OG-3759

22 มีนาคม พ.ศ.2564

ถึง สมาคมวิศวเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทย

ชั้น 10 อาคาร 4 (อาคารเจริญวิศวกรรม)

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ถนนพญาไท แขวงวังใหม่ เขตปทุมวัน กรุงเทพฯ 10330

เรียน คณะกรรมการฯ

ทางคณะผู้จัดทำขอส่งผลงานการออกแบบกระบวนการทางวิศวเคมีเข้าประกวดในการแข่งขัน The 2020-2021 TiChE National Chemical Engineering Student Design Competition โดยมีหัวข้อการแข่งขันหลักในปีนี้ คือ Bio-Residue Utilization for circular city ซึ่งผู้จัดทำได้ทำการออกแบบโครงการออกแบบทางวิศวกรรม เพื่อเปลี่ยนขยะชุมชนและของเหลือทิ้งทางการเกษตรเป็นพลังงานสะอาดและสารผลิตภัณฑ์มูลค่าสูงสำหรับเศรษฐกิจแบบหมุนเวียน

หากคณะกรรมการมีข้อสงสัยใด ๆ ในผลงานฉบับนี้ คณะกรรมการฯ สามารถสอบถามข้อมูลจากคณะผู้จัดทำเพิ่มเติมผ่านผู้ประสานงานสมาคมวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทย หรือ สามารถสัมภาษณ์ข้อมูลจากคณะผู้จัดทำในโอกาสต่อไป (ถ้ามี)

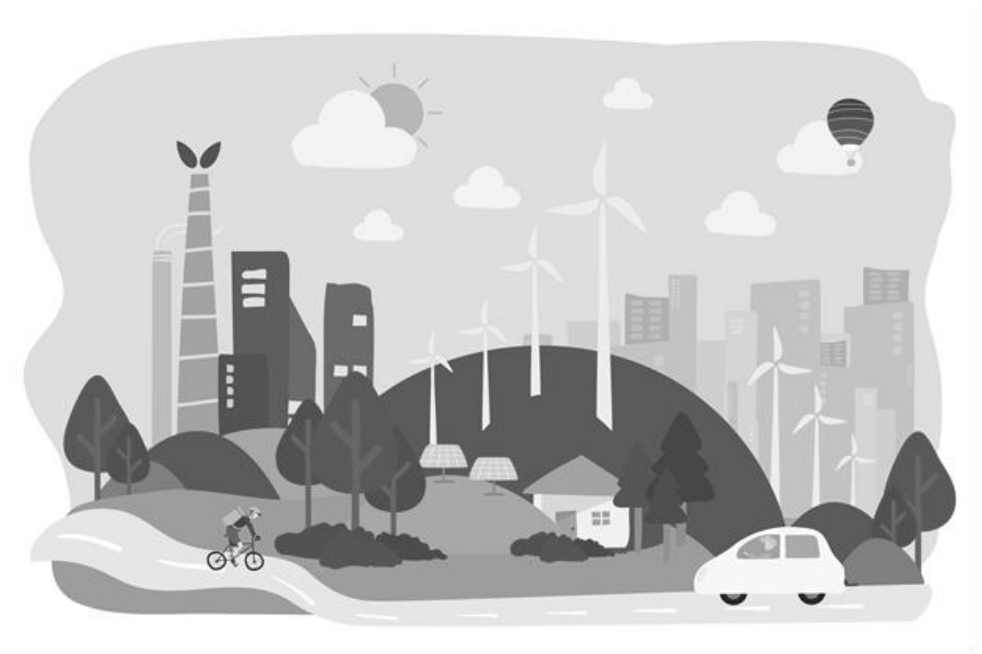
จึงเรียนมาเพื่อโปรดพิจารณา ทั้งนี้ ทางคณะผู้จัดทำหวังเป็นอย่างยิ่งว่าจะมีโอกาสได้พบกับคณะกรรมการในอนาคตอันใกล้

ด้วยความเคารพอย่างสูง

คณะผู้จัดทำ

เอกสารที่แนบมา รายงานฉบับสมบูรณ์ 1 เล่ม

OG-3759: โครงการออกแบบทางวิศวกรรม เพื่อเปลี่ยนขยะชุมชนและของเหลือทิ้งทางการเกษตรเป็นพลังงานสะอาดและสารผลิตภัณฑ์มูลค่าสูงสำหรับเศรษฐกิจแบบหมุนเวียน



Bio-Residue Utilization for Circular City

โครงการนี้อยู่ภายใต้ การประกวดโครงงานวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์ระดับปริญญาตรีแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 9 (Senior Project)

สารบัญ

เรื่อง หน้า

บทสรุปผู้บริหาร 1

บทที่ 1 บทนำ 2

1.1 **บทนำ** (Introduction) 2

บทที่ 2 กระบวนการภายในโครงการ 5

2.1 Process flow diagram (PFD) 5

2.2 Preliminary plot plan 6

บทที่ 3 คำอธิบายกระบวนการและแนวคิดกระบวนการการออกแบบ 19

3.1 **คำอธิบายกระบวนการ** (Process description) 19

3.2 **กระบวนการและแนวคิดในหน่วยปฏิบัติการ** 20

3.3 **ข้อกำหนดปัญหาและความต้องการ** (Problem Definition and Requirements) 24

บทที่ 4 การดุลมวลและพลังงงาน 25

4.1 Overall mass balance 25

4.2 Overall energy balance 30

บทที่ 5 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ 41

5.1 **สมมติฐานทางเศรษฐศาสตร์** 41

5.2. **สมมติฐานของการคิดราคาอุปกรณ์ภายในโรงงาน** (Equipment Cost Assumptions) 41

5.3 **สมมติฐานสำหรับการคิดต้นทุนการผลิต** 56

5.4. **สมมติฐานสำหรับรายได้จากการขายผลิตภัณฑ์** 59

5.5. Investment Cost Summary 60

5.6 Revenue 65

บทที่ 6 GHG Emission 77

6.1. **การคำนวณการลดแก๊สเรือนกระจก** 77

บทที่ 7 การพิจารณาด้านความปลอดภัย สุขภาพและสิ่งแวดล้อม 85

7.1 **ความปลอดภัย** 85

7.2 **สุขภาพ** 90

7.3 **สิ่งแวดล้อม** 90

บทที่ 8 สรุปการทำโครงการและข้อเสนอแนะ 91

ข้อเสนอแนะ 92

กิตติกรรมประกาศ 93

เอกสารอ้างอิง 94

ภาคผนวก 96

บทสรุปผู้บริหาร

โครงการออกแบบทางวิศวกรรม เพื่อเปลี่ยนขยะชุมชนและของเหลือทิ้งทางการเกษตรเป็นพลังงานสะอาดและสารผลิตภัณฑ์มูลค่าสูงสำหรับเศรษฐกิจแบบหมุนเวียน เป็นโครงการออกแบบเพื่อเสนอแนวทางการพัฒนากระบวนทางวิศวกรรมเคมี เพื่อตอบโจทย์การพัฒนาประเทศด้วยระบบเศรษฐกิจหมุนเวียน (Circular Economy) โดยมุ่งเน้นการใช้ทรัพยากรให้เกิดประโยชน์สูงสุด การนำทรัพยากรและของเหลือทิ้งมาเพิ่มมูลค่า และการลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ผ่านกลไกทางวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและนวัตกรรม

ขยะชุมชนซึ่งเป็นของเหลือทิ้งที่เกิดขึ้นทุกวันในปริมาณมากและมีแนวโน้มการก่อขยะสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง ดังนั้น โครงการออกแบบทางวิศวกรรมนี้ จึงใช้ขยะชุมชนเป็นวัตถุดิบสำหรับกระบวนการเปลี่ยนสู่พลังงานสะอาดและสารผลิตภัณฑ์มูลค่าสูง นอกจากขยะชุมชนแล้ว ของเหลือทิ้งทางการเกษตร คือ กากมันสำปะหลัง ยังสามารถใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้น ในกระบวนการดังกล่าวได้อีกด้วย การพัฒนาโครงการออกแบบทางวิศวกรรมนี้อาศัยแนวทางการพัฒนาอย่างต่อเนื่อง ผ่านกระบวนการออกแบบทางวิศวกรรมเคมี การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ และการวิเคราะห์ปริมาณการปล่อยแก๊สเรือนกระจก เมื่อพิจารณาผลการศึกษาที่คำนึงถึงกระบวนการข้างต้นทั้งสามส่วนแล้ว จะทำให้มองเห็นโอกาสในการพัฒนาและปรับปรุงระบบโดยการนำของเสียที่เกิดขึ้นในกระบวนการไปเพิ่มมูลค่า เป็นการหมุนเวียนมวลสารและพลังงานให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด โครงการออกแบบทางวิศวกรรมนี้เริ่มจากกระบวนการเปลี่ยนขยะชุมชนและกากมันสำปะหลังผ่านการหมักโดยไม่ใช้ออกซิเจน ซึ่งเป็นกระบวนการที่ไม่ซับซ้อน มีความเหมาะทางเศรษฐศาสตร์ และเป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม ทั้งนี้ แก๊สชีวภาพที่ได้จะถูกทำบริสุทธิ์ เพื่อผลิตแก๊สมีเทนชีวภาพบริสุทธิ์สูง จากนั้น นำแก๊สมีเทนชีวภาพบริสุทธิ์สูงไปผลิตกระแสไฟฟ้าและจำหน่ายเป็นแก๊สมีเทนชีวภาพอัด เพื่อตอบสนองความต้องการของชุมชนและการใช้งานภายในโรงงาน และนำกากของแข็งที่เหลือจากการหมักจำหน่ายเป็นปุ๋ย ทั้งนี้ คาร์บอนไดออกไซด์บริสุทธิ์สูงที่ได้จากกระบวนการทำบริสุทธิ์แก๊สมีเทนชีวภาพจะถูกเปลี่ยนเป็นปุ๋ยยูเรียและใช้จำหน่ายเป็นตัวพาน้ำมันสำหรับกระบวนการเพิ่มการนำกลับของน้ำมัน ซึ่งกรณีศึกษาข้างต้นเป็นกรณีพื้นฐาน (กรณีที่ 1) เมื่อพิจารณาผลการศึกษาผ่านกระบวนการพัฒนาอย่างต่อเนื่อง พบว่า กรณีพื้นฐานยังมีข้อควรพัฒนา คือ การจำหน่ายแก๊สมีเทนชีวภาพอัดและการใช้แก๊สมีเทนชีวภาพบริสุทธิ์สูงทั้งหมด ยังสามารถทำให้เกิดความคุ้มค่าทางเศรษฐกิจที่สูงขึ้นได้ ผ่านการเปลี่ยนแก๊สผลิตภัณฑ์ คือ แก๊สมีเทนชีวภาพและคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากการหมัก โดยไม่ต้องทำบริสุทธิ์แก๊สมีเทนชีวภาพก่อน ทั้งนี้ กรณีที่ 2 จึงแยกแก๊สมีเทนชีวภาพและคาร์บอนไดออกไซด์บางส่วนผลิตเป็นการผลิตเมทานอล ส่วนกรณีที่ 3 เป็นการผลิตน้ำมันดีเซลจากแก๊สแยกส่วนดังกล่าว เนื่องจากเมทานอลและน้ำมันดีเซลเป็นผลิตภัณฑ์มูลค่าสูง เป็นที่ต้องการของตลาด และมีแนวโน้มการใช้งานสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง ผลการศึกษา พบว่า กรณีที่ 2 มีความเป็นไปได้ทางวิศวกรรมและลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ได้อย่างมีนัยสำคัญ แต่มีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์น้อยกว่ากรณีที่ 1 ส่วนกรณีที่ 3 มีศักยภาพทางวิศวกรรมศาสตร์และความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์สูงกว่ากรณีที่ 1 และ 2 อีกทั้ง มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์น้อยกว่าทั้งสองกรณีอีกด้วย

ผลการศึกษาที่ได้จากโครงการออกแบบทางวิศวกรรมนี้ แสดงให้เห็นว่า การเปลี่ยนขยะและของเหลือทิ้งทางการเกษตรเป็นพลังงานสะอาดและสารผลิตภัณฑ์มูลค่าสูงด้วยระบบเศรษฐกิจหมุนเวียน มีศักยภาพสูงทางวิศวกรรมศาสตร์ เศรษฐศาสตร์และเป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม อย่างไรก็ดี การส่งเสริมการพัฒนากระบวนการทางวิศวกรรมเคมีด้วยเศรษฐกิจหมุนเวียน ยังต้องการระบบจูงใจที่ชัดเจนจากภาครัฐ เช่น การลดภาษี หรือ การใช้คาร์บอนเครดิต เพื่อส่งเสริมให้ภาคเอกชนดำเนินการด้วยระบบเศรษฐกิจหมุนเวียนอย่างเป็นรูปธรรมได้จริงในอนาคตอันใกล

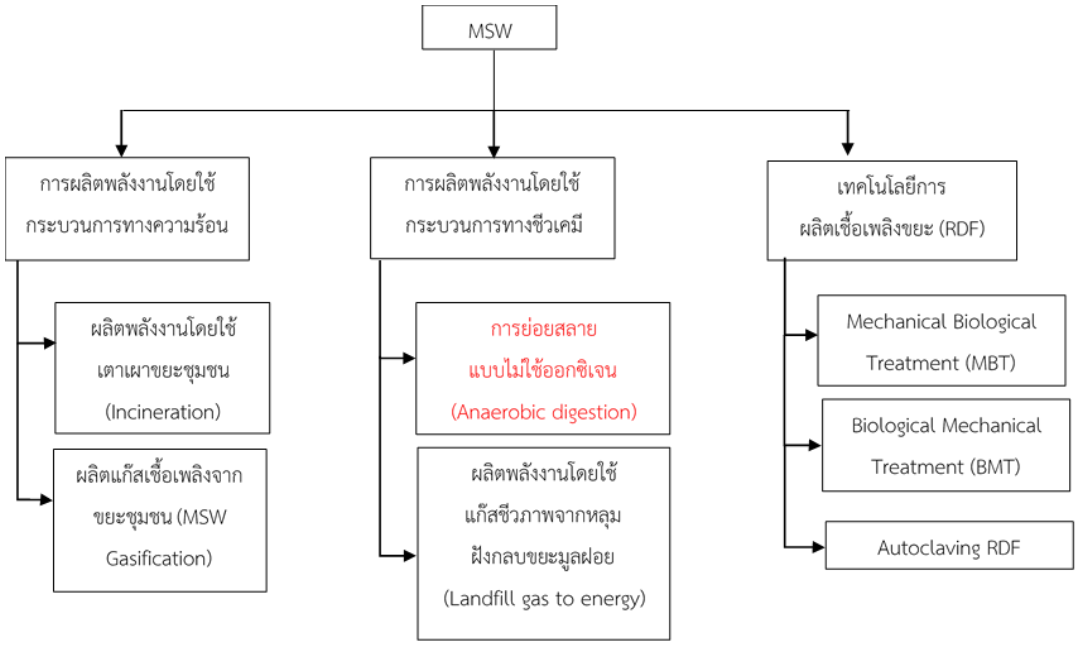
บทที่ 1 บทนำ

1.1 บทนำ (Introduction)

ในปัจจุบันมีความต้องการใช้พลังงานมากขึ้น รวมไปถึงมีการใช้ทรัพยากรอย่างไม่มีประสิทธิภาพ ซึ่งทำให้ทรัพยากรหมดไปอย่างรวดเร็วและส่งผลกระทบทางลบต่อสิ่งแวดล้อม รวมถึงการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศและอุณหภูมิของโลกที่ส่งผลกระทบโดยตรงต่อความเป็นอยู่อันปกติสุขของมนุษย์ การเกษตรและสิ่งมีชีวิตอื่น ๆ เพื่อแก้ไขและบรรเทาปัญหาดังกล่าว จึงมีการนำแนวคิดการพัฒนาเศรษฐกิจใหม่ คือ เศรษฐกิจหมุนเวียน หรือ **Circular Economy** มาใช้เป็นรูปแบบการพัฒนาระบบเศรษฐกิจของประเทศ แนวคิดดังกล่าวมุ่งเน้นการใช้วัตถุดิบเพื่อการผลิตและบริโภคอย่างคุ้มค่าและก่อให้เกิดประโยชน์สูงสุด ก่อนที่จะทิ้งเป็นขยะ ระบบเศรษฐกิจแบบหมุนเวียนมีการใช้ทรัพยากรที่เป็นวงปิด เพื่อทำให้การผลิตสินค้าหรือบริการต่าง ๆ มีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้นในทุกขั้นตอน ลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมและการสิ้นเปลืองพลังงานและทรัพยากร เพื่อสร้างโลกที่ยั่งยืนและนำไปสู่การเป็น Circular City เช่น การออกแบบเพิ่มความทนทานให้สินค้า การนำวัสดุกลับมาใช้ใหม่ การเช่าซื้อหรือการแบ่งปันการใช้สินค้า การลดปริมาณขยะ การใช้ซ้ำ และการเปลี่ยนขยะเป็นพลังงาน เป็นต้น

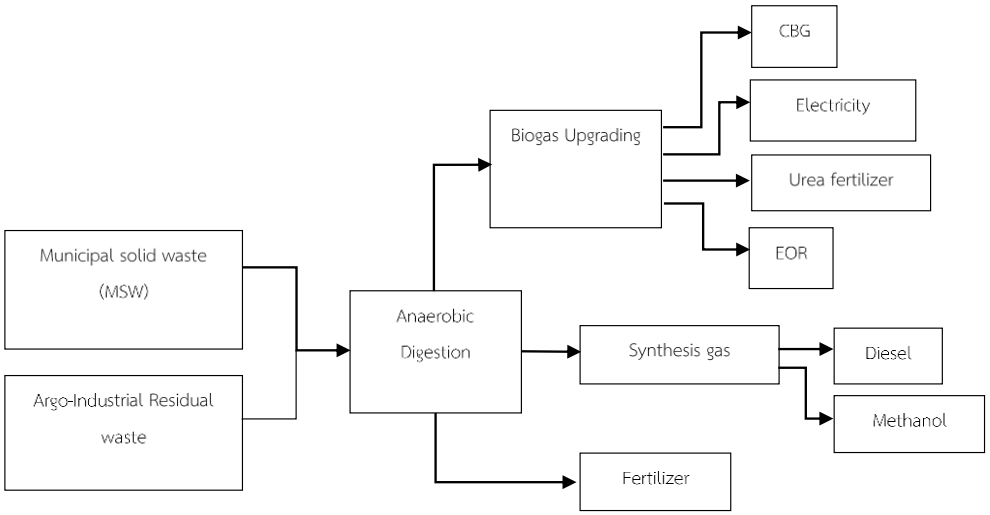
รัฐบาลได้ให้ความสำคัญและสนับสนุนรูปแบบเศรษฐกิจใหม่ที่เรียกว่า Bio Economy - Circular Economy - Green Economy Model (BCG Model) มาพัฒนาธุรกิจใหม่ของประเทศ โดยมุ่งเน้น การใช้ทรัพยากรชีวภาพอย่างมีประสิทธิภาพ (Bio Economy) การใช้ทรัพยากรและสิ่งตกค้างแบบวงปิด (Circular Economy) และ การพัฒนาความเป็นอยู่ที่ดีขึ้นของมนุษย์ ความเสมอภาคทางสังคมและการลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม (Green Economy) สำหรับโมเดลการพัฒนาเมืองให้เป็น Circular City หรือ เมืองที่มีการใช้ทรัพยากรแบบหมุนเวียนนั้น ย่อมต้องเริ่มต้นจากการใช้ทรัพยากรที่มีอยู่อย่างคุ้มค่า มีประโยชน์สูงสุด รวมถึงความท้าทายสำคัญด้านการใช้สิ่งตกค้างแบบวงปิด โดยทั่วไปแล้ว ขยะชุมชนเป็นความท้ายเบื้องต้นสำหรับเมืองที่ใช้ทรัพยากรหมุนเวียน เนื่องจากมนุษย์ใช้ทรัพยากรและสร้างขยะจากทรัพยากรเหล่านั้นทุกวัน ทั้งนี้การนำขยะกลับมาใช้ใหม่อย่างมีประสิทธิภาพ เป็นวงปิดและเป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม ทำได้หลายแนวทาง จากการศึกษาเบื้องต้น พบว่า การหมักขยะชุมชนโดยกระบวนการทางชีวภาพเป็นหนึ่งในกระบวนการที่มีความยั่งยืนสูง เป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ และเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม โดยผลิตภัณฑ์หลักที่ได้จากกระบวนการดังกล่าว คือ แก๊สมีเทนชีวภาพ ซึ่งสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงพลังงานทดแทนการใช้ทรัพยากรจำพวกเชื้อเพลิงฟอสซิลได้ นอกจากนี้ แก๊สมีเทนชีวภาพยังเป็นสารตั้งต้นสำคัญสำหรับการผลิตสารเคมีและผลิตภัณฑ์มูลค่าสูงอื่น ๆ ได้ นอกจากการหมักขยะจากชุมชนแล้ว การใช้เศษวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรที่อยู่ในชุมชนหรือเมืองเป็นวัตถุดิบสำหรับกระบวนการหมัก เพื่อผลิตแก๊สมีเทนชีวภาพเป็นอีกแนวทางหนึ่งที่สามารถลดปริมาณขยะและช่วยให้เกษตรกรมีรายได้ที่สูงขึ้นได้ โดยใช้เทคโนโลยีและนวัตกรรมที่เหมาะสม ซึ่งสอดคล้องกับแนวทางพัฒนาเศรษฐกิจควบคู่กับการสร้างความเสมอภาคทางสังคมอีกด้วย

กระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพจากจากขยะในชุมชนและของเหลือทิ้งทางการเกษตร แบ่งได้ 3 กลุ่ม คือ การผลิตพลังงานโดยใช้กระบวนการทางความร้อน การผลิตพลังงานโดยใช้กระบวนการทางชีวเคมี และเทคโนโลยีการผลิตเชื้อเพลิงขยะ ดังแสดงในรูปที่ 1 กระบวนการทางชีวเคมีโดยใช้การย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Digestion) ผ่านการย่อยสลายด้วยจุลินทรีย์ เป็นหนึ่งในแนวทางที่เหมาะสมสำหรับประเทศ เนื่องจากสภาพอากาศที่เหมาะสม รวมถึงต้นทุนข้อได้เปรียบด้านผลิตผลและของเหลือทิ้งทางการเกษตร



รูปที่ 1 แผนภาพแสดงประเภทเทคโนโลยีของขยะมูลฝอยเพื่อผลิตพลังงาน

ข้อได้เปรียบของการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน คือ สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ร้อยละ 80-90 โดยสารอินทรีย์เหล่านี้จะถูกเปลี่ยนเป็นแก๊สมีเทน (Methane) และคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon Dioxide) ไม่จำเป็นต้องใช้พลังงานเพื่อควบคุมอุณหภูมิของกระบวนการในสภาพอากาศของประเทศไทย ไม่ต้องเติมออกซิเจนให้กับระบบและต้องการสารอาหารจำพว ไตรเจนและฟอสฟอรัสต่ำ ซึ่งช่วยลดค่าใช้จ่ายในการย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ สามารถเก็บเชื้อจุลินทรีย์ไว้ได้นาน สามารถรับน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูงได้ และเกิดตะกอนส่วรเกินน้อย แต่ในระบบดังกล่าว จุลินทรีย์ที่เกี่ยวข้องกับการย่อยสลายมีการเจริญเติบโตค่อนข้างช้า ทำให้การเริ่มต้นระบบ ทำได้ช้า อีกทั้งประสิทธิภาพของระบบในการบำบัดต่ำจำเป็นต้องใช้ระยะเวลาในการกักเก็บของเหลว (Hydraulic Retention Time; HRT) นานขึ้น ระบบบำบัดจึงมีขนาดใหญ่ นอกจากนี้ ระบบยังมีการปรับตัวไม่ดีนักต่อการเปลี่ยนแปลงสภาพแวดล้อม และมีแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Hydrogen Sulfide) เป็นผลิตภัณฑ์ผลพลอยได้ ซึ่งจำเป็นต้องกำจัดก่อนการใช้งาน เนื่องจากแก๊สดังกล่าวเป็นแก๊สพิษและก่อให้เกิดการกัดกร่อนของอุปกรณ์ในระบบได้



รูปที่ 2 แผนภาพแสดงกระบวนการเปลี่ยนขยะจากชุมชนและผลผลิตทางการเกษตรไปเป็นผลิตภัณฑ์อื่นๆ

ผลิตภัณฑ์หลักที่ได้จากกระบวนการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจน คือ มีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งแก๊สผสมดังกล่าวสามารถทำบริสุทธิ์ เพื่อแยกแก๊สมีเทนชีวภาพบริสุทธิ์สูงและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์บริสุทธิ์สูง ทั้งนี้ แก๊สมีเทนชีวภาพบริสุทธิ์สูงสามารถใช้ทดแทนแก๊สมีเทนจากเชื้อเพลิงฟอสซิลได้ โดยใช้ในรูปของแก๊สมีเทนชีวภาพอัด นอกจากนี้ แก๊สมีเทนชีวภาพบริสุทธิ์สูงยังสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงพลังงานในการผลิตไฟฟ้าได้อย่างมีประสิทธิภาพและเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมกว่าการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิล เช่น ถ่านหินและแก๊สธรรมชาติ อีกด้วย การใช้คาร์บอนไดออกไซด์บริสุทธิ์สูงเป็นอีกความท้าทายหนึ่งของโครงการนี้ กล่าวคือ คาร์บอนไดออกไซด์ สามารถใช้ได้หลายแนวทาง เช่น การใช้คาร์บอนไดออกไซด์โดยตรง เพื่อผลิตเป็นปุ๋ยยูเรีย หรือ การใช้คาร์บอนไดออกไซด์เป็นตัวนำพาน้ำมันออกจากหินกักเก็บ โดยอาศัยการละลายของคาร์บอนไดออกไซด์ในน้ำมัน เพื่อลดความหนืดของน้ำมันนั่นเอง ส่วนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารเคมีหรือเชื้อเพลิงพลังงานในรูปแบบอื่น เช่น เมทานอล และ น้ำมันดีเซล คาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สมีเทนชีวภาพที่ได้จากกระบวนการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจน จะถูกเปลี่ยนเป็นแก๊สสังเคราะห์และเปลี่ยนเป็นเมทานอลหรือน้ำมันดีเซล ตามลำดับ ด้วยกระบวนการทางเคมีผ่านตัวเร่งปฏิกิริยาได้ ส่วนผลิตภัณฑ์ผลพลอยได้ที่เป็นกากของแข็งตกค้างจากกระบวนการหมักสามารถทำแห้งและใช้เป็นปุ๋ยสำหรับการเกษตรในชุมชนและเมืองได้ แผนผังโดยรวมของโครงการนี้ ซึ่งครอบคลุมเนื้อหาดังกล่าวข้างต้น แสดงในรูปที่ 2 โดยเป้าหมายหลักของโครงการนี้ คือ การใช้ทรัพยากรให้เกิดประโยชน์สูงสุด ลดการปล่อยของเสีย การนำของเหลือทิ้งมาใช้ประโยชน์ และการนำทรัพยากรกลับมาใช้ใหม่ พร้อมทั้งคำนึงถึงความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์และการลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม เพื่อเป็นแนวทางสำหรับการพัฒนาแนวคิดและการนำระบบเศรษฐกิจหมุนเวียนไปใช้อย่างเป็นรูปธรรมในอนาคตอันใกล้ พร้อมทั้งให้ข้อเสนอแนะที่เป็นประโยชน์ต่อการพัฒนาประเทศด้วยระบบเศรษฐกิจหมุนเวียนอีกด้วย

บทที่ 2 กระบวนการภายในโครงการ

2.1 Process flow diagram (PFD)

แผนภาพการไหลของกระบวนการ (PFD) แสดงข้อมูลข้อมูลทางวิศวกรรมเคมีที่จำเป็นสำหรับการออกแบบกระบวนการทางเคมี โดยในแผนภาพจะประกอบไปด้วยอุปกรณ์ที่สำคัญทั้งหมดในกระบวนการจะแสดงบนแผนภาพพร้อมกับคำอธิบายของอุปกรณ์ อุปกรณ์แต่ละชิ้นจะมีการกำหนดหมายเลขอุปกรณ์เฉพาะและชื่อที่สื่อความหมาย กระแสของกระบวนการทั้งหมดจะถูกแสดงและระบุด้วยตัวเลข การกำหนดหมายเลยของกระแสจะกำหนดจากซ้ายไปขวา บนลงล่าง หากเป็นกรณีที่กระแสถูกแยกสาย ให้กำหนดหมายเลยทางที่มีกระแสน้อยก่อน โดยรายละเอียดของกระแสและองค์ประกอบทางเคมี จะแสดงโดยตรงบน PFD หรือ รวมอยู่ในตารางสรุป Stream No. ก็ได้ โดยที่ Utility stream ทั้งหมดที่จ่ายให้กับอุปกรณ์หลักที่มีฟังก์ชันกระบวนการจะถูกแสดง พร้อมกับการไหลของกระแสไปยังอุปกรณ์ต่าง ๆ เพื่อให้สามารถติดตามกระบวนการได้ง่ายขึ้น โดยการเขียน PFD เป็นเครื่องมือที่สามารถทำให้เข้าใจภาพรวมของกระบวนการได้รวดเร็วมากยิ่งขึ้น

โดยการเขียน PFD ของโครงการนี้ แบ่งเป็น 3 กรณีศึกษา ดังนี้

กรณีศึกษา 1: กรณีศึกษาพื้นฐาน (Base Case) ประกอบด้วย Anaerobic digestion (Area 100), Water scrubbing (Area 200), CBG process (Area 300), CHP Process (Area 400), Reuse water (Area 500) และ Urea fertilizer (Area 600) ดังแสดงในรูปที่ 3, 6-9

กรณีศึกษา 2: กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย (Methanol Co-production) ประกอบด้วย Anaerobic digestion (Area 100), Water scrubbing (Area 200), CBG process (Area 300), CHP Process (Area 400), Reuse water (Area 500), Urea fertilizer (Area 600) และ Methanol process (Area 800) ดังแสดงในรูปที่ 5-9 และ 11

กรณีศึกษา 3: กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (Diesel Co-production) ประกอบด้วย Anaerobic digestion (Area 100), Water scrubbing (Area 200), CBG process (Area 300), CHP Process (Area 400), Reuse water (Area 500), Urea fertilizer (Area 600) และ Diesel process (Area 700) ซึ่งกรณีศึกษานี้แบ่งเป็น 3 กรณีศึกษาย่อย ได้แก่

กรณีศึกษา 3.1: กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย โดยใช้สัดส่วนเชิงมวลของแก๊สชีวภาพที่ใช้ผลิตไฟฟ้าต่อการผลิตแก๊สมีเทนชีวภาพอัด 60:40 (Diesel Co-production; CHP:CNG = 60:40) ดังแสดงในรูปที่ 4,6-10

กรณีศึกษา 3.2: กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย โดยใช้สัดส่วนเชิงมวลของแก๊สชีวภาพที่ใช้ผลิตไฟฟ้าต่อการผลิตแก๊สมีเทนชีวภาพอัด 50:50 (Diesel Co-production; CHP:CNG = 50:50) ดังแสดงในรูปที่ 4,6-10

กรณีศึกษา 3.3: กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย โดยใช้สัดส่วนเชิงมวลของแก๊สชีวภาพที่ใช้ผลิตไฟฟ้าต่อการผลิตแก๊สมีเทนชีวภาพอัด 40:60 (Diesel Co-production; CHP:CNG = 40:60) ดังแสดงในรูปที่ 4,6-10

2.2 Preliminary plot plan

ในการสร้างโรงงานจำเป็นต้องกำหนดขนาดพื้นที่ก่อสร้าง ซึ่งส่งผลต่อตำแหน่งการวางอุปกรณ์ เช่น การวางอุปกรณ์กระจายออกไปในแนวราบหรือขึ้นไปในแนวดิ่ง หน่วยผลิตต่าง ๆ ควรตั้งอยู่ตำแหน่งใด อุปกรณ์ต่าง ๆ ควรตั้งอยู่ในตำแหน่งใด บริเวณไหนเป็นส่วนพื้นที่การผลิต บริเวณไหนเป็นเส้นทางสัญจร โดยเฉพาะอย่างยิ่ง ตำแหน่งที่ตั้งของอุปกรณ์ขนาดใหญ่หรือมีน้ำหนักมาก ซึ่งจำเป็นต้องทราบล่วงหน้าก่อนการก่อสร้าง เพราะเกี่ยวข้องกับการรับน้ำหนักของฐานรากหรืออาคารและการขนอุปกรณ์เข้าพื้นที่ หากจะติดตั้งอุปกรณ์ขนาดใหญ่ในอาคารอาจต้องนำอุปกรณ์เข้าติดตั้งในอาคารก่อน จากนั้นจึงค่อยทำการก่อผนังล้อมหรือสร้างหลังคาปิดคลุม ส่วนอุปกรณ์ที่มีน้ำหนักมากก็ต้องมีการเตรียมฐานราก เช่น ลงเสาเข็มหรือออกแบบการรับน้ำหนักของพื้นอาคารไว้แต่แรกก่อนสร้างอาคาร ดังนั้น การออกแบบ Plot plan จึงมีความสำคัญทั้งทางการก่อสร้างและงานโยธาของโรงงาน

2.2.1 หลักเบื้องต้นในการเขียน plot plan

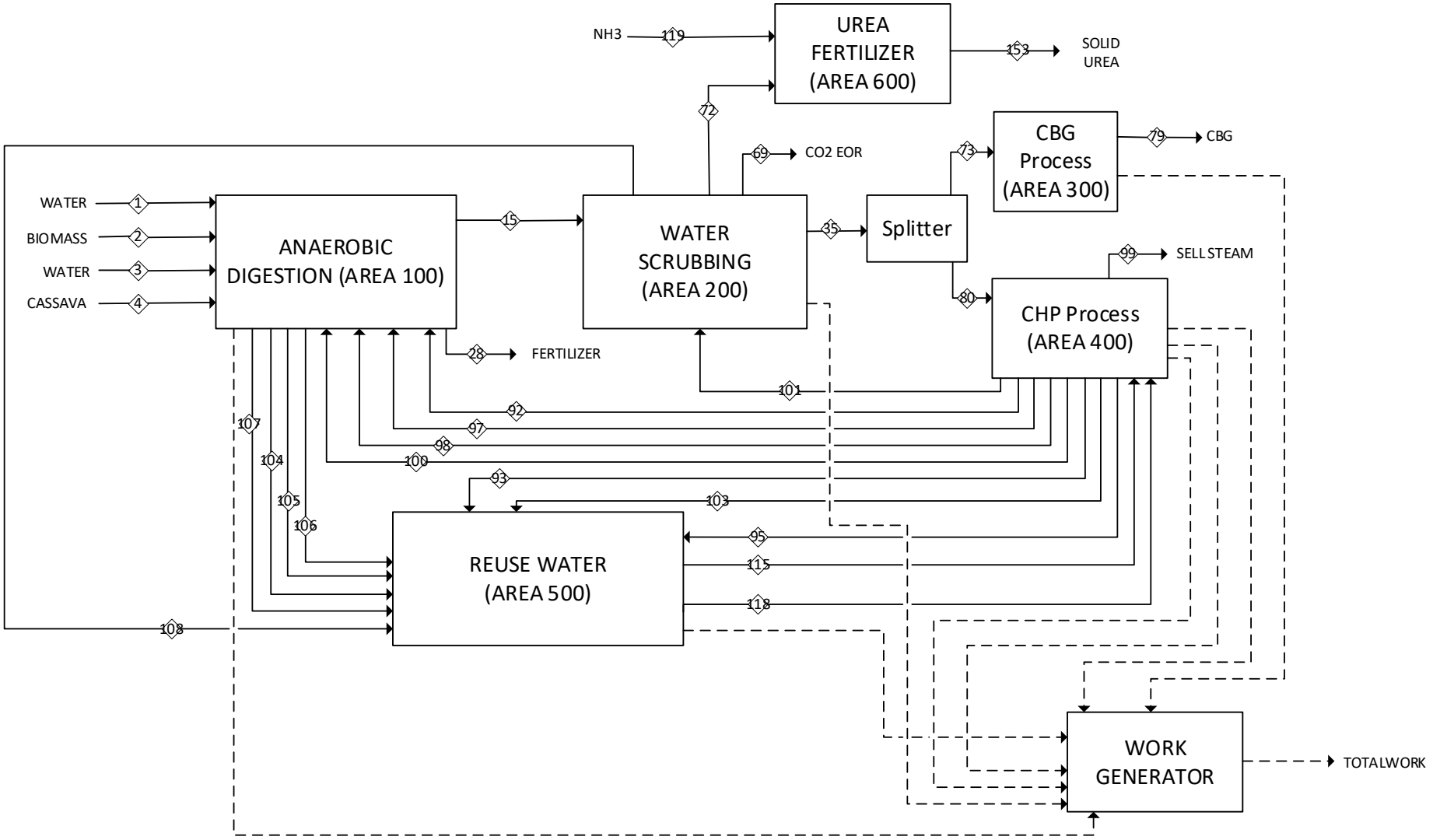
2.2.1.1 การจัดเรียงในระดับชั้นแนวนอน โดยอุปกรณ์จะถูกจัดตำแหน่งที่ด้านใดด้านหนึ่งของชั้นวางท่อ (Pipe rack) ที่ไหลผ่านตรงกลางของหน่วยกระบวนการ โดยวัตถุประสงค์ของชั้นวางท่อ คือ เพื่อให้ท่อป้อนเข้าหรือผลิตภัณฑ์ในกระบวนการสามารถไปยังอีกกระบวนการหนึ่งได้ง่ายขึ้น โดยการจัดในแนวนอนจะเป็นการใช้พื้นที่อย่างคุ้มค่า

2.2.1.2 ควรกำหนดระยะห่างขั้นต่ำระหว่างอุปกรณ์ตั้งแต่ช่วงเริ่มต้นการออกแบบ การจัดวางอุปกรณ์ต้องพิจารณาถึงการเข้าถึงอุปกรณ์สำหรับการเข้าไปบำรุงรักษาอุปกรณ์และการติดตั้งเบื้องต้น หากมีการจัดวางอุปกรณ์ไม่ถูกต้อง อาจนำไปสู่การค่าใช้จ่ายที่สูงเกินไปและปัญหาระหว่างการก่อสร้างโรงงานและระหว่างการดำเนินการบำรุงรักษา

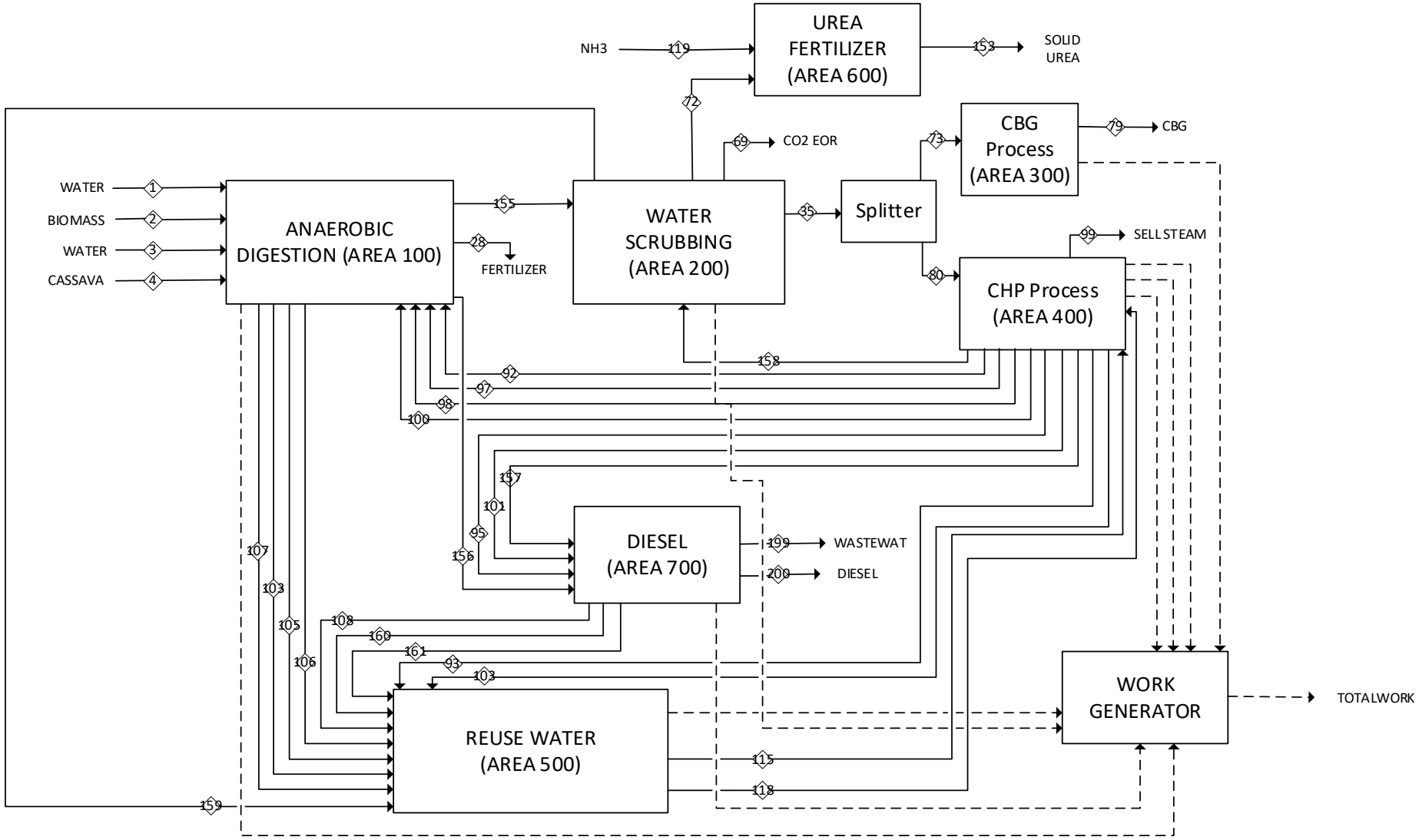
2.2.1.3 เมื่อมีการใช้ท่อจากกระบวนการหนึ่งจากไปยังอีกกระบวนการ การเดินท่อบนชั้นวางท่อจะทำให้สะดวกในการใช้งาน ไม่กีดขวางอุปกรณ์และท่อของระบวนการ อีกทั้งยังสะดวกสำหรับผู้ปฏิบัติงานที่จะเข้าไปปฏิบัติงาน

