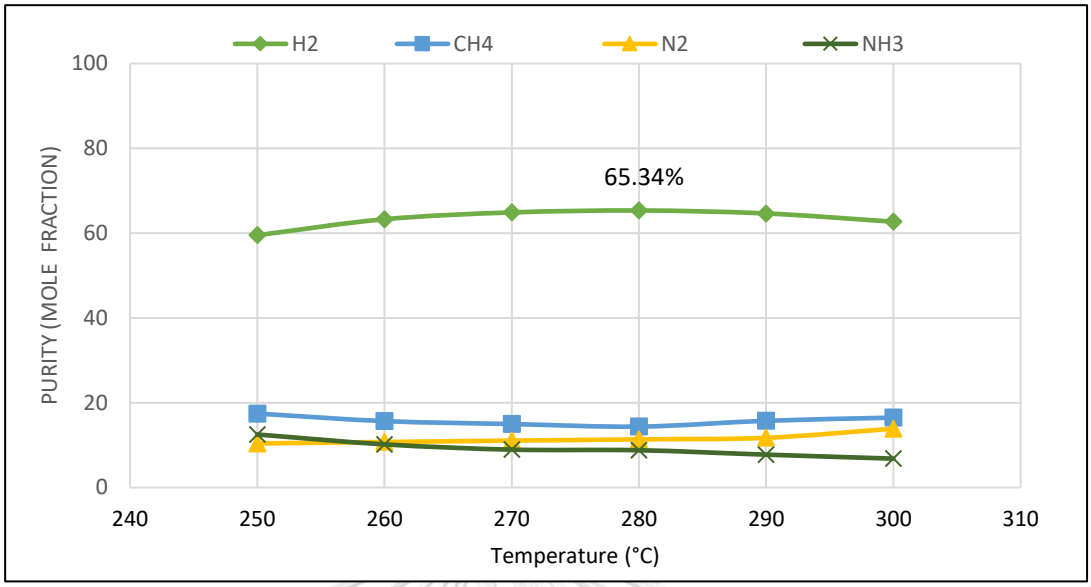
5.3.2 ผลของความดันต่ออัตราการไหลเชิงโมลขององค์ประกอบต่างๆ



รูปที่ 15. ผลของความดันต่ออัตราการไหลเชิงโมลขององค์ประกอบต่างๆ

ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมงของสารต่างๆ แสดงดังรูปที่ 15. พบว่าเมื่อเพิ่มความดันในระบบจะทำให้แก๊สไฮโดรเจนมีปริมาณลดลง จากการวิเคราะห์จากสมการรวมของปฏิกิริยา Reforming และ Water-gas shift จึงพบว่าจำนวนโมลของผลิตภัณฑ์มีมากกว่า ดังนั้นการเพิ่มความดันจะทำให้สมดุลถูกเลื่อนไปทางสารตั้งต้น ซึ่งเป็นการยับยั้งการเกิดผลิต ภัณฑ์ไฮโดรเจน จึงสามารถสรุปได้ว่ากระบวนการ Aqueous phase reforming จะเกิดได้ดีที่ช่วงความดันต่ำมากกว่าความดันสูง จึงได้เลือกช่วงของการดำเนินการอยู่ที่ 15-20 bar

5.3.3 ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิ่งในเฟสของน้ำ (APR)

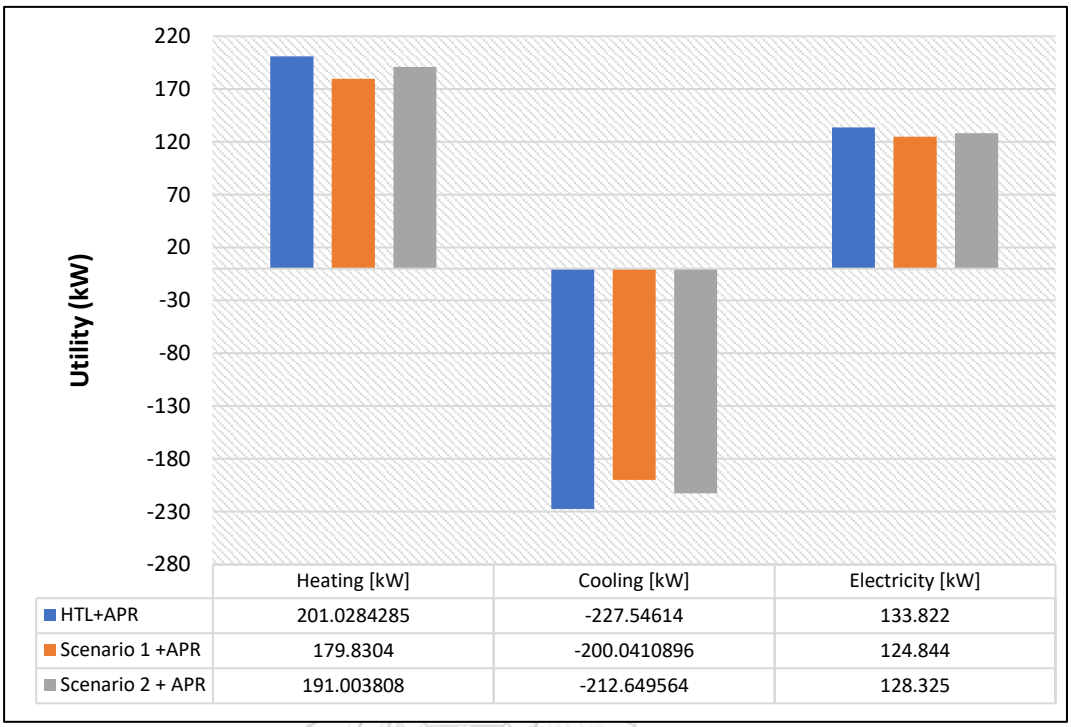


รูปที่ 16. ผลของอุณหภูมิต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้

ผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนที่ได้จะต้องมีความบริสุทธิ์เพียงพอต่อการนำไปใช้ในกระบวนการ Hydrotreating โดยรูปที่ 16. แสดงถึงผลกระทบของอุณหภูมิต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากกระบวนการ APR (ร้อยละโดยโมล) ที่ความดัน 20 bar ซึ่งความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตสูงสุดมีค่าร้อยละ 65.34 โดยโมล ที่อุณหภูมิ 280 °C นอกจากนั้นยังมีผลิตภัณฑ์แก๊สอื่นๆ ได้แก่ มีเทน ร้อยละ 14.37 ไนโตรเจน ร้อยละ 11.36 และแอมโมเนีย 8.79 ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่นำไปใช้ในกระบวนการ hydrotreating ไม่ได้ ดังนั้นจึงต้องมีกระบวนการเพิ่มหน่วยความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนเพิ่มเติม เช่น กระบวนการเพิ่มประสิทธิภาพในการแยกแก๊สไฮโดรเจนอย่าง Pressure swing adsorption process (PSA)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

5.4 วิเคราะห์พลังงานที่ใช้ในกระบวนการของงานวิจัยทั้งก่อนและหลังปรับปรุงกระบวนการ



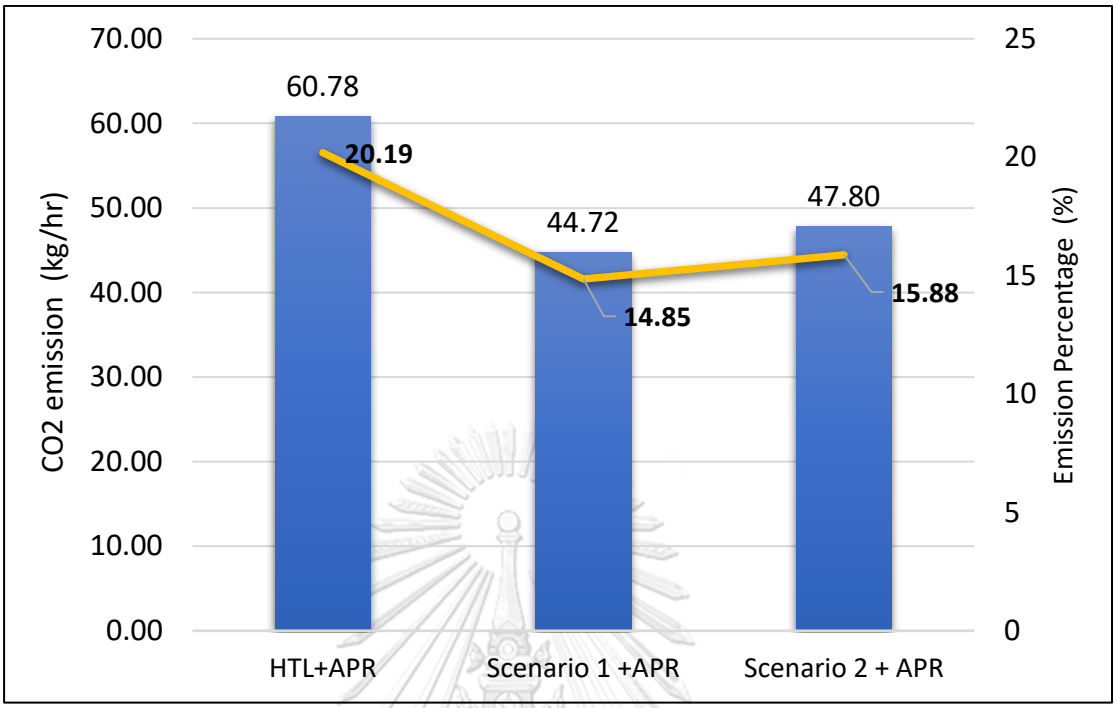
	Heating [kW]	Cooling [kW]	Electricity [kW]
HTL+APR	201.0284285	-227.54614	133.822
Scenario 1 +APR	179.8304	-200.0410896	124.844
Scenario 2 + APR	191.003808	-212.649564	128.325

รูปที่ 17. Process utility demand

ระบบสาธารณูปโภคของกระบวนการ ได้แก่ หน่วยการทำความร้อน (Heating utility) ที่จำเป็นจะอยู่ที่ประมาณ 201.03 kW สำหรับกระบวนการ HTL กับ APR และใช้พลังงานความร้อน 179.83 kW สำหรับกรณีที่ 1 กับ APR นั่นคือมีการเพิ่มระบบการแยกสิ่งเจอปนของ Biocrude ที่ความดันต่ำ (LP) และ ใช้พลังงานความร้อน 191.00 kW สำหรับกรณีที่ 2 กับ APR ซึ่งมีการแยกที่ความดันต่ำและความดันสูง สำหรับหน่วยการทำความเย็น (Cooling utility) จากผลที่ได้พบว่ากระบวนการ HTL แบบปกติ ยังมีการใช้ทั้งหน่วยทำความร้อนและความเย็นค่อนข้างสูง ดังนั้นจากการปรับปรุงกระบวนการในกรณีที่ 1 และ 2 สามารถช่วยลดพลังงานลงได้ ซึ่งจากผลที่ได้นี้ ยังคงต้องไปวิเคราะห์ถึงความริสุทธิ์ของสารเคมีมูลค่าเพิ่มที่ได้จากกระบวนการทั้งสองแบบต่อไปเพื่อประเมินถึงความคุ้มค่าที่ได้ นอกจากนี้ยังพบว่าทั้งสามกระบวนการยังมีการใช้หน่วยทำความเย็นที่สูงเมื่อเทียบกับหน่วยทำความร้อน ซึ่งจะแสดงถึงความจำเป็นในการพัฒนาและปรับปรุงระบบเพื่อนำความเย็นกลับมาใช้ใหม่ในอนาคต

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

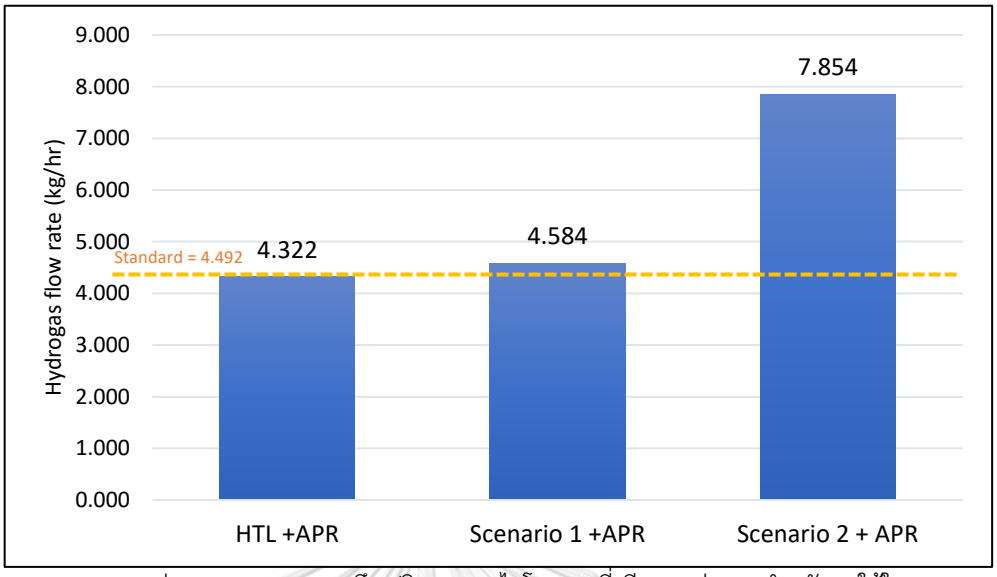
5.5 การเปรียบเทียบการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกซ์ของกระบวนการ



รูปที่ 10. การเปรียบเทียบการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการ

ผลการจำลองของทั้งสามกระบวนการสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 10. ซึ่งจากผลการเปรียบเทียบการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของทั้งสามกระบวนการพบว่า กระบวนการ HTL และ APR แบบปกติมีการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของทั้งกระบวนการอยู่ที่ 20.19% และเมื่อปรับปรุงกระบวนการใน Scenario 1 + APR และ Scenario 2 + APR พบว่า Scenario 1 + APR มีการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงอยู่ที่ 14.85% และ Scenario 2 + APR อยู่ที่ 15.88% เนื่องจากทั้งสองกรณีเป็นกระบวนการที่มีการเพิ่มประสิทธิภาพในการแยกจึงสามารถแยกของเหลวและแก๊สปนเปื้อนได้ดีกว่า จึงทำให้ Biocrude มีการปนเปื้อนที่น้อย และเกิดปฏิกิริยาต่างๆ ได้ดี จึงเกิดแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้น้อยกว่า

5.6 การเปรียบเทียบผลของอัตราการไหลเชิงมวลของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนที่ได้



* ค่า Standard หมายถึง ปริมาณของไฮโดรเจนที่เพียงพอต่อการนำกลับมาใช้ในกระบวนการ

รูปที่ 18. การเปรียบเทียบผลของอัตราการไหลเชิงมวลของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนที่ได้

ในขณะเดียวกันปริมาณของแก๊สไฮโดรเจนที่ได้จาก Scenario 1 + APR มีปริมาณมากกว่ากระบวนการของกรณีหลัก (HTL+APR) เพียงเล็กน้อย เนื่องจากกระบวนการ Scenario 1 + APR มีการเพิ่ม LP ซึ่งเป็นกระบวนการแยกของเหลวและแก๊สที่ความดันต่ำ (LP) จึงทำให้ประสิทธิภาพในการแยกแก๊สไฮโดรเจนเพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ได้ไม่ดีเท่าที่ควร จึงได้ปรับปรุงกระบวนการโดยการเพิ่มกระบวนการแยกของเหลวและแก๊สที่ความดันสูง (HP) ดังกระบวนการ Scenario 2 + APR เพื่อทำให้แยกแก๊สไฮโดรเจนและสิ่งปนเปื้อนได้ดียิ่งขึ้น จึงทำให้สามารถเพิ่มปริมาณของแก๊สไฮโดรเจนให้สูงขึ้นได้

5.7 การเปรียบเทียบกระบวนการแปรรูปมูลไก่เป็นแก๊สชีวภาพด้วยวิธีทั่วไปกับกระบวนการแปรรูปมูลไก่ด้วยวิธีของงานวิจัยนี้

มูลไก่เป็นวัตถุดิบตั้งต้นที่มีคุณค่าสำหรับการผลิตแก๊สชีวภาพ แก๊สชีวภาพเป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนที่เกิดจากการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic digestion) สามารถผลิตได้จาก มูลสัตว์ เศษอาหารและพืช กระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพเกี่ยวข้องกับการสลายสารอินทรีย์โดยการใช้จุลินทรีย์ในสภาวะที่ไม่ใช้ออกซิเจนเพื่อผลิตเป็นแก๊สชีวภาพและมีส่วนผสมของมีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สอื่นๆ โดยขั้นตอนแรกของการผลิตแก๊สชีวภาพจะเป็นการนำมูลไก่มาผสมกับน้ำและเก็บในระบบปิด จากนั้นจึงจะเกิดการย่อยสลายในสภาวะที่ไร้ออกซิเจนเพื่อย่อย

