

22 มีนาคม พ.ศ. 2564

ถึง สมาคมวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทย
ชั้น 10 อาคาร 4 (อาคารเจริญวิศวกรรม)
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ถนนพญาไท แขวงวังใหม่ เขตปทุมวัน กรุงเทพฯ 10330

เรียน คณะกรรมการจัดการแข่งขันออกแบบกระบวนการทางวิศวกรรมเคมี

จากโครงการแข่งขัน “The 2020-2021 TICHe National Chemical Engineering Student Design Competition” โดยสมาคมวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทย ที่มีหัวข้อการแข่งขันหลักคือ “Bio-Residue Utilization for Circular City” ทางคณะผู้จัดทำขอส่งผลงานการออกแบบกระบวนการทางวิศวกรรมเคมีเข้าประกวดในหัวข้อดังกล่าว

ทั้งนี้หากคณะกรรมการฯ มีข้อสงสัยประการใดในผลงานฉบับนี้ สามารถสอบถามข้อมูลจากคณะผู้จัดทำเพิ่มเติมผ่านผู้ประสานงานสมาคมวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทย หรือสัมภาษณ์ข้อมูลจากคณะผู้จัดทำโดยตรงได้ในโอกาสต่อไป

จึงเรียนมาเพื่อโปรดพิจารณา ทั้งนี้ ทางคณะผู้จัดทำหวังเป็นอย่างยิ่งว่าจะได้รับความอนุเคราะห์จากคณะกรรมการฯ และขอขอบคุณ ณ โอกาสนี้

ด้วยความเคารพอย่างสูง

คณะผู้จัดทำ

RO-5918

เอกสารที่แนบมา: รายงานฉบับสมบูรณ์ 1 เล่ม

โครงการแข่งขัน

The 2020-2021 TChE National Chemical Engineering Student Design Competition

หัวข้อ

“Bio-Residue Utilization for Circular City”

เสนอ

สมาคมวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทย

จัดทำโดย

RO-5918

สารบัญ

เรื่อง	หน้า
Abbreviations	4
Executive summary	6
Introduction	9
Process Description	21
Process Flow Diagram	28
Preliminary Plot Plan	32
Material and Energy Balances	33
Material Selection	34
Utility Requirements	37
Equipment List	40
Equipment Specification	48
Investment Cost Summary	60
Economic Analysis	67
Safety, Health and Environmental Considerations	74
GHG Calculation	85
Conclusions and Recommendations	91
Acknowledgements	96
Bibliography	97
Appendix.	101

สัญลักษณ์และคำย่อ (Abbreviations)

A	สมรรถนะของอุปกรณ์, Capacity
As	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน, Heat transfer area (m ²)
C _{OL}	ต้นทุนค่าแรงคนงานที่ใช้ในการดำเนินกระบวนการ, Operating labor cost
COM	ต้นทุนการผลิตโดยรวม, The cost of manufacturing
C _p	ความจุความร้อนจำเพาะ, Heat capacity (J/kg·K)
C _p	ราคาอุปกรณ์, Purchased equipment cost
C _{RM}	ต้นทุนวัตถุดิบ, Total raw material cost
C _{UT}	ต้นทุนสาธารณูปโภค, Total utility cost
CW	กากมันจากโรงงานสำปะหลัง, Cassava waste
C _{WT}	ต้นทุนบำบัดของเสีย, Waste treatment cost
D	เส้นผ่านศูนย์กลาง, Diameter (m)
DCFROR	ผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ, Discounted Cash Flow Rate of Return
d _k	ค่าเสื่อมราคา, Depreciation
DPBP	ระยะคืนทุน, Discounted Pay Back Period (ปี)
FCI	เงินลงทุนเริ่มต้น, Fixed capital investment
FCI _L	ต้นทุนการลงทุนเริ่มต้นโดยไม่รวมราคาที่ดิน, Fixed capital investment without Land cost
F _M	ปัจจัยชนิดของวัสดุ, Material factor
F _p	ปัจจัยความดัน, Pressure factor
F _q	จำนวนชั้นถาด, Quantity amount of tray factor
F _T	ปัจจัยอุณหภูมิ, Temperature factor
FW	ขยะมูลฝอยจากชุมชน, Food waste
i	อัตราคิดลด, Discount rate

N_{np}	จำนวนขั้นตอนที่ไม่เกี่ยวข้องกับการจัดการอนุภาค, The number of nonparticulate processing steps
N_{OL}	คนงานที่จำเป็นต่อกะ, The number of operator per shift
NPV	มูลค่าปัจจุบันสุทธิ, Net Present Value
P	ความดัน, Pressure (atm)
Q	พลังงานความร้อนที่ต้องการ, Heat required (kW)
Sa	มูลค่าที่คาดว่าจะขายสินทรัพย์ถาวรนั้นได้เมื่อหมดอายุการใช้งานเท่ากับราคาที่ดินที่ซื้อ ณ เวลาเริ่มต้นโครงการ, Salvage value
t	อัตราภาษี, Taxation rate
T	อุณหภูมิ, Temperature ($^{\circ}\text{C}$)
U	ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนโดยรวม, Overall heat transfer coefficient ($\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$)

บทสรุปผู้บริหาร (Executive Summary)

ปัจจุบันพลังงานส่วนใหญ่ผลิตมาจากเชื้อเพลิงประเภทฟอสซิลที่มีแหล่งที่มาจากธรรมชาติและ การความต้องการพลังงานนั้นไม่มีแนวโน้มที่จะลดลง นำไปสู่การขาดแคลนทรัพยากรการผลิตรวมถึงผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ตอนนี้ประชากรโลกกำลังเผชิญหน้ากับความแปรปรวนของธรรมชาติและอุณหภูมิที่นับวันยิ่งสูงขึ้น แนวคิด Circular city ถูกคิดค้นขึ้นเพื่อบรรเทาวิกฤตการณ์เหล่านี้ ภายใต้การกระบวนกรผลิตสินค้าและบริการอย่างเต็มประสิทธิภาพตลอดกระบวนการกำจัดของผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมและของเสียและสามารถดำเนินกระบวนการไปได้อย่างยั่งยืน เศรษฐกิจแบบหมุนเวียนเป็นหนึ่งในยุทธศาสตร์แห่งชาติที่เป็น การบูรณาการด้านอุตสาหกรรม เศรษฐกิจ และสิ่งแวดล้อม เพื่อสร้างโลกที่ยั่งยืนให้กับคนรุ่นใหม่

ในประเทศไทยก็มีการตอบสนองต่อการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นนี้โดยพยายามบูรณาการทุกภาคส่วนทั้ง ภาครัฐและเอกชนเพื่อรองรับกับรูปแบบของแนวคิดใหม่อย่าง Circular City นี้ด้วยการพัฒนาและออกแบบ ต้นแบบธุรกิจแบบใหม่ คือ BCG Model ประกอบไปด้วย B เศรษฐกิจด้านชีวภาพ (Bio Economy) C เศรษฐกิจหมุนเวียน (Circular Economy) และ G เศรษฐกิจสีเขียวที่เป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม (Green Economy) ซึ่งเป็นที่มาของโครงการการประกวดการออกแบบทางวิศวกรรมเคมีแห่งชาติสำหรับนิสิตนักศึกษา ปี 2563-2564 หัวข้อ Bio-Residue Utilization for Circular City ในครั้งนี้ โดยมุ่งเน้นการออกแบบ กระบวนการที่เป็นระบบที่สามารถพึ่งพากันได้ระหว่างสังคมและอุตสาหกรรม ซึ่งให้ความสำคัญกับพลังงาน ทดแทนอย่างการแก๊สชีวภาพที่มีการแปรรูปมาจากขยะมูลฝอยจากชุมชน (Municipal Waste) และกากมัน จากโรงงานแป้งมันสำปะหลัง (Cassava Waste) จากอุตสาหกรรมเกษตร ที่มีศักยภาพในการผลิตพลังงานใช้ เองในกระบวนการและส่งออกเป็นสาธารณูปโภคให้กับชุมชน

จากแนวคิด BCG Model สามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการออกแบบกระบวนการได้ ดังนี้ ด้านชีวภาพ ใช้การย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ (Anaerobic Digestion) ในการผลิตแก๊สชีวภาพ ด้านการ หมุนเวียนทำการนำแก๊สชีวภาพไปผลิตพลังงานใช้ภายในกระบวนการอย่างพลังงานไฟฟ้าด้วยระบบการผลิต ไฟฟ้าและความร้อนร่วม (Combined Heat and Power) เป็นการหมุนเวียนชั้นใน คือ สามารถนำสิ่งที่นำเข้าไป แปรเปลี่ยนเป็นสิ่งที่ประโยชน์ที่ใช้งานได้เองในระบบก่อน ลำดับถัดมา คือ การหมุนเวียนชั้นนอก คือ กระบวนการได้รับขยะที่ไม่พึงประสงค์ของทั้งชุมชนและเกษตรกรมาจัดการแปรเปลี่ยนเป็นสาธารณูปโภค อย่างพลังงานไฟฟ้าส่งคืนให้แก่ชุมชนหรือบำบัดน้ำที่เป็นองค์ประกอบในกระบวนการย่อยสลายป็นส่วนให้ภาค เกษตรกรรมเป็นการรับมาและส่งคืนเป็นวงจร ไม่เพียงแค่นั้นระบบกระบวนการยังถูกออกแบบให้สามารถเพิ่ม คุณภาพด้วยกระบวนการ Amine Absorption เป็นแก๊สเชื้อเพลิง (Fuel Gas) และเชื้อเพลิงยานยนต์ (Compressed Biomethane Gas) ที่ส่งต่อให้กับภาคอุตสาหกรรมอื่นได้อย่างมีมูลค่าและได้รับรายได้กลับมา สร้างรากฐานความมั่นคงและยั่งยืนให้แก่กระบวนการเพื่อปฏิบัติพันธกิจที่มุ่งเน้นสร้างสังคมที่พึ่งพากันได้ อย่างยั่งยืน ด้านสิ่งแวดล้อมด้วยกระบวนการผลิตย่อมมีของเสียที่ไม่พึงประสงค์ออกมาจากกระบวนการในที่นี่คือ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ซึ่งเป็นแก๊สเรือนกระจกที่เป็นสาเหตุหลักของวิกฤตการณ์ด้านมลพิษในปัจจุบัน กระบวนการนี้มีการจัดการอย่างมีประสิทธิภาพโดยการนำแก๊สที่ไม่ควรปล่อยสู่บรรยากาศนี้มาเพิ่มมูลค่าผ่าน กระบวนการ Water Scrubbing เพื่อปรับปรุงให้มีคุณภาพมากพอที่นำไปใช้ในภาคอุตสาหกรรมอื่นและยังมี

กระบวนการแปรรูปพลาสติกที่เป็นปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมเนื่องจากต้องใช้เวลาในการย่อยสลายทำให้เกิดปัญหาขยะล้นดังที่พบเห็นในชุมชนและระบบนิเวศจึงมีการนำกระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) มาใช้เพื่อแปรรูปพลาสติกและได้ผลิตภัณฑ์เป็น Pyrolysis oil ในการส่งออกและนำเข้ารายได้ อีกทั้งยังได้แก๊สเชื้อเพลิงออกมาซึ่งใช้ในการดำเนินกระบวนการ กระบวนการ Pyrolysis จึงเป็นกระบวนการที่สามารถพึ่งพาตนเองได้ไม่เพียงเป็นการลดปัญหาสิ่งแวดล้อมแต่ยังสามารถเพิ่มมูลค่าและสร้างรายได้อีกหนึ่งช่องทาง เป็นการเพิ่มความยั่งยืนให้แก่กระบวนการและดำเนินภารกิจในการอำนวยความสะดวกอย่างมีจิตสำนึกต่อสิ่งแวดล้อมโดยกรณีพื้นฐานจะคืนทุนเริ่มต้นภายใน 11 ปี มีค่าผลตอบแทนที่ได้รับต่อปีร้อยละ (IRR) 14 ของเงินลงทุน และ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 2599.67 บาท โดยหากไม่มีการนำแก๊ส CO₂ ไปใช้ประโยชน์จะมีอัตราส่วนการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้อยู่ที่ 0.071 short ton ต่อ mmBTU จากนั้นเพื่อตอบสนองต่อการพัฒนาทางด้านเทคโนโลยีและนวัตกรรมที่พัฒนาอย่างไม่หยุดยั้งและการคำนึงถึงการบูรณาการในทุกแง่มุมทั้งด้านกระบวนการ พลังงาน เศรษฐศาสตร์ และ สิ่งแวดล้อมให้เกิดสังคมที่ยั่งยืนและพึ่งพากันได้อย่างแท้จริง จึงเป็นที่มาของการออกแบบกรณีศึกษาต่อมา ดังนี้

กรณีศึกษาที่ 1 เป็นการคำนึงถึงการจัดการทรัพยากรภายในกระบวนการให้เป็นระบบโดยการเพิ่มหน่วยแยกอากาศ (Air Separating Unit) ในการแยกแก๊สออกซิเจนไปเพิ่มประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่หน่วยผลิตพลังงานไฟฟ้าและนำแก๊สไนโตรเจนไปใช้ในกระบวนการ Pyrolysis แทนที่การนำเข้าแก๊สทั้งสองชนิดจากอุตสาหกรรมภายนอก กรณีศึกษาที่ 1 จะคืนทุนเริ่มต้นภายใน 12 ปี มีค่าผลตอบแทนที่ได้รับต่อปีร้อยละ (IRR) 14 ของเงินลงทุน และ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 2584.67 บาท โดยหากไม่มีการนำแก๊ส CO₂ ไปใช้ประโยชน์จะมีอัตราส่วนการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้อยู่ที่ 0.072 short ton ต่อ mmBTU

กรณีศึกษาที่ 2 เป็นการเปลี่ยนเส้นทางการจัดจำหน่ายของแก๊ส CO₂ ที่คำนึงถึงการลดปริมาณได้อย่างยั่งยืนที่สุดเนื่องจากการที่จัดจำหน่ายให้แก่ภาคอุตสาหกรรมใด ๆ นั้นปลายทางย่อมมีการปล่อยแก๊ส CO₂ หรือสารผลิตภัณฑ์ที่เป็นอันตรายต่อสิ่งแวดล้อมยิ่งกว่าเพราะฉะนั้นเพื่อเป็นการคำนึงถึงสิ่งแวดล้อมอย่างแท้จริง การเลือกเส้นทางการจัดจำหน่ายที่ได้รับการวิเคราะห์และพิจารณาในเรื่องนี้เป็นที่มาของกรณีศึกษาที่ 2 นี้โดยทำการจัดจำหน่ายแก่ภาคอุตสาหกรรมการผลิตวัสดุก่อสร้างในรูปสารตั้งต้นอย่าง CaCO₃ Ba₂CO₃ และ NaHCO₃ ซึ่งได้รับการประเมินแล้วว่าสามารถจัดเก็บแก๊ส CO₂ ได้อย่างยั่งยืนและยากในการคืนรูปสู่แก๊ส CO₂ ซึ่งกรณีศึกษาที่ 2 นี้มีอัตราส่วนการขายแก๊ส CO₂ ไปในการเป็นสารตั้งต้นวัสดุก่อสร้างเป็นร้อยละ 15 ของปริมาณแก๊ส CO₂ ที่กระบวนการสามารถผลิตออกมาได้ เนื่องมาจากความต้องการที่จะออกแบบให้กระบวนการผลิตนั้นสามารถคืนทุนภายในกำหนดที่ภายใน 20 ปี ซึ่งมีค่าผลตอบแทนที่ได้รับต่อปีร้อยละ (IRR) 10 ของเงินลงทุน มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 46.63 บาท โดยหากไม่มีการนำแก๊ส CO₂ ไปใช้ประโยชน์จะมีอัตราส่วนการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้อยู่ที่ 0.072 short ton ต่อ mmBTU

กรณีศึกษาที่ 3 ด้วยพื้นฐานในการจัดการกระบวนการอย่างเป็นระบบอย่างมีมาตรฐานและมีประสิทธิภาพสูงสุดเป็นหลักการพื้นฐานของการออกแบบทางวิศวกรรม นอกจากการหมุนเวียนมวลสารที่ทำมาในกรณีศึกษาอื่นแล้วการบูรณาการหมุนเวียนแลกเปลี่ยนพลังงานในกระบวนการก็เป็นสิ่งที่จะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพและจัดการทรัพยากรที่มีอยู่อย่างเป็นระบบอีกด้วย กรณีศึกษาที่ 3 จะคืนทุนเริ่มต้นภายใน 16 ปี มีค่าผลตอบแทนที่ได้รับต่อปีร้อยละ (IRR) 11 ของเงินลงทุน มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 809.21 บาท โดย

หากไม่มีการนำแก๊ส CO₂ ไปใช้ประโยชน์จะมีอัตราส่วนการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้อยู่ที่ 0.072 short ton ต่อ mmBTU

ตารางสรุปผลการดำเนินงาน

กรณีศึกษา	ปีที่คืบหน้า	GHG	พื้นที่ที่ใช้ [ไร่]	จุดเด่น	ข้อสังเกต
กรณีพื้นฐาน	10.40	0	29.06	คืบหน้าได้เร็วที่สุด	ระบบยังพึ่งพาทรัพยากรจากภายนอกกระบวนการ ทำให้กระบวนการไม่ยั่งยืน
1	11.06	0	25.45	มีพื้นที่การจัดตั้งโรงงานน้อยที่สุด	ผลิตภัณฑ์ CO ₂ ที่ได้อาจมากเกินไปเกินความต้องการของตลาด
2	19.28	0	26.34	มีการคำนึงถึงความยั่งยืนของการลดปริมาณ CO ₂ โดยการขายในรูปแบบ Building Materials	คืบหน้าได้ช้าที่สุด
3	15.78	0	26.34	มีประยุกต์กระบวนการให้ตอบโจทย์ Circular City ทั้งหมดมุ่งมั่งคั่งทั้งด้านกระบวนการ พลังงาน เศรษฐศาสตร์ และ สิ่งแวดล้อม	กระบวนการคืบหน้าภายในระยะเวลาที่ต้องการและยังคงอยู่ใน BCG Model

สรุปได้ว่ากระบวนการผลิตพลังงานภายใต้ต้นแบบธุรกิจแบบ BCG สามารถตอบโจทย์ความต้องการของยุทธศาสตร์แห่งชาติที่ต้องการพัฒนาสังคมและเศรษฐกิจให้มีการหมุนเวียนพึ่งพากันและมีความยั่งยืน กล่าวคือ การผลิตพลังงานผ่านแก๊สชีวภาพมีการปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่าน้อยกว่าการผลิตพลังงานผ่านเชื้อเพลิงฟอสซิล และเมื่อทำการวิเคราะห์ทั้งด้านเศรษฐศาสตร์ กระบวนการผลิต สิ่งแวดล้อม และพลังงานแล้ว การจัดการกระบวนการอย่างเป็นระบบทั้งการหมุนเวียนมวลสารและพลังงานตามกรณีศึกษาที่ 3 สามารถทำให้แนวคิด Circular City เป็นไปได้

1. บทนำ (Introduction)

1.1 ที่มาและความสำคัญ

จากภาวะการขยายตัวของเศรษฐกิจไทยที่ชะลอตัวลงในช่วงหลายปีที่ผ่านมา ส่งผลให้ประเทศไทยอยู่ในสภาวะกับดักรายได้ปานกลาง (Middle-income trap) โดยไม่สามารถยกระดับเศรษฐกิจจากรายได้ปานกลางเข้าสู่ประเทศที่มีรายได้สูงได้ เป็นผลมาจากการพัฒนาการทางเศรษฐกิจที่มีข้อจำกัด เช่น ขาดแคลนประสิทธิภาพการผลิตและนวัตกรรมที่เพียงพอที่จะเร่งให้อัตราการเติบโตของรายได้สูงรวมถึงการขาดแคลนพลังงานซึ่งเป็นปัจจัยสำคัญในการขับเคลื่อนเศรษฐกิจและภาคอุตสาหกรรม จึงจำเป็นต้องปรับเปลี่ยนรูปแบบการพัฒนาเศรษฐกิจและสังคม เนื่องจากประเทศไทยเป็นสังคมเกษตรกรรม มีสภาพทางภูมิศาสตร์เหมาะสมต่อการผลิตและการลงทุนทางการเกษตรทำให้ผลผลิตมีความหลากหลายและเป็นฐานทรัพยากรที่สำคัญของประเทศ ด้วยสาเหตุนี้จึงทำให้เกิดของเหลือทางการเกษตรมาก นอกจากนี้ จากการเพิ่มขึ้นของจำนวนประชากรทำให้มีการขยายตัวของชุมชนเมืองอย่างรวดเร็วตามไปด้วย จากพฤติกรรมกรอุปโภคบริโภคที่เพิ่มขึ้นทำให้เกิดปริมาณขยะมูลฝอยที่เพิ่มขึ้นเช่นกัน ดังนั้น การอาศัยฐานทรัพยากรชีวภาพร่วมกับขยะมูลฝอยเหลือทิ้งจากการเกษตรและชุมชนที่มีปริมาณมากและไม่สามารถใช้ประโยชน์ต่อได้จึงมีความเหมาะสมต่อการพัฒนาเป็นแหล่งพลังงานให้เพียงพอต่อความต้องการของประเทศในระยะยาวและนำมาปรับใช้ในรูปแบบของแผนพัฒนาเศรษฐกิจและสังคมใหม่ ยุทธศาสตร์การพัฒนาเศรษฐกิจแบบองค์รวม (BCG Model) เป็นแผนพัฒนาเศรษฐกิจใหม่ โดยมุ่งเน้นการพัฒนา 3 เศรษฐกิจ ได้แก่ เศรษฐกิจชีวภาพ (Bioeconomy) เป็นการใช้ทรัพยากรชีวภาพเพื่อสร้างมูลค่าเพิ่ม เชื่อมโยงกับเศรษฐกิจหมุนเวียน (Circular Economy) คำนึงถึงการนำวัสดุต่างๆ กลับมาใช้ประโยชน์ให้มากที่สุด และ อยู่ภายใต้เศรษฐกิจสีเขียว (Green Economy) ซึ่งเป็นการพัฒนาเศรษฐกิจควบคู่ไปกับการพัฒนาสังคมและการรักษาสสิ่งแวดล้อมได้อย่างสมดุลให้เกิดความมั่นคงและยั่งยืนไปพร้อมกัน ^[1, 2] จากแผนพัฒนาเศรษฐกิจนำไปสู่การศึกษา วางแผนและออกแบบ Circular City โดยให้ความสำคัญกับการเลือกใช้ทรัพยากร การออกแบบผลิตภัณฑ์และการพัฒนาเทคโนโลยีในกระบวนการที่เกี่ยวข้อง เพื่อให้เกิดการใช้ทรัพยากรอย่างมีประสิทธิภาพสูงสุดและนำมาสู่การแก้ไขปัญหาสิ่งแวดล้อมโดยลดปริมาณของเสียและมลพิษตลอดทั้งกระบวนการผลิต ^[3]

จากแผนพัฒนากำลังผลิตไฟฟ้าของประเทศไทยตั้งแต่ปี พ.ศ. 2561-2580 (Power Development Plan: PDP 2018-2037) และแผนบริหารจัดการน้ำมันเชื้อเพลิง ได้นำเสนอการคาดการณ์ความต้องการพลังงานไฟฟ้าสุทธิของประเทศ พลังงาน ความร้อน และพลังงานเชื้อเพลิงในอนาคตมีแนวโน้มเพิ่มขึ้น ทำให้ประเทศไทยจำเป็นต้องจัดหาแหล่งพลังงานหมุนเวียนเพื่อทดแทนพลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิลที่มีแนวโน้มน้อยลงและมีต้นทุนสูง^[4] นอกจากนี้ข้อมูลจากกรมควบคุมมลพิษ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อมได้รายงานปริมาณขยะชุมชนทั่วประเทศในช่วงหลายปีที่ผ่านมา มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นและสัดส่วนของขยะมูลฝอยมากโดยขยะมูลฝอยเป็นชีวมวลชนิดหนึ่งที่มีศักยภาพในการนำมาใช้เพื่อผลิตพลังงานทดแทน ผลิตไอน้ำ ผลิตกระแสไฟฟ้าและผลิตแก๊สเชื้อเพลิง ปัจจุบันเทคโนโลยีการผลิตพลังงานจากขยะมูลฝอยได้รับความนิยมและยอมรับกันอย่างแพร่หลาย ^[5] นอกจากแหล่งขยะมูลฝอยแล้วการใช้ประโยชน์จากของเหลือทางการเกษตรมีศักยภาพสามารถใช้เป็นพลังงานได้เช่นกันโดยเฉพาะน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมเกษตรและการแปรรูป เช่น โรงงานแป้งมันสำปะหลัง โรงงานเบียร์ โรงงานผลไม้กระป๋อง เป็นต้น โดยปัจจุบันโรงงานแป้งมันสำปะหลังมีศักยภาพการผลิตแก๊สชีวภาพมากที่สุด ซึ่งผลิตได้ถึง 377 ล้านลูกบาศก์เมตร/ปี จากน้ำเสียของโรงงานแป้งมันสำปะหลัง จำนวน 77 โรง นอกจากนี้กากมันจากโรงงานแป้งมันสำปะหลังยังสามารถนำมาผลิตแก๊สชีวภาพได้อีกด้วย ^[6]

กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ (Anaerobic Digestion) เป็นวิธีการบำบัดน้ำเสียหรือของเหลือใช้จากกระบวนการผลิตในภาคส่วนต่าง ๆ เช่น ของเหลือทางการเกษตร ฟาร์มปศุสัตว์และโรงงานอุตสาหกรรม โดยการบำบัดสามารถก่อให้เกิดแก๊สชีวภาพซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นพลังงานทดแทนการนำเข้าเชื้อเพลิงและช่วยลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ลักษณะของกระบวนการเหมาะกับการบำบัดของเสียที่มีปริมาณสารอินทรีย์ความเข้มข้นสูงและย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ ซึ่งอาศัยการทำงานร่วมกันของแบคทีเรียหลายกลุ่มที่ทำหน้าที่แตกต่างกันในแต่ละขั้นตอนการย่อยสลาย ได้แก่ แบคทีเรียกลุ่มผลิตกรด (Acid Forming Bacteria) และแบคทีเรียกลุ่มผลิตมีเทน (Methane Producing Bacteria) โดยแบคทีเรียกลุ่มผลิตกรดจะทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีโครงสร้างโมเลกุลใหญ่ให้กลายเป็นสารอินทรีย์ที่มีโครงสร้างโมเลกุลเล็กลง จากนั้นแบคทีเรียกลุ่มผลิตมีเทนจะใช้สารอินทรีย์ที่มีโครงสร้างโมเลกุลเล็กเป็นสารอาหารและย่อยสลายให้ผลผลิตหลักเป็นแก๊สมีเทน (CH₄) ประมาณ 50-70% และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) โดยมีแก๊สอื่น ๆ เกิดขึ้นในปริมาณเล็กน้อย เช่น แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H₂S) และแก๊สแอมโมเนีย (NH₃) เป็นต้น โดยขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์สามารถแบ่งออกเป็น 3 ขั้นตอน ได้แก่ กระบวนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) กระบวนการอะซิโดเจเนซิส (Acidogenesis) และ กระบวนการผลิตแก๊สมีเทน (Methanogenesis) ตามลำดับ^[7]

การประยุกต์ใช้งานแก๊สชีวภาพสามารถใช้งานได้หลากหลาย เช่น แก๊สเชื้อเพลิง (Fuel gas) นำไปใช้ทดแทนแก๊สหุงต้มในภาคครัวเรือนหรือใช้ทดแทนเชื้อเพลิงที่ใช้ในภาคอุตสาหกรรมในรูปของพลังงานความร้อนและใช้แทนเชื้อเพลิงเพื่อใช้กับเครื่องปฏิกรณ์ต่าง ๆ การนำแก๊สชีวภาพผลิตเป็นพลังงานไฟฟ้าด้วยระบบกังหันไอน้ำหรือการใช้ระบบเครื่องยนต์แก๊สสันดาปภายใน นอกจากนี้ สามารถนำมาใช้ประโยชน์เป็นเชื้อเพลิงยานยนต์ (Compressed Biogas Gas, CBG) เป็นหนึ่งพลังงานทดแทนเพื่อลดการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลแต่อย่างไรก็ตามในการประยุกต์ใช้งานแก๊สชีวภาพ องค์ประกอบของแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้นั้นจะต้องคำนึงถึงความปลอดภัยและเหมาะสมต่อการใช้งานในด้านต่าง ๆ จึงจำเป็นต้องมีการปรับปรุงคุณภาพแก๊สชีวภาพก่อนใช้งาน เช่น การลดความชื้นและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อป้องกันค่าความร้อนต่ำลงและสูญเสียพลังงานความร้อนรวมถึงป้องกันการปิดกั้นการไหลของแก๊สชีวภาพ ควบคุมปริมาณของแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์เพื่อป้องกันการกัดกร่อนต่ออุปกรณ์ที่ใช้ในการขนส่งหรือส่งผลให้เกิดปัญหาในการนำไปใช้กับเครื่องยนต์ เป็นต้น จะเห็นได้ว่าแก๊สชีวภาพเป็นหนึ่งในพลังงานทดแทนที่ตอบโจทย์ทั้งด้านเศรษฐกิจ สังคมและสิ่งแวดล้อม ซึ่งหากเทคโนโลยีในการผลิตและปรับปรุงคุณภาพแก๊สชีวภาพได้รับการพัฒนาในมีต้นทุนต่ำและมีประสิทธิภาพสูง จะส่งผลให้การใช้ประโยชน์จากแก๊สชีวภาพได้รับการยอมรับอย่างกว้างขวางและสามารถพัฒนาให้เป็นแหล่งพลังงานหลักสำหรับประเทศได้ในอนาคต^[8]

1.2 กระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพในสภาวะไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Digestion)

1.2.1 กระบวนการและขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้ออกซิเจน (Anaerobic Digestion)

การย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้ออกซิเจนเป็นหนึ่งในกระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพ โดยอาศัยการทำงานของแบคทีเรียที่เรียกรวมผลิตกรด (Acid forming bacteria) และแบคทีเรียที่เรียกรวมผลิตมีเทน (Methane producing bacteria) ทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ขนาดใหญ่ เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีนและไขมัน ให้กลายเป็นสารอินทรีย์ขนาดเล็ก เช่น น้ำตาลโมเลกุลเดี่ยว กรดอะมิโนและกรดไขมัน จากนั้นจะถูกย่อยสลายให้มีขนาดเล็กจนกลายเป็นอนินทรีย์สารและแก๊สในที่สุด ซึ่งแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้จะประกอบด้วยแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็นองค์ประกอบหลัก โดยภาพรวมของขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้ออกซิเจนสามารถสรุปได้ดังตารางที่ 1.1

ตารางที่ 1.1 กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้ออกซิเจน (Anaerobic Digestion) ^[9]

กระบวนการ	ขั้นตอน		
1. กระบวนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis)	-	ชนิดแบคทีเรีย	Hydrolytic bacteria และ Fermentative bacteria
		สารตั้งต้น	สารอินทรีย์โมเลกุลขนาดใหญ่ เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีนและไขมัน
		ผลิตภัณฑ์	น้ำตาลกลูโคส กรดอะมิโน กรดไขมัน กลีเซอรอล
2. กระบวนการอะซิโดเจเนซิส (Acidogenesis)	1	ชนิดแบคทีเรีย	Acid forming bacteria เช่น Facultative anaerobic bacteria
		สภาวะ	pH 4-6.5 Mesophilic (30-35 °C) Thermophilic (50-60 °C)
		สารตั้งต้น	คาร์โบไฮเดรต โปรตีนและไขมัน
		ผลิตภัณฑ์	กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid) เช่น กรดอะซิติก (CH ₃ COOH) กรดโพรพิโอนิก (C ₂ H ₅ COOH) กรดบิวทีริก (C ₃ H ₇ COOH) รวมถึงเอทานอล (C ₂ H ₅ OH)
	2	ชนิดแบคทีเรีย	Acetogenic bacteria เช่น Hydrogen producing acetogenic bacteria และ Homoacetogenic bacteria
		สภาวะ	pH 4-6.5 Mesophilic (30-35 °C) Thermophilic (50-60 °C)
		สารตั้งต้น	กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid)
		ผลิตภัณฑ์	อะซิเตต (CH ₃ COO ⁻) แก๊สไฮโดรเจน (H ₂) และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂)
3. กระบวนการผลิตก๊าซมีเทน (Methanogenesis)	-	ชนิดแบคทีเรีย	Acetophilic methanogen และ Hydrogenophilic methanogen
		สภาวะ	pH 6.8-7.2 Mesophilic (30-35 °C) Thermophilic (50-60 °C)
		สารตั้งต้น	กรดอะซิติก (CH ₃ COOH) และแก๊สไฮโดรเจน (H ₂) กับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂)
		ผลิตภัณฑ์	แก๊สมีเทน (CH ₄), แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂), น้ำ (H ₂ O) แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H ₂ S), แก๊สแอมโมเนีย (NH ₃)

1.2.2 เทคโนโลยีการออกแบบระบบผลิตแก๊สชีวภาพในสภาวะไร้อากาศ

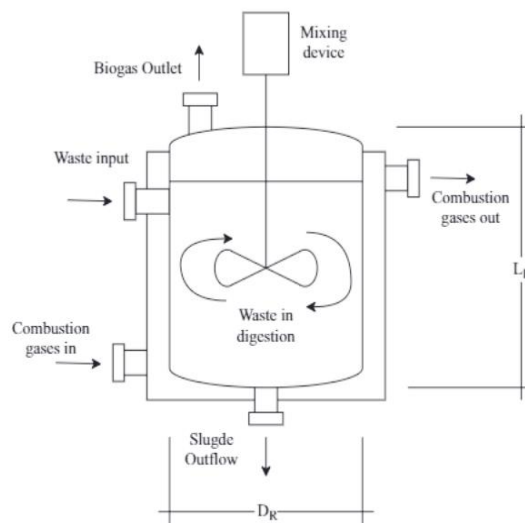
การออกแบบระบบผลิตแก๊สชีวภาพสำหรับโรงงานควรที่จะคำนึงถึงการเลือกประเภทและรูปแบบของเทคโนโลยีที่ใช้ให้มีความเหมาะสมต่อปริมาณความต้องการในการผลิตแก๊สชีวภาพ ประสิทธิภาพของแก๊สชีวภาพ ความเสถียรภาพต่อสารพิษและความแปรปรวนของน้ำเสีย ลักษณะของเสียที่ใช้ที่ต้องเหมาะสมต่อระบบการผลิตตลอดจนต้นทุนและการบำรุงรักษาของแต่ละเทคโนโลยี โดยทั่วไปแล้วการจำแนกประเภทของเทคโนโลยีถึงปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชีวภาพตามสภาพของจุลินทรีย์ที่อยู่ในถังปฏิกรณ์สามารถแบ่งได้เป็น 2 ประเภท ดังนี้

1.2.2.1 ถังปฏิกรณ์ที่มีเชื้อจุลินทรีย์อยู่ในสภาพแขวนลอย (Suspended growth)

ลักษณะของเชื้อจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์จะอยู่ในสภาพแขวนลอยและมีการกระจายตัวทั่วทั้งถังหรือตะกอนจุลินทรีย์มีความเข้มข้นไล่ระดับ (Sludge profile) ไปตามการไหลของน้ำ โดยถังบำบัดแบบไร้อากาศที่มีลักษณะของเชื้อจุลินทรีย์แขวนลอยอยู่ภายในถังปฏิกรณ์ที่นิยมในการผลิตแก๊สชีวภาพจากโรงงานอุตสาหกรรม ได้แก่