2.2.2 Plot plan ของโครงการนี้ ทั้ง 3 กรณีศึกษา แสดงได้ ดังนี้

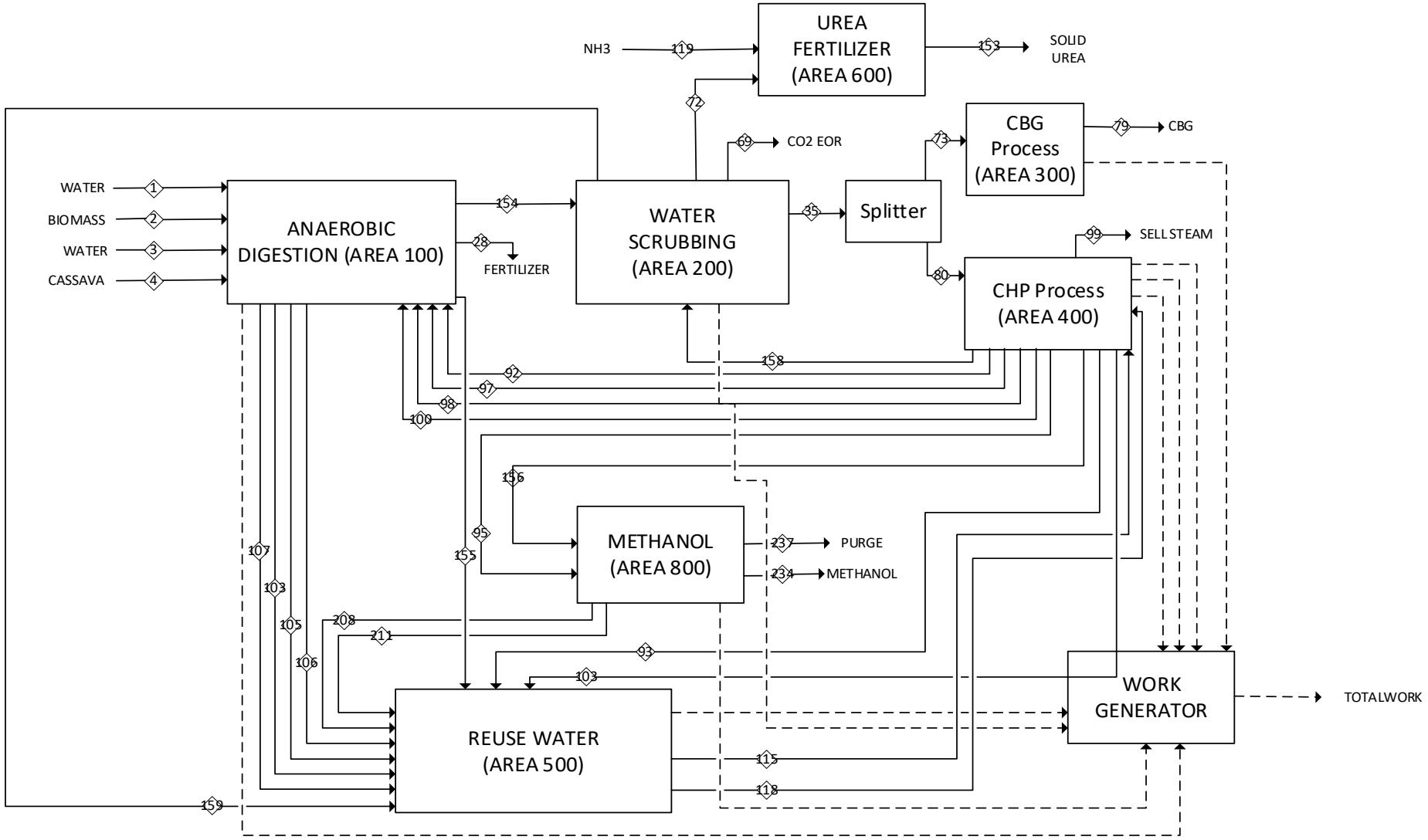
1. กรณีศึกษา 1: **กรณีศึกษาพื้นฐาน (Base Case)**
2. กรณีศึกษา 2: **กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย (Methanol Co-production)**
3. กรณีศึกษา 3: **กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (Diesel Co-production)**



รูปที่ 3 Block Flow Diagram of Base Case

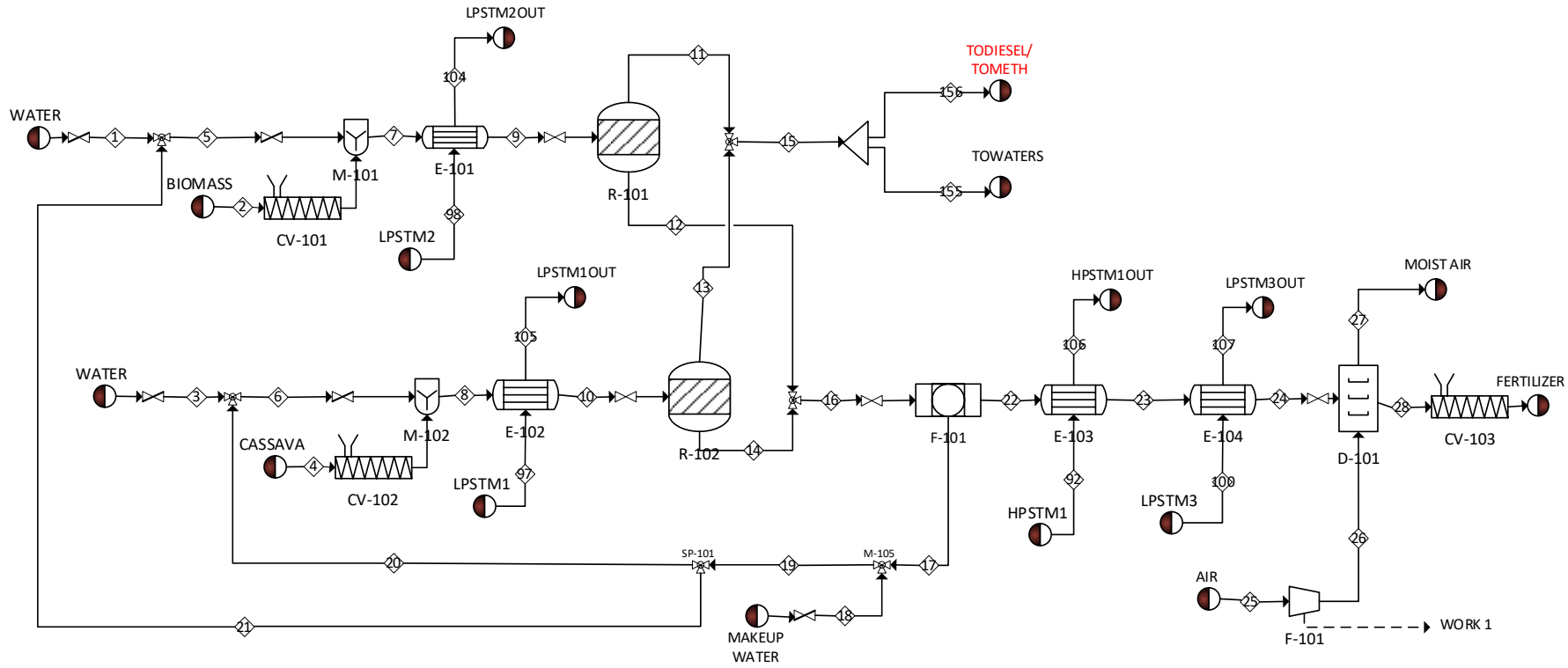


รูปที่ 4 Block Flow Diagram of Diesel Co-production Case



รูปที่ 5 Block Flow Diagram of Methanol Co-production Case

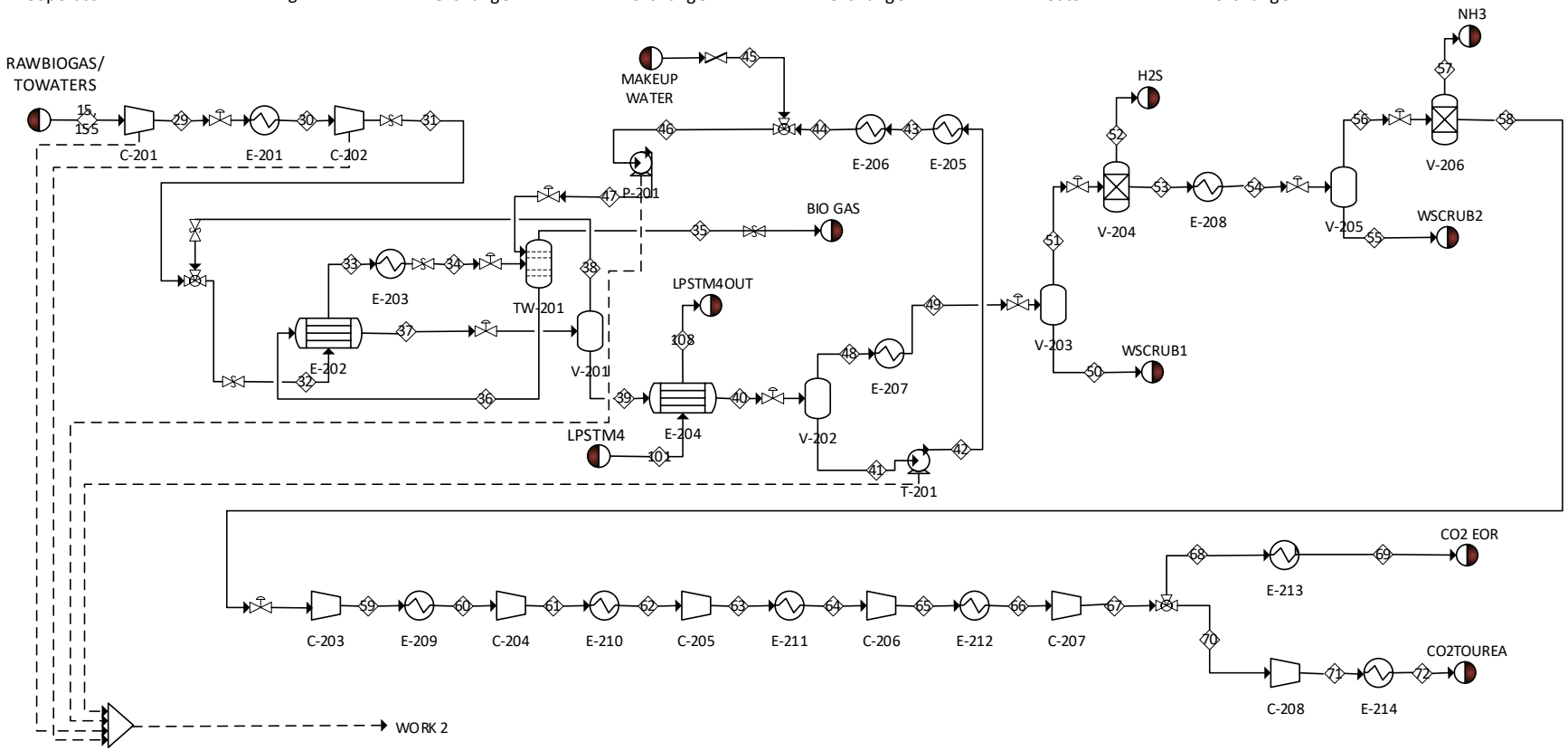
CV-101	CV-102	M-101	M-102	E-101	E-102	R-101	R-102	F-101	E-103	E-104	D-101	F-101	CV-103
Screw Biomass Conveyor	Screw Cassava Conveyor	Mixer biomass	Mixer biomass	Heat exchanger	Heat exchanger	Digestion Tank	Digestion Tank	Filter	Heat exchanger	Heat exchanger	Dryer	Compressor	Screw Fertilizer Conveyor



รูปที่ 6 Process Flow Diagram of Digestion process (Area 100)

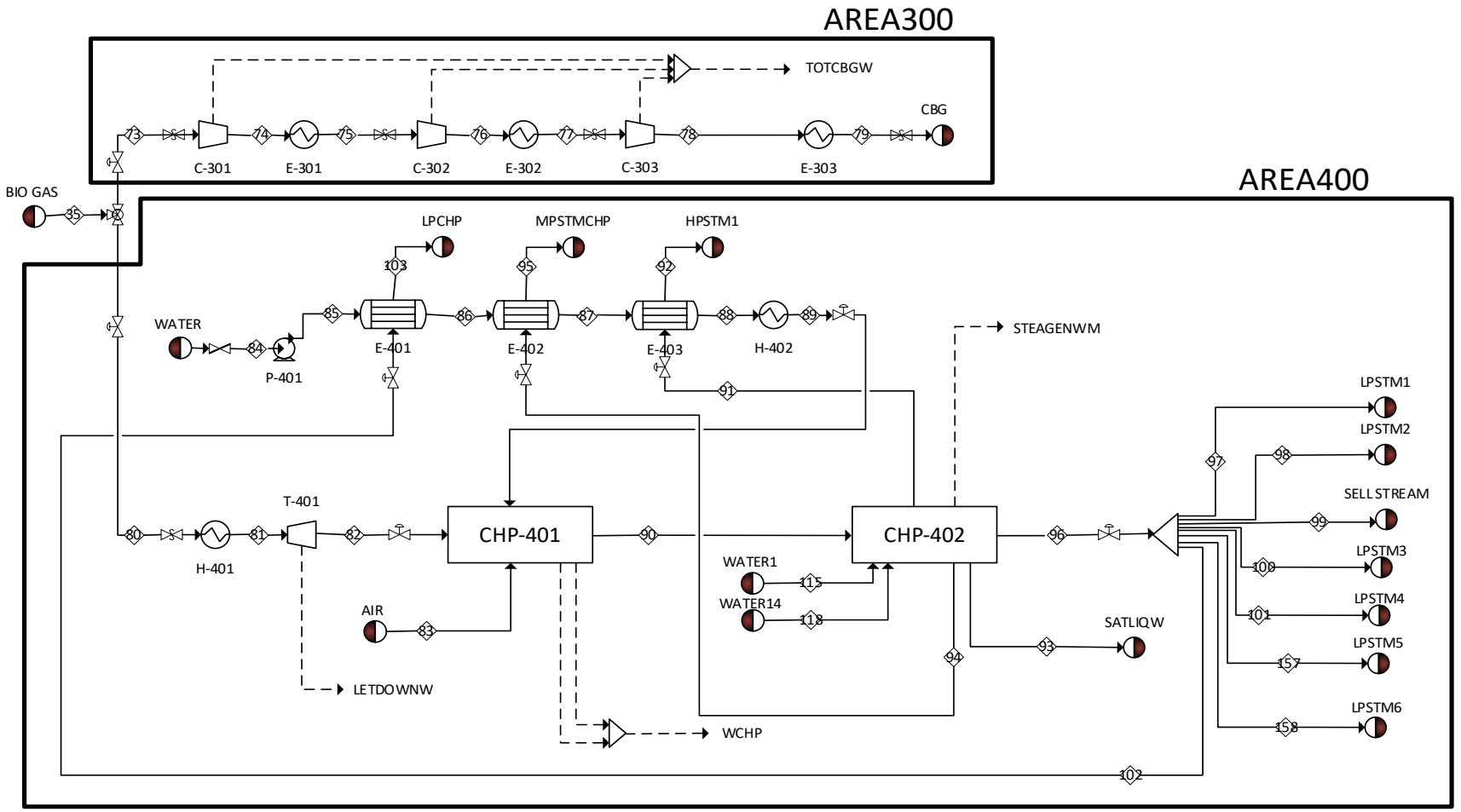
C-201 Compressor | E-201 Heat exchanger | C-202 Compressor | E-202 Heat exchanger | E-203 Heat exchanger | TW-201 Absorbtion tower | V-201 Flash vessel | E-204 Heat exchanger | V-202 Stripping tower | T-201 Turbine | E-205 Cooler heater | E-206 Heat exchanger | P-201 Water pump | E-207 Heat exchanger | V-203 Flash vessel | V-204 H2S Seperator | E-208 Heat exchanger | V-205 Flash vessel

V-206 NH3 Seperator | C-203 Compressor | E-209 Heat exchanger | C-204 Compressor | E-210 Heat exchanger | C-205 Compressor | E-211 Heat exchanger | C-206 Compressor | E-212 Heat exchanger | C-207 Compressor | E-213 Cooler heater | C-208 Compressor | E-214 Heat exchanger



รูปที่ 7 Process Flow Diagram of Water scrubbing process (Area 200)

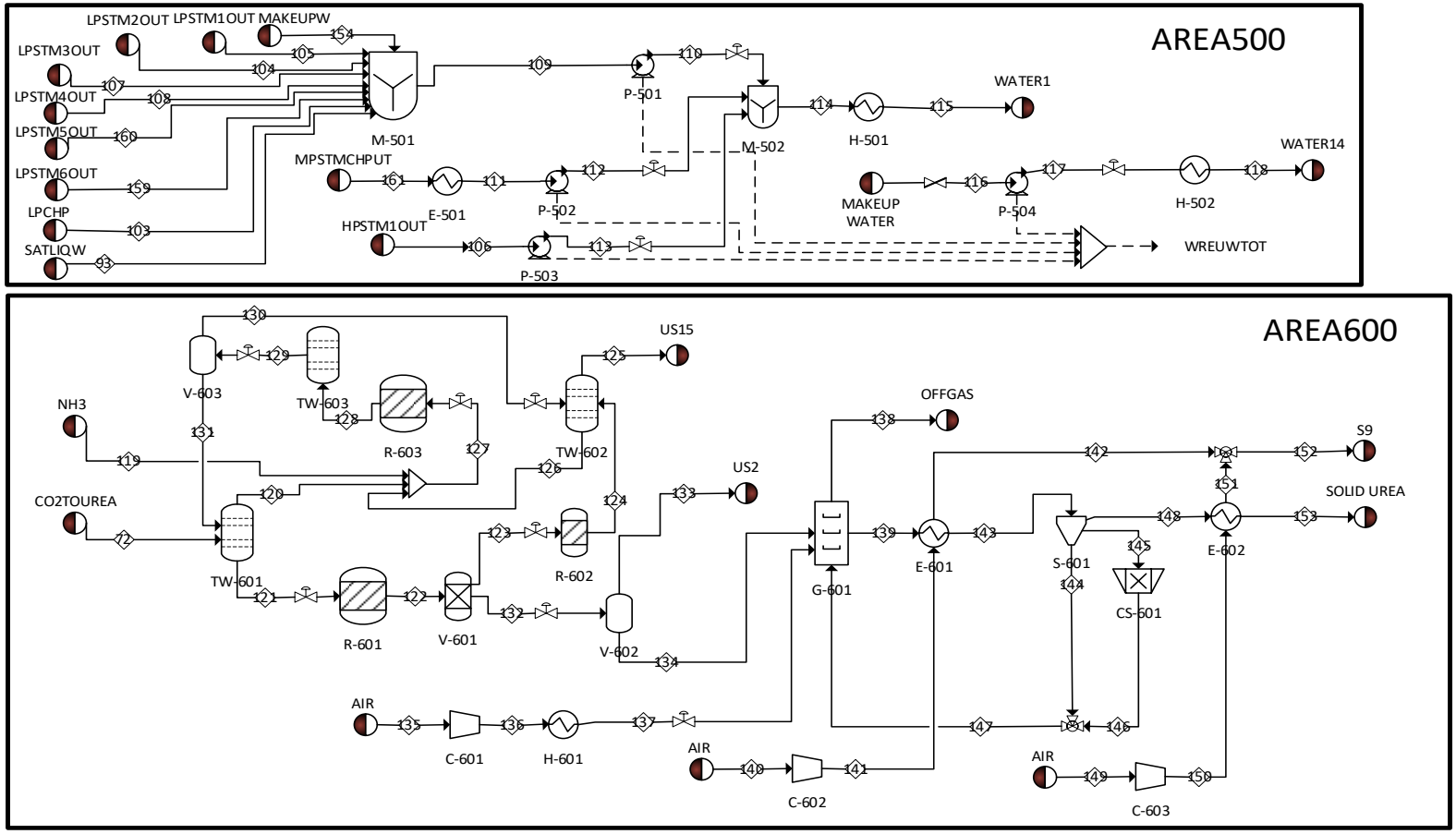
C-301 Compressor	E-301 Heat exchanger	C-302 Compressor	E-302 Heat exchanger	C-303 Compressor	E-303 Heat exchanger	H-401 Heater	T-401 Turbine	P-401 Pump	E-401 Heat exchanger	E-402 Heat exchanger	E-403 Heat exchanger	H-402 Heater	CHP-401 Combined Heat and Power	CHP-402 Combined Heat and Power



รูปที่ 8 Process Flow Diagram of CBG (Area 300) and CHP (Area 400)

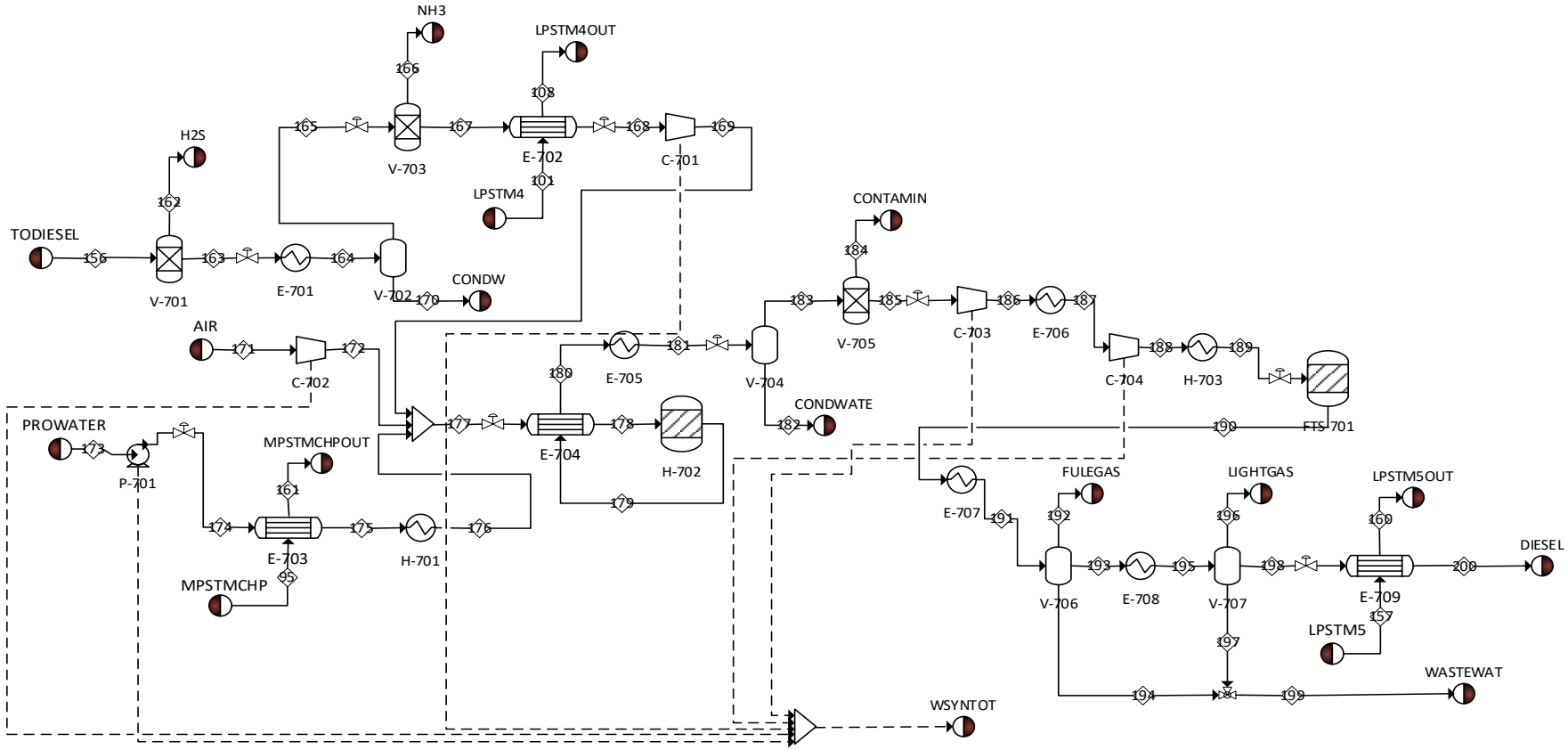
M-501 Mixer	P-501 Pump	E-501 Heat exchanger	P-502 Pump	P-503 Pump	M-502 Mixer	H-501 Heater	P-504 Pump	H-502 Heater

TW-601 Tower	R-601 Reator	V-601 Seperation vessel	V-602 Flash vessel	R-602 Reactor	TW-602 Tower	R-603 Carbamate reactor	TW-603 Adiabatic tower	V-603 Flash vessel	G-601 Granulation And drying	C-601 Compressor	H-601 Heater	E-601 Heat exchanger	C-602 Compressor	S-601 Screener	CS-601 Crusher	C-603 Compressor	E-602 Heat exchanger

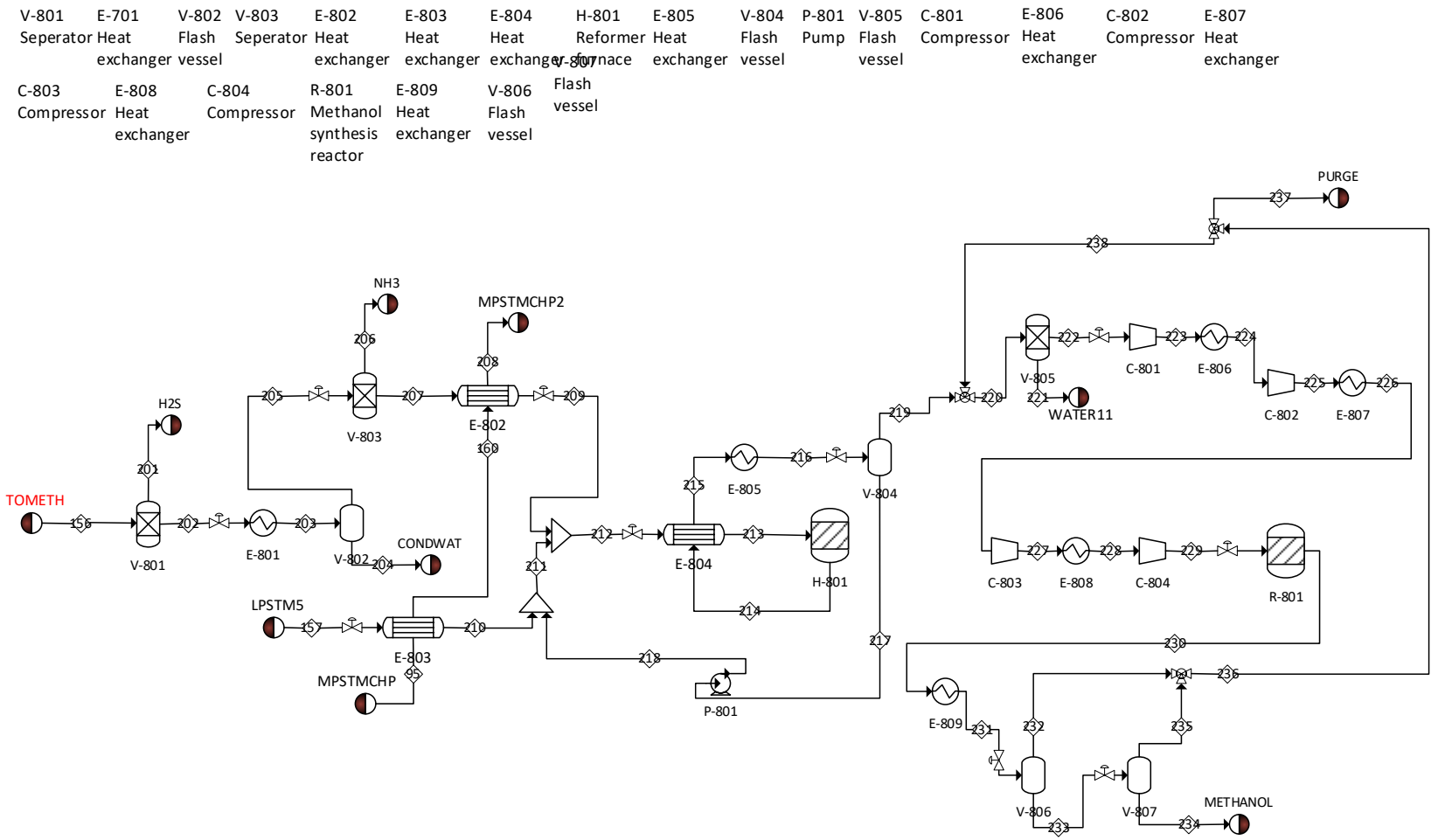


รูปที่ 9 Process Flow Diagram of Reuse water (Area 500) and Urea fertilizer (Area 600)

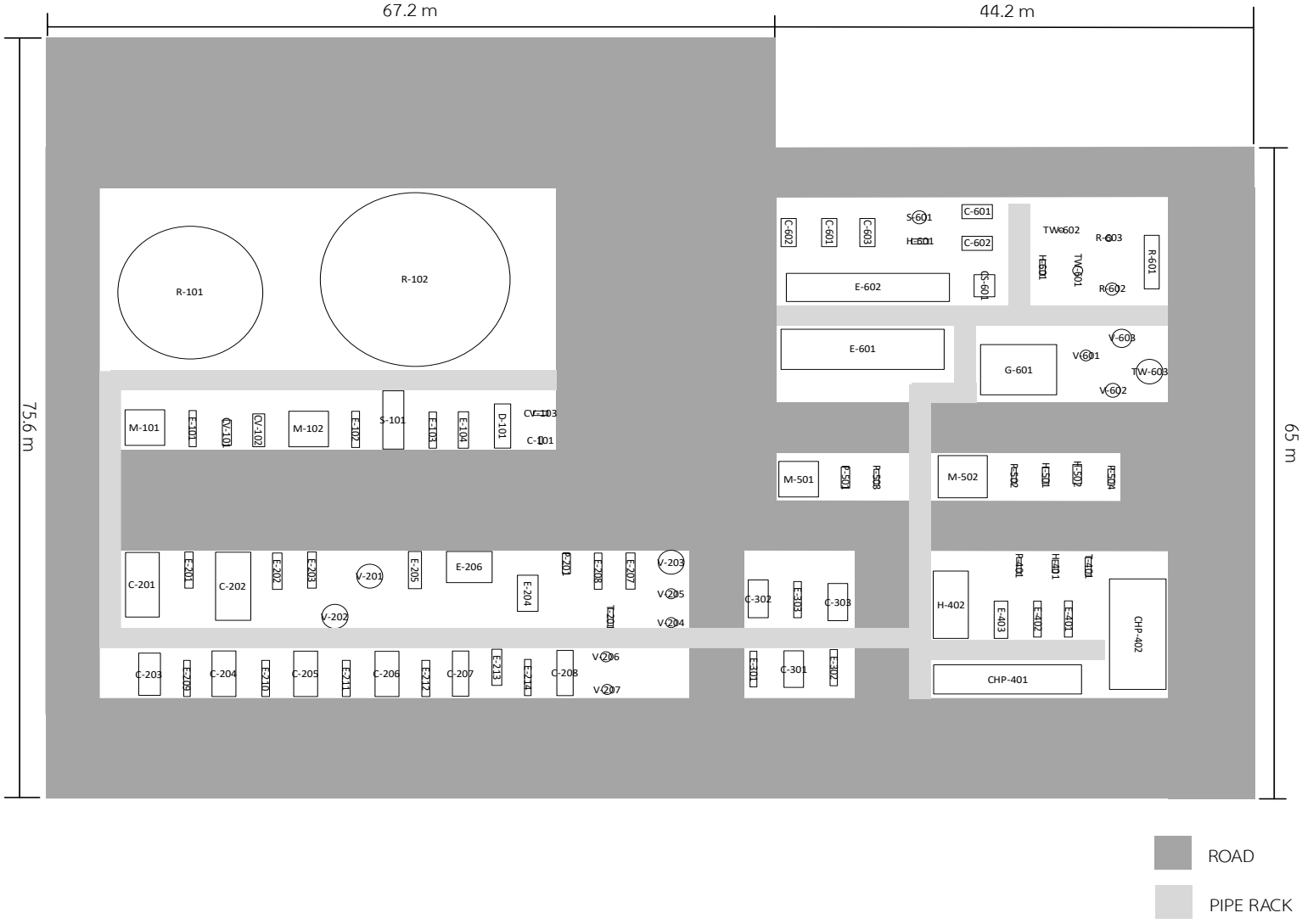
V-701 Seperator
E-701 Heat exchanger
V-702 Flash vessel
V-703 Seperator
E-702 Heat exchanger
C-701 Compressor
C-702 Compressor
P-701 Pump
E-703 Heat exchanger
H-701 Heater
E-704 Heat exchanger
H-702 Reformer furnace
E-705 Heat exchanger
V-704 Flash vessel
V-705 Contaminate Seperator
C-703 Compessor
E-706 Heat exchanger
C-704 Compressor
H-703 Heater
FTS-701 Fischer tropsch synthesis
E-707 Heat exchanger
V-706 Flash vessel
E-708 Heat exchanger
V-707 Flash vessel
E-709 Heat exchanger



รูปที่ 10 Process Flow Diagram of Diesel process (Area 700)

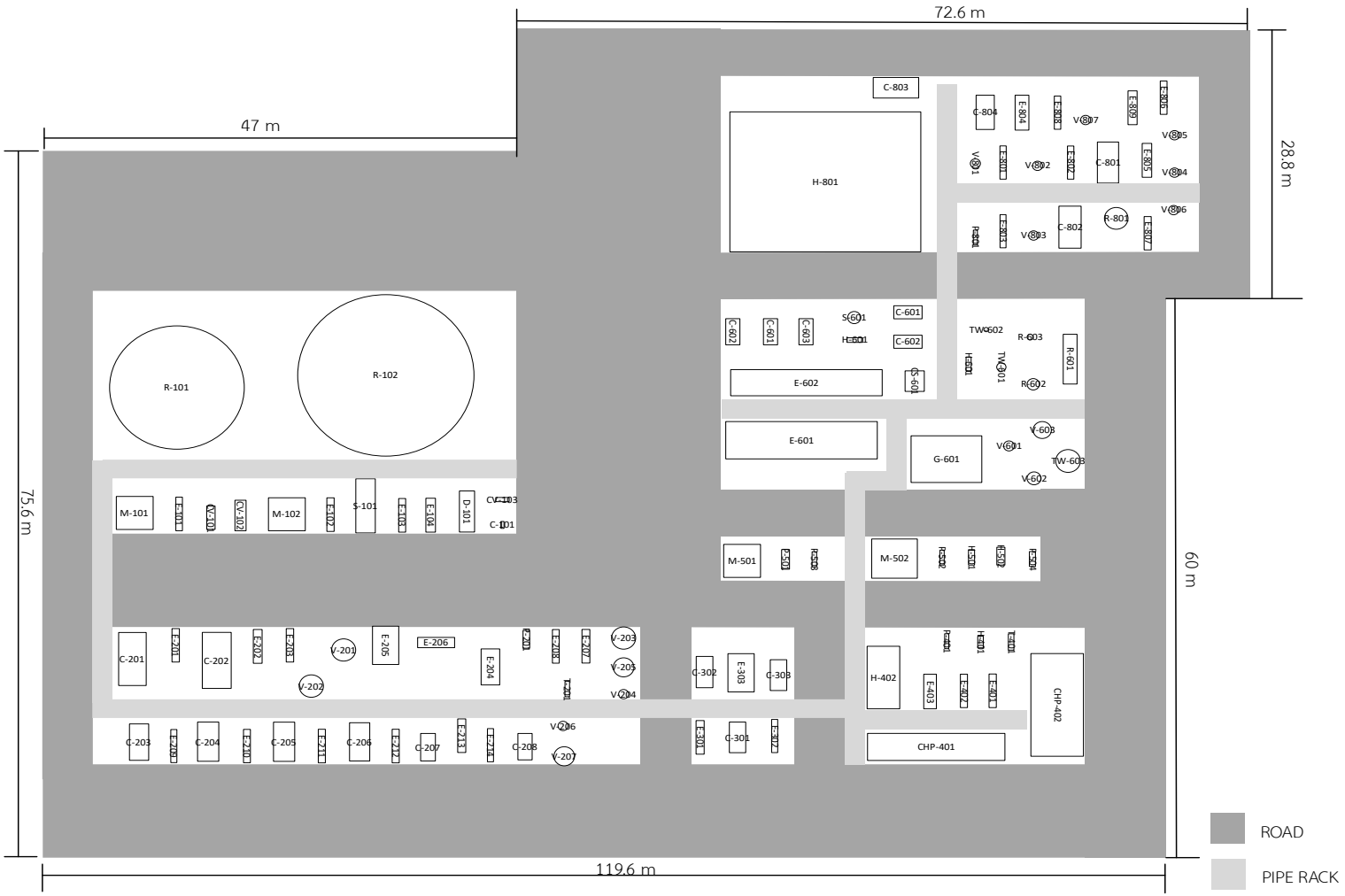


รูปที่ 11 Process Flow Diagram of Methanol process (Area 800)



รูปที่ 12 Preliminary Plot plan : Base case

รูปที่ 13 Preliminary Plot plan : Diesel Co-production case



รูปที่ 14 Preliminary Plot plan : Methanol Co-production case

บทที่ 3 คำอธิบายกระบวนการและแนวคิดกระบวนการการออกแบบ

3.1 คำอธิบายกระบวนการ (Process description)

แนวคิดหลักของโครงการนี้ คือ การใช้ทรัพยากรอย่างคุ้มค่า เกิดประโยชน์สูงสุด โดยมีการใช้ทรัพยากร ของเหลือ และส่วนเกิน ตามแนวทางระบบเศรษฐกิจหมุนเวียน ซึ่งมุ่งเน้นการดำเนินการแบบวงปิด โดยการนำขยะชุมชนและของเหลือทิ้งทางการเกษตรที่อยู่บริเวณเมือง คือ กากมันสำปะหลัง มาใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุด ลดการใช้ทรัพยากรใหม่ สร้างผลิตภัณฑ์ที่ใช้ได้ภายในรงงานและเมือง รวมถึงคำนึงถึงผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมอีกด้วย ในโครงการนี้ ขยะชุมชนปริมาณ 600 ตันต่อวัน และ กากมันสำปะหลัง 800 ตันต่อวัน (แสดงดังตารางที่ ผผผ) ถูกใช้เป็นวัตถุดิบหลักสำหรับโครงการ ทั้งนี้ องค์ประกอบหลักของขยะชุมชนแสดงในตารางที่ xxx และกากมันสำปะหลังแสดงในตารางที่ Appendix xxx

ตารางที่ 1 ปริมาณของขยะอาหารและมันสำปะหลัง

ขยะ	ปริมาณ (tons/d)
ขยะชุมชน	600
กากมันสำปะหลัง	800

ตารางที่ 2 องค์ประกอบของขยะชุมชน

Percent of fresh municipal waste		
List of items	Wet basis	% humidity
Food & vegetable wastes	53.49	88.3
Plastic	20.12	
Paper	8.95	12.0
Glass	5.02	
Metal	1.80	
Others such as bone /seashell / hazard waste /battery, etc.	10.62	
Total	100	

MSW was produced 0.57 kg per person per day

กระบวนการที่พัฒนาขึ้นในโครงการนี้ ได้คำนึงถึงผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ ความเป็นไปได้ทางวิศวกรรมศาสตร์ ความปลอดภัยในการทำงาน และผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมตามที่กฎหมายกำหนด นอกจากนี้แล้ว โครงการที่พัฒนาขึ้นยังให้ความสำคัญต่อการปล่อยแก๊สเรียนกระจกในเชิงปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลที่ปล่อยสู่บรรยากาศ เพื่อช่วยลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมจากภาวะโลกร้อนและการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศ จากกรอบความคิดที่ได้กล่าวข้างต้น โครงการนี้ จึงได้สร้างกรณีศึกษา 3 กรณี ได้แก่ กรณีพื้นฐาน กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย และกรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย ดังอธิบายในส่วนที่ 2.1 จากรูปที่ 3 - 5 ระบบมีการแบ่งหน่วยปฏิบัติการเป็นเป็น 8 ส่วนตามวัตถุประสงค์ของพื้นที่ใช้สอย โดยกรณีศึกษา 1 ขยะชุมชนและกากมันสำปะหลังจะนำไปผ่านกระบวนการหมักและแปรรูปของเสียให้เป็นปุ๋ยหมัก (A100: Anaerobic Digestion Area) ส่วนแก๊สชีวภาพที่ได้จากกระบวนการหมักจะนำไปผ่าน

กระบวนการ 2 แบบ แบบแรก คือหากเป็นกรณีพื้นฐานจะนำไปผ่านกระบวนการกำจัดแก๊สกรดผ่านการฟอกด้วยน้ำ (A200: Water Scrubbing Area) ผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมี 2 ส่วน คือ แก๊สชีวมวลที่มีความบริสุทธิ์ของมีเทนสูง และ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีสัดส่วนโดยโมลร้อยละ 99.8 ซึ่งแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นี้ส่วนหนึ่งจะถูกอัดและนำไปจำหน่ายแก๊สสำหรับกระบวนการ Enhancing Oil Recovery (EOR) แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ส่วนที่เหลือจะใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิตปุ๋ยยูเรีย (A600: Urea Fertilizer Production Area) ทั้งนี้ แก๊สมีเทนชีวภาพความบริสุทธิ์สูงจะถูกแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนที่จะผ่านกระบวนการอัดความดันเพื่อเป็นแก๊สเชื้อเพลิงแก่ยานพาหนะ (A300: Compressed Biogas for Automobiles Area) และ ส่วนที่จะนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในกระบวนการผลิตพลังงานร่วม (A400: Combine Heat and Power (CHP) Area) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าและไอน้ำร้อนเพื่อใช้ในโรงงานและจำหน่าย โดยไอน้ำที่ผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในโรงงานเสร็จแล้วจะนำไปผ่านกระบวนการบริหารจัดการน้ำ (A500: Process Water Management Area) เพื่อนำน้ำวนกลับมาใช้ใหม่ในการผลิตไอน้ำ ส่วนกรณีศึกษาที่ 2 ถึง 3 จะมีรูปแบบเหมือนกับกรณีศึกษาพื้นฐาน แต่จะมีส่วนเพิ่มคือ แก๊สที่ได้จากกระบวนการหมักบางส่วน (6382 kg/h) จะถูกส่งไปยังกระบวนการผลิตเมทานอล (กรณีที่ 2 A800: Methanol Production Area) และกระบวนการผลิตน้ำมันดีเซล (กรณีที่ 3 A700: Diesel Production Area)