สลายสารอินทรีย์ในมูลสัตว์เพื่อผลิตเป็นแก๊สชีวภาพ นอกจากนี้วิธีการ Supercritical water gasification (SCWG) เป็นกระบวนการทางเคมีที่เปลี่ยนมูลไก่ไปเป็นแก๊สไฮโดรเจน โดยใช้น้ำในสถานะวิกฤตยิ่งยวด (Supercritical state) ซึ่งทำให้ประสิทธิภาพในการทำให้เป็นแก๊สและการผลิตไฮโดรเจนที่สูงและไม่ต้องทำให้ชีวมวลแห้งก่อน แต่ข้อเสียของวิธีนี้คือมีความต้องการทางด้านพลังงานที่สูงเช่นกันเพื่อรักษาสภาวะวิกฤตยิ่งยวดของน้ำ สำหรับวิธีการของงานวิจัยนี้คือนำมูลไก่ไข่เข้าสู่กระบวนการ Hydrothermal liquefaction (HTL) เป็นกระบวนการทางความร้อนเคมีที่เปลี่ยนชีวมวลอินทรีย์ เช่น มูลไก่ ให้เป็นสารที่มีลักษณะคล้ายน้ำมันดิบชีวภาพด้วยอุณหภูมิและความดันสูงและไม่จำเป็นต้องทำให้ชีวมวลแห้งก่อนเข้าสู่การผลิตและนำผลิตภัณฑ์ของเหลวมาผลิตแก๊สไฮโดรเจนด้วยวิธี Aqueous phase reforming (APR)

5.7.1 การเปรียบเทียบต่างกระบวนการแต่ใช้วัตถุดิบชนิดเดียวกัน

ตารางที่ 24 การเปรียบเทียบต่างกระบวนการแต่ใช้วัตถุดิบชนิดเดียวกัน

ชีวมวล	กระบวนการ	อุณหภูมิ, °C	ชีวมวล wt%	ตัวเร่ง	H_2 (mmol/g)	การปลดปล่อยของ CO_2 (mmol/g of feedstock)	อ้างอิง
มูลไก่	SCWG	450	2.5	-	174	9.3	[86]
มูลไก่	SCWG	600	9.0	-	156.8	14	[87]
มูลไก่	SCWG	600	9.0	AC	297	12	[87]
HTL-AQ จากมูลไก่	APR	270	9.0	-	496.06	24	งานวิจัยนี้

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

จากตารางที่ 24 แสดงให้เห็นว่าสารตั้งต้นที่จากมูลไก่โดยตรง เมื่อผ่านกระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนด้วยวิธี SCWG ให้ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนที่ต่ำกว่าการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากผลิตภัณฑ์ของเหลวจาก HTL หรือ HTL-AQ ทั้งแบบที่มีตัวเร่งและไม่มีตัวเร่ง ซึ่งสามารถอธิบายจากสองส่วนหลัก นั่นคือ ส่วนขององค์ประกอบระหว่างมูลไก่และ HTL-AQ จากมูลไก่ โดยมูลไก่จะประกอบด้วยคาร์บอน (C) ออกซิเจน (O) ไฮโดรเจน (H) และไนโตรเจน (N) ตามลำดับ ซึ่งธาตุดังกล่าวจะสร้างพันธะและเกาะกลุ่มเป็นสารประกอบขนาดใหญ่และมีความซื้นสูง จึงต้องใช้อุณหภูมิและความดันที่สูงกว่าอุณหภูมิวิกฤต (374 °C) และความดันวิกฤต (221 บาร์) เพื่อทำให้เกิดการแตกตัวและสลาย

พันธะจนได้เป็นแก๊สไฮโดรเจน กรดอินทรีย์ แอลกอฮอล์ และไฮโดรคาร์บอน โดยน้ำที่ในสถานะวิกฤตยิ่งยวดจะทำหน้าที่เป็นสื่อกลาง สารประกอบอินทรีย์ที่เกิดขึ้นจากชีวมวลจะผ่านปฏิกิริยาต่างๆ ได้แก่ ออกซิเดชันและรีดักชัน เมื่อมีน้ำและความร้อน โมเลกุลของน้ำจะทำให้แตกตัวเป็นออกซิเจนสำหรับปฏิกิริยาออกซิเดชัน เปลี่ยนสารประกอบที่มีคาร์บอนจะเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) นอกจากนี้ แก๊สไฮโดรเจน (H_2) ยังสามารถเกิดขึ้นได้จากการลดลงของสารประกอบที่มีออกซิเจน ซึ่งเป็นหลักการเดียวกับกระบวนการ APR แต่ต่างกันที่สถานะของน้ำและผลิตภัณฑ์ขาเข้า โดยกระบวนการ APR คือการรีฟอร์มมิ่งในสถานะของเหลวหรือการทำให้ไฮโดรคาร์บอนหรือออกซิเจนที่ละลายในน้ำและทำปฏิกิริยากับโมเลกุลของน้ำในสถานะของเหลวภายใต้อุณหภูมิปานกลางและความดันสูงอยู่ที่อุณหภูมิ 200-270°C และความดัน 15-55 บาร์ เพื่อผลิตแก๊สไฮโดรเจน โดยจากตารางที่ 24 พบว่ากระบวนการนี้ให้ผลิตภัณฑ์แก๊สไฮโดรเจนสูงที่สุดนั่นคือ 496.06 mmol/g เนื่องจากผู้วิจัยได้ทำการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-AQ ซึ่งเดิมเป็นผลิตภัณฑ์ที่มีสารประกอบของ N-containing aromatic compounds อยู่มากและขัดขวางการเกิดแก๊สไฮโดรเจนเนื่องจากมีปริมาณของออกซิเจนและไนโตรเจนอยู่ในสารประกอบในปริมาณที่สูง ดังนั้นจึงได้ทำการปรับปรุงผลิตภัณฑ์นี้โดยการทำให้สารประกอบดังกล่าวแตกตัวเป็น NH_3 และ Oxygenated hydrocarbon ผ่านกระบวนการ Wet oxidation ก่อนเข้าสู่กระบวนการ APR เพื่อให้ NH_3 ทำปฏิกิริยากับน้ำในสถานะของเหลวและผลิตแก๊สไฮโดรเจนตามปฏิกิริยา $2NH_3 + 3H_2O \longrightarrow N_2 + 6H_2$ โดย NH_3 จะสลายตัวเป็นไนโตรเจน (N_2) และไฮโดรเจน (H_2) ซึ่งน้ำในระบบจะเกิดปฏิกิริยา Water-gas shift และ NH_3 จะสลายตัวไปเป็นแก๊สไฮโดรเจน โดยปฏิกิริยานี้ช่วยเพิ่มผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนโดยรวม แต่วิธีที่ใช้ในงานวิจัยมีการปลดปล่อยของแก๊ส CO_2 สูง เนื่องจากผลิตภัณฑ์พลอยได้จาก Wet oxidation อย่าง Oxygenated hydrocarbon ได้เกิดปฏิกิริยา Water-gas shift และเกิดเป็นผลิตภัณฑ์ CO_2 เช่นกันตามปฏิกิริยา $C_nH_{2y}O_n + nH_2O \longrightarrow nCO_2 + (y+n)H_2$

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

5.8 การวิเคราะห์หาศักยภาพของการใช้ทรัพยากรด้านพลังงานอย่างคุ้มค่า (Exergy)

การนำ Exergy มาใช้ในการวิเคราะห์การใช้ทรัพยากรโดยในงานวิจัยนี้จะวิเคราะห์โดยการรวมทรัพยากรทางด้านพลังงานเข้าด้วยกัน ซึ่งพลังงานนั้นจะมีศักยภาพในการเปลี่ยนไปเป็นพลังงานรูปแบบอื่นโดยไม่เกิดการสูญเสียหรืออาจจะเกิดในปริมาณที่น้อยกว่าแต่เป็นในรูปของพลังงานที่มีคุณภาพสูง ซึ่งการวิเคราะห์ Exergy จะทำให้ได้ทราบปริมาณและคุณภาพของการเปลี่ยนแปลงพลังงานในระบบตามกฎข้อที่สองของอุณหพลศาสตร์ที่กล่าวไว้ว่าทุกกระบวนการจะก่อให้เกิดพลังงานเอนโทรปี (Entropy) และทำให้พลังงานที่สามารถดึงมาใช้มีอย่างจำกัดและเกิดเป็นพลังงานที่

นำกลับมาใช้ไม่ได้ (Exergy destruction) ในทางคณิตศาสตร์การคำนวณการเปลี่ยนแปลงของพลังงานจะคล้ายกับ ΔG^0 คือ Enthalpy จะลดลงเมื่อมี Entropy เกิดขึ้นที่อุณหภูมิตามสภาพแวดล้อม (T_0 = 298.15 K) สูตรนี้เป็นการคำนวณถึงค่า Exergy ของสารประกอบ (Exergy of substance) ดังสมการที่ (1)

$$\Delta E = \Delta H - T_0 \cdot \Delta S \quad (1)$$

ที่ *E, H* และ *S* คือ ปริมาณของศักยภาพการเปลี่ยนรูปพลังงาน (flow of exergy) , เอนทาลปี (Enthalpy) และ เอนโทรปี (Entropy) ตามลำดับ

การวิเคราะห์ Exergy ทำให้ทราบถึงความสมดุลของการความสามารถและการสูญเสียพลังงานในระบบที่ไม่จำเป็นในระบบเชิงพลวัตและความร้อนของ process stream ทั้งทางกายภาพและเคมี ดังสมการที่ (2)

$$E_x = Ex_{phys} + Ex_{chem} \quad (2)$$

ที่ Ex_{phys} คือ ความสามารถในการทำงานของพลังงานทางกายภาพ หรือ Physical exergy flows และ Ex_{chem} คือ ความสามารถในการทำงานของพลังงานทางเคมี หรือ Chemical exergy flows ตามลำดับ การคำนวณในแต่ละเทอมแสดงดังสมการที่ (3)-(4)

$$Ex_{chem,i} = \sum y_j \, Ex^0_{ch,j} + R\,T_0 \sum y_j ln y_j \quad (3)$$

ที่ y_i คือ mole fraction ของสารประกอบ j ในสาย i และ $Ex^0_{ch,j}$ คือ Standard chemical exergy ของสารประกอบ j ในสาย i และ R คือ gas constant มีหน่วยเป็น kJ (kmol K)$^{-1}$ สำหรับงานวิจัยนี้ค่า Standard chemical exergy ของสารประกอบที่ใช้แสดงดังตารางที่ 28

$$Ex_{phys,i} = (H_i - H_0) - T_0\,(S_i - S_0) \quad (4)$$

ที่ H_i และ S_i คือ specific enthalpy และ entropy ของสารประกอบ i และ H_0 และ S_0 คือ specific enthalpy และ entropy ของสารประกอบอ้างอิง ซึ่งข้อมูลทางเทอร์โมไดนามิกที่ใช้และข้อมูล chemical exergy นั้นคำนวณมาจากฐานข้อมูลของ Aspen plus V8.0 และคำนวณเพื่อตรวจสอบความถูกต้องอีกครั้งโดยนำค่าดังกล่าวจากงานวิจัยต่างๆ ซึ่งจะคำนวณอ้างอิงจากพลังงานอิสระกิบส์ (Gibbs free energy)

สำหรับประสิทธิภาพโดยรวมของพลังงานและอัตราสูญเสียพลังงานภายในระบบเนื่องจากพลังงานไม่สามารถย้อนกลับได้ ซึ่งแสดงถึงการสูญเสียศักยภาพในการใช้พลังงาน ดังสมการที่ (5), (6)

$$\psi = \frac{E_{x,out}}{E_{x,in}} \quad (5)$$

$$\Delta E_{dest} = \left(Ex_{phys,in} + Ex_{chem,in}\right) - \left(Ex_{phys,out} + Ex_{chem,out}\right) \quad (6)$$

5.8.1 การตรวจสอบความถูกต้องของการคำนวณ

จากตารางที่ 25 ข้อมูลจากงานวิจัยที่ได้จะเป็นข้อมูลของค่า Exergy Destruction และ Exergy Efficiency ที่คำนวณแล้ว โดยผู้วิจัยต้องการที่จะตรวจสอบความถูกต้องของวิธีการคำนวณหาค่าดังกล่าวด้วยสมการ (2)-(5) จึงได้นำการคำนวณจากสมการเหล่านี้และใช้ข้อมูลจากในงานวิจัยเพื่อเปรียบผลลัพธ์ที่ได้ว่ามีความใกล้เคียงและถูกต้องหรือไม่ ซึ่งงานวิจัยของ Randall Manteufel ได้ศึกษาศักยภาพในการใช้ทรัพยากรพลังงานอย่างคุ้มค่า (Exergy) ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและงานวิจัยของ Ibrahim Dincer ได้ศึกษาเกี่ยวกับการวิเคราะห์หาสมดุลของมวล พลังงาน และศักยภาพในการใช้ทรัพยากรพลังงานอย่างคุ้มค่า (Exergy) ของกระบวนการ Reverse Osmosis System (RO) ของน้ำทะเล

ตารางที่ 25 เปรียบเทียบผลการคำนวณของงานวิจัยอื่นกับผลจากการคำนวณตามงานวิจัยนี้

	Exergy Destruction (kW)	**Exergy Efficiency (%)**
งานวิจัยอ้างอิง Randall Manteufel [88]	13.10	98.86
ผลจากการคำนวณตามงานวิจัยนี้	13.11	98.84
ค่าความคลาดเคลื่อน (%)	0.07	0.00
งานวิจัยอ้างอิง Ibrahim Dincer และคณะ [89]	1426	58
ผลจากการคำนวณตามงานวิจัยนี้	1378	56.76
ค่าความคลาดเคลื่อน (%)	0.03	0.02

CHULALONGKORN UNIVERSITY

5.8.2 การวิเคราะห์หาค่า Exergy (Exergy Analysis)

ค่า Standard chemical exergy เป็นค่าคงที่ที่ใช้ในการคำนวณเพื่อหาความสามารถในการทำงานของพลังงานทางเคมี หรือ Chemical exergy flows โดยสารประกอบแต่ละตัวจะมีค่าคงที่ไม่เหมือนกัน แสดงดังตารางที่ 26 และสำหรับสารประกอบเคมีบางชนิดที่ไม่สามารถระบุค่าคงที่ Standard chemical exergy ได้ ผู้วิจัยจะจึงได้วิเคราะห์หาองค์ประกอบหลักของสารประกอบชนิดนั้นและสมมติให้ค่า Standard chemical exergy มีค่าเท่ากับสารประกอบที่เป็นองค์ประกอบหลักแทน

ตารางที่ 26 ค่า Standard chemical exergy ของสารประกอบต่างๆในงานวิจัยนี้

สารประกอบ	Standard chemical exergy (kJ mol^{-1})
น้ำ (l)	0.9
C_7H_8	3938.39
C_8H_8	9258
C_6H_6O	3126.2
$C_{14}H_{15}N$	688.6
$C_{10}H_{21}NO$	5550.4
H_2	236.09
C_6H_6	3296.2
CH_4	831.2
C_5H_{12}	3461.3
NH_3	337.9
CO	274.71
CO_2	19.48
C_3H_8	2152.8
C_2H_6	1495
CH_3OH	720
N_2	0.72
O_2	3.97
$C_{15}H_{18}$	11419.61
C_8H_{10}	4584.8

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

สารประกอบ	Standard chemical exergy (kJ mol^{-1})
C_7H_8	3,938
$C_{16}H_{32}O_2$	9535.46

ในตารางที่ 27 แสดงถึงอัตราสูญเสียพลังงานภายในระบบเนื่องจากพลังงานไม่สามารถย้อนกลับได้ (Exergy destruction rate) โดยคำนวณจากสมการที่ (2) และประสิทธิภาพของการใช้พลังงานโดยรวม (Exergy efficiency) ของหน่วยต่างๆในกระบวนการ ซึ่งคำนวณได้จากสมการที่ (5) จากกรณีที่ 1 (Scenario1 +APR) คือกระบวนการก่อนการปรับปรุงซึ่งพบว่า H-100 มีค่า Exergy destruction rate ถึง 41862.38 kW และมี Exergy efficiency เพียงร้อยละ 28.86 เนื่องจากมีการแลกเปลี่ยนความร้อนภายใต้ความดันที่สูงระหว่าง 50 และ 100 bar ทำให้สูญเสียพลังงานจำนวนมากเพื่อระบายความร้อน อันดับที่สองคือ UREACTOR หรือ เครื่องปฏิกรณ์ที่เกิดปฏิกิริยา Hydrogenation ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่ใช้ในการปรับปรุงคุณภาพของ HTL-Biocrude มีค่า Exergy destruction rate อยู่ที่ 9987.23 kW และมี Exergy efficiency ร้อยละ 79.96 ซึ่งมีประสิทธิภาพต่ำกว่า กระบวนการในกรณีที่ 2 เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์มีการดำเนินการภายใต้ อุณหภูมิและความดันสูงนั่นคือ 390 °C และ 100 บาร์ ตามลำดับ แต่ผลิตภัณฑ์ขาเข้าเครื่องปฏิกรณ์นี้มีความแตกต่างของความดันและอุณหภูมิมาก จึงทำให้เครื่องปฏิกรณ์ต้องใช้พลังงานที่สูงขึ้น เพื่อปรับความดันและอุณหภูมิให้ใกล้เคียงกับเงื่อนไขในการดำเนินการของเครื่องปฏิกรณ์มากกว่ากระบวนการในกรณีที่ 2 โดยประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกระบวนการในกรณีที่ 1 อยู่ที่ร้อยละ 64.35