- ถังปฏิกรณ์แบบกวนผสม (Continuously stirred tank reactor, CSTR) ดังรูปที่ 1.1

ของแข็งและของเหลวภายในถังปฏิกรณ์แบบกวนผสม เกิดการผสมกวนโดยการติดตั้งใบกวน ซึ่งการกวนผสมที่เกิดขึ้นทำให้ความเข้มข้นของสารอินทรีย์และเชื้อจุลินทรีย์เท่ากันทั่วทั้งถังปฏิกรณ์ ทำให้มีการสัมผัสระหว่างจุลินทรีย์และสารอินทรีย์ของน้ำเสียในถังปฏิกรณ์ได้ดีและปฏิกิริยาการย่อยสลายจึงเกิดได้ดีเช่นกัน และสามารถที่รองรับของเสียหรือน้ำเสียปริมาณมากได้ [10]



รูปที่ 1.1 ถังปฏิกรณ์แบบกวนผสม (CSTR)

จุดเด่นของถังปฏิกรณ์แบบกวนผสม (CSTR)

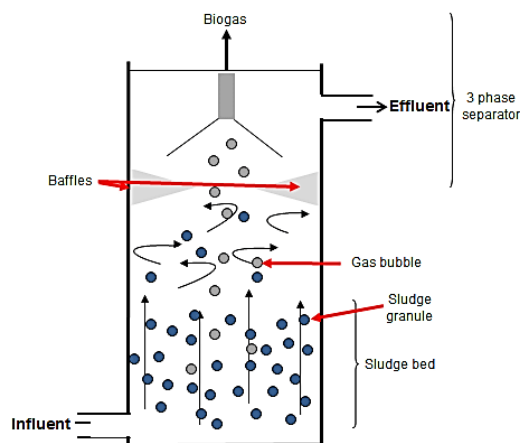
1. เหมาะกับน้ำเสียหรือของเสียที่มีความเข้มข้นของของแข็งสูง เนื่องจากการกวนผสมของสารอินทรีย์และจุลินทรีย์ภายในถังเป็นอย่างดี จึงสามารถป้อนน้ำเสียหรือของเสียที่มีความเข้มข้นสูงได้
2. สามารถเจือจางสารพิษหรือสารที่มีผลยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์ที่มาพร้อมกับของเสียได้ เช่น ขยะมูลฝอย ของเหลือทางการเกษตร เป็นต้น

ข้อจำกัดและอุปสรรคของถังปฏิกรณ์แบบกวนผสม (CSTR)

1. จำเป็นต้องออกแบบถังปฏิกรณ์ให้มีขนาดใหญ่ เนื่องจากความเข้มข้นภายในถังเท่ากันส่งผลทำให้ระยะเวลาการกักเก็บของแข็งและเชื้อจุลินทรีย์ (Solid Retention time, SRT) เท่ากับระยะเวลาการกักเก็บน้ำเสีย (Hydraulic retention time, HRT)
2. เกิดปัญหาการลดลงของเชื้อจุลินทรีย์ในระบบซึ่งไปกับน้ำเสียขาออก โดยหากระยะเวลาในการกักเก็บของแข็งและของเหลวสั้นเกินไปอาจส่งผลทำให้ไม่เพียงพอต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในกลุ่มมีเทน
3. เกิดปัญหาการขุ่นของอุปกรณ์ใบกวน จึงต้องการการดูแลและซ่อมบำรุงอย่างสม่ำเสมอ

- ถังปฏิกรณ์แบบตะกอนลอย (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB) ดังรูปที่ 1.2

การทำงานของระบบนี้ถูกออกแบบให้เชื้อจุลินทรีย์เกิดการยึดเกาะกันเองเป็นเม็ดตะกอนและมีความหนาแน่นสูง (Granule) จึงสามารถตกตะกอนสูง ซึ่งหากมีการควบคุมการไหลของน้ำเสียหรือของเสียเข้าถังปฏิกรณ์ที่เหมาะสมจากด้านล่างไหลขึ้นสู่ด้านบน จะทำให้เม็ดตะกอนจุลินทรีย์อยู่เป็นชั้นสัดจไม่จมลงก้นถังหรือไหลหลุดออกจากระบบทำให้สามารถรักษาปริมาณของเม็ดตะกอนจุลินทรีย์ภายในระบบ ^[11]



รูปที่ 1.2 ถังปฏิกรณ์แบบตะกอนลอย (UASB)

จุดเด่นของปฏิกรณ์แบบตะกอนลอย (UASB)

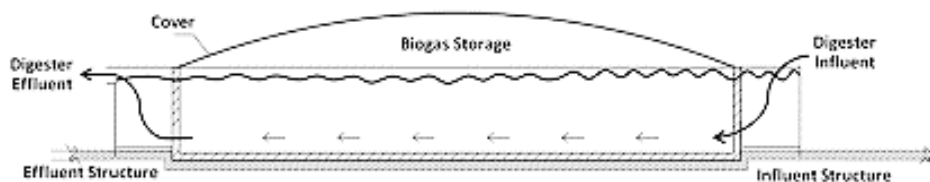
1. ถังปฏิกรณ์มีขนาดเล็กเนื่องจากไม่มีการใช้ตัวกลางจึงทำให้ไม่มีการสูญเสียพื้นที่ในถัง รวมถึงระยะเวลาในการเก็บกักน้ำเสียสั้นกว่าระบบอื่น
2. เหมาะสมน้ำเสียที่มีของแข็งแขวนลอยต่ำหรือประกอบด้วยสารอินทรีย์ย่อยสลายง่าย เช่น น้ำเสียจากโรงงานเบียร์ น้ำหวาน เป็นต้น

ข้อจำกัดและอุปสรรคของปฏิกรณ์แบบตะกอนลอย (UASB)

1. ใช้ระยะเวลานานในการเริ่มต้นระบบ (Startup) สำหรับการสร้างเม็ดตะกอนและขึ้นสลัดจ์รวมถึงความซับซ้อนในการรักษาภาวะเพื่อให้เกิดการรวมตัวของเม็ดตะกอนจุลินทรีย์
2. เกิดปัญหาตะกอนจุลินทรีย์หลุดออกจากระบบ (Wash out) หากไม่มีการควบคุมอัตราการไหลของของเสียที่เหมาะสม ซึ่งส่งผลต่อประสิทธิภาพและเสถียรภาพของระบบ

- ระบบบ่อปิดแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic covered lagoon) ดังรูปที่ 1.3

ถังปฏิกรณ์มีลักษณะเป็นบ่อดินขนาดใหญ่และปิดคลุมด้วยแผ่นพลาสติก PVC หรือ HDPE ที่ด้านบนเพื่อกักเก็บแก๊สชีวภาพ โดยท่อป้อนน้ำเสียจะถูกต่อลงด้านล่างของบ่อและเกิดการตกตะกอนบริเวณก้นบ่อ เกิดการย่อยน้ำเสียหรือของเสียเป็นกรดอินทรีย์และผลิตแก๊สชีวภาพ เนื่องจากความเข้มข้นของเชื้อจุลินทรีย์ต่ำกว่าระบบอื่นและบ่อมีขนาดใหญ่ ทำให้ระยะเวลาในการกักเก็บน้ำเสียค่อนข้างนาน จึงจัดเป็นระบบที่มีอัตราการรับภาระสารอินทรีย์ต่ำ (Low rate anaerobic digestion) ^[12]



รูปที่ 1.3 ระบบบ่อปิดแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic covered lagoon)

จุดเด่นของระบบบ่อปิดแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic covered lagoon)

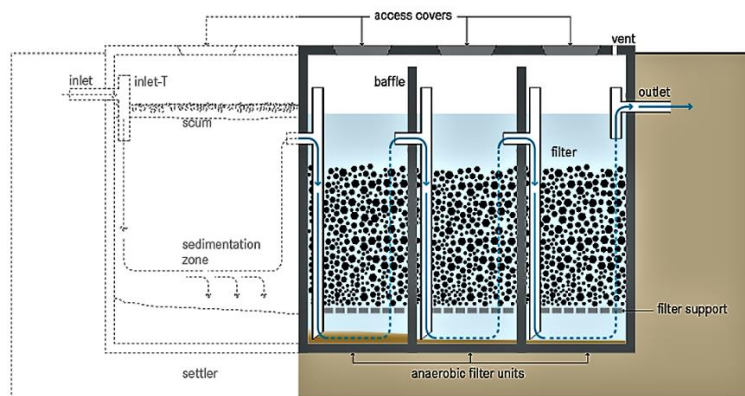
1. สามารถรับการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่สูงขึ้นได้ดีและเกิดผลกระทบต่ำต่อระบบเนื่องจากบ่อมีขนาดใหญ่และมีปริมาตรมาก
2. เหมาะกับน้ำเสียหรือของเสียที่มีความเข้มข้นของแข็งสูงหรือของเสียที่มีสิ่งเป็นพิษเฉื่อยปน
3. การก่อสร้างได้ง่าย รวดเร็วและเงินลงทุนต่ำ

ข้อจำกัดและอุปสรรคของระบบบ่อบปิดแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic covered lagoon)

1. ใช้พื้นที่ก่อสร้างมากที่สุดในระบบการผลิตแก๊สชีวภาพ เนื่องจากอัตราการรับสารอินทรีย์เชิงปริมาตรต่ำ (Organic loading rate)
2. การกวนผสมไม่ดีเนื่องจากการกวนเป็นไปโดยธรรมชาติ
3. เกิดการสะสมของตะกอนมาก หากลักษณะของน้ำเสียหรือของเสียมีปริมาณของแข็งที่ย่อยสลายยากสูง ส่งผลให้เกิดการสะสมของตะกอนสูงและปริมาตรของบ่อบลดลง ประสิทธิภาพการทำงานลดลงด้วย

1.2.2.2 ถังปฏิกรณ์ที่เชื้อจุลินทรีย์เกาะอยู่บนวัสดุตัวกลาง (Attached growth)

ลักษณะของถังปฏิกรณ์ประเภทนี้ประกอบด้วยตัวกลางสำหรับให้จุลินทรีย์ยึดเกาะหรือตรึงอยู่บนผิววัสดุของตัวกลางเป็นแผ่นฟิล์มหนาเพื่อทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสีย ตัวอย่างเช่น ระบบถังกรองไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Filter) ดังรูปที่ 1.4 ซึ่งมีการจัดเรียงตัวกลางในถังปฏิกรณ์ในลักษณะสุ่มทำให้ตัวกลางจัดเรียงไม่สม่ำเสมอเกิดช่องว่างระหว่างตัวกลางซึ่งเป็นสาเหตุให้เกิดการอุดตันแม้จะมีตัวกลางสำหรับการรักษาจุลินทรีย์ในระบบ โดยระบบนี้สามารถรับน้ำเสียที่มีสารแขวนลอยสูงได้ดีแต่มีต้นทุนที่เพิ่มขึ้นจากค่าวัสดุตัวกลางที่ใช้ [13]



รูปที่ 1.4 ระบบถังกรองไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Filter)

จุดเด่นของระบบถังกรองไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Filter)

1. จุลินทรีย์ในระบบซึ่งยึดเกาะอยู่บนวัสดุตัวกลางอย่างแน่นหนา ทำให้ไม่หลุดออกนอกถังปฏิกรณ์ได้ง่าย เหมือนระบบจุลินทรีย์แขวนลอย
2. มีอัตราการระการรับสารอินทรีย์สูง

ข้อจำกัดและอุปสรรคของระบบถังกรองไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Filter)

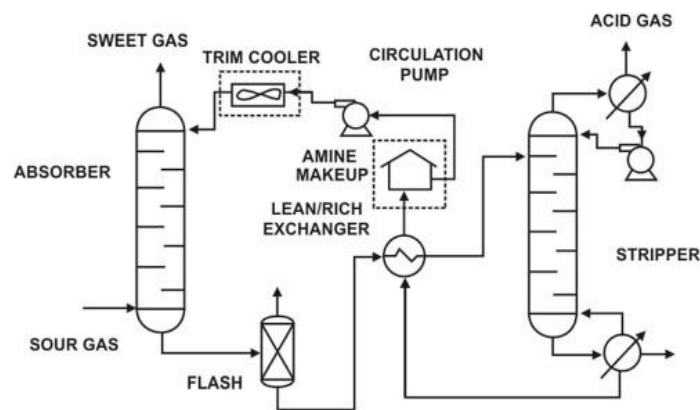
1. มีค่าใช้จ่ายในส่วนของวัสดุตัวกลางเพิ่มเติม
2. เกิดปัญหาอุดตันได้ง่ายทำให้เกิดการไหลเวียนกระบวนกร
3. การเริ่มต้นระบบทำได้ช้าเนื่องจากต้องมีการเลี้ยงให้เชื้อจุลินทรีย์ไปติดที่ตัวกลาง

1.3 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพและเพิ่มความบริสุทธิ์ของแก๊สธรรมชาติ (Biogas upgrading)

โดยทั่วไปแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้จากน้ำเสียหรือของเสียจากภาคอุตสาหกรรมเกษตรจะมีองค์ประกอบของแก๊สมีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ ความชื้น รวมถึงแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์และแก๊สแอมโมเนียผสมอยู่ด้วย จึงทำให้สัดส่วนของแก๊สมีเทนน้อยลงและแก๊สชีวภาพที่ได้มีความบริสุทธิ์ต่ำ จึงจำเป็นต้องปรับปรุงคุณภาพแก๊สชีวภาพก่อนนำไปใช้ประโยชน์ในการเป็นเชื้อเพลิงทดแทนหรือผลิตก๊าซปิโตรเคมีรูปแบบต่างๆ เพื่อลดปัญหาการสึกกร่อนที่เกิดขึ้นกับอุปกรณ์ที่นำไปใช้งานจากสิ่งปนเปื้อน และเพิ่มความบริสุทธิ์ของแก๊สชีวภาพให้สามารถนำไปใช้งานได้หลากหลาย โดยกระบวนการที่นิยมใช้ในการปรับปรุงคุณภาพของแก๊สชีวภาพในภาคอุตสาหกรรมมีดังนี้

1.3.1 การดูดซึมด้วยสารละลายเอมีน (Amine Absorption Process) ดังรูปที่ 1.5

กระบวนการในการดูดซึมทางเคมี (Chemical absorption) โดยสารละลายต่าง เช่น ตัวทำละลายเอมีน ถูกประยุกต์ใช้ในการจับแก๊สกรด เช่น คาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนซัลไฟด์ในแก๊สชีวภาพ ซึ่งอาศัยหลักการความสามารถในการละลายของแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่ละลายในสารละลายที่มีค่าความเป็นด่างสูง โดยเทคโนโลยีประกอบด้วยหอดูดซึม (Absorption column) และการไหลของแก๊สส่วนใหญ่จะเป็นการไหลขึ้น (Upflow) โดยเมื่อแก๊สชีวภาพที่มีองค์ประกอบของแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ไหลสวนทางกับสารละลายจะเกิดการถ่ายเทมวลสารส่งผลทำให้ปริมาณของแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ในแก๊สชีวภาพถูกละลายในสารละลายต่าง โดยทั่วไปแล้วสารละลายที่นิยมใช้ ได้แก่ Monoethanolamine (MEA), Diethanolamine (DEA) และ Methyl diethanolamine (MDEA) ซึ่งในระบบการกำจัดแก๊สกรดอาจจะมีหอสำหรับฟื้นฟูสภาพ (Regenerate) ให้สารละลายสามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้โดยการเพิ่มอุณหภูมิสารละลายหรือใช้อากาศเพื่อช่วยในการแก๊สกรดออกจากสารละลายเอมีน ^[14]



รูปที่ 1.5 การดูดซึมด้วยสารละลายเอมีน (Amine Absorption Process)

ข้อดีของกระบวนการดูดซึมด้วยสารละลายเอมีน (Amine Absorption Process)

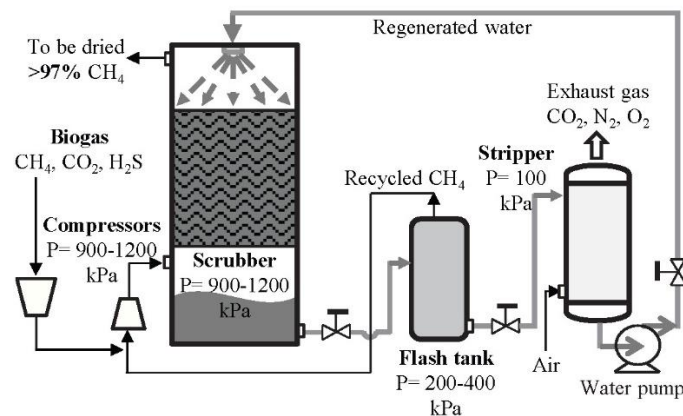
1. ประสิทธิภาพการกำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์สูง
2. ต้องการพื้นที่น้อยและขนาดของหอดูดซึมไม่ได้มีขนาดใหญ่มากเกินไปทำให้เงินลงทุนต่ำ
3. สามารถนำสารละลายกลับมาใช้ใหม่ได้

ข้อเสียของกระบวนการดูดซับด้วยสารละลายเอมีน (Amine Absorption Process)

1. สิ้นเปลืองสารเคมีและมีโอกาสเกิดการสูญเสียสารละลายเอมีนในระหว่างกระบวนการบำบัด
2. มีโอกาสในการเกิดโฟม (foaming) ในหอดูดซับโดยเฉพาะเมื่อมีไฮโดรคาร์บอนหนักในแก๊ส

1.3.2 การดักจับด้วยน้ำ (Water scrubbing) ดังรูปที่ 1.6

การดักจับด้วยน้ำเป็นเทคโนโลยีการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ แต่สามารถดักจับไฮโดรเจนซัลไฟด์ได้ดีกว่าเนื่องจากสามารถละลายในน้ำได้มากกว่าคาร์บอนไดออกไซด์ โดยการอัดแก๊สชีวภาพผ่านหอดูดซับด้วยน้ำที่ความดันสูงและอุณหภูมิต่ำ โดยอาจมีการฟื้นฟูสภาพน้ำ (Water regeneration) และนำน้ำกลับมาใช้ใหม่ องค์ประกอบของระบบจะมีหอดูดซับและหอฟื้นฟูสภาพน้ำโดยแก๊สที่ความดันสูงจะเข้าหอดูดซับทางด้านล่างและจะไหลสวนทางกับน้ำ แก๊สที่ถูกกำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์และมีความเข้มข้นของแก๊สมีเทนสูงออกจากระบบทางด้านบน ส่วนน้ำที่มีแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ละลายอยู่จะไหลออกทางด้านล่างเข้าสู่หอฟื้นฟูสภาพสำหรับการไล่แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ละลายน้ำออกทางด้านบนหอ น้ำที่ผ่านการไล่แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกไปแล้วจะสามารถนำกลับมาใช้ที่หอดูดซับอีกครั้ง [15]



รูปที่ 1.6 การดักจับด้วยน้ำ (Water scrubbing)

ข้อดีของกระบวนการดักจับด้วยน้ำ (Water scrubbing)

1. ไม่ต้องใช้สารเคมีและเป็นเทคนิคที่ไม่ซับซ้อน
2. ประสิทธิภาพในการกำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์สูง
3. ไม่เกิดการกัดกร่อนในท่อและอุปกรณ์

ข้อเสียของกระบวนการดักจับด้วยน้ำ (Water scrubbing)

1. ต้องใช้ปริมาณน้ำมากและมีอุณหภูมิต่ำ
2. ระบบทำงานที่ความดันสูง ทำให้โครงสร้างของหอดูดซับต้องทนความดันสูงจึงทำให้มีต้นทุนสูงไปด้วย
3. เสียค่าพลังงานในการเพิ่มความดันในกับแก๊สชีวภาพ

1.4 การใช้ประโยชน์จากแก๊สธรรมชาติ (Biogas Utilization) ^[16]

1.4.1 เทคโนโลยีในการผลิตกระแสไฟฟ้า

การผลิตกระแสไฟฟ้าจากแก๊สชีวภาพสามารถทำได้โดยหลากหลายวิธี เช่น การผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยระบบกังหันไอน้ำ การผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยระบบกังหันแก๊สเดินคู่กับระบบกังหันไอน้ำหรือการใช้ระบบเครื่องยนต์แก๊สสันดาปภายใน โดยจำเป็นต้องมีการปรับปรุงคุณภาพของแก๊สชีวภาพเพื่อจำกัดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (น้อยกว่า 1000 ppm) แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และความชื้นออกก่อนนำไปใช้งานกับเครื่องยนต์ผลิตไฟฟ้า

1.4.2 การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงเผาไหม้ (Fuel gas)

แก๊สชีวภาพที่ผลิตได้สามารถนำไปใช้ทดแทนแก๊สหุงต้มในภาคครัวเรือนหรือใช้ทดแทนเชื้อเพลิงที่ใช้ในภาคอุตสาหกรรมในรูปของพลังงานความร้อน ได้แก่ การใช้ทดแทนน้ำมันเตาที่ใช้ในหม้อไอน้ำ ใช้แทนเชื้อเพลิงเพื่อใช้กับเครื่องปฏิกรณ์ต่าง ๆ โดยองค์ประกอบของแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้นั้นจะต้องคำนึงถึงความปลอดภัยในการใช้งานและการขนส่ง เช่น ไม่ควรมีความชื้นและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากเกินไปหากต้องการขนส่งผ่านท่อหรือการนำไปใช้งานเพื่อให้ความร้อนเพื่อป้องกันค่าความร้อนต่ำลงและสูญเสียพลังงาน ความร้อนและยังส่งผลต่อการปิดกั้นการไหลของแก๊สชีวภาพ รวมถึงควบคุมปริมาณของแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์เพื่อป้องกันการกัดกร่อนต่ออุปกรณ์ที่ใช้ในการขนส่ง เป็นต้น

1.4.3 การผลิตเชื้อเพลิงยานยนต์ (Compressed Biomethane Gas, CBG)

การใช้แก๊สชีวภาพเพื่อเป็นเชื้อเพลิงสำหรับยานยนต์ต้องมีการปรับปรุงคุณภาพแก๊สชีวภาพก่อนการเพิ่มความดันแก๊สชีวภาพเพื่อบรรจุลงถังโดยมีสัดส่วนของแก๊สมีเทนมากกว่า 80% และมีปริมาณแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์น้อยกว่า 100 ppm ก่อนนำไปเพื่อความดันในถังแก๊สประมาณ 200-250 บาร์เกจ หากไม่มีการปรับปรุงคุณภาพแก๊สชีวภาพจะส่งผลให้เกิดปัญหาในการนำไปใช้กับเครื่องยนต์ เช่น สตาร์ทเครื่องติดได้ยาก เครื่องยนต์ไม่มีกำลังรวมถึงอุปกรณ์ชำรุดเสียหายได้อย่างรวดเร็ว เป็นต้น

1.5 ปรากฏการณ์ภาวะโลกร้อน (Global Warming) และทางเลือกในการใช้ประโยชน์จากแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ Utilization) ^[17]

การเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศของโลกที่มีความรุนแรงมากขึ้นอันมีสาเหตุมาจากปริมาณแก๊สเรือนกระจกที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้เกิดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมโดยเฉพาะภาวะโลกร้อน (Global Warming) โดยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นหนึ่งในแก๊สเรือนกระจกที่ก่อให้เกิดภาวะโลกร้อน อันมีสาเหตุหลักมาจากอุตสาหกรรมผลิตไฟฟ้า การคมนาคมและการเผาไหม้เชื้อเพลิงเพื่อเป็นพลังงานในภาคอุตสาหกรรม ดังนั้นการพัฒนาเทคโนโลยีกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีประสิทธิภาพเพื่อแก้ไขปัญหาสิ่งแวดล้อมจึงมีความจำเป็น โดยเฉพาะอย่างยิ่งการประยุกต์ใช้เทคโนโลยีทางเลือกในการใช้ประโยชน์จากแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อเพิ่มมูลค่า โดยแนวทางที่นิยมนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ประโยชน์มีดังนี้

1.5.1 การผลิตสารเคมีจากแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Chemical from CO₂)

การเร่งปฏิกิริยาเคมีโดยการเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นผลิตภัณฑ์เคมีอื่น ๆ เช่น เมทานอล ยูเรีย และพลาสติก โดยการประยุกต์ใช้งานด้านการทำปุ๋ยยูเรียสามารถใช้งานเชิงพาณิชย์แต่มีข้อเสียด้านต้นทุนการผลิตซึ่งอาจมีต้นทุนสูงและไม่คุ้มค่าในการลงทุน

1.5.2 การผลิตเชื้อเพลิงจากแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Fuel from CO₂)

การเร่งปฏิกิริยาดำเนินการด้วยไฮโดรเจน (Hydrogenation) เพื่อเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นเชื้อเพลิง เช่น เมทานอล มีเทนและแก๊สเชื้อเพลิงโดยกระบวนการ Fischer-Tropsch โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้เป็นเพิ่มมูลค่าของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ให้สามารถประยุกต์ใช้เป็นพลังงานได้ แต่อย่างไรก็ตามการนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงก่อให้เกิดแก๊สที่มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบหลังจากกระบวนการเผาไหม้ซึ่งจำเป็นต้องผ่านการกำจัดต่อไป

1.5.3 ผลิตภัณฑ์จากการเพาะเลี้ยงสาหร่าย (Microalgae)

สาหร่ายขนาดเล็กสามารถตรึงคาร์บอนไดออกไซด์ในบรรยากาศแล้วนำมาใช้ในกระบวนการดำรงชีวิต โดยเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ให้อยู่ในรูปสารชีวโมเลกุล เช่น เชื้อเพลิงชีวภาพและคาร์โบไฮเดรต เป็นต้น ซึ่งถือเป็นอีกหนึ่งวิธีที่ได้รับความนิยมแต่ยังคงมีความซับซ้อนในกระบวนการผลิตและมีต้นทุนสูง

1.5.4 วัสดุก่อสร้าง (Concrete Building Materials)

การนำคาร์บอนไดออกไซด์ผสมเข้ากับสารละลายต่างเพื่อผลิตเป็นหินปูนสำหรับใช้งานเป็นสารตั้งต้นของวัสดุก่อสร้าง (Mineralization) เช่น CaCO₃ NaHCO₃ โดยวิธีนี้สามารถลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์โดยการนำคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปอยู่ในโครงสร้างของวัสดุ ซึ่งเป็นการป้องกันการปลดปล่อยออกสู่บรรยากาศและถือเป็นการจัดการคาร์บอนไดออกไซด์ในระยะยาว

1.5.5 การปรับปรุงแร่ธาตุในดิน (Soil carbon sequestration techniques)

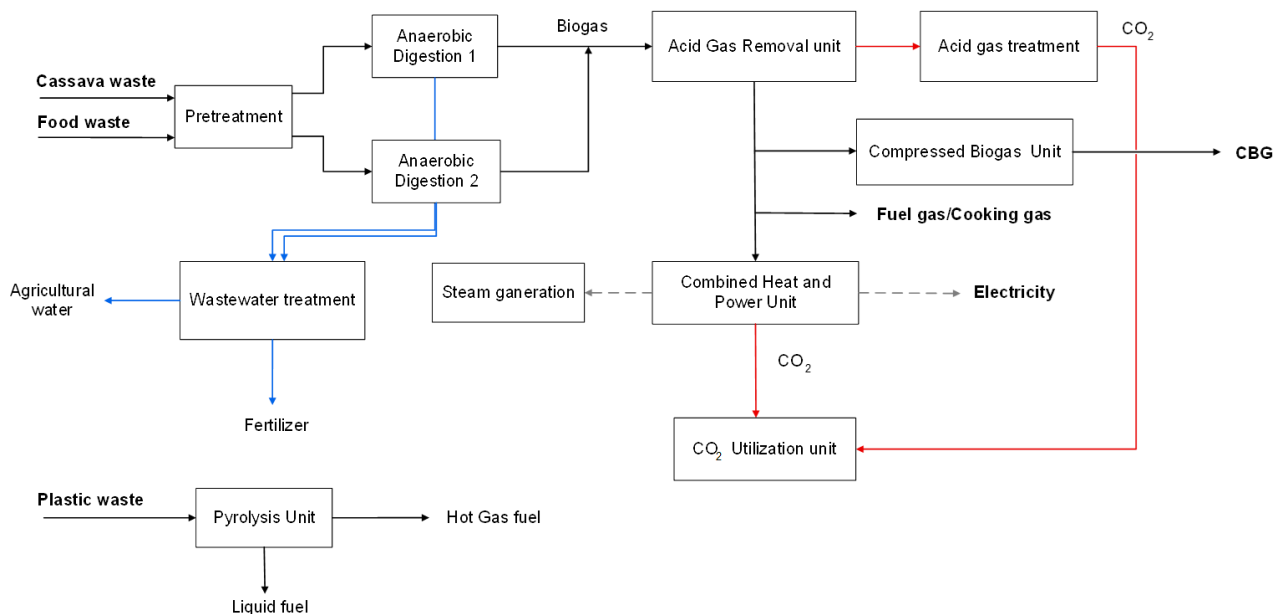
เป็นวิธีการที่เป็นประโยชน์ในด้านเกษตรกรรม โดยเป็นการเติมแร่ธาตุโดยเฉพาะคาร์บอนลงสู่ดินเพื่อที่จะเป็นแหล่งคาร์บอนให้แก่พืชที่ดูดสารอาหารจากหน้าดิน

1.5.6 การผลิตถ่าน (Biochar)

การประยุกต์ใช้พีชมาใช้เป็นตัวแปรหลักในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ และนำพีชมาใช้ในการเพิ่มมูลค่าด้วยการนำมาผลิตถ่านชีวภาพด้วยการ Pyrolysis เป็นการเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ให้อยู่ในรูปเชื้อเพลิงแข็ง

1.6 แนวคิดในการออกแบบ (Conceptual design)

กระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพและการนำไปใช้ประยุกต์ถูกออกแบบภายใต้แนวคิด Circular city เน้นการใช้ประโยชน์จากขยะเหลือทิ้งสู่การผลิตพลังงานไฟฟ้าและพลังงานเชื้อเพลิงในรูปแบบต่าง ๆ แสดงดังรูปที่ 1.7 โดยกระบวนการผลิตเริ่มต้นจากการนำขยะมูลฝอย (Food waste) และกากจากโรงงานแป้งมันสำปะหลัง (Cassava waste) เข้าสู่กระบวนการปรับสภาพ (Pretreatment) หรือการลดขนาดของของเสียลง จากนั้นของเสียทั้งสองชนิดจะผ่านกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ (Anaerobic Digestion) เพื่อผลิตแก๊สชีวภาพ โดยแก๊สชีวภาพที่ได้จากกระบวนการย่อยสลایมีองค์ประกอบของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนซัลไฟด์มากจึงจำเป็นต้องผ่านกระบวนการปรับปรุงคุณภาพของแก๊สชีวภาพเพื่อลดเพิ่มสัดส่วนของแก๊สมีเทนในแก๊สชีวภาพก่อนนำไปใช้ประโยชน์ เช่น การผลิตเชื้อเพลิงยานยนต์ (Compressed Biomethane Gas, CBG) การผลิตแก๊สเชื้อเพลิง หรือการประยุกต์ใช้ในด้านการผลิตกระแสไฟฟ้าและไอน้ำผ่านระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (Combined heat and power unit, CHP) ทั้งนี้ในการออกแบบกระบวนการผลิตมีการคำนึงถึงการบริหารจัดการทรัพยากรให้เกิดประโยชน์สูงสุดทั้งของเสียที่เป็นวัตถุดิบและของเสียที่ได้จากกระบวนการผลิต เช่น การนำขยะพลาสติกมาผ่านกระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) เพื่อแปรรูปเป็นแก๊สเชื้อเพลิงและเชื้อเพลิงเหลว การนำขยะมูลฝอยและกากจากโรงงานแป้งมันสำปะหลังซึ่งถือเป็นขยะเหลือทิ้งหลักของชุมชนมาใช้ประโยชน์ด้านการผลิตพลังงานตามความต้องการชุมชน ในด้านการบริหารจัดการของเสียที่ได้จากกระบวนการผลิต โดยเล็งเห็นและให้ความสำคัญต่อการลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจก เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ โดยประยุกต์ใช้เทคโนโลยีทางเลือกเพื่อนำคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ประโยชน์และเพิ่มมูลค่า (CO₂ Utilization) ซึ่งกระบวนการดังกล่าวนอกจากจะเป็นการลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจกแล้ว (Zero emission) ยังเป็นการเพิ่มผลประโยชน์เนื่องจากได้ผลิตภัณฑ์เพิ่มเติม รวมถึงผลิตภัณฑ์ดังกล่าวสามารถสร้างประโยชน์ในแก่ชุมชนและอุตสาหกรรมข้างเคียงด้วย



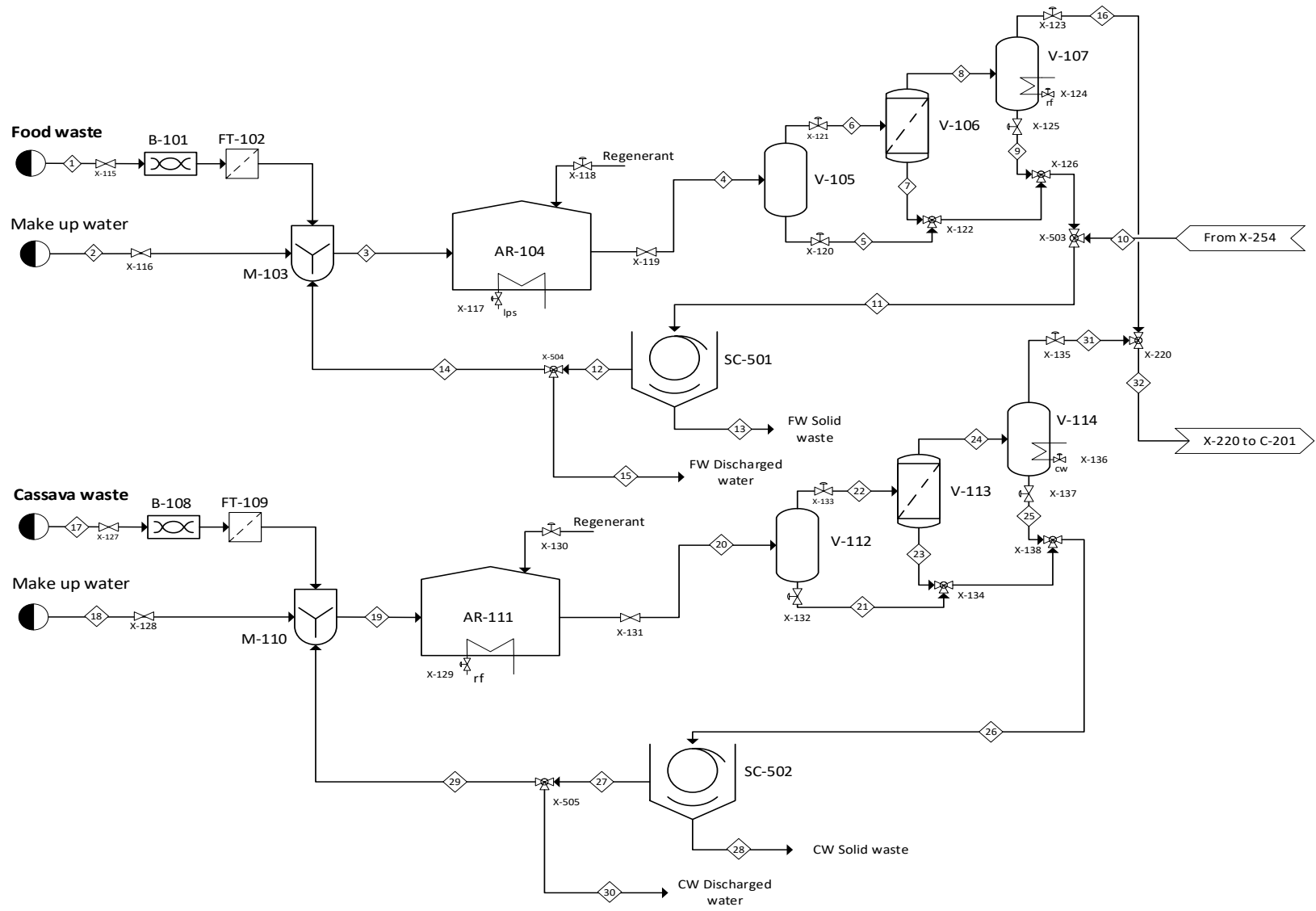
รูปที่ 1.7 Block Flow Plant Diagram of Biogas Production and Utilization