3.2 กระบวนการและแนวคิดในหน่วยปฏิบัติการ

3.2.1 A100: Anaerobic Digestion Area

แผนภาพของส่วน A100 แสดงในรูปที่ 6 โดยกระบวนการจะเริ่มจากการนำขยะจากชุมชนปริมาณ 13,512 kg/h ผสมกับน้ำ 20,712 kg/h ภายในถังผสม M-101 ที่ภาวะ 30 °C และ1 bar จากนั้น นำไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับไอน้ำอิ่มตัว (ปริมาณ 472.5 kg/h ที่ภาวะ 101.35 °C และ 1.01 bar) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิเป็น 37 °C ก่อนจะส่งเข้าสู่ Anaerobic digestor (R-101) เช่นเดียวกันกับกากมันสำปะหลังที่มีการป้อนเข้าสู่ระบบและผสมกับน้ำ 20,712 kg/h ภายในถังผสม M-102 ที่ภาวะ 30 °C และ 1.01 bar หลังจากนั้นนำไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับไอน้ำอิ่มตัว (ปริมาณ 1,000 kg/h ที่ภาวะ 101.35 °C และ 1.01 bar) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิเป็น 37 °C ก่อนจะส่งเข้าสู่ Anaerobic digestor (R-102) ซึ่งกระบวนการหมักในถัง Digestor ทั้งสองจะดำเนินการขนานกัน ที่ภาวะ 37 °C และ 1.01 bar เพื่อให้เกิดสภาวะ Mesophilic (สภาวะที่เหมาะสมกับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์อยู่ในช่วงอุณหภูมิ 30 ถึง 45 °C) ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการหมักจะมีสองส่วนคือ แก๊สชีวภาพ (Biogas) และ กากของแข็ง (Digestate) โดยแก๊สชีวภาพที่ได้จากขยะชุมชนและกากมันสำปะหลังจะนำมาผสมกัน เพื่อส่งไปยังกระบวนการกำจัดแก๊สกรดด้วยกระบวนการ ฟอกแก๊สด้วยน้ำ (water scrubbing) ต่อไป ในกรณีศึกษาที่ 1 นั้น แก๊สชีวภาพทั้งหมดจะถูกส่งไปกระบวนการ ฟอกแก๊สด้วยน้ำเพื่อให้ได้แก๊สมีเทนชีวภาพบริสุทธิ์สูง แต่ในกรณีศึกษาที่ 2 และ 3 แก๊สชีวภาพจะถูกแบ่งออกไป 6,382 kg/h (คิดเป็นร้อยละ 20.21) เพื่อนำไปผลิตเป็นน้ำมันดีเซลและเมทานอลตามลำดับ สำหรับกากของแข็งจากถังหมักทั้งสองจะนำมารวมกันและกรองด้วยเครื่องกรอง F-101 และ Preheat ด้วยน้ำร้อนที่ภาวะ 157 °C และ 24 bar และ ไอน้ำอิ่มตัวที่ 101.355 °C และ1.01 bar จากนั้น จะถูกทำให้แห้งด้วย Dryer ที่ 100 °C

เพื่อไล่ความชื้นออก แล้วจึงลำเลียงโดยสกรูสายพาน และบรรจุลงถุงเพื่อขายเป็นปุ๋ย Fertilizer ต่อไป ส่วนน้ำที่เหลือทิ้งจากการกรองจะสามารถนำกลับมาใช้ได้ร้อยละ 60 สามารถทดแทนการใช้ Make up water ลงได้

3.2.2 A200: Water Scrubbing Area

ผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สชีวภาพจาก A100 จะถูกอัดด้วยคอมเพรสเซอร์ (C-201) ที่หน่วยบำบัดแก๊สจนมีความดันเป็น 3.16 bar จากนั้นจะลดอุณหภูมิด้วยน้ำประปาจนอุณหภูมิลดลงจาก 147 °C เป็น 70 °C จากนั้นจะส่งไปอัดความดันเพิ่มด้วยคอมเพรสเซอร์ (C-202) จนมีความดันเป็น 10 bar แล้วจึงผสมกับแก๊สป้อนกลับ (Recycle Gas) และลดอุณหภูมิด้วยสายเย็นในระบบและน้ำประปาที่ E-202 และ E-203 จนอุณหภูมิลดลงเป็น 35 °C ก่อนจะส่งเข้าสู่หอดูดกลืน หรือ Packed Column Absorber (V-201) ที่ชั้นล่างสุด ขณะเดียวกันน้ำ (ที่สภาวะ 30 °C 10 bar) ที่ใช้ดูดกลืนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ จะถูกป้อนเข้าที่ด้านบนของหอดูดกลืน โดยกรณีศึกษาที่ 1 2 และ 3 จะใช้น้ำ 210,000 kg/h 168,000 kg/h และ168,000 kg/h ตามลำดับ) ผลิตภัณฑ์จากหอดูดกลืนจะมี 2 ส่วน ส่วนแรกคือ แก๊สชีวภาพที่มีความบริสุทธ์ของมีเทนร้อยละ 94 หรือเรียกว่า CNG จะถูกแบ่งและส่งไปยังกระบวนการอัดถังเป็นเชื้อเพลิงสำหรับยานพาหนะและกระบวนการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (Combine Heat and Power, CHP) ต่อไป ในส่วนที่สองคือสารละลายผสมระหว่างน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สปนเปื้อนอื่น ๆ ในปริมาณความเข้มข้นต่ำ ได้แก่ มีเทน ไฮโดรเจนซัลไฟด์ และแอมโมเนีย ซึ่งจะถูกนำไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสก่อนเข้าหอดูดกลืนที่เครื่อง E-202 และนำไปแยกแก๊สและของเหลวบางส่วนออกจากกันด้วยถังแยก V-202 ส่วนที่เป็นแก๊สที่ออกจากถังแยกจะนำกลับไปผสมกับแก๊สสาย 31 เพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ของมีเทน ของเหลวจากถังแยกจะนำไปเพิ่มอุณหภูมิด้วยไอน้ำอิ่มตัวที่ E-204 เพื่อให้ได้อุณหภูมิ 90 °C และส่งไปยังถังแยกขั้นที่สองเพื่อไล่แก๊สปนเปื้อนออกจากน้ำที่ความดัน 3.33 bar ในขั้นนี้ น้ำจะถูกนำไปปรับสภาวะและผสมกับ Make up water เพื่อนำกลับไปใช้ในการดูดกลืนที่หอ V-201 ต่อไป ส่วนของแก๊สจากถังแยก (สาย 18) เป็นแก๊สซึ่งมีคาร์บอนไดออกไซด์เป็นองค์ประกอบหลักจะถูกลดอุณหภูมิเป็น 55 °C และป้อนเข้าถังแยก ลดความดันเป็น 1 bar และ อุณหภูมิเป็น 55 °C เพื่อแยกแก๊สออกจากน้ำที่เหลืออยู่ จากนั้นส่วนแก๊สจะนำไปกำจัด H_2S ด้วยตัวดูดซับของแข็ง (Iron sponge) หลังจากกำจัด H_2S แล้วแก๊สจะถูกลดอุณหภูมิด้วยน้ำเย็นจัดจนมีอุณหภูมิเป็น 7 °C และควบแน่นน้ำออกด้วย Heat Exchanger และ ถัง Flash ตามลำดับ จากนั้นจะนำแก๊สไปกำจัด NH_3 ด้วยตัวดูดซับของแข็ง (Activated carbon) หลังจากกำจัด NH_3 แล้วเสร็จ จะได้แก๊สที่มีคาร์บอนไดออกไซด์บริสุทธ์ร้อยละ 99.8 ซึ่งจะถูกอัดด้วย Compressor 5 เครื่อง และ Intercooler 4 เครื่องจนมีความดันเป็น 1400 psig จากนั้นคาร์บอนไดออกไซด์บางส่วนจะถูกแยกไปอัดความดันและลดอุณหภูมิเป็น 141 kg/sqcm และ 100 °C เพื่อใช้ในกระบวนการ Urea Fertilizer Synthesis ส่วนที่เหลือจะถูกลดอุณหภูมิเป็น 21.11 °C แล้วนำไปขาย เพื่อใช้ในกระบวนการ Enhanced Oil Recovery (EOR) ต่อไป

3.2.3 A300: Compressed Biogas for Automobiles Area

Biogas ที่มีความบริสุทธ์ของมีเทนร้อยละ 94 จะถูกอัดจนมีความดันเป็น 250 barg ด้วย Compressor 3 เครื่อง และ Intercooler 2 เครื่อง และลดอุณหภูมิเป็น 30 °C ด้วยน้ำเย็นจัดใน Heat Exchanger ก่อนอัดลงถังและขายเป็นเชื้อเพลิงสำหรับยานพาหนะต่อไป

3.2.4 A400: Combine Heat and Power (CHP) Area.

ในกระบวนการนี้จะมีสองส่วน คือ Gas Turbine และ Heat Recovery Steam Generator ในส่วนของ Gas Turbine แก๊สชีวภาพที่มีความบริสุทธ์ของมีเทนร้อยละ 94 จะถูกเพิ่มอุณหภูมิเป็น 45 °C ด้วย Furnace ที่ใช้ woodchip เป็นเชื้อเพลิงจากนั้นลดความดันจาก 10 bar ไปยัง 8 bar ก่อนเข้าเครื่องผสม ในขณะเดียวกันน้ำประปา 30 °C 1 bar ถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วยไอน้ำอิ่มตัว ไอน้ำแบบความดันปานกลาง และไอน้ำความดันสูง จากนั้น ทำให้เดือดเป็นไอน้ำด้วย Furnace ที่ใช้ woodchip เป็นเชื้อเพลิง และอากาศถูกอัดจนมีความดัน 8 bar ในส่วนของ ไอน้ำ เชื้อเพลิง และอากาศที่ป้อนเข้า Gas turbine เพื่อเกิดปฏิกิริยาเผาไหม้นั้น Flue gas ที่ได้จากปฏิกิริยาเผาไหม้จะนำไปลดความดันเป็น 1.1 bar ด้วย Turbine เพื่อปั่นกระแสไฟฟ้า จากนั้น Flue gas ที่ถูกลดความดันแล้วจะถูกป้อนเข้า Heat Recovery Steam Generator เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าและไอน้ำ และนำไอน้ำที่ผลิตได้ไปใช้ในกระบวนการอื่น โดยที่ Heat Recovery Steam Generator จะนำน้ำที่ได้จาก Reuse water unit นำมาผลิตเป็นไอน้ำ ซึ่งไอน้ำที่ผลิตได้จะถูกส่งใช้กระบวนการอื่น ๆ ต่อไป ส่วนไอน้ำอิ่มตัวที่เหลือจะถูกส่งไปขายโรงงานอุตสาหกรรมข้างเคียง สำหรับน้ำร้อนอิ่มตัวจะถูกส่งไปยัง Reuse Water Unit ต่อไป

3.2.5 A500: Process Water Management Area

น้ำร้อนที่มาจากการควบแน่นของไอน้ำอิ่มตัว (101.355 °C 1.01 bar) ที่ถูกนำไปแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการทั้งหมดจะถูกผสมกับน้ำ Make up water (30 °C 1 bar) จากนั้นอัดความดันด้วย Pump จาก 1 bar เป็น 76.5 bar ส่วนน้ำร้อนที่ได้มาการการแลกเปลี่ยนความร้อนของไอน้ำที่ความดันปานกลางจะถูกอัดความดันด้วย Pump จาก 5 bar เป็น 76.5 bar ส่วนน้ำร้อนที่ได้มาการการแลกเปลี่ยนความร้อนของไอน้ำที่ความดันสูง จะถูกอัดความดันด้วย Pump จาก 24 bar เป็น 76.5 bar จากนั้นนำน้ำทั้งสามส่วนมาผสมกันและปรับอุณหภูมิเป็น 73.16 °C แล้วนำกลับไปป้อนเข้า Heat Recovery Steam Generator ในส่วนที่ 1 นอกจากนี้ น้ำ Makeup water (30 °C 1 bar) จะถูกอัดความดันด้วย Pump จนมีความดันเป็น 6.9 bar และเพิ่มอุณหภูมิเป็น 70.88 °C แล้วนำกลับไปป้อนเข้า Heat Recovery Steam Generator .ในส่วนที่ 2

3.2.6 A600: Urea Fertilizer Production Area

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการ Water Scrubbing จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ทำปฏิกิริยากกับแอมโมเนียผลผลิตที่ได้คือสารละลายยูเรียจากนั้นจะนำสารละลายยูเรียที่ได้นำเข้าเครื่องอบแห้งและเครื่อง Granulator เพื่อให้ได้เม็ดปุ๋ยยูเรีย จากนั้นก็จะป้อนเข้าสู่ Screen Crusher โดยปุ๋ยที่ได้ขนาดพอดีจะถูกส่งไปยังเครื่องทำความเย็นแล้วออกมาเป็นผลิตภัณฑ์ปุ๋ยยูเรียต่อไป ส่วนขนาดที่เล็กหรือใหญ่ไปจะถูกส่งไปยัง Crusher เพื่อบดและย้อนกลับสู่เครื่อง Granulator ต่อไป

สำหรับกรณีที่ 1 คือ กรณีพื้นฐานจะมี 6 unit ตามดังที่กล่าวมาข้างต้น ในกรณีศึกษาที่ 2 และ 3 ที่มีการผลิตเมทอนอลและน้ำมันดีเซลร่วมด้วย จะมี Unit ที่ 7 เพิ่มขึ้นมา คือ

3.2.7 A800: Methanol Production Area (กรณีศึกษาที่ 2 กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย)

แก๊สชีวภาพส่วนหนึ่งจาก Anaerobic Digestion Unit นำไปกำจัด H_2S ด้วย Solid Bed (Iron Sponge) หลังจากกำจัด H_2S แล้วแก๊สจะถูกลดอุณหภูมิด้วยน้ำเย็นจัดจนมีอุณหภูมิเป็น 7 °C และควบแน่นน้ำออกด้วย Heat Exchanger และ ถัง Flash ตามลำดับ จากนั้นจะนำแก๊สไปกำจัด NH_3 ด้วย Solid Bed (Activated Carbon) จากนั้น แก๊สชีวภาพที่ปราศจาก H_2S และ NH_3 จะถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วยน้ำร้อนจนแก๊สชีวภาพมีอุณหภูมิเป็น 105 °C ในขณะเดียวกันไอน้ำอิ่มตัวจาก CHP unit แลกเปลี่ยนความร้อนจนมีอุณหภูมิเป็น 125 °C ด้วยน้ำร้อนจาก ไอน้ำความดันปานกลาง แล้วผสมกับน้ำที่ Recycle ในกระบวนการแล้วไปผสมกับแก๊สชีวภาพ ดังที่กล่าวข้างต้น จากนั้นนำของผสมไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับผลิตภัณฑ์จาก Reformer และเพิ่มอุณหภูมิโดยเตาเผาจนมีอุณหภูมิเป็น 750 °C ก่อนเข้า Reformer ผลิตภัณฑ์จาก Reformer (Syngas) จะไปแลกเปลี่ยนความร้อนตามดังที่กล่าวข้างต้นแล้วลดอุณหภูมิด้วยน้ำเย็นจนเป็น 35 °C จากนั้นป้อนเข้า Flash Separator เพื่อแยกน้ำออกจาก Syngas โดยน้ำที่แยกออกมาจะถูกปั้มกลับไป Recycle ด้วย Pump ไปผสมกับไอน้ำตามที่กล่าวข้างบนไว้ ส่วน Syngas ที่ได้ ผสมกับ Recycle gas แล้วไปผ่าน Separator เพื่อแยกน้ำออก จากนั้นนำ Syngas ที่บริสุทธิ์ เพิ่มความดันเป็น 45 bar ด้วย 4 Compressor และ 3 Intercooler จากนั้นนำ Syngas ที่ถูกอัดแล้วป้อนเข้า Methanol Synthesis Reactor ผลิตภัณฑ์ที่ได้นำมาลดอุณหภูมิเป็น 35 °C แล้วป้อนเข้า Flash Separator เครื่องที่ 1 โดย Bottom product ที่เป็นของเหลวจากเครื่องที่ 1 จะผ่านวาล์วเพื่อลดความดันเป็น 1 bar จากนั้นจะป้อนเข้า Flash Separator เครื่องที่ 2 โดย Head product ที่เป็นแก๊สจะไปรวมกับแก๊สที่เป็น Head product จาก Flash Separator เครื่องที่ 1 แล้วแยกบางส่วนกลับไป Recycle รวมกับ Syngas ตามที่กล่าวข้างต้น ส่วนที่เหลือจะปล่อยออกสู่บรรยากาศ ส่วน Bottom product ที่เป็นของเหลวจากเครื่องที่ 2 จะเป็นผลิตภัณฑ์ Methanol ที่มีความบริสุทธิ์ร้อยละ 97.8 โดยปริมาตรแล้วนำบรรจุลงถังแล้วขายต่อไป

3.2.8 A700: Diesel Production Area (กรณีศึกษาที่ 3 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย)

แก๊สชีวภาพส่วนหนึ่งจาก Anaerobic Digestion Unit นำไปกำจัด H_2S ด้วย Solid Bed (Iron Sponge) หลังจากกำจัด H_2S แล้วแก๊สจะถูกลดอุณหภูมิด้วยน้ำเย็นจัดจนมีอุณหภูมิเป็น 7 °C และควบแน่นน้ำออกด้วย Heat Exchanger และ ถัง Flash ตามลำดับ จากนั้นจะนำแก๊สไปกำจัด NH_3 ด้วย Solid Bed (Activated Carbon) จากนั้น แก๊สชีวภาพที่ปราศจาก H_2S และ NH_3 จะถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วยไอน้ำอิ่มตัวจน Biogas มีอุณหภูมิเป็น 25 °C จากนั้นอัดความดันเป็น 3 bar ด้วย Compressor แล้วผสมกับอากาศที่ถูกอัดความดันเป็น 3 bar และไอน้ำ (3 bar 134 °C) ที่มาจาก Process water (30 °C 1 bar) ที่ถูกอัดความดันเป็น 3 bar และถูกให้ความร้อนด้วยน้ำร้อนจากไอน้ำความดันปานกลางแลกเปลี่ยนความร้อนไปแล้วจาก CHP unit โดย Heat Exchanger และเครื่องทำความร้อน จากนั้นนำของผสมทั้ง 3 เข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้ความร้อนจากผลิตภัณฑ์ Reformer เพื่อให้สารป้อนมีอุณหภูมิเพิ่มเป็น 600°C และลดอุณหภูมิผลิตภัณฑ์ Reformer เป็น 153 °C จากนั้นป้อนเข้า Reformer โดยผลิตภัณฑ์ Reformer (Syngas) อุณหภูมิจะลดลงตามที่กล่าวข้างต้นจากนั้นนำ Syngas ที่ได้ลดอุณหภูมิด้วยน้ำเย็นจัด เพื่อให้ Syngas มีอุณหภูมิเป็น

10 °C ด้วย Heat Exchanger จากนั้นนำ Syngas ที่เย็นผ่าน Flash Separator เพื่อแยกน้ำออกจาก Syngas และสารปนเปื้อนที่ละลายในน้ำ จากนั้นนำ Syngas ที่บริสุทธิ์ไปอัดความดันจนเป็น 20 bar ด้วย 2 Compressor และ 1 Intercooler จากนั้นจะเพิ่มอุณหภูมิด้วย Furnace ที่ใช้ Wood chip เป็นเชื้อเพลิง จนมีอุณหภูมิเป็น 230 °C จากนั้นจะป้อนเข้า Fischer Tropsch Synthesis Reactor ผลิตภัณฑ์จากเครื่อง FTS Reactor จะถูกทำให้เย็นลงถึง 38 °C ก่อนเข้าหอแยกแห่งแรก ผลิตภัณฑ์จากหอแยกหอแรกจะได้ 3 ส่วน คือ แก๊สเชื้อเพลิง สารประกอบไฮโดรคาร์บอนเหลว และน้ำ โดยแก๊สเชื้อเพลิงจะถูกนำกลับมาใช้ใหม่และส่งกลับไปที่ Reformer เพื่อให้ความร้อนในการรักษาอุณหภูมิให้คงที่ ส่วนน้ำที่แยกได้จะป้อนกลับนำไปใช้ใน Anaerobic Digestion Unit และส่วนสารประกอบไฮโดรคาร์บอนเหลวจะถูกแช่เย็นถึง 10 °C โดยใช้น้ำเย็นจัดก่อนป้อนเข้าหอแยกหอที่สอง ในหอแยกที่สองจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นน้ำมันดีเซล น้ำที่เป็น Bottom product ซึ่งนำกลับไปใช้ใน Anaerobic Digestion Unit และแก๊สเบาซึ่งจะปล่อยออกสู่บรรยากาศ น้ำมันดีเซลที่ได้จะบรรจุส่งขายต่อไป

3.3 ข้อกำหนดปัญหาและความต้องการ (Problem Definition and Requirements)

การออกแบบโรงงานอุตสาหกรรมของโครงการนี้ ดำเนินการภายใต้แนวคิดที่จะนำของเหลือทิ้งมาใช้ประโยชน์ และการนำทรัพยากรกลับมาใช้ใหม่ให้เกิดประโยชน์สูงสุด ลดการปล่อยของเสีย โดยผลลัพธ์สุดท้ายจะต้องตอบข้อกำหนดปัญหาและความต้องการที่โจทย์ให้มา ซึ่งประกอบด้วย

1. คุณภาพของแก๊สชีวภาพที่ต้องการ
2. ความต้องการไฟฟ้าที่ต้องจ่ายให้ครัวเรือน

ผลลัพธ์ที่ได้จากการออกแบบโรงงานอุตสาหกรรมทั้ง 5 กรณีศึกษาเทียบกับข้อกำหนดปัญหาและความต้องการที่โจทย์ให้มา แสดงดังตารางที่ 3 พบว่าในส่วนของปริมาณไฟฟ้าและแก๊สธรรมชาติมีมากเพียงพอต่อการใช้งานของคนในเมือง และคุณภาพของแก๊สธรรมชาติมีสารปนเปื้อนน้อย

ตารางที่ 3 เปรียบเทียบ specification ของผลิตภัณฑ์ที่กำหนดกับผลลัพธ์จากแบบจำลอง

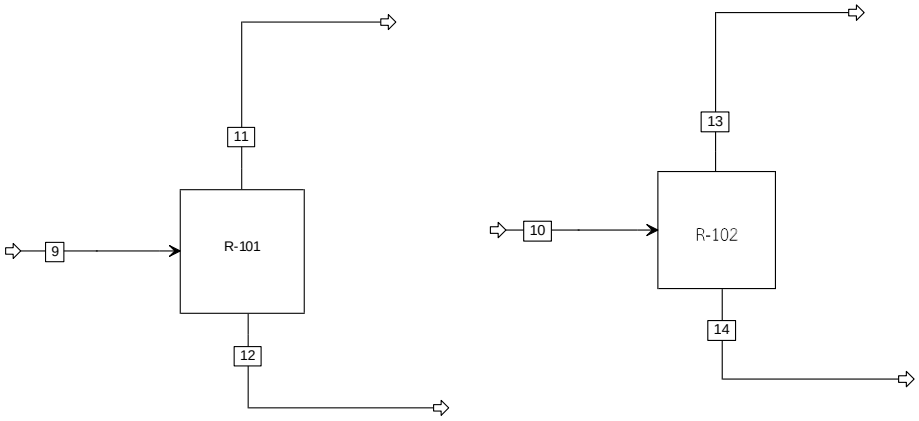
Product	Control Specification	Result from Simulation minus electricity utilities				
		Case 1	Case 2	Case 3.1	Case 3.2	Case 3.3
Electricity (MWh/month)	930	4200	4122	4704	2622	1176
CBG methane concentration (%mol)	>80	93.90	94.18	94.18	94.18	94.18
CNG supplies (ton/year)	1	35344.5	20647	20647	27900	35341.8
H2S concentration in CNG for CHP (ppm)	<1000	0.0042	0.0036	0.0036	0.0036	0.0036
H2S concentration in CNG for Automobile (ppm)	<100	0.0042	0.0036	0.0036	0.0036	0.0036

บทที่ 4 การดุลมวลและพลังงาน

ในบทนี้จะกล่าวถึงการทำสมดุลมวลและพลังงาน โดยการนำความรู้พื้นฐานเชิงวิศวกรรมเคมีมาพิสูจน์กฎการอนุรักษ์มวลและพลังงาน เพื่อใช้ตรวจสอบความถูกต้องของกระบวนการที่จำลองขึ้น

4.1 Overall mass balance

4.1.1 Anaerobic Digestion Area (A100)

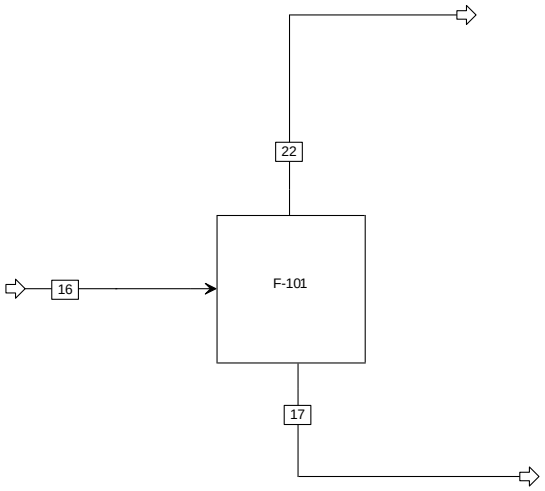


ตารางที่ 4 Material Balances ใน Anaerobic Digestor (R-101)

Component	Mass flow of inlet Stream No. 9 (kg/h)	Mass flow of outlet 1 Stream No. 11 (kg/h)	Mass flow of outlet 2 Stream No. 12 (kg/h)
Phase	Slurry Phase	Vapor phase	Slurry Phase
OFMSW	13,512.60	-	-
H_2O	27,025.10	130	35,272.20
CO_2		2,781.40	2.4
CH_4		1,178.10	0
O_2		-	-
N_2		-	-
NH_3		113	10.2
H2S		8.5	0.1
Ash		-	433.8
FC		-	608.1
Total	40,537.70	40,537.70	

ตารางที่ 5 Material Balances ใน Anaerobic Digestor (R-102)

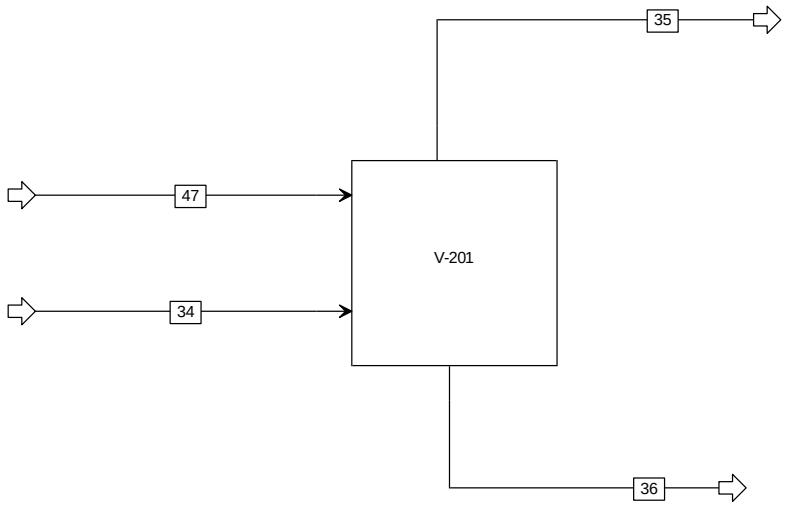
Component	Mass flow of inlet Stream No. 10 (kg/h)	Mass flow of outlet 1 Stream No. 13 (kg/h)	Mass flow of outlet 2 Stream No. 14 (kg/h)
Phase	Slurry	Liquid	Solid
Cassava	30239.5	-	-
H2O	60479	785.74	60455.16
CO2	-	19871.42	4.94
CH4	-	6446.74	0.02
NH3	-	225.85	5.78
H2S	-	28.85	0.08
Ash	-	-	435.45
FC	-	-	2458.47
Total	90718.5	90718.5	



ตารางที่ 6 Material Balances ใน Filter (F-101)

Component	Mass flow of inlet Stream No.16 (kg/h)	Mass flow of outlet 1 Stream No.17 (kg/h)	Mass flow of outlet 2 Stream No.22 (kg/h)
Phase	Slurry	Liquid	Solid Phase
H2O	95727.32	57436.39	38290.93
CO2	7.38	4.43	2.95
CH4	0.03	0.02	0.01
NH3	16.01	9.6	6.4
H2S	0.16	0.1	0.06
Ash	869.2	-	869.2
FC	3066.54	-	3066.54
Total	99686.63	99686.63	

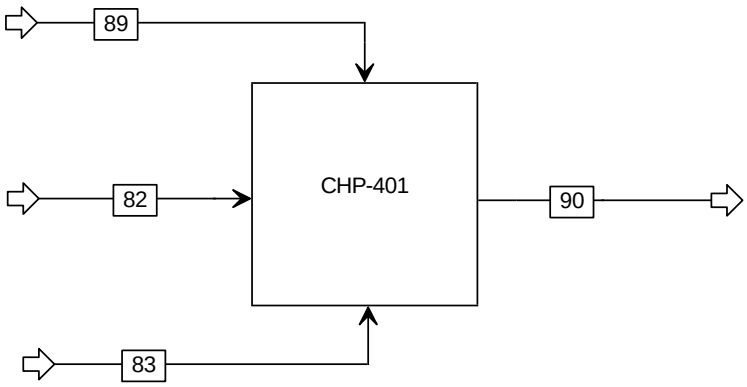
4.1.2 Water Scrubbing Area (A200)



ตารางที่ 7 Material Balances ใน Absorber (V-201)

Component	Mass flow of inlet 1 Stream no. 47 (kg/h)	Mass flow of inlet 2 Stream no. 34 (kg/h)	Mass flow of outlet Stream no. 35 (kg/h)	Mass flow of outlet 2 Stream no. 36 (kg/h)
Phase	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid
H_2O	730.9	168000	31.37	168699.53
CO_2	18086.6	-	952.09	17134.52
CH_4	6088.58	-	6071.06	17.51
NH3	270.36	-	0	270.36
H2S	29.83	-	0	29.83
Total	193206.27		193206.26	

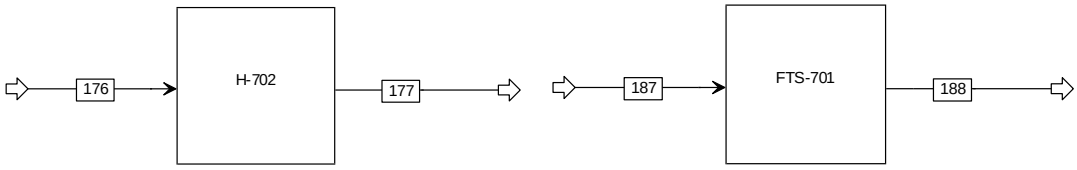
4.1.3 Combine Heat and Power Area (A300)



ตารางที่ 8 Material Balances ใน Gas Turbine (CHP-401)

Component	Mass flow of inlet 1 Stream No. 82 (kg/h)	Mass flow of inlet 2 Stream No. 83 (kg/h)	Mass flow of inlet 3 Stream No. 89 (kg/h)	Mass flow of outlet Stream No. 90 (kg/h)
Phase	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor Phase
H_2O	15.69	-	6352.71	13185.92
CO	-	-	-	0
CO_2	476.04	-	-	8803.35
CH_4	3035.53	-	-	0
NH_3	0.00000147	-	-	5.96E-12
H_2S	0.0000249	-	-	4.59E-24
N_2	-	143396.75	-	143396.14
O_2	-	43540.98	-	31430.28
SO_2	-	-	-	0
NO_2	-	-	-	2.01
Total	196817.7		196817.7	

4.1.4 Diesel Production



ตารางที่ 9 Material Balances ใน Reformer (H-702)

Component	Mass flow of inlet Stream No.176 (kg/h)	Mass flow of outlet Stream No.177 (kg/h)
Phase	Vapor	Vapor
H2	0	418.6038129
H_2O	2,813.77	2,523.07
CO	-	3,446.15
CO_2	4,579.40	3,379.14
CH_4	1,541.41	5.18
N2	2,758.42	2,758.42
O2	837.57	0.00
Total	12,530.56	12,530.56

ตารางที่ 10 Material Balances ใน Fisher Tropsch Synthesis Reactor (FTS-701)

Component	Mass flow of inlet Stream No.187 (kg/h)	Mass flow of outlet Stream No.188 (kg/h)
Phase	Vapor	Vapor
H2	418.60	44.06
H_2O	-	1,344.68
CO	3,446.15	678.72
CO_2	-	529.91
CH_4	-	309.21
PROPANE	-	23.19
ETHANE	-	42.52
PROPENE	-	23.19
N-BUTANE	-	1.93
2-MET-01	-	1.55
N-HEXANE	-	1.55
N-OCTANE	-	13.91
N-NONANE	-	36.33
N-DECANE	-	51.41
N-UND-01	-	75.37
N-DOD-01	-	89.28
N-TRI-01	-	92.76

ตารางที่ 11 Material Balances ใน Fisher Tropsch Synthesis Reactor (FTS-701) (ต่อ)

Component	Mass flow of inlet Stream No.187 (kg/h)	Mass flow of outlet Stream No.188 (kg/h)
Phase	Vapor	Vapor
N-TET-01	-	85.81
N-PEN-01	-	80.01
N-HEX-01	-	70.73
N-HEP-01	-	60.30
N-NON-01	-	41.74
N-EIC-01	-	32.47
N-OCT-01	-	51.79
N-DOC-01	-	23.96
N-TRI-02	-	9.28
N-TET-02	-	6.18
N-HEN-01	-	23.19
N-PEN-02	-	4.64
N-HEPTAN	-	15.07
Total	3,864.75	3,864.75

4.2 Overall energy balance

4.2.1 Anaerobic Digestion Area (A100)

4.2.1.1 Compressor (F-101)

ตารางที่ 12 Energy balances compressor

F-101	Pressure (bar)	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Efficiency	Indicated power (kW)	Mechanical efficiency	Net work required (kW)
Inlet	1.00	0.03	4.84	80.00%	0.46	96.00%	0.48
Outlet	1.16	0.03	21.48				

4.2.1.2 Dryer (D-101)

ตารางที่ 13 Energy balances dryer

D-101	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
Slurry	Vapor	11.73	-1.42E+04	-1.66E+05		
Air	Liquid	0.03	2.15E+01	5.97E-01		
Fertilizer	Liquid	1.09	1.40E+03		1.53E+03	
Moist Air	Liquid	10.67	-1.56E+04		-1.66E+05	
Total				-1.66E+05	-1.65E+05	-1496.09

4.2.1.3 Heat Exchanger

ตารางที่ 14 Energy balances heat exchanger

HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-101	Hot Inlet	Vapor	0.13	-1.33E+04	-1.74E+03		
	Cold Inlet	Liquid	11.26	-1.47E+04	-1.66E+05		
	Hot Outlet	Liquid	11.26	-1.47E+04		-1.66E+05	
	Cold Outlet	Liquid	0.13	-1.57E+04		-2.07E+03	
	Total				-1.74E+03	-1.68E+05	165972.97
E-102	Hot Inlet	Vapor	0.28	-1.33E+04	-3.69E+03		
	Cold Inlet	Liquid	25.20	-1.30E+04	-3.29E+05		
	Hot Outlet	Liquid	0.28	-1.57E+04		-4.37E+03	
	Cold Outlet	Liquid	25.20	-1.30E+04		-3.28E+05	
	Total				-3.69E+03	-4.37E+03	682.79
E-103	Hot Inlet	Liquid	1.08	-1.53E+04	-1.65E+04		
	Cold Inlet	Liquid	11.73	-1.44E+04	-1.68E+05		
	Hot Outlet	Liquid	1.08	-1.57E+04		-1.70E+04	
	Cold Outlet	Liquid	11.73	-1.43E+04		-1.68E+05	
	Total				-1.85E+05	-1.85E+05	0.00
E-104	Hot Inlet	Vapor	0.83	-1.33E+04	-1.11E+04		
	Cold Inlet	Liquid	11.73	-1.43E+04	-1.68E+05		
	Hot Outlet	Liquid	0.83	-1.56E+04		-1.30E+04	
	Cold Outlet	Liquid	11.73	-1.42E+04		-1.66E+05	
	Total				-1.79E+05	-1.79E+05	0.00

4.2.2 Water Scrubbing Unit

4.2.2.1 Compressor

ตารางที่ 15 Energy balances compressor

Compressor		Pressure (bar)	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Efficiency	Indicated power (kW)	Mechanical efficiency	Net work required (kW)
C-201	Inlet	1.00	7.00	-7943.63	0.80	1,017.41	0.96	1,059.81
	Outlet	3.16	7.00	-7798.22				
C-202	Inlet	3.16	7.00	-7902.91	0.80	1,116.85	0.96	1,163.39
	Outlet	10.00	7.00	-7743.28				
C-203	Inlet	1.00	4.73	-8954.36	0.80	387.38	0.96	403.52
	Outlet	3.00	4.73	-8872.48				
C-204	Inlet	3.00	4.73	-8882.85	0.80	496.05	0.96	516.72
	Outlet	9.00	4.73	-8778.00				
C-205	Inlet	9.00	4.73	-8886.77	0.80	489.37	0.96	509.76
	Outlet	27.00	4.73	-8783.33				
Compressor		Pressure (bar)	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Efficiency	Indicated power (kW)	Mechanical efficiency	Net work required (kW)
C-206	Inlet	27.00	4.73	-8901.07	0.80	467.23	0.96	486.70
	Outlet	81.00	4.73	-8802.31				
C-207	Inlet	81.00	4.73	-8927.55	0.80	64.95	0.96	67.65
	Outlet	97.54	4.73	-8913.82				
C-208	Inlet	97.54	0.83	-8913.82	0.80	23.55	0.96	24.53
	Outlet	138.27	0.83	-8885.58				

4.2.2.2 Heat Exchanger

ตารางที่ 16 Energy balances heat exchanger

HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-201	Inlet	Vapor	7	-7798.22	-54560.53		
	Outlet	Vapor	7	-7902.91		-55293.03	
	Total				-54560.53	-55293.03	-732.5
E-202	Hot Inlet	Vapor	7	-7743.31	-54216.68		
	Cold Inlet	Liquid	51.71	-15184.75	-785185.51		
	Hot Outlet	Vapor	7	-7911.05		-55391.13	
	Cold Outlet	Liquid	51.71	-15162.04		-784011.1	
	Total				-839402.19	-784011.1	-55391.08
E-203	Inlet	Vapor	7	-7911.05	-55391.13		
	Outlet	Vapor	7	-8020.77		-56159.39	
	Total				-55391.13	-56159.39	-768.26
E-204	Cold Inlet	Liquid	51.7	-15162.78	-783970.59		
	Hot Inlet	Vapor	2.14	-13283.69	-28412.34		
	Hot Outlet	Liquid	2.14	-15691.8		-33563.01	
	Cold Outlet	Vapor	4.86	-8949.64		-43453.94	
	Cold Outlet	Liquid	46.85	-15696.77		-735365.98	
	Total				-812382.93	-735365.98	-77016.95
E-205	Inlet	Liquid	46.49	-15726.77	-731061.93		
	Outlet	Liquid	46.49	-15953.94		-741622.06	
	Total				-731061.93	-741622.06	-10560.13
E-206	Inlet	Vapor	46.49	-15953.94	-741622.06		
	Outlet	Vapor	46.49	-16002.06		-743858.73	
	Total				-741622.06	-743858.73	-2236.67
E-207	Inlet	Liquid	5.22	-9153.64	-47767.59		
	Outlet	Liquid	5.22	-9346.39		-48773.49	
	Total				-47767.59	-48773.49	-1005.9
E-208	Inlet	Vapor	4.91	-8956.75	-43982.81		
	Outlet	Vapor	4.81	-8888.05		-42720.34	
	Outlet	Liquid	0.1	-16115.43		-1677.35	
	Total				-43982.81	-44397.69	-414.88
HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-209	Inlet	Vapor	4.73	-8872.48	-41975.74		
	Outlet	Vapor	4.73	-8882.85		-42024.8	
	Total				-41975.74	-42024.8	-49.06

ตารางที่ 16 Energy balances heat exchanger (ต่อ)

HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-210	Inlet	Vapor	4.73	-8778.00	-41528.75		

	Outlet	Vapor	4.73	-8886.77		-42043.33	
	Total				-41528.75	-42043.33	-514.59
E-211	Inlet	Vapor	4.73	-8783.33	-41553.96		
	Outlet	Vapor	4.73	-8901.07		-42110.99	
	Total				-41553.96	-42110.99	-557.02
E-212	Inlet	Vapor	4.73	-8802.31	-41643.76		
	Outlet	Vapor	4.73	-8927.55		-42236.26	
	Total				-41643.76	-42236.26	-592.50
E-213	Inlet	Vapor	3.90	-8913.82	-34737.74		
	Outlet	Vapor	3.90	-9193.25		-35826.67	
	Total				-34737.74	-35826.67	-1088.93
E-214	Inlet	Vapor	0.83	-8885.58	-7410.02		
	Outlet	Vapor	0.83	-8973.90		-7483.67	
	Total				-7410.02	-7483.67	-73.65

4.2.2.3 Liquid Turbine (LT-201)

ตารางที่ 17 Energy balances liquid turbine

LT-201	Pressure (Pa)	Volume flow (m3/s)	Fluid work (kW)	Efficiency	Net work required (kW)
Inlet	3.33E+05	5.15E-02	-12.00	75.00%	-16.00
Outlet	1.00E+05	5.15E-02			

4.2.2.4 Pump (P-201)

ตารางที่ 18 Energy balances pump

P-201	Pressure (Pa)	Volume flow (m3/s)	Fluid work (kW)	Efficiency	Net work required (kW)
Inlet	1.00E+05	4.72E-02	42.46	75.00%	56.62
Outlet	1.00E+06	4.72E-02			

4.2.3 Compressed Biogas Unit

4.2.3.1 Compressor

ตารางที่ 19 Energy balances compressor

Compressor		Pressure (bar)	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Efficiency	Indicated power (kW)	Mechanical efficiency	Net work required (kW)
C-301	Inlet	10.00	0.98	-5252.88	0.80	243.93	0.96	254.097
	Outlet	30.00	0.98	-5003.92				
C-302	Inlet	30.00	0.98	-5170.46	0.80	277.22	0.96	288.77
	Outlet	90.00	0.98	-4887.53				
C-303	Inlet	90.00	0.98	-5212.48	0.80	257.01	0.96	267.72
	Outlet	251.01	0.98	-4950.17				

4.2.3.2 Heat Exchanger

ตารางที่ 20 Energy balances heat Exchanger

HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-301	Inlet	Vapor	0.98	-5003.92	-4902.81		
	Outlet	Vapor	0.98	-5170.46		-5065.99	
	Total				-4902.81	-5065.99	-163.17
E-302	Inlet	Vapor	0.98	-4887.53	-4788.77		
	Outlet	Vapor	0.98	-5212.48		-5107.16	
	Total				-4788.77	-5107.16	-318.39
E-303	Inlet	Vapor	0.98	-4950.17	-4850.15		
	Outlet	Vapor	0.98	-5450.69		-5340.56	
	Total				-4850.15	-5340.56	-490.41