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

จากกรณีที่ 2 (Scenario2 +APR) ซึ่งพบว่า H-100 หรือ Heat exchanger ในกระบวนการปรับปรุงน้ำมันดิบชีวภาพ (HTL-Biocrude) มีค่า Exergy destruction rate ถึง 38466.01 kW และมี Exergy efficiency เพียงร้อยละ 31.32 เนื่องจากมีการแลกเปลี่ยนความร้อนภายใต้ความดันที่สูงระหว่าง 50 และ 100 bar เช่นกันจึงทำให้พลังงานสูญเสียไปในสิ่งแวดล้อมจำนวนมากเพื่อระบายความร้อน นอกจากนี้อาจเกิดจากความแตกต่างกันของอุณหภูมิและประสิทธิภาพในการถ่ายเทความร้อนได้ไม่ดีพอ รองลงมาคือ UREACTOR มีค่า Exergy destruction rate อยู่ที่ 9824.74 kW และ Exergy efficiency อยู่ร้อยละ 82.80 เพราะว่าภายในเครื่องปฏิกรณ์มีการดำเนินการที่อุณหภูมิและความดันสูงนั่นคือ 390 °C และ 100 bar ตามลำดับ จึงทำให้มีการใช้พลังงานและสูญเสียความร้อนมาก นอกจากนี้อาจเกิดจากปฏิกิริยาที่ไม่เสถียรหรือการเกิดผลิตภัณฑ์ที่ไม่พึงประสงค์ (By-product) แม้ว่าเครื่องปฏิกรณ์จะมีการสูญเสียพลังงานที่มากแต่ประสิทธิภาพของการใช้พลังงานโดยรวมยังมี

ประสิทธิภาพที่สูง สำหรับประสิทธิภาพการใช้พลังงานของทั้งกระบวนการของงานวิจัยนี้อยู่ที่ร้อยละ 67.50 ซึ่งผลลัพธ์โดยละเอียดของคุณสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ อัตราการไหลของมวลของทั้งสองกรณีจะแสดงไว้ในตาราง ก,ข, และ ค ในภาคผนวก

ตารางที่ 27 การคำนวณค่า Exergy destruction rate ($\dot{E}x_d$) และ exergy efficiency (ψ) ของหน่วยย่อยต่างๆในกระบวนการ

สารประกอบ	Scenario1 +APR		Scenario2 +APR	
	$\dot{E}x_d$ (kW)	Ψ (%)	$\dot{E}x_d$ (kW)	Ψ (%)
C-100	3486.84	86.15	1.73	98.87
MIXER	5812.43	60.59	4596.01	65.46
H-100	41862.38	28.86	38466.01	31.32
UREACTOR	9987.23	79.96	9824.74	82.80
H-101	17.31	99.83	17.47	99.80
H-102	177.14	98.47	154.81	98.64
HP	-	-	2.76	99.97
LP	7.67	98.81	0.52	99.98
S-100	-	-	0.04	99.99
LIGHCOL	171.85	92.97	154.48	93.94
T-100	1.83	99.41	1.61	99.93
T-101	1.68	99.89	1.28	99.92
C-101	53.41	82.29	53.89	82.29
P-100	0.19	99.98	0.19	99.98
M-101	16.94	98.97	16.82	98.97
H-103	1626.30	49.98	1620.14	49.99
WOREAT	109.73	96.89	111.74	96.55
H-104	4.39	99.86	4.42	99.86
P-101	0.28	99.99	0.32	99.99
S-101	1968.21	38.8	1872.21	40.06
APR	201.88	79.01	191.92	81.12

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

สารประกอบ	Scenario1 +APR		Scenario2 +APR	
	$\dot{E}x_d$ (kW)	Ψ (%)	$\dot{E}x_d$ (kW)	Ψ (%)
H-105	0.26	99.97	0.00	100.00
F-100	127.91	87.55	117.34	88.46
S-102	2.57	99.76	0.09	99.99
Total	5212.55	64.35	4751.92	67.50

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

บทที่ 6
สรุปการวิจัย

6.1 สรุปการวิจัย

ผลผลิตและขอเสียทางการเกษตรและจากฟาร์มปศุสัตว์ในปริมาณมากอีกทั้งยังมีศักยภาพที่สูงและพบว่าผลผลิตและของเสียจากฟาร์มไก่มีศักยภาพมากที่สุด รองลงมาคือ ของเสียจากฟาร์มสุกรและฟาร์มโค โดยผลผลิตและของเสียเหล่านี้สามารถนำมาใช้เป็นชีวมวลในการผลิตเชื้อเพลิงหรือพลังงาน เพื่อทดแทนพลังงานที่สิ้นเปลืองได้ อีกทั้งการนำชีวมวลมาใช้เป็นเชื้อเพลิงยังก่อให้เกิดมลภาวะที่ต่ำและลดอัตราการเกิดก๊าซเรือนกระจกซึ่งเป็นสาเหตุของการเกิดสภาวะโลกร้อนได้ดี เพราะชีวมวลสามารถ ย่อยสลายหรือปลูกทดแทนได้ จึงทำให้ก๊าซ CO_2 จากกระบวนการแปรรูปชีวมวลเกิดการหมุนเวียนเป็นวัฏจักรตามธรรมชาติ

ฟาร์มไก่ไข่เป็นอีกหนึ่งธุรกิจที่เกษตรกรให้ความสนใจอย่างมากทั่วประเทศ เนื่องจากมีผลผลิตภัณฑ์ที่ประชาชนนิยมบริโภคทั้งภายในครัวเรือนและนำไปซื้อขาย โดยการลำเลียงมูลไก่ไข่จะใช้วิธีการลำเลียงผ่านสายพานและไม่มีการปนเปื้อนจากวัสดุรองพื้น ซึ่งการลำเลียงด้วยวธีการนี้จะทำให้ได้ปริมาณของมูลไก่จำนวนมากและนิยมใช้ในฟาร์มที่มีขนาดกลางไปจนถึงขนาดใหญ่ ฟาร์มขนาดกลางพบได้มากที่สุดในประเทศไทย โดยมีการขึ้นทะเบียนมากถึงร้อยละ 57.6 ฟาร์มขนาดใหญ่มีอยู่ร้อยละ 35.2 และฟาร์มขนาดเล็กที่เก็บมูลไก่โดยมีวัสดุรองพื้นปนเปื้อนพบขึ้นทะเบียนเพียงร้อยละ 7.2 ด้วยสาเหตุนี้ งานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นไปที่การใช้มูลไก่ไข่จากฟาร์มไก่ไข่ขนาดกลางและขนาดใหญ่เพื่อช่วยลดความเสี่ยงจากการขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวลที่อาจจะเกิดขึ้นจากการใช้ชีวมวลในกระบวนการเพียงชนิดเดียว นอกจากนี้อีกหนึ่งปัญหาที่พบคือการกำจัดสิ่งปฏิกูลที่เกิดขึ้นภายในฟาร์ม เช่น น้ำเสียและมูลของสัตว์ซึ่งมีปริมาณมากตามขนาดของฟาร์ม ซึ่งมูลของไก่เป็นชีวมวลที่มีความชื้นมากกว่าร้อยละ 70 และมีปริมาณของคาร์บอนและไฮโดรเจนที่สูง เหมาะกับการทำไปผลิตเป็นเชื้อเพลิงชีวภาพ โดยวิธีการปัจจุบันที่นิยมคือ การนำไปหมักโดยไม่ใช้ออกซิเจนเพื่อให้เกิดเป็นแก๊สชีวภาพเนื่องจากทำได้ง่ายและมีการลงทุนที่ต่ำ แต่ปัญหาที่พบก็คือ จะต้องใช้ระยะเวลาในการหมักที่นานกว่าจะเกิดการก่อตัวของแก๊ส ซึ่งต้องมีระยะเวลาอย่างน้อย 60-80 วัน ซึ่งสำหรับมูลไก่ที่มีความชื้นค่อนข้างสูงและมีกลิ่นที่แรง หากมีการหมักหมมเอาไว้เป็นเวลานาน จะก่อให้เกิดแก๊สพิษ ในระหว่างการหมัก ได้แก่ CO_2 NH_3 และ H_2S นอกจากนี้ยังเป็นแหล่งเพาะพันธุ์ของเชื้อโรค หนอน แมลงวันและยุง ซึ่งส่งผลกระทบต่อสุขภาพของคนในชุมชนและสิ่งแวดล้อมและเป็นแหล่งเพาะพันธุ์เชื้อโรคให้กับชุมชน

โดยรอบได้ นอกจากนี้ยังมีวิธีการ Supercritical water gasification (SCWG) เป็นกระบวนการทางเคมีที่เปลี่ยนมูลไก่ไปเป็นแก๊สไฮโดรเจน โดยใช้น้ำในสถานะวิกฤตยิ่งยวด (Supercritical state) ซึ่งทำให้ประสิทธิภาพในการทำให้เป็นแก๊สและการผลิตไฮโดรเจนที่สูงและไม่ต้องทำให้ชีวมวลแห้งก่อน แต่ข้อเสียของวิธีนี้คือมีความต้องการทางด้านพลังงานที่สูงเช่นกันเพื่อรักษาสภาวะวิกฤตยิ่งยวดของน้ำ

งานวิจัยนี้จึงมุ่งศึกษาการแปรรูปมูลไก่ไข่เป็นน้ำมันดิบชีวภาพ (Biocrude) ด้วยเทคโนโลยีที่ใช้เวลาอันสั้นและเหมาะสมกับมูลไก่ไข่ที่มีความชื้นสูงด้วยเทคโนโลยี Hydrothermal liquefaction (HTL) และผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพจะถูกนำมาแปรรูปเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม ได้แก่ phenol benzene hexadecane และอื่นๆ ในส่วนของผลิตภัณฑ์ของเหลวที่เหลือ (HTL-AQ) จะถูกนำมาปรับปรุงคุณภาพและแปรรูปเป็นแก๊สไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยี Aqueous Phase Reforming (APR) ผ่านการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen Plus V11 © และนำมาวิเคราะห์เพื่อหาสภาพวะที่เหมาะสมและการปรับปรุงคุณภาพของกระบวนการรวมถึงผลิตภัณฑ์และการลดการปลดปล่อยของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

สำหรับกระบวนการไฮโดรเทอร์มอลเหลว (Hydrothermal liquefaction, HTL) หรือเรียกอีกอย่างว่า hydropyrolysis เป็นกระบวนการเคมีความร้อน (Thermochemical process) ที่สามารถแปรรูปชีวมวลให้เป็นพลังงานด้วยความร้อนจนเกิดการเปลี่ยนแปลงทางเคมี เป็นอีกหนึ่งกระบวนการเคมีทางความร้อนที่น่าสนใจและมีและมีความยืดหยุ่นต่อความชื้นของชีวมวลที่สูง โดยเทคโนโลยีนี้มีศักยภาพในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพในระยะเวลาอันสั้น เหมาะกับชีวมวลที่มีความชื้นสูงหรือมีความชื้นมากกว่าร้อยละ 30 ซึ่งเหมาะสมสำหรับมูลไก่ไข่ที่มีความชื้นโดยเฉลี่ยมากกว่าร้อยละ 70เนื่องจากน้ำในชีวมวลจะถูกใช้เป็นสื่อกลางในการนำปฏิกิริยาในกระบวนการ HTL ดังนั้นจึงไม่มีความจำเป็นในการทำให้ชีวมวลแห้งก่อนนำไปแปรรูปเป็นพลังงาน ชีวมวลที่มีความชื้นสูงนี้จะถูกแปรรูปเป็นสี่ผลิตภัณฑ์ ได้แก่ น้ำมันดิบชีวภาพ (HTL-Biocrude) ผลิตภัณฑ์ก๊าซ (HTL-Gases) กากของแข็งและผลิตภัณฑ์ของเหลวเหลือทิ้ง (Aqueous phase residue, HTL-AQ) ซึ่งกระบวนการการ HTL เหมาะสมสำหรับการนำมาพัฒนาการแปรรูปจากมูลสัตว์เป็นพลังงานด้วยเหตุผลสี่ประการ ประการแรก ช่วยให้สามารถแปรรูปชีวมวลที่มีความชื้นสูงได้โดยไม่ผ่านกระบวนการทำให้แห้ง ประการที่สอง สภาวะการทำงานของ HTL อยู่ที่อุณหภูมิและความดันสูงจึงสามารถทำลายเชื้อโรคในมูลสัตว์ได้ ประการที่สาม หากปล่อยมูลทิ้งไว้สักพัก มูลจะมีความแข็งเนื่องจากน้ำในมูลถูกระเหยออกไปหมด โดยกระบวนการแปรรูปนี้จะเปลี่ยนมูลที่มีความแข็งให้เป็นผลิตภัณฑ์น้ำมันและก๊าซได้ซึ่ง

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

สามารถแยกออกจากผลิตภัณฑ์ของเหลวเหลือทิ้งจากมูลได้ จึงช่วยลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมของชุมชนโดยรอบ ประการที่สี่ เนื่องจากเป็นกระบวนการที่สามารถนำมาแปรรูปมูลสัตว์ได้ ดังนั้นการเปลี่ยนมูลสัตว์ให้เป็นเชื้อเพลิงชีวภาพจึงทำให้เพิ่มศักยภาพทางการค้าได้ ส่วนข้อจำกัดที่พบสำหรับกระบวนการนี้คือยังไม่สามารถทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลได้อย่างสมบูรณ์และปริมาณของไนโตรเจนของน้ำมันดิบชีวภาพจากมูลไก่ไข่ยังคงมีปริมาณที่สูง

สำหรับการวิเคราะห์ผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude พบว่า HTL-Biocrude ที่ได้จากมูลสัตว์มีลักษณะเป็นกึ่งของเหลวและมีสีเข้ม มีกลิ่นคล้ายควัน ความหนืดของน้ำมันดิบชีวภาพจาก HTL จะสูงกว่าน้ำมันดีเซลและไบโอดีเซล 10-10,000 เท่า โดยทั่วไปส่วนประกอบของ HTL-Biocrude จากมูลไก่ไข่ มีความแตกต่างจากน้ำมันดิบปิโตรเลียมอย่างมีนัยสำคัญ เช่น ปริมาณคาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน และไนโตรเจน ซึ่งส่งผลให้ค่าความร้อนและคุณภาพของน้ำมันดิบชีวภาพต่ำกว่าน้ำมันดิบปิโตรเลียมตามธรรมชาติ ซึ่งน้ำมันดิบปิโตรเลียมมี Heteroatom หรือ N กับ O น้อยกว่า และมีคาร์บอนที่สูงกว่าน้ำมันดิบชีวภาพจากมูลไก่ไข่จึงส่งผลให้ค่าความร้อนหรือ HHV มีค่าที่สูง อีกหนึ่งปัจจัยหลักของ HTL-Biocrude จากมูลไก่ไข่ คือความเป็นกรดจากสารประกอบ N และ O ซึ่งอาจจะก่อให้เกิดปัญหาการกัดกร่อน อย่างไรก็ตามสารประกอบเหล่านี้สามารถทำให้ลดลงได้โดยการปรับปรุงคุณภาพหรือกระบวนการ โดยงานวิจัยนี้ได้เลือกกระบวนการการเติมไฮโดรเจน (Hydrogenation) ที่ผลิตขึ้นในกระบวนการเพื่อปรับปรุงคุณสมบัติทางกายภาพและเคมี เช่น ความหนืด ความหนาแน่น องค์ประกอบทางเคมีและค่าความร้อน (HHV) เพื่อให้ใกล้เคียงกับน้ำมันดิบปิโตรเลียม

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ข้อดีของการนำไปทำเป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่มโดยการใช้น้ำมันดิบชีวภาพเป็นวัตถุดิบตั้งต้นสำหรับการผลิตสารเคมีซึ่งเป็นส่วนประกอบสำคัญสำหรับผลิตภัณฑ์เคมีต่างๆ และเป็นสารตัวกลางที่นำไปแปรรูปเพิ่มเพื่อผลิตพลาสติก เส้นใยสังเคราะห์ และสารเคมีอื่นๆ รวมถึงตัวทำละลาย เรซิน สารเคลือบ และเภสัชภัณฑ์ นอกจากนี้ยังสามารถช่วยลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจกได้เนื่องจากกระบวนการกลั่นเพื่อให้ได้สารเคมีมีการปลดปล่อยมลพิษที่ต่ำกว่าเมื่อเทียบกับวิธีการนำเชื้อเพลิงจากฟอสซิลมาผลิตสารเคมีแบบทั่วไป และช่วยเพิ่มทางเลือกด้านพลังงานโดยการทำให้ห่วงโซ่อุปทานมีความยืดหยุ่นและยั่งยืนมากขึ้น

จากผลการจำลองพบว่าที่การดำเนินการของการะบวนการ HTL ที่อุณหภูมิ 340 °C และความดัน 18 MPa มูลไก่ไข่ส่วนใหญ่จะเปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์สามชนิด ได้แก่ HTL-AQ ร้อยละ 67.21