2. คำอธิบายกระบวนการ (Process Description)

2.1 การประเมินกรณีพื้นฐาน (Base case Evaluation)

ส่วนที่ 1 กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ ดังรูปที่ 2.1

การผลิตแก๊สชีวภาพในการออกแบบนี้เลือกใช้กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ (Anaerobic Digestion) ในการย่อยสลายขยะมูลฝอยจากชุมชน (Municipal Food Waste) และกากมันจากโรงงานแป้งมันสำปะหลัง (Cassava Waste) เนื่องจากเป็นกระบวนการที่สามารถลดปริมาณขยะที่เกิดขึ้นจากที่ต่าง ๆ ไม่ว่าจะเป็นในชุมชนหรือการทำเกษตรกรรม ขยะทั้งสองประเภทจะถูกนำเข้าสู่กระบวนการย่อยสลายเป็นแก๊สชีวภาพโดยทำการแยกกระบวนการเป็นสองสาย เนื่องจากองค์ประกอบทางชีวภาพและเคมีของทั้งสองสารตั้งต้นไม่เหมือนกัน การแยกกระบวนการจะทำให้สามารถจัดการกระบวนการได้ง่ายและได้ผลิตภัณฑ์แก๊สชีวภาพที่มีคุณภาพสูงกว่า กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ จะนำแบคทีเรียที่สามารถเปลี่ยนสารชีวโมเลกุลอย่าง คาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์อย่าง แก๊สมีเทน แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ แก๊สแอมโมเนีย และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยนอกจากสารตั้งต้นที่เป็นสารประกอบทางชีวภาพทั้งสองชนิดข้างต้น น้ำก็เป็นสารตั้งต้นที่จำเป็นต้องใช้ในกระบวนการเช่นกัน โดยอัตราส่วนการใช้น้ำในกระบวนการย่อยสลายขยะมูลฝอยจากชุมชน จะใช้ที่อัตราส่วน 4.5 เท่าของปริมาณขยะเพื่อเป็นการลดปริมาณของน้ำเสียหลังแปรรูป^[20] และ ในกระบวนการแปรรูปกากมันจากโรงงานแป้งมันสำปะหลังจะใช้ที่อัตราส่วน 0.25 เท่าของปริมาณขยะ^[20] กระบวนการแปรรูปนี้เลือกถังย่อยสลายแบบถังปฏิกรณ์แบบกวนสมบูรณ์ (CSTR) เพราะเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่ของเหลวและของแข็งภายในถังเกิดการผสมอย่างดีโดยมีการวนกลับของเชื้อจุลินทรีย์เพื่อแก้ข้อเสียของกระบวนการแปรรูปที่จะเกิดการสูญเสียเชื้อจุลินทรีย์บางส่วนภายในกระบวนการจะเริ่มจากการย่อยหรือลดขนาดสารชีวโมเลกุลเล็กลงด้วยกระบวนการ Hydrolysis จากนั้น แบคทีเรียจะทำการย่อยสลายสารชีวโมเลกุลที่เล็กลง เรียกว่า Acidogenesis สุดท้ายจะเปลี่ยนสารชีวโมเลกุลเป็นแก๊สมีเทน เรียกว่า Methanogenesis โดยเวลาที่ใช้ต่อรอบอยู่ที่ 12 ชั่วโมง ที่ ความดัน 1 บรรยากาศ และ อุณหภูมิ 55°C ที่ AR-104 สำหรับขยะมูลฝอยจากชุมชน และ อุณหภูมิ 37°C ที่ AR-111 สำหรับกากมันจากโรงงานแป้งมันสำปะหลัง แก๊สชีวภาพที่ได้จะแยกตัวออกจากน้ำที่ใช้ในการย่อยสลาย ทำการลดความชื้นด้วยการควบแน่นที่อุณหภูมิ 5°C ที่ความดันบรรยากาศที่ V-114 และถูกส่งไปยังกระบวนการต่อไป ส่วนน้ำหลังจากกระบวนการแปรรูปนี้จะถูกนำไปบำบัดด้วย Rotary Screen^[19] SC-501 เพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ที่กระบวนการย่อยสลายโดยก็จะแยกการบำบัดของแต่ละกระบวนการออกจากกันเช่นกัน โดยปริมาณน้ำที่วนกลับมาใช้ใหม่นี้จะมีปริมาณสูงกว่าที่ต้องการใช้ จึงนำน้ำส่วนที่เหลือรวมทั้งเศษผลิตภัณฑ์ที่กรองที่ Rotary filter ไปผลิตเป็นปุ๋ยชีวภาพ (Bio-Fertilizer) เพื่อเพิ่มมูลค่า



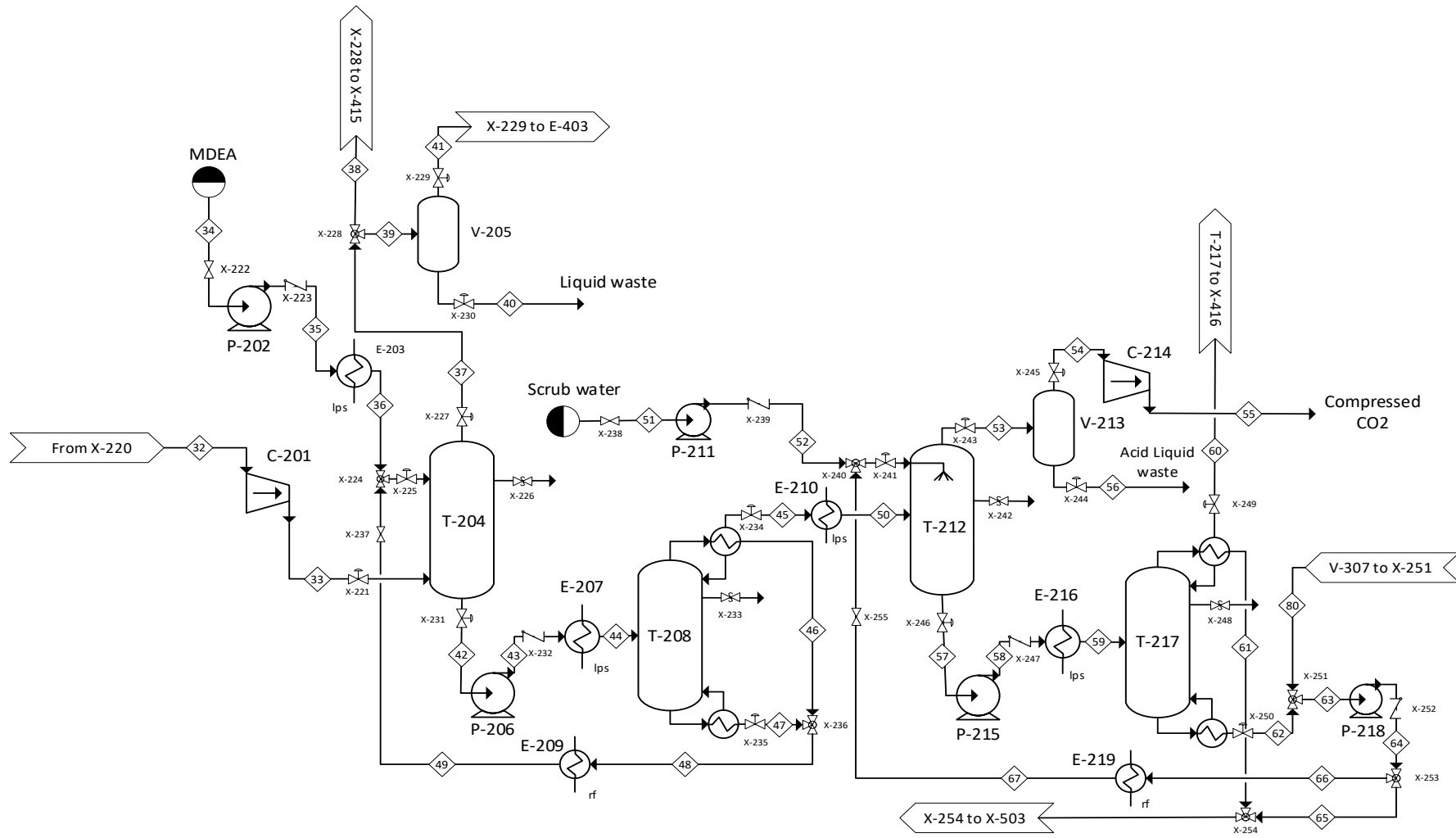
รูปที่ 2.1 กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ

ส่วนที่ 2 การปรับสภาพแก๊สชีวภาพและบำบัดแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรด ดังรูปที่ 2.2

หลังจากที่ได้แก๊สชีวภาพมาแล้ว ก่อนที่จะนำไปทำการใช้งานต่าง ๆ จะต้องทำการปรับปรุงคุณภาพให้ มีองค์ประกอบของแก๊สเหมาะสมกับแก๊สผลิตภัณฑ์แต่ละประเภท Appendix C.1 กระบวนการที่เลือกใช้ คือ Amine Scrubbing โดยใช้สารละลาย Methyl diethanolamine (MDEA) เนื่องจากสารละลายนี้มี ความจำเพาะในการดักจับแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรด (Acid Gas) อย่าง CO_2 และ H_2S ซึ่งตรงตามจุดประสงค์ของ การปรับปรุงแก๊สชีวภาพที่ต้องการลดแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรดลงให้มีคุณภาพที่ดีขึ้น^[21] กระบวนการจะเริ่มจาก การนำแก๊สชีวภาพหลังการผ่านย่อยสลายมาป้อนเข้าหอดูดซับ T-204 (Absorber) แบบ Packed Column ส่วนทางกับสารละลาย MDEA เพื่อดูดซับแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรด (Acid Gas) ออกจากแก๊สชีวภาพโดยใช้ อัตราส่วนการไหลโดยมวล 12 เท่าของปริมาณการไหลโดยมวลของแก๊สชีวภาพ^[21] และ ใช้ความเข้มข้นของ MDEA ที่ร้อยละ 25 โดยมวล^[21] กระบวนการต้องปรับความดันเป็น 3 atm ด้วยเครื่องสูบลมของเหลว P-202 และปรับอุณหภูมิเป็น 43°C ด้วยเครื่องทำความร้อน E-203 ส่วนแก๊สชีวภาพจะถูกปรับให้มีความดันขาเข้า เท่ากับ 2 atm ด้วยเครื่องอัดแก๊ส C-201 โดยหอดูดซับ T-204 ทำงานภายใต้ความดัน 1.97 atm^[18] ซึ่งการ ทำกระบวนการที่ความดันสูงขึ้นจะช่วยให้สามารถเพิ่มการดูดซับ Acid Gas ของสารละลายเอมีน^[22] จึงทำการ ปฏิบัติงานที่หอดูดซับที่ 1.97 atm (มากกว่าความดันบรรยากาศที่มีค่า 1 atm) หลังจากการปรับสภาพจะ สามารถปรับปรุงองค์ประกอบของแก๊สชีวภาพให้เหมาะสมสามารถนำไปผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (Fuel Gas) และ เชื้อเพลิงยานยนต์ (Compressed Biomethane Gas) ได้ โดยได้นำแก๊สเชื้อเพลิงข้างต้นที่ได้ไปผ่านเครื่อง ควบแน่นเพื่อลดความชื้นในแก๊สชีวภาพลง หลังจากที่ได้คุณภาพแก๊สที่ต้องการแล้วจะทำการฟื้นฟูสภาพ สารละลาย MDEA ที่ทำการดูดซับแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรดเรียบร้อยแล้วด้วยการแยกแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรดด้วย ความร้อนที่หอดูดซับแก๊ส T-208 (Stripper) แบบ Packed bed เช่นเดียวกับหอดูดซับโดยทำการเพิ่ม ความดันของสารละลาย MDEA ที่ดูดซับ Acid Gas เรียบร้อยแล้วจาก 2 atm เป็น 3 atm ด้วยเครื่องสูบลม ของเหลว P-206 จากนั้น ปรับอุณหภูมิเป็น 90°C ด้วยเครื่องทำความร้อน E-207 โดยจะสามารถแยกแก๊สที่มี ฤทธิ์เป็นกรดข้างต้นออกจาก MDEA ที่มีองค์ประกอบเป็น CO_2 และ H_2S และ ได้สารละลาย MDEA ที่พร้อม นำกลับมาใช้ดูดซับ

เมื่อพิจารณาที่สาย Acid Gas ที่ออกจาก Stripper T-208 แล้วจะเห็นว่าปริมาณแก๊ส H_2S ที่เป็น อันตรายถึงชีวิต^[23] อีกทั้งมีแก๊ส CO_2 ที่มีข้อกำหนดในการปล่อยสู่บรรยากาศอยู่ การจัดการกับแก๊สส่วนนี้ที่ เหมาะสมจะสามารถทำการลดมลพิษไปพร้อม ๆ กับเพิ่มมูลค่าด้วยวิธีการดักจับ Acid Gas ด้วยน้ำหรือการดัก จับด้วยน้ำ (Water Scrubbing) เนื่องจากสมบัติการละลายน้ำที่แตกต่างกันของแก๊ส CO_2 และ H_2S ^[24] ทำให้ สามารถผลิตแก๊ส CO_2 ความเข้มข้นสูงและสามารถจัดการกับความอันตรายของแก๊ส H_2S จาก Process Flow Diagram กระบวนการ Water Scrubbing น้ำจะถูกนำมาจับ Acid Gas จากกระบวนการ Amine Absorption ที่หอดูดซับ T-212 โดยใช้น้ำอุณหภูมิ 25°C และทำการเพิ่มความดันเป็น 3 atm ด้วยเครื่องสูบลม ของเหลว P-211 โดยมีปริมาณเป็นอัตราส่วน 3 เท่าของปริมาณการไหลโดยมวลของ Acid Gas ที่มาจากหอดูดซับ T-208 จะถูกนำมาปรับอุณหภูมิให้สูงขึ้นที่ 90°C ^[25] ด้วยเครื่อง Heater E-210 จากงานวิจัยที่ผ่านมา^[24] พบว่า H_2S ละลายน้ำได้ดีกว่า CO_2 จากสมบัติความแตกต่างของการละลายน้ำของแก๊ส H_2S และ CO_2 นี้ทำให้กระบวนการ Water Scrubbing สามารถแยกแก๊สสองชนิดนี้ออกจากกันได้ จึงทำการใช้น้ำเพียงอย่าง เดียวในกระบวนการนี้เพื่อที่จะได้แก๊สที่ออกจากระบบมี H_2S ลดลงและได้ CO_2 ที่มีความบริสุทธิ์สูงขึ้นไป สามารถนำไปจัดจำหน่ายและเพิ่มมูลค่าได้เช่นเดียวกับกระบวนการ Amine Scrubbing โดยกระบวนการ Water Scrubbing ก็สามารถ Regeneration น้ำกลับมาใช้ได้เช่นกัน ซึ่งทั้งหอดูดซับ T-212 ที่ปฏิบัติการที่

ความดัน 3 atm และ T-217 ที่ความดัน 5 atm จะได้แก๊ส CO₂ ออกจากด้านบนหอปฏิบัติการ (Overhead) แก๊สในส่วนของ T-212 ทำการลดความชื้นด้วยการควบแน่นก็จะสามารถได้ CO₂ ที่มีคุณสมบัติตามต้องการ ส่วนที่ออกจากหอ T-217 ต้องผ่านกระบวนการอีกเล็กน้อยในการปรับปรุงคุณภาพก่อนจึงถูกส่งไปที่ภาคส่วนการผลิตไฟฟ้า ส่วนของเหลวที่ออกจาก T-217 นั้นมีองค์ประกอบเป็นน้ำที่ยังคงมีศักยภาพมากพอในการดักจับ Acid Gas จึงทำการวนกลับมาใช้ในการดักจับ Acid Gas ต่อไปและในส่วนน้ำที่มีปริมาณ H₂S ละลายอยู่มากเกินกว่าจะนำไปดักจับ Acid Gas จะถูกนำไปบำบัดที่ SC-501 เพื่อนำไปผลิต Bio Fertilizer ซึ่งในส่วนนี้เลือกใช้ความดันอยู่ที่ 2 – 3 bar^[25] เนื่องจากความดันที่สูงขึ้นนั้นจะเพิ่มประสิทธิภาพในการดำเนินกระบวนการต่าง ๆ ในระบบการปรับสภาพแก๊สชีวภาพและบำบัดแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรดนี้ อีกทั้งยังสามารถนำความดันที่สูงกว่าความดันบรรยากาศนี้ต่อยอดไปในส่วนการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (CHP - Combined Heat and Power) ได้



รูปที่ 2.2 การปรับสภาพแก๊สชีวภาพและบำบัดแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรด

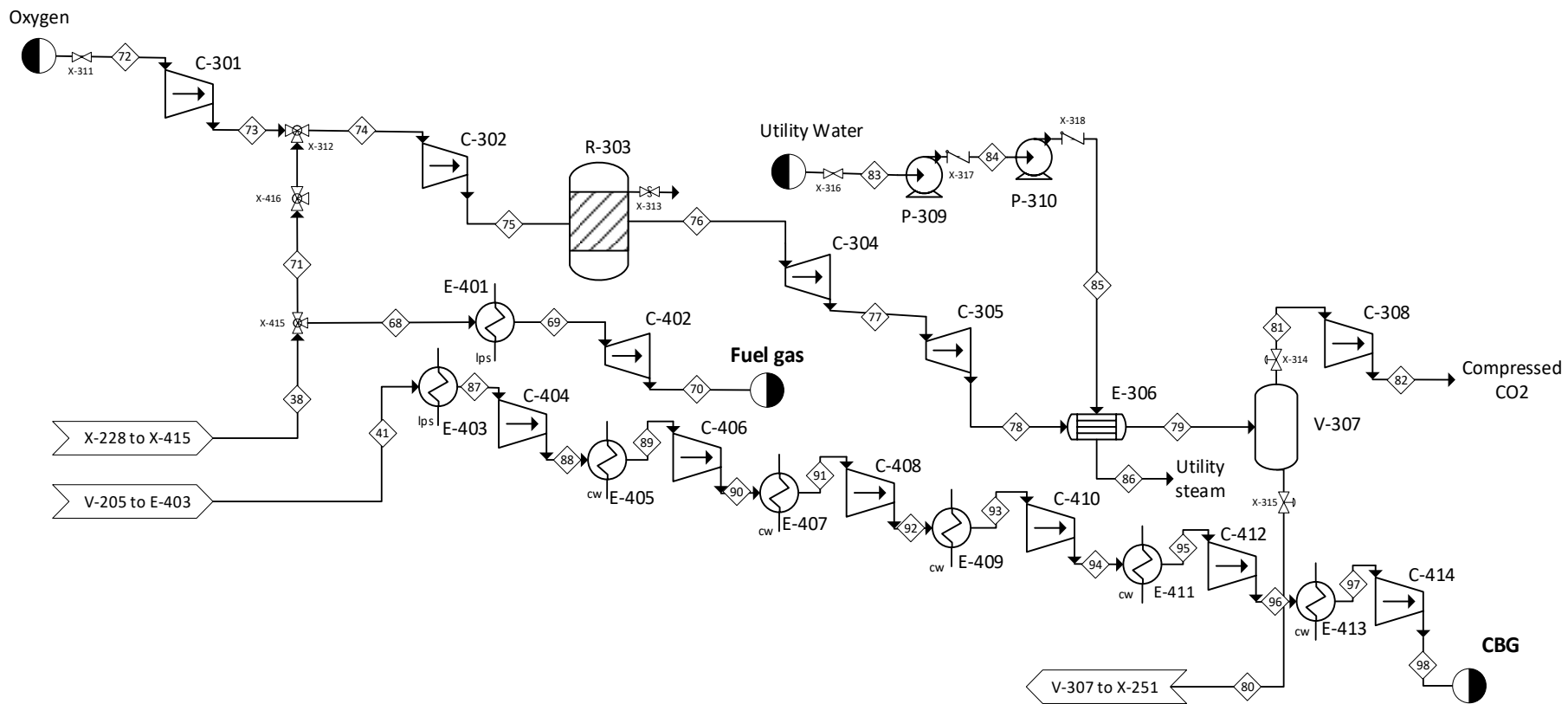
ส่วนที่3 ระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (CHP - Combined Heat and Power) ดังรูปที่ 2.3

หลังจากการดำเนินกระบวนการปรับปรุงคุณภาพของแก๊สชีวภาพแล้วจะได้ผลิตภัณฑ์แก๊สสองรูปแบบคือ Fuel Gas และ Compressed Biomethane Gas ในส่วนของ Compressed Biomethane Gas จะนำแก๊สชีวภาพที่ปรับปรุงตาม Appendix C.1 การอัดความดันไปสู่ความดัน 250 barg เพื่อนำไปจัดจำหน่าย ส่วน Fuel Gas จะแบ่งเป็นสองส่วน คือ นำไปเพิ่มความดันไปที่ 250 mbarg เพื่อจัดจำหน่ายและอีกส่วนหนึ่งจะนำไปใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าในกระบวนการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (CHP - Combined Heat and Power) โดยกระบวนการนี้ประกอบด้วย การเพิ่มความดันให้กับแก๊สเชื้อเพลิงก่อนที่จะทำการเผาไหม้ เพื่อให้ได้ความร้อนและนำไปผลิตกระแสไฟฟ้าที่ C-304 และ C-305 หลังจากเผาไหม้แก๊สเชื้อเพลิงจะได้ผลิตภัณฑ์หลักเป็นแก๊ส CO₂ และ H₂O ซึ่งสามารถนำแก๊ส CO₂ ไปเป็นผลิตภัณฑ์ได้เพิ่มเติมอีกทั้งยังสามารถนำ Acid Gas ที่ออกจากหอ T-217 มาทำการปรับปรุงในส่วนนี้ได้ เพราะฉะนั้นการเผาไหม้จึงเลือกเป็นวิธีการเผาไหม้แบบสมบูรณ์โดยใช้ออกซิเจนความเข้มข้นสูง^{[33][64]} (Oxy-fuel Combustion) ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ออกมาในส่วนสุดท้ายจะเป็นแก๊ส CO₂ ความเข้มข้นสูงต่างจากการใช้การเผาโดยใช้อากาศ (Air) ปกติที่มีแก๊ส (N₂) ผสมอยู่ ในส่วนการอัดความดันด้วย C-302 เพื่อที่จะมีความดันเข้าสู่เตาเผา R-303 ที่ 6 บรรยากาศ เพื่อคงประสิทธิภาพของการเผาไหม้ให้ได้ CO₂ ที่มีความเข้มข้นสูง และจำกัดการเกิดสารปนเปื้อนอื่น ๆ เช่น แอมโมเนีย (NH₃) ที่อุณหภูมิต่ำ จากนั้นจะนำแก๊สเชื้อเพลิงที่เผาไหม้เรียบร้อยแล้วไปทำการผลิตกระแสไฟฟ้าโดยผ่าน C-304 และ C-305 นำไปแลกเปลี่ยนความร้อนที่ E-306 เพื่อผลิตไอน้ำ (Steam) จากน้ำที่ผ่าน P-309 และ P-310 จนมีความดัน 6 บรรยากาศ เพื่อลดอุณหภูมิของแก๊ส CO₂ ก่อนที่จะลดปริมาณน้ำของแก๊ส CO₂ ด้วยการควบแน่นที่ V-307 และได้เป็นแก๊ส CO₂ ความเข้มข้นสูงพร้อมจัดจำหน่าย

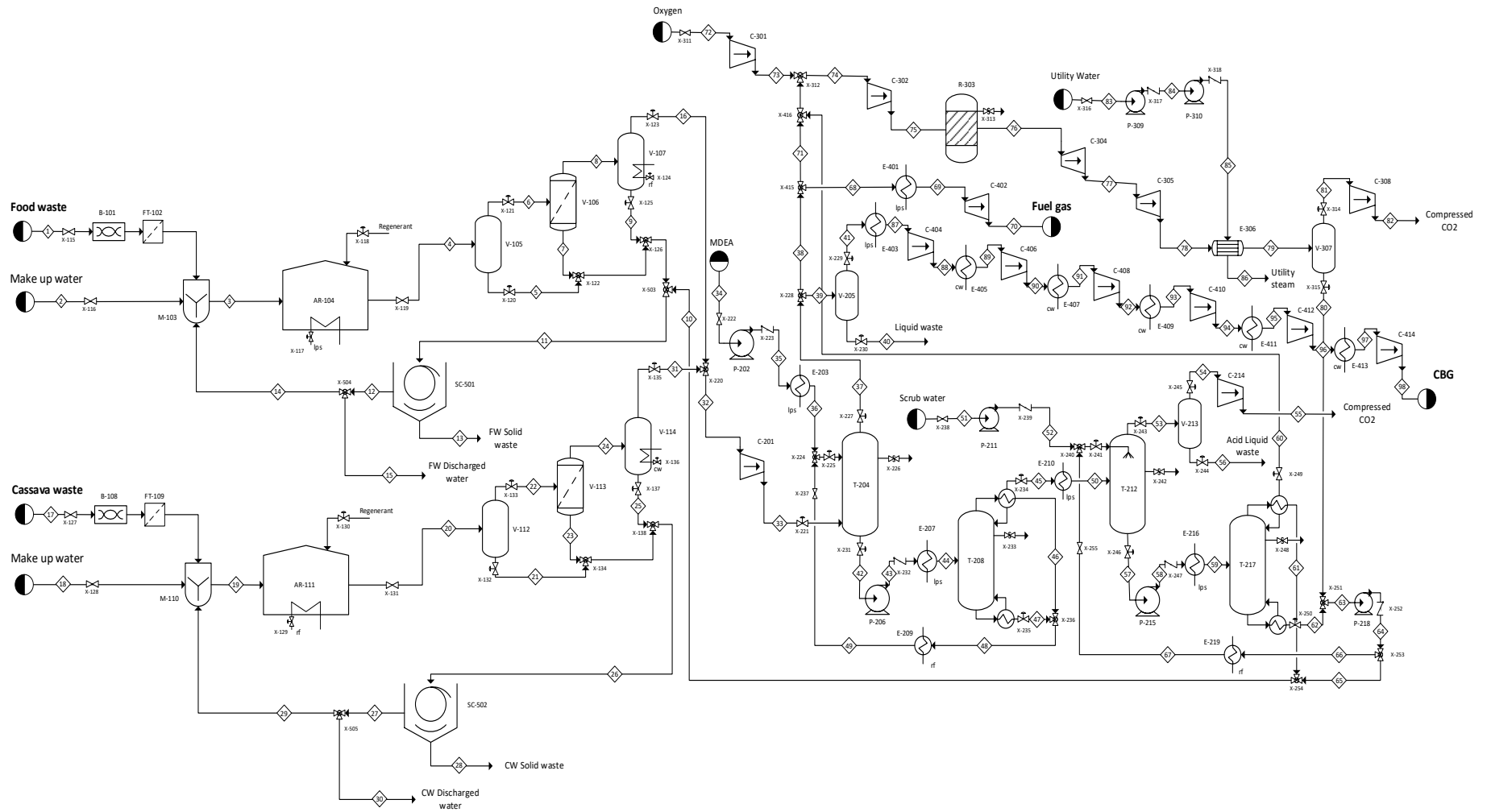
ส่วนที่4 กระบวนการเพิ่มมูลค่าการเผาไหม้พลาสติกด้วยวิธี Pyrolysis (Value add Plastic By Pyrolysis) ดังรูปที่ 2.3

นอกจากขยะมูลฝอยแล้วยังคงมีขยะจากชุมชนประเภทอื่นอย่างพลาสติกการเพิ่มมูลค่าด้วยการนำไปทำการ Pyrolysis เพื่อเพิ่มมูลค่า^[26] เป็นการทำที่นำทรัพยากรมาใช้ให้เกิดประโยชน์โดยการนำขยะพลาสติกไปให้ความร้อนโดยตรงผ่านสังกะสีหลอม (Molten Zinc) ที่อุณหภูมิ 450 °C เป็นเวลา 10 นาที โดยก่อนจะให้ความร้อนจะทำการลดขนาดพร้อมกับการส่งขยะพลาสติกเข้าสู่เตา Pyrolysis ด้วยการปั่นด้วยสว่าน (Auger) ให้มีขนาดเล็กลง และทำการเป่าไอผสมของแข็งไปที่ Cyclone เพื่อแยกของแข็ง จากนั้น จะทำการ Quench แยก Waxes และแยกพลาสติกบางส่วนที่ยังไม่หลอมละลายกลับไปทำการหลอมใหม่อีกครั้งที่เตา Pyrolysis ส่วนไอที่แก๊สเกิดขึ้นมาจะถูกความแน่นเป็น Pyrolysis Oil ส่วนไอที่ควบแน่นไม่ได้ซึ่งมีองค์ประกอบเป็นมีเทน โพรเพน และแก๊สไฮโดรคาร์บอนชนิดอื่น ๆ จะถูกพัดลมดูดไปทำการเผาไหม้ให้ความร้อนแก่เตา Pyrolysis เป็นการสร้างกระบวนการที่ยั่งยืนคือสามารถพึ่งพาตนเองได้

ในส่วนการเพิ่มมูลค่าของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะทำการเพิ่มความดันด้วย Compressor เพื่อขนถ่ายสู่ถังจัดเก็บ (Storage) โดยมีความดันสูงสุดที่สามารถบรรจุได้ไม่มากกว่าเกินกว่า 25 bar^[27] เพื่อจัดเก็บก่อนจะถูกนำไปจัดจำหน่าย



รูปที่ 2.3 ระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (CHP - Combined Heat and Power)



รูปที่ 2.4 Process Flow Diagram (PFD) of The Biogas Production and Utilization

2.2 การปรับเปลี่ยนโครงสร้างและพารามิเตอร์ในการผลิต (Topological and Parametric Changes to Base-Case Operation)

กรณีศึกษา Scenario 1 : กรณีศึกษาการเพิ่มกระบวนการแยกอากาศ (Air Separation Unit) ต่อจากกรณีพื้นฐาน

กรณีศึกษา Scenario 2 : กรณีเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจากกรณีพื้นฐานและเพิ่มมูลค่าของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการนำไปเป็นองค์ประกอบของวัสดุก่อสร้างเพื่อการนำไปสู่ลดเป็นมลพิษแบบถาวร

กรณีศึกษา Scenario 3 : กรณีเพิ่มการพัฒนาการจัดการพลังงานด้วยวิธีการ Heat Integration

2.2.1 กรณีศึกษา 1 การแทนที่การซื้อสารตั้งต้นออกซิเจนด้วยกระบวนการแยกอากาศ (Scenario 1 : Air Separating Unit)

จากแนวคิดการหมุนเวียนพลังงานและมวลสารแบบ Circular City พิจารณาจากโครงสร้างเดิมของกระบวนการ พบว่า สามารถปรับเปลี่ยนเพื่อให้กระบวนการสามารถพึ่งพาตนเองอย่างยั่งยืนได้โดยการนำอากาศมาจากรบรรยากาศเพื่อทำการแยกองค์ประกอบที่มีสัดส่วนมากและเป็นที่ต้องการในกระบวนการนี้ อย่าง แก๊สไนโตรเจนและแก๊สออกซิเจน เพื่อนำออกซิเจนไปใช้ในการเผาไหม้แบบสมบูรณ์โดยใช้ออกซิเจนความเข้มข้นสูง และนำแก๊สไนโตรเจนไปใช้ในกระบวนการ Pyrolysis ในการหลอมละลายขยะพลาสติก เป็นการลดค่าใช้จ่ายในการนำเข้าสารตั้งต้นที่มีต้นทุนได้โดยการใช้หน่วยแยกอากาศ (Air Separating Unit) ทำการแยกแก๊สสองชนิดนี้^[28] กระบวนการเริ่มจากการอัดอากาศด้วย ด้วย Compressor ให้มีความดัน 6.3 bar และทำการลดอุณหภูมิลงเหลือ -170 °C ด้วย Heat Exchanger จากนั้นนำอากาศที่มีอุณหภูมิ -170 °C ความดัน 6.3 bar นี้เข้าสู่ High Separation Column ต่อด้วย Low Separation Column ปฏิบัติการที่ความดัน 1.1 bar สุดท้ายจะได้แก๊สออกซิเจน (95 %) และแก๊สไนโตรเจนไปใช้ในกระบวนการ

2.2.2 กรณีศึกษา 2 การเพิ่มมูลค่าของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการนำไปเป็นองค์ประกอบของวัสดุก่อสร้างเพื่อการนำไปสู่ลดเป็นมลพิษแบบถาวร (Scenario 2 : Carbon Dioxide Value Add to Building Materials for Permanent Storage)

นอกจากการนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ความเข้มข้นสูงทำการจัดจำหน่ายโดยตรงผ่านการอัดลงถังจัดเก็บเพื่อขายในอุตสาหกรรมแล้ว^{[29][30]} แก๊ส CO₂ ยังสามารถเพิ่มมูลค่าได้โดยการนำไปผ่านกระบวนการเพื่อแปรรูปตามจุดประสงค์ จากบทความของทาง Carbon Brief^[29] ที่ได้กล่าวถึงแนวโน้มของการนำแก๊ส CO₂ ไปเพิ่มมูลค่าด้วยวิธีการที่หลากหลายพร้อมประเมินมูลค่าแต่ละวิธีเปรียบเทียบกัน^[29] จากข้อมูลข้างต้นและจากบทความ^[30] จะพบว่าแต่ละวิธีการมีศักยภาพในการใช้แก๊ส CO₂ มูลค่าการลงทุน และความยั่งยืนในการลดปริมาณแก๊ส CO₂ ในกระบวนการแตกต่างกันซึ่งเมื่อพิจารณาจากทางเลือกที่สามารถจัดการแก๊ส CO₂ ในกระบวนการได้อย่างเป็นระบบและมีความยั่งยืนเป็นวิธีการนำไปสู่แนวคิด Circular City จึงเลือกใช้การผลิตวัสดุก่อสร้าง (Building Materials) อันเป็นเส้นทางในการแปรรูป แก๊ส CO₂ ไปใช้ประโยชน์โดยมีแนวโน้มที่จะสามารถจัดการกับแก๊ส CO₂ ที่มีมากขึ้นทุกวันได้อย่างเหมาะสมพร้อมกับมีมูลค่าเพิ่มและสามารถนำรายได้กลับมาสู่กระบวนการ^[31] ประกอบกับในยุคโลกาภิวัตน์ที่มีการเพิ่มของจำนวนประชากรที่มากขึ้นการ

ขยับขยายถิ่นที่อยู่ของมนุษย์นั้นก็ขยับขยายตามไปด้วยทำให้วัสดุเหล่านี้จำเป็นอย่างมากในการสร้างสิ่งปลูกสร้างและที่อยู่อาศัยต่าง ๆ จึงใช้วิธีการนำแก๊ส CO₂ มาผลิตเป็นสร้างตั้งต้นของ Cement^{[32][33]} เป็นการลดการปล่อยแก๊ส CO₂ แบบถาวรเมื่อเทียบกับการนำแก๊ส CO₂ ไปใช้ผลิตเป็นสารเคมีอื่น ๆ โดยการนำแก๊ส CO₂ มาทำปฏิกิริยา Carbonation โดยทำละลายกับน้ำให้อยู่ในรูป CO₃⁻² นำสารละลายต่างจำพวก Ca(OH)₂ Ba(OH)₂ และ NaOH มาทำปฏิกิริยาเพื่อได้หินปูนที่เป็นสารตั้งต้นที่ใช้ในการผลิต Cement อย่าง CaCO₃ BaCO₃ และ NaHCO₃^{[29][32]} ซึ่งกรณีศึกษาที่ 2 นี้มีอัตราส่วนการขายแก๊ส CO₂ ไปในการเป็นสารตั้งต้นวัสดุก่อสร้างเป็นร้อยละ 15 ของปริมาณแก๊ส CO₂ ที่กระบวนการสามารถผลิตออกมาได้ เนื่องมาจากต้องการที่จะออกแบบให้กระบวนการผลิตนั้นสามารถคืนทุนภายในกำหนดที่ภายใน 20 ปี