4.2.4 Combine Heat and Power Area

4.2.4.1 Heat Exchanger

ตารางที่ 21 Energy balances heat Exchanger

HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-401	Hot Inlet	Vapor	0.24	-13283.69	-3185.87		
	Cold Inlet	Liquid	1.76	-15938.63	-28126.00		
	Hot Outlet	Liquid	0.24	-15616.24		-3745.29	
	Cold Outlet	Liquid	1.76	-15621.62		-27566.57	
	Total				-31311.86	-31311.86	0.00
HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-402	Hot Inlet	Vapor	0.24	-13049.97	-3176.26		
	Cold Inlet	Liquid	1.76	-15621.62	-27566.57		
	Hot Outlet	Vapor	0.05	-13199.27		-686.58	
	Hot Outlet	Liquid	0.19	-15377.41		-2942.86	
	Cold Outlet	Liquid	1.76	-15364.80		-27113.39	
	Total				-30742.83	-30742.83	0.00
E-403	Hot Inlet	Vapor	0.24	-13049.97	-3176.26		
	Cold Inlet	Liquid	1.76	-15621.62	-27566.57		
	Hot Outlet	Vapor	0.05	-13199.27		-686.58	
	Hot Outlet	Liquid	0.19	-15377.41		-2942.86	
	Cold Outlet	Liquid	1.76	-15364.80		-27113.39	
	Total				-30742.83	-30742.83	0.00
E-404	Hot Inlet	Vapor	1.08	-12835.37	-13831.66		
	Cold Inlet	Liquid	1.76	-15364.80	-27113.39		
	Hot Outlet	Vapor	1.08	-15315.96		-16504.80	
	Cold Outlet	Vapor	1.20	-13172.82		-15806.82	
	Cold Outlet	Liquid	0.56	-15288.92		-8633.43	
	Total				-40945.06	-40945.06	0.00

4.2.4.2 Gas turbine

ตารางที่ 22 Energy balances gas turbine

CHP-401		Pressure (bar)	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Efficiency	Indicated power (kW)	Mechanical efficiency	Net work required (kW)
Compressor	Inlet	1.00	51.93	4.78	0.80	14169.91	0.95	14915.69
	Outlet	8.00	51.93	277.66				
Turbine	Inlet	8.00	54.67	-253.52	0.80	-24514.58	0.95	-23288.85
	Outlet	1.10	54.67	-701.91				
Total Work Produce								-8373.16

4.2.4.3 Heat Recovery Steam Generator (CHP-402)

ตารางที่ 23 Energy balances heat Recovery Steam Generator

HSRG		Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Work Produce
Inlet	Hot Flue Gas	Vapor	54.67	-701.91	-38374.65		
	Water 1	Liquid	7.18	-15738.14	-113073.38		
	Water 14	Liquid	1.62	-15754.60	-25563.35		
Outlet	Saturated Steam	Vapor	7.29	-13283.69		-96874.04	
	Medium Pressure Steam	Vapor	0.24	-13049.98		-3176.26	
	High Pressure Steam	Vapor	1.08	-12835.37		-13831.66	
	Cold Flue Gas	Vapor	54.67	-1197.79		-65485.26	
	Saturated Liquid	Liquid	0.19	-15616.24		-3014.49	
Total					-177011.39	-182381.72	-5370.34
Efficiency of Steam Turbine		0.95	Total work produce				-5101.82

4.2.4.4 Heater

ตารางที่ 24 Energy balances heater

Heater	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
H-401	Inlet	Liquid	0.98	-5252.88	-5146.75	_	_
	Outlet	Liquid	0.98	-5232.84	_	-5127.11	_
	Total				-5146.75	-5127.11	19.64
H-402	Inlet	Liquid	1.76	-13849.97	-24440.26	_	_
	Outlet	Liquid	1.76	-13172.82	_	-23245.33	_
	Total				-24440.26	-23245.33	1194.93

4.2.4.5 Pump

ตารางที่ 25 Energy balances pump

P-401	Pressure (Pa)	Volume flow (m3/s)	Fluid work (kW)	Efficiency	Net work required (kW)
Inlet	0	0	0	75%	0
Outlet	0	0			

4.2.4.6 Turbine (T-401)

ตารางที่ 26 Energy balances turbine

T-401	Pressure (bar)	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Efficiency	Indicated power (kW)	Mechanical efficiency	Net work Produce (kW)
Inlet	10	0.98	-5232.84	0.8	-25.23	0.95	-23.96
Outlet	8	0.98	-5258.58				

4.2.5 Process Water Management Unit

4.2.5.1 Heat Exchanger (E-501)

ตารางที่ 27 Energy balances heat exchanger

E-501	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
Inlet	Liquid	7.18	-15777.07	-113353.06		
Outlet	Liquid	7.18	-15795.10		-113482.62	
Total				-113353.06	-113482.62	-129.56

4.2.5.2 Heater (H-501)

ตารางที่ 28 Energy balances heater

H-501	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
Inlet	Liquid	1.62	-16009.40	-25976.79		
Outlet	Liquid	1.62	-15812.83		-25657.84	
Total				-25976.79	-25657.84	318.95

4.2.5.3 Pump

ตารางที่ 29 Energy balances pump

Pump		**Pressure (Pa)**	**Volume flow (m3/s)**	**Fluid work (kW)**	**Efficiency**	**Net work required (kW)**
P-501	Inlet	100000	0.00642	48.44	80%	60.54
	Outlet	7650000	0.00641			
P-502	Inlet	500000	0.000289	2.06	80%	2.58
	Outlet	7650000	0.000259			
P-503	Inlet	2400000	0.00131	6.9	80%	8.63
	Outlet	7650000	0.00119			
P-504	Inlet	100000	0.0017	1	80%	1.25
	Outlet	690000	0.0017			

4.2.6 Diesel Unit

4.2.6.1 Compressor

ตารางที่ 30 Energy balances compressor

Compressor		Pressure (bar)	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Efficiency	Indicated power (kW)	Mechanical efficiency	Net work required (kW)
C-701	Inlet	1.00	1.70	-7860.37	0.80	213.51	0.96	222.410
	Outlet	3.00	1.70	-7734.79				
C-702	Inlet	1.00	1.00	4.84	0.80	140.73	0.96	146.598
	Outlet	3.00	1.00	145.73				
C-703	Inlet	3.00	1.07	-3555.97	0.80	327.46	0.96	341.100
	Outlet	8.00	1.07	-3250.94				
C-704	Inlet	8.00	1.07	-3407.02	0.80	368.16	0.96	383.498
	Outlet	20.00	1.07	-3064.09				

4.2.6.2 Heat Exchanger

ตารางที่ 31 Energy balances heat exchanger

HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-701	Inlet	Vapor	1.77	-7949.23	-14075.53		
	Outlet	Vapor	1.73	-7848.14		-13549	
	Outlet	Liquid	0.04	-16117.75		-713.71	
	Total				-14075.53	-14262.72	-187.19
E-702	Hot Inlet	Vapor	0.01	-13283.69	-195.57		
	Cold Inlet	Vapor	1.7	-7881.71	-13400.69		
	Hot Outlet	Liquid	0.01	-15748.41		-231.85	
	Cold Outlet	Vapor	1.7	-7860.37		-13364.41	
	Total				-13596.26	-13596.26	0
E-703	Hot Inlet	Vapor	0.05	-13199.27	-686.58		
	Hot Inlet	Liquid	0.19	-15377.41	-2942.86		
	Cold Inlet	Liquid	0.78	-16009.8764	-12513.34		
	Hot Outlet	Liquid	0.24	-15918.12		-3874.35	
	Cold Outlet	Liquid	0.78	-15696.54		-12268.44	
	Total				-16142.78	-16142.78	0
E-704	Hot Inlet	Vapor	3.48	-4746.67	-16521.8		
	Cold Inlet	Vapor	2.88	-5433.17	-15656.7		
	Cold Inlet	Liquid	0.6	-15804.96	-9467.56		
	Hot Outlet	Vapor	3.48	-5993.59		-20861.96	
	Cold Outlet	Vapor	3.48	-5971.22		-20784.09	
	Total				-41646.06	-41646.06	0
E-705	Inlet	Vapor	3.48	-5993.59	-20861.96		
	Outlet	Vapor	2.79	-4428.06		-12341.9	
	Outlet	Liquid	0.69	-16105.96		-11169.59	
	Total				-20861.96	-23511.49	-2649.52
E-706	Inlet	Vapor	1.07	-3250.94	-3490.03		
	Outlet	Vapor	1.07	-3407.02		-3657.59	
	Total				-3490.03	-3657.59	-167.56

ตารางที่ 31 Energy balances heat exchanger

HX	Stream	Phase	Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
E-707	Inlet	Vapor	1.02	-7293.72	-7461.55		
	Inlet	Liquid	0.05	-1705.52	-86.19		
	Outlet	Vapor	0.7	-4172.52		-2925.95	
	Outlet	Liquid	0.37	-15966.6		-5944.36	
	Total				-7461.55	-2925.95	4535.59
E-708	Inlet	Liquid	0.25	-2144.05	-528.41		
	Outlet	Liquid	0.25	-2202.27		-542.76	
	Total				-528.41	-542.76	-14.35
E-709	Hot Inlet	Vapor	0	-13283.69	-55.35		
	Cold Inlet	Liquid	0.24	-2097.72	-506.63		
	Hot Outlet	Liquid	0	-15683.76		-65.35	
	Cold Outlet	Liquid	0.24	-2056.31		-496.63	
	Total				-561.98	-561.98	0

4.2.6.3 Heater

ตารางที่ 32 Energy balances heater

Heater	Stream	Phase	Phase Mass flow (kg/s)	Mass Enthalpy (kJ/kg)	Energy in (kW)	Energy out (kW)	Heat input (kW)
H-701	Inlet	Liquid	0.78	-15696.54	-12268.44		
	Outlet	Liquid	0.78	-15505.25		-12118.93	
	Total				-12268.44	-12118.93	149.51
H-702	Inlet	Vapor	3.48	-5971.22	-20784.09		
	Outlet	Vapor	3.48	-4746.67		-16521.80	
	Total				-20784.09	-16521.80	4262.29
H-703	Inlet	Vapor	1.07	-3064.09	-3289.43		
	Outlet	Vapor	1.07	-3003.82		-3224.73	
	Total				-3289.43	-3224.73	64.70

4.2.6.4. Pump

ตารางที่ 33 Energy balances pump

P-701	Pressure (Pa)	Volume flow (m3/s)	Fluid work (kW)	Efficiency	Net work required (kW)
Inlet	100000	0.000817	0.16	75%	0.22
Outlet	300000	0.000817			

บทที่ 5 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

5.1 สมมติฐานทางเศรษฐศาสตร์

สมมติฐานพื้นฐาน (Base Assumptions)

วิธีการคิดค่าเสื่อมราคาที่แตกต่างกันมีผลกระทบต่อกระแสเงินสดหลังหักภาษี ดังนั้น ในโครงการนี้จึงเลือกใช้ค่าเสื่อมราคาด้วยกระแสเงินสูงสุดในช่วงปีแรก ๆ เนื่องจากมูลค่าเงินในปัจจุบันมีค่ามากกว่าเงินในอนาคต โดยวิธีที่เลือกใช้ คือ ระบบกู้คืนต้นทุนแบบเร่งด่วนที่แก้ไขแล้ว (MACRS) ซึ่งเป็นวิธีที่ผสมระหว่างวิธีคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรง (SL) และ วิธีการคิดค่าเสื่อมราคาที่ลดลงสองเท่า (DDB) ทั้งนี้ วิธีระบบกู้คืนต้นทุนแบบเร่งด่วนที่แก้ไขแล้วช่วยให้ได้รับเงินค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานสำหรับเงินทุนมากที่สุดในการลงทุนช่วงต้นปี โดยวิธีการดังกล่าวจะคิดค่าเสื่อมราคาที่ลดลงสองเท่าเป็นวิธีแรก เพื่อให้ได้ผลตอบแทนการเสื่อมราคามากขึ้น จากนั้น จึงคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรง เมื่อค่าเสื่อมราคาสูงกว่าวิธีคิดค่าเสื่อมราคาที่ลดลงสองเท่า โดยการคิดค่าเสื่อมราคาจะสมมติฐานให้เกิดขึ้นมากกว่า 5 ปี [1]

ดัชนีต้นทุนโรงงานเคมี (CEPCI) ประจำเดือนธันวาคมปี 2020 คือ 606.90 [2] ดัชนีดังกล่าวใช้เพื่อปรับปรุงมูลค่าการประเมินเงินลงทุนคงที่ถึงต้นทุนเงินลงทุนปัจจุบัน โดยคำนึงถึงอัตราเงินเฟ้อ [1] สมมุติให้โรงงานจะมีระยะเวลาในการบำรุงรักษา 65 วัน และ ระยะเวลาในการปฏิบัติงาน 300 วัน ค่าเสื่อมราคาของโรงงานปีสุดท้าย เป็นศูนย์ เนื่องจากระยะเวลาของโรงงานทั้งหมด คือ 20 ปี โดยเริ่มปฏิบัติงานตั้งแต่ปีที่ 1 ราคาที่ดินจะขึ้นอยู่กับเนื้อที่สำหรับการตั้งโรงงาน ราคาไร่ละ 200,000 บาทพร้อมกับอัตราภาษีร้อยละ35 และ อัตราดอกเบี้ยประจำปีร้อยละ 10 นอกจากนี้ ยังกำหนดให้เงินทุนหมุนเวียน (working capital) คิดเป็นร้อยละ 15 ของเงินลงทุนคงที่ (FCI) [1]

ตารางที่ 34 สมมติฐานของการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

Project life (Years after Startup)	20
Taxation Rate	35%
Annual Interest Rate	10%
Depreciation Method	MACRS
Depreciation Time	5
Salvage Value (Baht)	0
Working Capital	15 % of FCI
Cost of Land (Baht/Rai)	200,000

5.2. สมมติฐานของการคิดราคาอุปกรณ์ภายในโรงงาน (Equipment Cost Assumptions)

การคิดราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานจะอ้างอิงวิธีคำนวณจาก Turton [1] โดยราคาของอุปกรณ์แต่ละชิ้นมีการเปลี่ยนแปลงของราคาขึ้นอยู่กับความต้องการ ยกตัวอย่างเช่น ความจุ วัสดุของการก่อสร้าง และสภาวะปฏิบัติการ ซึ่งจะเป็นหน้าที่ของวิศวกรที่จะต้องตัดสินใจว่าต้องใช้วัสดุประเภทใดสำหรับกระบวนการที่เฉพาะเจาะจงขึ้นอยู่กับสภาวะปฏิบัติการ และประเภทของสารเคมีที่จัดการภายในกระบวนการ โดยความปลอดภัยเป็นสิ่งสำคัญที่สุดและความเหมาะสมของการออกแบบควรใช้วิธีที่ประหยัดที่สุดที่สอดคล้องตามข้อกำหนดด้านความปลอดภัย ในกรณีที่อุปกรณ์มีความจำเพาะเป็นพิเศษ เช่น เครื่องปฏิกรณ์รีฟอร์มเมอร์ (Reformer) จะอ้างอิงการคำนวณราคาจากเครื่องปฏิกรณ์เตาเผา (Furnace) ซึ่งมีคุณลักษณะใกล้เคียงกัน เช่นเดียวกันกับระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (CHP)

5.2.1 บัญชีรายการอุปกรณ์ (Equipment list)

ส่วนนี้จะแสดงรายการอุปกรณ์ภายในโรงงานทั้ง 3 กรณีศึกษาพร้อมทั้ง รหัส รายชื่อ ประเภท และวัสดุที่ใช้ แบ่งตามพื้นที่ใช้สอยในโรงงานทั้ง 7 พื้นที่

ตารางที่ 35 รายการอุปกรณ์ กรณีพื้นฐาน (Base Case)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
AREA 100 : ANAEROBIC DISGESTER				
1	CV-101	Belt conveyor	Horizontal	Carbon steel
2	CV-101	Belt conveyor	Horizontal	Carbon steel
3	CV-101	Screw conveyor	Horizontal	Carbon steel
4	D-101	Rotary Dryer	Horizontal tube	Carbon steel
5	E-101	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
6	E-102	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
7	E-103	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
8	E-104	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
9	F-101	Fan	Axial tube	Carbon steel
10	M-101	Mixer	Propeller mixer	Carbon steel
11	M-102	Mixer	Propeller mixer	Carbon steel
12	M-103	Mixing valve	-	Carbon steel
13	M-104	Mixing valve	-	Carbon steel
14	M-105	Mixing valve	-	Stainless steel
15	R-101	Anaerobic Digester	Vertical	Carbon steel
16	R-102	Anaerobic Digester	Vertical	Carbon steel
17	S-101	Screw press	Horizontal	Carbon steel
18	SP-101	Splitter	-	Stainless steel

ตารางที่ 35 รายการอุปกรณ์ กรณีที่ 1: กรณีพื้นฐาน (Base Case) (ต่อ)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
AREA 200 : WATER SCRUBBLING				
19	C-201	Compressor	Centrifugal	Stainless steel
20	C-202	Compressor	Centrifugal	Stainless steel
21	C-203	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
22	C-204	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
23	C-205	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
24	C-206	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
25	C-207	Compressor	Rotary	Carbon steel
26	C-208	Compressor	Rotary	Carbon steel
27	E-201	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
28	E-202	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
29	E-203	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
30	E-204	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
31	E-205	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
32	E-206	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
33	E-207	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
34	E-208	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
35	E-209	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
36	E-210	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
37	E-211	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
38	E-212	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
39	E-213	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
40	E-214	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
41	M-201	Mixing Valve	-	Stainless steel
42	M-202	Mixing Valve	-	Carbon steel

ตารางที่ 35 รายการอุปกรณ์ กรณีที่ 1: กรณีพื้นฐาน (Base Case) (ต่อ)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
43	P-201	Pump	Centrifugal	Carbon steel
44	SP-201	Splitter	-	Carbon steel
45	T-201	Turbine	Axial	Stainless steel
46	TW-201	Absorber	Vertical packed column	Stainless steel
47	V-201	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
48	V-202	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
49	V-203	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
50	V-204	FE-Bed	Vertical packed bed	Stainless steel
51	V-205	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
52	V-206	AC-Bed	Vertical packed bed	Stainless steel
AREA 300 : CNG				
53	C-301	Compressor	Centrifugal	Stainless steel
54	C-302	Compressor	Centrifugal	Stainless steel
55	C-303	Compressor	Centrifugal	Stainless steel
56	E-301	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
57	E-302	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
58	E-303	Heat exchanger	Shell and tube (Multi pipe)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
59	SP-301	Splitter	-	Stainless steel
AREA 400 : CHP				
60	CHP-401	Gas Turbine	Heavy Duty	Stainless steel
61	CHP-402	HRSG & CHP control system	Horizontal	Stainless steel

ตารางที่ 35 รายการอุปกรณ์ กรณีที่ 1: กรณีพื้นฐาน (Base Case) (ต่อ)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
62	E-401	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
63	E-402	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
64	E-403	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
65	H-401	Heater	Thermal Fluid	Carbon steel
66	H-402	Heater	Thermal Fluid	Carbon steel
67	P-401	Pump	Centrifugal	Carbon steel
68	T-401	Turbine	Axial	Stainless steel
Area 500 : REUSE WATER				
69	E-501	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral Tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
70	H-501	Furnace	Thermal fluid	Carbon steel
71	H-502	Heater	Thermal fluid	Carbon steel
72	M-101	Mixer	Propeller mixer	Carbon steel
73	M-102	Mixer	Propeller mixer	Carbon steel
74	P-501	Pump	Centrifugal	Stainless steel
75	P-502	Pump	Centrifugal	Stainless steel
76	P-503	Pump	Centrifugal	Stainless steel
77	P-504	Pump	Centrifugal	Carbon steel
78	C-601	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
79	C-602	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
80	C-603	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
81	CS-601	Crusher	Vertical	Carbon steel
82	E-601	fertilizer Cooler	Horizontal pipe	Carbon steel
83	E-602	Cooler fertilizer	Horizontal pipe	Carbon steel
84	G-601	Granulator	Horizontal	Alloy steel

ตารางที่ 35 รายการอุปกรณ์ กรณีที่ 1: กรณีพื้นฐาน (Base Case) (ต่อ)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
AREA 600 : UREA				
85	H-601	Heater	Thermal Fluid	Carbon steel
86	M-601	Mixing valve	-	Stainless steel
87	R-601	Urea Reactor	Jacketed Agitated	Carbon steel
88	R-602	Urea Reactor	Jacketed Agitated	Carbon steel
89	R-603	Urea Reactor	Jacketed Agitated	Carbon steel
90	S-601	Screener	Rotary	Carbon steel
91	TW-601	Tower	Sieve Tray	Stainless steel
92	TW-602	Tower	Sieve Tray	Stainless steel
93	TW-603	Tower	Packing (304 SS)	Carbon steel
94	V-601	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
95	V-602	Flash vessel	Vertical vessel	Carbon steel
96	V-603	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel

ตารางที่ 36 รายการอุปกรณ์ กรณีที่ 2: กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย (Diesel Co-production)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
AREA 800 : METHANOL				
97	C-801	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
98	C-802	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
99	C-803	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
100	C-804	Compressor	Rotary	Carbon steel
101	E-801	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel (Shell) / Carbon steel (Tube)
102	E-802	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral Tube)	Carbon steel (Shell) / Stainless steel (Tube)
103	E-803	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral Tube)	Stainless steel (Shell) / Stainless steel (Tube)
104	E-804	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel (Shell) / Stainless steel (Tube)

ตารางที่ 36 รายการอุปกรณ์ กรณีที่ 2: กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย (Methanol Co-production) (ต่อ)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
105	E-805	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel (Shell) / Stainless steel (Tube)
106	E-806	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel (Shell) / Carbon steel (Tube)
107	E-807	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel (Shell) / Carbon steel (Tube)
108	E-808	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel (Shell) / Carbon steel (Tube)
109	E-809	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral Tube)	Carbon steel (Shell) / Stainless steel (Tube)
110	H-801	Furnace	Reactive reformer furnace	Carbon steel (Shell) / Nickel Alloy 625 (Tube)
111	M-801	Mixing valve	-	Stainless steel
112	M-802	Mixing valve	-	Stainless steel
113	M-803	Mixing valve	-	Stainless steel
114	M-804	Mixing valve	-	Stainless steel
115	P-801	Pump	Centrifugal	Carbon steel
116	R-801	Methanol reactor	Autoclave reactor	Stainless steel
117	SP-801	Splitter	-	Stainless steel
118	V-801	FE-Bed	Vertical packed bed	Stainless steel
119	V-802	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
120	V-803	AC-Bed	Vertical packed bed	Stainless steel
121	V-804	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
122	V-805	Absorber	Vertical packed column	Stainless steel
123	V-806	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
124	V-807	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel

ตารางที่ 37 รายการอุปกรณ์ กรณีที่ 3: กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (Diesel Co-production)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
AREA 700 : DIESEL				
97	C-701	Compressor	Rotary	Carbon steel
98	C-702	Compressor	Rotary	Carbon steel
99	C-703	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
100	C-704	Compressor	Centrifugal	Carbon steel
101	E-701	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
102	E-702	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral Tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
103	E-703	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral Tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
104	E-704	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
105	E-705	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
106	E-706	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Carbon steel(Tube)
107	E-707	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
108	E-708	Heat exchanger	Shell and tube (Fixed tube)	Carbon steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
109	E-709	Heat exchanger	Shell and tube (Spiral Tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
110	FTS-701	Fischer-tropsch Reactor	Shell and tube (Fixed tube)	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
111	FTS-702	Fischer-tropsch Reactor	Shell and tube (Fixed tube)-	Stainless steel(Shell) / Stainless steel(Tube)
112	H-701	Heater	Thermal fluid	Carbon steel
113	H-702	Furnace	Reactive reformer furnace	Carbon steel(Shell) / Nickel Alloy 625(Tube)
114	H-703	Heater	Thermal fluid	Carbon steel
115	M-701	Mixing valve	-	Stainless steel
116	M-702	Mixing valve	-	Stainless steel
117	P-701	Pump	Centrifugal	Carbon steel
118	V-701	FE-Bed	Vertical packed bed	Stainless steel

ตารางที่ 37 รายการอุปกรณ์ กรณีที่ 3: กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (Diesel Co-production) (ต่อ)

No.	ITEM FORMAT	NAME EQUIPMENT	TYPE	Material
119	V-702	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
120	V-703	AC-Bed	Vertical packed bed	Stainless steel
121	V-704	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
122	V-705	Flash vessel	Vertical vessel	Stainless steel
123	V-706	Separator	Vertical vessel	Stainless steel
124	V-707	Separator	Vertical vessel	Stainless steel

5.2.2 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ (Equipment Specification)

ข้อกำหนดของอุปกรณ์ต่าง ๆ ที่แสดงในส่วนก่อนหน้า ซึ่งข้อกำหนดเหล่านี้ใช้บอกขอบเขตการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์ เพื่อเป็นแนวทางในการสร้างโรงงานจริงให้การทำงานเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ มีจุดควบคุมและสามารถตรวจสอบได้

ตารางที่ 38 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ประเภทคอมเพรสเซอร์

ID-FORMAT	C-201	C-202	C-203	C-204	C-205	C-206	C-207
Indicated horsepower [kW]	23.55	1017.41	1116.85	387.38	496.05	489.37	467.23
Calculated brake horsepower [kW]	24.53	1059.81	1163.39	403.52	516.72	509.76	486.70
Net work required [kW]	24.53	1059.81	1163.39	403.52	516.72	509.76	486.70
Power loss [kW]	0.98	42.39	46.54	16.14	20.67	20.39	19.47
Efficiency (polytropic / isentropic) used	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80
Calculated discharge pressure [bar]	138.27	3.16	10.00	3.00	9.00	27.00	81.00
Calculated pressure change [bar]	40.73	2.16	6.84	2.00	6.00	18.00	54.00
Calculated pressure ratio	1.42	3.16	3.16	3.00	3.00	3.00	3.00
Outlet temperature [C]	155.50	147.16	187.45	101.15	200.67	202.06	202.96

Isentropic outlet temperature [C]	151.49	123.75	163.05	83.49	179.92	182.30	185.98
Vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Head developed [m-kgf/kg]	2303.82	11862.70	13022.13	6679.67	8553.46	8438.29	8056.47
Inlet volumetric flow rate [l/min]	314.74	362216.46	126436.55	149518.21	64512.83	21179.20	6681.04
Outlet volumetric flow rate [l/min]	252.05	155539.32	53602.30	66548.01	28078.57	9269.23	2995.98

ตารางที่ 38 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ประเภทคอมเพรสเซอร์ (ต่อ)

ID-FORMAT	C-208	C-301	C-302	C-303	C-701	C-702	C-703	C-704
Indicated horsepower [kW]	368.16	243.93	277.22	257.01	0.46	213.51	140.73	327.46
Calculated brake horsepower [kW]	368.16	254.10	288.77	267.72	0.48	213.51	140.73	327.46
Net work required [kW]	368.16	254.10	288.77	267.72	0.48	213.51	140.73	327.46
Power loss [kW]	0.00	10.16	11.55	10.71	0.02	0.00	0.00	0.00
Efficiency (polytropic / isentropic) used	0.75	0.75	0.75	0.75	0.80	0.80	0.80	0.75
Calculated discharge pressure [bar]	20.00	30.00	90.00	251.01	1.16	3.00	3.00	8.00
Calculated pressure change [bar]	12.00	20.00	60.00	161.01	0.16	2.00	2.00	5.00
Calculated pressure ratio	2.50	3.00	3.00	2.79	1.16	3.00	3.00	2.67
Outlet temperature [C]	206.17	149.91	203.52	195.21	46.45	124.61	168.45	132.34
Isentropic outlet temperature [C]	172.23	121.34	174.51	170.70	43.10	105.82	140.99	101.92
Vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Head developed [m-kgf/kg]	26227.38	19040.39	21638.40	20060.90	1357.61	10244.42	11493.50	23327.82
Inlet volumetric flow rate [l/min]	19730.80	8442.11	3194.89	1026.77	1455.91	82419.40	52354.24	43306.28
Outlet volumetric flow rate [l/min]	11076.74	3897.91	1483.58	548.17	1323.36	36657.72	25453.92	23312.70

ตารางที่ 39 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ประเภทเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ID-FORMAT	E-101	E-102	E-103	E-104	E-201	E-202	E-203	E-204	E-205	E-206	E-207	E-208
Heat transfer area [sqm]	5.68	12.00	7.74	67.16	81.38	31.24	57.16	302.51	510.29	121.47	24.02	71.70
Tube material	SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS
Tube design gauge pressure [barg]	0.02	0.02	17.29	0.02	1.29	10.71	6.80	10.71	0.02	0.02	1.29	0.02
Tube design temperature [C]	129.13	129.13	192.72	129.13	174.93	215.14	121.11	129.13	121.11	121.11	121.11	121.11
Tube operating temperature [C]	37.00	37.00	45.35	82.60	40.00	66.53	40.00	90.00	40.00	15.00	40.00	15.00
Tube outside diameter [meter]	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Shell material	CS	CS	SS	SS	CS	CS	CS	SS	CS	CS	CS	CS
Shell design gauge pressure [barg]	0.02	0.02	26.43	0.02	2.43	10.71	10.71	6.80	0.02	0.02	2.43	0.02
Shell design temperature [C]	129.13	129.13	192.72	129.13	174.93	215.14	121.11	129.13	121.11	121.11	121.11	121.11
Shell operating temperature [C]	101.36	101.36	164.95	101.36	147.16	187.36	76.53	101.36	87.15	40.00	87.14	39.00
Tube length extended [meter]	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10
Tube pitch [meter]	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Number of tube passes	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Number of shell passes	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1

ตารางที่ 39 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ประเภทเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (ต่อ)

ID-FORMAT	E-209	E-210	E-211	E-212	E-213	E-214	E-301	E-302	E-303	E-401	E-402	E-403
Heat transfer area [sqm]	5.98	13.45	12.81	12.48	21.17	1.87	3.77	5.86	31.12	37.69	35.37	68.70
Tube material	CS	CS	CS	CS	CS	CS	SS	SS	SS	SS	SS	SS
Tube design gauge pressure [barg]	1.29	6.14	19.29	55.69	67.26	95.78	21.29	61.99	174.70	8.71	8.71	17.29
Tube design temperature [C]	128.93	228.44	229.84	230.74	146.61	183.28	177.69	231.30	222.99	129.13	255.43	378.80
Tube operating temperature [C]	40.00	40.00	40.00	40.00	15.00	40.00	40.00	40.00	35.00	100.06	155.00	170.69
Tube outside diameter [meter]	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Shell material	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	SS	SS	SS
Shell design gauge pressure [barg]	2.43	9.71	29.43	84.04	101.40	144.17	32.43	93.49	262.55	5.47	5.71	26.43
Shell design temperature [C]	128.93	228.44	229.84	230.74	146.61	183.28	177.69	231.30	222.99	129.13	255.43	378.80
Shell operating temperature [C]	101.15	200.67	202.06	202.96	118.83	155.50	149.91	203.52	195.21	101.36	227.65	351.02
Tube length extended [meter]	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10
Tube pitch [meter]	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Number of tube passes	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Number of shell passes	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1

ตารางที่ 39 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ประเภทเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (ต่อ)

ID-FORMAT	E-501	E-701	E-702	E-703	E-704	E-705	E-706	E-707	E-708	E-709
Heat transfer area [sqm]	3.03	32.35	0.51	7.35	22.07	68.68	7.22	23.11	3.95	0.15
Tube material	CS	CS	SS	SS	SS	SS	CS	SS	SS	SS
Tube design gauge pressure [barg]	52.54	0.02	0.02	3.47	2.43	1.29	5.47	14.62	14.62	0.02
Tube design temperature [C]	121.11	121.11	129.13	180.18	877.78	181.26	160.12	257.78	121.11	129.13
Tube operating temperature [C]	40.00	15.00	101.36	95.00	850.00	15.00	40.00	40.00	15.00	101.36
Tube outside diameter [meter]	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Shell material	CS	CS	CS	CS	SS	SS	CS	CS	CS	SS
Shell design gauge pressure [barg]	79.31	0.02	0.02	5.71	2.43	2.43	8.71	22.43	22.43	0.02
Shell design temperature [C]	121.11	121.11	121.11	180.18	627.78	181.26	160.12	257.78	121.11	121.11
Shell operating temperature [C]	76.91	39.00	25.00	152.41	600.00	153.48	132.34	230.00	38.00	30.00
Tube length extended [meter]	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10	6.10
Tube pitch [meter]	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Number of tube passes	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Number of shell passes	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1

ตารางที่ 40 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ประเภทเครื่องปั๊มและกังหัน

ID-FORMAT	T-201	P-201	P-401	P-501	P-502	P-503	P-504	P-701
Liquid flow rate [l/min]	3,399.26	3,113.88	137.68	423.39	19.07	86.72	111.94	53.92
Fluid head [meter]	-	92.93	84.51	843.59	867.07	653.80	62.98	21.35
Fluid specific gravity	0.90	0.99	0.85	0.91	0.84	0.82	0.96	0.96
Design gauge pressure [barg]	1.03	10.71	8.71	79.31	79.31	79.31	7.61	2.43

Design temperature [C]	121.11	121.11	121.11	121.11	121.11	121.11	121.11	121.11
Fluid viscosity [cP]	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Pump efficiency [fraction]	0.80	0.75	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.70

ตารางที่ 41 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ประเภทถัง (Vessel)

ID-FORMAT	V-201	V-202	V-203	V-204	V-205	V-206	V-701	V-702	V-703	V-704	V-705	V-706	V-707
Shell material	SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS	CS	SS	SS	SS	SS	SS
Liquid volume [l]	28,147.65	27,522.15	6,672.04	6,672.04	5,404.35	5,404.35	3,269.30	2,401.93	2,401.93	2,401.93	3,269.30	2,401.93	2,401.93
Vessel diameter [meter]	2.29	2.29	1.52	1.52	1.37	1.37	1.07	0.91	0.91	0.91	1.07	0.91	0.91
Vessel tangent to tangent height [meter]	6.86	6.71	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66	3.66
Design gauge pressure [barg]	10.71	10.71	2.43	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	2.43	2.43	22.43	22.43
Design temperature [C]	121.11	121.11	121.11	121.11	21.11	21.11	121.11	21.11	21.11	21.11	21.11	121.11	21.11
Operating temperature [C]	66.53	90.00	55.00	39.06	7.00	7.00	39.00	7.00	7.00	10.00	10.00	38.00	10.00

ตารางที่ 42 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ถังหมัก

User tag number	R-101	R-102
Shell material	CS	CS
Liquid volume [l]	7881.34	4732.98
Vessel diameter [meter]	13.34	17.46
Vessel tangent to tangent height [meter]	4.45	5.82
Design gauge pressure [barg]	1.03	1.03
Vacuum design gauge pressure [barg]	-1.01	-1.01
Design temperature [C]	121.11	121.11

ตารางที่ 43 ข้อกำหนดของอุปกรณ์ gas turbine

Inlet	Air temperature (K)	570.80
	Air pressure (kPa)	800.00
	Air flow(kg/hr)	186,937.73
Compressor	Pressure ratio	2.83
	Number of stages	3.00
	Isentropic efficiency	0.90
Combustor	Fuel flow (kg/hr)	3,527.26
	Lower heating value (kJ/kg) of natural gas	43,055.40
Turbine	inlet temperature (K)	920.70
	outlet temperature (K)	557.90
	outlet pressure (KPa)	110
	Number of stages	3
	Stage efficiency (%)	0.8
Performance	Power output (MW)	8.71
	Thermal efficiency (%)	37.39

5.3 สมมติฐานสำหรับการคิดต้นทุนการผลิต

ต้นทุนการปฏิบัติการและเงินทุนมีบทบาทสำคัญในความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ของโรงงาน การปฏิบัติการของโรงงานมีต้นทุนการผลิตที่เกิดขึ้นได้จาก ค่าแรงงานปฏิบัติการ ค่าสาธารณูปโภค ต้นทุนวัตถุดิบ และ ค่าใช้จ่ายในการบำบัดของเสีย โดยรายละเอียดและสมมติฐานของต้นทุนในส่วนต่าง ๆ แสดงได้ ดังนี้

5.3.1. ค่าแรงงานปฏิบัติการ

ค่าแรงงานในการปฏิบัติการประมาณตามข้อมูลค่าจ้างเฉลี่ยประจำปีล่าสุดสำหรับผู้ปฏิบัติการในโรงงานเคมีอยู่ที่ 696.3 บาทต่อชั่วโมง [3] โดยจำนวนผู้ปฏิบัติการต่อกะ (N_{OL}) พิจารณาได้จากสมการ ต่อไปนี้ [1] :

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7P^2 + 0.23N_{np})^{0.5}$$

โดย P คือ จำนวนขั้นตอนที่เกี่ยวข้องกับการจัดการอนุภาคของของแข็ง

N_{NP} คือ จำนวนขั้นตอนที่ไม่เกี่ยวข้องกับการจัดการอนุภาคของของแข็ง

ทั้งนี้ ค่าแรงงานในการปฏิบัติการทั้งหมดคำนวณได้จากผลคูณของ จำนวนผู้ปฏิบัติงานทั้งหมดที่จำเป็นสำหรับการปฏิบัติการโรงงานตลอดทั้งปี (900 กะต่อปี; 1 วัน มี 3 กะ คูณด้วย วันปฏิบัติการ 300 วัน) กับ ค่าจ้างประจำปีของผู้ปฏิบัติงานในโรงงานเคมี (696.3 บาทต่อชั่วโมง [21])

5.3.2. สาธารณูปโภค (Utility required)

สาธารณูปโภคสำหรับปฏิบัติการในโรงงานประกอบด้วย น้ำในกระบวนการ น้ำหล่อเย็น น้ำเย็นจัด ไอน้ำความดันต่ำ ไอน้ำความดันกลาง ไอน้ำความดันสูง และไฟฟ้า ซึ่งอธิบายโดยละเอียดได้ ดังนี้

5.3.2.1 น้ำในกระบวนการ (Process water)

น้ำในกระบวนการมีหลายส่วน เช่น น้ำที่ใช้สำหรับเจือจางชีวมวลก่อนเข้าสู่เข้าสู่ถังหมัก (anaerobic digestor) น้ำที่ใช้ในหอไล่แก๊ส (stripper) เพื่อลดอัตราส่วนของคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สชีวภาพที่เกิดจากการหมัก และน้ำที่เปลี่ยนเป็นไอน้ำที่ความดันและอุณหภูมิที่แตกต่างกัน เพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนภายในระบบ ทั้งนี้ ราคาน้ำในกระบวนการอ้างอิงตามประกาศการประปานครหลวง สำหรับประเภทที่ 2 คือ มีการใช้น้ำมากกว่า 200 ลูกบาศก์เมตร ซึ่งมีราคา 15.81 บาทต่อลูกบาศก์เมตร [4]

5.3.2.2 น้ำหล่อเย็น (Cooling water)

น้ำหล่อเย็นที่มีอุณหภูมิขาเข้า 30 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิขาออก 40 องศาเซลเซียส สำหรับการทำให้กระแสของไหลในกระบวนการเย็นลงผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger) กำหนดราคาตามวิธีคำนวณของ Turton [1] คือ 30.68 บาทต่อกิกะจูล

5.3.2.3 น้ำเย็นจัด (Chilled water)

น้ำเย็นจัดที่มีอุณหภูมิขาเข้า 5 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิขาออก 15 องศาเซลเซียส สำหรับการทำให้กระแสของไหลในกระบวนการเย็นลงผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger) กำหนดราคาตามวิธีคำนวณของ Turton [1] คือ 388.64 บาทต่อกิกะจูล

5.3.2.4 ไอน้ำความดันต่ำ (Low pressure steam)

ไอน้ำความดันต่ำที่อุณหภูมิ 101 องศาเซลเซียส และ ความดัน 1 บาร์ สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger) โครงการนี้ กำหนดให้ไม่มีค่าใช้จ่ายสำหรับไอน้ำความดันต่ำ เนื่องจากไอน้ำความดันต่ำที่ใช้ในโครงการทั้งหมดได้มาจากเครื่อง Heat recovery steam generation (HRSG)

5.3.2.5 ไอน้ำความดันปานกลาง (Medium pressure steam)

ไอน้ำความดันปานกลางที่อุณหภูมิ 228 องศาเซลเซียส และ ความดัน 5 บาร์ สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger) โครงการนี้ กำหนดให้ไม่มีค่าใช้จ่ายสำหรับไอน้ำความดันปานกลาง เนื่องจากไอน้ำความดันปานกลางที่ใช้ในโครงการทั้งหมดได้มาจากเครื่อง Heat recovery steam generation (HRSG)

5.3.2.6 ไอน้ำความดันสูง (High pressure steam)

ไอน้ำความดันสูงที่อุณหภูมิ 351 องศาเซลเซียส และ ความดัน 24 บาร์ สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger) โครงการนี้ กำหนดให้ไม่มีค่าใช้จ่ายสำหรับไอน้ำความดันสูง เนื่องจากไอน้ำความดันสูงที่ใช้ในโครงการทั้งหมดได้มาจากเครื่อง Heat recovery steam generation (HRSG)

5.3.2.7 ไฟฟ้า (Electricity)

ไฟฟ้าส่วนใหญ่ภายในโรงงานใช้ขับเคลื่อนมอเตอร์ของปั๊ม (Pump) เครื่องอัดอากาศ (Compressor) และกังหัน (Turbine) เพื่ออเปลี่ยนพลังงานไฟฟ้าให้เป็นพลังงานกลในรูปแบบของงานที่ขับเพลา จากนั้นจึงเปลี่ยนพลังงานให้แก่ของเหลวหรือแก๊ส เพื่อให้ของเหลวหรือแก๊สสามารถเพิ่มหรือลดความดันไปสู่สภาวะการปฏิบัติการที่ต้องการได้ นอกจากนี้ ไฟฟ้ายังใช้เพื่อขับเคลื่อนเครื่องผสม (Mixer) และ เครื่องอบแห้ง (Dryer) ด้วย นอกจากไฟฟ้าที่ใช้ในโรงงานแล้ว ยังมีไฟฟ้าส่วนหนึ่งที่ต้องผลิตและส่งให้เมืองในปริมาณ 930 MWh ต่อเดือน อีกด้วย สำหรับโครงการนี้ โรงงานมีระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (CHP) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าครอบคลุมการใช้ภายในโรงงงานและส่งต่อให้เมือง ดังนั้น จึงไม่มีการคิดค่าใช้จ่ายของไฟฟ้า

5.3.3 ต้นทุนวัตถุดิบ

ต้นทุนวัตถุดิบส่วนใหญ่มาจากการขนส่งขยะมูลฝอยประเภทอินทรีย์ (OFMSW) จากโรงงานแยกขยะไปยังโรงงานผลิตแก๊สชีวภาพ ซึ่งมีต้นทุน 100 บาทต่อตัน ส่วนการโหลด ขนถ่าย และขนส่งมันสำปะหลัง มีต้นทุน 100 บาทต่อตัน สำหรับเศษไม้มีต้นทุน ราคา 950 บาทต่อตัน สารเคมีที่ใช้ เช่น แอมโมเนียเหลว ราคาต้นทุน 15,000 บาทต่อตัน [12] นอกจากนี้ ยังมีตัวดูดซับสำหรับการทำบริสุทธิ์แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยการดูดซับไฮโดรเจนซัลไฟด์โดยใช้ฟองน้ำเหล็ก (Iron sponge) มีต้นทุน 46.5 บาทต่อกิโลกรัมไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่ถูกดูดซับ [6] และการดูดซับแก๊สแอมโมเนียด้วยถ่านกัมมันต์ (activated carbon) มีต้นทุน 36 บาทต่อปอนด์แอมโมเนียที่ถูกดูดซับ [7] ในส่วนเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (Reformer) ที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยามีราคาของตัวเร่งปฏิกิริยา 60,000 บาทต่อตัน [8] เครื่องฟิชเชอร์โทป (FTS) ที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโคบอลไนเตรตมีราคาตัวเร่งปฏิกิริยา 1,500 บาทต่อกิโลกรัม [9] และ ซิลิกามีราคา เท่ากับ 1.8 บาทต่อกิโลกรัม [10] และเครื่องปฏิกรณ์เมทานอล (methanol reactor) มีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโดยราคาเท่ากับ 430 บาทต่อกิโลกรัม [22] ทั้งนี้ การคำนวณปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่ต้องใช้ในแต่ละกระบวนการแสดงในภาคผนวก XX