โดยมวล biocrude ผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพ ร้อยละ 22.46 โดยมวล และก๊าซอื่นๆ ร้อยละ 10.33 โดยมวล นอกจากนี้ช่วงของอัตราส่วนการป้อนแก๊สไฮโดรเจนต่อผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพที่เหมาะสมของกระบวนการ hydrotreating จะอยู่ที่ 1:60 – 1:30 ซึ่งทำให้ได้ผลิตภัณฑ์สารเคมีมูลค่าเพิ่มที่ได้ประกอบด้วย phenol ร้อยละ 15 โดยมวล, benzene ร้อยละ 23.2 โดยมวล, cyclohexene ร้อยละ 15.9 โดยมวล, cyclohexane ร้อยละ 10.4 โดยมวล, pentadecane ร้อยละ 19.1 โดยมวล, pentane ร้อยละ 10.6 โดยมวล, และ อื่นๆร้อยละ 5.8 โดยมวล

นอกจากนี้ผลิตภัณฑ์ของเหลวเหลือทิ้ง (HTL-AQ) เป็นผลิตภัณฑ์ที่มีสัดส่วนมากที่สุดในกระบวนการHTL และเมื่อทำการวิเคราะห์ถึงองค์ประกอบพบว่า ส่วนประกอบหลักของ HTL-AQ คือ สารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีไนโตรเจนซึ่งเกิดจากกระบวนการแยกหมู่อะมิโน (-NH2) หรือเรียกว่า Deamination ของโปรตีนในชีวมวล โดยปริมาณไนโตรเจนที่มาก จะทำให้ไปขัดขวางกระบวนการผลิตของแก๊สไฮโดรเจนและทำให้ค่าความร้อนของพลังงานเชื้อเพลิงมีค่าต่ำลง อย่างไรก็ตามปริมาณไนโตรเจนในผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ยังคงมีปริมาณต่ำเมื่อเทียบกับปริมาณคาร์บอนในสารประกอบ นั่นหมายความว่าผลิตภัณฑ์ HTL-AQ ยังมีศักยภาพในการต่อยอดเป็นผลิตภัณฑ์เพิ่มมูลค่าอื่นๆได้ โดยทั่วไปผลิตภัณฑ์ HTL-AQ จะนำมาใช้ในรูปของปุ๋ยหรือน้ำหมัก (หมักต่อแบบไม่ใช้ออกซิเจน) เพื่อสามารถนำมาหมุนเวียนกลับเข้าสู่กระบวนการเพาะเลี้ยงสาหร่ายเพื่อใช้สาหร่ายในการเป็นชีวมวลสำหรับการผลิต HTL-Biocrude อีกครั้ง โดยมีงานวิจัย [73] ได้อธิบายว่าการเพิ่มอุณหภูมิของปฏิกิริยาให้สูงขึ้นสามารถลดปริมาณของไฮโดรคาร์บอนที่มีไนโตรเจน (N-containing aromatic compound) ในผลิตภัณฑ์ HTL-Biocrude ได้ แต่ N-containing aromatic compound จะไปสะสมอยู่ในผลิตภัณฑ์ของเหลวจาก HTL หรือ HTL-AQ แทน อย่างไรก็ตามสารประกอบชนิดนี้ก็สามารถแตกพันธะเป็นสายที่สั้นลงหรือเปลี่ยนรูปเป็นไฮโดรคาร์บอนกับแอมโมเนียได้หากมีการใช้ความร้อนที่เหมาะสมในผลิตภัณฑ์ HTL-AQ

การนำผลิตภัณฑ์ HTL-AQ จะนำมาปรับปรุงคุณภาพด้วยการใช้ออกซิเดชันเปียกแบบไม่เร่งปฏิกิริยาซึ่งเป็นกระบวนการออกซิเดชันโดยใช้ปฏิกิริยาระหว่างออกซิเจนและน้ำภายใต้สภาวะอุณหภูมิและความดันสูงเพื่อออกซิไดซ์และย่อยสลายสารประกอบอินทรีย์หรือสารละลายที่เป็นน้ำและเกิดขึ้นในสถานะของเหลว เพื่อแตกตัวสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีไนโตรเจน (N-containing aromatic compound) ก่อนเข้าสู่กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ที่อุณหภูมิที่สูงกว่าจุดเดือดของน้ำ (100 °C) แต่ต่ำกว่าจุดวิกฤต (374 °C) ซึ่งภายใต้สภาวะนี้จะทำให้เกิดการสลายตัวของสารประกอบอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนได้ (NH_4^+ และ NH_3) และสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มี

ออกซิเจน (Oxygenated hydrocarbon) ซึ่งจะเป็นผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นและไม่ถูกออกซิไดซ์จากการสลายตัวของสารประกอบที่มีไนโตรเจนแบบอะโรเมติก หลังจากนั้นจะเข้าสู่กระบวนการ Aqueous phase reforming (APR) เพื่อผลิตแก๊สไฮโดรเจนโดยไฮโดรคาร์บอนหรือออกซิเจนละลายในน้ำและทำปฏิกิริยากับโมเลกุลของน้ำในสถานะของเหลวที่อุณหภูมิต่ำและความดันสูงปานกลางเพื่อผลิตแก๊สไฮโดรเจนและสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ซึ่งสารประกอบอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนได้ (NH_4^+ และ NH_3) และสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจน (Oxygenated hydrocarbon) จะทำปฏิกิริยากับน้ำในการะบวนการนี้เพื่อผลิตไฮโดนเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงในเฟสของน้ำ โดย NH_3 จะสลายตัวเป็นไนโตรเจน (N_2) และไฮโดรเจน (H_2) ซึ่งน้ำในระบบจะเกิดปฏิกิริยา Water-gas shift และ NH_3 จะสลายตัวไปเป็นแก๊สไฮโดรเจน ตามปฏิกิริยา $2NH_3 + 3H_2O \longrightarrow N_2 + 6H_2$ โดยปฏิกิริยานี้ช่วยเพิ่มผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้

พลังงานไฮโดรเจนจากชีวมวลเป็นอีกหนึ่งพลังงานทางเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจากชีวมวลเป็นทรัพยากรหมุนเวียนที่สามารถทดแทนได้ พบได้ในธรรมชาติและคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ที่ปล่อยออกมาระหว่างการผลิตจะถูกทำให้สมดุลเพราะ CO_2 จะถูกดูดซับโดยชีวมวลทางการเกษตรในระหว่างการเจริญเติบโต ซึ่งหมายความว่าไฮโดรเจนที่ได้จากชีวมวลก่อให้เกิดการปล่อยก๊าซเรือนกระจกที่น้อยมาก ซึ่งช่วยลดการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศในระยะยาวได้ นอกจากนี้ทรัพยากรชีวมวลสำหรับการผลิตไฮโดรเจนสามารถหาได้ในท้องถิ่น ลดการพึ่งพาการนำเข้าเชื้อเพลิงฟอสซิล สิ่งนี้ช่วยเพิ่มความมั่นคงด้านพลังงานและลดความเสี่ยงต่อความผันผวนของราคาเชื้อเพลิงระหว่างประเทศและการหยุดชะงักของอุปทานและส่งเสริมเศรษฐกิจหมุนเวียนเพราะเป็นการจำกัดข้อเสียให้เป็นพลังงานที่มีคุณค่า ซึ่งพลังงานไฮโดรเจนสามารถนำมาใช้ได้ในหลายๆ ด้านและอุตสาหกรรมที่แตกต่างกันไป เช่น การขนส่ง ไฮโดรเจนสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงในเซลล์เชื้อเพลิงเพื่อขับเคลื่อนยานพาหนะ โดยเฉพาะรถยนต์ที่ใช้เซลล์เชื้อเพลิงไฮโดรเจน (Hydrogen Fuel Cell Vehicles) ซึ่งสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าจากไฮโดรเจนและออกซิเจน โดยมีน้ำเป็นผลผลิตที่กระทบต่อสิ่งแวดล้อมที่น้อยมาก นอกจากนี้พลังงานไฮโดรเจนจะถูกนำไปใช้ในอุตสาหกรรม โดยไฮโดรเจนมักจะใช้ในอุตสาหกรรมการผลิตสารเคมี โดยเฉพาะในการผลิตแอมโมเนีย (Ammonia) ที่ใช้ในการผลิตปุ๋ย หรือสามารถใช้ในการการจัดเก็บพลังงาน ซึ่งไฮโดรเจนสามารถใช้เป็นสื่อในการจัดเก็บพลังงานได้ แต่สำหรับงานวิจัยนี้ ไฮโดรเจนส่วนหนึ่งจะถูกนำไปปนับปรุงคุณภาพของน้ำมันดิบชีวภาพเพื่อแปรรูปให้เป็นสารเคมีมูลค่าเพิ่ม ส่วนไฮโดรเจนที่เหลือจะถูกนำไปใช้ประโยชน์อื่นๆต่อไป

จากผลการจำลองพบว่าอัตราส่วนการป้อนแก๊สไฮโดรเจนต่อผลิตภัณฑ์น้ำมันดิบชีวภาพที่เหมาะสมของกระบวนการ hydrotreating จะอยู่ที่ 1:60 – 1:30 ส่วนอัตราส่วนการป้อน HTL-AQ ต่อแก๊สออกซิเจนที่เหมาะสมต่อกระบวนการ Wet Oxidation คือช่วง 1:9 ถึง 1:10 สำหรับกระบวนการ APR อุณหภูมิที่เหมาะสมคือ 270 °C ซึ่งเป็นอุณหภูมิเริ่มต้นที่ทำให้ผลิตภัณฑ์แก๊สไฮโดรเจนมีแนวโน้มสูงขึ้นและความดันที่เหมาะสมอยู่ที่ 15-20 bar ซึ่งทำให้ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนอยู่ที่ร้อยละ 64.89 โดยมวลมีการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลง ร้อยละ 21.35 และประสิทธิภาพการใช้พลังงานของทั้งกระบวนการอยู่ที่ร้อยละ 67.50 หลังจากปรับปรุงกระบวนการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ภาคผนวก ก.

การผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-biocrude

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mass Vapor Fraction		0.039	0.076	1.000	0.725	0.840	0.130
Mass Liquid Fraction		0.961	0.924	0.000	0.275	0.160	0.870
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	0.586	0.586	0.536	0.536	0.536	0.536
$C_{26}H_{48}$	kmol/hr	0.199	0.199	0.199	0.199	0.199	0.199
$C_{15}H_{18}$	kmol/hr	0.003	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kmol/hr	0.003	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mole Flows	kmol/hr	0.586	0.586	0.536	0.536	0.536	0.536
C_7H_8	kmol/hr	0.004	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kmol/hr	0.003	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$	kmol/hr	0.035	0.035	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kmol/hr	0.087	0.087	0.028	0.028	0.028	0.028
$C_5H_{10}O$	kmol/hr	0.021	0.021	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kmol/hr	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kmol/hr	0.007	0.007	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mole Flows	kmol/hr	0.586	0.586	0.536	0.536	0.536	0.536
H_2O	kmol/hr	0.000	0.000	0.075	0.075	0.075	0.075
H_2	kmol/hr	0.223	0.223	0.032	0.032	0.032	0.032
C_6H_6	kmol/hr	0.000	0.000	0.043	0.043	0.043	0.043
$C_6H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.029	0.029	0.029	0.029
$C_6H_{12}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kmol/hr	0.000	0.000	0.019	0.019	0.019	0.019

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mole Flows	kmol/hr	0.586	0.586	0.536	0.536	0.536	0.536
CH_4	kmol/hr	0.000	0.000	0.010	0.010	0.010	0.010
$C_{16}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.035	0.035	0.035	0.035
C_5H_{12}	kmol/hr	0.000	0.000	0.021	0.021	0.021	0.021
NH_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.009	0.009	0.009	0.009
CO	kmol/hr	0.000	0.000	0.018	0.018	0.018	0.018
CO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.018	0.018	0.018	0.018

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mole Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.340	0.340	0.371	0.371	0.371	0.371
$C_{15}H_{18}$		0.005	0.005	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.005	0.005	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.006	0.006	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8		0.005	0.005	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.060	0.060	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.148	0.148	0.052	0.052	0.052	0.052

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mole Fractions							
$C_5H_{10}O$		0.035	0.035	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$		0.003	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.013	0.013	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.000	0.000	0.140	0.140	0.140	0.140
H_2		0.381	0.381	0.059	0.059	0.059	0.059
C_6H_6		0.000	0.000	0.081	0.081	0.081	0.081
$C_6H_{10}O$		0.000	0.000	0.055	0.055	0.055	0.055

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mole Fractions							
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}		0.000	0.000	0.036	0.036	0.036	0.036
CH_4		0.000	0.000	0.019	0.019	0.019	0.019
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.000	0.000	0.066	0.066	0.066	0.066
C_5H_{12}		0.000	0.000	0.038	0.038	0.038	0.038

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mole Fractions							
NH_3		0.000	0.000	0.017	0.017	0.017	0.017
CO		0.000	0.000	0.033	0.033	0.033	0.033
CO_2		0.000	0.000	0.033	0.033	0.033	0.033
Mass Flows	kg/hr	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909
$C_{26}H_{48}$	kg/hr	0.401	0.401	0.401	0.401	0.401	0.401
$C_{15}H_{18}$	kg/hr	0.564	0.564	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kg/hr	0.300	0.300	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mass Flows	kg/hr	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909
C_7H_8	kg/hr	0.340	0.340	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kg/hr	0.276	0.276	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$	kg/hr	9.057	9.057	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kg/hr	8.156	8.156	2.610	2.610	2.610	2.610
$C_5H_{10}O$	kg/hr	1.768	1.768	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kg/hr	0.324	0.324	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kg/hr	1.273	1.273	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mass Flows	kg/hr	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909
H_2O	kg/hr	0.000	0.000	1.353	1.353	1.353	1.353
H_2	kg/hr	0.449	0.449	0.064	0.064	0.064	0.064
C_6H_6	kg/hr	0.000	0.000	3.379	3.379	3.379	3.379
$C_6H_{10}O$	kg/hr	0.000	0.000	2.892	2.892	2.892	2.892
$C_6H_{12}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kg/hr	0.000	0.000	1.641	1.641	1.641	1.641

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mass Flows	kg/hr	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909
CH_4	kg/hr	0.000	0.000	0.160	0.160	0.160	0.160
$C_{16}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	7.502	7.502	7.502	7.502
C_5H_{12}	kg/hr	0.000	0.000	1.481	1.481	1.481	1.481
NH_3	kg/hr	0.000	0.000	0.155	0.155	0.155	0.155
CO	kg/hr	0.000	0.000	0.495	0.495	0.495	0.495
CO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.777	0.777	0.777	0.777

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mass Fractions		22.909	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909
$C_{26}H_{48}$		0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018
$C_{15}H_{18}$		0.025	0.025	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.013	0.013	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.015	0.015	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8		0.012	0.012	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.395	0.395	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.356	0.356	0.114	0.114	0.114	0.114

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mass Fractions		22.909	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909
$C_5H_{10}O$		0.077	0.077	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$		0.014	0.014	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.056	0.056	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.000	0.000	0.059	0.059	0.059	0.059
H_2		0.020	0.020	0.003	0.003	0.003	0.003
C_6H_6		0.000	0.000	0.148	0.148	0.148	0.148
$C_6H_{10}O$		0.000	0.000	0.126	0.126	0.126	0.126

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mass Fractions		22.909	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}		0.000	0.000	0.072	0.072	0.072	0.072
CH_4		0.000	0.000	0.007	0.007	0.007	0.007
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.000	0.000	0.327	0.327	0.327	0.327
C_5H_{12}		0.000	0.000	0.065	0.065	0.065	0.065

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	3	4	5	6	7	9
From		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-102
To		H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101	LP
Temperature	C	68.329	162.723	390.000	310.000	295.924	118.000
Pressure	bar	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000	50.000
Mass Fractions		22.909	22.909	22.909	22.909	22.909	22.909
NH_3		0.000	0.000	0.007	0.007	0.007	0.007
CO		0.000	0.000	0.022	0.022	0.022	0.022
CO_2		0.000	0.000	0.034	0.034	0.034	0.034

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mass Vapor Fraction		1.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000
Mass Liquid Fraction		0.000	1.000	1.000	1.000	0.000	1.000
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	0.291	0.173	0.173	0.151	0.058	0.093
$C_{26}H_{48}$	kmol/hr	0.199	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{18}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mole Flows	kmol/hr	0.291	0.173	0.173	0.151	0.058	0.093
$C_{16}H_{32}O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kmol/hr	0.000	0.028	0.028	0.028	0.000	0.027
$C_5H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O	kmol/hr	0.002	0.004	0.004	0.000	0.000	0.000
H_2	kmol/hr	0.032	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6	kmol/hr	0.003	0.041	0.041	0.040	0.039	0.001