2.2.3 กรณีศึกษา 3 การพัฒนาการจัดการพลังงานในกรณีศึกษา 2 ด้วยวิธีการ Heat Integration (Scenario 3 : Scenario 2 Developed by Heat Integration Method)

นอกจากการดำเนินกระบวนการผลิตผลิตภัณฑ์ได้มีคุณภาพตามที่ต้องการแล้วการดำเนินการอย่างมีประสิทธิภาพและคุ้มค่าแก่การลงทุนเป็นสิ่งที่ขาดไปไม่ได้ในกระบวนการทางวิศวกรรม นั่นคือ การจัดสรรทรัพยากรในการใช้ในกระบวนการผลิตอย่างเหมาะสมและคุ้มค่ามากที่สุดไม่ว่าจะเป็นสารตั้งต้นซึ่งได้ทำการดำเนินการในกรณีพื้นฐาน กรณีศึกษาที่ 1 และ กรณีศึกษาที่ 2 การใช้พลังงานได้เหมาะสมและคุ้มค่าก็เป็นสิ่งที่ต้องทำเช่นกันในการไปสู่แนวคิด Circular City ที่มีกระบวนการที่มั่นคงสามารถพึ่งพาตนเองได้และสามารถตอบสนองความต้องการของตลาดได้ ในกรณีศึกษาที่ 3 นี้เริ่มจากการหมุนเวียนพลังงานใช้ในระบบให้มีความคุ้มค่ามากที่สุดก่อนที่จะมีการนำเข้าพลังงานหรือกำจัดพลังงานส่วนเกินออกจากระบบ กล่าวคือในการดำเนินกระบวนการผลิตในแต่ละภาคส่วนไม่ว่าจะเป็นการย่อยสลายขยะเพื่อผลิตแก๊สชีวภาพ การปรับปรุงคุณภาพของแก๊สชีวภาพและระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมล้วนมีการใช้พลังงานในการดำเนินงานทั้งหมดทั้งในรูปพลังงานความร้อนและพลังงานไฟฟ้า ตัวบ่งชี้ที่ชัดเจนคือตัวแปร (Parameter) ที่มีการปรับเพิ่มและลดเพื่อให้มีสถานะในระบบตามที่ต้องการ เช่น อุณหภูมิและความดัน ซึ่งอุปกรณ์หลักที่ใช้ในกระบวนการนี้คือเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger) โดยมีหลักการนำพลังงานในส่วนที่เกินไปให้ในส่วนที่ขาด โดยเฉพาะเรื่องการเพิ่ม - ลดของอุณหภูมิในแต่ละภาคส่วน และสิ่งที่ต้องคำนึงถึงเป็นลำดับแรก คือศักยภาพของสายที่ให้ความร้อนได้ต้องมีอุณหภูมิสูงกว่าสายที่รับความร้อนไป ซึ่งมี Pinch Technology Analysis เป็นต้นแบบในการทำโดยทำผ่านโปรแกรม Aspen Energy Analyzer V.11 จาก AspenTech โดยระบบประกอบด้วยการใช้ Heat Exchanger แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสายที่มีอุณหภูมิร้อนและเย็น รวมทั้งการนำความร้อนจาก Hot Utility เข้ามาสู่ระบบในกรณีที่สายอุณหภูมิสูงไม่มีศักยภาพมากพอและนำความร้อนส่วนเกินที่ไม่สามารถแลกเปลี่ยนความร้อนออกจากระบบสู่ Cold Utility โดยการออกแบบนี้คำนึงถึงมูลค่าในการลงทุนต่ำที่สุดเพื่อที่จะลดค่าใช้จ่ายเป็นการสร้างกระบวนการที่ยั่งยืน

3. Preliminary Plot Plan

ในการออกแบบแผนผังโรงงาน (Plot plan) เพื่อแสดงตำแหน่งการวางอุปกรณ์สำคัญและโครงสร้างพื้นฐานของกระบวนการผลิตในโรงงาน ซึ่งครอบคลุมไปถึงพื้นที่อื่น ๆ เช่น พื้นที่จัดเก็บวัตถุดิบ (Raw material) พื้นที่คลังสินค้าและพื้นที่สาธารณูปโภค เป็นต้น โดยในการออกแบบแผนผังโรงงานมีกฎเกณฑ์หรือแนวทางปฏิบัติ ดังนี้

1. พื้นที่ของโรงงานทั้งหมดต้องไม่เกิน 50 ไร่ (ตามโจทย์กำหนด)

2. ตำแหน่งวางอุปกรณ์มีการกำหนดระยะห่างขั้นต่ำตามกฎเกณฑ์สำหรับอุตสาหกรรมเคมี เพื่อเกิดความสะดวกในการเคลื่อนย้าย การจัดการและการซ่อมบำรุง เป็นหลัก โดยระยะห่างขั้นต่ำระหว่างอุปกรณ์แสดงในตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 ระยะห่างขั้นต่ำ (เมตร) ระหว่างอุปกรณ์สำหรับอุตสาหกรรมเคมี ^[35]

Equipment	Pumps	Compressors	Reactor	Towers and Vessels	Exchangers
Pumps	M	7.62	M	M	M
Compressors		M	9.14	M	M
Reactor			M	4.57	M
Towers and Vessels				M	M
Exchangers					M

M = minimum for maintenance access

3. การจัดเรียงอุปกรณ์ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการ/พื้นที่ มีการจัดเรียงตามแนวของ Pipe rack ซึ่งรวมท่อสำหรับขนส่งสาธารณูปโภค ท่อวัตถุดิบและผลิตภัณฑ์ระหว่างอุปกรณ์ เพื่อให้อุปกรณ์สามารถเข้าถึงและขนส่งสารระหว่างอุปกรณ์ได้ง่าย

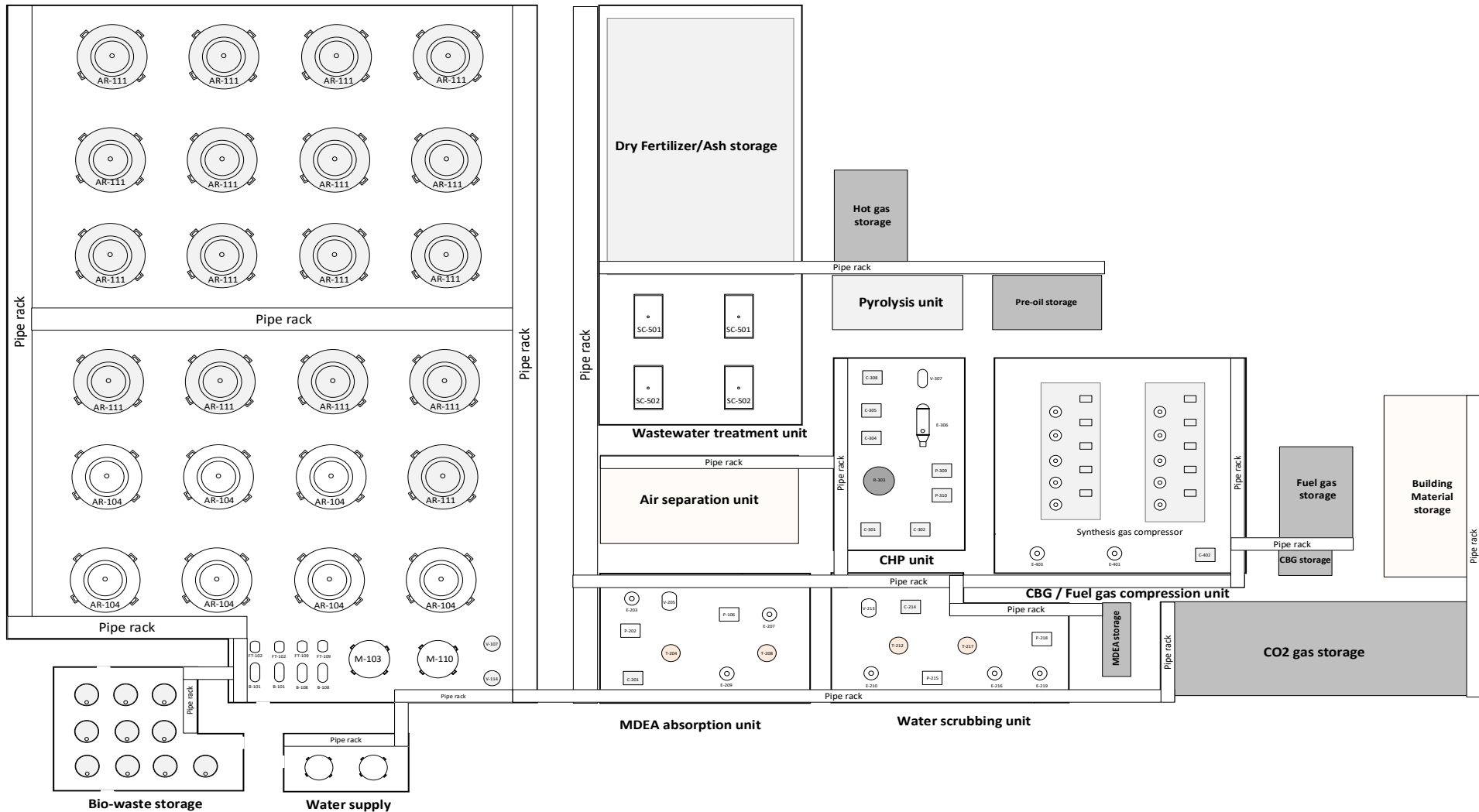
4. การวาง Pipe rack ยึดตามการเดินทางที่สั้นที่สุดและครอบคลุมในทุกหน่วยปฏิบัติการ/พื้นที่ในกระบวนการผลิตเพื่อให้เป็นระเบียบและง่ายต่อการจัดการ โดยขนาดของ Pipe rack มีขนาดมาตรฐาน เช่น 6 8 และ 10 เมตร เป็นต้น

5. การออกแบบถนน กำหนดความกว้างเท่ากับ 6 เมตร ให้รถบรรทุกที่ใช้ในการขนส่งอุปกรณ์สามารถเข้า-ออกได้ และเดินถนนรอบด้านของพื้นที่ต่างๆในกระบวนการผลิต

6. ขนาดของพื้นที่ที่ใช้วางอุปกรณ์ ในกรณีของ Tower Reactor Rotary Screen Vessel ยึดตามขนาดของอุปกรณ์ดังแสดงในหัวข้อ Equipment specification ในส่วนอุปกรณ์ Pump Compressor และ Gas Turbine ใช้ขนาดตามข้อมูลของอุปกรณ์จริงที่มีกำลังไฟฟ้าใกล้เคียงกันและมีการเผื่อพื้นที่เพิ่มเติมเพื่อรองรับขนาดของอุปกรณ์ของแต่ละผู้ผลิตที่แตกต่างกัน โดยเฉลี่ยแล้วจะใช้พื้นที่ประมาณ 3x2 เมตร และกรณีของ Heat exchanger มีการประมาณพื้นที่จากการคำนวณ Footprint ของอุปกรณ์

7. พื้นที่จัดเก็บวัตถุดิบ พื้นที่คลังสินค้าและพื้นที่สาธารณูปโภค มีการประมาณพื้นที่ตามพื้นที่รวมของภาชนะบรรจุโดยคำนวณจากอัตราการไหลของสาร

* ตัวอย่างการคำนวณพื้นที่ของอุปกรณ์และพื้นที่จัดเก็บแสดงในหัวข้อ Appendix B



រូបភាព 3.1 Preliminary Plot Plan of The Biogas Production and Utilization

4. การดุลมวลสารและพลังงาน (Material and Energy Balances) สำหรับกรณีพื้นฐาน (Base case)

การประเมินการทำงาน การควบคุมและการออกแบบเครื่องมือหรือหน่วยปฏิบัติการจำเป็นต้องตรวจสอบ สมดุลมวลและพลังงานในระบบ โดยตามกฎอนุรักษ์มวลแล้วมวลต้องไม่เกิดการสูญเสีย และตามกฎอนุรักษ์ พลังงานแล้วพลังงานสามารถเปลี่ยนรูปไปอยู่ในรูปแบบอื่น เช่น งานที่ต้องการหรืองานที่ได้ในระบบ เป็นต้น ดังนั้นการทำสมดุลมวลสารและพลังงานเพื่อตรวจสอบและแสดงให้เห็นว่าปริมาณขาเข้าและออกรวมถึง พลังงานที่ใช้หรือได้รับจากหน่วยปฏิบัติการมีความสมดุลกัน มีความถูกต้องและเป็นไปได้จริง

โดยในทุกกระบวนการมีการตรวจสอบดุลมวลสารและพลังงานเพื่อยืนยันความถูกต้องของการ เปลี่ยนแปลงปริมาณมวลสารและพลังงานในแต่ละหน่วยปฏิบัติการ ทั้งนี้ตัวอย่างการดุลมวลสารและพลังงาน แสดงใน Appendix. A. โดยมีรายการดังนี้

1. Food waste Anaerobic Reactor AR-104
2. Food waste water separator V-107
3. Rich water Heater E-216
4. Lean MDEA Cooler E-209
5. Internal Heat Exchanger E-306
6. MDEA Pump P-202
7. CO₂ compressor C-308
8. Gas Turbine 1 C-304
9. MDEA Absorber tower T-204
10. Food waste rotary screen SC-501

5. การเลือกใช้วัสดุ (Material Selection)

การเลือกวัสดุของท่อที่ใช้ในกระบวนการผลิตมีการคำนึงถึงหลายปัจจัย โดยมีปัจจัยหลักดังนี้

1. อุณหภูมิและความดันใช้งาน
2. ชนิดของของไหล เช่น สารที่สามารถเกิดปฏิกิริยากับท่อหรือมีฤทธิ์ในการกัดกร่อน
3. สภาพแวดล้อม เช่น สภาพเปียกชื้นที่ทำให้เกิดการผุกร่อนของท่อโลหะ
4. ราคาของวัสดุ
5. ความสะดวกในการจัดซื้อ

โดยชนิดของท่อสามารถแบ่งกลุ่มตามชนิดของวัสดุ เช่น ท่อโลหะ ท่อพลาสติก ท่อคอนกรีต เป็นต้น ซึ่งวัสดุแต่ละชนิดมีคุณสมบัติ ข้อดีและข้อเสียแตกต่างกัน ซึ่งคุณสมบัติเบื้องต้นของวัสดุทำท่อดังแสดงในตารางที่ 5.1

ตารางที่ 5.1 แสดงคุณสมบัติของวัสดุทำท่อ ^[37]

วัสดุ	ความหนาแน่น ρ (kg/m ³)	ความเค้นคราก S_f (MPa)	ความเค้นสูงสุด S_u (MPa)	โมดูลัสความยืดหยุ่น E (GPa)	สัมประสิทธิ์การขยายตัว α (10 ⁻⁶ K ⁻¹)	สัมประสิทธิ์การนำความร้อน k (W/m·K)	ความร้อนจำเพาะ C_p (J/kg·K)	จุดหลอมเหลว (°C)
โลหะ								
อลูมิเนียม	2800	72	72	72	22.5	192	910	660
ทองแดง	8940	69	220	110	16.5	398	385	1082
ทองเหลือง	8530	75	303	110	20	110	377	905
สแตนเลส 316	8000	193	552	207	16	16	490	1510
เหล็กเหนียวคาร์บอนปานกลาง	7850	350	520	207	11.3	52	490	1425
พลาสติก								
ABS	1080	40	55	25	95	0.26	1400	105
PVC	1400	41	47	3.4	100	0.18	2400	80
HDPE	950	27	30	3	225	0.42	2000	130

จากการวิเคราะห์สภาวะที่ใช้ในการกระบวนการผลิต พบว่า อุณหภูมิสูงสุดในการใช้งานเท่ากับ 3000 °C (Stream 76, Flue gas) โดยเป็นสายการผลิตที่ได้จากการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ทำให้อุณหภูมิหลังเผาไหม้มีอุณหภูมิสูงประมาณ 3000 °C ^[38] และ สายการผลิตอื่น ๆ มีอุณหภูมิเฉลี่ยเท่ากับ 120 °C รวมถึงพบความดันสูงสุดที่ใช้งานเท่ากับ 247.73 atm (Stream 98, CBG) นอกจากนี้ พบสารที่มีฤทธิ์กัดกร่อนท่อ เช่น H₂S CO₂ และ NH₃ เป็นต้น ทั้งนี้สามารถสรุปการเลือกใช้วัสดุในแต่ละสภาวะสูงสุดในกระบวนการผลิตดังแสดงในตารางที่ 5.2

ตารางที่ 5.2 แสดงการเลือกใช้วัสดุในแต่ละสถานะสูงสุดในกระบวนการผลิต

Stream No.	Stream Name	สถานะสูงสุดที่พบ	ชนิดวัสดุท่อ
76	Flue gas	3000 °C	Graphite
98	CBG	247.73 atm	Low carbon steel
16	FW Biogas	NH ₃ 6010 ppm	Stainless Steel
55	Compressed CO ₂ (1)	CO ₂ 99.50%	Stainless Steel
82	Compressed CO ₂ (2)	CO ₂ 99.51%	Stainless Steel
60	Off gas	H ₂ S 4050 ppm	Stainless Steel
สายการผลิตทั่วไป			Stainless Steel

จากตารางที่ 5.2 การเลือกชนิดวัสดุท่อสำหรับการใช้งานที่อุณหภูมิสูง ในช่วง 1000-3000 °C ชนิดของวัสดุท่อ กราไฟท์ (Graphite) สามารถทนต่อความร้อนได้ดีและสามารถรับอุณหภูมิสูงสุดเท่ากับ 3000 °C^{[39][40]} และป้องกันการกัดกร่อน ทนต่อสภาพอากาศได้ดีรวมถึงมีความยืดหยุ่นสูง จึงเหมาะสำหรับการเลือกใช้เป็นวัสดุท่อในส่วนของ Combined heat and power unit หลังจากที่ผ่านมากระบวนการเผาไหม้แล้ว สารจะมีอุณหภูมิสูงประมาณ 2000-3000 °C นอกจากนี้ ควรใช้ฉนวนกันความร้อนเพื่อป้องกันไม่ให้เกิดการสัมผัสกับท่อที่อุณหภูมิสูงโดยตรง ในกรณีการเลือกใช้วัสดุท่อสำหรับการใช้งานที่ความดันสูง ควรเลือกวัสดุที่สามารถยืดหยุ่นได้ ไม่แตกเปราะและควรเลือกขนาดความหนาของท่อให้เหมาะสมเพื่อรองรับกับความดันที่ใช้งาน วัสดุที่สามารถทนต่อความดันสูงได้ดี เช่น เหล็กกล้าคาร์บอน (Carbon steel) ซึ่งมีความยืดหยุ่น ราคาถูกและนิยมใช้ในอุตสาหกรรม^[41]

ในกรณีการเลือกใช้วัสดุท่อสำหรับใช้งานกับสารที่มีฤทธิ์กัดกร่อน การใช้เหล็กกล้าไร้สนิม (stainless steel) เป็นหนึ่งวัสดุที่ได้รับความนิยมเนื่องจากมีความแข็งแรง ทนทาน และทนต่อการกัดกร่อนได้ดี เช่น stainless steel 316 มี Maximum Corrosion Allowance เท่ากับ 3 มิลลิเมตร ดังตารางที่ 5.3^[42] รวมถึงสามารถทนอุณหภูมิสูงได้และอุณหภูมิต่ำได้ดี ป้องกันการเกิดสนิม จึงสามารถใช้เป็นวัสดุท่อสำหรับสายการผลิตอื่น ๆ ด้วยที่มีช่วงอุณหภูมิประมาณ 0-250 °C ทั้งนี้ควรมีการหุ้มฉนวนเพื่อป้องกันการสูญเสียความร้อนและเพื่อความปลอดภัยในการทำงาน^[43]

เมื่อพิจารณาราคาของวัสดุพบว่าราคาของท่อจากเหล็กกล้าไร้สนิมมีราคาสูงกว่าการเลือกใช้เหล็กกล้าคาร์บอน^{[44][45]} แม้จะมีเหล็กกล้าไร้สนิมจะมีต้นทุนสูงกว่าแต่ด้วยสมบัติของวัสดุซึ่งสามารถป้องกันการกัดกร่อนของท่อได้ ทำให้สามารถลดต้นทุนในการซ่อมบำรุงหรือการเปลี่ยนใหม่เมื่อเกิดการชำรุดได้ในระยะยาว

ตารางที่ 5.3 ความสามารถในการป้องกันการกัดกร่อนและข้อจำกัดของวัสดุต่อแต่ละชนิด

Material	Hydrocarbon Corrosion Resistance	Limitations	Standards
Carbon and Low-Temperature Carbon Steel	Fair to good	Minimum Design Temperature: -29°C for Carbon Steel and -46°C for Low-Temperature Carbon Steel	ASME B31.3 & NORSOK M-001
Stainless Steel 316	Good	Maximum Corrosion Allowance: 3 mm Maximum Operating Temperature Without coating: 60°C	NORSOK L-001
22Cr Duplex Stainless Steel	Good to excellent	Maximum Operating Temperature Without coating; 100°C Maximum H ₂ S level: 1.5 psi	NORSOK M-001 ISO 15156
25Cr Super Duplex-Stainless Steel	Good to excellent	Minimum Design Temperature: -46°C Maximum Operating Temperature Without Coating: 110°C Maximum H ₂ S level: 3 psi	ASME B31.3 & NORSOK M-001 ISO 15156
6MO	Good to excellent	Minimum Design Temperature: 46°C Maximum Operating Temperature Without Coating: 120°C Maximum H ₂ S level: depends on H ₂ S, temperature, and chloride level	ASME B31.3 & NORSOK M-001 ISO 15156
Nickel Alloy-Inconel 625	Excellent	Maximum Operating Temperature Without Coating: 120°C	ASME B31.3 & NORSOK M-001

6. ความต้องการสาธารณูปโภค (Utility Requirement)

สาธารณูปโภคเป็นสิ่งสำคัญในกระบวนการที่สนับสนุนหน่วยปฏิบัติการต่างๆ ให้มีสถานะดำเนินการที่เหมาะสม การควบคุมสถานะอุณหภูมิของสารสามารถทำได้โดยแลกเปลี่ยนความร้อนที่ต้องการผ่านหน่วยปฏิบัติการ Heat exchanger กับสาธารณูปโภคในกระบวนการ เช่น สารหล่อเย็น น้ำเย็น ไอน้ำ หรือไฟฟ้า สำหรับการควบคุมความดันของของไหลภายในกระบวนการ ทำได้จากการใช้เครื่องสูบลว (Pump) และเครื่องอัดอากาศ (Compressor) โดยใช้ไฟฟ้าเป็นแหล่งพลังงาน

ในการศึกษาการออกแบบกระบวนการนี้ สาธารณูปโภคที่ใช้ประกอบไปด้วย 4 ชนิด คือ

1. ไฟฟ้าที่ผลิตได้เองจากกระบวนการ Combined heat and power unit
2. สารหล่อเย็นชนิด R-152a ที่อุณหภูมิ $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$
3. ไอน้ำที่ความดันต่ำ 5 barg อุณหภูมิ $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ โดยไม่มีการใช้ไอน้ำผลิตไฟฟ้าคืนให้กับโรงงาน
4. น้ำเย็นที่อุณหภูมิ $30\text{ }^{\circ}\text{C}$

สาธารณูปโภคไฟฟ้าภายในกระบวนการที่ออกแบบได้มาจากกระบวนการ Combined heat and power unit ซึ่งทำให้ไม่จำเป็นต้องซื้อไฟฟ้าจากภายนอก โดยไฟฟ้าถูกนำไปใช้เพื่อควบคุมความดันจากเครื่องสูบลว (Pump) และเครื่องอัดอากาศ (Compressor) นอกจากนี้พลังงานไฟฟ้ายังถูกนำไปใช้ในการปรับอุณหภูมิด้วยการเพิ่มอุณหภูมิของสารบางส่วนที่ต้องการพลังงานความร้อนน้อย โดยพลังงานความร้อนที่ต้องการสามารถใช้ไฟฟ้าในการให้ความร้อนแทนได้โดยโครงการสามารถใช้ไฟฟ้าที่ได้จากการผลิตในการดำเนินกระบวนการผลิตเพียงพอ รวมถึงโครงการยังคงสามารถขายไฟฟ้าให้กับชุมชนได้ตรงตามเป้าหมาย

การแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีประสิทธิภาพของอุณหภูมิของสารที่ต้องการแลกเปลี่ยนความร้อนควรแตกต่างกันอย่างต่ำ $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ [46] เพื่อให้มีแรงขับสำหรับแลกเปลี่ยนความร้อนมากพอและใช้พื้นที่ผิวสำหรับแลกเปลี่ยนความร้อนภายใน Heat exchanger ที่เหมาะสม ส่งผลต่อความคุ้มค่าของราคาต้นทุนการผลิตและราคาต้นทุนในการลงทุนอุปกรณ์อีกด้วย ทั้งนี้การดำเนินกระบวนการเคมีที่จำเป็นจะต้องดำเนินภายใต้อุณหภูมิในช่วง $0\text{--}5\text{ }^{\circ}\text{C}$ หรือต่ำกว่า $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ น้ำเย็นที่อุณหภูมิ $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ จะไม่สามารถช่วยในการลดอุณหภูมิของสารเนื่องจากการถ่ายโอนความร้อนจากอุณหภูมิสูงไปยังอุณหภูมิต่ำและผลต่างของอุณหภูมิต่ำ ดังนั้น เมื่อต้องการลดอุณหภูมิและควบคุมอุณหภูมิให้ต่ำกว่า $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ จึงจำเป็นที่จะต้องเลือกใช้สารหล่อเย็นชนิด R-152a ที่อุณหภูมิ $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ เพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนและมีแรงขับสำหรับแลกเปลี่ยนความร้อนมากพอสำหรับลดอุณหภูมิของสารให้อยู่ในช่วง $0\text{--}5\text{ }^{\circ}\text{C}$ หรือต่ำกว่า $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ ได้ โดยสารหล่อเย็นชนิด R-152a เป็นสารทำความเย็นชนิดที่ไม่ระคายเคืองและไม่เป็นสารติดไฟ ถือว่าเป็นสารทำความเย็นที่มีความปลอดภัย [36]

สำหรับไอน้ำที่ความดันต่ำ 5 barg อุณหภูมิ $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ ใช้สำหรับเพิ่มอุณหภูมิในระบบ การเลือกใช้ไอน้ำที่ความดันต่ำในการแลกเปลี่ยนความร้อนจะทำให้ไอน้ำเปลี่ยนสถานะ (Latent heat) สูงกว่าเทียบกับไอน้ำที่มีความดันสูง ทำให้ได้ปริมาณพลังงานความร้อนมากกว่าเทียบกับปริมาณสารที่เท่ากัน ดังนั้น การเลือกใช้ไอน้ำที่ความดันต่ำ 5 barg อุณหภูมิ $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ จะทำให้ช่วยให้เรื่องความปลอดภัยและประหยัดค่าใช้จ่ายได้

น้ำเย็นที่อุณหภูมิ $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ จะใช้สำหรับแลกเปลี่ยนอุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิงรถยนต์ที่ถูกอัดด้วยความดันและส่งผลให้อุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิงรถยนต์สูงขึ้นมากกว่า $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ จึงเลือกใช้น้ำเย็นที่อุณหภูมิ $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ สำหรับการลดอุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิงรถยนต์

การตั้งสมมติฐานสำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อน โดยเมื่อสารหล่อเย็นและน้ำเย็นแลกเปลี่ยนความร้อนจะทำให้อุณหภูมิของสารหล่อเย็นและน้ำเย็นเพิ่มขึ้น $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Sensible heat) และการแลกเปลี่ยนความร้อนของไอน้ำจะทำให้ไอน้ำเปลี่ยนสถานะเท่านั้น (Latent heat)

ตารางที่ 6.1 ความต้องการสาธารณูปโภคของแต่ละเครื่องของกรณีพื้นฐาน

Equipment ID	Equipment Name	Electricity (kW)	Refrigeration (GJ/hr)	Steam (kg/hr)	Cooling water (kg/hr)
AR-104	Food waste Anaerobic reactor			3458.51	
V-107	Food waste water separator		1.14		
AR-111	Cassava waste Anaerobic reactor		12.65		
V-114	Cassava waste water separator		1.39		
C-201	Biogas Compressor	345.09			
P-202	MDEA pump	13.2			
E-203	MDEA heater			5787	
V-205	CBG flash separator		0.21		
P-206	Rich MDEA pump	6.84			
E-207	Rich MDEA heater			11517.09	
T-208	MDEA stripper tower			18591.65	
	MDEA stripper tower condenser		10.46		
	MDEA stripper tower reboiler			23627.15	
E-209	Lean MDEA heater		75.32		
E-210	Acid gas heater	176.1			
P-211	Scrub water pump	2.57			
V-213	Acid gas flash separator		0.17		
C-214	Acid gas compressor	199.64			
P-215	Rich water pump	3.92			
E-216	Rich water heater			3041.44	
T-217	Water stripper tower			2421.81	
	Water stripper tower condenser		13.51		
	Water stripper tower reboiler			23627.15	
P-218	Lean water pump	1.97			
E-219	Lean water cooler		9.7		
C-301	Oxygen compressor	238.34			
C-302	Fuel compressor	776.24			
E-306	Internal heat exchanger			27782.55	
V-307	Flue gas flash separator		18.91		
C-308	CO2 compressor	205.78			
P-309	Utility water pump 1	2.58			
P-310	Utility water pump 2	3.79			
E-401	Fuel gas heater	38.76			
C-402	Fuel gas Compressor				
E-403	CBG heater	31.47			
C-404	CBG compressor 1	104.49			
E-405	CBG cooler 1				8511.07
C-406	CBG compressor 2	67.87			

Equipment ID	Equipment Name	Electricity (kW)	Refrigeration (GJ/hr)	Steam (kg/hr)	Cooling water (kg/hr)
E-407	CBG cooler 2				5411.38
C-408	CBG compressor 3	79.08			
E-409	CBG cooler 3				6612.45
C-410	CBG compressor 4	84.53			
E-411	CBG cooler 4				7042.64
C-412	CBG compressor 5	91.71			
E-413	CBG cooler 5				7683
C-414	CBG compressor 6	2.32			
SC-501	Food waste rotary screen	1.5			
SC-502	Cassava waste rotary screen	1.5			
	Pyrolysis unit	32.36			
Total		2511.65	143.46	119854.35	35260.54

ตารางที่ 6.2 สรุปปริมาณการใช้สาธารณูปโภคในแต่ละกรณี

Scenario	Electricity (kW)	Refrigeration (GJ/hr)	Steam (kg/hr)	Cooling water (kg/hr)
Base case	2511.65	140.55	119854.35	35260.54
Scenario 1	8470.69	214.28	118773.86	35260.55
Scenario 2	8470.69	214.28	118773.86	35260.55
Scenario 3	8470.69	91.54	0.00	35260.55

การศึกษาการดำเนินการกระบวนการเคมีของกรณีต่างๆ จะส่งผลต่อปริมาณการใช้สาธารณูปโภค ดังตารางที่ 6.1 - 6.2 เมื่อเปรียบเทียบระหว่างกรณีพื้นฐานและกรณีการศึกษาที่ 1 พบว่า ในกระบวนการ Air separation unit จำเป็นต้องใช้พลังงานไฟฟ้าเป็นจำนวนมาก ทำให้ต้องปรับปรุงกระบวนการผลิตไฟฟ้าในกระบวนการ Combined heat and power unit เพื่อให้โครงการสามารถผลิตไฟฟ้าใช้สำหรับดำเนินการกระบวนการเคมีภายในโครงการและขายสู่ชุมชนได้ตามเป้าหมาย ส่งผลให้เกิดความต้องการปริมาณการใช้ สารหล่อเย็นมากขึ้น ทั้งนี้กรณีศึกษาที่ 2 การเพิ่มการขายผลิตภัณฑ์แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นวัสดุก่อสร้าง จะไม่ส่งผลต่อการดำเนินการกระบวนการทางเคมี ทำให้ปริมาณความต้องการสาธารณูปโภคเท่ากับกรณีศึกษาที่ 1

สำหรับกรณีที่ 3 การทำ Heat integration เพิ่มเติมต่อจากกรณีที่ 2 ส่งผลให้เกิดการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสในกระบวนการมากขึ้น ทำให้ความต้องการสาธารณูปโภคลดลง แต่ในขณะเดียวกันนั้นการทำบูรณาการความร้อน (Heat integration) จะส่งผลให้จะต้องเพิ่มจำนวน Heat exchanger สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสกระบวนการมากขึ้น ดังนั้นการทำ Heat integration จำเป็นที่จะต้องพิจารณาหาปริมาณความต้องการสาธารณูปโภคลดลงและต้นทุนการลงทุนอุปกรณ์ Heat exchanger

7. Equipment List

ตารางที่ 7.1 ตัวอย่างรายละเอียดของอุปกรณ์ที่ใช้ในกรณีพื้นฐาน (Base-case)

No.	Equipment ID	Equipment Name	Number Required	Material of Construction
1	B-101	Food waste blender	1800	Stainless Steel
2	FT-102	Food waste disc and drum filter	70	Stainless Steel
3	M-103	Food waste mixer	1	Stainless Steel
4	AR-104	Food waste Anaerobic reactor	1	Stainless Steel
5	V-105	Food waste biogas Flash separator		
6	V-106	Food waste biogas filter vessel		
7	V-107	Food waste water separator	1	Stainless Steel
8	B-108	Cassava waste blender	1800	Stainless Steel
9	FT-109	Cassava waste disc and drum filter	70	Stainless Steel
10	M-110	Cassava waste mixer	1	Stainless Steel
11	AR-111	Cassava waste Anaerobic reactor	1	Stainless Steel
12	V-112	Cassava waste biogas Flash separator		
13	V-113	Cassava waste biogas filter vessel		
14	V-114	Cassava waste water separator	1	Stainless Steel
15	X-115	Globe valve	1	Stainless Steel

No.	Equipment ID	Equipment Name	Number Required	Material of Construction
16	X-116	Globe valve	1	Stainless Steel
17	X-117	Control valve	1	Stainless Steel
18	X-118	Control valve	1	Stainless Steel
19	X-119	Globe valve	1	Stainless Steel
20	X-120	Control valve	1	Stainless Steel
21	X-121	Control valve	1	Stainless Steel
22	X-122	Mixing valve	1	Stainless Steel
23	X-123	Control valve	1	Stainless Steel
24	X-124	Control valve	1	Stainless Steel
25	X-125	Control valve	1	Stainless Steel
26	X-126	Mixing valve	1	Stainless Steel
27	X-127	Globe valve	1	Stainless Steel
28	X-128	Globe valve	1	Stainless Steel
29	X-129	Control valve	1	Stainless Steel
30	X-130	Control valve	1	Stainless Steel
31	X-131	Globe valve	1	Stainless Steel
32	X-132	Control valve	1	Stainless Steel
33	X-133	Control valve	1	Stainless Steel

No.	Equipment ID	Equipment Name	Number Required	Material of Construction
34	X-134	Mixing valve	1	Stainless Steel
35	X-135	Control valve	1	Stainless Steel
36	X-136	Control valve	1	Stainless Steel
37	X-137	Control valve	1	Stainless Steel
38	X-138	Mixing valve	1	Stainless Steel
39	C-201	Biogas Compressor	1	Stainless Steel
40	P-202	MDEA pump	1	Stainless Steel
41	E-203	MDEA heater	1	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel
42	T-204	MDEA absorber tower	1	Stainless Steel
43	V-205	CBG flash separator	1	Stainless Steel
44	P-206	Rich MDEA pump	1	Stainless Steel
45	E-207	Rich MDEA heater	1	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel
46	T-208	MDEA stripper tower	1	Stainless Steel
47	E-209	Lean MDEA cooler	2	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel
48	E-210	Acid gas heater	1	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel

No.	Equipment ID	Equipment Name	Number Required	Material of Construction
49	P-211	Scrub water pump	1	Stainless Steel
50	T-212	Water scrubbing tower	1	Stainless Steel
51	V-213	Acid gas flash separator	1	Stainless Steel
52	C-214	Acid gas compressor	1	Stainless Steel
53	P-215	Rich water pump	1	Stainless Steel
54	E-216	Rich water heater	1	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel
55	T-217	Water stripper tower	1	Stainless Steel
56	P-218	Lean water pump	1	Stainless Steel
57	E-219	Lean water cooler	1	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel
58	X-220	Mixing valve	1	Stainless Steel
59	X-221	Control valve	1	Stainless Steel
60	X-222	Globe valve	1	Stainless Steel
61	X-223	Check valve	1	Stainless Steel
62	X-224	Mixing valve	1	Stainless Steel
63	X-225	Control valve	1	Stainless Steel
64	X-226	Safety valve	1	Stainless Steel
65	X-227	Control valve	1	Stainless Steel

No.	Equipment ID	Equipment Name	Number Required	Material of Construction
66	X-228	Mixing valve	1	Stainless Steel
67	X-229	Control valve	1	Stainless Steel
68	X-230	Control valve	1	Stainless Steel
69	X-231	Control valve	1	Stainless Steel
70	X-232	Check valve	1	Stainless Steel
71	X-233	Safety valve	1	Stainless Steel
72	X-234	Control valve	1	Stainless Steel
73	X-235	Control valve	1	Stainless Steel
74	X-236	Mixing valve	1	Stainless Steel
75	X-237	Globe valve	1	Stainless Steel
76	X-238	Globe valve	1	Stainless Steel
77	X-239	Check valve	1	Stainless Steel
78	X-240	Mixing valve	1	Stainless Steel
79	X-241	Control valve	1	Stainless Steel
80	X-242	Safety valve	1	Stainless Steel
81	X-243	Control valve	1	Stainless Steel
82	X-244	Control valve	1	Stainless Steel
83	X-245	Control valve	1	Stainless Steel

No.	Equipment ID	Equipment Name	Number Required	Material of Construction
84	X-246	Control valve	1	Stainless Steel
85	X-247	Check valve	1	Stainless Steel
86	X-248	Safety valve	1	Stainless Steel
87	X-249	Control valve	1	Stainless Steel
88	X-250	Control valve	1	Stainless Steel
89	X-251	Mixing valve	1	Stainless Steel
90	X-252	Check valve	1	Stainless Steel
91	X-253	Mixing valve	1	Stainless Steel
92	X-254	Mixing valve	1	Stainless Steel
93	X-255	Globe valve	1	Stainless Steel
94	C-301	Oxygen compressor	1	Stainless Steel
95	C-302	Fuel compressor	1	Stainless Steel
96	R-303	Combustion reactor	1	Stainless Steel
97	C-304	Gas turbine 1		
98	C-305	Gas turbine 2	1	Stainless Steel
99	E-306	Internal heat exchanger	1	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel
100	V-307	Flue gas flash separator	1	Stainless Steel

No.	Equipment ID	Equipment Name	Number Required	Material of Construction
101	C-308	CO2 compressor	1	Stainless Steel
102	P-309	Utility water pump 1	1	Stainless Steel
103	P-310	Utility water pump 2	1	Stainless Steel
104	X-311	Globe valve	1	Stainless Steel
105	X-312	Mixing valve	1	Stainless Steel
106	X-313	Safety valve	1	Stainless Steel
107	X-314	Control valve	1	Stainless Steel
108	X-315	Control valve	1	Stainless Steel
109	X-316	Globe valve	1	Stainless Steel
110	X-317	Check valve	1	Stainless Steel
111	X-318	Check valve	1	Stainless Steel
112	E-401	Fuel gas heater	1	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel
113	C-402	Fuel gas Compressor	1	Stainless Steel
114	E-403	CBG heater	1	Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel
115	C-404	CBG compressor 1	2	Stainless Steel
116	E-405	CBG cooler 1	1	Stainless Steel
117	C-406	CBG compressor 2	1	Stainless Steel

No.	Equipment ID	Equipment Name	Number Required	Material of Construction
118	E-407	CBG cooler 2	1	Stainless Steel
119	C-408	CBG compressor 3	1	Stainless Steel
120	E-409	CBG cooler 3	1	Stainless Steel
121	C-410	CBG compressor 4	1	Stainless Steel
122	E-411	CBG cooler 4	1	Stainless Steel
123	C-412	CBG compressor 5	1	Stainless Steel
124	E-413	CBG cooler 5	1	Stainless Steel
125	C-414	CBG compressor 6	1	Stainless Steel
126	X-415	Mixing valve	1	Stainless Steel
127	X-416	Mixing valve	1	Stainless Steel
128	SC-501	Food waste rotary screen	1	Stainless Steel
129	SC-502	Cassava waste rotary screen	1	Stainless Steel
130	X-503	Mixing valve	1	Stainless Steel
131	X-504	Mixing valve	1	Stainless Steel
132	X-505	Mixing valve	1	Stainless Steel

8. คุณสมบัติของอุปกรณ์ (Equipment specification)

เมื่อผ่านการออกแบบการดำเนินการของกระบวนการทางเคมี ข้อมูลคุณสมบัติของอุปกรณ์จะช่วยให้ทราบคุณสมบัติของอุปกรณ์ที่จำเป็นต้องใช้ในการกระบวนการ เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ตามที่ต้องการ โดยอุปกรณ์ที่จำเป็นต้องใช้ในกรณีพื้นฐานจะถูกแสดงดังตารางที่ 8.1 – 8.9

ทั้งนี้ในกรณีศึกษาที่ 1-3 การเพิ่ม Air separation unit เพื่อตอบสนองต่อความต้องการแก๊สออกซิเจนสำหรับการเผาไหม้ในกระบวนการ Combined heat and power unit โดยที่กระบวนการ Air separation มีความต้องการไฟฟ้าปริมาณมากในการดำเนินการกระบวนการ เพื่อให้โครงการสามารถดำเนินการกระบวนการได้ด้วยไฟฟ้าที่ผลิตโดยโครงการและยังคงเหลือไฟฟ้ามากพอที่จะขายไฟฟ้าได้เพียงพอตามความต้องการของชุมชน ดังนั้นจึงได้มีการปรับปรุงกระบวนการ Combined heat and power unit โดยการเพิ่มการวนกลับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เดิมผ่าน Gas turbine ได้วนกลับเข้า Gas turbine เดิมเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าของโครงการมากขึ้น ทำให้อุปกรณ์ในกระบวนการ Combined heat and power unit ต้องมีขนาดใหญ่ขึ้น เพื่อรองรับการไหลวนกลับของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งส่งผลต่อการประเมินราคาต้นทุนในส่วนกระบวนการ Combined heat and power unit และ Air separation unit ของกรณีศึกษาที่ 1-3 แสดงใน Appendix.. E.1 การคำนวณราคาต้นทุนอุปกรณ์

สำหรับกรณีศึกษาที่ 3 เป็นการนำกรณีศึกษาที่ 2 มาทำ Heat integration โดยตั้งสมมติฐานให้คุณสมบัติที่ต้องการของอุปกรณ์ส่วนใหญ่ยังคงเดิม ยกเว้น Heat exchanger ที่จะเปลี่ยนแปลงไป อย่างไรก็ตาม สำหรับ Heater ที่ให้ความร้อนกับแก๊สจะใช้ไฟฟ้าในการให้ความร้อน และ Cooler ในกระบวนการอัดแก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์จะใช้น้ำเย็นสำหรับลดอุณหภูมิของแก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์ที่ถูกอัดเพิ่มความดัน ทั้งนี้จากการทำ Heat integration ทำให้จำเป็นต้องใช้อุปกรณ์ Heat exchanger สำหรับการถ่ายโอนความร้อนเพิ่มเติมจากกรณีศึกษาที่ 1 และ 2 โดยข้อมูลจะถูกรวบรวมปริมาณพื้นที่ผิวสำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนตามผลรายงานจากโปรแกรม Aspen Energy Analyzer V.11 จาก AspenTech และประเมินราคาเพิ่มเติมใน Appendix... E.1 การคำนวณราคาต้นทุนอุปกรณ์

ตารางที่ 8.1 คุณสมบัติของอุปกรณ์ Anaerobic Digester และ Vessel, Vertical

Equipment name		AR-104		AR-111		V-107			V-114		
Type		Anaerobic Digester		Anaerobic Digester		Vessel, Vertical			Vessel, Vertical		
Liquid volume	m ³	19634.95		19634.95		2.40			5.40		
Vessel diameter	meter	25.00		25.00		0.91			1.37		
Vessel tangent to tangent height	meter	40.00		40.00		3.66			3.66		
Design gauge pressure	atm	1.02		1.02		2.02			2.02		
Design temperature	C	121.11		121.11		121.11			121.11		
Materials of Construction		SS		SS		SS			SS		
Net duty	kW	2772.73		-3289.14		-317.33			-385.75		
Stream		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet	Outlet	Inlet	Outlet	Outlet
Stream name		3	4	17	18	8	9	14	22	23	27
Temperature	C	11.57	11.57	17.39	17.39	55.00	5.00	5.00	37.00	5.00	5.00
Pressure	atm	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Flows	kg/hr	67333.75	67333.75	44444.33	44444.33	3833.34	359.23	3474.11	11871.92	362.81	11509.10
Mole Flows	kmol/hr	3085.29	3085.29	1885.56	1885.56	142.12	19.94	122.18	414.76	20.14	394.62
Mass Density	kg/m ³	68.83	68.83	841.27	841.27	1.01	976.12	5.00	1.13	976.13	1.28
Molar Vapor Fraction		0.01	0.01	0.00	0.00	0.99	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Utility		Steam		Refrigeration		Refrigeration			Refrigeration		

ตารางที่ 8.2 คุณสมบัติของอุปกรณ์ Vessel, Vertical

Equipment name		V-205			V-213			V-307		
Type		Vessel, Vertical			Vessel, Vertical			Vessel, Vertical		
Liquid volume	m ³	2.40			2.40			2.40		
Vessel diameter	meter	0.91			0.91			0.91		
Vessel tangent to tangent height	meter	3.66			3.66			3.66		
Design gauge pressure	atm	3.40			3.40			3.40		
Design temperature	C	121.11			121.11			121.11		
Materials of Construction		SS			SS			SS		
Net duty	kW	0.00			-47.23			-5253.22		
Stream		Inlet	Outlet	Outlet	Inlet	Outlet	Outlet	Inlet	Outlet	Outlet
Stream name		35	36	37	49	50	52	75	76	77
Temperature	C	43.80	0.00	0.00	25.35	10.00	10.00	169.77	0.00	0.00
Pressure	atm	1.97	1.00	1.00	2.96	3.00	3.00	0.65	1.00	1.00
Mass Flows	kg/hr	1287.71	44.42	1243.29	8392.53	8368.42	24.11	14349.25	6006.04	8343.21
Mole Flows	kmol/hr	65.44	2.46	62.97	192.04	190.71	1.33	523.49	333.38	190.11
Mass Density	kg/m ³	1.50	999.68	0.88	5.37	5.77	998.89	0.49	1016.80	1.97
Molar Vapor Fraction		1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00

ตารางที่ 8.3 คุณสมบัติของอุปกรณ์หอ MDEA Absorber และ Water Scrubber

Multi-diameter tower		T-204		T-212	
Diameter Bottom section	meter	2.44		1.37	
Bottom tangent to tangent height	meter	22.86		24.69	
Design pressure Bottom	atm	3.40		3.40	
Design temperature Bottom	C	121.11		121.11	
Materials of Construction		SS		SS	
Bottom Packing material Section1		M107YB		M107YB	
Packing height Bottom Section1	meter	20.12		0.46	
Calculated molar reflux ratio		24.03		M107YB	
Condenser / top stage heat duty	KW	0.00		20.12	
Reboiler heat duty	KW	0.00		1.00	
Stream		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Stream name		34	33	46	49
Temperature	C	43.80	43.80	90.00	25.35
Pressure	atm	1.97	1.97	3.00	2.96
Mass Flows	kg/hr	5150.82	6438.53	8467.38	8392.53
Mole Flows	kmol/hr	261.75	327.19	192.98	192.04
Mass Density	kg/m ³	1.50	1.50	4.46	5.37
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00
Stream		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Stream name		32	38	47	53
Temperature	C	43.00	58.28	25.00	29.55
Pressure	atm	3.00	1.98	1.00	2.97
Mass Flows	kg/hr	179798.62	188343.30	25000.00	25074.85
Mole Flows	kmol/hr	7862.46	7856.60	1387.71	1388.64
Mass Density	kg/m ³	1012.60	1045.88	997.17	993.65
Molar Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	0.00
L/D		9.375		18	

ตารางที่ 8.4 คุณสมบัติของอุปกรณ์หอ MDEA Stripper และ Water Stripper

Multi-diameter tower		T-208		T-217	
Diameter Bottom section	meter	2.44		1.22	
Bottom tangent to tangent height	meter	5.79		5.79	
Design pressure Bottom	atm	3.40		6.65	
Design temperature Bottom	C	162.82		179.77	
Materials of Construction		SS		SS	
Bottom Packing material Section1		M107YB		M107YB	
Packing height Bottom Section1	meter	3.05		3.05	
Calculated molar reflux ratio		1.00		0.00	
Condenser / top stage heat duty	kW	-2905.62		0.00	
Reboiler heat duty	kW	13684.25		7.23	
Condenser		T-208 Condenser		T-208 Condenser	
Heat transfer area	sqm	61.20		61.20	
Tube design pressure	atm	3.40		3.40	
Tube design temperature	C	137.87		137.87	
Shell design pressure	atm	3.40		3.40	
Shell design temperature	C	137.87		137.87	
Tube length extended	meter	6.10		6.10	
Tube pitch	meter	0.03		0.03	
Reboiler		T-208 Reboiler		T-208 Reboiler	
Heat transfer area	sqm	423.99		423.99	
Tube design pressure	atm	8.51		8.51	
Tube design temperature	C	192.11		192.11	
Shell design pressure	atm	5.67		5.67	
Shell design temperature	C	162.82		162.82	
Tube length extended	meter	6.10		6.10	
Tube pitch	meter	0.03		0.03	
Stream		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Stream name		40	41	55	56
Temperature	C	90.00	5.00	90.00	5.00
Pressure	atm	3.00	2.96	6.00	4.93
Mass Flows	kg/hr	188343.30	8467.38	25074.85	62.13
Mole Flows	kmol/hr	7890.99	192.98	1388.64	1.41
Mass Density	kg/m ³	319.85	5.80	854.64	9.81
Molar Vapor Fraction		0.01	1.00	0.00	1.00
L/D		2.375		4.75	

ตารางที่ 8.5 คุณสมบัติของอุปกรณ์ Heat exchanger, U-tube (both shell and tube) Shell - SS/Tube - SS

Heater		E-203	E-207	E-209	E-210	E-216	E-219
Heat transfer area	sqm	35.73	77.35	1675.73	11.41	21.90	196.79
Tube design pressure	atm	8.51	8.51	5.10	8.51	8.51	5.10
Tube design temperature	C	192.11	192.11	162.66	192.11	192.11	145.24
Shell design pressure	atm	5.67	5.67	3.40	5.67	7.70	3.40
Shell design temperature	C	121.11	121.11	162.66	121.11	121.11	145.24
Tube length extended	meter	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
Net duty	kW	3345.84	7567.44	-20921.75	176.10	1761.51	-2695.24
Inlet stream name		31	39	44	41	54	62
Temperature	C	25.05	57.96	134.88	5.00	29.68	117.46
Pressure	atm	3.00	3.00	2.96	2.96	6.00	3.00
Mass Flows	kg/hr	179798.62	188343.30	179875.92	8467.38	25074.85	25000.00
Mole Flows	kmol/hr	7862.46	7856.58	7854.10	192.98	1388.64	1387.70
Mass Density	kg/m ³	1020.32	1046.18	855.88	5.80	993.71	944.91
Molar Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00
Outlet stream name		32	40	45	46	55	63
Temperature	C	43.00	90.00	25.00	90.00	90.00	25.00
Pressure	atm	3.00	3.00	3.00	3.00	6.00	3.00
Mass Flows	kg/hr	179798.62	188343.30	179875.92	8467.38	25074.85	25000.00
Mole Flows	kmol/hr	7862.46	7890.99	7854.09	192.98	1388.64	1387.70
Mass Density	kg/m ³	1012.60	319.85	1021.26	4.46	854.64	997.25
Molar Vapor Fraction		0.00	0.01	0.00	1.00	0.00	0.00
Utility		Steam	Steam	Refrigeration	Electricity	Steam	Refrigeration

Heater		E-401	E-403	E-405	E-407	E-409	E-411	E-413
Heat transfer area	sqm	1.71	0.90	4.88	2.16	1.89	0.67	1.42
Tube design pressure	atm	8.51	8.51	5.10	7.72	20.70	56.66	168.58
Tube design temperature	C	192.11	192.11	225.30	186.04	210.72	228.64	255.26
Shell design pressure	atm	5.67	5.67	5.66	11.58	31.05	84.99	252.86
Shell design temperature	C	127.78	121.11	225.30	186.04	210.72	228.64	255.26
Tube length extended	meter	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
Net duty	kW	38.76	31.47	-98.82	-62.83	-76.78	-81.77	-89.21
Inlet stream name		64	37	84	86	88	90	92
Temperature	C	43.78	0.00	197.52	158.26	182.94	200.87	227.48
Pressure	atm	1.97	1.00	3.96	9.88	27.65	80.94	240.82
Mass Flows	kg/hr	1287.71	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29
Mole Flows	kmol/hr	65.44	62.97	62.97	62.97	62.97	62.97	62.97
Mass Density	kg/cum	1.50	0.88	2.03	5.53	14.65	41.12	109.88
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Outlet stream name		65	83	85	87	89	91	93
Temperature	C	100.00	50.00	60.00	70.00	80.00	100.00	130.00
Pressure	atm	2.00	1.00	3.96	9.88	27.65	80.94	240.82
Mass Flows	kg/hr	1287.71	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29
Mole Flows	kmol/hr	65.44	62.97	62.97	62.97	62.97	62.97	62.97
Mass Density	kg/cum	1.29	0.75	2.88	7.01	19.38	55.00	144.70
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Utility		Electricity	Electricity	Cooling water	Cooling water	Cooling water	Cooling water	Cooling water

ตารางที่ 8.6 คุณสมบัติของอุปกรณ์ Heat exchanger

Heat exchanger		E-203	
Type		Heat exchanger, U-tube (both shell and tube)	
Heat transfer area	sqm	25.41	
Required exchanger area	sqm	25.41	
Tube design pressure	atm	7.64	
Tube design temperature	C	2417.51	
Shell design pressure	atm	5.09	
Shell design temperature	C	2417.51	
Tube length extended	meter	6.10	
Tube pitch	meter	0.03	
Materials of Construction		Shell - SS/Tube - SS	
LMTD (Corrected)	K	771.65	
Heat duty	kW	16669.04	
Average U (Dirty)	kW/sqm-K	0.85	
Hot Stream			
Stream name		74	75
Temperature	C	2389.73	169.77
Pressure	atm	0.65	0.65
Mass Flows	kg/hr	14349.25	14349.25
Mole Flows	kmol/hr	523.49	523.49
Mass Density	kg/m ³	0.08	0.49
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00
Cool Stream			
Stream name		81	82
Temperature	C	25.01	159.78
Pressure	atm	5.93	5.93
Mass Flows	kg/hr	25000.00	25000.00
Mole Flows	kmol/hr	1387.71	1387.71
Mass Density	kg/m ³	993.02	3.79
Molar Vapor Fraction		0.00	0.82

ตารางที่ 8.7 คุณสมบัติของอุปกรณ์ Turbine

Turbine		C-304	C-305	C-402
Type		Combustion Turbine - Electric Generator	Combustion Turbine - Electric Generator	Turbine, Axial
Design pressure Inlet	atm	6.00	1.98	2.00
Design pressure Outlet	atm	1.98	0.65	1.25
Design temperature Inlet	C	3000.00	2696.96	100.00
Materials of Construction		SS	SS	SS
Net work required	kW	-2864.13	-2534.23	-18.20
Isentropic efficiency	fraction	0.70	0.76	0.72
Inlet Stream				
Stream name		72	73	65
Temperature	C	3000.00	2696.96	100.00
Pressure	atm	6.00	1.98	2.00
Mass Flows	kg/hr	14349.25	14349.25	1287.71
Mole Flows	kmol/hr	523.49	523.49	65.44
Mass Density	kg/m ³	0.61	0.22	1.29
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00
Outlet Stream				
Stream name		73	74	66
Temperature	C	2696.96	2389.73	73.86
Pressure	atm	1.98	0.65	1.25
Mass Flows	kg/hr	14349.25	14349.25	1287.71
Mole Flows	kmol/hr	523.49	523.49	65.44
Mass Density	kg/m ³	0.22	0.08	0.86
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00

ตารางที่ 8.8 คุณสมบัติของอุปกรณ์ Pump, Centrifugal

Pump		P-206	P-211	P-215	P-218	P-202	P-309	P-310
Liquid flow rate	cum/sec	0.06	0.01	0.00	0.01	0.05	0.01	0.01
Fluid head	meter	10.06	20.76	62.08	21.86	20.27	20.84	30.58
Design pressure	atm	3.40	3.40	7.70	3.40	3.40	3.40	7.64
Design temperature	C	121.11	121.11	121.11	145.24	121.11	121.11	121.11
Shaft power	kW	6.85	2.57	3.93	88.72	13.2	2.58	3.79
Pump efficiency	fraction	0.75	0.55	0.55	0.86	0.75	0.55	0.55
NPSH available	J/kg	0.00	98.44	0.00	-71.31	96.53	99.43	303.50
Materials of Construction		SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS
Inlet stream name		38	47	53	59	30	79	80
Temperature	C	58.28	25.00	29.55	114.82	25.00	25.00	25.02
Pressure	atm	1.98	1.00	2.97	1.00	1.00	1.00	3.00
Mass Flows	kg/hr	188343.30	25000.00	25074.85	28521.17	179798.62	25000.00	25000.00
Mole Flows	kmol/hr	7856.60	1387.71	1388.64	1583.16	7862.46	1387.71	1387.71
Mass Density	kg/m ³	1045.88	997.17	993.65	946.94	1020.26	993.03	993.01
Molar Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Outlet stream name		39	48	54	60	31	80	81
Temperature	C	57.96	25.09	29.68	117.46	25.05	25.02	25.01
Pressure	atm	3.00	3.00	6.00	3.00	3.00	3.00	5.93
Mass Flows	kg/hr	188343.30	25000.00	25074.85	28521.17	179798.62	25000.00	25000.00
Mole Flows	kmol/hr	7856.58	1387.71	1388.64	1583.16	7862.46	1387.71	1387.71
Mass Density	kg/m ³	1046.18	997.24	993.71	944.91	1020.32	993.01	993.02
Molar Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

ตารางที่ 8.9 คุณสมบัติของอุปกรณ์ Compressor, Centrifugal

Compressor		C-201	C-214	C-302	C-301	C-308
Design pressure Inlet	atm	1.00	3.00	1.97	1.00	1.00
Design pressure Outlet	atm	2.00	8.51	5.92	2.00	3.00
Design temperature Inlet	C	5.00	10.00	83.46	25.00	0.00
Design temperature Outlet	C	70.48	110.06	236.69	113.97	102.83
Isentropic outlet temperature	C	52.83	84.57	192.84	89.34	75.74
Materials of Construction		SS	SS	SS	SS	SS
Isentropic power requirement	kW	248.47	143.74	543.37	171.61	148.16
Net work required	kW	345.09	199.64	776.24	238.34	205.78
Efficiency (polytropic / isentropic) used		0.72	0.72	0.70	0.72	0.72
Inlet stream name		28	50	70	68	77
Temperature	C	5.00	10.00	83.46	25.00	0.00
Pressure	atm	1.00	3.00	1.97	1.00	1.00
Mass Flows	kg/hr	14983.22	8368.42	14349.25	10424.00	8343.21
Mole Flows	kmol/hr	516.80	190.71	523.49	325.76	190.11
Mass Density	kg/m ³	1.28	5.77	1.85	1.31	1.97
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Outlet stream name		29	51	71	69	78
Temperature	C	70.48	110.06	236.69	113.97	102.83
Pressure	atm	2.00	8.51	5.92	2.00	3.00
Mass Flows	kg/hr	14983.22	8368.42	14349.25	10424.00	8343.21
Mole Flows	kmol/hr	516.80	190.71	523.49	325.76	190.11
Mass Density	kg/m ³	2.06	12.08	3.88	2.02	4.30
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00

Compressor		C-404	C-406	C-408	C-410	C-412	C-414	C-201
Design pressure Inlet	atm	1.00	3.96	9.88	27.65	80.94	240.82	1.00
Design pressure Outlet	atm	3.96	9.88	27.65	80.94	240.82	247.73	2.00
Design temperature Inlet	C	50.00	60.00	70.00	80.00	100.00	130.00	5.00
Design temperature Outlet	C	197.52	158.26	182.94	200.87	227.48	133.21	70.48
Isentropic outlet temperature	C	159.24	132.56	154.40	172.33	199.25	132.49	52.83
Materials of Construction		SS	SS	SS	SS	SS	SS	SS
Isentropic power requirement	kW	75.23	48.87	56.94	60.86	66.03	1.67	248.47
Net work required	kW	104.49	67.87	79.08	84.53	91.71	2.32	345.09
Efficiency (polytropic / isentropic) used		0.72	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72
Inlet stream name		83	85	87	89	91	93	28
Temperature	C	50.00	60.00	70.00	80.00	100.00	130.00	5.00
Pressure	atm	1.00	3.96	9.88	27.65	80.94	240.82	1.00
Mass Flows	kg/hr	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	14983.22
Mole Flows	kmol/hr	62.97	62.97	62.97	62.97	62.97	62.97	516.80
Mass Density	kg/ m ³	0.75	2.88	7.01	19.38	55.00	144.70	1.28
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Outlet stream name		84	86	88	90	92	94	29
Temperature	C	197.52	158.26	182.94	200.87	227.48	133.21	70.48
Pressure	atm	3.96	9.88	27.65	80.94	240.82	247.73	2.00
Mass Flows	kg/hr	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	1243.29	14983.22
Mole Flows	kmol/hr	62.97	62.97	62.97	62.97	62.97	62.97	516.80
Mass Density	kg/ m ³	2.03	5.53	14.65	41.12	109.88	146.75	2.06
Molar Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00

9. การวิเคราะห์ต้นทุนการลงทุน (Investment cost summary)

การวิเคราะห์ต้นทุนการลงทุน จะใช้การตั้งสมมติฐานจาก 2 แหล่งอ้างอิง ได้แก่

9.1 การประมาณต้นทุนการลงทุนที่อาศัยการตั้งสมมติฐานและหลักการ โดยอ้างอิงจากหลักการ หนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition บทที่ 7 และ Appendix. A [46]

9.2 การประมาณต้นทุนการลงทุนที่อาศัยการตั้งสมมติฐานและหลักการ โดยอ้างอิงจากหลักการ รายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol, National Renewable Energy Laboratory (NREL) [47]

โดยตัวอย่างผลการคำนวณตามหลักการ 10.1 และ 10.2 จะแสดงสรุปการวิเคราะห์ต้นทุนการลงทุน (Capital investment) ของกรณีพื้นฐานใน Appendix E.2

9.1 การวิเคราะห์ต้นทุนการลงทุน โดยอาศัยหลักการการประมาณต้นทุนการลงทุนอ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition

ราคาต้นทุนการลงทุนทั้งหมด (Total capital investment, TCI) จะประกอบด้วย เงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment, FCI) และ เงินทุนหมุนเวียน (Working capital, WC) คิดเป็น 17.5% ของเงินลงทุนเริ่มต้น ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสมการที่ (9.1) - (9.3) เริ่มต้นจากการประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคาอ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition โดยเงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment) ประมาณค่ารวมต้นทุนสำหรับ Total module cost (C_{TM}) และสิ่งอำนวยความสะดวกเสริม (Auxilliary facilities cost, C_M)

Total module cost (C_{TM}) ประกอบด้วย Total bare module cost (C_{BM}), ค่าธรรมเนียมและเงินสำรองฉุกเฉินหากเกิดเหตุการณ์ที่ไม่คาดคิดและทำให้การดำเนินการกระบวนการของโรงงานไม่สามารถดำเนินได้ เป็นปกติ

สิ่งอำนวยความสะดวกเสริม (Auxilliary facilities cost, C_M) ประกอบด้วย ระบบสาธารณูปโภคและสิ่งอำนวยความสะดวกภายนอก เช่น ถังเก็บวัตถุดิบ ถังเก็บผลิตภัณฑ์ ระบบการผลิตสาธารณูปโภคสำหรับน้ำหล่อเย็น สารหล่อเย็น ไอน้ำ ระบบปรับปรุงสิ่งแวดล้อมส่วนกลางสำหรับระบบบำบัดของเสีย ระบบเผาไหม้ และระบบป้องกันอัคคีภัย การปรับปรุงและพัฒนาพื้นที่ สำหรับ ถนน ทางเดิน ที่จอดรถ การติดตั้งระบบไฟฟ้า ระบบน้ำดีและระบบน้ำเสีย การก่อสร้างตึกเสริม ตึกสำนักงาน โรงซ่อมแซม ห้องควบคุมและโกดัง [46]

$$C_{TM} = 1.18 \sum_{1.18}^n C_{BM,i} \quad (9.1)$$

$$C_{GR} = C_{TM} + 0.05 \sum_{1.18}^n C_{BM,i}^o \quad (9.2)$$

$$TCI = FCI + WC \quad (9.3)$$

การประมาณต้นทุนการลงทุนจะเริ่มต้นจากการวิเคราะห์ต้นทุนในการซื้ออุปกรณ์จากสมรรถนะของอุปกรณ์ในกระบวนการเคมีที่ถูกตั้งสมมติฐานสมรรถนะของอุปกรณ์ที่พึงควรมี หรือ ทราบคุณสมบัติโดย

ละเอียดจากโปรแกรม Aspen Plus V.11 จาก AspenTech และทำงานในช่วงขอบเขตสมรรถนะของอุปกรณ์ที่กำหนด ดังจะกล่าวต่อไปในส่วนสรุปราคาอุปกรณ์ (Equipment cost summary)

9.2 การวิเคราะห์ต้นทุนการลงทุน โดยอาศัยหลักการการประมาณต้นทุนการลงทุนอ้างอิงจากรายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol

ต้นทุนการลงทุนทั้งหมด (Total capital investment, TCI) ประกอบด้วย ต้นทุนการลงทุนเริ่มต้น รวมกับเงินหมุนเวียน คิดเป็น 0.89 ของต้นทุนการลงทุนเริ่มต้น ซึ่งต้นทุนการลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment, FCI) จะประกอบด้วยต้นทุนการลงทุนทางตรงและทางอ้อม (Total direct cost and indirect cost) รวมกับเงินสำรองฉุกเฉิน คิดเป็น 0.2 ของต้นทุนการลงทุนทางตรงและทางอ้อมโดยรวม

ต้นทุนการลงทุนทางตรง (Direct cost) ได้แก่ ต้นทุนการลงทุนอุปกรณ์ โกดังที่คิดเป็น 0.015 เท่าของราคาอุปกรณ์ที่ติดตั้งเรียบร้อยแล้ว และ ค่าใช้จ่ายในการปรับปรุงพื้นที่ คิดเป็น 0.09 เท่าของราคาอุปกรณ์ที่ติดตั้งเรียบร้อยแล้ว

ต้นทุนการลงทุนทางอ้อม (Indirect cost) ได้แก่ ค่าวิศวกรและผู้เชี่ยวชาญ คิดเป็น 0.32 ของราคาอุปกรณ์ ค่าใช้จ่ายสำหรับการก่อสร้าง คิดเป็น 0.34 ของราคาอุปกรณ์ และค่าธรรมเนียมทางกฎหมายและผู้รับเหมา คิดเป็น 0.89 ของราคาอุปกรณ์ [47]

การประมาณต้นทุนการลงทุนจะเริ่มต้นจากการประมาณราคาของอุปกรณ์ทั่วไปในกระบวนการเคมี ได้แก่ Storage Tank, Storage Tank Agitator, Anaerobic digester, Plant Air Compressor, MDEA stripper tower reflux pump, Water stripper tower reflux pump, Synthesis Gas Compressor, Water intercooler และ Air separator unit โดยการใช้ข้อมูลอัตราการไหลขาเข้าของอุปกรณ์ที่ต้องการเทียบกับอัตราการไหลขาเข้าของอุปกรณ์เดิมจากข้อมูลอ้างอิงและ Combustion Turbine - Electric Generator โดยใช้ข้อมูลกำลังไฟฟ้าที่อุปกรณ์ผลิตได้เทียบกับกำลังไฟฟ้าที่อุปกรณ์เดิมจากข้อมูลอ้างอิงผลิตได้ ดังจะกล่าวต่อไปในส่วนสรุปราคาอุปกรณ์ (Equipment cost summary)

นอกจากนี้การจัดตั้งโรงงานจะต้องจัดซื้อที่ดิน โดยพื้นที่ที่ดินที่โครงการจำเป็นต้องใช้สำหรับดำเนินกระบวนการผลิตจะได้จากการออกแบบแผนผังโรงงาน ดังที่แสดงข้างต้นในการออกแบบแผนผังโรงงาน (Preliminary Plot Plan) โดยจากการออกแบบจะสรุปได้ว่าพื้นที่ที่ดินและต้นทุนการลงทุนซื้อที่ดินในแต่ละกรณีจะเป็นไปตามตารางที่ 9.1

ตารางที่ 9.1 สรุปต้นทุนการลงทุนซื้อที่ดินในแต่ละกรณี เมื่อราคาที่ดินไร่ละ 200000 บาท

Scenario	Base case	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3
Area (Rai)	29.07	25.45	26.34	26.34
Cost (THB)	5,813,022.95	5,089,538.66	5,268,288.66	5,268,288.66

จากการออกแบบกระบวนการเคมี การรวบรวมข้อมูลรายการอุปกรณ์ พื้นที่ที่ดินต้องใช้ดำเนินโครงการนำไปสู่การวิเคราะห์ราคาอุปกรณ์ ต้นทุนการลงทุนทั้งหมด การรวบรวมข้อมูลปริมาณวัตถุดิบ ปริมาณการผลิตผลิตภัณฑ์ ปริมาณของเสีย ความต้องการคนงานในการดำเนินการกระบวนการ ทำให้ได้การประมาณต้นทุนการผลิต และรายรับที่ได้จากการขายผลิตภัณฑ์ทั้งหมดที่ผลิตได้ จะสามารถสรุปในแต่ละกรณีได้ดังที่จะกล่าวในตารางสรุปผลการดำเนินโครงการในแต่ละกรณี โดยต้นทุนการลงทุน (Investment

cost summary) ต้นทุนในการผลิต (Operating cost summary) ปริมาณการผลิต รายรับและข้อมูลวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ในแต่ละกรณีจะแสดงในตารางสรุปผลกรณีพื้นฐาน กรณีศึกษาที่ 1-3 ตามลำดับ

ทั้งนี้การคำนวณต้นทุนการลงทุนอุปกรณ์ ต้นทุนการผลิต รายรับของกรณีพื้นฐานจะแสดงใน Appendix.. E.1, E.3, E.4 ตามลำดับ

จากกรณีพื้นฐานจะต้องใช้ต้นทุนสำหรับวัตถุดิบมากกว่ากรณีศึกษาที่ 1-3 เนื่องจากจะต้องลงทุนซื้อแก๊สออกซิเจนสำหรับการเผาไหม้ในกระบวนการ Combined heat and power unit และ แก๊สไนโตรเจนสำหรับไล่แก๊สออกซิเจนสำหรับการเผาไหม้พลาสติกในกระบวนการ Pyrolysis แต่อย่างไรก็ตามในกรณีศึกษาที่ 1 และ 2 เมื่อเพิ่มกระบวนการผลิต Air separation unit ส่งผลให้ต้องใช้ไฟฟ้าในการดำเนินกระบวนการผลิตเพิ่มขึ้น ถึงแม้ได้มีการปรับปรุงกระบวนการ Combined heat and power unit เพื่อให้ผลิตกระแสไฟฟ้าภายในโรงงานเพิ่มขึ้น แต่ยังคงทำให้ไฟฟ้าที่ขายสู่ชุมชนมีปริมาณลดลง ในขณะที่ต้องใช้สารหล่อเย็นเพิ่มขึ้นเพื่อลดอุณหภูมิของแก๊สที่ถูกอัดจนร้อนอีกด้วย ทำให้ต้นทุนสาธารณูปโภคเพิ่มขึ้น และการเพิ่ม Air separation unit ทำให้เพิ่มต้นทุนค่าแรงคนงานที่ใช้ในการดำเนินกระบวนการอีกด้วย