5.3.4 ค่าใช้จ่ายในการบำบัดของเสีย

การเพิ่มประสิทธิภาพทางเศรษฐศาสตร์และสิ่งแวดล้อม คือ การลดปริมาณของเสียผ่านการบำบัดและการวนกลับของเสีย กากที่เหลือจากการหมัก (digestate) เป็นของเสียสำคัญจากกระบวนการหมัก ซึ่งมีความชื้นสูงและต้องการอบแห้งด้วยความร้อน ก่อนที่จะขายเป็นปุ๋ย เพื่อให้กระบวนการการหมักมีประสิทธิภาพมากที่สุด จึงนำของเหลวที่เหลือจากการหมัก (liquid digestate) วนกลับไปยังถังหมัก เพื่อเจือจางชีวมวลพร้อมกับน้ำเติม (make-up water) เพื่อรักษาสมดุลระหว่างของแข็งและของเหลวตามที่ต้องการ จากการศึกษา พบว่า ถังหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจนที่ปฏิบัติการด้วยการใช้ของเหลววนกลับ มีปริมาณแก๊สมีเทนในแก๊สชีวภาพมากกว่าถังหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจนที่ปฏิบัติการโดยไม่มีการใช้ของเหลววนกลับ [5] นอกจากนี้ยังมีรายงานว่า การผลิตแก๊สชีวภาพที่ปรับเปลี่ยนอัตราการวนกลับของของเหลวที่เหลือจากการหมัก ตั้งแต่ร้อยละ 0 ถึง 60 นั้น ถังหมักที่ปฏิบัติการด้วยการวนกลับของของเหลวที่เหลือจากการหมักร้อยละ 60 ผลิตแก๊สชีวภาพได้สูงที่สุด เนื่องจากจุลินทรีย์ที่ถูกพัฒนาแล้วในของเหลวที่เหลือจากการหมักมีส่วนช่วยการเริ่มต้นของปฏิกิริยาจุลินทรีย์และของเสียอินทรีย์สดขาเข้า ดังนั้น โครงการนี้จึงตั้งสมมติฐานว่าของเหลวที่เหลือจากการหมักร้อยละ 60 จะถูกวนกลับมาใช้ใหม่ผ่านการกรอง และไม่มีค่าใช้จ่ายสำหรับการกรองเนื่องจากมีการติดตั้งเครื่องกรอง ส่วนของเหลวที่เหลือร้อยละ 40 ที่ออกมาพร้อมกับกากที่เหลือจากการหมักระเหยโดยการอบแห้งในกระบวนการผลิตปุ๋ยต่อไป และการบำบัดของเสียจำพวกตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้แล้วมีราคา 1,080 บาทต่อตัน [12]

ในโครงการนี้ ใช้สมการในการคำนวณต้นทุนการผลิต (COM) [1] ดังนี้:

$$COM = 0.180*FCI + 2.73*C_{OL} + 1.23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM})$$

โดย FCI คือ เงินลงทุนคงที่

C_{OL} คือ ค่าแรงงานปฏิบัติการ

C_{RM} คือ ต้นทุนวัตถุดิบ

C_{UT} คือ ต้นทุนสาธารณูปโภค

C_{WT} คือ ค่าใช้จ่ายในการบำบัดของเสีย

5.4. สมมติฐานสำหรับรายได้จากการขายผลิตภัณฑ์

ภายในโรงงานจะมีการนำผลิตภัณฑ์จากกระบวนการต่าง ๆ ไปจำหน่าย ได้แก่ คาร์บอนไดออกไซด์สำหรับเพิ่มการนำกลับของน้ำมัน แก๊สชีวภาพบีบอัด น้ำมันดีเซล ไฟฟ้า ปุ๋ย เมทานอล ไอน้ำอิ่มตัว และ ปุ๋ยยูเรีย รายละเอียดแสดงได้ ดังนี้

5.4.1 คาร์บอนไดออกไซด์สำหรับเพิ่มการนำกลับของน้ำมัน (CO_2-EOR)

คาร์บอนไดออกไซด์ที่เป็นผลิตภัณฑ์ผลพลอยได้จากการผลิตแก๊สมีเทนชีวภาพ ซึ่งได้จากกระบวนการไล่แก๊สในหอไล่แก๊ส (stripper) จะนำมาปรับสภาพเพื่อให้เหมาะสมสำหรับการนำไปใช้ในกระบวนการเพิ่มการนำกลับของน้ำมัน คือมี อุณหภูมิ 21 องศาเซลเซียส และ ความดัน 97.5 บาร์ โดยกำหนดราคา 1283.31 บาทต่อเมตริกตัน [15]

5.4.2 แก๊สชีวภาพบีบอัด (CNG)

แก๊สชีวภาพที่ผ่านกระบวนการทำบริสุทธิ์และมีสัดส่วนของมีเทนตามที่กำหนด จะนำมาปรับสภาพเพื่อให้เหมาะสมสำหรับการขาย ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส และ ความดัน 250 บาร์ ด้วยราคา 16 บาทต่อกิโลกรัม (อ้างอิงตามราคาโจทย์)

5.4.3 น้ำมันดีเซล (Diesel)

แก๊สชีวภาพจากกระบวนการหมัก ที่ถูกบำบัด เปลี่ยนรูปเป็นน้ำมันดีเซล ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส และ ความดัน 1 บาร์ มีราคาขาย 28.80 บาทต่อลิตร โดยอ้างอิงจากราคาประเทศไทยในวันที่ 8 กุมภาพันธ์ พ.ศ. 2564 [14]

5.4.4 ไฟฟ้า (Electricity)

ภายในโรงงานจะมีการขายไฟฟ้าด้วยกำลังมากกว่า 3 เมกกะวัตต์ในกรณีพื้นฐาน กรณีผลิตเมทานอลร่วมและกรณีผลิตดีเซลร่วม (60:40) ราคาตามที่ประกาศคณะกรรมการประกาศสำหรับกิจการพลังงานสำหรับประเภทหมุนเวียนจากขยะด้วยการจัดการแบบผสมผสาน เท่ากับ 2.7384 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง [20] ในกรณีผลิตดีเซล (50:50) ขายไฟฟ้าด้วยกำลังน้อยกว่า 3 เมกกะวัตต์ ราคา 4.5 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง (อ้างอิงตามราคาโจทย์) และในกรณีผลิตดีเซล (40:60) ขายไฟฟ้าด้วยกำลังน้อยกว่า 1.5 เมกกะวัตต์ ราคา 5.5 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง (อ้างอิงตามราคาโจทย์)

5.4.5 ปุ๋ย (Fertilizer)

ปุ๋ยชีวภาพที่เป็นของแข็งที่เหลือจากกระบวนการหมักจำหน่ายในราคา 1,065 บาทต่อกิโลกรัม โดยมีค่าใช้จ่ายในการบรรจุถุง 150 บาทต่อกิโลกรัม ดังนั้น จึงสามารถจำหน่ายปุ๋ยดังกล่าวได้ในราคา 915.5 บาทต่อกิโลกรัม [16]

5.4.6 เมทานอล (Methanol)

แก๊สชีวภาพจากกระบวนการหมัก ที่ถูกบำบัด เปลี่ยนรูปเป็นเมทานอล ที่อุณหภูมิ 8 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บาร์ จำหน่ายได้ในราคา 12900 บาทต่อกิโลกรัม [17]

5.4.7 ไอน้ำอิ่มตัว (Saturated steam)

นำไอน้ำที่ได้จากระบบ HRSG ที่อุณหภูมิ 101 องศาเซลเซียส และ ความดัน 1 บาร์ มีราคาจำหน่าย 985.75 บาทต่อเมตริกตัน [18]

5.4.8 ปุ๋ยยูเรีย (Urea fertilizer)

คาร์บอนไดออกไซด์ที่ผ่านกระบวนการเปลี่ยนรูปเป็นยูเรีย จำหน่ายได้ในราคา 10,890 บาทต่อเมตริกตัน [19]

ในส่วนนี้จะเป็นการอภิปรายผลลัพธ์ของกรณีศึกษาทั้งหมด ซึ่งเนื้อความจะประกอบด้วย ข้อมูลค่าใช้จ่ายในการลงทุน (Investment Cost Summary) ข้อมูลรายได้จากการดำเนินการ (Revenue) และผลลัพธ์จากการวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ (Economic Analysis)

5.5. Investment Cost Summary

ค่าใช้จ่ายในการลงทุนแบ่งออกเป็น เงินลงทุนอุปกรณ์ (Capital cost) และเงินลงทุนดำเนินการ (Manufacturing cost)

5.5.1 Capital Cost

เงินลงทุนอุปกรณ์ โดยหลักจะคิดเป็นค่าเครื่องจักร (Equipment cost) แสดงดังตารางที่ 44 โดยตัวเลขที่แสดงในตารางคือราคาของค่าเครื่องจักรรวมค่าติดตั้งอ้างอิงตาม Turton [1] รายละเอียดการคำนวณราคาเครื่องจักรแสดงในภาคผนวก A จากตารางพบว่า เครื่องจักรประเภท Compressor และ Anaerobic Digester คิดเป็นเงินลงทุนหลักของค่าเครื่องจักรในทุกกรณีศึกษา จากตารางที่ 44 พบว่า เครื่อง Absorber ในกรณีศึกษาพื้นฐานราคาสูงที่สุด เนื่องจากแก๊สชีวภาพที่ออกจากถังหมักเข้าเครื่องทั้งหมด เครื่อง Activated Carbon Beds และเครื่อง Iron Oxide Beds ในกรณีศึกษาพื้นฐานราคาต่ำที่สุด เนื่องจากไม่มีกระบวนการปรับปรุงแก๊สชีวภาพสำหรับการผลิตน้ำมันดีเซลและเมทานอล เครื่อง Compressor ในกรณีศึกษาผลิตเมทานอลราคาสูงที่สุด เนื่องจากในกระบวนการปรับสภาพแก๊สชีวภาพก่อนเข้าสู่เครื่อง Methanol reactor จากความดัน 1 บาร์ เป็น 45 บาร์ เครื่อง Gas Turbine และ HRSG กรณีศึกษาผลิตดีเซล (40:60) ราคาต่ำที่สุด เนื่องจากมีปริมาณแก๊สชีวภาพที่ไหลเข้าน้อยที่สุด ส่งผลให้ไฟฟ้าที่ผลิตได้ลดลง อีกทั้งความร้อนที่เข้าสู่ HRSG จึงลดลง

ตารางที่ 44 Equipment Cost Summary

Unit	Bare Module Cost (Million Baht)				
	Base Case	Methanol Case	Diesel Case (60:40)	Diesel Case (50:50)	Diesel Case (40:60)
Absorber	19.91	14.53	14.53	14.53	14.53
Anaerobic Digesters	290.37	290.37	290.37	290.37	290.37
Activated Carbon Beds	5.74	7.71	7.71	7.71	7.71
Compressors	389.93	450.50	383.86	398.43	411.52
Conveyers	2.04	2.04	2.04	2.04	2.04
Crusher	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Fans	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Fertilizer Cooler	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Flash Vessels	46.56	50.86	44.69	44.69	44.69
FTS-Reactor	-	-	38.20	38.20	38.20
Furnaces	0.56	0.56	0.56	0.70	45.24
Gas Turbine	186.89	186.89	186.89	162.52	135.38
Granulator	18.32	18.32	18.32	18.32	18.32
Heater	46.25	46.25	56.39	53.58	17.82
Heat exchangers	200.34	171.73	170.32	174.56	180.42
HRSG & control system	46.29	46.29	46.29	40.59	33.81
Iron Oxide Beds	5.82	7.85	7.85	7.85	7.85
Methanol reactor	-	53.29	-	-	-
Mixers	19.99	19.99	19.99	19.99	19.99
Mixing valve	6.72	14.92	7.83	7.83	7.83
Pumps	6.35	6.31	6.31	5.87	5.23
Reformers	-	37.76	56.98	56.98	56.98
Rotary Dryer	0.61	0.61	0.61	0.61	0.61
Screener	0.72	0.74	0.74	0.74	0.74
Screw press	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58

ตารางที่ 44 Equipment Cost Summary (ต่อ)

Unit	Bare Module Cost (Million Baht)				
	Base Case		Base Case		Base Case
Separators	-	-	6.25	6.25	6.25
Splitter	5.92	0.40	0.23	0.23	0.23
Towers	6.76	6.76	6.76	6.76	6.76
Turbine	12.01	12.01	11.83	10.48	8.94
Urea reactors	5.22	5.22	5.22	5.22	5.22
Sum of Bare Module Cost	1,335.96	1,463.71	1,402.75	1,386.32	1,378.66
Fixed Capital Cost	1,581.85	1,732.61	1,660.67	1,641.28	1,632.24

5.5.2. Manufacturing Cost

เงินลงทุนดำเนินการประกอบด้วย ค่าวัตถุดิบ (Raw materials) สาธารณูปโภค (Utility) บำบัดของเสีย (Waste treatment) และแรงงาน (Labor) ดังแสดงในตารางที่ 45-50 รายละเอียดการคำนวณเงินลงทุนดำเนินการแต่ละส่วนแสดงในภาคผนวก B จากตารางที่ 45-46 พบว่า ค่าวัตถุดิบ Activated Carbon และ Iron Sponge ของกรณีศึกษาพื้นฐานต่ำที่สุดเนื่องจากมีการใช้เพียงในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อพร้อมสำหรับการจำหน่ายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อเพิ่มการนำกลับน้ำมัน และ Reformer Catalyst ของกรณีศึกษาผลิตเมทานอลสูงที่สุด เนื่องจากมีอัตราการไหลเชิงปริมาตรของแก๊สชีวภาพเพื่อเปลี่ยนเป็นเมทานอลมากกว่าดีเซล จากตารางที่ 47 พบว่า ค่าสาธารณูปโภคน้ำเย็นจัด (Chilled water) กรณีศึกษาผลิตดีเซล (40:60) สูงที่สุด เนื่องจากมีการใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อนกับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตดีเซลและในกระบวนการมีการบีบอัดแก๊สชีวภาพสูงขึ้น ค่าสาธารณูปโภคน้ำเย็น (Cooling water) กรณีศึกษาพื้นฐานสูงที่สุด เนื่องจากมีปริมาณแก๊สชีวภาพที่ไหลเข้าสู่กระบวนการปรับปรุงคุณภาพเพื่อจำหน่ายเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงมากที่สุด จากตารางที่ 47 พบว่า ค่าสาธารณูปโภคน้ำในกระบวนการ (Process water) กรณีศึกษาผลิตเมทานอลสูงที่สุด เนื่องจากในกระบวนการผลิตเมทานอลมีการนำกลับของน้ำไปสู่ถังหมักน้อยที่สุด

ตารางที่ 45 Raw Materials Cost Summary

Name	Raw Materials Cost (Million Baht/year)				
	Base Case	Methanol Case	Diesel Case (60:40)	Diesel Case (50:50)	Diesel Case (40:60)
Activated Carbon	40.03	43.03	43.03	43.03	43.03
Ammonia Anhydrous	183.83	183.83	183.83	183.83	183.83
Cassava	21.77	21.77	21.77	21.77	21.77
FTS Catalyst	-	-	1.13	1.13	1.13

ตารางที่ 46 Raw Materials Cost Summary

Name	Raw Materials Cost (Million Baht/year)				
	Base Case	Methanol Case	Diesel Case (60:40)	Diesel Case (50:50)	Diesel Case (40:60)
Iron Sponge	9.04	12.06	12.06	12.06	12.06
Methanol Catalyst	-	1.04	-	-	-
OFMSW	9.73	9.73	9.73	9.73	9.73
Reformer Catalyst	-	0.06	0.03	0.03	0.03
Wood chip	-	-	-	-	1.51
Total cost of Raw material	264.39	271.52	271.58	271.58	272.73

ตารางที่ 47 Utility Cost Summary

Name	Utility Cost (Million Baht/year)				
	Base Case	Methanol Case	Diesel Case (60:40)	Diesel Case (50:50)	Diesel Case (40:60)
Chilled Water	56.71	63.59	72.30	73.59	74.89
Cooling Water	15.70	14.60	13.43	13.63	13.97
Process Water	4.13	6.20	6.13	5.44	4.46
Total cost of Utility	78.66	83.39	91.86	92.66	93.31

ตารางที่ 48 Cost of Waste Treatment

Name	Waste Treatment Cost (Million Baht/year)				
	Base Case	Methanol Case	Diesel Case (60:40)	Diesel Case (50:50)	Diesel Case (40:60)
Spent packed disposal	-	32.40	13.30	13.30	13.30
Total cost of Waste treatment	-	32.40	13.30	13.30	13.30

ตารางที่ 49 **Cost of Operating Labor**

Name	Operating Labor Cost (Million Baht/year)				
	Base Case	Methanol Case	Diesel Case (60:40)	Diesel Case (50:50)	Diesel Case (40:60)
Total cost of Operating labor	47.07	47.07	47.07	47.07	47.07

ตารางที่ 50 **Operating cost summary**

Name	Operating Labor Cost (Million Baht/year)				
	Base Case	Methanol Case	Diesel Case (60:40)	Diesel Case (50:50)	Diesel Case (40:60)
Cost of raw material	264.39	271.52	271.58	271.58	272.73
Cost of Utility	78.66	83.39	91.86	92.56	93.31
Cost of waste treatment	-	32.40	13.30	13.30	13.30
Cost of operating labor	47.07	47.07	47.07	47.07	47.07
Cost of manufacturing	835.19	917.95	893.14	890.64	891.23

5.6 Revenue

ตารางที่ 51 เป็นการสรุปรายรับที่ได้จากการขายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้เพื่อเพิ่มการนำกลับของน้ำมัน (CO_2-EOR) แก๊สชีวภาพถูกอัด (CNG) น้ำมันดีเซล ไฟฟ้า ปุ๋ยที่ได้มาจากการหมัก (Fertilizer) ปุ๋ยยูเรีย (Urea fertilizer) เมทานอล ไอน้ำอิ่มตัว

ตารางที่ 51 Revenue

Case	Carbon dioxide-EOR		CNG		Diesel		Electricity	
	Capacity (MT/hr)	Revenue (MBaht/year)	Capacity (MT/hr)	Revenue (MBaht/year)	Capacity (L/hr)	Revenue (MBaht/year)	Capacity (MWh)	Revenue (MBaht/year)
กรณีที่ 1 กรณีพื้นฐาน	18.28	168.91	4.45	513.02	-	-	5.45	107.47
กรณีที่ 2 กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย	14.03	129.63	2.60	299.70	-	-	5.32	104.93
กรณีที่ 3.1 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (60:40)	14.03	129.63	2.60	299.70	1,537.89	318.90	6.29	124.08
กรณีที่ 3.2 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (50:50)	14.03	129.63	3.53	406.34	1,537.89	318.90	2.82	91.24
กรณีที่ 3.3 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (40:60)	14.03	129.63	4.45	512.99	1,537.89	318.90	0.41	16.37

ตารางที่ 51 Revenue (ต่อ)

Case	Fertilizer		Methanol		Saturated steam		Urea fertilizer	
	Capacity (MT/hr)	Revenue (Baht/year)	Capacity (MT/hr)	Revenue (Baht/year)	Capacity (MT/hr)	Revenue (Baht/year)	Capacity (MT/hr)	Revenue (MBaht/year)
กรณีที่ 1 กรณีพื้นฐาน	3.94	23.52	-	-	20.03	142.17	3.00	235.22
กรณีที่ 2 กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย	3.94	23.52	2.95	301.93	18.25	129.5	3.00	235.22
กรณีที่ 3.1 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (60:40)	3.94	23.52	-	-	19.98	141.8	3.00	235.22
กรณีที่ 3.2 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (50:50)	3.94	23.52	-	-	13.16	93.44	3.00	235.22
กรณีที่ 3.3 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (40:60)	3.94	23.52	-	-	6.19	43.9	3.00	235.22

ศึกษาความสามารถในการทำกำไร (Profitability) ของในแต่ละกรณีศึกษา โดยจะเสนอเป็นภาพกระแสเงินสดสะสมที่มีการปฏิบัติการ 20 ปี ดังที่เห็นดังรูปที่ 15-19

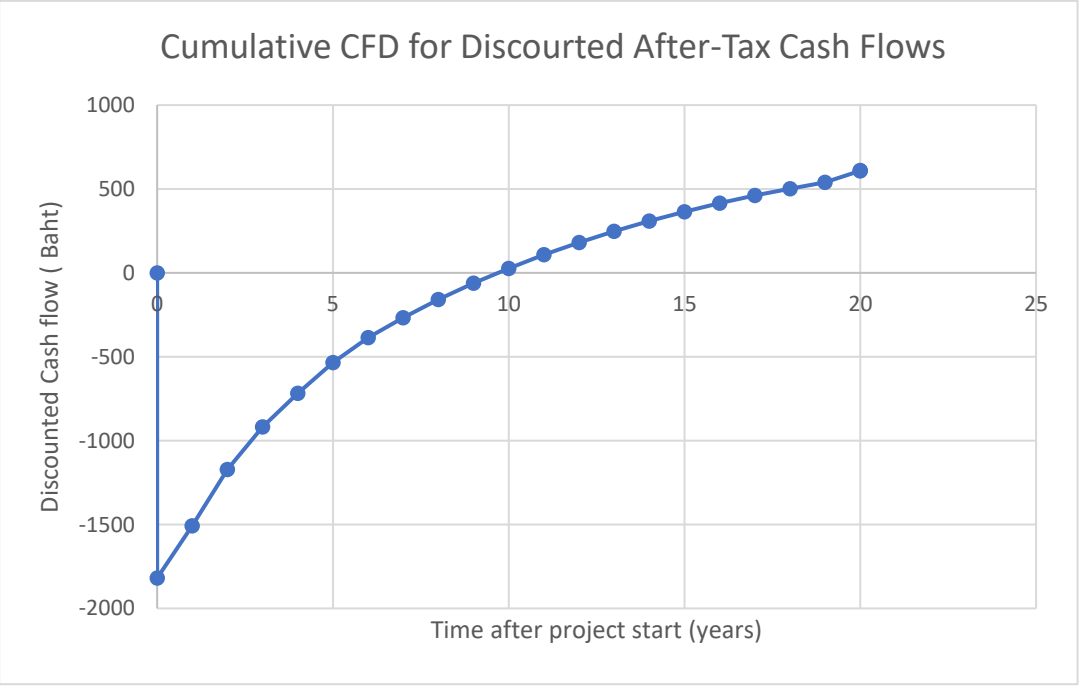
<u>กรณีพื้นฐาน (Base Case)</u>

ตารางที่ 52 ผลลัพธ์ของ Economic Analysis

Cost of Land (Baht)	994,000.00
Working Capital (Baht)	237,129,005.68
Fixed Capital Investment (Baht)	1,581,854,037.85
Total Capital Investment (Baht)	1,818,983,043.53
Revenue (Baht/year)	1,190,324,512.02
Cost of Manufacturing (Baht/year)	835,190,874.70

ตารางที่ 53 ผลลัพธ์ของ Profitability Analysis

Net Present Value (Baht)	609,502,549.67
Discounter Cash Flow Rate of Return	15.26%
Discounted Payback Period (years)	9.69



รูปที่ 15 Discounted Cumulative Cash Flow Diagram

ตารางที่ 54 Discounted Cash Flow ของกรณีศึกษาพื้นฐาน

End of Year (k)	Investment (MBaht)	d(k) (MBaht)	FCI – d(k) (MBaht)	Revenue (MBaht)	COM (Mbaht)	After-Tax Cash Flow (MBaht)	Cash Flow (MBaht)	Discounted Cash Flow (MBaht)	Cumulative Discourted Cash Flow (Mbaht)
0	1,818.98	-	1,580.86	-	-	-	- 1,818.98	- 1,818.98	- 1,818.98
1	-	316.17	1,264.69	1,190.32	835.19	341.50	341.50	310.45	- 1,508.53
2	-	505.88	758.81	1,190.32	835.19	407.89	407.89	337.10	- 1,171.43
3	-	303.53	455.29	1,190.32	835.19	337.07	337.07	253.25	- 918.18
4	-	182.12	273.17	1,190.32	835.19	294.58	294.58	201.20	- 716.98
5	-	182.12	91.06	1,190.32	835.19	294.58	294.58	182.91	- 534.07
6	-	91.06	0.00	1,190.32	835.19	262.71	262.71	148.29	- 385.78
7	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	118.46	- 267.33
8	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	107.69	- 159.64
9	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	97.90	- 61.74
10	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	89.00	27.26
11	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	80.91	108.16
12	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	73.55	181.71
13	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	66.87	248.58
14	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	60.79	309.37
15	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	55.26	364.63
16	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	50.24	414.86
17	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	45.67	460.53
18	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	41.52	502.05
19	-	-	-	1,190.32	835.19	230.84	230.84	37.74	539.79
20	238.12	-	-	1,190.32	835.19	230.84	468.96	69.71	609.50

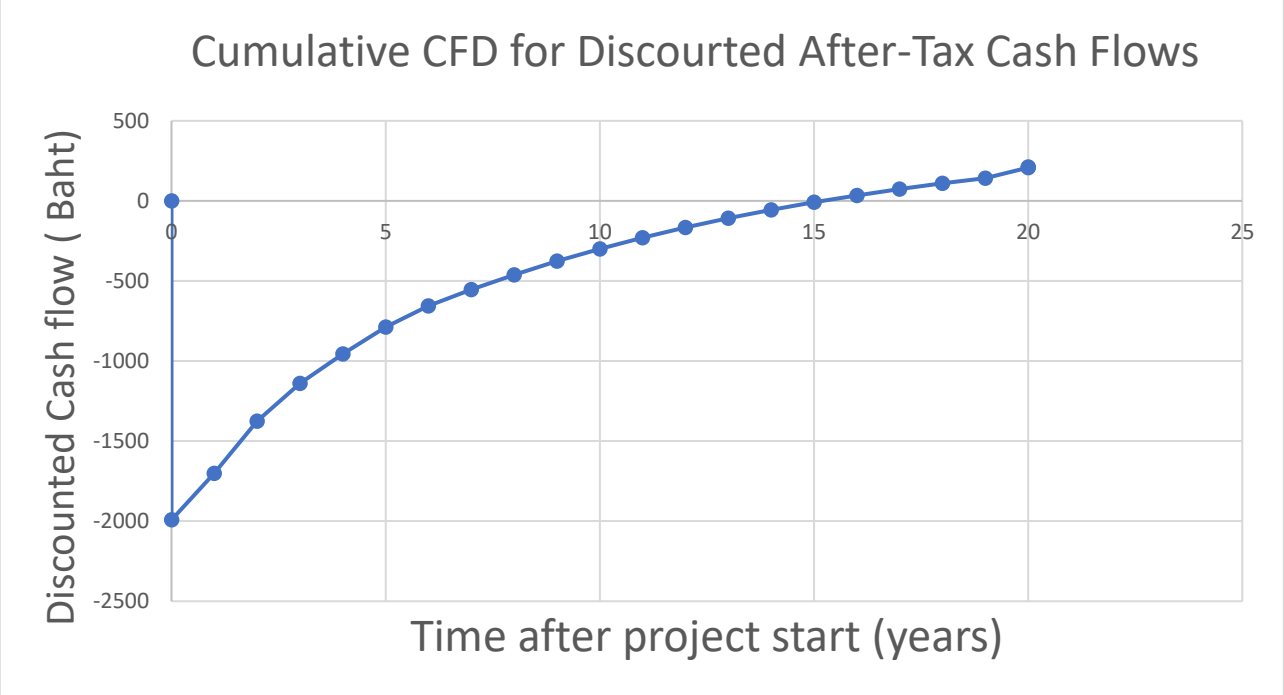
กรณีศึกษาผลิตเมทานอลร่วม (Methanol Co-production case)

ตารางที่ 55 ผลลัพธ์ของ Economic Analysis

Cost of Land (Baht)	3,000,000.00
Working Capital (Baht)	259,440,782.89
Fixed Capital Investment (Baht)	1,729,605,219.28
Total Capital Investment (Baht)	1,992,046,002.17
Revenue (Baht/year)	1,224,436,414.86
Cost of Manufacturing (Baht/year)	917,989,267.55

ตารางที่ 56 ผลลัพธ์ของ Profitability Analysis

Net Present Value (Baht)	210,888,742.35
Discounter Cash Flow Rate of Return	11.74%
Discounted Payback Period (years)	14.94



รูปที่ 16 Discounted Cumulative Cash Flow Diagram

ตารางที่ 57 Discounted Cash Flow ของกรณีศึกษาผลิตเมทานอลร่วม

End of Year (k)	Investment (MBaht)	d(k) (MBaht)	FCI – d(k) (MBaht)	Revenue (MBaht)	COM (Mbaht)	After-Tax Cash Flow (MBaht)	Cash Flow (MBaht)	Discounted Cash Flow (MBaht)	Cumulative Discounted Cash Flow (Mbaht)
0	1,992.05	-	1,729.61	-	-	-	-1,992.05	-1,992.05	-1,992.05
1	-	345.92	1,383.68	1,224.44	917.99	320.26	320.26	291.15	-1,700.90
2	-	553.47	830.21	1,224.44	917.99	392.91	392.91	324.72	-1,376.18
3	-	332.08	498.13	1,224.44	917.99	315.42	315.42	236.98	-1,139.20
4	-	199.25	298.88	1,224.44	917.99	268.93	268.93	183.68	- 955.52
5	-	199.25	99.63	1,224.44	917.99	268.93	268.93	166.98	- 788.54
6	-	99.63	- 0.00	1,224.44	917.99	234.06	234.06	132.12	- 656.42
7	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	102.22	- 554.20
8	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	92.92	- 461.28
9	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	84.48	- 376.80
10	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	76.80	- 300.00
11	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	69.82	- 230.19
12	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	63.47	- 166.72
13	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	57.70	- 109.02
14	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	52.45	- 56.57
15	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	47.68	- 8.88
16	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	43.35	34.47
17	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	39.41	73.87
18	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	35.83	109.70
19	-	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	199.19	32.57	142.27
20	262.44	-	- 0.00	1,224.44	917.99	199.19	461.63	68.62	210.89

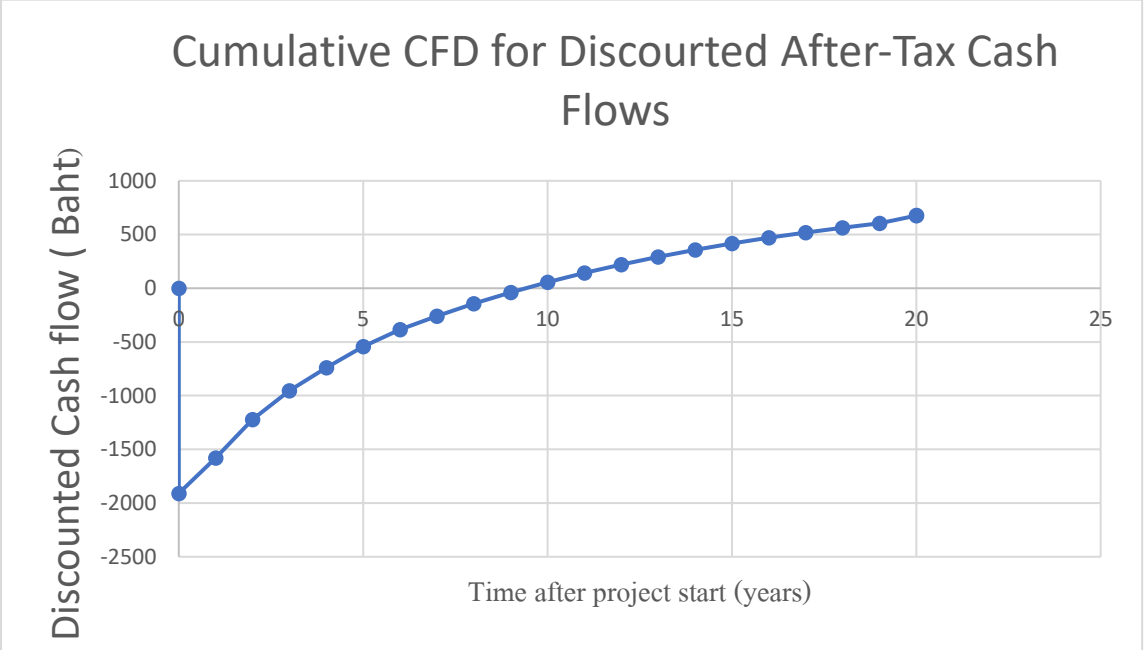
กรณีผลิตดีเซลร่วม (60:40) (Diesel Co-production case)

ตารางที่ 58 ผลลัพธ์ของ Economic Analysis

Cost of Land (Baht)	1,096,000.00
Working Capital (Baht)	248,935,976.43
Fixed Capital Investment (Baht)	1,660,669,176.19
Total Capital Investment (Baht)	1,909,605,152.62
Revenue (Baht/year)	1,272,848,358.45
Cost of Manufacturing (Baht/year)	893,137,400.31

ตารางที่ 59 ผลลัพธ์ของ Profitability Analysis

Net Present Value (Baht)	677,970,892.80
Discounter Cash Flow Rate of Return	15.56%
Discounted Payback Period (years)	9.37



รูปที่ 17 Discounted Cumulative Cash Flow Diagram

ตารางที่ 60 Discounted Cash Flow ของกรณีศึกษาผลิตดีเซลร่วม (60:40)

End of Year (k)	Investment (MBaht)	d(k) (MBaht)	FCI – d(k) (MBaht)	Revenue (MBaht)	COM (Mbaht)	After-Tax Cash Flow (MBaht)	Cash Flow (MBaht)	Discounted Cash Flow (MBaht)	Cumulative Discourted Cash Flow (Mbaht)
0	1,909.61	-	1,659.57	-	-	-	-1,909.61	-1,909.61	- 1,909.61
1	-	331.91	1,327.66	1,272.85	893.14	362.98	362.98	329.98	- 1,579.62
2	-	531.06	796.60	1,272.85	893.14	432.68	432.68	357.59	- 1,222.03
3	-	318.64	477.96	1,272.85	893.14	358.34	358.34	269.22	- 952.81
4	-	191.18	286.77	1,272.85	893.14	313.73	313.73	214.28	- 738.53
5	-	191.18	95.59	1,272.85	893.14	313.73	313.73	194.80	- 543.73
6	-	95.59	0.00	1,272.85	893.14	280.27	280.27	158.20	- 385.53
7	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	126.65	- 258.87
8	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	115.14	- 143.73
9	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	104.67	- 39.06
10	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	95.16	56.10
11	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	86.51	142.60
12	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	78.64	221.25
13	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	71.49	292.74
14	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	64.99	357.73
15	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	59.08	416.82
16	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	53.71	470.53
17	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	48.83	519.36
18	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	44.39	563.75
19	-	-	-	1,272.85	893.14	246.81	246.81	40.36	604.11
20	250.03	-	-	1,272.85	893.14	246.81	496.84	73.85	677.96

*After Tax Cash Flow = (R – COM - d(k)) x (1-t) + d(

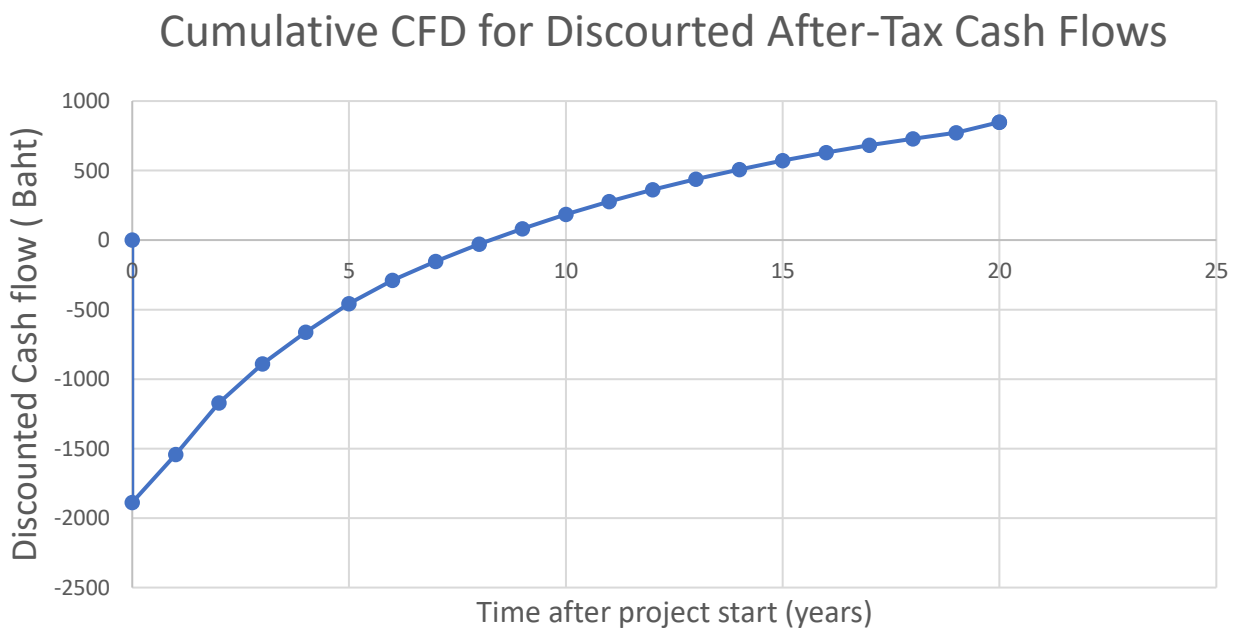
กรณีผลิตดีเซลร่วม (50:50) **(Diesel Co-production case)**

ตารางที่ 61 ผลลัพธ์ของ Economic Analysis

Cost of Land (Baht)	1,096,000.00
Working Capital (Baht)	246,027,373.75
Fixed Capital Investment (Baht)	1,641,278,491.66
Total Capital Investment (Baht)	1,887,305,865.41
Revenue (Baht/year)	1,298,290,831.20
Cost of Manufacturing (Baht/year)	890,637,584.72

ตารางที่ 62 ผลลัพธ์ของ Profitability Analysis

Net Present Value (Baht)	849,217,411.61
Discounter Cash Flow Rate of Return	16.93%
Discounted Payback Period (years)	8.24



รูปที่ 18 Discounted Cumulative Cash Flow

ตารางที่ 63 Discounted Cash Flow ของกรณีศึกษาผลิตดีเซลร่วม (50:50)

End of Year (k)	Investment (MBaht)	d(k) (MBaht)	FCI – d(k) (MBaht)	Revenue (MBaht)	COM (Mbaht)	After-Tax Cash Flow (MBaht)	Cash Flow (MBaht)	Discounted Cash Flow (MBaht)	Cumulative Discourted Cash Flow (Mbaht)
0	1,887.31	-	1,640.18	-	-	-	-1,887.31	-1,887.31	-1,887.31
1	-	328.04	1,312.15	1,298.29	890.64	379.79	379.79	345.26	-1,542.04
2	-	524.86	787.29	1,298.29	890.64	448.68	448.68	370.81	-1,171.24
3	-	314.92	472.37	1,298.29	890.64	375.19	375.19	281.89	- 889.35
4	-	188.95	283.42	1,298.29	890.64	331.11	331.11	226.15	- 663.20
5	-	188.95	94.47	1,298.29	890.64	331.11	331.11	205.59	- 457.61
6	-	94.47	0.00	1,298.29	890.64	298.04	298.04	168.24	- 289.37
7	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	135.97	- 153.40
8	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	123.61	- 29.79
9	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	112.38	82.59
10	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	102.16	184.75
11	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	92.87	277.62
12	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	84.43	362.05
13	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	76.75	438.80
14	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	69.78	508.58
15	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	63.43	572.01
16	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	57.67	629.68
17	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	52.42	682.10
18	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	47.66	729.76
19	-	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	264.97	43.33	773.09
20	247.12	-	0.00	1,298.29	890.64	264.97	512.10	76.12	849.21

*After Tax Cash Flow = (R – COM - d(k)) x (1-t) + d(k)

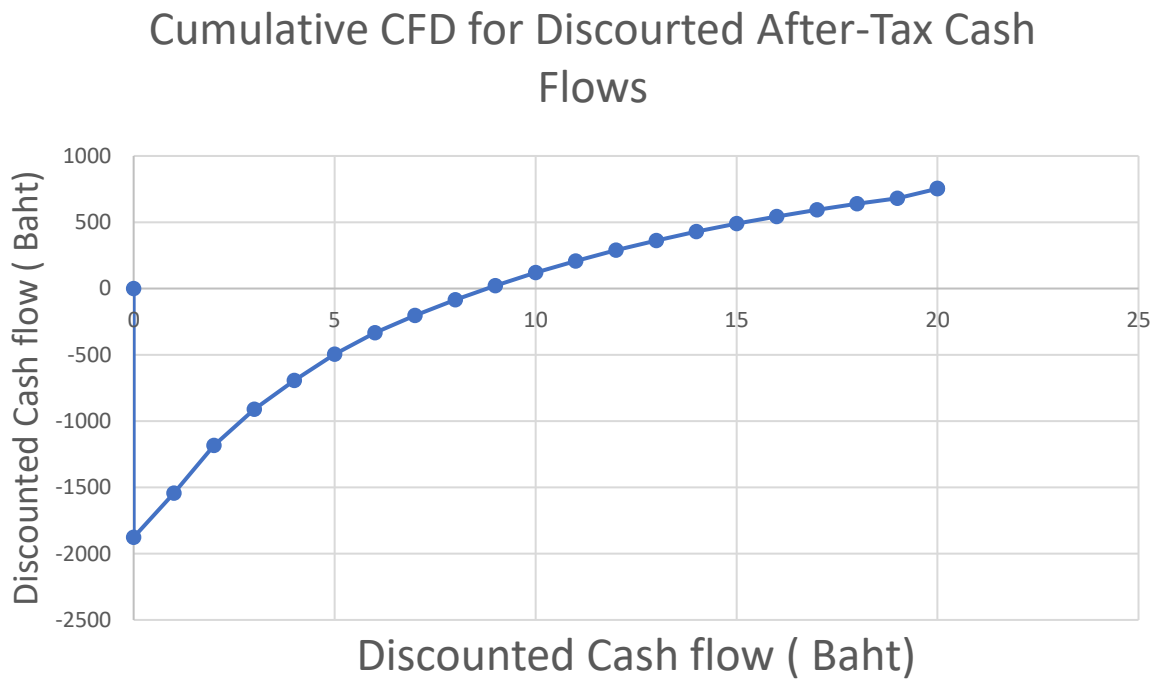
กรณีผลิตดีเซลร่วม (40:60) (Diesel Co-production case)