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mole Flows	kmol/hr	0.291	0.173	0.173	0.151	0.058	0.093
$C_6H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.029	0.029	0.029	0.000	0.029
$C_6H_{12}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kmol/hr	0.001	0.018	0.018	0.018	0.018	0.000
CH_4	kmol/hr	0.010	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.035	0.035	0.035	0.000	0.035
C_5H_{12}	kmol/hr	0.005	0.016	0.016	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mole Flows	kmol/hr	0.291	0.173	0.173	0.151	0.058	0.093
NH_3	kmol/hr	0.005	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
CO	kmol/hr	0.018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO_2	kmol/hr	0.017	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
Mole Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.685	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mole Fractions							
C_8H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.000	0.160	0.160	0.183	0.005	0.294
$C_5H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.006	0.024	0.024	0.000	0.000	0.000
H_2		0.110	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mole Fractions							
C_6H_6		0.009	0.235	0.235	0.266	0.679	0.009
$C_6H_{10}O$		0.000	0.170	0.170	0.195	0.000	0.316
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}		0.004	0.105	0.105	0.121	0.311	0.002
CH_4		0.034	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.000	0.204	0.204	0.234	0.000	0.379

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mole Fractions							
C_5H_{12}		0.017	0.090	0.090	0.002	0.005	0.000
NH_3		0.016	0.005	0.005	0.000	0.000	0.000
CO		0.061	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO_2		0.058	0.005	0.005	0.000	0.000	0.000
Mass Flows	kg/hr	2.656	18.947	18.947	17.689	4.646	13.044
$C_{26}H_{48}$	kg/hr	0.401	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{18}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mass Flows	kg/hr	2.656	18.947	18.947	17.689	4.646	13.044
C_7H_8	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kg/hr	0.004	2.604	2.604	2.604	0.026	2.578
$C_5H_{10}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mass Flows	kg/hr	2.656	18.947	18.947	17.689	4.646	13.044
H_2O	kg/hr	0.033	0.076	0.076	0.000	0.000	0.000
H_2	kg/hr	0.064	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6	kg/hr	0.207	3.172	3.172	3.140	3.078	0.063
$C_6H_{10}O$	kg/hr	0.006	2.886	2.886	2.886	0.000	2.886
$C_6H_{12}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kg/hr	0.106	1.534	1.534	1.534	1.519	0.015
CH_4	kg/hr	0.158	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mass Flows	kg/hr	2.656	18.947	18.947	17.689	4.646	13.044
$C_{16}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kg/hr	0.000	7.502	7.502	7.502	0.000	7.502
C_5H_{12}	kg/hr	0.362	1.119	1.119	0.022	0.022	0.000
NH_3	kg/hr	0.079	0.016	0.016	0.000	0.000	0.000
CO	kg/hr	0.493	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000
CO_2	kg/hr	0.743	0.034	0.034	0.000	0.000	0.000
Mass Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.151	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mass Fractions							
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.001	0.137	0.137	0.147	0.006	0.198
$C_5H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mass Fractions							
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.012	0.004	0.004	0.000	0.000	0.000
H_2		0.024	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6		0.078	0.167	0.167	0.178	0.662	0.005
$C_6H_{10}O$		0.002	0.152	0.152	0.163	0.000	0.221
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	10	11	12	13	14	15
From		LP	LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100
To			H-102	LIGHCOL	T-100		T-101
Temperature	C	25.000	25.000	70.712	109.377	83.258	170.052
Pressure	bar	4.000	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013
Mass Fractions							
C_6H_{12}		0.040	0.081	0.081	0.087	0.327	0.001
CH_4		0.060	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.000	0.396	0.396	0.424	0.000	0.575
C_5H_{12}		0.136	0.059	0.059	0.001	0.005	0.000
NH_3		0.030	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
CO		0.186	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO_2		0.280	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mass Vapor Fraction		0.000	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Mass Liquid Fraction		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	0.063	0.363	0.030	0.223	0.022	0.223
$C_{26}H_{48}$	kmol/hr	0.000	0.199	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{18}$	kmol/hr	0.000	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kmol/hr	0.000	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8	kmol/hr	0.000	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kmol/hr	0.000	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mole Flows	kmol/hr	0.063	0.363	0.030	0.223	0.022	0.223
$C_{16}H_{32}O_2$	kmol/hr	0.000	0.035	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kmol/hr	0.027	0.087	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.021	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kmol/hr	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kmol/hr	0.000	0.007	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.004	0.000
H_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.223	0.000	0.223
C_6H_6	kmol/hr	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mole Flows	kmol/hr	0.063	0.363	0.030	0.223	0.022	0.223
$C_6H_{10}O$	kmol/hr	0.001	0.000	0.029	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_4	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kmol/hr	0.035	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_5H_{12}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.015	0.000

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mole Flows	kmol/hr	0.063	0.363	0.030	0.223	0.022	0.223
NH_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
CO	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
Mole Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.000	0.549	0.000	0.000	0.009	0.000
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.008	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.008	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.010	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mole Fractions							
C_8H_8		0.000	0.007	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.097	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.430	0.239	0.009	0.000	0.000	0.000
$C_5H_{10}O$		0.000	0.057	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.005	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.020	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.192	0.000
H_2		0.000	0.000	0.000	1.000	0.001	1.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mole Fractions							
C_6H_6		0.000	0.000	0.027	0.000	0.019	0.000
$C_6H_{10}O$		0.009	0.000	0.958	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}		0.000	0.000	0.006	0.000	0.000	0.000
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.000	0.005	0.000
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.560	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mole Fractions							
C_5H_{12}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.693	0.000
NH_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.043	0.000
CO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.003	0.000
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.036	0.000
Mass Flows	kg/hr	10.112	22.460	2.932	0.449	1.258	0.449
$C_{26}H_{48}$	kg/hr	0.000	0.401	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{18}$	kg/hr	0.000	0.564	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kg/hr	0.000	0.300	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mass Flows	kg/hr	10.112	22.460	2.932	0.449	1.258	0.449
C_7H_8	kg/hr	0.000	0.340	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kg/hr	0.000	0.276	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$	kg/hr	0.000	9.057	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kg/hr	2.552	8.156	0.026	0.000	0.000	0.000
$C_5H_{10}O$	kg/hr	0.000	1.768	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kg/hr	0.000	0.324	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kg/hr	0.000	1.273	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mass Flows	kg/hr	10.112	22.460	2.932	0.449	1.258	0.449
H_2O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.076	0.000
H_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.449	0.000	0.449
C_6H_6	kg/hr	0.000	0.000	0.063	0.000	0.032	0.000
$C_6H_{10}O$	kg/hr	0.058	0.000	2.828	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kg/hr	0.000	0.000	0.015	0.000	0.000	0.000
CH_4	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mass Flows	kg/hr	10.112	22.460	2.932	0.449	1.258	0.449
$C_{16}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kg/hr	7.502	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_5H_{12}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	1.096	0.000
NH_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.016	0.000
CO	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.000
CO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.034	0.000
Mass Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.000	0.018	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mass Fractions							
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.025	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.013	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.015	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8		0.000	0.012	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.403	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.252	0.363	0.009	0.000	0.000	0.000
$C_5H_{10}O$		0.000	0.079	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mass Fractions							
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.014	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.057	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.060	0.000
H_2		0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	1.000
C_6H_6		0.000	0.000	0.021	0.000	0.025	0.000
$C_6H_{10}O$		0.006	0.000	0.965	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	16	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	2
From		T-101		T-101		LIGHCOL	C-100
To			MIXER		C-100		MIXER
Temperature	C	183.902	33.300	155.680	60.000	62.174	180.211
Pressure	bar	1.013	105.500	1.013	23.000	1.013	50.000
Mass Fractions							
C_6H_{12}		0.000	0.000	0.005	0.000	0.000	0.000
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.742	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_5H_{12}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.872	0.000
NH_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.013	0.000
CO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.027	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mass Vapor Fraction		0.163	0.000				
Mass Liquid Fraction		0.837	1.000				
Mass Solid Fraction		0.000	0.000				
Mole Flows	kmol/hr	0.536	0.073				
$C_{26}H_{48}$	kmol/hr	0.199	0.000				
$C_{15}H_{18}$	kmol/hr	0.000	0.000				
C_8H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000				
C_7H_8	kmol/hr	0.000	0.000				
C_8H_8	kmol/hr	0.000	0.000				

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mole Flows	kmol/hr	0.536	0.073				
$C_{16}H_{32}O_2$	kmol/hr	0.000	0.000				
C_6H_6O	kmol/hr	0.028	0.000				
$C_5H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.000				
$C_{14}H_{15}N$	kmol/hr	0.000	0.000				
$C_{10}H_{21}NO$	kmol/hr	0.000	0.000				
H_2O	kmol/hr	0.075	0.069				
H_2	kmol/hr	0.032	0.000				
C_6H_6	kmol/hr	0.043	0.000				

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mole Flows	kmol/hr	0.536	0.073				
$C_6H_{10}O$	kmol/hr	0.029	0.000				
$C_6H_{12}O$	kmol/hr	0.000	0.000				
C_6H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000				
C_6H_{12}	kmol/hr	0.019	0.000				
CH_4	kmol/hr	0.010	0.000				
$C_{16}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000				
$C_{15}H_{32}$	kmol/hr	0.035	0.000				
C_5H_{12}	kmol/hr	0.021	0.000				

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mole Flows	kmol/hr	0.536	0.073				
NH_3	kmol/hr	0.009	0.004				
CO	kmol/hr	0.018	0.000				
CO_2	kmol/hr	0.018	0.000				
Mole Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.371	0.000				
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.000				
C_8H_{10}		0.000	0.000				
C_7H_8		0.000	0.000				

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mole Fractions							
C_8H_8		0.000	0.000				
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.000				
C_6H_6O		0.052	0.000				
$C_5H_{10}O$		0.000	0.000				
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.000				
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.000				
H_2O		0.140	0.951				
H_2		0.059	0.000				

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mole Fractions							
C_6H_6		0.081	0.000				
$C_6H_{10}O$		0.055	0.000				
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000				
C_6H_{10}		0.000	0.000				
C_6H_{12}		0.036	0.000				
CH_4		0.019	0.000				
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000				
$C_{15}H_{32}$		0.066	0.000				

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mole Fractions							
C_5H_{12}		0.038	0.000				
NH_3		0.017	0.049				
CO		0.033	0.000				
CO_2		0.033	0.000				
Mass Flows	kg/hr	22.909	1.306				
$C_{26}H_{48}$	kg/hr	0.401	0.000				
$C_{15}H_{18}$	kg/hr	0.000	0.000				
C_8H_{10}	kg/hr	0.000	0.000				

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mass Flows	kg/hr	22.909	1.306				
C_7H_8	kg/hr	0.000	0.000				
C_8H_8	kg/hr	0.000	0.000				
$C_{16}H_{32}O_2$	kg/hr	0.000	0.000				
C_6H_6O	kg/hr	2.610	0.002				
$C_5H_{10}O$	kg/hr	0.000	0.000				
$C_{14}H_{15}N$	kg/hr	0.000	0.000				
$C_{10}H_{21}NO$	kg/hr	0.000	0.000				

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mass Flows	kg/hr	22.909	1.306				
H_2O	kg/hr	1.353	1.244				
H_2	kg/hr	0.064	0.000				
C_6H_6	kg/hr	3.379	0.000				
$C_6H_{10}O$	kg/hr	2.892	0.000				
$C_6H_{12}O$	kg/hr	0.000	0.000				
C_6H_{10}	kg/hr	0.000	0.000				
C_6H_{12}	kg/hr	1.641	0.000				
CH_4	kg/hr	0.160	0.000				

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mass Flows	kg/hr	22.909	1.306				
$C_{16}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000				
$C_{15}H_{32}$	kg/hr	7.502	0.000				
C_5H_{12}	kg/hr	1.481	0.000				
NH_3	kg/hr	0.155	0.060				
CO	kg/hr	0.495	0.000				
CO_2	kg/hr	0.777	0.000				
Mass Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.018	0.000				

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mass Fractions							
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.000				
C_8H_{10}		0.000	0.000				
C_7H_8		0.000	0.000				
C_8H_8		0.000	0.000				
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.000				
C_6H_6O		0.114	0.002				
$C_5H_{10}O$		0.000	0.000				

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mass Fractions							
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.000				
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.000				
H_2O		0.059	0.952				
H_2		0.003	0.000				
C_6H_6		0.148	0.000				
$C_6H_{10}O$		0.126	0.000				
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000				
C_6H_{10}		0.000	0.000				

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ก-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude แบบไม่มี HP (Scenario 1) (ต่อ)

	Units	8	WWT				
From		H-101	LP				
To		H-102					
Temperature	C	140.000	25.000				
Pressure	bar	50.000	4.000				
Mass Fractions							
C_6H_{12}		0.072	0.000				
CH_4		0.007	0.000				
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000				
$C_{15}H_{32}$		0.327	0.000				
C_5H_{12}		0.065	0.000				
NH_3		0.007	0.046				
CO		0.022	0.000				
CO_2		0.034	0.000				

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข.

ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mass Vapor Fraction		1.000	0.039	0.076	1.000	0.725	0.840
Mass Liquid Fraction		0.000	0.961	0.924	0.000	0.275	0.160
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	2.232	5.866	5.866	5.372	5.372	5.372
$C_{26}H_{48}$	kmol/hr	0.000	1.995	1.995	1.995	1.995	1.995
$C_{15}H_{18}$	kmol/hr	0.000	0.028	0.028	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kmol/hr	0.000	0.028	0.028	0.000	0.000	0.000
C_7H_8	kmol/hr	0.000	0.037	0.037	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kmol/hr	0.000	0.027	0.027	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mole Flows	kmol/hr	2.232	5.866	5.866	5.372	5.372	5.372
$C_{16}H_{32}O_2$	kmol/hr	0.000	0.354	0.354	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kmol/hr	0.000	0.868	0.868	0.278	0.278	0.278
$C_5H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.206	0.206	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kmol/hr	0.000	0.016	0.016	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kmol/hr	0.000	0.074	0.074	0.000	0.000	0.000
H_2O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.752	0.752	0.752
H_2	kmol/hr	2.232	2.232	2.232	0.320	0.320	0.320
C_6H_6	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.433	0.433	0.433

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mole Flows	kmol/hr	2.232	5.866	5.866	5.372	5.372	5.372
$C_6H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.295	0.295	0.295
$C_6H_{12}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.195	0.195	0.195
CH_4	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.100	0.100	0.100
$C_{16}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.354	0.354	0.354
C_5H_{12}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.206	0.206	0.206

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mole Flows	kmol/hr						
NH_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.091	0.091	0.091
CO	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.177	0.177	0.177
CO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.177	0.177	0.177
Mole Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.000	0.340	0.340	0.371	0.371	0.371
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.005	0.005	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.005	0.005	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.006	0.006	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mole Fractions							
C_8H_8		0.000	0.005	0.005	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.060	0.060	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.000	0.148	0.148	0.052	0.052	0.052
$C_5H_{10}O$		0.000	0.035	0.035	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.003	0.003	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.013	0.013	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.000	0.000	0.000	0.140	0.140	0.140
H_2		1.000	0.381	0.381	0.059	0.059	0.059

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mole Fractions							
C_6H_6		0.000	0.000	0.000	0.081	0.081	0.081
$C_6H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.055	0.055	0.055
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}		0.000	0.000	0.000	0.036	0.036	0.036
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.019	0.019	0.019
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.066	0.066	0.066

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mole Fractions							
C_5H_{12}		0.000	0.000	0.000	0.038	0.038	0.038
NH_3		0.000	0.000	0.000	0.017	0.017	0.017
CO		0.000	0.000	0.000	0.033	0.033	0.033
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.033	0.033	0.033
Mass Flows	kg/hr	4.500	229.500	229.500	229.500	229.500	229.500
$C_{26}H_{48}$	kg/hr	0.000	4.021	4.021	4.021	4.021	4.021
$C_{15}H_{18}$	kg/hr	0.000	5.646	5.646	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kg/hr	0.000	3.009	3.009	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mass Flows	kg/hr	4.500	229.500	229.500	229.500	229.500	229.500
C_7H_8	kg/hr	0.000	3.409	3.409	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kg/hr	0.000	2.770	2.770	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$	kg/hr	0.000	90.730	90.730	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kg/hr	0.000	81.702	81.702	26.145	26.145	26.145
$C_5H_{10}O$	kg/hr	0.000	17.709	17.709	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kg/hr	0.000	3.249	3.249	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kg/hr	0.000	12.756	12.756	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mass Flows	kg/hr	4.500	229.500	229.500	229.500	229.500	229.500
H_2O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	13.550	13.550	13.550
H_2	kg/hr	4.500	4.500	4.500	0.644	0.644	0.644
C_6H_6	kg/hr	0.000	0.000	0.000	33.852	33.852	33.852
$C_6H_{10}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	28.969	28.969	28.969
$C_6H_{12}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	16.436	16.436	16.436
CH_4	kg/hr	0.000	0.000	0.000	1.601	1.601	1.601