การศึกษากรณีศึกษาที่ 3 เมื่อทำ Heat integration ส่งผลให้ต้นทุนสาธารณูปโภคลดลง และกระแสเงินที่จะเกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี จะนำไปสู่การพิจารณาในเชิงเศรษฐศาสตร์ซึ่งจะเป็นส่วนหนึ่งในการประกอบการตัดสินใจความเหมาะสมของการลงทุนในแต่ละกรณี ดังที่จะกล่าวในส่วนการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ (Economic analysis) การวิเคราะห์ผลกำไร (Profit analysis) และการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของโครงการ (Sensitivity analysis) กรณีศึกษาที่ 3 กรณีเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจาก Base case และแบ่งขาย CO₂ สำหรับการผลิตวัสดุก่อสร้างด้วยอัตราส่วน 0.15 ของ CO₂ ที่ผลิตได้ เมื่อทำ Heat integration เป็นกรณีศึกษาที่มีความน่าสนใจในการลงทุนมากขึ้นเมื่อเทียบกับกรณีศึกษาที่ 2

ทั้งนี้สำหรับกรณีศึกษาที่ 1-3 จำเป็นที่จะต้องลงทุนเพิ่มหน่วย Air separation unit ที่ส่งผลต่อต้นทุนการลงทุนทั้งหมด และสำหรับกรณีที่ 3 เมื่อทำ Heat integration ส่งผลให้ต้องเพิ่มจำนวน Heat exchanger สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสกระบวนการมากขึ้น

กรณีพื้นฐาน

Production		Investment cost summary	
Gas fuel production	9,271.48 ton/year	Land cost	
CBG production	8,918.39 ton/year	Area	29.07 Rai
Overall electricity production	1,900.96 MWh in a month	Total land cost	5,813,022.95 THB
Fertilizer production	139,649.52 ton/yr	Installed equipment cost (THB)	
Pure carbon dioxide gas production	120,323.75 ton/yr	Pretreatment	1,243,563,572.07
P-oil production	21,551.19 ton/yr	Anaerobic Digestion	194,421,410.61
Hot gas from pyrolysis	7,294.25 ton/yr	Biogas Cleaning	401,387,796.68
Operating cost summary (THB/yr)		Combined Heat and Power Unit	1,480,179,302.31
Cassava waste	24,000,000.00	Biogas Upgrading	452,977,890.98
Food waste	8,814,600.00	Pyrolysis unit	319,372,448.28
Mixed plastic waste	3,315,568.48	Wastewater treatment	605,175.89
Water	5,179,856.97	Total installed equipment cost	4,092,507,596.81
MDEA	81,168,960.11	The sum of fixed capital investment minus the cost of land	7,182,653,621.46
Oxygen gas	322,234,826.97	The sum of working capital	1,213,958,689.84
Nitrogen gas	494,096.36	Total capital investment	8,396,612,311.30
Compressed air	141,170.30	Revenue	3,387,786,370.15 THB/yr
Zinc losses	33,704,586.97	Gross profit with depreciation	743,498,368.20 THB/yr
Total raw material cost	479,053,666.17	Gross profit without depreciation	743,498,368.20 THB/yr
Steam	2,455,384.30	Net profit	594,798,694.56 THB/yr
Cooling water	460.96	Net present value	2599.67 MTHB
Refrigeration	1,000,183.95	Discounted value of land	186.26 MTHB
Total utility	3,456,029.21	+ working capital	
Waste water treatment	11,123.51	Discounted payback period	10.40 years
Ash	20,545,472.12	Internal Rate of Return (After-Tax)	14%
Total waste treatment	20,556,595.63		
Total operating Labor	5,265,000.00		
The cost of manufacturing	2,644,288,001.95		
The cost of manufacturing without depreciation	1,926,022,639.81		

กรณีศึกษาที่ 1

กรณีศึกษาการเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจากกรณีพื้นฐาน

Production		Investment cost summary	
Gas fuel production	9,271.48 ton/year	Land cost	
CBG production	8,918.39 ton/year	Area	25.45 Rai
Overall electricity production	970.38 MWh in a month	Total land cost	5089538.66 THB
Fertilizer production	139,649.52 ton/yr	Installed equipment cost (THB)	
Pure carbon dioxide gas	120,323.75 ton/yr	Pretreatment	1,243,563,572.07
P-oil production	21,551.19 ton/yr	Anaerobic Digestion	194,421,410.61
Hot gas from pyrolysis	7,294.25 ton/yr	Biogas Cleaning	401,387,796.68
Operating cost summary (THB/yr)		Combined Heat and Power Unit	1,526,097,187.14
Cassava waste	24,000,000.00	Biogas Upgrading	452,977,890.98
Food waste	8,814,600.00	Pyrolysis unit	319,372,448.28
Mixed plastic waste	3,315,568.48	Wastewater treatment	605,175.89
Water	5,179,856.97	Air-separation unit	481,969,224.34
MDEA	81,168,960.11	Total installed equipment cost	4,620,394,705.98
Oxygen gas	-	The sum of fixed capital investment minus the cost of land	8,231,503,104.70
Nitrogen gas	-	The sum of working capital	1,371,147,644.23
Compressed air	141,170.30	Total capital investment	9,602,650,748.93
Zinc losses	33,704,586.97	Revenue	3,337,534,655.91 THB/yr
Total raw material cost	156,324,742.84	Gross profit with depreciation	794,355,395.24 THB/yr
Steam	2,455,384.30	Gross profit without depreciation	1,617,505,705.71 THB/yr
Cooling water	460.96	Net profit	635,484,316.19 THB/yr
Refrigeration	1,493,949.27	Net present value	2584.67 MTHB
Total utility	3,921,825.23	Discounted value of land + working capital	208.90 MTHB
Waste water treatment	11,123.51	Discounted payback period	11.06 years
Ash	20,545,472.12	Internal Rate of Return (After-Tax)	14%
Total waste treatment	20,556,595.63		
Total operating Labor	5,850,000.00		
The cost of manufacturing	2,543,179,260.67		
The cost of manufacturing without depreciation	1,720,028,950.20		

กรณีศึกษาที่ 2

กรณีเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจากกรณีพื้นฐานและแบ่งขาย CO₂ gas สำหรับการผลิตวัสดุก่อสร้างด้วยอัตราส่วน 0.15 ของ CO₂ ที่ผลิตได้

Production		Investment cost summary	
Gas fuel production	9,271.48 ton/year	Land cost	
CBG production	8,918.39 ton/year	Area	26.34 Rai
Overall electricity production	970.38 MWh in a month	Total land cost	5268288.66 THB
Fertilizer production	139,649.52 ton/yr	Installed equipment cost (THB)	
Pure carbon dioxide gas	102,275.18 ton/yr	Pretreatment	1,243,563,572.07
Concrete building materials	18,048.56 ton/yr	Anaerobic Digestion	194,421,410.61
P-oil production	21,551.19 ton/yr	Biogas Cleaning	401,387,796.68
Hot gas from pyrolysis	7,294.25 ton/yr	Combined Heat and Power Unit	1,526,097,187.14
Operating cost summary (THB/yr)		Biogas Upgrading	452,977,890.98
Cassava waste	24,000,000.00	Pyrolysis unit	319,372,448.28
Food waste	8,814,600.00	Wastewater treatment	605,175.89
Mixed plastic waste	3,315,568.48	Air-separation unit	481,969,224.34
Water	5,179,856.97	Total installed equipment cost	4,092,507,596.81
MDEA	81,168,960.11	The sum of fixed capital investment minus the cost of land	8,231,503,104.70
Oxygen gas	-	The sum of working capital	1,371,147,644.23
Nitrogen gas	-	Total capital investment	9,602,650,748.93
Compressed air	141,170.30	Revenue	2,982,981,491.06 THB/yr
Zinc losses	33,704,586.97	Gross profit with depreciation	439,802,230.39 THB/yr
Total raw material cost	156,324,742.84	Gross profit without depreciation	1,262,952,540.86 THB/yr
Steam	2,455,384.30	Net profit	351,841,784.32 THB/yr
Cooling water	460.96	Net present value	46.63 MTHB
Refrigeration	1,493,949.27	Discounted value of land + working capital	209.08 MTHB
Total utility	3,921,825.23	Discounted payback period	19.28 years
Waste water treatment	11,123.51	Internal Rate of Return (After-Tax)	10%
Ash	20,545,472.12		
Total waste treatment	20,556,595.63		
Total operating Labor	5,850,000.00		
The cost of manufacturing	2,543,005,621.19		
The cost of manufacturing without depreciation	1,720,028,950.20		

กรณีศึกษาที่ 3

กรณีเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจาก Base case และแบ่งขาย CO₂ สำหรับการผลิตวัสดุก่อสร้างด้วย อัตราส่วน 0.15 ของ CO₂ ที่ผลิตได้ เมื่อทำ Heat integration

Production		Investment cost summary	
Gas fuel production	9,271.48 ton/year	Land cost	
CBG production	8,918.39 ton/year	Area	26.34 Rai
Overall electricity production	970.38 MWh in a month	Total land cost	5268288.66 THB
Fertilizer production	139,649.52 ton/yr	Installed equipment cost (THB)	
Pure carbon dioxide gas	102,275.18 ton/yr	Pretreatment	1,243,563,572.07
Concrete building materials	18,048.56 ton/yr	Anaerobic Digestion	194,421,410.61
P-oil production	21,551.19 ton/yr	Biogas Cleaning	234,516,841.61
Hot gas from pyrolysis	7,294.25 ton/yr	Combined Heat and Power Unit	1,525,070,061.45
		Biogas Upgrading	452,365,927.82
		Pyrolysis unit	319,372,448.28
		Wastewater treatment	605,175.89
		Air-separation unit	481,969,224.34
		Heat exchanger unit	358,343,402.64
		Total installed equipment cost	4,810,228,064.72
		The sum of fixed capital investment minus the cost of land	8,506,254,674.30
		The sum of working capital	1,419,229,168.91
		Total capital investment	9,925,483,843.22
		Revenue	3,177,125,269.46 THB/yr
		Gross profit with depreciation	561,053,849.45 THB/yr
		Gross profit without depreciation	1,411,679,316.88 THB/yr
		Net profit	448,843,079.56 THB/yr
		Net present value	809.21 MTHB
		Discounted value of land + working capital	216.23 MTHB
		Discounted payback period	15.78 years
		Internal Rate of Return (After-Tax)	11%
Operating cost summary (THB/yr)			
Cassava waste	24,000,000.00		
Food waste	8,814,600.00		
Mixed plastic waste	3,315,568.48		
Water	5,179,856.97		
MDEA	81,168,960.11		
Oxygen gas	-		
Nitrogen gas	-		
Compressed air	141,170.30		
Zinc losses	33,704,586.97		
Total raw material cost	156,324,742.84		
Steam	-		
Cooling water	460.96		
Refrigeration	638,209.68		
Total utility	638,670.64		
Waste water treatment	11,123.51		
Ash	20,545,472.12		
Total waste treatment	20,556,595.63		
Total operating Labor	5,850,000.00		
The cost of manufacturing	2,616,071,420.01		
The cost of manufacturing without depreciation	1,765,445,952.58		

10. การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ (Economic analysis)

การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์จะเป็นอีกหนึ่งตัวช่วยสำหรับพิจารณาความเหมาะสมในกรณีต่าง ๆ โดยการวิเคราะห์กระแสเงินที่เกิดขึ้นในแต่ละปีในช่วงระยะเวลาโครงการที่สนใจ ในโครงการนี้การวิเคราะห์ผลกำไรจะพิจารณาจากระยะคืนทุน (Discounted payback period, DPBP) มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net present value, NPV) และผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ (Discounted cash flow rate of return, DCFROR) ทั้งนี้วิธีการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ (Economic analysis) และการวิเคราะห์ผลกำไร (Profit analysis) จะอ้างอิงจากหลักการวิเคราะห์จากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition บทที่ 9 และบทที่ 10 ตามลำดับ

10.1 การสมมติฐานสำหรับการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์วิศวกรรม

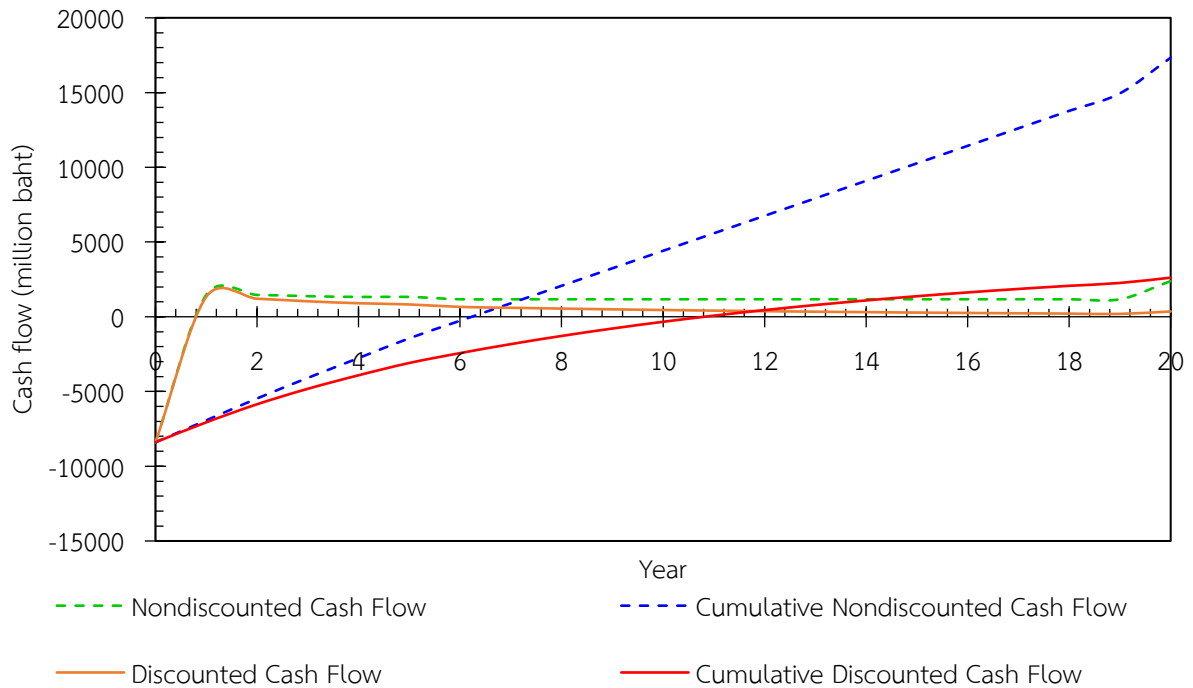
การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์วิศวกรรมในรายงานฉบับนี้ใช้การคำนวณอย่างง่าย โดยไม่คิดค่าเงินเฟ้อ (Inflation) และกำหนดให้กระแสเงินเข้าออกในช่วงเวลาจบปีใด ๆ และ โรงงานสามารถเริ่มต้นดำเนินกระบวนการผลิตได้ตั้งแต่จบปีที่ 0 และดำเนินโครงการ 20 ปี อัตราคิดลด (Discount rate, i) 10% กำหนดให้ค่าเสื่อมราคา (Depreciation, d_k) ในระยะเวลา 5 ปี ตั้งแต่ต้นปีที่ 1 โดยวิธี 5 MACRS [46] คิดอัตราภาษี (Taxation rate, t) 20 % [48] และมูลค่าที่คาดว่าจะขายสินทรัพย์ถาวรนั้นได้เมื่อหมดอายุการใช้งาน (Salvage value, S_a) เท่ากับราคาที่ดินที่ซื้อ ณ เวลาเริ่มต้นโครงการ

โดยตารางการคำนวณกระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาโครงการ 20 ปี ของกรณีพื้นฐานจะแสดงใน Appendix E.5

10.2 การพิจารณาการดำเนินโครงการเชิงเศรษฐศาสตร์และผลกำไร

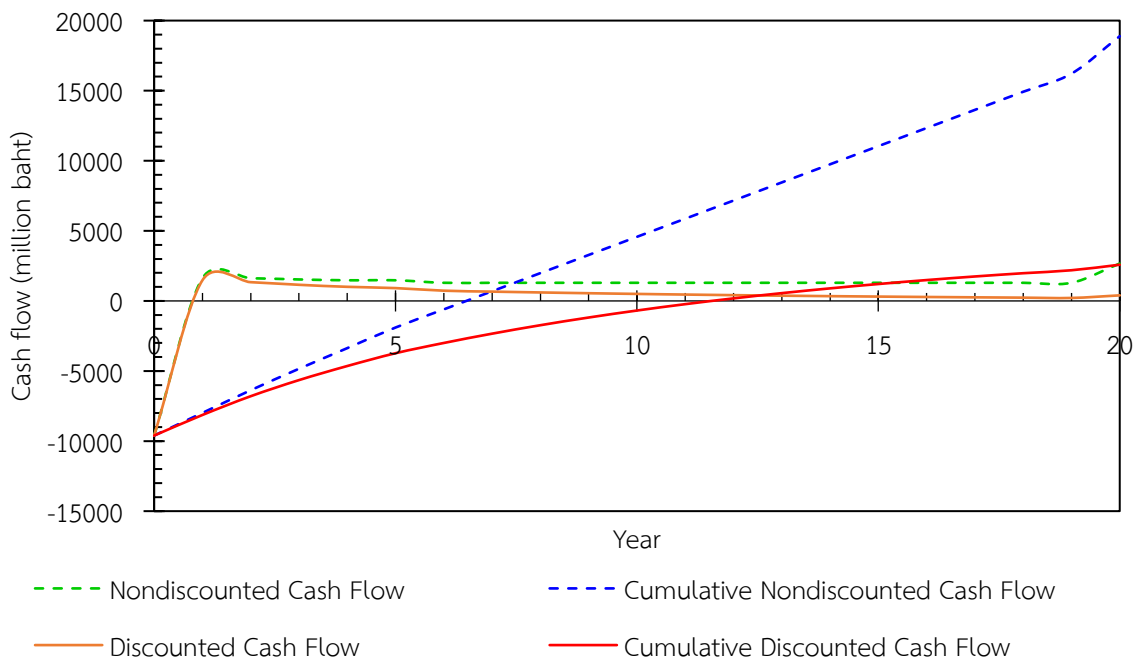
สำหรับการวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์และการวิเคราะห์ผลกำไรจะต้องพิจารณาลักษณะผลตอบแทนที่ได้รับด้วยหลายปัจจัยประกอบการตัดสินใจของนักลงทุน โดยการพิจารณามูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value, NPV) ในเชิงการลงทุนควรเลือกลงทุนที่ให้ผลตอบแทนมูลค่าปัจจุบันสุทธิที่เป็นบวกและมีค่าสูงสุด เพื่อให้ได้การลงทุนได้ประกอบการสูงสุด หรือนักลงทุนต้องการให้โครงการได้รับเงินลงทุนคืนในระยะเวลาสั้น มูลค่าของทรัพย์สินเท่ากับราคาที่ดินและเงินทุนหมุนเวียนโดยตั้งสมมติฐานว่าจะไม่เสื่อมราคาไปตามเวลา จึงควรเลือกโครงการที่มีระยะคืนทุน (Discounted Pay Back Period, DPBP) ต่ำ นอกจากนี้หากนักลงทุนต้องการผลกำไรตอบแทนสูง ในเชิงการลงทุนควรเลือกโครงการที่ให้ผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ (Discounted Cash Flow Rate of Return, DCFROR) สูง โดยผลการศึกษาระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี ของแต่ละกรณี จะแสดงดังรูปที่ (10.1) – (10.4)

รูปที่ 10.1 แสดงกระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี ของกรณีพื้นฐาน



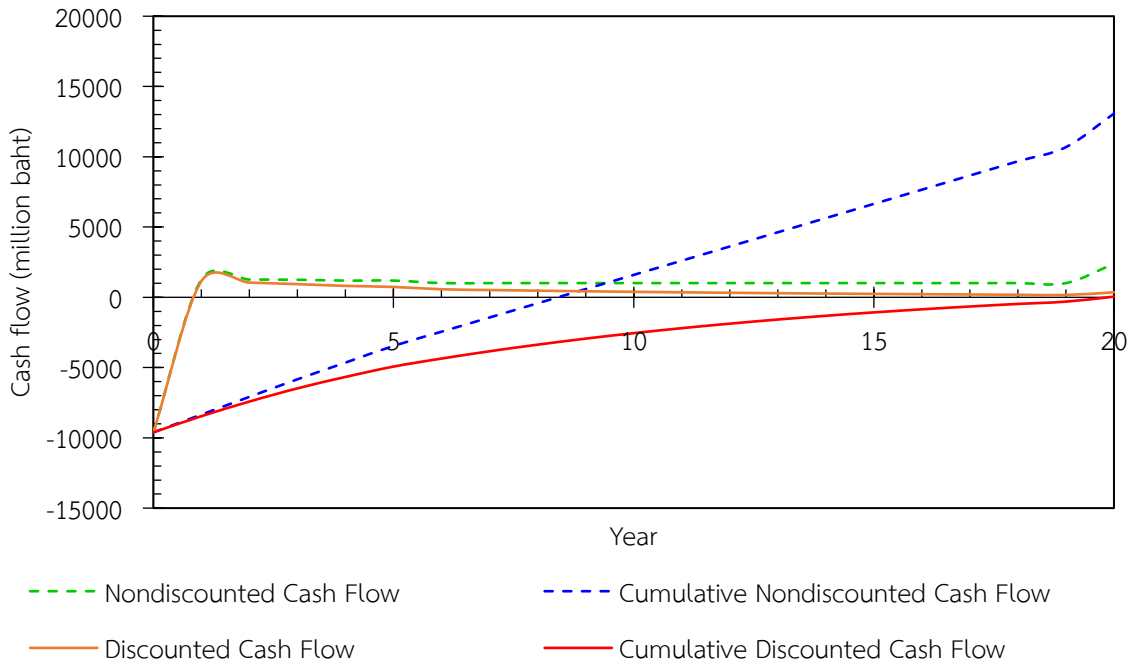
สรุปผล	ราคาที่ดิน (Discounted Land) และเงินทุนหมุนเวียน (WC)	186.26	ล้านบาท
	ระยะคืนทุน (DPBP)	10.40	ปี
	มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV)	2599.67	ล้านบาท
	ผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ (DCFROR)	15%	

รูปที่ 10.2 แสดงกระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี ของกรณีศึกษาที่ 1



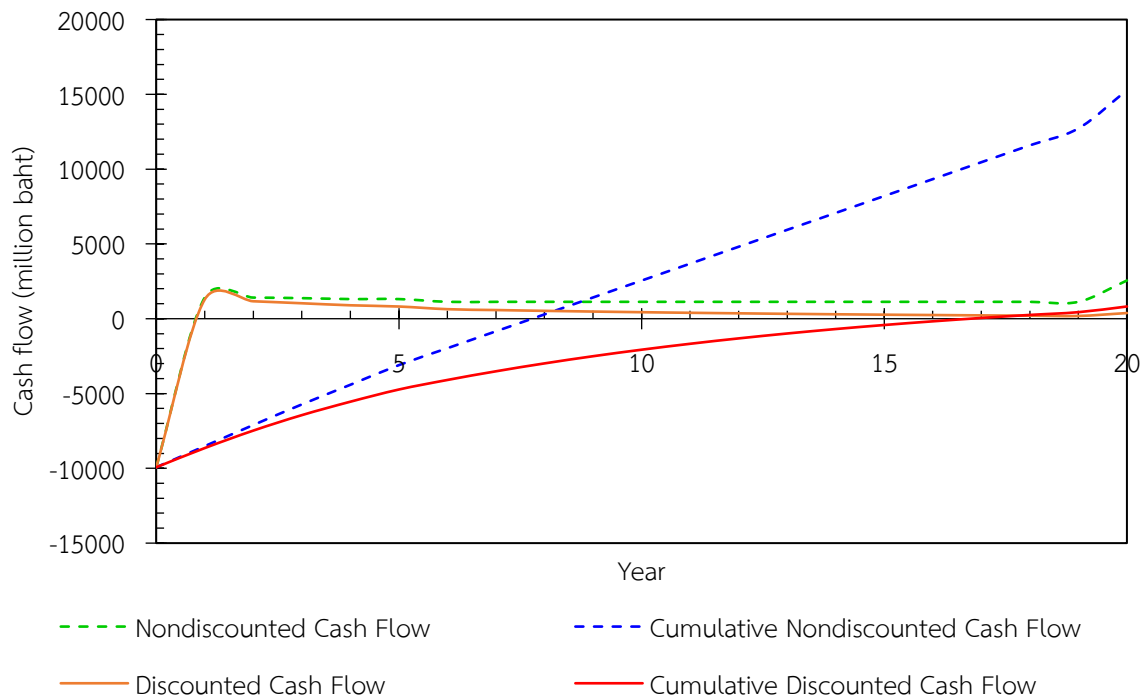
สรุปผล	ราคาที่ดิน (Discounted Land) และเงินทุนหมุนเวียน (WC)	208.90	ล้านบาท
	ระยะคืนทุน (DPBP)	11.06	ปี
	มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV)	2584.67	ล้านบาท
	ผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ (DCFROR)	14%	

รูปที่ 10.3 แสดงกระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี ของกรณีศึกษาที่ 2



สรุปผล	ราคาที่ดิน (Discounted Land) และเงินทุนหมุนเวียน (WC)	209.8	ล้านบาท
	ระยะคืนทุน (DPBP)	19.28	ปี
	มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV)	46.63	ล้านบาท
	ผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ (DCFROR)	10%	

รูปที่ 10.4 แสดงกระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี ของกรณีศึกษาที่ 3



สรุปผล	ราคาที่ดิน (Discounted Land) และเงินทุนหมุนเวียน (WC)	216.23	ล้านบาท
	ระยะคืนทุน (DPBP)	15.78	ปี
	มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV)	809.21	ล้านบาท
	ผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ (DCFROR)	11%	

จากรูปแสดงกระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี กระแสเงินแบบไม่คิดอัตราคิดลด (Nondiscounted Cash Flow) การคิดกระแสเงิน โดยไม่พิจารณามูลค่าของทรัพย์สินตามช่วงเวลา แต่ในความเป็นจริง มูลค่าทรัพย์สินที่มีอยู่ในปัจจุบันจะลดลงตามระยะเวลา โดยถึงแม้ว่ากระแสเงินแบบไม่คิดอัตราคิดลดจะมากกว่ากระแสเงินแบบคิดอัตราคิดลดเล็กน้อย ก็ส่งผลต่อการสะสมของกระแสเงินสด ดังจะเห็นจากรูปที่ 10.1 – 10.4 กระแสเงินสดแบบไม่คิดอัตราคิดลด (Discount rate, $i = 0\%$) จะมากกว่ากระแสเงินสดแบบคิดอัตราคิดลด (Discount rate, $i = 10\%$) มากขึ้นตามระยะเวลา ซึ่งจะส่งผลต่อการพิจารณามูลค่าปัจจุบันสุทธิ ดังนั้นจึงควรพิจารณาถึงอัตราคิดลดรวมด้วย

นอกจากนี้ การตั้งสมมติฐานอัตราคิดลดแตกต่างกันอาจจะส่งผลต่อการเลือกตัดสินใจดำเนินการ กระบวนการของกรณีต่างๆ การคิดผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ (Discounted Cash Flow Rate of Return, DCFROR) โดยคิดจากกระแสเงินแบบไม่คิดอัตราคิดลดจะมีเป็นส่วนหนึ่งที่จะช่วยเปรียบเทียบเชิงเศรษฐศาสตร์ของกรณีต่างๆ ได้

จากผลการศึกษาพบว่าในการวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ หากต้องการให้โครงการได้รับเงินลงทุนคืน ในระยะเวลาสั้น มูลค่าปัจจุบันสุทธิสูงสุดและผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการสูงสุดจะทำให้ควรเลือกกรณีพื้นฐานดังสรุปข้อมูลจากรูปที่ 10.1 แต่อย่างไรก็ตามหากพิจารณาในปัจจุบันอื่นๆ เช่น การตอบสนองต่อความต้องการของตลาด ความหลากหลายของผลิตภัณฑ์ ความต้องการนำระบบเศรษฐกิจแบบหมุนเวียนปรับ

ประยุกต์ให้เกิดระบบ Circular City การผลิตภัณฑ์มากเกินความต้องการจะทำให้เกิดความเสียหายต่อการลงทุนได้ เช่น ผลิตภัณฑ์คงเหลือในกระบวนการจนกระทั่งทำให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์เปลี่ยนแปลงไป ไม่สามารถขายผลิตภัณฑ์ให้ได้รายรับตามที่คาดการณ์ จะทำให้เกิดความเสียหายต่อการลงทุนได้ ดังนั้นการตัดสินใจเลือกลงทุนจำเป็นที่จะต้องใช้องค์ประกอบอื่นๆ พิจารณาร่วมกับการวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ด้วย

โดยหากพิจารณากรณีการศึกษาที่ 3 ถึงแม้ว่าโครงการได้รับเงินลงทุนคืนในระยะเวลาสั้นกว่า มูลค่าปัจจุบันสุทธิต่ำกว่าและผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการต่ำกว่าเมื่อเทียบกับกรณีพื้นฐานและกรณีการศึกษาที่ 1 แต่เมื่อพิจารณาถึงความหลากหลายของผลิตภัณฑ์ การแบ่งขาย CO₂ สำหรับการผลิตวัสดุก่อสร้างด้วยอัตราส่วน 0.15 ของ CO₂ ที่ผลิตได้ ตอบสนองความต้องการของผลิตภัณฑ์สำหรับการพัฒนาสิ่งก่อสร้าง สิ่งอำนวยความสะดวกของเมืองตอบสนองต่อความต้องการสร้างระบบเศรษฐกิจแบบหมุนเวียน นอกจากนี้เมื่อทำ Heat integration จะทำให้ปริมาณการใช้พลังงานในการดำเนินกระบวนการลดลง ในขณะที่ได้ผลิตภัณฑ์เท่าเดิม จะช่วยตอบสนองต่อความคุ้มค่าเชิงพลังงานและความยั่งยืนในการดำเนินโครงการอีกด้วย

10.3 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis)

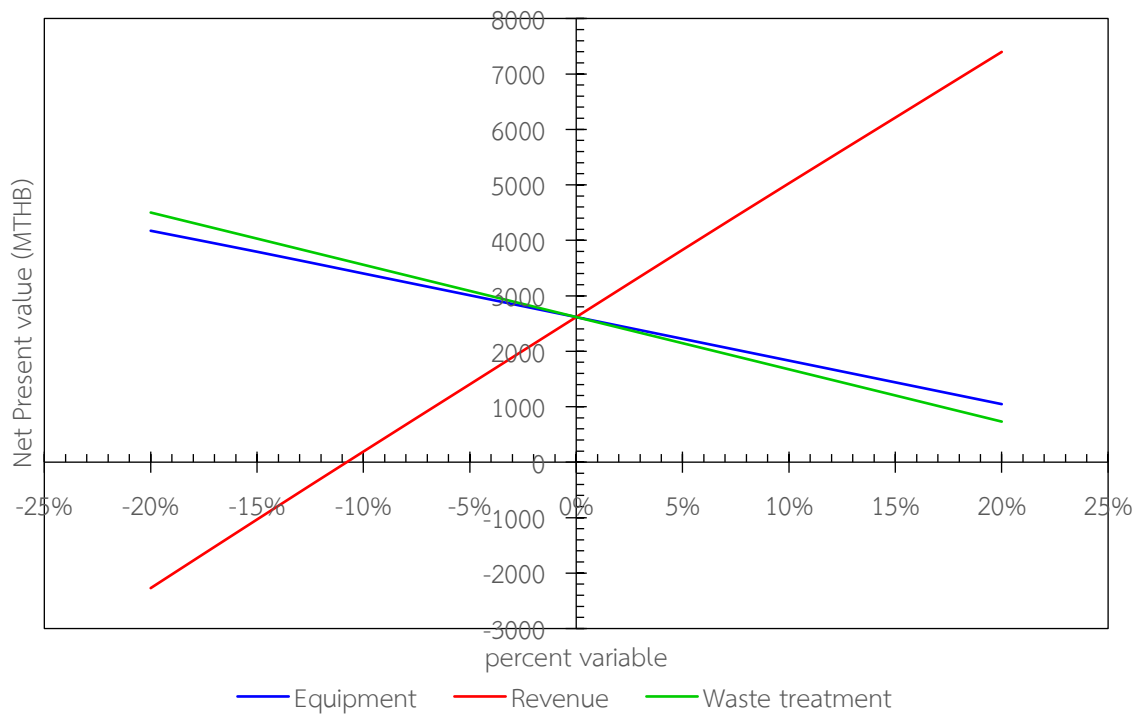
การวิเคราะห์ความอ่อนไหวของโครงการ จะเป็นส่วนหนึ่งที่สนับสนุนการตัดสินใจเลือกทางเลือกที่ศึกษา เนื่องจากการประมาณการในอนาคตอาจจะไม่ถูกต้อง ทำให้การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ไม่เที่ยงตรง เนื่องจากความอ่อนไหวของการประมาณราคาอุปกรณ์ รายรับ และราคาการบำบัดของเสีย ดังนั้นการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของโครงการเป็นการศึกษาการเปลี่ยนแปลงของมูลค่าปัจจุบันสุทธิที่จะส่งผลกระทบต่อตัดสินใจทางเลือกเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้นหรือลดลง 5% 10% 15% และ 20% จากการคาดการณ์ จะส่งผลกระทบต่อตัดสินใจทางเลือกเปลี่ยนแปลงไปหรือไม่ โดยใช้การพิจารณาการวิเคราะห์ความอ่อนไหว อันจะเป็นการพิจารณาตัดสินใจยอมรับความไม่เที่ยงตรงที่อาจจะเกิดขึ้นได้และควบคู่กับปัจจัยอื่นๆ

จากการศึกษาพบว่า ในกรณีพื้นฐาน ดังรูปที่ 10.5 เมื่อเปรียบเทียบระหว่างการเปลี่ยนแปลงของราคาต้นทุนอุปกรณ์ ต้นทุนการบำบัดของเสียและรายรับ พบว่า รายรับจะส่งผลกระทบต่อมูลค่าปัจจุบันสุทธิอย่างมีนัยสำคัญ โดยมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบเมื่อรายรับลดลง 11% โดยมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบ หมายถึง ในเชิงการลงทุนนั้นไม่ควรลงทุน และควรเลือกการลงทุนที่มีให้ผลตอบแทนมูลค่าปัจจุบันสุทธิที่เป็นบวกและมีค่าสูงสุด ซึ่งผลการศึกษาความอ่อนไหวของกรณีพื้นฐานจะให้ผลใกล้เคียงกับกรณีการศึกษาที่ 1 ดังรูปที่ 10.6 ถึงแม้ว่าได้เพิ่มกระบวนการ Air separation unit จากกรณีพื้นฐาน