ตารางที่ 64 ผลลัพธ์ของ Economic Analysis

Cost of Land (Baht)	1,096,000.00
Working Capital (Baht)	244,672,315.49
Fixed Capital Investment (Baht)	1,632,244,769.94
Total Capital Investment (Baht)	1,876,917,085.43
Revenue (Baht/year)	1,280,541,235.49
Cost of Manufacturing (Baht/year)	891,226,290.04

***ตารางที่ 65* ผลลัพธ์ของ Profitability Analysis**

Net Present Value (Baht)	755,479,082.66
Discounter Cash Flow Rate of Return	16.25%
Discounted Payback Period (years)	8.80



รูปที่ 19 Discounted Cumulative Cash Flow

ตารางที่ 66 Discounted Cash Flow ของกรณีศึกษาผลิตดีเซลร่วม (50:50)

End of Year (k)	Investment (MBaht)	d(k) (MBaht)	FCI – d(k) (MBaht)	Revenue (MBaht)	COM (Mbaht)	After-Tax Cash Flow (MBaht)	Cash Flow (MBaht)	Discounted Cash Flow (MBaht)	Cumulative Discourted Cash Flow (Mbaht)
0	1,876.63	-	1,629.24	-	-	-	-1,876.63	-1,876.63	-1,876.63
1	-	325.85	1,303.40	1,280.54	891.23	367.10	367.10	333.73	-1,542.90
2	-	521.36	782.04	1,280.54	891.23	435.53	435.53	359.94	-1,182.96
3	-	312.81	469.22	1,280.54	891.23	362.54	362.54	272.38	- 910.58
4	-	187.69	281.53	1,280.54	891.23	318.75	318.75	217.71	- 692.87
5	-	187.69	93.84	1,280.54	891.23	318.75	318.75	197.92	- 494.95
6	-	93.84	0.00	1,280.54	891.23	285.90	285.90	161.38	- 333.57
7	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	129.86	- 203.71
8	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	118.05	- 85.66
9	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	107.32	21.66
10	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	97.56	119.22
11	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	88.69	207.91
12	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	80.63	288.55
13	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	73.30	361.85
14	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	66.64	428.48
15	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	60.58	489.06
16	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	55.07	544.14
17	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	50.07	594.20
18	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	45.51	639.72
19	-	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	253.05	41.38	681.09
20	247.39	-	0.00	1,280.54	891.23	253.05	500.44	74.39	755.48

บทที่ 6 GHG Emission

แก๊สเรือนกระจก คือ กลุ่มแก๊สในชั้นบรรยากาศโลกที่สามารถกักเก็บและดูดกลืนคลื่นความร้อนหรือรังสีอินฟราเรด (Infrared) ที่ส่งผ่านลงมายังพื้นผิวโลกจากดวงอาทิตย์ได้ดี ก่อนทำการปลดปล่อยพลังงานดังกล่าวออกมาในรูปของความร้อน ซึ่งทำให้โลกเกิด “ภาวะเรือนกระจก” แก๊สเรือนกระจกที่สำคัญ ได้แก่ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน ไนตรัสออกไซด์ และ กลุ่มแก๊สฟลูออริเนต (กลุ่มฮาโลคาร์บอน) หากแนวโน้มการเพิ่มปริมาณแก๊สเรือนกระจกในปัจจุบันยังคงดำเนินต่อไป ผลกระทบจากภาวะโลกร้อนและการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศที่รุนแรงยิ่งขึ้นในอนาคต สิ่งมีชีวิตหลากหลายสายพันธุ์รวมถึงมนุษย์ ต่างได้รับผลกระทบจากภาวะวิกฤตที่เกิดขึ้นนี้ อย่างไม่สามารถหลีกหนีได้ การปรับตัวและวิวัฒนาการของสิ่งมีชีวิตที่ควรใช้ระยะเวลาเป็นแสนปี ถูกเร่งให้เกิดขึ้นภายในช่วงชีวิตของมนุษย์ ซึ่งหากทำไม่สำเร็จอาจหมายถึงการสิ้นสุดของเผ่าพันธุ์ได้

6.1. การคำนวณการลดแก๊สเรือนกระจก

การคำนวณปริมาณการลดแก๊สเรือนกระจกจากภายในโรงงานจะคิดจากส่วนต่างของการปล่อยแก๊สเรือนกระจกในกรณีฐาน (Baseline emission: BE) และผลรวมของการปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากการดำเนินโครงการ (Project emission: PE) กับ การปล่อยแก๊สเรือนกระจกนอกขอบเขตโครงการ (Leakage: LE)[3] ดังสมการที่ (1)

GHG Emission Reduction (tCO_2e/yr)	=	Baseline emission (tCO_2e/yr)	-	Project emission + Leakage (tCO_2e/yr)

แก๊สเรือนกระจกแต่ละชนิดมีค่าศักยภาพในการทำให้โลกร้อนแตกต่างกัน ดังนั้น ในการคำนวณปริมาณแก๊สเรือนกระจกในโครงการนี้จึงคำนวณเป็นปริมาณเทียบเท่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยค่าศักยภาพในการทำให้เกิดภาวะโลกร้อนของแก๊สแต่ละชนิดเป็นตัวคูณ (Global Warming Potential: GWP) สำหรับค่าศักยภาพในการทำเกิดภาวะโลกร้อนอ้างอิงตามรายงานของคณะกรรมการระหว่างรัฐบาลว่าด้วยการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศ (Intergovernmental Panel on Climate Change: IPCC) ดังแสดงตารางที่ 67

ตารางที่ 67 ค่าศักยภาพในการทำให้เกิดภาวะโลกร้อนของแก๊สเรือนกระจกแต่ละชนิด

แก๊สเรือนกระจก	สูตรเคมี	ค่าศักยภาพในการทำให้เกิดภาวะโลกร้อนในช่วงเวลา 100 ปี		
คาร์บอนไดออกไซด์	CO_2	1	1	1
มีเทน	CH_4	21	25	28

ตารางที่ 68 ค่าศักยภาพในการทำให้เกิดภาวะโลกร้อนของแก๊สเรือนกระจกแต่ละชนิด

แก๊สเรือนกระจก	สูตรเคมี	ค่าศักยภาพในการทำให้เกิดภาวะโลกร้อนในช่วงเวลา 100 ปี		
ไนตรัสออกไซด์	N_2O	310	298	265
ไฮโดรฟลูออโรคาร์บอน	HFCs	140-11,700	124-14,800	4-12,400
เปอร์ฟลูออโรคาร์บอน	PFCs	6,500-9,200	7,390-12,200	6,630-11,000
ซัลเฟอร์เฮกซะฟลูออไรด์	SF_6	23,900	22,800	23,500
ไนโตรเจนไตรฟลูออไรด์	NF_3	-	17,200	16,100

ตารางที่ 69 กำลังการผลิตไฟฟ้าภายในโรงงาน

Unit	Power Generation (kWh)				
	กรณีที่ 1 กรณีพื้นฐาน	กรณีที่ 2 กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย	กรณีที่ 3.1 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (60:40)	กรณีที่ 3.2 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (50:50)	กรณีที่ 3.3 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (40:60)
Gas Turbine	10,991.77	10,993.71	10,993.71	8,708.21	6,422.72
HRSG	6,362.84	6,451.75	6,451.75	5,110.49	3,769.23
Total	17,354.61	17,445.45	17,445.45	13,818.70	10,191.96

ตารางที่ 70 การลดลงของการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับการผลิตไฟฟ้าภายในโรงงาน

Case	CO_2 emission (MT CO_2-e/hr)				
	กรณีที่ 1 กรณีพื้นฐาน	กรณีที่ 2 กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย	กรณีที่ 3.1 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (60:40)	กรณีที่ 3.2 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (50:50)	กรณีที่ 3.3 กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (40:60)
กรณีคำนวณการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลจากปริมาณ ไฟฟ้าที่ใช้จากค่า emission factor	7.43	7.47	7.47	5.91	4.36
กรณีศึกษาในโครงการนี้	11.07	11.11	11.11	8.80	6.49
Reduce	-3.64	-3.65	-3.65	-2.89	-2.13

ในส่วนนี้จะกล่าวถึงการนำมีเทนที่ได้จากกระบวนการหมักขยะและของเหลือทิ้งทางการเกษตรไปใช้เพื่อลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจก ในโครงการนี้มีการทำบริสุทธิ์มีเทนที่ได้จากกระบวนการหมัก เพื่อให้ได้มีเทนความบริสุทธิ์สูง (94%) และบีบอัดเพื่อส่งขายเป็นเชื้อเพลิงพลังงาน หรือ สารตั้งต้นสำคัญในอุตสาหกรรมเคมีอื่น ๆ แนวทางข้างต้นเป็นการลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจก คือ มีเทนได้อย่างมีนัยสำคัญ ตารางที่ 84 แสดงปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลที่ได้จากการทำบริสุทธิ์มีเทนและอัดส่งขายเป็นแก๊สชีวภาพบีบอัด ซึ่งเห็นได้ว่า แนวทางที่ดำเนินการนี้สามารถลดปริมาณการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลได้อย่างมาก ตั้งแต่ 62.75-107.41 MT CO_2-e/hr นอกจากการลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมแล้วแนวทางดังกล่าวทำให้โครงการทั้ง 5 กรณีศึกษามีผลกำไรที่ดีขึ้นจากการขายแก๊สชีวภาพบีบดัด ดังกล่าวถึงในบทที่ 5 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

ตารางที่ 71 แสดงการลดลงของการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลสำหรับการผลิตแก๊สชีวภาพบีบอัด

Case	CO_2-e before start process			CO_2-e during process		Reduce CO_2-e Emission (MT/hr)
	CO_2 emission (MT/hr)	Methane (MT/hr)	Total CO_2-e emission (MT/hr)	Electricity Consumption (kWh)	Total CO_2-e emission (MT/hr)	
กรณีที่ 1	0.63	3.80	107.16	1,018.76	0.49	106.67
กรณีที่ 2	0.35	2.24	63.04	597.84	0.29	62.75
กรณีที่ 3.1 (60:40)	0.35	2.24	63.04	597.84	0.29	62.75
กรณีที่ 3.2 (50:50)	0.48	3.04	85.47	810.58	0.39	85.08
กรณีที่ 3.3 (40:60)	0.60	3.83	107.90	1,023.32	0.49	107.41

นอกจากการผลิตแก๊สชีวภาพอัดแล้ว โครงการนี้ยังดำเนินการเพิ่มเติม เพื่อลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการทำบริสุทธิ์มีแทนอีกด้วย ดังที่กล่าวถึงใน บทที่ 3 การอธิบายกระบวนการเรื่องการทำบริสุทธิ์มีเทนด้วยการฟอกแก๊สด้วยน้ำ (water scrubbing) ผลผลิตจากกระบวนการดังกล่าว คือ คาร์บอนไดออกไซด์ที่ละลายอยู่ในน้ำที่ใช้ฟอกแก๊ส เพื่อให้การดำเนินการมีประสิทธิภาพสูงสุด จึงมรการนำน้ำกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการฟอกแก๊ส โดยน้ำที่ดูดกลืนคาร์บอนไดออกไซด์แล้วจะถูกนำไปให้ความร้อน เพื่อแยกน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากกัน คาร์บอนไดออกไซดที่ได้มีความบริสุทธิ์สูง ซึ่งสามารถใช้เป็นสารตั้งต้นสำคัญในการผลิตสารเคมีมูลค่าสูงได้ ในโครงการนี้ ส่วนหนึ่งของคาร์บอนไดออกไซด์ถูกนำไปผลิตปุ๋ยยูเรีย ซึ่งเป็นหนึ่งในกระบวนการใช้และเปลี่ยนรูปคาร์บอนไดออกไซด์ ทั้งนี้ กระบวนการผลิตปุ๋ยยูเรียสามารถ

ลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลได้ 2.86 MT CO_2-e/hr ดังแสดงในตารางที่ 72 สำหรับคาร์บอนไดออกไซด์ส่วนที่เหลือ ซึ่งไม่อาจนำมาผลิตเป็นปุ๋ยยูเรียได้ทั้งหมด เนื่องจากผลผลิตปุ๋ยยูเรียที่ได้มีปริมาณเกินกว่าความต้องการของตลาดเป็นอย่างมาก ปัจจุบันเทคโนโลยีการนำกลับของน้ำมันโดยใช้คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2-EOR) มีการใช้งานอย่างแพร่หลาย มีความปลอดภัย และสามารถเพิ่มอัตราการผลิตน้ำมันได้อย่างมีนัยสำคัญ กระบวนการดังกล่าวต้องการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณมาก ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เหลืออยู่ในกระบวนการ โครงการนี้จึงทำการอัดคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อส่งขายเพื่อการนำกลับของน้ำมันโดยใช้คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2-EOR) ผลการศึกษา แสดงดังตารางที่ 73 ซึ่งเห็นได้ว่า ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลที่ถูกปล่อยสู่บรรยากาศลดลงอย่างมีนัยสำคัญ ในช่วง 16.58-17.60 MT CO_2-e/hr

ตารางที่ 72 การลดลงของการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับการจำหน่ายปุ๋ยยูเรีย

Product	CO_2-e before start process			CO_2-e during process		Reduce CO_2 Emission (MT CO_2-e /hr)
	CO_2 emission (MT/hr)	Methane (kg/hr)	Total CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	Electricity Consumption (kWh)	Total CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	
Urea fertilizer	3.00	2.18	3.04	377.54	0.18	2.86

ตารางที่ 73 การลดลงของการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับการเพิ่มการนำกลับน้ำมัน

Case	CO_2-e before start process			CO_2-e during process		Reduce CO_2 Emission (MT CO_2-e /hr)
	CO_2 emission (MT/hr)	Methane (kg/hr)	Total CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	Electricity Consumption (kWh)	Total CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	
กรณีที่ 1	18.27	13.25	18.64	2150.99	1.03	17.60
กรณีที่ 2	17.02	12.34	17.36	1634.56	0.79	16.58
กรณีที่ 3.1 (60:40)	17.02	12.34	17.36	1634.56	0.79	16.58
กรณีที่ 3.2 (50:50)	17.02	12.34	17.36	1634.56	0.79	16.58
กรณีที่ 3.3 (40:60)	17.02	12.34	17.36	1634.56	0.79	16.58

ในโครงการนี้ ยังให้ความสำคัญต่อสิ่งแวดล้อมอย่างต่อเนื่อง ในกรณีศึกษาต่าง ๆ มีการนำคาร์บอนไดออกไซด์ผลิตเป็นสารผลิตภัณฑ์มูลค่าสูงขึ้น ได้แก่ เมทานอล และ น้ำมันดีเซล ซึ่งผลิตภัณฑ์เหล่านี้ถือเป็นสารที่ใช้กักเก็บคาร์บอนไดออกไซด์ได้อีกด้วย ผลการศึกษาการลดดารปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลจากการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและน้ำมันดีเซล แสดงในตารางที่ 74-75 ผลการวิเคราะห์พบว่าการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและน้ำมันดีเซลสามารถลดการปล่อยคารบอนไดออกไซด์สมมูลได้ถึง 42.73 และ 34.45 MT CO_2-e/hr

ตารางที่ 74 ปริมาณการปล่อยการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลงจากการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

Case	CO_2-e before start process			CO_2-e during process			Reduce CO_2 Emission (MT CO_2-e /hr)
	CO_2 emission (MT/hr)	Methane (kg/hr)	Total CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	Electricity Consumption (kWh)	Total CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	
กรณีที่ 2	4.58	1.54	47.74	3.96	2,172.31	5.01	42.73

ตารางที่ 75 ปริมาณการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลงจาการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นน้ำมันดีเซล

Case	CO_2-e before start process			CO_2-e during process				Reduce CO_2 Emission (MT CO_2-e /hr)
	CO_2 emission (MT/hr)	Methane (MT/hr)	TotalCO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	CO_2 emission (MT/hr)	Methane (MT/hr)	Electricity Consumption (kWh)	TotalCO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	
กรณีที่ 3.1 (60:40)	4.58	1.54	47.74	3.91	0.31	1207.18	13.29	34.45
กรณีที่ 3.2 (50:50)	4.58	1.54	47.74	3.91	0.31	1207.18	13.29	34.45
กรณีที่ 3.3 (40:60)	4.58	1.54	47.74	3.91	0.31	1207.18	13.29	34.45

ในโครงการนี้ ยังให้ความสำคัญต่อสิ่งแวดล้อมอย่างต่อเนื่อง ในกรณีศึกษาต่าง ๆ มีการนำคาร์บอนไดออกไซด์ผลิตเป็นสารผลิตภัณฑ์มูลค่าสูงขึ้น ได้แก่ เมทานอล และ น้ำมันดีเซล ซึ่งผลิตภัณฑ์เหล่านี้ถือเป็นสารที่ใช้กักเก็บคาร์บอนไดออกไซด์ได้อีกด้วย ผลการศึกษาการลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลจากการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและน้ำมันดีเซล แสดงในตารางที่ 76-77 ผลการวิเคราะห์พบว่าการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและน้ำมันดีเซลสามารถลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลได้ถึง 42.73 และ 34.45 MT CO_2-e/hr

ตารางที่ 76 ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลที่ถูกปล่อยจากโครงการ และปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลที่ลดได้จากกรณีศึกษาต่าง ๆ

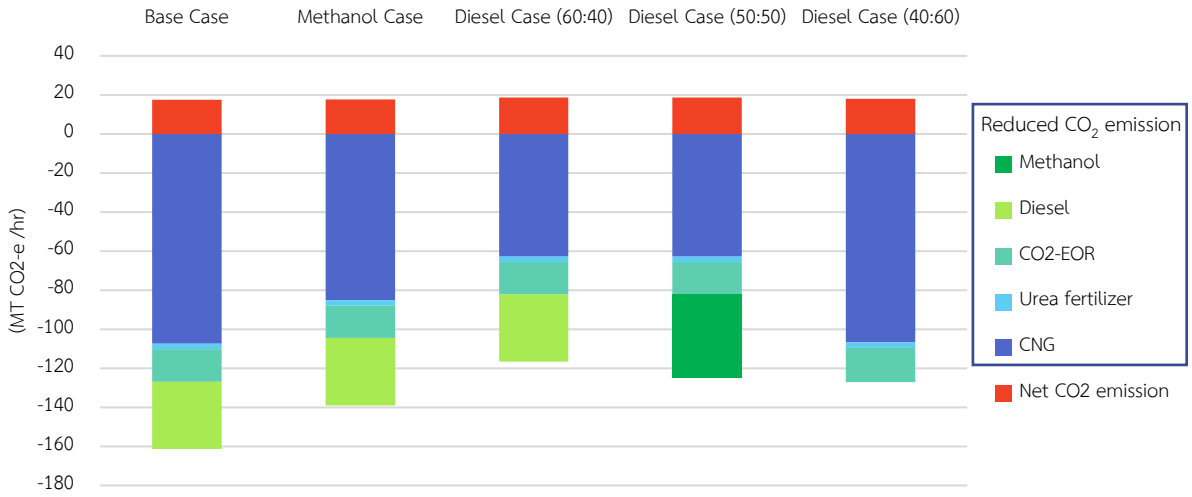
Case	CO_2 (MT/hr)	Methane (MT/hr)	Electricity Consumption (kWh)	CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)
กรณีที่ 1	11.07	-	13,453.81	17.54
กรณีที่ 2	11.11	-	13,673.33	17.69
กรณีที่ 3.1 (60:40)	3.91	0.31	12,702.01	18.70
กรณีที่ 3.2 (50:50)	3.91	0.31	12,552.61	18.63
กรณีที่ 3.3 (40:60)	3.91	0.31	11,328.39	18.04

ตารางที่ 77 ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สมมูลที่ลดได้จากกรณีศึกษาต่าง ๆ

Case	Reduce CO_2 Emission (MT CO_2-e /hr)					Total Reduce CO_2 Emission (MT CO_2-e /hr)
	CNG	Urea fertilizer	CO_2-EOR	Diesel	Methanol	
กรณีที่ 1	106.67	2.86	17.60	-	-	127.14
กรณีที่ 2	62.75	2.86	16.58	-	42.73	124.92
กรณีที่ 3.1 (60:40)	62.75	2.86	16.58	34.45	-	116.64
กรณีที่ 3.2 (50:50)	85.08	2.86	16.58	34.45	-	138.97
กรณีที่ 3.3 (40:60)	107.41	2.86	16.58	34.45	-	161.30

ตารางที่ 78 สรุปการปลดปล่อยและการลดได้ของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในโรงงานแต่ละกรณี

Case	CO_2 emission (MT CO_2-e/hr)	Reduce CO_2 emission (MT CO_2-e /hr)	%Reduce CO_2 emission
กรณีที่ 1	17.54	127.14	87.90
กรณีที่ 2	17.69	124.92	87.60
กรณีที่ 3.1 (60:40)	18.70	116.64	86.18
กรณีที่ 3.2 (50:50)	18.63	138.97	88.18
กรณีที่ 3.3 (40:60)	18.04	161.30	89.94



รูปที่ 20 ปริมาณการลดลงของการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแต่ละกรณีศึกษา

จากรูปที่ 20 พบว่าการลดลงของการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยส่วนใหญ่เกิดขึ้นจากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพเพื่อส่งขายเป็นแก๊สชีวภาพบีบอัด (CNG) เนื่องจากการทำกระบวนการนี้เป็นการช่วยลดการปล่อยแก๊สมีเทนออกสู่บรรยากาศ ซึ่งแก๊สมีเทนคิดเป็น 28 เท่าของการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่บรรยากาศ หากมองในภาพรวมกรณีศึกษาที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจก คือ กรณีที่ 3.3 ศึกษาผลิตดีเซล (40:60) สามารถลดปริมาณการปล่อยแก๊สเรือนกระจกได้ถึง 89.94 เปอร์เซ็นต์ของความสามารถการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

บทที่ 7 การพิจารณาด้านความปลอดภัย สุขภาพและสิ่งแวดล้อม

ความปลอดภัยในโรงงานเป็นสิ่งที่จำเป็นต่อการปฏิบัติงานของผู้ปฏิบัติงาน หากภายในพื้นที่ปฏิบัติงานไม่มีความปลอดภัย อาจจะส่งผลต่อสุขภาพและประสิทธิภาพการทำงานของผู้ปฏิบัติงาน อีกทั้งยังส่งผลกระทบต่อกระบวนการภายในโรงงานจนทำให้เกิดการปิดเพื่อซ่อมแซ่ม ส่งผลต่อการผลิตและรายได้ที่สูญเสียไป อีกทั้งทางด้านสิ่งแวดล้อมก็เป็นสิ่งที่สำคัญที่ต้องพิจารณา เพื่อเป็นแสดงความรับผิดชอบต่อสังคมและนำไปสู่การพัฒนายั่งยืนทางด้านสิ่งแวดล้อมต่อไป

7.1 ความปลอดภัย

7.1.1 การประเมินสภาวะที่พบในโรงงาน

ในที่นี้แสดงเฉพาะอุณหภูมิและความดันที่มีค่าสูงสุดและต่ำสุดในโรงงาน โดยในการพิจารณาจะแบ่งการพิจารณาเป็นแต่ละกรณีศึกษาและแต่ละพื้นที่ของกระบวนการ

หมายเหตุ

1. ความดัน ระดับความเสี่ยงน้อยกว่า 15 psi = น้อย, 15 psi – 20 psi = ปานกลาง และมากกว่า 120 psi = มาก
2. อุณหภูมิ ระดับความเสี่ยงน้อยกว่า 50 °C = น้อย, 50 °C – 100 °C = ปานกลาง และมากกว่า 100 °C = มาก

ตารางที่ 79 กรณีศึกษา 1: กรณีพื้นฐาน (Base Case)

Area	รายการ	ระดับความเสี่ยง	ค่า/ระดับ	หมายเหตุ (ระบุแหล่งที่มา)
100	ความดันที่พบ (psi)	มาก	348.09	สาย HPSTMS1 (92), HTSTM1OUT (106)
		น้อย	14.12	สาย LPSTM3 (100), LPSTM3OUT (107)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (°C)	มาก	157.27	สาย HPSTMS1 (92)
		น้อย	30	สาย WATER (1), BIOMASS (2), WATER (3), CASSAVA (4), ออกจาก M-101 (7), ออกจาก M-102 (8), MAKEUP WATER (18), Air (25)
200	ความดันที่พบ (psi)	มาก	2005.49	สายออกจาก C-208 (71), CO2TOUREA (72)
		น้อย	14.50	RAW BIOGAS (15), ออกจาก T-201 (42), ออกจาก E-205 (43), ออกจาก E-206 (44), MAKEUP WATER (45), ก่อนเข้า P-201 (46), REUSE WATER (47), ออกจาก V-204 (50), เข้า V-205 (51), H_2S (52), ออกจาก V-205 (53), ออกจาก E-208 (54), ออกจาก V-206 (55), ออกจาก V-206 ไปยัง V-207 (56), NH_3 (57), ออกจาก V-207 (58)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (°C)	มาก	202.96	สายออกจาก C-205 (63), ออกจาก C-206 (65)
		น้อย	7	สายออกจาก E-208 (54), ออกจาก V-206 (55), ออกจาก V-206 ไปยัง V-207 (56), NH_3 (57), ออกจาก V-207 (58)
300	ความดันที่พบ (psi)	มาก	3640.64	สายออกจาก C-303 (78), CBG (79)
		น้อย	14.50	สายก่อนเข้า C-301 (73)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (°C)	มาก	204	สายออกจาก C-302 (76)
		น้อย	35	สายก่อนเข้า C-301 (73), CBG (79)
400	ความดันที่พบ (psi)	มาก	1109.54	สายก่อนเข้า CHP-402 (114)
		น้อย	14.50	สาย WATER (84)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (°C)	มาก	553.50	สายออกจาก CHP-401 (9)
		น้อย	30	สาย AIR (83), WATER (84)
500	ความดันที่พบ (psi)	มาก	1109.54	ออกจาก P-501 (110), สายก่อนเข้า M-502 (112), ออกจาก P-503 (113), ออกจาก M-502 (114), WATER1 (115)
		น้อย	14.07	สายออกจาก M-501 (109), LPSTM3OUT (107)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (°C)	มาก	153.92	สายก่อนเข้า M-502 (112)
		น้อย	30	สาย MAKEUPWATER (116), MAKEUPW (154)
600	ความดันที่พบ (psi)	มาก	2275.73	สาย NH3 (119)
		น้อย	14.22	สาย AIR (140), AIR (149)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (°C)	มาก	242.35	สายก่อนเข้า R-601 (121)
		น้อย	30	สาย AIR (135), AIR (140), AIR (149)

ตารางที่ 80 กรณีศึกษา 2: กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย (Methanol Co-production)

Area	รายการ	ระดับความเสี่ยง	ค่า/ระดับ	หมายเหตุ (ระบุแหล่งที่มา)
100	ความดันที่พบ (psi)	มาก	348.09	สาย HPSTMS1 (92), HTSTM1OUT (106)
		น้อย	14.5	สาย WATER (1), BIOMASS (2), WATER (3), CASSAVA (4), ออกจาก M-101 (7), ออกจาก M-102 (8), ออกจาก E-101 (9), ออกจาก R-101 (11), ออกจาก R-101 (12), ออกจาก R-102 (13), ออกจาก R-102 (14), RAWBOGAS (15), ก่อนเข้า F-101 (16), ออกจาก F-101 (17), MAKEUP WATER (18), REUSEWATER (19), RECAS (20), REBIOMASS (21), ออกจาก F-101 (22), ออกจาก E-103 (23), ออกจาก E-104 (24), Air (25), ก่อนเข้า D-101 (26), MOISTAIR (27), FERTILIZER (28), TOWATERS (155), TODIE (156)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	164.95	สาย HPSTMS1 (92)
		น้อย	30	สาย WATER (1), BIOMASS (2), WATER (3), CASSAVA (4), ออกจาก M-101 (7), ออกจาก M-102 (8), MAKEUP WATER (18), Air (25)
200	ความดันที่พบ (psi)	มาก	2005.49	สายออกจาก C-208 (71), CO2TOUREA (72)
		น้อย	14.50	ออกจาก T-201 (42), ออกจาก E-205 (43), ออกจาก E-206 (44), MAKEUP WATER (45), ก่อนเข้า P-201 (46), REUSE WATER (47), ออกจาก V-204 (50), เข้า V-205 (51), H_2S (52), ออกจาก V-205 (53), ออกจาก E-208 (54), ออกจาก V-206 (55), ออกจาก V-206 ไปยัง V-207 (56), NH_3 (57), ออกจาก V-207 (58), TOWATERS (155),
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	202.96	สายออกจาก C-206 (65)
		น้อย	7	สายออกจาก E-208 (54), ออกจาก V-206 (55), ออกจาก V-206 ไปยัง V-207 (56), NH_3 (57), ออกจาก V-207 (58)
300	ความดันที่พบ (psi)	มาก	3640.64	สายออกจาก C-303 (78), CBG (79)
		น้อย	14.50	สายก่อนเข้า C-301 (73)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	204	สายออกจาก C-302 (76)
		น้อย	30	สาย CBG (79)
400	ความดันที่พบ (psi)	มาก	1109.54	สายก่อนเข้า CHP-402 (114)
		น้อย	14.50	สาย AIR (83)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	557.9	สายออกจาก CHP-401 (99)
		น้อย	30	สาย AIR (83), WATER (84)
500	ความดันที่พบ (psi)	มาก	1109.54	สายออกจาก P-501 (110), ก่อนเข้า M-502 (112), ออกจาก P-503 (113), ออกจาก M-502 (114), WATER1 (115)
		น้อย	14.5	สาย ออกจาก M-501 (109), MAKEUPWATER (116), MAKEUPW (154)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	103.42	สายออกจาก P-502 (112)
		น้อย	30	สาย MAKEUPWATER (116), MAKEUPW (154)
600	ความดันที่พบ (psi)	มาก	2275.73	สาย NH3 (119)
		น้อย	14.22	สาย AIR (140), AIR (149)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	242.35	สายออกจาก R-601 (122)
		น้อย	30	สาย AIR (135), AIR (140), AIR (149)

ตารางที่ 80 กรณีศึกษา 2: กรณีที่มีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย (Methanol Co-production) (ต่อ)

Area	รายการ	ระดับความเสี่ยง	ค่า/ระดับ	หมายเหตุ (ระบุแหล่งที่มา)
800	ความดันที่พบ (psi)	มาก	652.5	สายออกจาก E-804 (229)
		น้อย	14.5	สาย TOMEH (156), LPSTM5 (157), H2S (201), ออกจาก V-801 (202), สาย ออกจาก E-801 (203), ออกจาก V-802 (204), ออกจาก V-802 (205), NH3 (206), ออกจาก V-803 (207), ออกจาก E-802 (209), ออกจาก E-803 (210), สายที่ไปรวมกับ 209 (211), ก่อนเข้า E-804 (212), ออกจาก E-804 (213), ออกจาก H-801 (214), ออกจาก E-804 (215), ออกจาก E-805 (216), ออกจาก V-804 (217), ออกจาก P-801 (218), ออกจาก V-804 (219), ก่อนเข้า V-805 (220), ออกจาก V-805 (220), ก่อนเข้า V-807 (233), METHANOL (234), ออกจาก V-807 (235), สายผสมระหว่าง 232 กับ 235 (236), PURGE (237), RECYCLE (238)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	750	สายออกจาก E-804 (213), ออกจาก H-801 (214)
		น้อย	7	สาย ออกจาก E-801 (203), ออกจาก V-802 (204), ออกจาก V-702 (205), NH3 (206), ออกจาก V-803 (207)

ตารางที่ 81 กรณีศึกษา 3 : กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (Diesel Co-production)

Area	รายการ	ระดับความเสี่ยง	ค่า/ระดับ	หมายเหตุ (ระบุแหล่งที่มา)
100	ความดันที่พบ (psi)	มาก	348.09	สาย HPSTMS1 (92), HTSTM1OUT (106)
		น้อย	14.5	สาย WATER (1), BIOMASS (2), WATER (3), CASSAVA (4), ออกจาก M-101 (7), ออกจาก M-102 (8), ออกจาก E-101 (9), ออกจาก R-101 (11), ออกจาก R-101 (12), ออกจาก R-102 (13), ออกจาก R-102 (14), RAWBOGAS (15), ก่อนเข้า F-101 (16), ออกจาก F-101 (17), MAKEUP WATER (18), REUSEWATER (19), RECAS (20), REBIOMASS (21), ออกจาก F-101 (22), ออกจาก E-103 (23), ออกจาก E-104 (24), Air (25), ก่อนเข้า D-101 (26), MOISTAIR (27), FERTILIZER (28), TOWATERS (155), TODIE (156)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	164.95	สาย HPSTMS1 (92)
		น้อย	30	สาย WATER (1), BIOMASS (2), WATER (3), CASSAVA (4), ออกจาก M-101 (7), ออกจาก M-102 (8), MAKEUP WATER (18), Air (25)
200	ความดันที่พบ (psi)	มาก	2005.49	สายออกจาก C-208 (71), CO2TOUREA (72)
		น้อย	14.50	ออกจาก T-201 (42), ออกจาก E-205 (43), ออกจาก E-206 (44), MAKEUP WATER (45), ก่อนเข้า P-201 (46), REUSE WATER (47), ออกจาก V-204 (50), เข้า V-205 (51), H_2S (52), ออกจาก V-205 (53), ออกจาก E-208 (54), ออกจาก V-206 (55), ออกจาก V-206 ไปยัง V-207 (56), NH_3 (57), ออกจาก V-207 (58), TOWATERS (155),
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	202.96	สายออกจาก C-206 (65)
		น้อย	7	สายออกจาก E-208 (54), ออกจาก V-206 (55), ออกจาก V-206 ไปยัง V-207 (56), NH_3 (57), ออกจาก V-207 (58)

ตารางที่ 82 กรณีศึกษา 3 : กรณีที่มีการผลิตน้ำมันดีเซลร่วมด้วย (Diesel Co-production) (ต่อ)

Area	รายการ	ระดับความเสี่ยง	ค่า/ระดับ	หมายเหตุ (ระบุแหล่งที่มา)
300	ความดันที่พบ (psi)	มาก	3640.64	สายออกจาก C-303 (78), CBG (79)
		น้อย	14.50	สายก่อนเข้า C-301 (73)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	204	สายออกจาก C-302 (76)
		น้อย	30	สาย CBG (79)
400	ความดันที่พบ (psi)	มาก	1109.54	สายก่อนเข้า CHP-402 (114)
		น้อย	14.50	สาย WATER (84)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	553.50	สายออกจาก CHP-401 (90)
		น้อย	30	สาย AIR (83), WATER (84)
500	ความดันที่พบ (psi)	มาก	1109.54	สายออกจาก P-501 (110), ก่อนเข้า M-502 (112), ออกจาก P-503 (113), ออกจาก M-502 (114), WATER1 (115)
		น้อย	14.5	สาย ออกจาก M-501 (109), MAKEUPWATER (116), MAKEUPW (154)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	101.36	สาย SATLIQW (93), LPCHP (103), LPSTM3OUT (107)
		น้อย	30	สาย MAKEUPWATER (116), MAKEUPW (154)
600	ความดันที่พบ (psi)	มาก	2275.73	สาย NH3 (119)
		น้อย	14.22	สาย AIR (140), AIR (149)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	242.35	สายออกจาก R-601 (122)
		น้อย	30	สาย AIR (135), AIR (140), AIR (149)
700	ความดันที่พบ (psi)	มาก	290	สายออกจาก E-708 (195), ออกจาก C-704 (188), ออกจาก E-705 (191), ออกจาก H-703 (189), ออกจาก FTS-701 (190), FULEGAS (192), ออกจาก V-706 (193), ออกจาก V-707 (197), WASTEWAT (199)
		น้อย	14.50	TODIESEL (156),H2S (162), ออกจาก V-701 (163), ออกจาก E-701 (164), ออกจาก V-702 (165), NH3 (166), ออกจาก V-703 (167), ออกจาก E-702 (168), ออกจาก V-702 (170),สาย AIR (171), ออก PROWATER (173), ออกจาก V-706 (194), LIGHTGAS (196), จาก V-707 (198), DIESEL (200)
	ระดับอุณหภูมิที่พบ (^{o}C)	มาก	850	สายออกจาก H-702 (179)
		น้อย	7	สาย ออกจาก E-701 (164), ออกจาก V-702 (165), NH3 (166), ออกจาก V-703 (167), ออกจาก V-702 (170)

วิธีการแก้ไขปัญหาความดันที่สูงเกินไป คือการสร้างท่อให้มีความหนาเพื่อให้สามารถรองรับความดันที่เกิดขึ้น

วิธีการแก้ไขอุณหภูมิที่สูงเกินไป คือ เลือกใช้วัสดุที่สามารถทนความร้อนได้สูง เช่น เหล็กกล้าคาร์บอนที่มีสมบัติทนความร้อนมาใช้กับสาย stream ที่มีความร้อนสูง มีการหุ้มฉนวนเพื่อป้องกันการสูญเสียภายในระบบและป้องกันอันตรายจากการสัมผัสท่อ หากสาย Stream ไหนที่มีองค์ประกอบของน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์จะทำให้เกิดการกัดกร่อนในท่อ อาจจะต้องให้วัสดุที่เป็นเหล็กกล้าไร้สนิม ซึ่งสามารถทนการกัดกร่อนได้ดี

7.1.2 การควบคุมสภาวะที่ใช้ในโรงงาน

เนื่องจากในกระบวนการมีความดันที่สูง จึงต้องมีการติดตั้งวาล์วควบคุมความดัน เพื่อป้องกันไม่ให้ความดันภายในระบบสูงเกินไป จนทำให้เกิดการระเบิดขึ้นเมื่อออกจากอุปกรณ์ นอกจากนี้ยังต้องมีการติดตั้งวาล์วเพื่อควบคุมปริมาณของเหลวในอุปกรณ์ที่มีความดันสูง เพื่อไม่ให้ของเหลวกลายเป็นไอจนมีการเพิ่มความดันเพิ่มขึ้นจนนำไปสู่การระเบิดของอุปกรณ์ได้

7.2 สุขภาพ

เนื่องจากกระบวนการเป็นการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน จนเกิดเป็นแก๊สมีเทน ซึ่งหากเกิดการรั่วไหลของแก๊สมีเทน อาจเกิดการติดไฟและสร้างความเสียหายแก่สุขภาพ ชีวิตและทรัพย์ได้ ส่วนแอมโมเนียเหลว แอมโมเนียมีกลิ่นฉุน มีฤทธิ์กัดกร่อน และทำให้เกิดการระคายเคืองได้ ในกรณีการผลิตเมทานอลร่วม เมทานอลมีคุณสมบัติเป็นของเหลวไวไฟและเกิดไอระเหย อาจทำให้เกิดการระคายเคืองต่อดวงตาและผิวหนัง เกิดอันตรายต่อระบบทางเดินหายใจหากสูดดม หากมีประกายไฟในบริเวณใกล้เคียง อาจะเกิดการติดไหม้และลุกลามไปยังบริเวณอื่นๆได้ อีกทั้งกรณีการผลิตดีเซลร่วม เป็นเชื้อเพลิงจึงคุณสมบัติติดไฟได้ง่าย หากมีประกายไฟขึ้น อาจทำให้เกิดติดไฟและลุกลามไปยังบริเวณอื่นๆ ได้

ดังนั้นภายในโรงงานจำเป็นต้องมีการจัดอบรมให้ความรู้เรื่องการปฏิบัติงานอย่างปลอดภัยภายในโรงงาน เพื่อผู้ปฏิบัติงานตระหนักถึงอันตรายและผลกระทบที่อาจเกิดขึ้น และรู้จักป้องกันตนเองขณะที่ปฏิบัติงาน อีกทั้งผู้ปฏิบัติงานจะต้องมีการสวมใส่อุปกรณ์ป้องกันนิรภัยส่วนบุคคลที่เหมาะสมก่อนเข้าไปปฏิบัติงานในพื้นที่ จะต้องการตรวจสอบอุปกรณ์เซฟตี้ภายในโรงงานอย่างสม่ำเสมอ เพื่อให้พร้อมรับมือกับสถานการณ์ที่เป็นอันตรายได้

7.3 สิ่งแวดล้อม

น้ำที่เสียภายในโรงงาน ส่วนใหญ่มักเป็นน้ำที่เหลือจากกระบวนย่อยสลายแบบไม่ใส่ออกซิเจน ซึ่งจะนำน้ำมารีไซเคิลกลับเข้าสู่กระบวนการย่อยสลายฯ เพื่อเป็นลดปริมาณน้ำที่ทิ้งออกสู่แหล่งน้ำตามธรรมชาติ อีกทั้งยังช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการย่อยสลายอีกด้วย และเนื่องจากกกระบวนการภายในโรงงานมีกระบวน Water scrubbing ซึ่งจะได้คาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณมาก แต่ก็ได้มีการนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปแปรเป็นผลิตภัณฑ์อื่นๆหรือนำไปใช้ประโยชน์ เช่น การนำไปใช้เพื่อเพิ่มการสูบน้ำมันแบบก้าวหน้า หรือการนำไปผลิตเป็นปุ๋ยยูเรีย ซึ่งก็ทำให้ลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สู่บรรยากาศ ส่วนแก๊สอื่นๆ เช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) แอมโมเนีย (NH_3) จะถูก Solid absorbent ดูดซับอยู่ภายในเบด ทำให้ไม่มีการปล่อยแก๊สเหล่าออกสู่บรรยากาศ