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mass Flows	kg/hr	4.500	229.500	229.500	229.500	229.500	229.500
$C_{16}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	75.158	75.158	75.158
C_5H_{12}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	14.834	14.834	14.834
NH_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	1.549	1.549	1.549
CO	kg/hr	0.000	0.000	0.000	4.955	4.955	4.955
CO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	7.786	7.786	7.786
Mass Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.000	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mass Fractions							
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.025	0.025	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.013	0.013	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.015	0.015	0.000	0.000	0.000
C_8H_8		0.000	0.012	0.012	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.395	0.395	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.000	0.356	0.356	0.114	0.114	0.114
$C_5H_{10}O$		0.000	0.077	0.077	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mass Fractions							
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.014	0.014	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.056	0.056	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.000	0.000	0.000	0.059	0.059	0.059
H_2		1.000	0.020	0.020	0.003	0.003	0.003
C_6H_6		0.000	0.000	0.000	0.148	0.148	0.148
$C_6H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.126	0.126	0.126
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-1 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	2	3	4	5	6	7
From		C-100	MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101
To		MIXER	H-100	UREACTOR	H-100	V-101	H-101
Temperature	C	180.238	68.332	162.725	390.000	310.000	295.924
Pressure	bar	50.000	50.000	50.000	100.000	100.000	50.000
Mass Fractions							
C_6H_{12}		0.000	0.000	0.000	0.072	0.072	0.072
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.007	0.007	0.007
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.327	0.327	0.327
C_5H_{12}		0.000	0.000	0.000	0.065	0.065	0.065
NH_3		0.000	0.000	0.000	0.007	0.007	0.007
CO		0.000	0.000	0.000	0.022	0.022	0.022
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.034	0.034	0.034

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mass Vapor Fraction		0.163	0.130	1.000	0.973	0.000	1.000
Mass Liquid Fraction		0.837	0.870	0.000	0.027	1.000	0.000
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	5.372	5.372	0.314	2.394	2.664	0.082
$C_{26}H_{48}$	kmol/hr	1.995	1.995	0.000	1.962	0.033	0.032
$C_{15}H_{18}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mole Flows	kmol/hr	5.372	5.372	0.314	2.394	2.664	0.082
$C_{16}H_{32}O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kmol/hr	0.278	0.278	0.000	0.000	0.278	0.000
$C_5H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O	kmol/hr	0.752	0.752	0.000	0.026	0.726	0.001
H_2	kmol/hr	0.320	0.320	0.314	0.000	0.005	0.005
C_6H_6	kmol/hr	0.433	0.433	0.000	0.004	0.430	0.001

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mole Flows	kmol/hr	5.372	5.372	0.314	2.394	2.664	0.082
$C_6H_{10}O$	kmol/hr	0.295	0.295	0.000	0.000	0.295	0.000
$C_6H_{12}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kmol/hr	0.195	0.195	0.000	0.002	0.193	0.000
CH_4	kmol/hr	0.100	0.100	0.000	0.087	0.013	0.009
$C_{16}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kmol/hr	0.354	0.354	0.000	0.000	0.354	0.000
C_5H_{12}	kmol/hr	0.206	0.206	0.000	0.009	0.197	0.002

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mole Flows	kmol/hr	5.372	5.372	0.314	2.394	2.664	0.082
NH_3	kmol/hr	0.091	0.091	0.000	0.022	0.069	0.002
CO	kmol/hr	0.177	0.177	0.000	0.169	0.008	0.007
CO_2	kmol/hr	0.177	0.177	0.000	0.114	0.063	0.023
Mole Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.371	0.371	0.000	0.819	0.012	0.388
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mole Fractions							
C_8H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.052	0.052	0.000	0.000	0.104	0.000
$C_5H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.140	0.140	0.000	0.011	0.272	0.006
H_2		0.059	0.059	1.000	0.000	0.002	0.062

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mole Fractions							
C_6H_6		0.081	0.081	0.000	0.001	0.161	0.009
$C_6H_{10}O$		0.055	0.055	0.000	0.000	0.111	0.000
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}		0.036	0.036	0.000	0.001	0.073	0.004
CH_4		0.019	0.019	0.000	0.036	0.005	0.112
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.066	0.066	0.000	0.000	0.133	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mole Fractions							
C_5H_{12}		0.038	0.038	0.000	0.004	0.074	0.021
NH_3		0.017	0.017	0.000	0.009	0.026	0.026
CO		0.033	0.033	0.000	0.070	0.003	0.089
CO_2		0.033	0.033	0.000	0.048	0.024	0.281
Mass Flows	kg/hr	229.500	229.500	0.634	17.025	211.842	1.702
$C_{26}H_{48}$	kg/hr	4.021	4.021	0.000	3.955	0.067	0.064
$C_{15}H_{18}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mass Flows	kg/hr	229.500	229.500	0.634	17.025	211.842	1.702
C_7H_8	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kg/hr	26.145	26.145	0.000	0.006	26.139	0.001
$C_5H_{10}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mass Flows	kg/hr	229.500	229.500	0.634	17.025	211.842	1.702
H_2O	kg/hr	13.550	13.550	0.000	0.475	13.075	0.009
H_2	kg/hr	0.644	0.644	0.634	0.000	0.011	0.010
C_6H_6	kg/hr	33.852	33.852	0.000	0.280	33.572	0.060
$C_6H_{10}O$	kg/hr	28.969	28.969	0.000	0.012	28.957	0.002
$C_6H_{12}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kg/hr	16.436	16.436	0.000	0.153	16.283	0.031
CH_4	kg/hr	1.601	1.601	0.000	1.395	0.205	0.148

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mass Flows	kg/hr	229.500	229.500	0.634	17.025	211.842	1.702
$C_{16}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kg/hr	75.158	75.158	0.000	0.001	75.157	0.000
C_5H_{12}	kg/hr	14.834	14.834	0.000	0.626	14.208	0.124
NH_3	kg/hr	1.549	1.549	0.000	0.376	1.173	0.036
CO	kg/hr	4.955	4.955	0.000	4.726	0.229	0.203
CO_2	kg/hr	7.786	7.786	0.000	5.020	2.766	1.014
Mass Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.018	0.018	0.000	0.232	0.000	0.038

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mass Fractions							
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.114	0.114	0.000	0.000	0.123	0.001
$C_5H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mass Fractions							
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.059	0.059	0.000	0.028	0.062	0.005
H_2		0.003	0.003	1.000	0.000	0.000	0.006
C_6H_6		0.148	0.148	0.000	0.016	0.158	0.035
$C_6H_{10}O$		0.126	0.126	0.000	0.001	0.137	0.001
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	8	9	10	11	12	13
From		H-101	H-102	S-100	S-100	HP	LP
To		H-102	HP	C-100		LP	
Temperature	C	140.000	118.000	43.200	43.200	43.200	25.000
Pressure	bar	50.000	50.000	48.910	48.910	48.910	4.000
Mass Fractions							
C_6H_{12}		0.072	0.072	0.000	0.009	0.077	0.018
CH_4		0.007	0.007	0.000	0.082	0.001	0.087
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.327	0.327	0.000	0.000	0.355	0.000
C_5H_{12}		0.065	0.065	0.000	0.037	0.067	0.073
NH_3		0.007	0.007	0.000	0.022	0.006	0.021
CO		0.022	0.022	0.000	0.278	0.001	0.119
CO_2		0.034	0.034	0.000	0.295	0.013	0.596

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mass Vapor Fraction		0.000	0.001	0.000	1.000	0.000	0.000
Mass Liquid Fraction		1.000	0.999	1.000	0.000	1.000	1.000
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	1.849	1.849	1.548	0.614	0.934	0.632
$C_{26}H_{48}$	kmol/hr	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{18}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mole Flows	kmol/hr	1.849	1.849	1.548	0.614	0.934	0.632
$C_{16}H_{32}O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kmol/hr	0.277	0.277	0.277	0.003	0.275	0.272
$C_5H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O	kmol/hr	0.044	0.044	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6	kmol/hr	0.429	0.429	0.425	0.416	0.008	0.000

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mole Flows	kmol/hr	1.849	1.849	1.548	0.614	0.934	0.632
$C_6H_{10}O$	kmol/hr	0.295	0.295	0.295	0.000	0.295	0.006
$C_6H_{12}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kmol/hr	0.193	0.193	0.193	0.191	0.002	0.000
CH_4	kmol/hr	0.004	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kmol/hr	0.354	0.354	0.354	0.000	0.354	0.354
C_5H_{12}	kmol/hr	0.195	0.195	0.004	0.004	0.000	0.000

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mole Flows	kmol/hr	1.849	1.849	1.548	0.614	0.934	0.632
NH_3	kmol/hr	0.016	0.016	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	kmol/hr	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
CO_2	kmol/hr	0.040	0.040	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mole Fractions							
C_8H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.150	0.150	0.179	0.005	0.294	0.431
$C_5H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.024	0.024	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mole Fractions							
C_6H_6		0.232	0.232	0.274	0.678	0.009	0.000
$C_6H_{10}O$		0.160	0.160	0.191	0.000	0.316	0.009
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}		0.104	0.104	0.125	0.311	0.002	0.000
CH_4		0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.191	0.191	0.229	0.000	0.379	0.560

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mole Fractions							
C_5H_{12}		0.106	0.106	0.003	0.006	0.000	0.000
NH_3		0.009	0.009	0.000	0.000	0.000	0.000
CO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO_2		0.022	0.022	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Flows	kg/hr	196.970	196.970	179.941	49.148	130.793	101.333
$C_{26}H_{48}$	kg/hr	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{18}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mass Flows	kg/hr	196.970	196.970	179.941	49.148	130.793	101.333
C_7H_8	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O	kg/hr	26.116	26.116	26.116	0.261	25.855	25.597
$C_5H_{10}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{14}H_{15}N$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mass Flows	kg/hr	196.970	196.970	179.941	49.148	130.793	101.333
H_2O	kg/hr	0.784	0.784	0.001	0.001	0.000	0.000
H_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6	kg/hr	33.512	33.512	33.177	32.513	0.664	0.000
$C_6H_{10}O$	kg/hr	28.955	28.955	28.955	0.000	28.955	0.579
$C_6H_{12}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{12}	kg/hr	16.252	16.252	16.252	16.091	0.161	0.000
CH_4	kg/hr	0.058	0.058	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mass Flows	kg/hr	196.970	196.970	179.941	49.148	130.793	101.333
$C_{16}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$	kg/hr	75.157	75.157	75.157	0.000	75.157	75.157
C_5H_{12}	kg/hr	14.084	14.084	0.282	0.282	0.000	0.000
NH_3	kg/hr	0.272	0.272	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	kg/hr	0.026	0.026	0.000	0.000	0.000	0.000
CO_2	kg/hr	1.750	1.750	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mass Fractions							
$C_{15}H_{18}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_7H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_8H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6O		0.133	0.133	0.145	0.005	0.198	0.253
$C_5H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mass Fractions							
$C_{14}H_{15}N$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{10}H_{21}NO$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.004	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_6		0.170	0.170	0.184	0.662	0.005	0.000
$C_6H_{10}O$		0.147	0.147	0.161	0.000	0.221	0.006
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	14	15	16	17	18	19
From		LP	H-102	LIGHCOL	T-100	T-100	T-101
To		H-102	LIGHCOL	T-100		T-101	
Temperature	C	25.000	68.891	108.093	83.068	169.886	183.878
Pressure	bar	4.000	4.000	1.013	1.013	1.013	1.013
Mass Fractions							
C_6H_{12}		0.083	0.083	0.090	0.327	0.001	0.000
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_{15}H_{32}$		0.382	0.382	0.418	0.000	0.575	0.742
C_5H_{12}		0.072	0.072	0.002	0.006	0.000	0.000
NH_3		0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
CO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO_2		0.009	0.009	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mass Vapor Fraction		0.000	1.000	1.000	1.000	0.000	
Mass Liquid Fraction		1.000	0.000	0.000	0.000	1.000	
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
Mole Flows	kmol/hr	3.634	0.302	2.232	0.301	0.733	
$C_{26}H_{48}$	kmol/hr	1.995	0.000	0.000	0.001	0.000	
$C_{15}H_{18}$	kmol/hr	0.028	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_8H_{10}	kmol/hr	0.028	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_7H_8	kmol/hr	0.037	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_8H_8	kmol/hr	0.027	0.000	0.000	0.000	0.000	

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mole Flows	kmol/hr	3.634	0.302	2.232	0.301	0.733	
$C_{16}H_{32}O_2$	kmol/hr	0.354	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_6O	kmol/hr	0.868	0.003	0.000	0.000	0.000	
$C_5H_{10}O$	kmol/hr	0.206	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{14}H_{15}N$	kmol/hr	0.016	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{10}H_{21}NO$	kmol/hr	0.074	0.000	0.000	0.000	0.000	
H_2O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.043	0.682	
H_2	kmol/hr	0.000	0.000	2.232	0.000	0.000	
C_6H_6	kmol/hr	0.000	0.008	0.000	0.004	0.000	

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mole Flows	kmol/hr	3.634	0.302	2.232	0.301	0.733	
$C_6H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.289	0.000	0.000	0.000	
$C_6H_{12}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_{12}	kmol/hr	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000	
CH_4	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.004	0.000	
$C_{16}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{15}H_{32}$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_5H_{12}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.191	0.000	

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mole Flows	kmol/hr	3.634	0.302	2.232	0.301	0.733	
NH_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.016	0.051	
CO	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	
CO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.040	0.000	
Mole Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.549	0.000	0.000	0.004	0.000	
$C_{15}H_{18}$		0.008	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_8H_{10}		0.008	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_7H_8		0.010	0.000	0.000	0.000	0.000	

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mole Fractions							
C_8H_8		0.007	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{16}H_{32}O_2$		0.097	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_6O		0.239	0.009	0.000	0.000	0.000	
$C_5H_{10}O$		0.057	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{14}H_{15}N$		0.005	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{10}H_{21}NO$		0.020	0.000	0.000	0.000	0.000	
H_2O		0.000	0.000	0.000	0.145	0.930	
H_2		0.000	0.000	1.000	0.001	0.000	

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mole Fractions							
C_6H_6		0.000	0.028	0.000	0.014	0.000	
$C_6H_{10}O$		0.000	0.956	0.000	0.000	0.000	
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_{12}		0.000	0.006	0.000	0.000	0.000	
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.012	0.000	
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{15}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mole Fractions							
C_5H_{12}		0.000	0.000	0.000	0.636	0.000	
NH_3		0.000	0.000	0.000	0.053	0.069	
CO		0.000	0.000	0.000	0.003	0.000	
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.132	0.000	
Mass Flows	kg/hr	225.000	29.460	4.500	17.029	13.170	
$C_{26}H_{48}$	kg/hr	4.021	0.000	0.000	0.002	0.000	
$C_{15}H_{18}$	kg/hr	5.646	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_8H_{10}	kg/hr	3.009	0.000	0.000	0.000	0.000	

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mass Flows	kg/hr	225.000	29.460	4.500	17.029	13.170	
C_7H_8	kg/hr	3.409	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_8H_8	kg/hr	2.770	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{16}H_{32}O_2$	kg/hr	90.730	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_6O	kg/hr	81.702	0.259	0.000	0.000	0.022	
$C_5H_{10}O$	kg/hr	17.709	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{14}H_{15}N$	kg/hr	3.249	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{10}H_{21}NO$	kg/hr	12.756	0.000	0.000	0.000	0.000	

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mass Flows	kg/hr	225.000	29.460	4.500	17.029	13.170	
H_2O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.783	12.282	
H_2	kg/hr	0.000	0.000	4.500	0.000	0.000	
C_6H_6	kg/hr	0.000	0.664	0.000	0.335	0.000	
$C_6H_{10}O$	kg/hr	0.000	28.376	0.000	0.000	0.000	
$C_6H_{12}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_{12}	kg/hr	0.000	0.161	0.000	0.000	0.000	
CH_4	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.058	0.000	

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mass Flows	kg/hr	225.000	29.460	4.500	17.029	13.170	
$C_{16}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{15}H_{32}$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_5H_{12}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	13.802	0.000	
NH_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.272	0.865	
CO	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.026	0.000	
CO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	1.750	0.001	
Mass Fractions							
$C_{26}H_{48}$		0.018	0.000	0.000	0.000	0.000	

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mass Fractions							
$C_{15}H_{18}$		0.025	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_8H_{10}		0.013	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_7H_8		0.015	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_8H_8		0.012	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{16}H_{32}O_2$		0.403	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_6O		0.363	0.009	0.000	0.000	0.002	
$C_5H_{10}O$		0.079	0.000	0.000	0.000	0.000	

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mass Fractions							
$C_{14}H_{15}N$		0.014	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{10}H_{21}NO$		0.057	0.000	0.000	0.000	0.000	
H_2O		0.000	0.000	0.000	0.046	0.933	
H_2		0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	
C_6H_6		0.000	0.023	0.000	0.020	0.000	
$C_6H_{10}O$		0.000	0.963	0.000	0.000	0.000	
$C_6H_{12}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_6H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข-4 ผลการจำลองกระบวนการผลิตสารเคมีมูลค่าเพิ่มจาก HTL-Biocrude (Scenario 2)

	Units	BIOCRUDE	CYHEXENE	H2	PENTANE	WWT	
From			T-101		LIGHCOL	LP	
To		MIXER		C-100			
Temperature	C	33.300	155.622	60.000	56.384	25.000	
Pressure	bar	105.500	1.013	23.000	1.013	4.000	
Mass Fractions							
C_6H_{12}		0.000	0.005	0.000	0.000	0.000	
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.003	0.000	
$C_{16}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
$C_{15}H_{32}$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C_5H_{12}		0.000	0.000	0.000	0.810	0.000	
NH_3		0.000	0.000	0.000	0.016	0.066	
CO		0.000	0.000	0.000	0.002	0.000	
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.103	0.000	