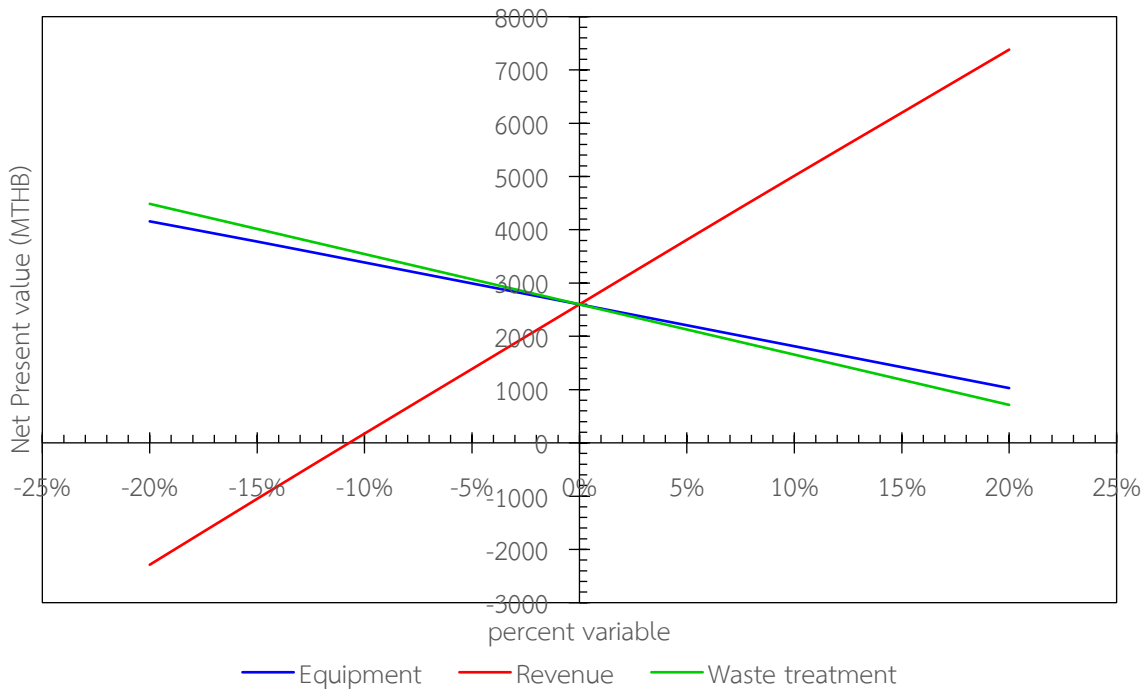
สำหรับกรณีการศึกษาที่ 2 ดังรูปที่ 10.7 จะพบว่าเมื่อรายรับลดลง ต้นทุนการลงทุนอุปกรณ์เพิ่มขึ้นหรือต้นทุนการบำบัดของเสียเพิ่มขึ้นจากเดิม จะส่งผลให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบ แสดงให้เห็นว่ากรณีการศึกษาที่ 2 มีความอ่อนไหวเชิงเศรษฐศาสตร์สูง เนื่องจากราคาขายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นวัสดุก่อสร้างต่ำ ดังนั้นอัตราส่วนการขายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับวัสดุก่อสร้างต่อแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เกรดโรงงานไม่ควรมากกว่า 0.15 สำหรับโครงการนี้

ในขณะที่กรณีการศึกษาที่ 3 ดังรูปที่ 10.8 รายรับจะส่งผลให้มูลค่าปัจจุบันติดลบเมื่อรายรับลดลง 4% หรือเมื่อต้นทุนการลงทุนอุปกรณ์ ต้นทุนการบำบัดของเสียเพิ่มขึ้น 7% และ 9% ของการคาดการณ์ตามลำดับ เมื่อเกิดความอ่อนไหวเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงรายรับนี้ส่งผลกระทบต่อตัดสินใจในเชิงเศรษฐศาสตร์ แต่ทั้งนี้การทำโครงการควรจะทำการวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ทั้งนี้ข้อมูลเหล่านี้จะถูกพิจารณาร่วมกับปัจจัยอื่นๆ เช่น ระยะเวลาคืนทุน ผลตอบแทนที่ได้รับจากโครงการ รวมถึงปัจจัยอื่นๆ เช่น การตอบสนองต่อความต้องการของตลาด ความต้องการนำระบบเศรษฐกิจแบบหมุนเวียนปรับประยุกต์ให้เกิดระบบ Circular city

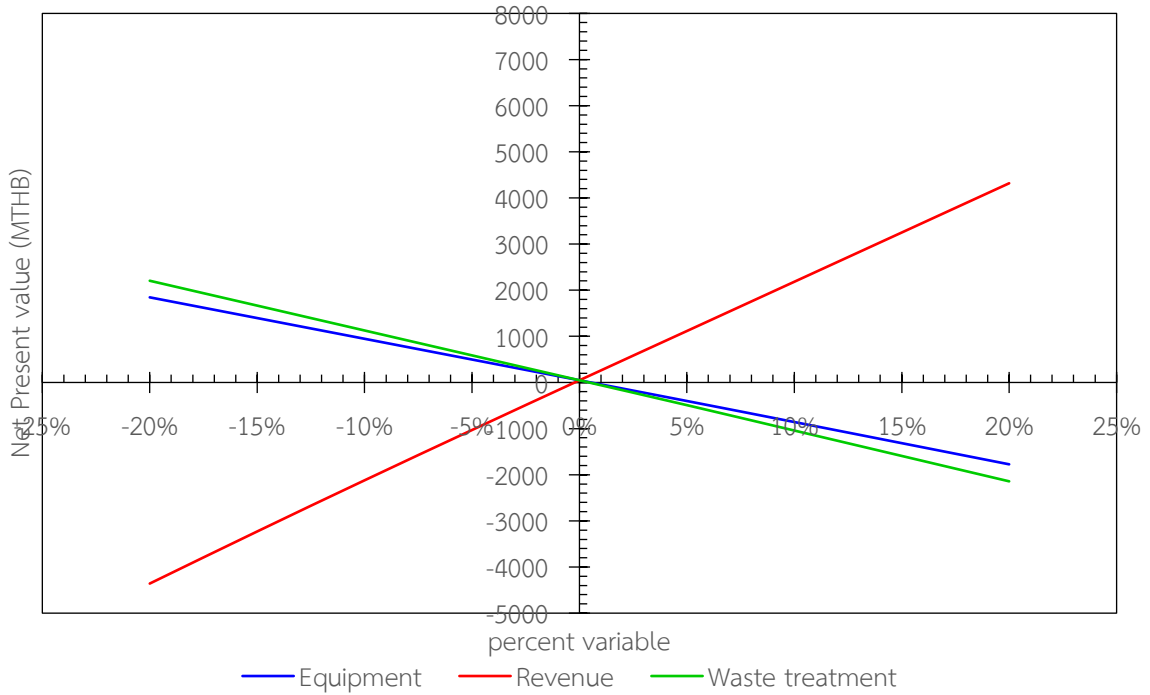
รูปที่ 10.5 แสดงความอ่อนไหวของกรณีพื้นฐาน



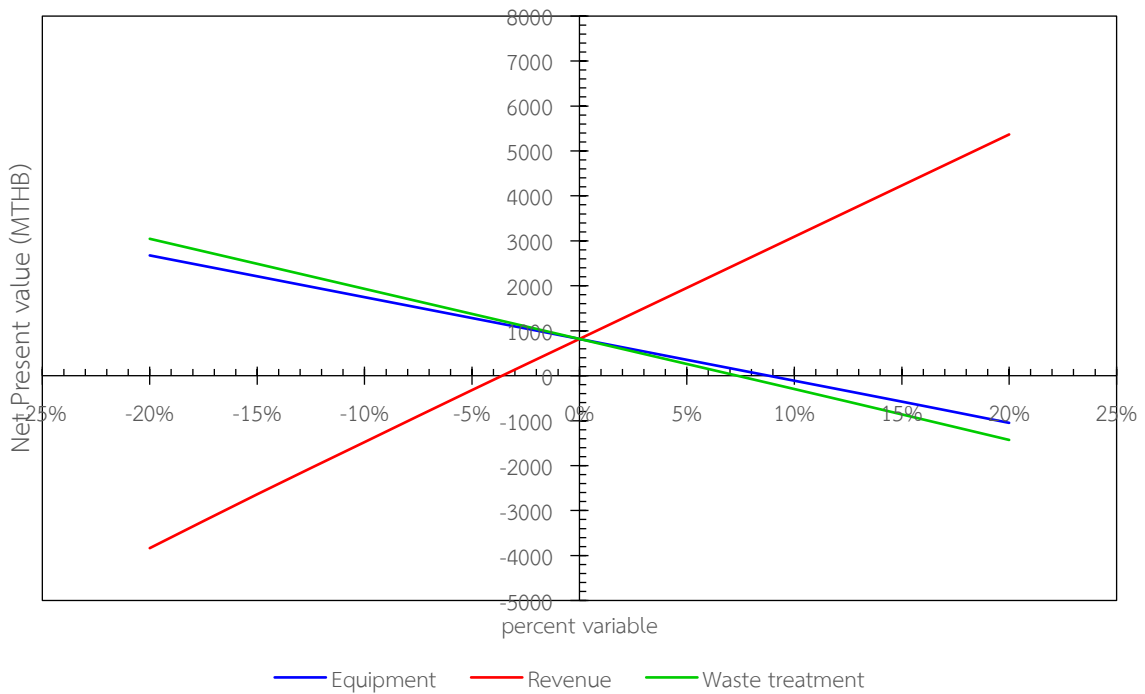
รูปที่ 10.6 แสดงความอ่อนไหวของกรณีการศึกษาที่ 1 กรณีศึกษาการเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจากกรณีพื้นฐาน



รูปที่ 10.7 แสดงความอ่อนไหวของกรณีการศึกษาที่ 2 กรณีเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจากกรณีพื้นฐาน และแบ่งขาย CO₂ gas สำหรับการผลิตรัสตูก่อสร้างด้วยอัตราส่วน 0.15 ของ CO₂ ที่ผลิตได้



รูปที่ 10.8 แสดงความอ่อนไหวของกรณีการศึกษาที่ 3 กรณีเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจาก Base case และแบ่งขาย CO₂ สำหรับการผลิตวัสดุก่อสร้างด้วยอัตราส่วน 0.15 ของ CO₂ ที่ผลิตได้ เมื่อทำ Heat integration



11. ความปลอดภัย อาชีวอนามัยและสิ่งแวดล้อม (Safety, Health and Environment considerations)

การประเมินความปลอดภัย อาชีวอนามัยและสิ่งแวดล้อมในการกระบวนการผลิตสามารถแบ่งออกเป็น 3 ด้าน 1. ด้านอาชีวอนามัย โดยการประเมินความอันตรายของสารตลอดทั้งกระบวนการผลิต ผลกระทบต่อสุขภาพและแนวทางในการป้องกัน 2. ด้านสิ่งแวดล้อม มีการปรับใช้ข้อกำหนดและมาตรฐานของน้ำเสียและอากาศเสียของประเทศไทยในการควบคุมการปล่อยของเสียในกระบวนการผลิตตลอดจนรูปแบบในการกำจัดของเสีย 3. ด้านความปลอดภัย โดยการประเมินความอันตรายของระดับอุณหภูมิและความดันที่ใช้กระบวนการผลิตรวมถึงการประเมินความเสี่ยง บ่งชี้ความอันตรายและแนวทางในการควบคุมการผลิต (Hazard and Operability Studied, HAZOP)

11.1 การประเมินความอันตรายของสารในกระบวนการผลิตและผลกระทบต่อสุขภาพ

11.1.1 ข้อมูลความเป็นอันตรายของสารในกระบวนการผลิต

ตารางที่ 11.1 แสดงความอันตรายของสารในกระบวนการผลิตตามเอกสารข้อมูลความปลอดภัยของสารเคมี แสดงใน Appendix G.

สารเคมี	การเกิดอัคคีภัยและการระเบิด	อันตรายต่อสุขภาพ	อันตรายต่อสิ่งแวดล้อม
Hydrogen Sulfide (H ₂ S) ^[49]	<ul style="list-style-type: none"> - แก๊สไวไฟและสามารถระเบิดได้หากได้รับความร้อนและสภาวะความดันสูง - สารดับเพลิงที่เหมาะสม เช่น คาร์บอนไดออกไซด์, สารเคมีแห้ง 	<ul style="list-style-type: none"> - ระคายเคืองต่อระบบทางเดินหายใจเมื่อสูดมโดยตรง - กรณีสัมผัสที่ระดับความเข้มข้นสูง อาจมีอาการเจ็บแน่นหน้าอก ความดันโลหิตต่ำหมดสติอย่างเฉียบพลัน 	<ul style="list-style-type: none"> - เป็นพิษร้ายแรงต่อสิ่งมีชีวิตในน้ำเมื่อปล่อยสู่สิ่งแวดล้อม - แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์เมื่อระเหยสู่บรรยากาศก่อให้เกิดละอองของกรดกำมะถันกระจายอยู่ในอากาศ
Ammonia (NH ₃) ^[50]	<ul style="list-style-type: none"> - สามารถลุกติดไฟได้เองและสามารถขยายตัวได้อย่างรวดเร็วเมื่อเกิดการรั่วไหลและเกิดระเบิดได้เมื่อได้รับความร้อน - สารดับเพลิงที่เหมาะสม เช่น คาร์บอนไดออกไซด์, สารเคมีแห้ง, ละอองน้ำและโฟม 	<ul style="list-style-type: none"> - เกิดการชกกระทุกของกล้ามเนื้อและระบบหายใจ ทำให้ร่างกายขาดออกซิเจนอย่างรวดเร็วเมื่อได้รับสารเคมีเข้าสู่ร่างกายปริมาณมาก - เมื่อสัมผัสโดยตรงทำให้ผิวหนังไหม้อย่างรุนแรงและทำลายดวงตา 	<ul style="list-style-type: none"> - เป็นพิษต่อระบบน้ำหลักเนื่องการปล่อยสู่สิ่งแวดล้อม - ไม่ควรปล่อยสู่บรรยากาศ ซึ่งสารเคมีสามารถตกจับไอน้ำเกิดสารพิษและสารกัดกร่อนซึ่งก่อให้เกิดอันตราย

สารเคมี	การเกิดอัคคีภัยและการระเบิด	อันตรายต่อสุขภาพ	อันตรายต่อสิ่งแวดล้อม
Carbon dioxide (CO ₂) ^[51]	<ul style="list-style-type: none"> - เกิดระเบิดได้เมื่อสัมผัสกับไฟและสภาวะความดันสูง - สารดับเพลิงที่เหมาะสม เช่น คาร์บอนไดออกไซด์, โฟม, สารดับเพลิงชนิดผง 	<ul style="list-style-type: none"> - สารเคมีที่มีความดันสูงและอุณหภูมิต่ำ อาจทำให้เกิดแผลไหม้หรือบาดเจ็บจากความเย็นเมื่อสัมผัส - เกิดอาการขาดอากาศหายใจและสูญเสียความสามารถในการเคลื่อนไหวหากสูดดมสารเคมีที่มีความเข้มข้นสูง 	<ul style="list-style-type: none"> - ไม่เป็นมลพิษทางน้ำแต่ไม่ควรปล่อยสู่บรรยากาศจำนวนมากซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อภาวะเรือนกระจก
Methane (CH ₄) ^[52]	<ul style="list-style-type: none"> - แก๊สไวไฟก่อให้เกิดประกายไฟได้ง่าย สามารถสะสมได้ดีหากอากาศร้อนและมีความชื้นสูง - สารดับเพลิงที่เหมาะสม เช่น คาร์บอนไดออกไซด์, สารเคมีแห้ง, ละอองน้ำและโฟม 	<ul style="list-style-type: none"> - เกิดอาการอ่อนเพลีย ปวดศีรษะและหมดสติเมื่อสูดดมสารเคมีเข้าสู่ร่างกาย 	<ul style="list-style-type: none"> - การสะสมของสารเคมีในชั้นบรรยากาศก่อให้เกิดภาวะเรือนกระจก
Methyl diethanolamine (MDEA) ^[53]	<ul style="list-style-type: none"> - เกิดการติดไฟได้เมื่ออยู่ในสถานที่ที่อุณหภูมิสูง หลีกเลี่ยงการสัมผัสกับแสงแดดโดยตรง - สารดับเพลิงที่เหมาะสม เช่น ผงเคมีแห้ง, โฟมทนแอลกอฮอล์, คาร์บอนไดออกไซด์ 	<ul style="list-style-type: none"> - ระคายเคืองต่อระบบทางเดินหายใจ ผิวหนัง และดวงตา - การกลืนหรือรับประทานเข้าไปก่อให้เกิดการระคายเคืองต่อระบบทางเดินอาหาร 	<ul style="list-style-type: none"> - เป็นพิษต่อระบบน้ำหลักเลี่ยงการปล่อยสู่สิ่งแวดล้อม

11.1.2 การวิเคราะห์ผลกระทบต่อสุขภาพและแนวทางในการป้องกัน

จากการวิเคราะห์ความเป็นอันตรายต่อสุขภาพของสารเคมีที่ใช้และผลิตภัณฑ์ที่ได้ในกระบวนการผลิต รวมถึงแนวทางในการป้องกันสามารถสรุปได้ดังตารางที่ 11.2

ตารางที่ 11.2 แสดงภาพรวมของสารเคมีที่เป็นอันตรายในกระบวนการผลิตและแนวทางการป้องกัน

Stream No.	ชนิดสารเคมีที่เป็นอันตราย	ความบริสุทธิ์ (%mol)	แนวทางการป้องกัน
13	CO ₂	0.2	ป้องกันไม่ให้สารเคมีเกิดการรั่วไหล โดยมีภาชนะบรรจุที่ปิดมิดชิดเพื่อส่ง กำจัดหรือนำไปใช้งานต่อและเก็บให้ ห่างจากแหล่งความร้อน มีการระบาย อากาศเพียงพอและสวมอุปกรณ์ ป้องกันส่วนบุคคลเมื่ออยู่ใกล้หรือ สัมผัสกับสารเคมี
	H ₂ S	0.08	
28	CO ₂	11.26	
34	MDEA	4.79	
40	CO ₂	0.016	
55	CO ₂	99.50	
	CH ₄	0.08	
56	CO ₂	0.26	
70	CO ₂	12.69	
	CH ₄	82.95	
82	CO ₂	99.51	
98	CO ₂	13.18	
	CH ₄	86.20	

11.2 การประเมินมาตรฐานคุณภาพสิ่งแวดล้อม

11.2.1 ข้อกำหนดและมาตรฐานการควบคุมการระบายน้ำทิ้งและอากาศเสียของประเทศไทย

จากการควบคุมมาตรฐานของของเสียในกระบวนการผลิตมีการปรับใช้ข้อกำหนดการควบคุม มาตรฐานของน้ำเสียและอากาศเสียของประเทศไทยจากกระทรวงอุตสาหกรรม กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยี และสิ่งแวดล้อม โดยใช้เกณฑ์สำหรับโรงงานอุตสาหกรรมทั่วไปและโรงงานผลิต ส่ง หรือจำหน่าย พลังงานไฟฟ้าดังแสดงใน Appendix. F.

11.2.2 การวิเคราะห์การควบคุมมาตรฐานสิ่งแวดล้อมและรูปแบบการจัดการของเสียในกระบวนการผลิต

จากกระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพและการนำไปใช้ประโยชน์สามารถสรุปการปล่อยและการจัดการ ของเสียจากโรงงานได้ดังตารางที่ 11.5

ตารางที่ 11.3 การปล่อยและการจัดการของเสียโดยภาพรวมของกระบวนการผลิตในกรณีพื้นฐาน (Base-case)

Stream No.	รายการ	ปริมาณของเสีย	หน่วย	รูปแบบการจัดการของเสีย
13	FW solid waste	14837.21	kg/hr	นำส่งเพื่อผลิตปุ๋ย (Fertilizer)
	Temperature	50.37	°C	
	CO ₂	4.23	mg/l	
	H ₂ S	1.11	mg/l	
	TKN	0.44	mg/l	
	TDS	1186.33	mg/l	
28	CW Solid waste	4558.56	kg/hr	นำส่งเพื่อผลิตปุ๋ย (Fertilizer)
	Temperature	36.31	°C	
	CO ₂	1638.13	mg/l	
	H ₂ S	0.14	mg/l	
	TKN	1.83	mg/l	
	TDS	3160.08	mg/l	
15	FW Discharged water	16500.77	kg/hr	ใช้ในพื้นที่การเกษตรของชุมชน
	Temperature	50.37	°C	
	CO ₂	0	mg/l	
	H ₂ S	0	mg/l	
	TKN	0	mg/l	
	TDS	0	mg/l	
30	CW Discharged water	20656.17	kg/hr	ใช้ในพื้นที่การเกษตรของชุมชน
	Temperature	36.31	°C	
	CO ₂	0	mg/l	
	H ₂ S	0	mg/l	
	TKN	0	mg/l	
	TDS	0	mg/l	
40	Liquid waste	44.42	kg/hr	นำส่งบำบัดน้ำทิ้งชั้นที่ 3
	Temperature	0	°C	
	CO ₂	388.60	mg/l	
	H ₂ S	0.00	mg/l	
	TKN	0.00	mg/l	
	TDS	607.14	mg/l	
56	Acid liquid waste	24.11	kg/hr	นำส่งบำบัดน้ำทิ้งชั้นที่ 3
	Temperature	10	°C	
	CO ₂	6211.09	mg/l	

Stream No.	รายการ	ปริมาณของเสีย	หน่วย	รูปแบบการจัดการของเสีย
	H ₂ S	31.80	mg/l	
	TKN	6.36E-07	mg/l	
	TDS	6259.12	mg/l	
55	Compressed CO ₂ (1)	8368.42	kg/hr	ส่งขายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์บริสุทธิ์สำหรับใช้ในอุตสาหกรรม
	CO ₂	995024.89	ppm	
	H ₂ S	67.97	ppm	
	SO ₂	0.00	ppm	
	CO	0.00	ppm	
	NO ₂	0.00	ppm	
82	Compressed CO ₂ (2)	8343.21	kg/hr	ส่งขายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์บริสุทธิ์สำหรับใช้ในภาคอุตสาหกรรม
	CO ₂	995095.40	ppm	
	H ₂ S	20.09	ppm	
	SO ₂	10.00	ppm	
	CO	0.00	ppm	
	NO ₂	0.00	ppm	

จากตารางที่ 11.3 การจัดการของเสียที่ได้จากกระบวนการย่อยสลายขยะมูลฝอยและกากจากโรงงานแป่งมันสำปะหลัง โดยหลังจากทำการแยกของแข็งและของเหลวออกจากกันโดยใช้ Rotary screen นำของเสียในรูปของแข็งที่ได้ผลิตปุ๋ยเพื่อการเกษตร (stream 13 และ 28) และของเหลวที่ได้บางส่วนวนกลับเข้าสู่ถังหมักและส่วนที่เหลือปล่อยคืนสู่พื้นที่ทางการเกษตร (Stream 15 และ 30) ทั้งนี้คุณภาพของน้ำเสียดังกล่าวเป็นไปตามประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม เรื่อง ข้อกำหนดคุณลักษณะของน้ำทิ้งที่ระบายออกจากโรงงาน พ.ศ. 2560 และหลักเกณฑ์ วิธีการ และเงื่อนไขการพิจารณาเห็นชอบให้มีการนำน้ำทิ้งของโรงงานไปใช้ประโยชน์ในพื้นที่เกษตรกรรมเป็นการชั่วคราวในช่วงภัยแล้งในปี พ.ศ. 2563 ^[59]

การจัดการน้ำทิ้งที่ได้จากกระบวนการดูดซับด้วยสารละลายเอมีน (MDEA absorption process) และกระบวนการดักจับด้วยน้ำ (Water scrubbing) (Stream 40 และ 56) โดยทำการส่งกำจัดน้ำทิ้งตามการบำบัดขั้นที่ 3 [] เพื่อให้คุณลักษณะของน้ำทิ้งอยู่ในเกณฑ์มาตรฐานตามประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม

ในส่วนของการจัดการอากาศเสียจากกระบวนการผลิต พบว่าการปล่อยอากาศเสียมาจากกระบวนการกระบวนการดักจับด้วยน้ำ (Water scrubbing) และระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (Combined heat and power unit) (Stream 55 และ 82) โดยมีองค์ประกอบหลักคือแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความบริสุทธิ์ 99.5% ซึ่งสามารถส่งขายสำหรับใช้ในภาคอุตสาหกรรมหรือการแปรรูปแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อประยุกต์ใช้เป็นวัสดุก่อสร้าง (Building Material)

11.4 การประเมินความปลอดภัยและสถานะในกระบวนการผลิต

11.4.1 การวิเคราะห์สถานะที่ใช้ในกระบวนการผลิตและแนวทางการแก้ไข

ตารางที่ 11.4 แสดงอุณหภูมิและความดันสูงสุดและต่ำสุดที่ใช้ในกระบวนการผลิต

รายการ	ค่า/ระดับ	ระดับความเสี่ยง*	แหล่งที่มา
ความดัน (psi)	3640.62	มาก	Stream 98
	14.7	น้อย	- (stream ทั่วไป)
อุณหภูมิ (°C)	3000	มาก	Stream 76
	0	น้อย	Stream 80, 81

*หมายเหตุ []

1. ความดัน ระดับความเสี่ยง น้อยกว่า 15 psi = น้อย, 15-120 psi = ปานกลาง และมากกว่า 120 psi = มาก

2. อุณหภูมิ ระดับความเสี่ยง น้อยกว่า 50 °C = น้อย, 50 °C – 100 °C = ปานกลาง และมากกว่า 100 °C = มาก

จากการวิเคราะห์สถานะที่ใช้ในกระบวนการผลิตที่อุณหภูมิและความดันสูงสุดและต่ำสุด หากความดันสูงเกินไปสามารถแก้ไขได้ด้วยการใช้ท่อที่มีความหนาเพื่อทนต่อความดันที่เพิ่มขึ้น และในกรณีที่อุณหภูมิสูงเกินไปต้องเลือกวัสดุที่สามารถทนต่อความร้อนได้ดีเช่น กราไฟต์ เป็นต้น

*โดยรายละเอียดในการเลือกวัสดุท่อให้เหมาะสมกับสถานะแสดงในหัวข้อ *Material Selection*

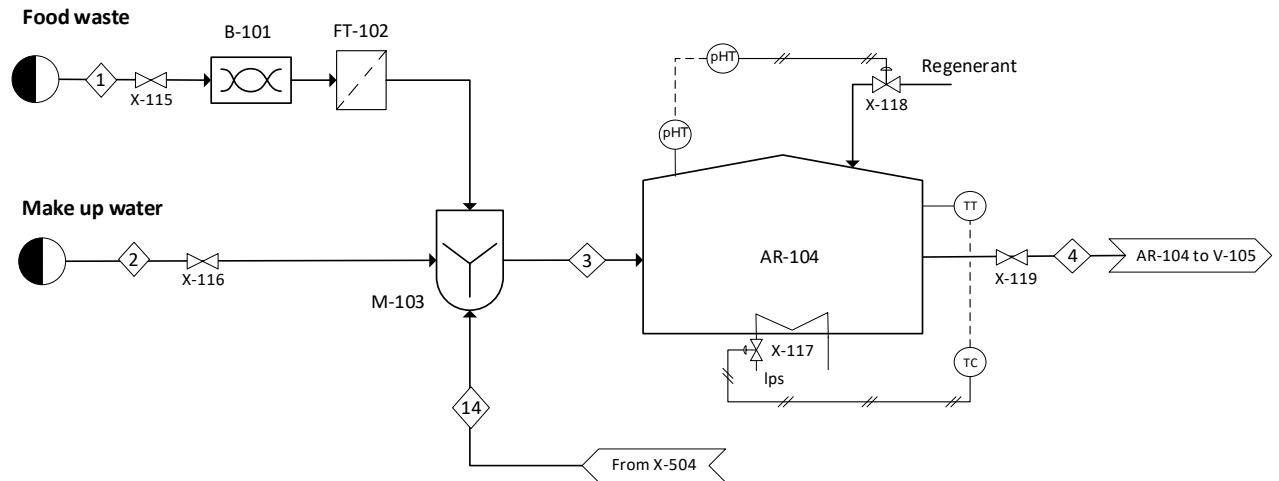
11.4.2 การประเมินความเสี่ยงในกระบวนการผลิตและแนวทางในการควบคุมการผลิต

Hazard and Operability Studied (HAZOP) เป็นเทคนิคการศึกษา วิเคราะห์ และทบทวนเพื่อ ชี้บ่งอันตรายและค้นหาปัญหาที่อาจเกิดขึ้นจากการดำเนินงานโรงงาน โดยการแจกแจงอันตรายต่างๆ ที่มีและที่แอบแฝงอยู่ ซึ่งอาจเกิดขึ้นจากกระบวนการผลิต วิธีการปฏิบัติงาน เครื่องจักรหรือ อุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิต ในการวิเคราะห์ใช้การตั้งคำถามที่สมมติสถานการณ์ของการผลิตในภาวะต่าง ๆ โดยการใช้ HAZOP Guide Words ดังแสดงในตารางที่ 4 มาประกอบกับปัจจัยการผลิตที่ได้ออกแบบไว้ หรือความบกพร่องและความผิดปกติในการทำงาน เช่น อัตราการไหล อุณหภูมิ ความดัน เป็นต้น เพื่อนำมาชี้บ่งอันตรายหรือค้นหาปัญหาในกระบวนการผลิตซึ่งอาจทำให้เกิดอุบัติเหตุหรืออุบัติภัยร้ายแรงขึ้นได้ โดยการวิเคราะห์ HAZOP เป็นไปตามระเบียบของกรมโรงงานอุตสาหกรรม (ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรมฉบับที่ 3 พ.ศ. 2542) และระเบียบกรมโรงงานอุตสาหกรรม ว่าด้วยหลักเกณฑ์การชี้บ่งอันตราย การประเมินความเสี่ยงและการจัดทำแผนงานบริหารจัดการความเสี่ยง พ.ศ. 2543 ^[60]

ตารางที่ 11.5 แสดงรายละเอียดของ HAZOP Guide Words ตามประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม ฉบับที่ 3 พ.ศ. 2543

Guide Words	ความบกพร่องหรือความผิดปกติในการทำงาน (Operating Deviation)
ไม่ (None)	<ul style="list-style-type: none"> - ไม่มีการไหล (No Flow) - ไหลย้อนกลับ (Reverse Flow) - ไม่เกิดปฏิกิริยา (No Reaction)
มากกว่า (More)	<ul style="list-style-type: none"> - อัตราการไหลเพิ่มขึ้น (Increased Flow) - ความดันเพิ่มขึ้น (Increased Pressure) - อุณหภูมิเพิ่มขึ้น (Increased Temperature) - อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น (Increased Reaction Rate)
น้อยกว่า (Less)	<ul style="list-style-type: none"> - อัตราการไหลลดลง (Reduced Flow) - ความดันลดลง (Reduced Pressure) - อุณหภูมิลดลง (Reduced Temperature) - อัตราการเกิดปฏิกิริยาลดลง (Reduced Reaction Rate)
ปัจจัยอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้อง (Part of, as well as other)	<ul style="list-style-type: none"> - การเปลี่ยนแปลงสัดส่วนผสมของวัตถุดิบ (Change of Ratio of Material Present) - การเปลี่ยนแปลงวัตถุดิบ (Different Material Present) - สภาวะโรงงานที่แตกต่างจากการปฏิบัติอย่างปกติ (Different Plant Conditions from Normal Operation) - การเดินเครื่องจักร (Start up) - การหยุดเครื่องจักร (Shut down) - การปล่อยสารเคมี ความดัน ฯลฯ (Relief) - การใช้เครื่องมือ (Instrumentation) - การเก็บตัวอย่าง (Sampling) - ความบกพร่องของระบบน้ำ ระบบไฟ เป็นต้น (Utility Failure) - การกัดกร่อน (Corrosion) - การซ่อมบำรุง (Maintenance) - การกัดเซาะ (Erosion) - ไฟฟ้าสถิตย์ (Grounding / Static)

ผลการศึกษาวิเคราะห์และทบทวนการดำเนินงานในโรงงานเพื่อการชี้บ่งอันตรายและการประเมินความเสี่ยงด้วยวิธี HAZOP



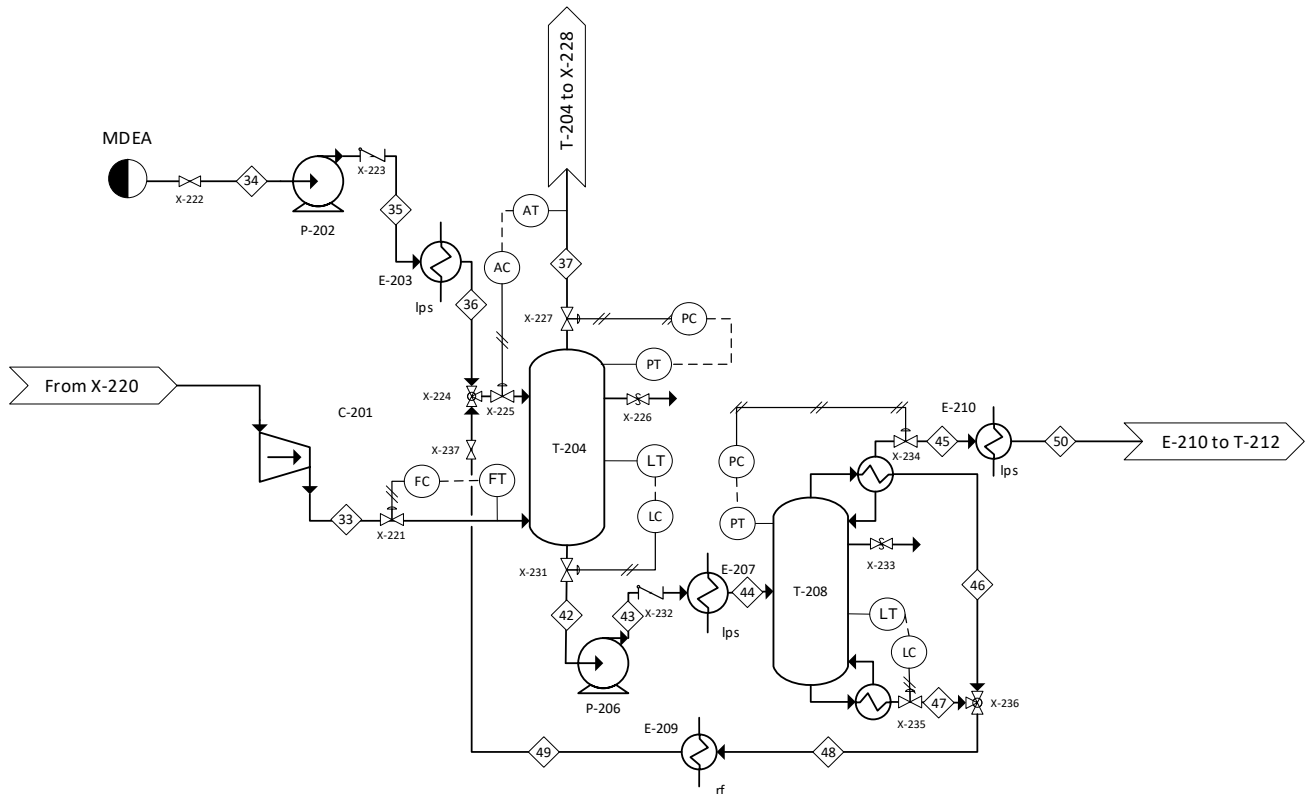
รูปที่ 11.1 P&ID ของ AR-104 หลังจากการวิเคราะห์ HAZOP

พื้นที่ : Area 100 (Anaerobic Fermentation)