บทที่ 8 สรุปการทำโครงการและข้อเสนอแนะ

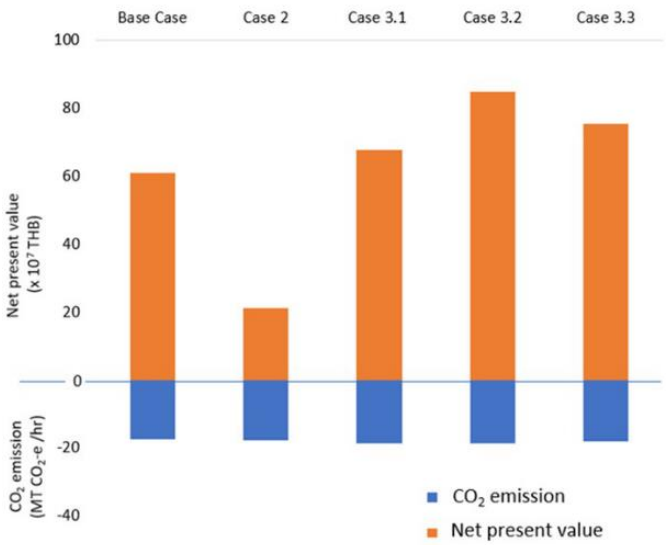
จากการศึกษากระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน โดยมีจุดประสงค์เพื่อให้ได้แก๊สชีวภาพ (Biogas) เพื่อนำไปจำหน่ายในรูปแบบของเชื้อเพลิงสำหรับยานพาหนะและนำไปผลิตกระแสไฟฟ้า โดยผ่านกระบวนการ Cogeneration แต่แก๊สชีวภาพที่ได้ออกมานั้น ยังมีคุณภาพไม่เพียงพอต่อการนำไปใช้ จึงต้องนำไปเข้าสู่กระบวนการปรังปรุงคุณภาพแก๊ส (water scrubbing) แต่จากการศึกษาในกระบวนการนี้ พบว่ามีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่บรรยากาศในปริมาณที่สูงมาก ซึ่งส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ดังนั้นคณะผู้จัดทำจึงได้มีการปรับเปลี่ยนกระบวน Water scrubbing โดยได้นำอุปกรณ์ Stripper ออกและติดตั้ง Flash separator แทน เพื่อให้สามารถแยกคาร์บอนไดออกไซด์ได้ในปริมาณที่มีความเข้มข้นสูงขึ้นถึงร้อยละ 97.8 คาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความบริสุทธิ์สูงนี้ ทางคณะผู้จัดทำได้มีการนำไปใช้ในกระบวนการผลิตปุ๋ยยูเรีย เพื่อใช้เป็นปุ๋ยในการทำเกษตรกรรมของผู้คนในเมืองต่อไป และนำไปใช้ในกระบวนการสูบน้ำมันดิบอย่างก้าวหน้า ซึ่งคาร์บอนไดออกไซด์ที่นำไปใช้ในกระบวนการนี้มีความต้องการสูงในทั่วโลก และในส่วนของแก๊สชีวภาพที่หมักได้นั้น มีการนำไปใช้ศึกษาเพื่อให้เกิดประโยชน์และกำไรสูงสุด โดยได้แบ่งกรณีศึกษาเป็น 3 กรณี ดังนี้

1. กรณีที่ 1: กรณีพื้นฐาน มีการใช้ประโยชน์ของแก๊สชีวภาพในรูปแบบของการนำไปผลิตเป็นเชื้อเพลิงสำหรับพาหนะและนำไปใช้ผลิตกระแสไฟฟ้าเพียงอย่างเดียว ซึ่งจากการศึกษากรณีนี้ พบว่า มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่บรรยากาศน้อยที่สุดและทางโรงงานก็ยังได้กำไรจากการผลิต แต่ว่ายังไม่สามารถนำแก๊สชีวภาพไปใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุดได้ เพื่อเป็นการนำแก๊สชีวภาพไปใช้ประโยชน์ได้อย่างสูงสุด จึงได้มีกรณีศึกษาเพิ่มเติมอีก 2 กรณีดังกรณีศึกษาที่ 2 และ 3
2. กรณีที่ 2: กรณีการผลิตเมทานอลร่วมด้วย ในกรณีนี้ได้มีการแบ่งแก๊สชีวภาพที่มาจากกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนบางส่วนมาผลิตเป็นเมทานอล ซึ่งเมทานอลสามารถนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นที่สำคัญในกระบวนการผลิตสารเคมีอื่น ๆ เช่น อุตสาหกรรมปิโตรเคมี จากผลการศึกษากรณีนี้พบว่า มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้นเมื่อเทียบกับกรณีพื้นฐาน อีกทั้งยังสามารถทำกำไรได้น้อยที่สุด
3. กรณีที่ 3: กรณีการผลิตดีเซลร่วมด้วย กรณีได้แบ่งแก๊สชีวภาพมาใช้ในการผลิตดีเซล ซึ่งเป็นเชื้อเพลิงเหลวสามารถนำไปใช้ในเครื่องยนต์หรือเครื่องจักรอื่นๆได้ จากการศึกษา พบว่า กรณีนี้มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่บรรยากาศมากที่สุด แต่ว่าสามารถสร้างกำไรได้สูงที่สุดเช่นเดียวกัน อีกทั้งยังดีเซลที่ผลิตได้นั้น สามารถกลับเข้าสู่ชุมชนเพื่อนำไปใช้ประโยชน์ต่อ ตามแนวคิด Circular city ที่เป็นการนำหมุนเวียนทรัพยากรมาใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุด และจากกรณีศึกษานี้ผู้จัดได้มีการศึกษาเพิ่มเติมอีก 2 กรณี โดยศึกษาผลของอัตราส่วนของแก๊สชีวภาพที่นำมาใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้า (CHP) ต่อแก๊สชีวภาพที่จะนำไปเข้ากระบวนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสำหรับพาหนะ (CBG) โดยจะใช้ผลกำไรที่โรงงานจะได้รับมาเปรียบเทียบดังนี้

    3.1 กรณีที่ 3.1: กรณีการผลิตดีเซล 60:40 มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สูงที่สุด อีกทั้งมีผลกำไรน้อยที่สุด เนื่องจากสามารถผลิตไอน้ำและกระแสไฟฟ้าได้มากที่สุด ทำให้ราคาจำหน่ายต่อหน่วยน้อยลง ทำให้มีผลกำไรน้อยลง

3.2 กรณีที่ 3.2: กรณีการผลิตดีเซล 50:50 โดยกรณีนี้ได้ผลกำไรมากที่สุด เนื่องมาจากมีต้นทุนการผลิตที่ต่ำที่สุดเมื่อเทียบกับกรณี 40:60 และ 60:40 นอกจากนี้ปริมาณไอน้ำและกระแสไฟฟ้าที่จำหน่ายได้อยู่ในช่วงระหว่าง 1.5 ถึง 3 MW ซึ่งมีราคาและปริมาณในการจำหน่ายเหมาะสมที่สุด

3.3 กรณีที่ 3.3: กรณีการผลิตดีเซล 40:60 สามารถลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากที่สุด แต่ได้กำไรน้อยกว่ากรณี 50:50 เนื่องจากปริมาณไอน้ำและกระแสไฟฟ้าผลิตออกมาได้นั้น มีปริมาณน้อยจึงสามารถนำไปจำหน่ายได้น้อย ถึงแม้ว่าราคาจำหน่ายต่อหน่วยจะสูงก็ตาม แต่ปริมาณที่ผลิตได้น้อย จึงส่งผลต่อกำไรที่ลดลง



รูปที่ 21 การเปรียบเทียบระหว่าง NPV ต่อการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในแต่ละกรณี

ดังนั้นจากการศึกษากรณีศึกษาทั้งหมด พบว่า กรณีที่ 3.2: กรณีการผลิตดีเซล 50:50 เป็นกรณีที่ดีที่สุด เนื่องจาก สามารถนำแก๊สชีวภาพไปใช้ประโยชน์ได้สูงสุด ผลิตเป็นเชื้อเพลิงเหลวได้ซึ่งเพิ่มเติมจากการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสำหรับพาหนะ อีกทั้งปริมาณไอน้ำและกระแสไฟฟ้าที่ผลิตออกมาได้นั้น ก็สามารถนำไปจำหน่ายในราคาต่อหน่วยที่เหมาะสม ทำให้มีกำไรมากที่สุด อีกทั้งเปอร์เซ็นต์การลดลงของการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์เมื่อกับกรณีศึกษาอื่น ๆ ไม่ได้แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ จึงสรุปได้ว่า กรณีที่ 3.2: กรณีการผลิตดีเซล 50:50 เป็นกรณีที่ดีที่สุด

ข้อเสนอแนะ

ในการผลิตกระแสไฟฟ้าจากกระบวนการ Combine Heat and Power ยังคงมีการปล่อยแก๊ส CO_2 ที่สูงมาก ดังนั้น ถ้ามีกระบวนการสามารถ แยก CO_2 ออกจากแก๊สเผาไหม้ได้หรือกระบวนการเผาไหม้ที่แยกแก๊ส N_2 ออกจาก O_2 ในอากาศก่อนเข้าสู้ห้องเผาไหม้ได้ แล้วสามารถนำ CO_2 ไปทำประโยชน์ในรูปแบบอื่นๆ ได้จะสามารถลดปริมาณ CO_2 ที่ปล่อยออกสู่บรรยากาศได้

กิตติกรรมประกาศ

โครงการการประกวดฉบับนี้ สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยความกรุณาของอาจารย์ที่ปรึกษาโครงการที่คอยสนับสนุน ให้ความช่วยเหลือและให้คำแนะนำเกี่ยวกับแนวทางการทำโครงการ และให้ปรึกษาปัญหาที่เกิดขึ้นระหว่างการทำ Simulation ด้วยโปรแกรม Aspen Plus ทำให้คณะผู้วิจัยได้รับข้อมูลที่ครบถ้วน และสามารถนำมาวิเคราะห์ผลงานวิจัยได้อย่างสมบูรณ์ ผู้วิจัยจึงขอกราบขอบพระคุณในความเอาใจใส่และความจริงใจของอาจารย์เป็นอย่างสูงไว้ ณ ที่นี้

ขอขอบพระคุณ นักวิจัยและคณะทุกท่าน ที่คอยให้คอยให้คำปรึกษาด้านวิชาการเกี่ยวกับกระบวนการดำเนินงานวิจัยรวมถึงถ่ายทอดความรู้ด้านต่าง ๆ ที่ใช้ในการวิจัย อีกทั้งคอยให้ความช่วยเหลือและติดตามงานวิจัยจนสามารถสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

คณะผู้จัดทำโครงการ

เอกสารอ้างอิง

[1] METHANEX CORPORATION, "Methanex posts regional contract methanol prices for North America, Europe and Asia.," METHANEX CORPORATION, 26 กุมภาพันธ์ 2021. [Online]. Available: https://www.methanex.com/our-business/pricing. [Accessed 15 March 2564].

[2] "Thailand Diesel prices, 15-Mar-2021," www.GlobalPetrolPrices.com, [Online]. Available: https://www.globalpetrolprices.com/Thailand/diesel_prices/. [Accessed 23 มีนาคม 2564].

[3] R. Turton, R. Bailie, W. Whiting, J. Shaeiwitz, and D. Bhattacharyya, Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, 4th Edition ed. Upper Saddle River : Prentice, 2012.

[4] CHEMICAL ENGINEERING, "2020 CEPCI Updates: December (prelim.) and November (final) - Chemical Engineering | Page 1," CHEMICAL ENGINEERING, [Online]. Available: https://chemengonline.com. [Accessed 21 มีนาคม 2564].

[5] Payscale, "Average Chemical Plant Operator Hourly Pay," Payscale, [Online]. Available: https://www.payscale.com/research/US/Job=Chemical_Plant_Operator/Hourly_Rate. [Accessed 21 มีนาคม 2564].

[6] การประปานครหลวง, "อัตราค่าน้ำประปา (WATER TARIFFS)," การประปานครหลวง, [Online]. Available: https://web.mwa.co.th/ewt_news.php?nid=303. [Accessed 21 มีนาคม 2564].

[7] S. M. Zicari, "Removal of Hydrogen Sulfide from Biogas using Cow-Manure Compost," Master of Science M.S. thesis, Department of Biological and Environmental Engineering, Ithaca, New York, 2003.

[8] A. C. Elwell, N. H. Elsayed, J. N. Kuhn, and B. Joseph, "Design and analysis of siloxanes removal by adsorption from landfill gas for waste-to-energy processes," Waste Management, vol. 73, pp. 189-196, 2018.

[9] N. T. Sibiya, H. B. Tesfagiorgis, and E. Muzenda, "Influence of Digestate Recirculation and Recirculation Percentage on Biogas Production from Lawn Grass via Anaerobic Digestion," vol. 2, 2015.

[10] Alibaba, "Precipitated Silica IOTA 9002," Alibaba, 3 มีนาคม 2018. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Precipitated-Silica-IOTA-9002_60729679412.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.7d8851bb7KF3cS. [Accessed 3 มีนาคม 2564].

[11] Alibaba, "High Quality Hydrocarbons Steam Reforming Catalyst," Alibaba, 3 มีนาคม 2018. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/HighQuality-Hydrocarbons-Steam-ReformingCatalyst_829003388.html?spm=a2700.7724857.main07.37.e8bd10daBJWhVM. [Accessed 2 มีนาคม 2564].

[12] Alibaba, "Cobalt Nitrate," Alibaba, 3 มีนาคม 2018. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/CobaltNitrate_60476777243.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.45bf73e0m4Xs1U&s=p. [Accessed 13 มีนาคม 2564].

[13] R. A. Kent, "Conversion of Landfill Gas to Liquid Hydrocarbon Fuels: Design and Feasibility Study," Master of Science in Chemical Engineering M.S. Thesis, Departmentof Chemical & Biomedical Engineering, University of South Florida, Tampa, Florida, 2016.

[14] Meredith Corporation, " Fertilizer prices fall to lowest levels in a decade, economist says | Successful Farming," Meredith Corporation, [Online]. Available: https://www.agriculture.com. [Accessed 3 มีนาคม 2564].

[15] สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน (สนพ.) กระทรวงพลังงาน, "การปล่อย CO2," สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน (สนพ.) กระทรวงพลังงาน, [Online]. Available: http://www.eppo.go.th/index.php/th/energy-information/static-energy/static-co2. [Accessed 19 มีนาคม 2564].

[16] " Thailand diesel prices," [Online]. Available: https://www.globalpetrolprices.com. [Accessed 15 มีนาคม 2564].

[17] E. M. Vanessa Núñez-López, "Potential of CO2-EOR for Near-Term Decarbonization," Gulf Coast Carbon Center, Bureau of Economic Geology, Jackson School of Geosciences, The University of Texas at Austin, Austin, TX, United States, 2019.

[18] B.GRIMM POWER PUBLIC COMPANY LIMITED, "คำอธิบายและวิเคราะห์ของฝ่ายจัดการ สำหรับผลการดำเนินงานปี 2563," B.GRIMM POWER PUBLIC COMPANY LIMITED, 2563. [Online]. Available: https://investor.bgrimmpower.com/misc/mdna/20210225-bgrim-mdna-fy2020-th.pdf. [Accessed 19 มีนาคม 2564].

[19] A. Aui, "Life Cycle Cost Analysis of the Operations of Anaerobic Digesters in Iowa.," Mark Mba Wright Ph. D., Department of Mechanical Engineering, Iowa State University.

[20] Agricultural Market Information System, "Fertilizer prices," Agricultural Market Information System, [Online]. Available: http://www.amis-outlook.org/indicators/outside/fertilizer/en/. [Accessed 15 มีนาคม 2564].

[21] นโยบายพลังงานแห่งชาติ (กพช.), "ประกาศเรื่องสูตรการคำนวณอัตราการรับซื้อไฟฟ้าFiTvปี2563," นโยบายพลังงานแห่งชาติ (กพช.), 27 มกราคม 2563. [Online]. Available: http://www.erc.or.th/ERCWeb2/Upload/Document/ประกาศ%20เรื่องสูตรการคำนวณอัตราการรับซื้อไฟฟ้าFiTvปี2563.pdf. [Accessed 25 กุมภาพันธ์ 2564].

ภาคผนวก

Appendix A : Equipment

A.1 Equipment Cost Calculation

ในการพิจารณาราคาจำเพาะของอุปกรณ์ที่สภาวะมาตรฐาน ($C_p^{\ o}$) เป็นไปตามสมการ

$$\log_{10}(C_P^{\ o}) = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3(\log_{10}(A))^2$$

โดย K_1-K_2 จะได้รับจากตาราง A.1 Turton [1] และ A คือ ความจุของเครื่อง

ค่าเครื่องเปล่า (C_{BM}) สามารถหาได้จาก :

$$C_{BM} = C_P^{\ o} * F_{BM}$$

แฟกเตอร์เครื่องเปล่า (bare module factor) (F_{BM}) ในแต่ละอุปกรณ์จะมีค่าแตกต่างกันเครื่องทั่วไปสามารถหาได้ในรูปภาพ A.19 ใน Turton แต่สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger) ถังกระบวนการ (process vessel) และปั๊ม (pump) จะสามารถคำนวณได้ตามสมการด้านล่าง

$$F_{BM} = B_1 + B_2 F_M F_P$$

โดยที่ - B_1 & B_2 ได้รับจากตาราง A.4 Turton [1]

- แฟกเตอร์ความดัน (F_P) สำหรับถังกระบวนการ (process vessel) สามารถคำนวณได้ตามสมการ [1]

$$F_{P,vessel} = \frac{\frac{(P+1)*D}{2*[850-0.6*(P+1)]} + 0.00315}{0.0063}$$

แฟกเตอร์ความดัน (F_P) สำหรับอุปกรณ์อื่น สามารถคำนวณได้ตามสมการ [1]

$$\log_{10}(F_P) = C_1 + C_2 \log_{10}(P) + C_3(\log_{10}(P))^2$$

แฟกเตอร์วัสดุ (F_M) ได้รับจากรูปภาพ A.18 ใน Turton [1]

สำหรับการคำนวณ C_{BM} เครื่องทั่วไปใน Turton [1] ใช้สมการดังต่อไปนี้

Equipment Type	Equation for Bare Module Cost
Compressors and blowers without drives	$C_{BM} = C_P^o F_{BM}$
Drives for compressors and blowers	$C_{BM} = C_P^o F_{BM}$
Evaporators and vaporizers	$C_{BM} = C_P^o F_{BM} F_P$
Fans with electric drives	$C_{BM} = C_P^o F_{BM} F_P$
Fired heaters and furnaces	$C_{BM} = C_P^o F_{BM} F_P F_T$
	F_T is the superheat correction factor for steam boilers ($F_T = 1$ for other heaters and furnaces) and is given by $F_T = 1 + 0.00184\Delta T - 0.00000335(\Delta T)^2$ where ΔT is the amount of superheat in °C.
Power recovery equipment	$C_{BM} = C_P^o F_{BM}$
Sieve trays, valve trays, and demister pads	$C_{BM} = C_P^o N F_{BM} F_q$ Where N is the number of trays and F_q is a quantity factor for trays only given by $\log_{10} F_q = 0.4771 + 0.08516\log_{10} N - 0.3473 (\log_{10} N)^2$ for N<20 $F_q = 1$ for N≥20
Tower packing	$C_{BM} = C_P^o F_{BM}$

เงินลงทุนคงที่ (FCI) สามารถหาได้โดยตั้งสมมติฐานว่าราคาเครื่องเปล่าทั้งหมดจะนำมาคิดกรณีฉุกเฉินและค่าธรรมเนียมเพิ่ม 18%

$$FCI_{2001} = 1.18 * \sum_{i=1}^{n} C_{BM,i}$$

$$FCI_{2020} = FCI_{2001} * \frac{CEPCI_{2020}}{CEPCI_{2001}}$$

ภายในกรณีศึกษาจะมีเครื่องที่จำเพาะต่อกระบวนการที่ไม่สามารถคำนวณได้ตาม Turton โดยใน Turton แนะนำให้คำนวณตามสมการต่อไปนี้ ;

$$C_B = C_A * \left(\frac{S_B}{S_A}\right)^{0.6}$$

โดยที่ C_A และ C_B คือ ราคาของอุปกรณ์ก่อนและหลังจากการปรับขนาดตามความจุ

S_A และ S_B คือ ขนาดความจุของอุปกรณ์ก่อนและหลัง

A.2 Equipment Cost Summary

การแสดงราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในแต่ละกรณ์ หากอุปกรณ์ไม่มีราคาซื้อจะเป็นอุปกรณ์ที่ทำการประมาณราคามาจากแหล่งอ้างอิง

ตารางที่ A1 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 1

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
1	CV-101	Belt conveyor	665,269.40	831,586.76
2	CV-101	Belt conveyor	823,514.45	1,029,393.06
3	CV-101	Screw conveyor	165,202.94	181,723.24
4	D-101	Rotary Dryer	-	612,713.45
5	E-101	Heat exchanger	694,080.26	3,154,941.82
6	E-102	Heat exchanger	707,062.95	3,276,953.93
7	E-103	Heat exchanger	877,002.20	5,237,018.61
8	E-104	Heat exchanger	946,385.75	5,831,439.69
9	F-101	Fan	-	14,845.28
10	M-101	Mixer	2,833,425.32	3,910,126.94
11	M-102	Mixer	3,331,935.86	4,598,071.49
12	M-103	Mixing valve	-	4,554,927.91
13	M-104	Mixing valve	-	159,647.70
14	M-105	Mixing valve	-	143,091.88
15	R-101	Anaerobic Digester	27,670,046.83	110,680,187.32
16	R-102	Anaerobic Digester	44,922,726.07	179,690,904.27
17	S-101	Screw press	-	2,581,743.17
18	SP-101	Splitter	-	64,511.60
19	C-201	Compressor	15,763,505.33	90,640,155.62
20	C-202	Compressor	16,849,904.82	96,886,952.69
21	C-203	Compressor	7,534,929.83	20,645,707.74
22	C-204	Compressor	9,170,035.76	25,125,897.99
23	C-205	Compressor	9,073,110.60	24,860,323.05
24	C-206	Compressor	8,748,631.77	23,971,251.05
25	C-207	Compressor	1,961,826.56	4,728,002.00
26	C-208	Compressor	615,325.41	1,482,934.23
27	E-201	Heat exchanger	954,765.15	4,427,527.32
28	E-202	Heat exchanger	827,947.97	3,857,718.00
29	E-203	Heat exchanger	720,894.43	3,358,915.69

ตารางที่ A1 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 1 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
30	E-204	Heat exchanger	1,947,050.29	12,114,578.46
31	E-205	Heat exchanger	1,232,573.86	5,712,486.82
32	E-206	Heat exchanger	2,574,769.29	11,933,025.74
33	E-207	Heat exchanger	1,185,808.63	5,566,799.06
34	E-208	Heat exchanger	1,455,081.35	6,743,720.05
35	E-209	Heat exchanger	725,067.06	2,385,470.61
36	E-210	Heat exchanger	1,099,139.35	3,627,621.85
37	E-211	Heat exchanger	1,135,021.36	3,796,432.24
38	E-212	Heat exchanger	1,126,269.26	3,843,628.70
39	E-213	Heat exchanger	2,289,864.01	7,846,642.11
40	E-214	Heat exchanger	711,944.23	2,459,775.55
41	M-201	Mixing Valve	-	1,447,711.28
42	M-202	Mixing Valve	-	291,582.14
43	P-201	Pump	474,344.83	1,536,877.26
44	SP-201	Splitter	-	283,919.85
45	T-201	Turbine	1,100,062.04	1,447,711.28
46	TW-201	Absorber	1,382,824.43	19,910,685.64
47	V-202	Flash vessel	1,425,505.62	20,719,011.78
48	V-203	Flash vessel	1,383,697.95	19,927,154.81
49	V-204	Flash vessel	244,081.13	1,517,501.22
50	V-205	FE-Bed	-	5,819,514.15
51	V-206	Flash vessel	244,081.13	1,517,501.22
52	V-207	AC-Bed	-	5,739,624.12
53	C-301	Compressor	5,593,681.21	32,163,666.97
54	C-302	Compressor	6,039,451.94	34,726,848.66
55	C-303	Compressor	5,770,426.97	33,179,955.08
56	E-301	Heat exchanger	854,514.45	4,053,558.00
57	E-302	Heat exchanger	960,974.25	4,680,789.06
58	E-303	Heat exchanger	2,572,296.12	24,849,847.88
59	SP-301	Splitter	-	5,566,919.70
60	CHP-401	Gas Turbine	-	186,887,151.43
61	CHP-402	HRSG & CHP control system	-	46,293,787.24

ตารางที่ A1 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 1 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
62	E-401	Heat exchanger	866,268.98	5,354,388.04
63	E-402	Heat exchanger	853,193.57	5,273,569.27
64	E-403	Heat exchanger	1,112,477.57	6,876,197.54
65	H-401	Heater	223,976.29	2,483,009.74
66	H-402	Heater	5,773,864.86	28,168,844.10
67	P-401	Pump	123,112.63	398,884.91
68	T-401	Turbine	1,723,660.23	10,566,037.21
69	E-501	Heat exchanger	16,436,987.11	54,077,687.59
70	H-501	Furnace	223,976.29	557,499.43
71	H-502	Heater	5,773,864.86	13,403,939.34
72	M-501	Mixer	-	4,598,071.49
73	M-502	Mixer	-	6,879,072.34
74	P-501	Pump	527,182.52	2,559,157.51
75	P-502	Pump	134,497.65	644,615.52
76	P-503	Pump	185,882.35	830,004.74
77	P-504	Pump	118,548.22	384,096.24
78	C-601	Compressor	-	785,433.44
79	C-602	Compressor	-	334,845.32
80	C-603	Compressor	-	397,930.73
81	CS-601	Crusher	-	36,780.43
82	E-601	fertilizer Cooler	-	2,786,691.43
83	E-602	Cooler fertilizer	-	1,920,366.87
84	G-601	Granulator	-	18,316,665.00
85	H-601	Heater	-	2,194,417.67
86	M-601	Mixing valve	-	123,969.97
87	R-601	Urea Reactor	-	2,028,988.74
88	R-602	Urea Reactor	-	806,751.89
89	R-603	Urea Reactor	-	2,384,361.51
90	S-601	Screener	-	717,265.89
91	TW-601	Tower	-	2,612,654.72
92	TW-602	Tower	-	491,490.64
93	TW-603	Tower	-	3,656,311.12
94	V-601	Flash vessel	-	700,691.87
95	V-602	Flash vessel	-	470,008.84
96	V-603	Flash vessel	-	1,709,114.32

ตารางที่ A2 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 2

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
1	CV-101	Belt conveyor	665,269.40	831,586.76
2	CV-101	Belt conveyor	823,514.45	1,029,393.06
3	CV-101	Screw conveyor	165,202.94	181,723.24
4	D-101	Rotary Dryer	-	612,713.45
5	E-101	Heat exchanger	694,080.26	3,154,941.82
6	E-102	Heat exchanger	707,062.95	3,276,953.93
7	E-103	Heat exchanger	877,002.20	5,237,018.61
8	E-104	Heat exchanger	946,385.75	5,831,439.69
9	F-101	Fan	-	14,845.28
10	M-101	Mixer	2,833,425.32	3,910,126.94
11	M-102	Mixer	3,331,935.86	4,598,071.49
12	M-103	Mixing valve	-	4,554,927.91
13	M-104	Mixing valve	-	159,647.70
14	M-105	Mixing valve	-	143,091.88
15	R-101	Anaerobic Digester	27,670,046.83	110,680,187.32
16	R-102	Anaerobic Digester	44,922,726.07	179,690,904.27
17	S-101	Screw press	-	2,581,743.17
18	SP-101	Splitter	-	64,511.60
19	C-201	Compressor	13,370,757.52	76,881,855.73
20	C-202	Compressor	14,319,127.41	82,334,982.61
21	C-203	Compressor	6,435,923.16	17,634,429.47
22	C-204	Compressor	7,684,359.85	21,055,145.99
23	C-205	Compressor	7,601,089.18	20,826,984.34
24	C-206	Compressor	7,322,510.35	20,063,678.35
25	C-207	Compressor	1,468,157.86	3,538,260.44
26	C-208	Compressor	6,763,979.12	1,482,933.91
27	E-201	Heat exchanger	954,765.15	4,427,527.32
28	E-202	Heat exchanger	827,947.97	3,686,768.94
29	E-203	Heat exchanger	720,894.43	3,358,915.69
30	E-204	Heat exchanger	1,947,050.29	10,814,107.38
31	E-205	Heat exchanger	1,232,573.86	10,300,275.67
32	E-206	Heat exchanger	2,574,769.29	5,294,013.69

ตารางที่ A2 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 2 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
33	E-207	Heat exchanger	1,185,808.63	5,125,418.09
34	E-208	Heat exchanger	1,455,081.35	6,114,272.98
35	E-209	Heat exchanger	725,067.06	2,349,591.58
36	E-210	Heat exchanger	1,099,139.35	3,406,986.84
37	E-211	Heat exchanger	1,135,021.36	3,579,610.65
38	E-212	Heat exchanger	1,126,269.26	3,598,429.00
39	E-213	Heat exchanger	1,973,913.45	6,763,979.12
40	E-214	Heat exchanger	711,944.23	2,459,775.56
41	M-201	Mixing Valve	-	1,264,249.11
42	M-202	Mixing Valve	-	254,697.46
43	P-201	Pump	414,191.44	1,341,980.26
44	SP-201	Splitter	-	80,589.92
45	T-201	Turbine	962,204.82	5,898,315.53
46	TW-201	Absorber	1,087,588.66	14,533,953.86
47	V-201	Flash vessel	1,197,122.90	16,483,017.38
48	V-202	Flash vessel	1,162,913.94	15,868,242.62
49	V-203	Flash vessel	244,081.13	1,517,501.22
50	V-204	FE-Bed	-	5,091,035.70
51	V-205	Flash vessel	244,081.13	1,517,501.22
52	V-206	AC-Bed	-	5,021,164.57
53	C-301	Compressor	4,062,222.86	23,357,781.42
54	C-302	Compressor	4,386,249.52	25,220,934.74
55	C-303	Compressor	4,191,490.20	24,101,068.67
56	E-301	Heat exchanger	768,322.00	3,644,687.13
57	E-302	Heat exchanger	835,866.06	4,071,402.24
58	E-303	Heat exchanger	1,905,187.63	18,405,199.34
59	SP-301	Splitter	-	80,589.92
60	CHP-401	Gas Turbine	-	186,887,151.43
61	CHP-402	HRSG & CHP control system	-	46,293,787.24
62	E-401	Heat exchanger	866,268.98	5,354,388.04
63	E-402	Heat exchanger	853,193.57	5,273,569.27

ตารางที่ A2 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 2 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
64	E-403	Heat exchanger	1,112,477.57	6,876,197.54
65	H-401	Heater	1,123,712.39	2,483,009.74
66	H-402	Heater	12,957,236.24	28,168,844.10
67	P-401	Pump	123,112.63	398,884.91
68	T-401	Turbine	1,723,660.23	10,566,037.21
69	E-501	Heat exchanger	-	
70	H-501	Furnace	223,976.29	557,499.43
71	H-502	Heater	5,773,864.86	13,400,945.68
72	M-501	Mixer		4,598,071.49
73	M-502	Mixer		6,879,072.34
74	P-501	Pump	527,182.52	2,559,157.51
75	P-502	Pump	134,497.65	644,615.52
76	P-503	Pump	185,882.35	830,004.74
77	P-504	Pump	116,770.70	378,337.07
78	C-601	Compressor	-	785,433.44
79	C-602	Compressor	-	334,845.32
80	C-603	Compressor	-	397,930.73
81	CS-601	Crusher	-	36,780.43
82	E-601	fertilizer Cooler	-	2,786,691.43
83	E-602	Cooler fertilizer	-	1,920,366.87
84	G-601	Granulator	-	18,316,665.00
85	H-601	Heater	-	2,194,417.67
86	M-601	Mixing valve	-	123,969.97
87	R-601	Urea Reactor	-	2,028,988.74
88	R-602	Urea Reactor	-	806,751.89
89	R-603	Urea Reactor	-	2,384,361.51
90	S-601	Screener	-	717,265.89
91	TW-601	Tower	-	2,612,654.72
92	TW-602	Tower	-	491,490.64
93	TW-603	Tower	-	3,656,311.12
94	V-601	Flash vessel	-	700,691.87
95	V-602	Flash vessel	-	470,008.84

ตารางที่ A2 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 2 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
96	V-603	Flash vessel	-	1,709,114.32
97	C-801	Compressor	8,443,081.31	23,134,042.78
98	C-802	Compressor	8,992,104.08	24,638,365.19
99	C-803	Compressor	9,012,707.08	24,694,817.41
100	C-804	Compressor	24,904,479.26	60,019,795.03
101	E-801	Heat exchanger	984,935.51	3,240,437.83
102	E-802	Heat exchanger	553,002.95	2,513,674.93
103	E-803	Heat exchanger	449,415.33	2,683,683.66
104	E-804	Heat exchanger	864,339.58	5,325,887.61
105	E-805	Heat exchanger	2,049,419.70	9,498,240.53
106	E-806	Heat exchanger	1,130,142.06	3,772,846.88
107	E-807	Heat exchanger	1,193,174.28	3,937,976.66
108	E-808	Heat exchanger	833,640.34	2,788,369.59
109	E-809	Heat exchanger	1,166,654.89	5,568,095.46
110	H-801	Furnace	-	37,756,966.80
111	M-801	Mixing valve	-	2,282,252.11
112	M-802	Mixing valve	-	1,265,856.10
113	M-803	Mixing valve	-	2,944,802.89
114	M-804	Mixing valve	-	1,707,668.98
115	P-801	Pump	46,936.89	152,075.51
116	R-801	Methanol reactor	-	53,292,868.51
117	SP-801	Splitter	-	171,842.72
118	V-801	FE-Bed	-	2,757,980.62
119	V-802	Flash vessel	244,081.13	1,805,956.30
120	V-803	AC-Bed	-	2,691,605.90
121	V-804	Flash vessel	244,081.13	1,805,956.30
122	V-805	Absorber	244,081.13	1,805,956.30
123	V-806	Flash vessel	244,081.13	5,373,609.33
124	V-807	Flash vessel	244,081.13	1,805,956.30

ตารางที่ A3 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.1

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
1	CV-101	Belt conveyor	665269.4048	831586.756
2	CV-101	Belt conveyor	823514.4474	1029393.059
3	CV-101	Screw conveyor	165202.9421	181723.2363
4	D-101	Rotary Dryer	-	612713.4464
5	E-101	Heat exchanger	694080.2605	3154941.824
6	E-102	Heat exchanger	707062.9465	3276953.932
7	E-103	Heat exchanger	877002.1951	5237018.608
8	E-104	Heat exchanger	946385.7457	5831439.688
9	F-101	Fan	-	14845.27725
10	M-101	Mixer	2833425.319	3910126.94
11	M-102	Mixer	3331935.863	4598071.491
12	M-103	Mixing valve	-	4554927.914
13	M-104	Mixing valve	-	159647.7033
14	M-105	Mixing valve	-	143091.8765
15	R-101	Anaerobic Digester	27670046.83	110680187.3
16	R-102	Anaerobic Digester	44922726.07	179690904.3
17	S-101	Screw press	-	2581743.165
18	SP-101	Splitter	-	64511.60077
19	C-201	Compressor	13370757.52	76881855.73
20	C-202	Compressor	14319127.41	82334982.61
21	C-203	Compressor	6435923.164	17634429.47
22	C-204	Compressor	7684359.849	21055145.99
23	C-205	Compressor	7601089.177	20826984.34
24	C-206	Compressor	7322510.346	20063678.35
25	C-207	Compressor	1468157.859	3538260.441
26	C-208	Compressor	6763979.12	1482933.907
27	E-201	Heat exchanger	954765.147	4427527.317
28	E-202	Heat exchanger	827947.9712	3686768.941
29	E-203	Heat exchanger	720894.4326	3358915.692
30	E-204	Heat exchanger	1947050.294	10814107.38
31	E-205	Heat exchanger	1232573.863	10300275.67
32	E-206	Heat exchanger	2574769.287	5294013.691

ตารางที่ A3 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.1 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
33	E-207	Heat exchanger	1185808.632	5125418.09
34	E-208	Heat exchanger	1455081.355	6114272.98
35	E-209	Heat exchanger	725067.0552	2349591.576
36	E-210	Heat exchanger	1099139.345	3406986.836
37	E-211	Heat exchanger	1135021.364	3579610.653
38	E-212	Heat exchanger	1126269.259	3598429.003
39	E-213	Heat exchanger	1973913.446	6763979.12
40	E-214	Heat exchanger	711944.2313	2459775.559
41	M-201	Mixing Valve	-	1264249.113
42	M-202	Mixing Valve	-	254697.4629
43	P-201	Pump	414191.438	1341980.259
44	SP-201	Splitter	-	80589.91942
45	T-201	Turbine	962204.8178	5898315.533
46	TW-201	Absorber	1087588.661	14533953.86
47	V-201	Flash vessel	1197122.901	16483017.38
48	V-202	Flash vessel	1162913.939	15868242.62
49	V-203	Flash vessel	244081.1327	1517501.218
50	V-204	FE-Bed	0	5091035.704
51	V-205	Flash vessel	244081.1327	1517501.218
52	V-206	AC-Bed	0	5021164.572
53	C-301	Compressor	4062222.86	23357781.42
54	C-302	Compressor	4386249.52	25220934.74
55	C-303	Compressor	4191490.20	24101068.67
56	E-301	Heat exchanger	768322.00	3644687.127
57	E-302	Heat exchanger	835866.06	4071402.243
58	E-303	Heat exchanger	1905187.63	18405199.34
59	SP-301	Splitter	-	80,589.92
60	CHP-401	Gas Turbine	-	186,887,151.43
61	CHP-402	HRSG & CHP control system	-	46,293,787.24
62	E-401	Heat exchanger	866268.98	5354388.039
63	E-402	Heat exchanger	853193.57	5273569.269
64	E-403	Heat exchanger	1112477.57	6876197.537

ตารางที่ A3 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.1 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
65	H-401	Heater	1123712.39	2483009.739
66	H-402	Heater	12957236.24	28168844.1
67	P-401	Pump	123112.63	398884.909
68	T-401	Turbine	1723660.23	10566037.21
69	E-501	Heat exchanger	-	
70	H-501	Furnace	223976.29	557499.4348
71	H-502	Heater	5773864.86	13400945.68
72	M-501	Mixer		4598071.491
73	M-502	Mixer		6879072.339
74	P-501	Pump	527182.52	2559157.515
75	P-502	Pump	134497.65	644615.5219
76	P-503	Pump	185882.35	830004.7439
77	P-504	Pump	116770.70	378337.068
78	C-601	Compressor	-	785433.4417
79	C-602	Compressor	-	334845.3186
80	C-603	Compressor	-	397930.7252
81	CS-601	Crusher	-	36780.42598
82	E-601	fertilizer Cooler	-	2786691.426
83	E-602	Cooler fertilizer	-	1920366.866
84	G-601	Granulator	-	18316665
85	H-601	Heater	-	2194417.669
86	M-601	Mixing valve	-	123969.9718
87	R-601	Urea Reactor	-	2028988.742
88	R-602	Urea Reactor	-	806751.89
89	R-603	Urea Reactor	-	2384361.511
90	S-601	Screener	-	717265.8888
91	TW-601	Tower	-	2612654.72
92	TW-602	Tower	-	491490.639
93	TW-603	Tower	-	3656311.118
94	V-601	Flash vessel	-	700691.8735
95	V-602	Flash vessel	-	470008.835
96	V-603	Flash vessel	-	1709114.324

ตารางที่ A3 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.1 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
97	C-701	Compressor	9589072.607	23109664.98
98	C-702	Compressor	4351791.489	10487817.49
99	C-703	Compressor	5677825.622	15557242.2
100	C-704	Compressor	6091308.256	16690184.62
101	E-701	Heat exchanger	984935.5101	3240437.828
102	E-702	Heat exchanger	449415.333	2042817.396
103	E-703	Heat exchanger	781264.8686	3551239.46
104	E-704	Heat exchanger	748268.4299	4709515.575
105	E-705	Heat exchanger	1649056.968	10378975.2
106	E-706	Heat exchanger	853071.6006	2812597.796
107	E-707	Heat exchanger	1011816.854	4763387.967
108	E-708	Heat exchanger	740031.6893	3483889.432
109	E-709	Heat exchanger	449415.333	2683683.661
110	FTS-701	Fischer-tropschh Reactor	3045338.844	19100797.39
111	FTS-702	Fischer-tropschh Reactor	3045338.844	19100797.39
112	H-701	Heater	3313680.74	7494352.803
113	H-702	Furnace	-	56983116.89
114	H-703	Heater	2004621.796	4532454.796
115	M-701	Mixing valve	-	1317142.58
116	M-702	Mixing valve	-	13558.06796
117	P-701	Pump	46936.88686	152075.5134
118	V-701	FE-Bed	-	2757980.624
119	V-702	Flash vessel	418773.7731	3098507.147
120	V-703	AC-Bed	-	2691605.901
121	V-704	Flash vessel	244081.1327	1805956.301
122	V-705	Flash vessel	244081.1327	1517501.218
123	V-706	Separator	244081.1327	3124636.562
124	V-707	Separator	244081.1327	3124636.562

ตารางที่ A4 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.2

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
1	CV-101	Belt conveyor	665,269.40	831,586.76
2	CV-101	Belt conveyor	823,514.45	1,029,393.06
3	CV-101	Screw conveyor	165,202.94	181,723.24
4	D-101	Rotary Dryer	-	612,713.45
5	E-101	Heat exchanger	694,080.26	3,154,941.82
6	E-102	Heat exchanger	707,062.95	3,276,953.93
7	E-103	Heat exchanger	877,002.20	5,237,018.61
8	E-104	Heat exchanger	946,385.75	5,831,439.69
9	F-101	Fan	-	14,845.28
10	M-101	Mixer	2,833,425.32	3,910,126.94
11	M-102	Mixer	3,331,935.86	4,598,071.49
12	M-103	Mixing valve	-	4,554,927.91
13	M-104	Mixing valve	-	159,647.70
14	M-105	Mixing valve	-	143,091.88
15	R-101	Anaerobic Digester	27,670,046.83	110,680,187.32
16	R-102	Anaerobic Digester	44,922,726.07	179,690,904.27
17	S-101	Screw press	-	2,581,743.17
18	SP-101	Splitter	-	64,511.60
19	C-201	Compressor	13,370,757.52	76,881,855.73
20	C-202	Compressor	14,319,127.41	82,334,982.61
21	C-203	Compressor	6,435,923.16	17,634,429.47
22	C-204	Compressor	7,684,359.85	21,055,145.99
23	C-205	Compressor	7,601,089.18	20,826,984.34
24	C-206	Compressor	7,322,510.35	20,063,678.35
25	C-207	Compressor	1,468,157.86	3,538,260.44
26	C-208	Compressor	6,763,979.12	1,482,933.91
27	E-201	Heat exchanger	954,765.15	4,427,527.32
28	E-202	Heat exchanger	827,947.97	3,686,768.94
29	E-203	Heat exchanger	720,894.43	3,358,915.69

ตารางที่ A4 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.2 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
30	E-204	Heat exchanger	1,947,050.29	10,814,107.38
31	E-205	Heat exchanger	1,232,573.86	10,300,275.67
32	E-206	Heat exchanger	2,574,769.29	5,294,013.69
33	E-207	Heat exchanger	1,185,808.63	5,125,418.09
34	E-208	Heat exchanger	1,455,081.35	6,114,272.98
35	E-209	Heat exchanger	725,067.06	2,349,591.58
36	E-210	Heat exchanger	1,099,139.35	3,406,986.84
37	E-211	Heat exchanger	1,135,021.36	3,579,610.65
38	E-212	Heat exchanger	1,126,269.26	3,598,429.00
39	E-213	Heat exchanger	1,973,913.45	6,763,979.12
40	E-214	Heat exchanger	711,944.23	2,459,775.56
41	M-201	Mixing Valve	-	1,264,249.11
42	M-202	Mixing Valve	-	254,697.46
43	P-201	Pump	414,191.44	1,341,980.26
44	SP-201	Splitter	-	80,589.92
45	T-201	Turbine	962,204.82	5,898,315.53
46	TW-201	Absorber	1,087,588.66	14,533,953.86
47	V-201	Flash vessel	1,197,122.90	16,483,017.38
48	V-202	Flash vessel	1,162,913.94	15,868,242.62
49	V-203	Flash vessel	244,081.13	1,517,501.22
50	V-204	FE-Bed	-	5,091,035.70
51	V-205	Flash vessel	244,081.13	1,517,501.22
52	V-206	AC-Bed	-	5,021,164.57
53	C-301	Compressor	4,876,292.44	28,038,681.52
54	C-302	Compressor	5,265,254.07	30,275,210.88
55	C-303	Compressor	5,031,464.97	28,930,923.58
56	E-301	Heat exchanger	812,343.47	3,853,511.65
57	E-302	Heat exchanger	900,632.06	4,386,869.57
58	E-303	Heat exchanger	2,286,987.29	22,093,601.86
59	SP-301	Splitter	-	80,589.92
60	CHP-401	Gas Turbine	-	162,516,103.97
61	CHP-402	HRSG & CHP control system	-	40,589,136.12