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ค

ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Vapor Fraction		1.000	0.000	1.000	0.000	0.928	0.000
Mass Liquid Fraction		0.000	1.000	0.000	1.000	0.072	1.000
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	188.445	21.848	188.445	21.848	210.292	210.292
C_5H_8O	kmol/hr	0.000	0.078	0.000	0.078	0.078	0.078
$C_7H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.057	0.000	0.057	0.057	0.057
$C_7H_8O_2$	kmol/hr	0.000	0.109	0.000	0.109	0.109	0.109
C_6H_7NO	kmol/hr	0.000	0.176	0.000	0.176	0.176	0.176
$C_5H_6N_2$	kmol/hr	0.000	1.177	0.000	1.177	1.177	1.177

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mole Flows	kmol/hr	188.445	21.848	188.445	21.848	210.292	210.292
$C_6H_8N_2$	kmol/hr	0.000	0.981	0.000	0.981	0.981	0.981
$C_7H_{10}N_2$	kmol/hr	0.000	0.308	0.000	0.308	0.308	0.308
C_6H_8O	kmol/hr	0.000	0.226	0.000	0.226	0.226	0.226
H_2O	kmol/hr	0.000	18.595	0.000	18.595	18.595	18.595
C_6H_6O	kmol/hr	0.000	0.142	0.000	0.142	0.142	0.142
O_2	kmol/hr	188.445	0.000	188.445	0.000	188.445	188.445
CO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NH_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mole Flows	kmol/hr	188.445	21.848	188.445	21.848	210.292	210.292
$C_5H_6O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_3H_8	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_6O_6$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_4O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_4	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_3$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mole Flows	kmol/hr	188.445	21.848	188.445	21.848	210.292	210.292
C_2H_6	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
HNO_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_6N_2O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mole Flows	kmol/hr	188.445	21.848	188.445	21.848	210.292	210.292
H_2CO_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Fractions							
C_5H_8O		0.000	0.004	0.000	0.004	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$		0.000	0.003	0.000	0.003	0.000	0.000
$C_7H_8O_2$		0.000	0.005	0.000	0.005	0.001	0.001
C_6H_7NO		0.000	0.008	0.000	0.008	0.001	0.001

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mole Fractions							
$C_5H_6N_2$		0.000	0.054	0.000	0.054	0.006	0.006
$C_6H_8N_2$		0.000	0.045	0.000	0.045	0.005	0.005
$C_7H_{10}N_2$		0.000	0.014	0.000	0.014	0.001	0.001
C_6H_8O		0.000	0.010	0.000	0.010	0.001	0.001
H_2O		0.000	0.851	0.000	0.851	0.088	0.088
C_6H_6O		0.000	0.007	0.000	0.007	0.001	0.001
O_2		1.000	0.000	1.000	0.000	0.896	0.896
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mole Fractions							
NH_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_3H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_6O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_4O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mole Fractions							
$C_7H_6O_3$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_6		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
HNO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_6N_2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Chulalongkorn University

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mole Fractions							
NO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Flows	kg/hr	6030.000	670.000	6030.000	670.000	6700.000	6700.000
C_5H_8O	kg/hr	0.000	6.532	0.000	6.532	6.532	6.532
$C_7H_{10}O$	kg/hr	0.000	6.327	0.000	6.327	6.327	6.327
$C_7H_8O_2$	kg/hr	0.000	13.471	0.000	13.471	13.471	13.471

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Flows	kg/hr	6030.000	670.000	6030.000	670.000	6700.000	6700.000
C_6H_7NO	kg/hr	0.000	19.187	0.000	19.187	19.187	19.187
$C_5H_6N_2$	kg/hr	0.000	110.731	0.000	110.731	110.731	110.731
$C_6H_8N_2$	kg/hr	0.000	106.037	0.000	106.037	106.037	106.037
$C_7H_{10}N_2$	kg/hr	0.000	37.608	0.000	37.608	37.608	37.608
C_6H_8O	kg/hr	0.000	21.738	0.000	21.738	21.738	21.738
H_2O	kg/hr	0.000	335.000	0.000	335.000	335.000	335.000
C_6H_6O	kg/hr	0.000	13.369	0.000	13.369	13.369	13.369
O_2	kg/hr	6030.000	0.000	6030.000	0.000	6030.000	6030.000

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Flows	kg/hr	6030.000	670.000	6030.000	670.000	6700.000	6700.000
CO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NH_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_3H_8	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_6O_6$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_4O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_4	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Flows	kg/hr	6030.000	670.000	6030.000	670.000	6700.000	6700.000
C_7H_6O2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_3$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_6	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
HNO_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
N_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Flows	kg/hr	6030.000	670.000	6030.000	670.000	6700.000	6700.000
H_6N_2O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Fractions							
C_5H_8O		0.000	0.010	0.000	0.010	0.001	0.001
$C_7H_{10}O$		0.000	0.009	0.000	0.009	0.001	0.001

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Fractions							
$C_7H_8O_2$		0.000	0.020	0.000	0.020	0.002	0.002
C_6H_7NO		0.000	0.029	0.000	0.029	0.003	0.003
$C_5H_6N_2$		0.000	0.165	0.000	0.165	0.017	0.017
$C_6H_8N_2$		0.000	0.158	0.000	0.158	0.016	0.016
$C_7H_{10}N_2$		0.000	0.056	0.000	0.056	0.006	0.006
C_6H_8O		0.000	0.032	0.000	0.032	0.003	0.003
H_2O		0.000	0.500	0.000	0.500	0.050	0.050
C_6H_6O		0.000	0.020	0.000	0.020	0.002	0.002

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Fractions							
O_2		1.000	0.000	1.000	0.000	0.900	0.900
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NH_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_3H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_6O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_4O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Fractions							
CH_4		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_3$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_6		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
HNO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-1 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	OXYGEN	HTLAQ	20	21	22	23
From				C-101	P-100	M-101	H-103
To		C-101	P-100	M-101	M-101	H-103	WOREAT
Temperature	C	75.000	20.877	12.827	24.991	12.809	150.000
Pressure	bar	52.000	1.013	20.000	52.000	20.000	10.000
Mass Fractions							
N_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_6N_2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Vapor Fraction		0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.213
Mass Liquid Fraction		1.000	1.000	1.000	0.000	1.000	0.787
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	214.259	214.259	214.259	29.564	0.000	29.564
C_5H_8O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_8O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_7NO	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6N_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mole Flows	kmol/hr	214.259	214.259	214.259	29.564	0.000	29.564
$C_6H_8N_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}N_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_8O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O	kmol/hr	20.288	20.288	20.288	20.542	0.000	20.542
C_6H_6O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
O_2	kmol/hr	171.406	171.406	171.406	0.000	0.000	0.000
CO_2	kmol/hr	16.513	16.513	16.513	0.000	0.000	0.000
NH_3	kmol/hr	5.106	5.106	5.106	1.332	0.000	1.332

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mole Flows	kmol/hr	214.259	214.259	214.259	29.564	0.000	29.564
$C_5H_6O_2$	kmol/hr	0.016	0.016	0.016	0.000	0.000	0.000
C_3H_8	kmol/hr	0.231	0.231	0.231	0.000	0.000	0.000
$C_6H_6O_6$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}	kmol/hr	0.017	0.017	0.017	0.000	0.000	0.000
$C_6H_4O_2$	kmol/hr	0.036	0.036	0.036	0.000	0.000	0.000
CH_4	kmol/hr	0.451	0.451	0.451	2.221	0.000	2.221
$C_7H_6O_2$	kmol/hr	0.043	0.043	0.043	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_3$	kmol/hr	0.022	0.022	0.022	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mole Flows	kmol/hr	214.259	214.259	214.259	29.564	0.000	29.564
C_2H_6	kmol/hr	0.131	0.131	0.131	0.000	0.000	0.000
HNO_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	3.582	0.000	3.582
N_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	1.887	0.000	1.887
H_6N_2O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mole Flows	kmol/hr	214.259	214.259	214.259	29.564	0.000	29.564
H_2CO_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Fractions							
C_5H_8O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_8O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_7NO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mole Fractions							
$C_5H_6N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_8N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_8O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.095	0.095	0.095	0.695	0.000	0.695
C_6H_6O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
O_2		0.800	0.800	0.800	0.000	0.000	0.000
CO_2		0.077	0.077	0.077	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mole Fractions							
NH_3		0.024	0.024	0.024	0.045	0.000	0.045
$C_5H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_3H_8		0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
$C_6H_6O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_4O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_4		0.002	0.002	0.002	0.075	0.000	0.075
$C_7H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mole Fractions							
$C_7H_6O_3$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_6		0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
HNO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2		0.000	0.000	0.000	0.121	0.000	0.121
N_2		0.000	0.000	0.000	0.064	0.000	0.064
H_6N_2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mole Fractions							
NO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Flows	kg/hr	6700.000	6700.000	6700.000	488.465	0.000	488.465
C_5H_8O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_8O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Flows	kg/hr	6700.000	6700.000	6700.000	488.465	0.000	488.465
C_6H_7NO	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6N_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_8N_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}N_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_8O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O	kg/hr	365.492	365.492	365.492	370.068	0.000	370.068
C_6H_6O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
O_2	kg/hr	5484.788	5484.788	5484.788	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Flows	kg/hr	6700.000	6700.000	6700.000	488.465	0.000	488.465
CO_2	kg/hr	726.747	726.747	726.747	0.000	0.000	0.000
NH_3	kg/hr	86.951	86.951	86.951	22.684	0.000	22.684
$C_5H_6O_2$	kg/hr	1.523	1.523	1.523	0.000	0.000	0.000
C_3H_8	kg/hr	10.193	10.193	10.193	0.000	0.000	0.000
$C_6H_6O_6$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}	kg/hr	1.002	1.002	1.002	0.000	0.000	0.000
$C_6H_4O_2$	kg/hr	3.839	3.839	3.839	0.000	0.000	0.000
CH_4	kg/hr	7.234	7.234	7.234	35.636	0.000	35.636

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Flows	kg/hr	6700.000	6700.000	6700.000	488.465	0.000	488.465
C_7H_6O2	kg/hr	5.301	5.301	5.301	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_3$	kg/hr	2.998	2.998	2.998	0.000	0.000	0.000
C_2H_6	kg/hr	3.931	3.931	3.931	0.000	0.000	0.000
HNO_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	7.220	0.000	7.220
N_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	52.857	0.000	52.857

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Flows	kg/hr	6700.000	6700.000	6700.000	488.465	0.000	488.465
H_6N_2O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Fractions							
C_5H_8O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Fractions							
$C_7H_8O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_7NO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_8N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_8O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.055	0.055	0.055	0.758	0.000	0.758
C_6H_6O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Fractions							
O_2		0.819	0.819	0.819	0.000	0.000	0.000
CO_2		0.108	0.108	0.108	0.000	0.000	0.000
NH_3		0.013	0.013	0.013	0.046	0.000	0.046
$C_5H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_3H_8		0.002	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000
$C_6H_6O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_4O_2$		0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Fractions							
CH_4		0.001	0.001	0.001	0.073	0.000	0.073
$C_7H_6O_2$		0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
$C_7H_6O_3$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_6		0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000
HNO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2		0.000	0.000	0.000	0.015	0.000	0.015

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-2 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	24	25	26	27	28	29
From		WOREAT	H-104	P-101	APR	APR	H-105
To		H-104	P-101	S-101	H-105		F-100
Temperature	C	170.000	200.000	200.161	270.000	270.000	-13.274
Pressure	bar	10.000	5.000	3.170	20.000	20.000	20.000
Mass Fractions							
N_2		0.000	0.000	0.000	0.108	0.000	0.108
H_6N_2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Vapor Fraction		1.000	0.000	0.999	1.000	0.191	1.000
Mass Liquid Fraction		0.000	1.000	0.001	0.000	0.809	0.000
Mass Solid Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flows	kmol/hr	8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
C_5H_8O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_8O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_7NO	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6N_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mole Flows	kmol/hr	8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
$C_6H_8N_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}N_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_8O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O	kmol/hr	0.011	20.531	0.011	0.000	20.288	0.000
C_6H_6O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
O_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	171.406	0.000	0.000
CO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	16.513	0.000	0.000
NH_3	kmol/hr	0.850	0.482	0.850	0.000	5.106	0.000

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mole Flows	kmol/hr	8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
$C_5H_6O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.016	0.000
C_3H_8	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.231	0.000
$C_6H_6O_6$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.017	0.000
$C_6H_4O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.036	0.000
CH_4	kmol/hr	2.221	0.000	2.221	0.000	0.451	0.000
$C_7H_6O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.043	0.000
$C_7H_6O_3$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.022	0.000

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mole Flows	kmol/hr	8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
C_2H_6	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.131	0.000
HNO_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2	kmol/hr	3.582	0.000	0.000	0.000	0.000	3.582
N_2	kmol/hr	1.887	0.000	1.887	0.000	0.000	0.000
H_6N_2O	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mole Flows	kmol/hr	8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
H_2CO_3	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$	kmol/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Fractions							
C_5H_8O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_8O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_7NO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mole Fractions		8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
$C_5H_6N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_8N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_8O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.001	0.977	0.002	0.000	0.770	0.000
C_6H_6O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
O_2		0.000	0.000	0.000	0.912	0.000	0.000
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.088	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mole Fractions		8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
NH_3		0.099	0.023	0.171	0.000	0.194	0.000
$C_5H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
C_3H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.009	0.000
$C_6H_6O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
$C_6H_4O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
CH_4		0.260	0.000	0.447	0.000	0.017	0.000
$C_7H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.000

Chulalongkorn University

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mole Fractions		8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
$C_7H_6O_3$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
C_2H_6		0.000	0.000	0.000	0.000	0.005	0.000
HNO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2		0.419	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000
N_2		0.221	0.000	0.380	0.000	0.000	0.000
H_6N_2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mole Fractions		8.551	21.013	4.969	187.919	26.340	3.582
NO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Flows	kg/hr	110.386	378.079	103.166	6211.535	488.465	7.220
C_5H_8O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_8O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Flows	kg/hr	110.386	378.079	103.166	6211.535	488.465	7.220
C_6H_7NO	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6N_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_8N_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}N_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_8O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O	kg/hr	0.200	369.868	0.200	0.000	365.492	0.000
C_6H_6O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
O_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	5484.788	0.000	0.000

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Flows	kg/hr	110.386	378.079	103.166	6211.535	488.465	7.220
CO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	726.747	0.000	0.000
NH_3	kg/hr	14.476	8.208	14.476	0.000	86.951	0.000
$C_5H_6O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	1.523	0.000
C_3H_8	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	10.193	0.000
$C_6H_6O_6$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	1.002	0.000
$C_6H_4O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	3.839	0.000
CH_4	kg/hr	35.634	0.002	35.634	0.000	7.234	0.000

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Flows	kg/hr	110.386	378.079	103.166	6211.535	488.465	7.220
C_7H_6O2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	5.301	0.000
$C_7H_6O_3$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	2.998	0.000
C_2H_6	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	3.931	0.000
HNO_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2	kg/hr	7.220	0.000	0.000	0.000	0.000	7.220
N_2	kg/hr	52.856	0.000	52.856	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Flows	kg/hr	110.386	378.079	103.166	6211.535	488.465	7.220
H_6N_2O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mass Fractions							
C_5H_8O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}O$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Fractions							
$C_7H_8O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_7NO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_5H_6N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_8N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_7H_{10}N_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_6H_8O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2O		0.002	0.978	0.002	0.000	0.748	0.000
C_6H_6O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Fractions							
O_2		0.000	0.000	0.000	0.883	0.000	0.000
CO_2		0.000	0.000	0.000	0.117	0.000	0.000
NH_3		0.131	0.022	0.140	0.000	0.178	0.000
$C_5H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.003	0.000
C_3H_8		0.000	0.000	0.000	0.000	0.021	0.000
$C_6H_6O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_4H_{10}		0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.000
$C_6H_4O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.008	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Fractions							
CH_4		0.323	0.000	0.345	0.000	0.015	0.000
$C_7H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.011	0.000
$C_7H_6O_3$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.006	0.000
C_2H_6		0.000	0.000	0.000	0.000	0.008	0.000
HNO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3OH		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_6H_{12}O_6$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2		0.065	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ค-3 ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพ HTL-AQ และผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ต่อ)

	Units	30	31	32	GAS	TREATED	H2
From		F-100	F-100	S-102	S-101	S-101	S-102
To		S-102				APR	
Temperature	C	30.000	30.000	30.000	6.922	6.922	30.000
Pressure	bar	30.000	30.000	30.000	3.170	3.170	30.000
Mass Fractions							
N_2		0.479	0.000	0.512	0.000	0.000	0.000
H_6N_2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NO_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2CO_3		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C_2H_2		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
$C_3H_6O_2$		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CHULALONGKORN UNIVERSITY

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

บรรณานุกรม

1. IRENA, *Renewable Energy OUTLOOK: THAILAND* 2017: International Renewable Energy Agency,Abu Dhabi.
2. Andrew Turgeon and E. Morse, *Biomass energy*, E.E. Jeannie Evers, Editor. 2012.
3. กระทรวงพลังงาน. ศักยภาพการผลิตและการนำก๊าซชีวภาพไปใช้เป็นพลังงานทดแทน. 2020; Available from: http://biogas.dede.go.th/biogas/web_biogas/.
4. กระทรวงพลังงาน, คู่มือการพัฒนาและการลงทุนผลิตพลังงานก๊าซชีวภาพ. 2554.
5. บูรณสิงห์, ณ., ก๊าซชีวภาพผลผลิตจากมูลสัตว์สู่พลังงานทดแทน. 2563.
6. Jianwen Lu, et al., *Nitrogen Migration and Transformation during Hydrothermal Liquefaction of Livestock Manures.* ACS Sustainable Chem. Eng, 2018. 6: p. 13570-13578.
7. สถาบันพัฒนาเศรษฐกิจและเทคโนโลยีชุมชนแห่งเอเชีย and มหาวิทยาลัยราชภัฏเชียงใหม่จังหวัดเชียงใหม่, คู่มือการผลิตก๊าซชีวภาพจากมูลสัตว์ Vol. 1.
8. Zafar, S., *Biochemical Conversion of Biomass*. 2021, Bioenergy consult
9. Helmenstine, A., *Combustion Reaction Definition and Examples*. 2021, Science notes.
10. Meghan Smith and H. Keener, *Manure Processing Technologies*. 3.7 Hydrothermal Liquefaction. 2011.
11. Jude A. Okolie, et al., *Supercritical water gasification of biomass: a state-of-the-art review of process parameters, reaction mechanisms and catalysis.* Sustaninable Energy and Fuels 2019(3).
12. Ocfemia K.S., Zhang Y., and F. T., *Hydrothermal Processing of Swine Manure Into Oil Using a Continuous Reactor System: Development and Testing.* Transactions of the ASABE, 2006. 49(2): p. 456-463.
13. Zhang Y., Riskowski G., and F. T., *Thermochemical Conversion of Swine Manure to Produce Fuel and Reduce Waste.* Ilinois Council on Food and Agricultural Research, 1999.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

14. Jena U. and D. K.C., *Comparative Evaluation of Thermochemical Liquefactiona nd Pyrolysis for Bio-Oil Production from Microalgae.* Energy & Fuels, 2011. 25: p. 5472-5482.