ตารางที่ A4 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.2 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
62	E-401	Heat exchanger	866,268.98	5,354,388.04
63	E-402	Heat exchanger	853,193.57	5,273,569.27
64	E-403	Heat exchanger	1,112,477.57	6,876,197.54
65	H-401	Heater	980,322.31	2,166,168.02
66	H-402	Heater	11,532,210.42	25,070,858.59
67	P-401	Pump	118,895.21	385,220.49
68	T-401	Turbine	1,502,673.65	9,211,389.49
69	E-501	Heat exchanger	-	-
70	H-501	Furnace	206,405.43	703,545.31
71	H-502	Heater	5,220,908.29	12,117,552.13
72	M-501	Mixer		4,598,071.49
73	M-502	Mixer		6,879,072.34
74	P-501	Pump	431,124.62	2,092,853.58
75	P-502	Pump	123,201.14	590,474.03
76	P-503	Pump	166,358.00	742,824.32
77	P-504	Pump	116,770.70	566,852.28
78	C-601	Compressor	-	785,433.44
79	C-602	Compressor	-	334,845.32
80	C-603	Compressor	-	397,930.73
81	CS-601	Crusher	-	36,780.43
82	E-601	fertilizer Cooler	-	2,786,691.43
83	E-602	Cooler fertilizer	-	1,920,366.87
84	G-601	Granulator	-	18,316,665.00
85	H-601	Heater	-	2,194,417.67
86	M-601	Mixing valve	-	123,969.97
87	R-601	Urea Reactor	-	2,028,988.74
88	R-602	Urea Reactor	-	806,751.89
89	R-603	Urea Reactor	-	2,384,361.51
90	S-601	Screener	-	717,265.89
91	TW-601	Tower	-	2,612,654.72
92	TW-602	Tower	-	491,490.64
93	TW-603	Tower	-	3,656,311.12
94	V-601	Flash vessel	-	700,691.87
95	V-602	Flash vessel	-	470,008.84

ตารางที่ A4 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.2 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
96	V-603	Flash vessel	-	1,709,114.32
97	C-701	Compressor	9,589,072.61	23,109,664.98
98	C-702	Compressor	4,351,791.49	10,487,817.49
99	C-703	Compressor	5,677,825.62	15,557,242.20
100	C-704	Compressor	6,091,308.26	16,690,184.62
101	E-701	Heat exchanger	984,935.51	3,240,437.83
102	E-702	Heat exchanger	449,415.33	2,042,817.40
103	E-703	Heat exchanger	781,264.87	3,551,239.46
104	E-704	Heat exchanger	748,268.43	4,709,515.57
105	E-705	Heat exchanger	1,649,056.97	10,378,975.20
106	E-706	Heat exchanger	853,071.60	2,812,597.80
107	E-707	Heat exchanger	1,011,816.85	4,763,387.97
108	E-708	Heat exchanger	740,031.69	3,483,889.43
109	E-709	Heat exchanger	449,415.33	2,683,683.66
110	FTS-701	Fischer-tropschh Reactor	3,045,338.84	19,100,797.39
111	FTS-702	Fischer-tropschh Reactor	3,045,338.84	19,100,797.39
112	H-701	Heater	3,313,680.74	7,494,352.80
113	H-702	Furnace	-	56,983,116.89
114	H-703	Heater	2,004,621.80	4,532,454.80
115	M-701	Mixing valve	-	1,317,142.58
116	M-702	Mixing valve	-	13,558.07
117	P-701	Pump	46,936.89	152,075.51
118	V-701	FE-Bed	-	2,757,980.62
119	V-702	Flash vessel	418,773.77	3,098,507.15
120	V-703	AC-Bed	-	2,691,605.90
121	V-704	Flash vessel	244,081.13	1,805,956.30
122	V-705	Flash vessel	244,081.13	1,517,501.22
123	V-706	Separator	244,081.13	3,124,636.56
124	V-707	Separator	244,081.13	3,124,636.56

ตารางที่ A5 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.3

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
1	CV-101	Belt conveyor	665269.4048	831586.756
2	CV-101	Belt conveyor	823514.4474	1029393.059
3	CV-101	Screw conveyor	165202.9421	181723.2363
4	D-101	Rotary Dryer	-	612713.4464
5	E-101	Heat exchanger	694080.2605	3154941.824
6	E-102	Heat exchanger	707062.9465	3276953.932
7	E-103	Heat exchanger	877002.1951	5237018.608
8	E-104	Heat exchanger	946385.7457	5831439.688
9	F-101	Fan	-	14845.27725
10	M-101	Mixer	2833425.319	3910126.94
11	M-102	Mixer	3331935.863	4598071.491
12	M-103	Mixing valve	-	4554927.914
13	M-104	Mixing valve	-	159647.7033
14	M-105	Mixing valve	-	143091.8765
15	R-101	Anaerobic Digester	27670046.83	110680187.3
16	R-102	Anaerobic Digester	44922726.07	179690904.3
17	S-101	Screw press	-	2581743.165
18	SP-101	Splitter	-	64511.60077
19	C-201	Compressor	13370757.52	76881855.73
20	C-202	Compressor	14319127.41	82334982.61
21	C-203	Compressor	6435923.164	17634429.47
22	C-204	Compressor	7684359.849	21055145.99
23	C-205	Compressor	7601089.177	20826984.34
24	C-206	Compressor	7322510.346	20063678.35
25	C-207	Compressor	1468157.859	3538260.441
26	C-208	Compressor	6763979.12	1482933.907
27	E-201	Heat exchanger	954765.147	4427527.317
28	E-202	Heat exchanger	827947.9712	3686768.941
29	E-203	Heat exchanger	720894.4326	3358915.692
30	E-204	Heat exchanger	1947050.294	10814107.38
31	E-205	Heat exchanger	1232573.863	10300275.67
32	E-206	Heat exchanger	2574769.287	5294013.691

ตารางที่ A5 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.3

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
33	E-207	Heat exchanger	1185808.632	5125418.09
34	E-208	Heat exchanger	1455081.355	6114272.98
35	E-209	Heat exchanger	725067.0552	2349591.576
36	E-210	Heat exchanger	1099139.345	3406986.836
37	E-211	Heat exchanger	1135021.364	3579610.653
38	E-212	Heat exchanger	1126269.259	3598429.003
39	E-213	Heat exchanger	1973913.446	6763979.12
40	E-214	Heat exchanger	711944.2313	2459775.559
41	M-201	Mixing Valve	-	1264249.113
42	M-202	Mixing Valve	-	254697.4629
43	P-201	Pump	414191.438	1341980.259
44	SP-201	Splitter	-	80589.91942
45	T-201	Turbine	962204.8178	5898315.533
46	TW-201	Absorber	1087588.661	14533953.86
47	V-201	Flash vessel	1197122.901	16483017.38
48	V-202	Flash vessel	1162913.939	15868242.62
49	V-203	Flash vessel	244081.1327	1517501.218
50	V-204	FE-Bed	0	5091035.704
51	V-205	Flash vessel	244081.1327	1517501.218
52	V-206	AC-Bed	0	5021164.572
53	C-301	Compressor	5608138.99	32246799.17
54	C-302	Compressor	6055476.97	34818992.59
55	C-303	Compressor	5786600.21	33272951.21
56	E-301	Heat exchanger	855311.05	4057336.842
57	E-302	Heat exchanger	962100.28	4686273.837
58	E-303	Heat exchanger	2630224.24	25409466.59
59	SP-301	Splitter	-	80,589.92
60	CHP-401	Gas Turbine	-	135,384,954.94
61	CHP-402	HRSG & CHP control system	-	43,516,978.73
62	E-401	Heat exchanger	775041.81	4790515.116
63	E-402	Heat exchanger	767010.29	4740872.435
64	E-403	Heat exchanger	879971.62	5439083.783

ตารางที่ A5 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.3 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
65	H-401	Heater	816663.01	1804538.455
66	H-402	Heater	20078282.36	43516978.73
67	P-401	Pump	114851.54	372118.9865
68	T-401	Turbine	1251810.74	7673599.832
69	E-501	Heat exchanger	-	2399045.337
70	H-501	Furnace	691315.56	1720753.691
71	H-502	Heater	-	-
72	M-501	Mixer	3331935.86	4598071.491
73	M-502	Mixer	4984835.03	6879072.339
74	P-501	Pump	364808.62	1770928.851
75	P-502	Pump	117868.97	564918.197
76	P-503	Pump	151475.95	676372.7668
77	P-504	Pump	107058.54	346869.6799
78	C-601	Compressor	-	785433.4417
79	C-602	Compressor	-	334845.3186
80	C-603	Compressor	-	397930.7252
81	CS-601	Crusher	-	36780.42598
82	E-601	fertilizer Cooler	-	2786691.426
83	E-602	Cooler fertilizer	-	1920366.866
84	G-601	Granulator	-	18316665
85	H-601	Heater	-	2194417.669
86	M-601	Mixing valve	-	123969.9718
87	R-601	Urea Reactor	-	2028988.742
88	R-602	Urea Reactor	-	806751.89
89	R-603	Urea Reactor	-	2384361.511
90	S-601	Screener	-	717265.8888
91	TW-601	Tower	-	2612654.72
92	TW-602	Tower	-	491490.639
93	TW-603	Tower	-	3656311.118
94	V-601	Flash vessel	-	700691.8735
95	V-602	Flash vessel	-	470008.835
96	V-603	Flash vessel	-	1709114.324

ตารางที่ A5 สรุปราคาอุปกรณ์ภายในโรงงานในกรณีศึกษาที่ 3.3 (ต่อ)

No.	ID FORMAT	Name	Purchase Cost (Baht)	Bare Module Cost (Baht)
97	C-701	Compressor	9589072.607	23109664.98
98	C-702	Compressor	4351791.489	10487817.49
99	C-703	Compressor	5677825.622	15557242.2
100	C-704	Compressor	6091308.256	16690184.62
101	E-701	Heat exchanger	984935.5101	3240437.828
102	E-702	Heat exchanger	449415.333	2042817.396
103	E-703	Heat exchanger	781264.8686	3551239.46
104	E-704	Heat exchanger	748268.4299	4709515.575
105	E-705	Heat exchanger	1649056.968	10378975.2
106	E-706	Heat exchanger	853071.6006	2812597.796
107	E-707	Heat exchanger	1011816.854	4763387.967
108	E-708	Heat exchanger	740031.6893	3483889.432
109	E-709	Heat exchanger	449415.333	2683683.661
110	FTS-701	Fischer-tropschh Reactor	3045338.844	19100797.39
111	FTS-702	Fischer-tropschh Reactor	3045338.844	19100797.39
112	H-701	Heater	3313680.74	7494352.803
113	H-702	Furnace	-	56983116.89
114	H-703	Heater	2004621.796	4532454.796
115	M-701	Mixing valve	-	1317142.58
116	M-702	Mixing valve	-	13558.06796
117	P-701	Pump	46936.88686	152075.5134
118	V-701	FE-Bed	-	2757980.624
119	V-702	Flash vessel	418773.7731	3098507.147
120	V-703	AC-Bed	-	2691605.901
121	V-704	Flash vessel	244081.1327	1805956.301
122	V-705	Flash vessel	244081.1327	1517501.218
123	V-706	Separator	244081.1327	3124636.562
124	V-707	Separator	244081.1327	3124636.562

A.3 Sizing Equipment

จะแสดงให้เห็นถึงตัวแปรที่สำคัญสำหรับการวาด plot plan

ตารางที่ A6 สรุปขนาดเครื่องที่สำคัญสำหรับการสร้าง Plot plan ของกรณีศึกษาที่ 3.2

NO.	ID FORMAT	W(m) or D(m)	L(m)
1	CV-101	0.83	2.50
2	CV-101	1.09	3.28
3	CV-101	0.45	1.34
4	D-101	1.39	4.37
5	E-101	0.65	3.56
6	E-102	0.72	3.58
7	E-103	0.69	3.57
8	E-104	0.95	3.64
9	F-101	0.31	0.74
10	M-101	3.645	3.538
11	M-102	3.645	3.538
12	M-103	-	-
13	M-104	-	-
14	M-105	-	-
15	R-101	13.34	-
16	R-102	17.46	-
17	S-101	1.93	5.8
18	SP-101	-	-
19	C-201	3.07	6.42
20	C-202	3.24	6.78
21	C-203	2.02	4.15
22	C-204	2.20	4.54
23	C-205	2.19	4.52
24	C-206	2.15	4.44
25	C-207	1.48	2.99
26	C-208	1.41	2.83
27	E-201	0.73	3.58
28	E-202	0.87	3.62
29	E-203	0.73	3.58
30	E-204	1.84	3.86
31	E-205	2.60	4.05
32	E-206	1.06	3.66
33	E-207	0.78	3.59
34	E-208	0.66	3.56

ตารางที่ A6 สรุปขนาดเครื่องที่สำคัญสำหรับการสร้าง Plot plan ของกรณีศึกษาที่ 3.2 (ต่อ)

NO.	ID FORMAT	W(m) or D(m)	L(m)
35	E-209	0.59	3.55
36	E-210	0.68	3.57
37	E-211	0.69	3.57
38	E-212	0.70	3.57
39	E-213	0.80	3.60
40	E-214	0.60	3.55
41	M-201	-	-
42	M-202	-	-
43	P-201	0.72	1.99
44	SP-201	-	-
45	T-201	0.47	1.65
46	TW-201	2.38	-
47	V-201	2.29	-
48	V-202	2.29	-
49	V-203	1.52	-
50	V-204	1.52	-
51	V-205	1.37	-
52	V-206	3.37	-
53	C-301	1.70	3.46
54	C-302	1.74	3.56
55	C-303	1.72	3.50
56	E-301	0.80	3.60
57	E-302	0.60	3.55
58	E-303	2.60	4.05
59	SP-301	-	-
60	CHP-401	2.90	13.60
61	CHP-402	5.20	10.77
62	E-401	0.62	3.55
63	E-402	0.65	3.56
64	E-403	0.68	3.57
65	H-401	0.54	1.61
66	H-402	3.23	6.70
67	P-401	0.40	1.57
68	T-401	0.51	1.71

ตารางที่ A6 สรุปขนาดเครื่องที่สำคัญสำหรับการสร้าง Plot plan ของกรณีศึกษาที่ 3.2 (ต่อ)

NO.	ID FORMAT	W(m) or D(m)	L(m)
69	E-501	-	-
70	H-501	0.50	1.56
71	H-502	1.91	3.25
72	M-501	3.65	3.54
73	M-502	4.52	4.20
74	P-501	0.68	1.93
75	P-502	0.41	1.57
76	P-503	0.43	1.61
77	P-504	0.50	1.56
78	C-601	1.38	2.76
79	C-602	1.38	2.76
80	C-603	1.38	2.76
81	CS-601	1.90	2.19
82	E-601	3.93	15.00
83	E-602	2.76	15.00
84	G-601	7.00	5.00
85	H-601	0.50	1.56
86	M-601	-	-
87	R-601	1.22	-
88	R-602	0.61	-
89	R-603	0.70	-
90	S-601	1.39	4.17
91	TW-601	0.91	-
92	TW-602	0.46	-
93	TW-603	2.44	-
94	V-601	1.07	-
95	V-602	1.37	-
96	V-603	1.81	-
97	C-701	1.65	2.07
98	C-702	1.56	1.90
99	C-703	1.79	2.35
100	C-704	1.85	2.44
101	E-701	0.62	3.55
102	E-702	0.59	3.55

ตารางที่ A6 สรุปขนาดเครื่องที่สำคัญสำหรับการสร้าง Plot plan ของกรณีศึกษาที่ 3.2 (ต่อ)

NO.	ID FORMAT	W(m) or D(m)	L(m)
103	E-703	0.64	3.56
104	E-704	1.43	3.76
105	E-705	1.10	3.67
106	E-706	0.62	3.55
107	E-707	0.84	3.61
108	E-708	0.59	3.54
109	E-709	0.59	3.54
110	FTS-701	3.72	
111	FTS-702		
112	H-701	0.68	1.78
113	H-702		
114	H-703	0.55	1.62
115	M-701	-	-
116	M-702	-	-
117	P-701	-	-
118	V-701	1.07	-
119	V-702	0.91	-
120	V-703	0.91	-
121	V-704	0.91	-
122	V-705	1.07	-
123	V-706	0.91	-
124	V-707	0.91	-

Appendix B Manufacturing Cost

แสดงปริมาณการใช้ต่อปีของวัตถุดิบ สาธารณูปโภค และการบำบัด

ตารางที่ B1 สรุปปริมาณการใช้วัตถุดิบในแต่ละกรณี

Case	Activated Carbon (MT/yr)	Ammonia Anhydrous (MT/yr)	Cassava (MT/yr)	FTS Catalyst (m^3/hr)	Iron sponge (MT/yr)	Methanol Catalyst (m^3/hr)	OFMSW (MT/yr)	Reformer Catalyst (m^3/hr)	Wood Chip (MT/yr)
Base Case	2,451.17	12,255.13	217,724.40	-	194.32	-	97,290.42		-
Methanol Case	2,635.11	12,255.13	217,724.40	-	259.34056	8,094.48	97,290.42		-
Diesel Case (60:40)	2,635.11	12,255.13	217,724.40	697.46	259.34056		97,290.42	11,644.70	-
Diesel Case (50:50)	2,635.11	12,255.13	217,724.40	697.46	259.34056	-	97,290.42	11,644.70	-
Diesel Case (40:60)	2,635.11	12,255.13	217,724.40	697.46	259.34056	-	97,290.42	11,644.70	1,212.47

*หมายเหตุ เนื่องจากตัวเร่งปฏิกิริยามีการเปลี่ยน 1 ครั้งต่อปี

ตารางที่ B2 สรุปปริมาณการใช้สาธารณูปโภคในแต่ละกรณี

Case	Chilled water (GJ/yr)	Cooling water (GJ/yr)	Process water (MT/yr)
Base Case	145,927.71	511,820.79	395,241.28
Methanol Case	163,622.84	475,914.80	392,210.36
Diesel Case (60:40)	186,023.86	437,794.01	387,881.40
Diesel Case (50:50)	189,359.97	444,428.12	343,935.93
Diesel Case (40:60)	192,696.08	455,341.16	281,787.70

ตารางที่ B3 สรุปปริมาณการใช้สาธารณูปโภคในแต่ละกรณี

Case	Spent packed (m^3/yr)
Base Case	-
Methanol Case	29,995.62
Diesel Case (60:40)	12,342.16
Diesel Case (50:50)	12,342.16
Diesel Case (40:60)	12,342.16

Appendix C Stream Table

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case)

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Temperature (˚C)	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	37.00	37.00	36.50
Pressure (bar)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Vapor Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Mass Liquid Fraction	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.67	0.67	0.67	0.67	0.00
Mass Solid Fraction	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.33	0.33	0.33	0.33	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-120188.01	-45784.96	-268966.49	-59703.20	-120188.01	-45784.96	-165972.97	-328669.69	-165649.91	-327986.90	-8982.43
Mass Flows (kg/hr)	27025.12	13512.56	60479.00	30239.50	27025.12	13512.56	40537.68	90718.50	40537.68	90718.50	4210.94
Mass Fractions											
HYDROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.66
METHANE	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.28
WATER	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.67	0.67	0.67	0.67	0.03
OXYGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.03
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
BIOMASS	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.33	0.00	0.33	0.00	0.00
ASH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CASSAVA	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.33	0.00	0.33	0.00
Volume Flow (l/min)	470.77	173.16	1053.53	390.60	470.77	173.16	643.93	1444.13	646.98	1450.94	64470.05

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case)

Stream No.	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Temperature (˚C)	36.50	36.50	36.50	36.50	36.50	36.50	30.00	34.60	34.60	34.60	36.50
Pressure (bar)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Vapor Fraction	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Liquid Fraction	0.97	0.00	0.95	0.00	0.96	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.91
Mass Solid Fraction	0.03	0.00	0.05	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.09
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-156339.71	-60677.81	-267113.91	-69660.23	-423453.63	-254955.94	-105580.27	-360536.21	-268562.64	-91973.57	-168497.69
Mass Flows (kg/hr)	36326.73	27358.60	63359.90	31569.54	99686.63	57450.54	23740.46	81191.00	60479.00	20712.00	42236.10
Mass Fractions											
HYDROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.00	0.73	0.00	0.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
METHANE	0.00	0.24	0.00	0.24	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
WATER	0.97	0.03	0.95	0.03	0.96	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.91
OXYGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
BIOMASS	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ASH	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02
C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FC	0.02	0.00	0.04	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.07
CASSAVA	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	624.94	389655.19	1079.74	454125.26	1704.69	1006.83	413.55	1420.36	1058.02	362.34	697.85

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
Temperature (˚C)	45.35	82.60	30.00	46.45	100.00	100.00	147.16	70.00	187.45	187.36	76.53
Pressure (bar)	1.00	1.00	1.00	1.16	1.00	1.00	3.16	3.16	10.00	10.00	10.00
Mass Vapor Fraction	0.00	0.00	1.00	1.00	0.03	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.99
Mass Liquid Fraction	0.91	0.91	0.00	0.00	0.97	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01
Mass Solid Fraction	0.09	0.09	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-168036.98	-166093.18	0.13	0.60	-166129.01	1532.51	-54560.53	-55293.03	-54176.17	-54216.68	-55391.13
Mass Flows (kg/hr)	42236.10	42236.10	100.00	100.00	38400.36	3935.74	25187.54	25187.54	25187.54	25206.27	25206.27
Mass Fractions											
HYDROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72
METHANE	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.24	0.24	0.24	0.24	0.24
WATER	0.91	0.91	0.00	0.00	1.00	0.00	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OXYGEN	0.00	0.00	0.23	0.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	0.77	0.77	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
BIOMASS	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ASH	0.02	0.02	0.00	0.00	0.00	0.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FC	0.07	0.07	0.00	0.00	0.00	0.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CASSAVA	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	703.51	730.33	1455.91	1323.36	27546.57	26.63	155539.32	126562.69	53602.29	53632.44	39802.83

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44
Temperature (°C)	35.00	30.43	31.36	66.53	66.51	66.51	90.00	87.14	87.15	40.00	30.00
Pressure (bar)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	3.33	1.00	1.00	1.00
Mass Vapor Fraction	0.97	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.09	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Liquid Fraction	0.03	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00	0.91	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-56159.39	-10293.50	-785185.51	-784011.10	-40.50	-783970.59	-778819.92	-731052.33	-731061.93	-741622.06	-743858.73
Mass Flows (kg/hr)	25206.27	7054.52	186151.74	186151.74	18.73	186133.01	186133.01	167346.67	167346.67	167346.67	167346.67
Mass Fractions											
HYDROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.72	0.13	0.09	0.09	0.71	0.09	0.09	0.00	0.00	0.00	0.00
METHANE	0.24	0.86	0.00	0.00	0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
WATER	0.03	0.00	0.91	0.91	0.02	0.91	0.91	1.00	1.00	1.00	1.00
OXYGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	33602.78	16902.81	3087.82	3209.32	29.48	3208.78	23663.49	3090.26	3090.51	3784.78	3708.68

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55
Temperature (˚C)	30.00	30.00	30.10	87.14	55.00	39.06	39.06	39.00	39.00	7.00	7.00
Pressure (bar)	1.00	1.00	10.00	3.33	3.33	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Vapor Fraction	0.00	0.00	0.00	1.00	0.94	0.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Mass Liquid Fraction	1.00	1.00	1.00	0.00	0.06	1.00	0.00	0.00	0.00	0.02	1.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-1204.58	-739376.24	-739319.63	-47767.59	-48773.49	-4788.02	-43985.47	-4.69	-43982.81	-44397.69	-1677.35
Mass Flows (kg/hr)	270.86	168000.00	168000.00	18786.34	18786.34	1079.80	17706.54	28.46	17678.08	17678.08	374.70
Mass Fractions											
HYDROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.00	0.00	0.00	0.91	0.91	0.00	0.96	0.00	0.96	0.96	0.00
METHANE	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
WATER	1.00	1.00	1.00	0.08	0.08	1.00	0.02	0.00	0.02	0.02	1.00
OXYGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01	0.01	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	4.72	2830.80	2831.07	71836.28	56371.97	18.97	182966.01	358.89	182511.99	155593.97	6.40

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66
Temperature (˚C)	7.00	7.00	7.00	101.15	90.00	200.67	90.00	202.06	88.00	202.96	100.00
Pressure (bar)	1.00	1.00	1.00	3.00	3.00	9.00	9.00	27.00	27.00	81.00	81.00
Mass Vapor Fraction	1.00	0.82	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Liquid Fraction	0.00	0.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-42720.34	-393.55	-42363.12	-41975.74	-42024.80	-41528.75	-42043.33	-41553.96	-42110.99	-41643.76	-42236.26
Mass Flows (kg/hr)	17303.38	271.77	17031.61	17031.61	17031.61	17031.61	17031.61	17031.61	17031.61	17031.61	17031.61
Mass Fractions											
HYDROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.98	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
METHANE	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
WATER	0.00	0.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OXYGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.01	0.81	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	155587.57	5015.59	149518.21	66548.01	64512.83	28078.57	21179.20	9269.23	6681.04	2995.98	2017.00

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79
Temperature (°C)	118.83	118.83	21.11	118.83	155.50	100.00	34.87	149.91	80.00	203.52	80.00	195.21	30.00
Pressure (bar)	97.54	97.54	97.54	97.54	138.27	138.27	10.00	30.00	30.00	90.00	90.00	251.01	251.01
Mass Vapor Fraction	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Liquid Fraction	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-42171.31	-34737.74	-35826.67	-7433.57	-7410.02	-7483.67	-5146.75	-4902.81	-5065.99	-4788.77	-5107.16	-4850.15	-5340.56
Mass Flows (kg/hr)	17031.61	14029.43	14029.43	3002.18	3002.18	3002.18	3527.26	3527.26	3527.26	3527.26	3527.26	3527.26	3527.26
Mass Fractions													
HYDROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
CO_2	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86
METHANE	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
WATER	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	73	74	75	76	77	78	79
OXYGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	1785.53	1470.79	305.41	314.74	252.05	179.66	8423.15	3897.91	3194.89	1483.58	1026.77	548.17	296.27

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92
Temperature (°C)	34.87	45.00	31.85	30.00	30.00	30.08	100.06	155.00	170.69	170.69	557.90	351.02	164.95
Pressure (bar)	10.00	10.00	8.00	1.00	1.00	8.00	8.00	8.00	8.00	8.00	1.10	24.00	24.00
Mass Vapor Fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.68	1.00	1.00	1.00	0.00
Mass Liquid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.32	0.00	0.00	0.00	1.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-5146.75	-5127.11	-5152.34	248.57	-28127.82	-28126.00	-27566.57	-27113.39	-24440.26	-23245.33	-38374.65	-13831.66	-16504.80
Mass Flows (kg/hr)	3527.26	3527.26	3527.26	186937.73	6352.71	6352.71	6352.71	6352.71	6352.71	6352.71	196817.70	3879.43	3879.43
Mass Fractions													
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.13	0.13	0.13	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.04	0.00	0.00
METHANE	0.86	0.86	0.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
WATER	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.07	1.00	1.00
OXYGEN	0.00	0.00	0.00	0.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.16	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	0.00	0.77	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.73	0.00	0.00
NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	8423.15	8700.06	10437.24	272101482.82	125.17	125.17	132.23	140.18	17669.05	25916.58	7365322.40	7391.60	86.62

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	93	94	95	96	97	98	99	100	101	102	103	104	105
Temperature (°C)	101.36	227.65	152.41	101.36	101.36	101.36	101.36	101.36	101.36	101.36	101.36	73.08	73.83
Pressure (bar)	1.01	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
Mass Vapor Fraction	0.00	1.00	0.21	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00
Mass Liquid Fraction	1.00	0.00	0.79	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-3014.49	-3176.26	-3629.44	-96874.04	-3689.91	-1743.48	-48577.13	-11069.74	-195.57	-3185.87	-3745.29	-2066.55	-4372.71
Mass Flows (kg/hr)	694.93	876.21	876.21	26253.74	1000.00	472.50	13164.84	3000.00	53.00	863.40	863.40	472.50	1000.00
Mass Fractions													
WATER	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Volume Flow (l/min)	14.48	6621.53	1203.57	74236 7.16	28276 .63	13360 .71	37225 7.23	84829. 88	1498. 66	24414 .19	18.00	9.61	20.35

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	106	107	108	109	110	111	112	113	114	115	116	117	118
Temperature (°C)	73.00	101.36	72.36	75.85	76.48	34.70	49.52	85.38	76.91	73.16	30.00	30.03	70.88
Pressure (bar)	24.00	1.01	1.01	1.00	76.50	5.00	76.50	76.50	76.50	76.50	1.00	6.90	6.90
Mass Vapor Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Liquid Fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-16965.51	-13013.54	-231.85	-92583 .87	-92523 .33	-3874.35	-3872.03	-16957 .71	-113353 .06	-113482 .62	-25978 .04	-2597 6.79	-2565 7.84
Mass Flows (kg/hr)	3879.43	3000.00	53.00	21109 .17	21109 .17	876.21	876.21	3879. 43	25864. 82	25864. 82	5841. 34	5841. 34	5841. 34
Mass Fractions													
WATER	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Volume Flow (l/min)	78.86	62.53	1.08	384.92	384.30	17.32	15.52	71.32	471.10	469.21	101.75	101.75	105.92

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	119	120	121	122	123	124	125	126	127	128	129	130	131
Temperature (°C)	34.00	185.44	242.35	72.40	72.40	74.68	159.23	120.33	136.68	167.00	183.00	183.00	183.00
Pressure (bar)	156.91	138.27	138.27	138.27	138.27	138.27	138.27	138.27	138.27	138.27	138.27	138.27	138.27
Mass Vapor Fraction	0.00	1.00	0.00	0.00	0.11	0.07	1.00	0.42	0.73	0.31	0.15	1.00	0.00
Mass Liquid Fraction	1.00	0.00	1.00	1.00	0.89	0.93	0.00	0.58	0.27	0.69	0.85	0.00	1.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-19066.90	-112244.31	-94337.64	-99411.95	-24379.62	-24511.42	-7548.83	-41875.15	-173186.30	-191935.95	-191935.95	-22276.88	-169659.07
Mass Flows (kg/hr)	1036.22	2396.11	1233.50	1233.64	311.82	299.62	124.72	713.78	4146.11	2896.76	3082.77	603.29	2479.48
Mass Fractions	17647.38	62725.08	41844.02	41844.02	6162.12	6162.13	4072.76	16585.25	96957.66	96957.97	96957.72	14480.27	82477.46
UREA													
CARB	0.00	0.00	0.65	0.65	0.01	0.01	0.00	0.04	0.01	0.01	0.28	0.00	0.33
CO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.08	0.00	0.00	0.00	0.50	0.25	0.00	0.29
NH_3	0.00	0.57	0.02	0.02	0.14	0.10	0.64	0.32	0.42	0.14	0.08	0.43	0.02
H_2O	1.00	0.41	0.01	0.01	0.03	0.00	0.02	0.24	0.48	0.27	0.22	0.45	0.18
N_2	0.00	0.03	0.32	0.32	0.81	0.81	0.04	0.33	0.07	0.07	0.16	0.03	0.18
O_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.10	0.02	0.00	0.00	0.00	0.03	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.10	0.03	0.00	0.00	0.00	0.03	0.00
UREA-S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH_4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.09	0.02	0.00	0.00	0.00	0.03	0.00
Volume Flow (l/min)	502.56	8201.04	703.22	600.16	120.54	111.97	499.02	863.87	7003.32	5056.01	3588.63	2103.91	1484.72

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	132	133	134	135	136	137	138	139	140	141	142	143	144
Temperature (°C)	72.40	132.00	132.00	30.00	35.30	45.00	83.92	75.91	30.00	34.27	74.56	74.56	74.56
Pressure (bar)	138.27	1.00	1.00	1.00	1.05	1.05	1.00	1.00	0.98	1.02	1.02	1.02	1.02
Mass Vapor Fraction	0.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00
Mass Liquid Fraction	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Solid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-75204.15	-8503.60	-64078.61	13.45	28.36	55.66	-22459.66	-77011.99	4.04	7.64	38.39	-77042.75	-35579.17
Mass Flows (kg/hr)	921.82	128.50	793.32	346.62	346.62	346.62	685.83	844.81	103.98	103.98	104.02	844.77	390.12
Mass Fractions	35681.90	2326.46	33355.43	10000.00	10000.00	10000.00	16147.90	50616.73	3000.00	3000.00	3002.17	50614.56	23374.35
UREA													
CARB	0.76	0.01	0.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N_2	0.24	0.99	0.18	0.00	0.00	0.00	0.38	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O_2	0.00	0.00	0.00	0.77	0.77	0.77	0.48	0.00	0.77	0.77	0.77	0.00	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.23	0.23	0.23	0.14	0.00	0.23	0.23	0.23	0.00	0.00
UREA-S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00
CH_4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	497.02	7165.73	477.69	14561.68	14111.58	14555.43	33787.84	632.13	4454.35	4343.28	4913.46	632.10	291.91

ตารางที่ C.1 ข้อมูลของ Stream ในกรณี Diesel Co-production (Best case) (ต่อ)

Stream No.	145	146	147	148	149	150	151	152	153
Temperature (˚C)	74.56	74.56	74.56	74.56	30.00	34.27	71.45	72.78	71.45
Pressure (bar)	1.02	1.02	1.02	1.02	0.98	1.02	1.02	1.02	1.02
Mass Vapor Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Mass Liquid Fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Solid Fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Enthalpy Flow (kJ/sec)	-53.60	-53.60	-35632.21	-41409.98	5.38	10.18	52.09	90.49	-41451.89
Mass Flows (kg/hr)	0.59	0.59	390.71	454.06	138.65	138.65	138.65	242.67	454.06
Mass Fractions	35.21	35.21	23409.19	27205.00	4000.00	4000.00	4000.00	7002.17	27205.00
UREA									
CARB	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.77	0.77	0.77	0.77	0.00
H_2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.23	0.23	0.23	0.23	0.00
UREA-S	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
CH_4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume Flow (l/min)	0.44	0.44	292.35	339.75	59393.80	57909.71	64927.12	114062.93	339.75

Appendix D : Calculation Example

D.1 Amount of Catalyst

การคำนวณปริมาณการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาใน 1 ปี

ตารางที่ สรุปตัวแปรที่สำคัญที่ใช้ในการคำนวณ

Type Catalyst	Density (kg/m^3)	Space velocity (1/hr)	Cost (Baht/kg)
FTS Catalyst	-3,685	2,800	1,236
Methanol Catalyst	1,500	7,000	600
Reformer Catalyst	1,090	30,000	60

ตัวอย่างการคำนวณของราคาที่เสียไปสำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ต่อ 1 ปี สำหรับกรณีศึกษาผลิตดีเซล(50:50)

Inlet Volumetric flow for FTS reactor = 11,644.70 m^3/hr

Amount of Reformer catalyst = (11,644.70 m^3/hr x 1,090 kg/m^3) / 30,000 1/hr

= 846.18 kg

Cost of Reformer per year = 846.18 kg x 60 Baht/kg

= 25,385.44 Baht

D.2 Energy & Material Balance

D.2.1 Material Balance

Assumption: Steady State ดังนั้น Accumulation = 0

Accumulation = Materials Input – Materials Output = 0

Materials Input = Materials Output

ตัวอย่าง Material Balances รอบ Anaerobic Digestor (R-101)

Materials Input = Materials Output

Feed = Biogas + Digestate

40,537.66 = 4,210.93 + 36,326.73

40,537.66 = 40,537.66

D.2.2 Energy Balance

Assumption: Steady State

ตัวอย่าง Energy Balances รอบ Compressor (C-201)

Molar flow rate = 235.32 mol/s Compressibility Factor (z) = 0.9967

Inlet Temp (T1) = 309.65 K Pinlet (P1) = 1 bar

Poutlet (P2) = 3.16 bar k= Cp/Cv = 1.296 ดังนั้น a = 0.228

R = 8.314 J/mol K Efficiency = 0.80

Mechanical Efficiency = 0.96, Power

Power = $mzRT1[(\{P2/P1\}^{a}-1)]/a$ = 235.32 x 0.9967 x 309.65 x 8.314 x $((3.16)^{0.228}-1)/0.228$

Power = 794377.83 W = 794.38 kW Power Required = 794.38/(0.96 x 0.8) = 1034.35 kW เมื่อเทียบกับค่าจากตาราง (1,059.81 kW) พบว่าค่าจากการคำนวณมือและจาก Simulation ใกล้เคียงกัน

ตัวอย่าง Energy Balances รอบ Pump (P-201)

Pinlet = 1bar, Poutlet = 10 bar, Flow = 2.83 m3/min Efficiency = 0.75

Power Required = 1.67 x Flow x (P2-P1)/Efficiency = 1.67 x 2.83 x 9/0.75 = 56.71 kW

เมื่อเทียบกับค่าจากตาราง (56.62 kW) พบว่าค่าจากการคำนวณมือและจาก Simulation ใกล้เคียงกัน

ตัวอย่าง Energy Balances รอบ Turbine (T-401)

Molar flow rate = 55.81 mol/s Compressibility Factor (z) = 0.9822

Inlet Temp (T1) = 318.15 K Pinlet (P1) = 10 bar

Poutlet (P2) = 8 bar k= Cp/Cv = 1.323 ดังนั้น a = 0.244

R = 8.314 J/mol K Efficiency = 0.80 Mechanical Efficiency = 0.95

Power = mzRT1[({P2/P1}a-1)]/a = 55.81 x 0.9822 x 318.55 x 8.314 x $((0.8)^{0.244}-1)/0.244$

Power = 794377.83 W = 794.38 kW Power Required = 794.38/(0.96 x 0.8) = 1034.3 kW

Power = -31529.32 W =-31.53 kW

Total Work Produce =-31.53 x 0.8 x 0.95 = -23.96 kW เมื่อเทียบกับค่าจากตาราง xx (-23.96kW) พบว่าค่าจากการคำนวณมือและจาก Simulation ใกล้เคียงกัน

ตัวอย่าง Energy Balances รอบ Heat Exchanger (E-401)

Liq Cold inlet T = 30.08 C, Cold outlet T = 100.06 C P= 8 bar

Vapor Hot inlet T = 101.355 C, Liquid Hot Outlet T = 101.355 C (Condensing)

P = 1.01 bar Latent heat = 2252.89 kJ/kg steam mass flow rate = 0.24 kg/sec

U = 0.85 kW/m^2 C, ΔTlm = 17.59

Q= 0.24 x 2252.89 = 540.69 kW A = Q/(U x ΔTlm) = 36.16 m^2 เมื่อเทียบกับค่าที่ได้จาก Simulation (37.69 m^2) พบว่าค่าจากการคำนวณมือและจาก Simulation ใกล้เคียงกัน

1.Anaerobic Digestor

แก๊สชีวภาพประกอบด้วยแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็นหลักและแก๊สปนเปื้อนเช่น ไอน้ำ ไฮโดรเจนซัลไฟด์ และแอมโมเนีย การพิจารณาแก๊สทั้งหมดในแก๊สชีวภาพจึงใช้ปฏิกิริยาสโตอิชิโอเมตริกโดยพิจารณาจากการย่อยสลายของแต่ละองค์ประกอบที่ก่อให้เกิดองค์ประกอบของแก๊สชีวภาพ

-ขั้นตอนแรกคือการแยกองค์ธาตุประกอบจากการวิเคราะห์ Proximate และ Ultimate Analysis มาเป็นโมเลกุลแก๊ส (H_2,O_2,N_2และ H_2O) กับธาตุ (S และ C) Ash และ FC

Substrate	Food Waste	Cassava Pulp	FC
Component	Ultimate Analysis (%wt dry basis)		
Ash	9.7	1.58	0
Carbon	45.6	42.90	63.7
Chlorine	0.0	0.00	0
Hydrogen	6.2	5.72	5.2
Nitrogen	2.3	0.73	0.5
Oxygen	36.2	49.09	30.4
Sulfur	0.2	0.12	0.15
Component	Proximate Analysis (%wt dry basis)		
Ash	9.7	1.58	0
FC	13.6	8.91	100
VM	76.7	89.51	0
Moisture	67.0	8.88	0

ในส่วนการหมักที่เกิดขึ้นใน R-Yield ใน Aspen plus อะตอมของ C H N O และ S ที่อยู่ในรูปโมเลกุลของ Fixed Carbon จะไม่ถูกหมักไปด้วยเมื่อคำนวณและหักล้างจาก FC แล้วในการหมักเราจะมองธาตุที่เป็นองค์ประกอบในของแข็งเป็นโมเลกุลแก๊สได้จากตารางนี้ เมื่อนำไปคำนวณจะได้ Mass Flow ของโมเลกุลธาตุต่างๆ ดังนี้

Component	Mass Flow (kg/h)	
	Food Waste	Cassava Pulp
H2	243.23	1451.50
O2	1426.93	12773.16
N2	101.34	190.51
H2O	36074.48	63131.00
S	8.11	27.22
C	1641.78	10251.19
Ash	433.75	435.45
FC	608.06	2458.47

-ขั้นตอนที่สองคือการแปลงโมเลกุลแก๊ส (H2,O2,N2และ H2O) กับธาตุ (S และ C) เป็นแก๊สชีวภาพโดยใช้ปฏิกิริยาดังนี้

1. $N_2 + 3H_2 \longrightarrow 2\,NH_3$

2. $S + H_2 \longrightarrow H_2S$

3. $2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O$

4. $C + 2H_2 \longrightarrow CH_4$

5. $C + O_2 \longrightarrow CO_2$

6. $2C + 2H_2O \longrightarrow CH_4 + CO_2$

สารตั้งต้นที่เป็นตัวกำหนดสำหรับปฏิกิริยา: 1, 2 และ 6 คือ: N_2, S และ C ตามลำดับ ในส่วนของสารตั้งต้นที่เป็นตัวกำหนดสำหรับปฏิกิริยาที่ 3 จะแตกต่างกันถ้าเป็นการหมักขยะอาหาร สารตั้งต้นที่เป็นตัวกำหนดคือ H_2 หากเป็นการหมักกากมันสำปะหลังจะเป็น O_2 ในส่วนของปฏิกิริยาที่ 4 และ 5 ถูกเพ่มเข้ามาเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพและให้ใกล้เคียงกับความเป็นจริงโดยจะใช้สารที่เป็นสารเกินพอในปฏิกิริยาที่ 3 เป็นสารกำหนดปฏิกิริยา