15. Hugang Li, et al., *Hydrothermal Liquefaction of Typical Livestock Manures in China: Biocrude Oil Production and Migration of Heavy Metals.* Analytical and Applied Pyrolysis, 2018. 135: p. 133-140.

16. Harpreet Singh Kambo and A. Dutta, *A comparative review of biochar and hydrochar in terms of production, physico-chemical properties and applications.* Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2015. 45(2).

17. Sunbong Lee, Shaku Tei, and K. Yoshikawa, *Properties of chicken manure pyrolysis bio-oil blended with diesel and its combustion characteristics in RCEM, Rapid Compression and Expansion Machine.* AIMS Energy, 2014. 2(3): p. 210-218.

18. Jerome A. Ramirez, Richard J. Brown, and T.J. Rainey, *A Review of Hydrothermal Liquefaction Bio-Crude Properties and Prospects for Upgrading to Transportation Fuels* Energies, 2015. 8: p. 6765-6794.

19. Maharana, A., *An Integrated Design of Hydrothermal Liquefaction and Biogas Plant For The Conversion of Feedstock (Biomass) To Biofuel*. 2013, NATIONAL INSTITUTE OF TECHNOLOGY ROURKELA-769008, INDIA.

20. Huber G.W, Iborra S., and C. A., *Synthesis of transportation fuels from biomasss: Chemistry, catalysts, and engineering.* Chemical Rev., 2006. 106: p. 4044-4098.

21. Alfke G., Irion W.W., and N. O.S., *Oil Refining. In Handbook of Fuels: Energy Sources for Transportation*. 2008, Weinheim, Germany: Elvers.

22. Shaoqu Xie, et al., *A Shortcut Route to Close Nitrogen Cycle: Bio-Based Amines Production via Selective Deoxygenation of Chitin Monomers over Ru/C in Acidic Solutions.* iScience, 2020. 23(5).

23. Jamison Watson, et al., *Valorization of hydrothermal liquefaction aqueous phase: pathways towards commercial viability.* Progress in Energy and Combustion Science, 2020. 77(100819).

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

24. Wikipedia. *Wet oxidation*. 2021; Available from: https://en.wikipedia.org/wiki/Wet_oxidation.

25. R.R. Davda, et al., *A review of catalytic issues and process conditions for renewable hydrogen and alkanes by aqueous-phase reforming of oxygenated hydrocarbons over supported metal catalysts.* Applied Catalysis B: Environmental, 2005. 56: p. 171-186.

26. d'Angelo, M.F.N., *Aqueous phase reforming of bio-carbohydrates : reactor engineering and catalysis*. 2014, Technische Universiteit Eindhoven.

27. GPSC, G.P.S.P.C.L. พลังงานทดแทน. 2021.

28. eia. *Biomass explained*. Biomass—renewable energy from plants and animals 2021; Available from: https://www.eia.gov/energyexplained/biomass/.

29. Guran, S., *Thermochemical Conversion of Biomass.* Practices and Perspectives in Sustainable Bioenergy, 2020: p. 159-194.

30. Juan R.Portela, et al., *Recent Advances in Renewable Energy Technologies*. Chapter 4 - Application of hydrothermal processes to biomass and organic wastewaters to produce sustainable energy. Vol. 1. 2021.

31. Tengfei Wang, et al., *A review of the hydrothermal carbonization of biomass waste for hydrochar formation: Process conditions, fundamentals, and physicochemical properties.* Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2018. 90: p. 223-247.

32. Yiming Meng, et al., *Thermochemical liquefaction characteristics ofCyanobacteria in subcritical and supercritical ethanol–water mixture.* INTERNATIONAL JOURNAL OF ENERGY RESEARCH, 2017.

33. Douglas C.Elliott, et al., *Hydrothermal liquefaction of biomass: Developments from batch to continuous process.* Bioresource Technology, 2015. 178: p. 147-156.

34. E.M. Lozano, T.H. Pedersen, and L.A. Rosendahl, *Integration of hydrothermal liquefaction and carbon capture and storage for the production of advanced liquid biofuels with negative CO2 emissions.* Applied Energy, 2020. 279.

35. A. Gollakota, N. Kishore, and S. Gu, *A review on hydrothermal liquefaction of biomass.* Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2018. 81(1): p. 1378-1392.

Chulalongkorn University

36. M. Zein and R. Winter, *Effect of temperature, pressure and lipid acyl chain length on the structure and phase behaviour of phospholipid-gramicidin bilayers.* Physical Chemistry Chemical Physics 2000. 2(20): p. 4545-4551.

37. Jena U., et al., *Oleaginous yeast platform for producing biofuels via co-solvent hydrothermal liquefaction.* biotechnology for Biofuels, 2015. 8 (1).

38. Martin JR and K. R., *Process for the extraction of macromolecules from biomass using the stillage.*, U. Patent, Editor. 2011.

39. YT., S., *Energy and fuel systems integration*. 2015.

40. Z. Guo, et al., *Separation characteristics of biomass pyrolysis oil in molecular distillation.* Seperation Purify Technology, 2010. 76: p. 52-57.

41. J.A. Capunitan and S.C. Capareda, *Characterization and separation of corn stover bio-oil by fractional distillation.* fuel, 2013. 112: p. 60-73.

42. C.A. Schaschke, *Dictionary of Chemical Engineering*. 2014: Oxford University Press: Oxford, UK.

43. S. Wang, et al., *Separation of bio-oil by molecular distillation.* Fuel, 2009. 90: p. 738-745.

44. J.N. Murwanashyaka, H. Pakdel, and C. Roy, *Seperation of syringol from birch wood-derived vacuum pyrolysis oil.* Seperation Purify Technology, 2001. 24: p. 155-165.

45. J.A. Melero, A. García, and J. Iglesias, *7-Biomass catalysis in conventional refineries*. Advances in Clean Hydrocarbon Fuel Processing. 2011: Woodhead Publishing. 199-240.

46. DPIM, ก. ฐานข้อมูลบัญชีของเสีย. กระบวนการรีไซเคิล 2013; Available from: http://recycle.dpim.go.th/wastelist/waste-detail.php?id=83.

47. K.L. Hew, et al., *Catalytic cracking of bio-oil to organic liquid product (OLP).* Bioresource Technology, 2010. 101: p. 8855-8858.

48. M. Bertero and U. Sedran, *Conversion of pine sawdust bio-oil (raw and thermally processed) over equilibrium FCC catalysts. .* Bioresource Technology, 2013. 135: p. 644-651.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

49. J.D. Adjaye and N.N. Bakhshi, *Upgrading of a wood-derived oil over various catalysts.* Biomass Bioenergy 1994. 7: p. 201-211.

50. B.S. Gevert and J.E. Otterstedt, *Upgrading of directly liquefied biomass to transportation fuels: Catalytic cracking.* Biomass 1987. 14: p. 173-183.

51. ธนูสาย, ป., *Effect of alternative bedding material on broilers rearing*. 2019, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

52. Giulia Zoppi, et al., *Aqueous phase reforming process for the valorization of wastewater streams: Application to different industrial scenarios* Catalysis Today, 2022. 387: p. 224-236.

53. Li He, Jia Yang, and D. Chen, *Renewable Hydrogen Technologies*. Chapter 6 - Hydrogen from Biomass: Advances in Thermochemical Processes. 2013.

54. Olusola O. James, et al., *Towards reforming technologies for production of hydrogen exclusively from renewable resources.* Green Chemistry 2011. 13.

55. Juan Antonio Melero, Jose Iglesiasb, and A. Garcia, *Biomass as renewable feedstock in standard refinery units. Feasibility,opportunities and challenges.* Energy & Environmental Science, 2012. 5(6): p. 7393-7420.

56. คณะสาธารณสุขศาสตร์มหาวิทยาลัยมหิดล, ส., ปัญหาเหตุรำคาญจากการเลี้ยงสุกร. โครงการศึกษารูปแบบการจัดการเหตุรำคาญจากการประกอบกิจการที่เป็นอันตรายต่อสุขภาพประเภทการเลี้ยงสุกร, 2017.

57. ชินชฎาธาร, ส., ขี้ไก่ ใช้ลดต้นทุน ใน ฟาร์มไข่ไก่ จาก 2แสนบาท เหลือ 20,000 บาท!, พลังเกษตร, Editor. 2017.

58. Donald D. Bell and W.D. WeaverJr., *Commercial Chicken Meat and Egg Production*. 2002.

59. วิมานดินฟาร์มเกษตรผสมผสาน. 2019; Available from: https://www.youtube.com/watch?v=Jd1XALF7UvY.

60. เกษตรท้ายบ้าน, เปลี่ยนแกลบให้ไก่ไข่อารมณ์ดี เกษตรท้ายบ้าน*??EP.*219. 2021.

61. สุชาติ สงวนพันธุ์, et al., การใช้ประโยชน์จากเศษหญ้าแห้งในการเลี้ยงไก่เนื้อ, in ประชุมวิชาการ ครั้งที่ 7. 2553: มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตกำแพงแสน.

62. Chandra Wahyu Purnomo, et al., *Slow Release Fertiliser Production from Poultry Manure.* Chemical Engineering Transactions 2017. 56: p. 1531-1536.

63. ธาราฉาย, ผ.ด.ป., การจัดการฟาร์มสัตว์ปีก (ปรับปรุง 2560). 2560.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

64. Haftom Weldekidan, et al., *Energy Conversion Efficiency of Pyrolysis of Chicken Litter and Rice Husk Biomass.* Energy & Fuels, 2019. 33(7).

65. Berl, E., *Production of Oil from Plant Material.* Science 1944. 99: p. 309-312.

66. Md Nurun Nabi, et al., *Fuel characterisation, engine performance, combustion and exhaust emissions with a new renewable Licella biofuel.* Energy Conversion and Management, 2015. 96: p. 588-598.

67. Dr. Annamaria Croce, et al., *A Model Study to Unravel the Complexity of Bio-Oil from Organic Wastes.* ChemSusChem, 2016. 10(1): p. 171-181.

68. Annamaria Croce, et al., *A Model Study to Unravel the Complexity of Bio-Oil from Organic Wastes.* ChemSusChem, 2016. 10(1): p. 171-181.

69. Y. Guo, et al., *A review of bio-oil production from hydrothermal liquefaction of algae.* Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2015. 48: p. 776-790.

70. R. L. Bain, et al., *Thermochemical Processing of Biomass: Conversion into Fuels*. Vol. 1. 2011: Wiley-VCH.

71. Jessica Hoffmann, et al., *Conceptual design of an integrated hydrothermal liquefaction and biogas plant for sustainable bioenergy production.* Bioresource Technology, 2013. 129: p. 402-410.

72. Jamison Watson, et al., *Valorization of hydrothermal liquefaction aqueous phase: pathways towards commercial viability.* Progress in Energy and Combustion Science, 2020. 77(100819).

73. G. Yu, et al., *Distributions of carbon and nitrogen in the products from hydrothermal liquefaction of low-lipid microalgae.* Energy & Environmental Science, 2011. 4: p. 4587-4595.

74. Gutierrez, A., et al., *Hydrodeoxygenation of guaiacol on noble metal catalysts.* Catalysis Today, 2009. 147: p. 239-246.

75. Ahmad Murni M, Nordin M.F.R, and A. M.T, *Upgrading of bio-oil into high1value hydrocarbons via hydrodeoxygenation.* American Journal of Applied Sciences, 2010. 01: p. 746-755.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

76. Senol, O.I.S., *Hydrodeoxygenation of Aliphatic and Aromatic Oxygenates on Sulphided Catalysts for Production of Second Generation Biofuels*. 2009, Aalto University.

77. LJ Snowden-Swan, et al., *Conceptual Biorefinery Design and Research Targeted for* 2022: *Hydrothermal Liquefaction Processing of Wet Waste to Fuels*. 2017: the U.S. Department of Energy under Contract DE-AC05-76RL01830.

78. S Chandraseagar, et al., *Aspen Plus simulation and optimization of industrial spent caustic wastewater treatment by wet oxidation method.* Materials Science and Engineering, 2019. 702(012011).

79. M. Mapiour, et al., *Effects of the operating variables on hydrotreating of heavy gas oil: Experimental, modeling, and kinetic studies.* Fuel, 2010. 89: p. 2536-2543.

80. Parkash, S., *Refining Processes Handbook*. CHAPTER TWO - Distillate Hydrotreating. 2003.

81. Josef Blažek, et al., *Effect of the hydrogen to feedstock ratio on the hydrotreating of the mixture of petroleum middle distillates and rapeseed oil.* Paliva, 2020. 12(2): p. 42-52.

82. Grzegorz Litwinienko, Elzbieta Megiel, and M. Wojnicz, *Hydrogen Bonding between Phenols and Fatty Acid Esters:* 1*H NMR Study and ab Initio Calculations.* ORGANIC LETTERS, 2002. 4(14): p. 2425-2428.

83. Luqmanulhakim Baharudin and M.J. Watson, *Hydrogen applications and research activities in its production routes through catalytic hydrocarbon conversion.* DE GRUYTER Rev Chem Eng, 2017.

84. Sunbong Lee, Shaku Tei, and K. Yoshikawa, *Properties of chicken manure pyrolysis bio-oil blended with diesel and its combustion characteristics in RCEM, Rapid Compression and Expansion Machine.* AIMS Energy, 2014. 2(3): p. 210-218.

85. Cheddie, D., *Hydrogen Energy*. Ammonia as a Hydrogen Source for Fuel Cells: A Review. 2011.

86. Khosrow Babaei, Ali Bozorg, and A. Tavasoli, *Hydrogen-rich gas production through supercritical water gasification of chicken manure over activated*

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

carbon/ceria-based nickel catalysts. Analytical and Applied Pyrolysis 2021. 159(105318).

87. Wen Cao, et al., *Hydrogen production from supercritical water gasification of chicken manure.* International Journal of Hydrogen Energy, 2016. 41(48).

88. Manteufel, R., *Exergy calculations using Aspen Plus and MS Excel - Heat Exchanger Simulation - Lecture #* 94. 2022. p. https://www.youtube.com/watch?v=HeXxrJgNn4o&list=PL_UhBh-E8lOKc7kDezg8Q7M9yh3F7AUQ0.

89. Ibrahim Dincer and Y. Bicer, *Integrated Energy Systems for Multigeneration*. Chapter 6 - Integration of renewable energy systems for multigeneration. 2020.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	ณิรินทร์ญา กิตติ์จิรวิชญ์ (Nirinya Kitjirawich)
วัน เดือน ปี เกิด	22 มีนาคม 2541
สถานที่เกิด	ระยอง, ประเทศไทย
ที่อยู่ปัจจุบัน	12/22 หมู่ 1 บ้านเพ, เมืองระยอง, ระยอง, ประเทศไทย 21160

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University