เครื่องจักร/หน่วยปฏิบัติการผลิต : AR-104

ปัจจัยการผลิต : อุณหภูมิ, ค่า pH, Retention time

สถานการณ์จำลองที่อาจก่อให้เกิดอุบัติเหตุร้ายแรง	อันตรายหรือผลที่เกิดขึ้นตามมา	มาตรการป้องกันและควบคุมอันตราย
อุณหภูมิภายในถังปฏิกรณ์ต่ำกว่าอุณหภูมิที่กำหนด	<ul style="list-style-type: none"> - คุณภาพของแก๊สชีวภาพไม่ได้ตามที่ต้องการ - สภาพไม่เหมาะสมต่อการทำงานของเชื้อจุลินทรีย์ 	ติดตั้ง Temperature transmitter บริเวณถังปฏิกรณ์เพื่อตรวจวัดและควบคุมอุณหภูมิที่ 55 °C โดยการปรับอัตราการไหลของไอน้ำ
ค่าความเป็นกรดต่าง (pH) ภายในถังปฏิกรณ์เปลี่ยนแปลงเกินช่วงที่กำหนด	<ul style="list-style-type: none"> - คุณภาพของแก๊สชีวภาพไม่ได้ตามที่ต้องการ - สภาพไม่เหมาะสมต่อการทำงานของเชื้อจุลินทรีย์ 	ติดตั้ง pH transmitter บริเวณถังปฏิกรณ์เพื่อตรวจวัดและควบคุมค่าความเป็นกรดต่างให้อยู่ในช่วง 6.6-7.4 โดยการปรับอัตราการไหลของ Regenerant
ระยะเวลาที่เก็บของเสียต่ำกว่า HRT (Hydraulic retention time)	คุณภาพและปริมาณของแก๊สชีวภาพไม่ได้ตามที่ต้องการ	ติดตั้ง manual valve ที่ขาออกของถังปฏิกรณ์เพื่อให้สามารถกำหนดระยะเวลาที่เก็บของเสียตามที่ต้องการ (HRT 12 ชั่วโมง)



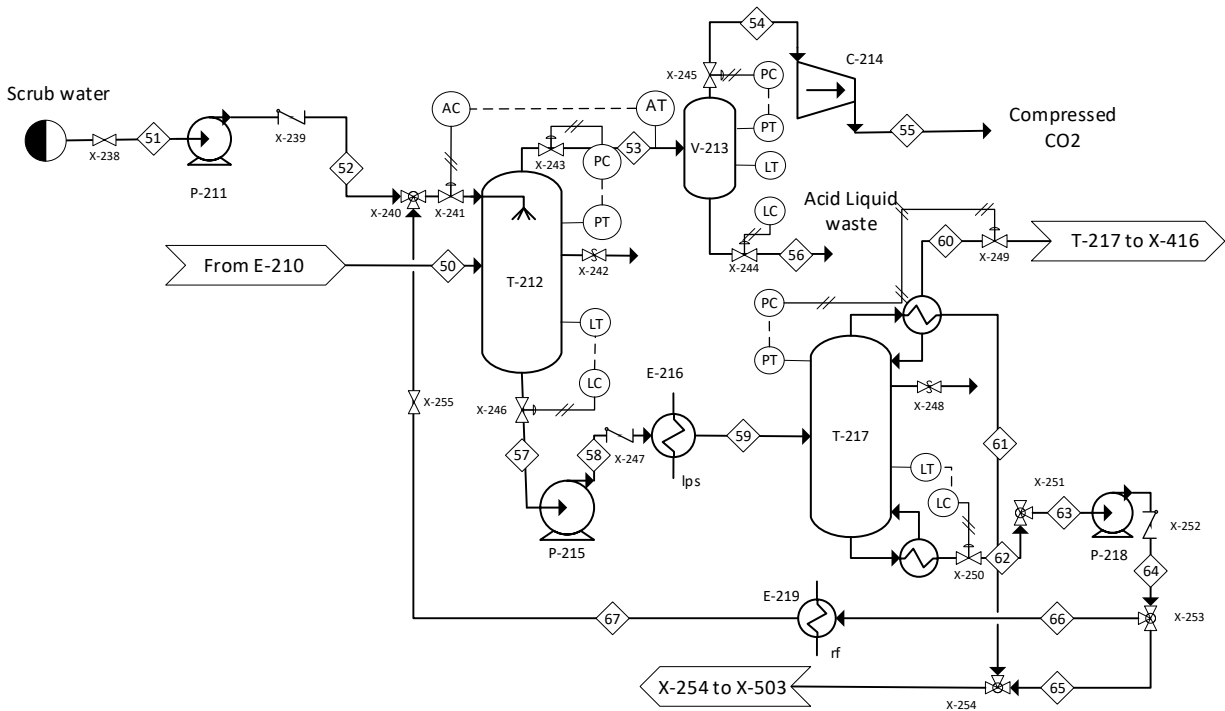
รูปที่ 11.2 P&ID ของ T-204, T-208 หลังจากการวิเคราะห์ HAZOP

พื้นที่ : Area 200 (Acid gas removal unit) เครื่องจักร/หน่วยปฏิบัติการผลิต : T-204, T-208

ปัจจัยการผลิต : ความดัน, ความเข้มข้น, อัตราการไหล

สถานการณ์จำลองที่อาจก่อให้เกิดอุบัติเหตุร้ายแรง	อันตรายหรือผลที่เกิดขึ้นตามมา	มาตรการป้องกันและควบคุมอันตราย
ความดันภายในหอสูงเกินที่กำหนด	เกิดการสะสมความดันมากเกินไปในหอดูดซึ่มและวัสดุไม่สามารถทนต่อการสะสมของความดันได้จนเกิดการระเบิด	<ul style="list-style-type: none"> - ติดตั้ง Pressure transmitter บริเวณยอดหอเพื่อควบคุมความดันโดยการปรับอัตราการไหลของแก๊สขาออก - ติดตั้ง safety valve ระบายความดันส่วนเกินออกบริเวณยอดหอเพื่อป้องกันการระเบิดจากการขยายตัวของแก๊ส
ระดับของเหลวภายในหอมากเกินไปหรือล้นออกมาที่บริเวณยอดหอ	อาจเกิดการประทุของของเหลวบริเวณยอดหอทำให้เกิดการรั่วไหลของสารเคมี	ติดตั้ง Level transmitter บริเวณขาออกของเหลวภายในหอเพื่อตรวจวัดและควบคุมระดับของเหลวโดยการปรับอัตราการไหลขาออกของเหลวจากหอซึ่มและหอพื้นสภาพ

สถานการณ์จำลองที่อาจก่อให้เกิดอุบัติเหตุร้ายแรง	อันตรายหรือผลที่เกิดขึ้นตามมา	มาตรการป้องกันและควบคุมอันตราย
อัตราการไหลของแก๊สชีวภาพต่ำกว่าที่กำหนดหรือไม่มีแก๊สไหลเข้าหอดูดซึม	แก๊สชีวภาพหลังการปรับปรุงคุณภาพยังคงมีสัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนซัลไฟด์สูงและไม่สามารถนำไปใช้งานต่อได้เนื่องจากอัตราการไหลของแก๊สไม่เหมาะสมต่ออัตราการไหลของ MDEA	<ul style="list-style-type: none"> - ติดตั้ง Flow transmitter บริเวณขาเข้าของแก๊สชีวภาพก่อนเข้าหอดูดซึมโดยทำการตรวจวัดและทำการควบคุมอัตราการไหลของแก๊สชีวภาพ - ติดตั้ง Concentration transmitter บริเวณขาออกของแก๊สหลังออกจากหอดูดซึมโดยควบคุมสัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนซัลไฟด์ของแก๊สชีวภาพขาออกจากการปรับอัตราการไหลของ MDEA
การไหลย้อนกลับของของเหลวเข้าสู่ปั๊ม	เกิดการสึกกร่อนหรือการทำงานผิดปกติของอุปกรณ์	ติดตั้ง Check valve ที่ขาออกของปั๊มเพื่อป้องกันการไหลย้อนกลับของของเหลวเข้าสู่ปั๊ม



รูปที่ 11.3 P&ID ของ T-212, T-217 หลังจากการวิเคราะห์ HAZOP

พื้นที่ : Area 200 (Acid gas removal unit) เครื่องจักร/หน่วยปฏิบัติการผลิต : T-212, T-217

ปัจจัยการผลิต : ความดัน, ความเข้มข้น, อัตราการไหล

สถานการณ์จำลองที่อาจก่อให้เกิดอุบัติเหตุร้ายแรง	อันตรายหรือผลที่เกิดขึ้นตามมา	มาตรการป้องกันและควบคุมอันตราย
ความดันภายในหอสูงเกินที่กำหนด	เกิดการสะสมความดันมากเกินไปในหอดูดซึมและวัสดุไม่สามารถทนต่อการสะสมของความดันได้จนเกิดการระเบิด	<ul style="list-style-type: none"> - ติดตั้ง Pressure transmitter บริเวณยอดหอเพื่อควบคุมความดันโดยการปรับอัตราการไหลของแก๊สขาออก - ติดตั้ง safety valve ระบายความดันส่วนเกินออกบริเวณยอดหอเพื่อป้องกันการระเบิดจากการขยายตัวของแก๊ส
ระดับของเหลวภายในหอมากเกินไปหรือล้นออกมาที่บริเวณยอดหอ	อาจเกิดการประทุของของเหลวบริเวณยอดหอทำให้เกิดการรั่วไหลของสารเคมี	ติดตั้ง Level transmitter บริเวณขาออกของของเหลวภายในหอเพื่อตรวจวัดและควบคุมระดับของเหลวโดยการปรับอัตราการไหลขาออกของของเหลวจากหอซึมและหอฟื้นฟูสภาพ
อัตราการไหลของน้ำที่เข้าหอดูดซึมต่ำกว่าที่กำหนดหรือไม่ มีน้ำไหลเข้าหอดูดซึม	ความบริสุทธิ์ของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไม่ได้ตามที่ต้องการ	ติดตั้ง Concentration transmitter ที่ขาออกของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ขาออกจากหอดูดซึมเพื่อควบคุมความบริสุทธิ์โดยการปรับอัตราการไหลของน้ำของขาเข้าของหอดูดซึม
การไหลย้อนกลับของของเหลวเข้าสู่ปั๊ม	เกิดการสีกกร่อนหรือการทำงานผิดปกติของอุปกรณ์	ติดตั้ง Check valve ที่ขาออกของปั๊มเพื่อป้องกันการไหลย้อนกลับของของเหลวเข้าสู่ปั๊ม

12.การคำนวณการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจก (Greenhouse Gas Emission Calculation)

ปัญหาทางด้านสิ่งแวดล้อมในปัจจุบัน :

ปัจจุบัน ปัญหามลพิษในอากาศของประเทศไทยมีแนวโน้มที่จะเพิ่มสูงขึ้นไม่ว่าจะเป็นเรื่องของฝุ่นละอองระดับ PM 2.5 และ การปล่อยแก๊สที่ปกคลุมชั้นบรรยากาศแล้วก่อให้เกิดปัญหาภาวะโลกร้อน (Global Warming) ดังเช่นแก๊สเรือนกระจก (Greenhouse Gas) โดยมีแหล่งกำเนิดหลักมาจากยานพาหนะและโรงงานอุตสาหกรรม^[29] ทั้งนี้ กระบวนการที่ออกแบบจะอยู่ในภาคส่วนโรงงานอุตสาหกรรม จึงต้องคำนึงถึงเรื่องนี้ในขั้นตอนการออกแบบกระบวนการ และ พิจารณาจัดการในเรื่องการปล่อยแก๊สที่ออกจากกระบวนการ

ปัญหาการผลิตพลังงานจากการเผาไหม้ถ่านหิน :

การนำถ่านหินมาใช้ประโยชน์ส่วนใหญ่จะถูกนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงเพื่อการผลิตกระแสไฟฟ้าและในอุตสาหกรรมต่าง ๆ ถ่านหินเมื่อถูกทำให้เกิดการเผาไหม้จะปล่อยแก๊สต่าง ๆ ที่เป็นมลพิษทางอากาศ ทั้งที่อยู่ในรูปของละอองธุลี (Particulate Matters) และอยู่ในรูปของออกไซด์ของแก๊สต่าง ๆ มากมายเช่น ซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO₂) ไนโตรเจนออกไซด์ (NO₂) เป็นต้น อันเป็นสาเหตุให้เกิดปรากฏการณ์ที่ส่งผลโดยตรงต่อมนุษย์และบรรยากาศของโลก เช่น การเกิดฝนกรด และ การเกิดปรากฏการณ์แก๊สเรือนกระจก เป็นต้น

แก๊สเรือนกระจก คือ แก๊สที่เป็นองค์ประกอบของบรรยากาศโลกที่สามารถห่อหุ้มโลกไว้เสมือนเรือนกระจก แก๊สเหล่านี้มีความจำเป็นต่อการรักษาอุณหภูมิของโลกให้คงที่ ซึ่งอาจแบ่งเป็นเรือนกระจกตามธรรมชาติและแก๊สเรือนกระจกจากภาคส่วนโรงงานอุตสาหกรรม เช่น แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) แก๊สมีเทน (CH₄) แก๊สไนตรัสออกไซด์ (N₂O) ซีเอฟซี (CFCs) ไฮโดรฟลูโอโรคาร์บอนคาร์บอน (HFCs) เพอร์ฟลูโอโรคาร์บอน (PFCs) และ ซัลเฟอร์เฮกซะฟลูออไรด์ (SF₆) แก๊สเรือนกระจกโดยธรรมชาติแล้วจะช่วยรักษาอุณหภูมิเฉลี่ยของโลกให้อยู่ในระดับที่คงที่ อย่างไรก็ตาม กิจกรรมที่ดำเนินการโดยมนุษย์ส่งผลให้มีการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกสู่ชั้นบรรยากาศที่มากเกินไป ทำให้เกิดภาวะโลกร้อน (Global Warming) อันมีสาเหตุหลักมาจากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงฟอสซิล

สมมติฐาน

1. การเผาไหม้ภายในโรงงานเป็นการเผาไหม้สมบูรณ์
2. การคำนวณการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจก พิจารณาแก๊ส CO₂ CH₄ และ N₂O

วิธีการวิเคราะห์

สูตร^[2]

การคำนวณปริมาณค่าสูงสุดของการปล่อยแก๊สเรือนกระจกในรูปแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เทียบเท่า (Maximum Uncontrolled Carbon Dioxide Equivalent)

$$\text{Max uncontrolled CO}_{2e} \text{ (tons/yr)} = [1 \times \text{uncontrolled CO}_2 \text{ (tons/yr)}] + [25 \times \text{uncontrolled CH}_4 \text{ (tons/yr)}] + [298 \times \text{uncontrolled N}_2\text{O (tons/yr)}] + [22800 \times \text{uncontrolled SF}_6 \text{ (tons/yr)}] + [\text{GWPPFC}_n \times \text{uncontrolled PFC}_n \text{ (tons/yr)}] + [\text{GWPPFC}_n \times \text{uncontrolled HFC}_n \text{ (tons/yr)}]$$

จากตาราง 12.1 แสดงให้เห็นว่ากรณีพื้นฐาน (Base case) สามารถผลิตพลังงานออกมาได้ปริมาณรวม 738,826.07 mmBTU ต่อปี เป็นผลรวมของพลังงานไฟฟ้าและพลังงานจากเชื้อเพลิง โดยในตาราง 13.2 แสดงให้เห็นปริมาณแก๊สเรือนกระจกในระบบอันประกอบด้วย CO₂ CH₄ และ N₂O ที่ถูกปล่อยสู่บรรยากาศ มีปริมาณอยู่ที่ 0 Short tons ต่อปี

ตารางที่ 12.1 ปริมาณพลังงานที่ได้จากผลิตภัณฑ์ของโรงงานแก๊สชีวภาพของ Base case

Product	Production	Default high heat value	Energy production (mmBTU/yr)
Electricity	3,168.27 kW	-	77,776.29
CBG	1,243.29 kg/hr	0.0369 mmBTU/kg	330,150.52
Fuel gas	1,287.71 kg/hr	0.0357 mmBTU/kg	330,899.26
Hot gas	1,013.09 kg/hr	0.0357 mmBTU/kg	260,331.80
P-oil	2,993.22 kg/hr	0.15 mmBTU/gallon	879,488.48
Total			1,878,646.35

ตารางที่ 12.2 ปริมาณการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากการผลิตผลิตภัณฑ์ของโรงงานแก๊สชีวภาพของ Base case

Greenhouse Gas	100-year GWP	Mass emission rate (kg/yr)	max uncontrolled mass emission rate (Short ton/yr)	max uncontrolled CO ₂ equivalent (Short ton/yr)
CO ₂	1	0	0	0
CH ₄	25	0	0	0
N ₂ O	298	0	0	0
Total				0

ตารางที่ 12.3 อัตราการผลิตพลังงานต่อปริมาณการใช้ถ่านหิน และ อัตราการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกต่อปริมาณพลังงานที่ผลิตของกรณีพื้นฐาน

ถ่านหิน	Default high heat value (mmBTU/short tons)	Default emission factor		
		CO ₂ (kg CO ₂ /mmBTU)	CH ₄ (kg CH ₄ /mmBTU)	N ₂ O (kg N ₂ O/mmBTU)
Anthracite coal	25.09	103.69	0.011	0.0016
Bituminous coal	24.93	93.28	0.011	0.0016
Lignite	14.21	97.72	0.011	0.0016
Sub-Bituminous coal	17.25	97.17	0.011	0.0016

ตารางที่ 12.4 ปริมาณการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากการเผาไหม้ของถ่านหิน และ ปริมาณการใช้ถ่านหินเมื่อต้องการพลังงานที่เท่ากับกับกรณีพื้นฐาน

ถ่านหิน	CO ₂ (kg CO ₂ /yr)	CH ₄ (kg CH ₄ /yr)	N ₂ O (kg N ₂ O/yr)	Coal mass flow (Short ton/yr)
Anthracite coal	194,796,840.08	20,665.11	3,005.83	74,876.30
Bituminous coal	175,240,131.57	20,665.11	3,005.83	75,356.85
Lignite	183,581,321.36	20,665.11	3,005.83	132,205.94
Sub-Bituminous coal	182,548,065.87	20,665.11	3,005.83	108,907.03

ตารางที่ 12.5 ปริมาณการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากการเผาไหม้ของถ่านหิน เมื่อต้องการพลังงานที่เท่ากับกับกรณีพื้นฐาน

ถ่านหิน	Max uncontrolled mass emission rate (Short ton CO ₂ /yr)			Max uncontrolled CO ₂ equivalent (Short ton CO ₂ /yr)			Sum max uncontrolled CO ₂ equivalent (Short ton CO ₂ /yr)
	CO ₂	CH ₄	N ₂ O	CO ₂	CH ₄	N ₂ O	
Anthracite	214,726.50	22.78	3.31	214,726.50	569.48	987.38	216,283.37
Bituminous	193,168.95	22.78	3.31	193,168.95	569.48	987.38	194,725.81
Lignite	202,363.53	22.78	3.31	202,363.53	569.48	987.38	203,920.39
Sub-Bituminous	201,224.56	22.78	3.31	201,224.56	569.48	987.38	202,781.42

สรุปเปรียบเทียบการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากการเผาถ่านหิน

ในตารางที่ 12.4 เป็นการแจกแจงปริมาณถ่านหินประกอบด้วย Anthracite Bituminous Lignite และ Sub-Bituminous ที่ต้องใช้เมื่อต้องการพลังงานเทียบเท่ากับกรณีพื้นฐานที่สามารถผลิตได้ที่ 738,826.07 mmBTU ต่อ ปี ส่วนในตาราง 12.5 เป็นปริมาณการปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่าสู่บรรยากาศเมื่อนำปริมาณถ่านหินแต่ละชนิดในตาราง 12.4 มาเผาไหม้ โดยจะต้องใช้

Anthracite

74,876.30 Short ton ต่อ ปี และปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่า 194,796,840.08 Short ton ต่อ ปี

Bituminous

75,356.85 Short ton ต่อ ปี และปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่า 175,240,131.57 Short ton ต่อ ปี

Lignite

132,205.94 Short ton ต่อ ปี และปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่า 183,581,321.36 Short ton ต่อ ปี

Sub-Bituminous

108,907.03 Short ton ต่อ ปี และปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่า 182,548,065.87 Short ton ต่อ ปี

การผลิตพลังงานและการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกของโรงงานแก๊สชีวภาพในแต่ละกรณีศึกษา

จากการวิเคราะห์กรณีพื้นฐาน พบว่า ปริมาณแก๊สเรือนกระจกในกระบวนการที่ประกอบด้วยแก๊ส CO₂ CH₄ และ N₂O ถูกปล่อยออกจากกระบวนการมีผลรวมเท่ากับ 0 Short tons ต่อ ปี เป็นผลเนื่องมาจาก

การออกแบบให้กระบวนการสามารถนำแก๊สจากกระบวนการเหล่านี้เพิ่มมูลค่าเปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์ไม่ว่าจะอยู่ในองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์อย่างแก๊สเชื้อเพลิงและแก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์หรือปรับให้มีคุณภาพเหมาะสมก่อนจัดจำหน่ายอย่างแก๊ส 99.5 % CO₂^[30] ซึ่งโดยทั่วไปโรงงานอุตสาหกรรมจะต้องทำการลดปริมาณของแก๊สเรือนกระจกก่อนที่จะปล่อยแก๊สทิ้งของเสียออกนอกกระบวนการผลิต ปัจจุบัน มีวิธีการลดการปล่อยแก๊ส CO₂ ที่หลากหลาย^[29] จากการวิเคราะห์ทางเลือกพบว่า การเพิ่มมูลค่าให้กับแก๊สเหล่านี้เป็นวิธีบำบัดอย่างหนึ่งเพราะการบำบัดในทุกทางเลือกมีต้นทุนประกอบอยู่ด้วย การลงทุนพัฒนากระบวนการผลิตเปลี่ยนแก๊ส CO₂ เป็นผลิตภัณฑ์อื่นแทนที่จะเป็นการนำค่าใช้จ่ายไปอยู่ในรูปการบำบัดจึงเป็นแนวทางที่น่าสนใจ^[29] เพราะฉะนั้นทางเลือกที่สามารถสร้างความมั่นคงให้แก่กระบวนการอย่างการสามารถสร้างรายได้จากแก๊สทั้งนี้จึงเป็นตัวเลือกที่ดี การจัดจำหน่ายผลิตภัณฑ์ในรูปสารตั้งต้นวัสดุก่อสร้างเป็นการบำบัดที่ยั่งยืนเพราะเป็นการจัดเก็บแก๊ส CO₂ แบบถาวรหรือแบบกลับออกมาได้ยาก^[29] และยังเป็นสิ่งที่ใกล้ตัวที่มนุษย์ต้องใช้อย่างการตั้งรกรากซึ่งตรงตามแนวคิด Circular City คือสามารถนำสิ่งที่ได้มาจากเมืองอย่างขยะมูลฝอยและยังสามารถส่งคืนให้กับเมืองในรูปของวัสดุก่อสร้างเป็นการสร้างระบบที่ Circular มีความมั่นคงและลดปัญหาสิ่งแวดล้อมอย่างยั่งยืนเมื่อเปรียบเทียบกับการนำแก๊ส CO₂ ไปใช้ผลิตเป็นสารเคมีต่าง ๆ ที่แก๊ส CO₂ ถูกจัดเก็บแบบชั่วคราวเท่านั้น

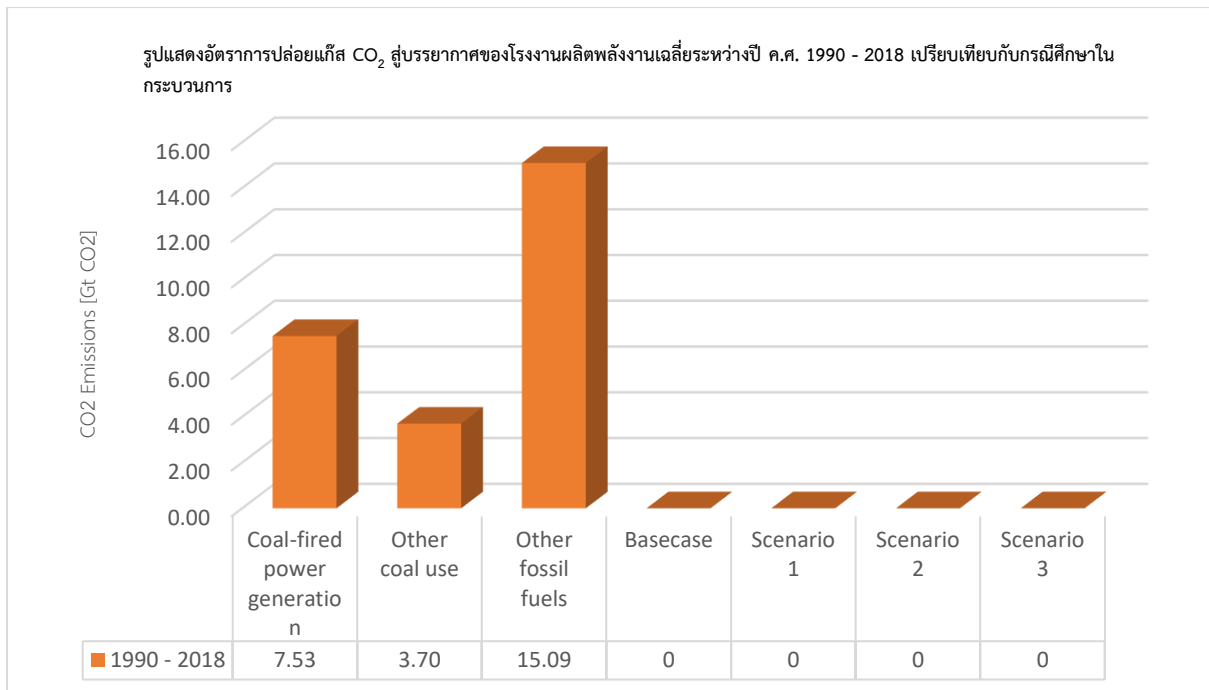
ในตารางที่ 12.6 เป็นแสดงถึงปริมาณที่แต่ละกรณีศึกษาผลิตได้ต่อปีรวมถึงปริมาณแก๊ส CO₂ เทียบเท่าที่ปล่อยสู่บรรยากาศโดยแยกเป็นแต่ละชนิดถ่านหิน กล่าวคือ ปริมาณการปล่อย CO₂ เทียบเท่านี้คิดแยกเป็นกรณีที่ใช้ถ่านหินเพียงชนิดนั้นๆ ยกตัวอย่าง ในกรณีศึกษา 1 (Scenario 1) สามารถผลิตพลังงานได้ 1,839,344.76 mmBTU ต่อปี เมื่อต้องการพลังงานจำนวน 1,839,344.76 mmBTU ต่อ ปี จะต้องเผาไหม้

Anthracite coal	แล้วปล่อยแก๊ส CO ₂ เทียบเท่า 211,758.69 short ton ต่อ ปี
Bituminous coal	แล้วปล่อยแก๊ส CO ₂ เทียบเท่า 190,652.12 short ton ต่อ ปี
Lignite	แล้วปล่อยแก๊ส CO ₂ เทียบเท่า 199,654.34 short ton ต่อ ปี
Sub-Bituminous coal	แล้วปล่อยแก๊ส CO ₂ เทียบเท่า 198,539.20 short ton ต่อ ปี

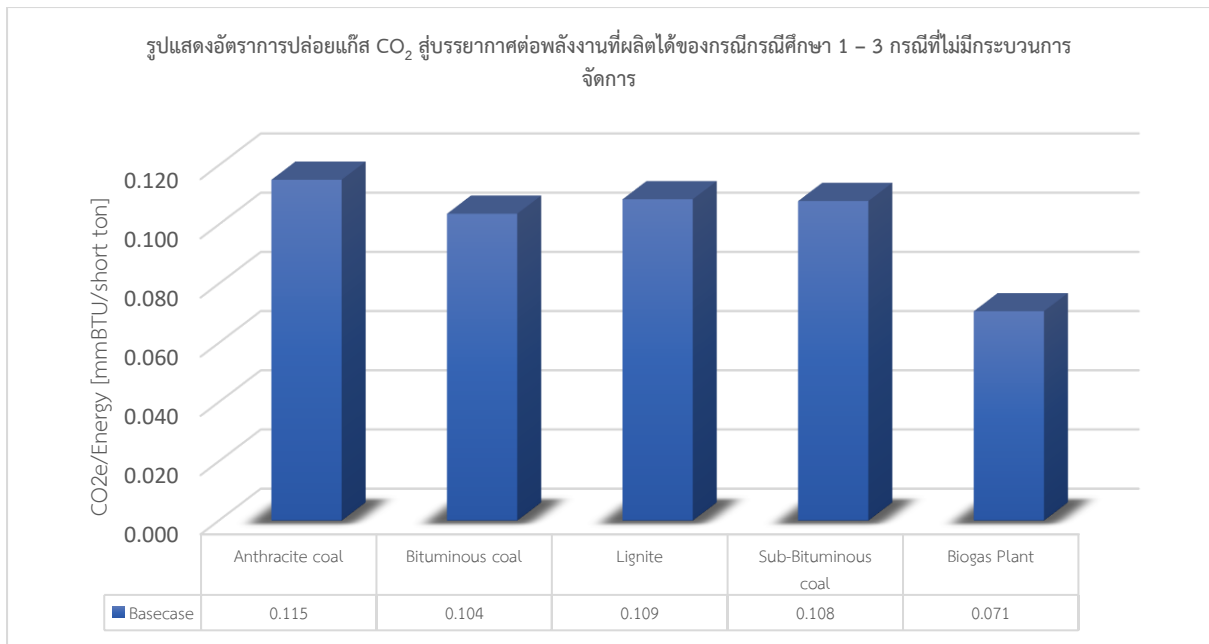
พบว่า กรณีศึกษาที่ 1 2 และ 3 ก็จะไม่มีการปล่อยแก๊สเรือนกระจกออกจากกระบวนการผลิตเช่นกัน แต่ปริมาณพลังงานที่สามารถที่ผลิตได้ต่อปีต่ำลงเนื่องจากแต่ละกรณีศึกษาจัดการและออกแบบกระบวนการที่แตกต่างกันออกไป อย่างไรก็ตาม ทุกกรณีศึกษาจะมีการปล่อยแก๊สเรือนกระจกที่ต่ำกว่ากระบวนการผลิตพลังงานในรูปแบบอื่น ๆ ดังที่แสดงในรูป 12.7 ซึ่งแสดงให้เห็นถึงปริมาณแก๊ส CO₂ เทียบเท่าที่แต่ละกระบวนการผลิตพลังงานได้ปล่อยออกมาสรุปได้ว่ากระบวนการผลิตในทุกกรณีศึกษาสามารถลดปริมาณการปล่อยแก๊ส CO₂ ได้เมื่อเทียบกับกระบวนการแบบดั้งเดิมอย่างการเผาไหม้ถ่านหินหรือเชื้อเพลิงฟอสซิล ส่วนในรูป 12.8 – 12.9 แสดงให้เห็นว่าเมื่อไม่ได้มีการใช้ประโยชน์จากแก๊ส CO₂ ในแต่ละกรณีศึกษาจะมีปริมาณการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้ อย่างไรก็ตาม โดยของกรณีพื้นฐานมีอัตราส่วนอยู่ที่ 0.071 short ton ต่อ mmBTU เมื่อเปรียบเทียบกับของถ่านหินแล้วพบว่า การปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้ของถ่านหินแต่ละชนิดมีค่ามากกว่ากระบวนการผลิตพลังงานจากแก๊สชีวภาพ ส่วนรูป 12.9 ก็เช่นเดียวกัน ซึ่งแสดงให้เห็นของกรณีศึกษา 1-3 มีค่าอยู่ที่ 0.072 short ton ต่อ mmBTU เมื่อเปรียบเทียบกับอัตราส่วนของถ่านหินแต่ละก็มีค่ามากกว่าเช่นเดียวกับกรณีพื้นฐาน โดยสรุปได้ว่า การผลิตพลังงานจากแก๊สชีวภาพมีการปล่อยแก๊ส CO₂ น้อยกว่ากระบวนการผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิลซึ่งสอดคล้องกับยุทธศาสตร์แห่งชาติที่ต้องการลดปริมาณการปล่อยแก๊ส CO₂ พร้อมทั้งมีแหล่งพลังงานมาทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิล

ตารางที่ 12.6 พลังงานที่ผลิตได้ในแต่ละกรณีศึกษาและปริมาณการปล่อยแก๊สเรือนกระจกในรูปแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เทียบเท่า

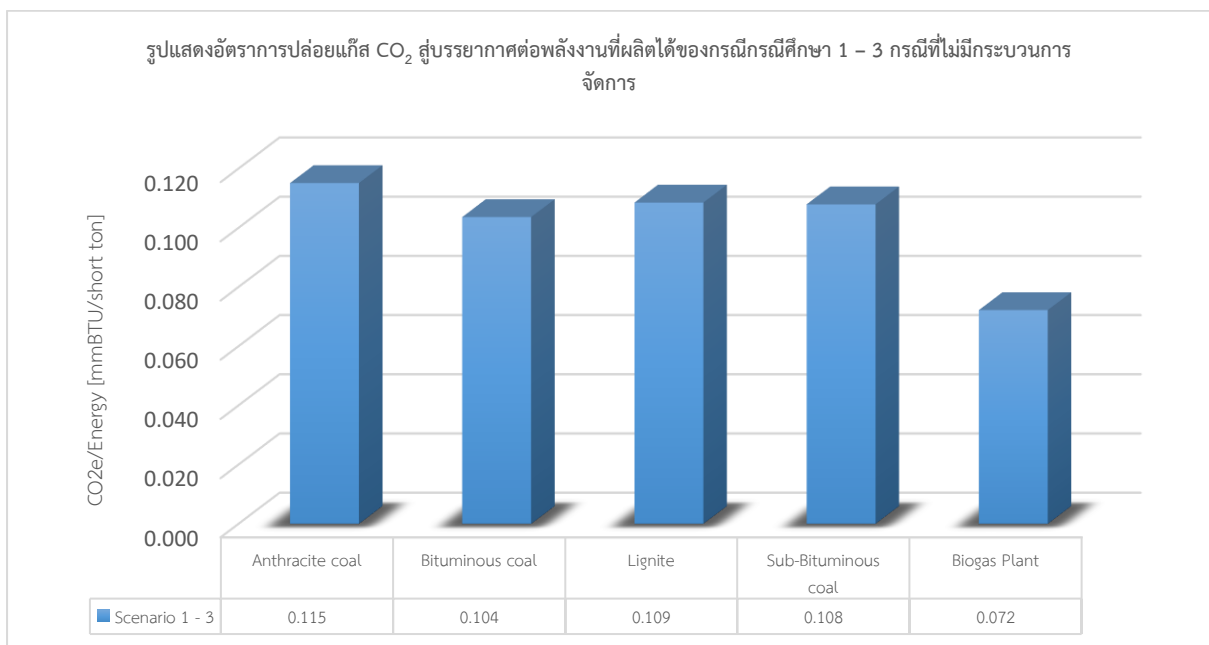
	Base case	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3
Energy (mmBTU/yr)	1,878,646.35	1,839,344.76	1,839,344.76	1,840,117.24
CO ₂ equivalent from coal combustion (short ton/yr)				
Anthracite coal	216,283.37	211,758.69	211,758.69	211,847.62
Bituminous coal	194,725.81	190,652.12	190,652.12	190,732.19
Lignite	203,920.39	199,654.34	199,654.34	199,738.19
Sub-Bituminous coal	202,781.42	198,539.20	198,539.20	198,622.58



รูป 12.7 รูปแสดงอัตราการปล่อยแก๊ส CO₂ สู่บรรยากาศของโรงงานผลิตพลังงานเฉลี่ยระหว่างปี ค.ศ. 1990 - 2018 เปรียบเทียบกับกรณีศึกษาในกระบวนการ^[34]



รูป 12.8 รูปแสดงอัตราการปล่อยแก๊ส CO₂ สู่บรรยากาศต่อพลังงานที่ผลิตได้ของกรณีการศึกษา 1 – 3 กรณีที่ไม่มีกระบวนการจัดการ



รูป 12.9 รูปแสดงอัตราการปล่อยแก๊ส CO₂ สู่บรรยากาศต่อพลังงานที่ผลิตได้ของกรณีการศึกษา 1 – 3 กรณีที่ไม่มีกระบวนการจัดการ

14. Conclusions and Recommendations

14.1 บทวิเคราะห์กรณีศึกษา

จากการออกแบบกระบวนการทางวิศวกรรมเคมี หัวข้อ Bio-Residue Utilization for Circular City ภายใต้โครงการการประกวดการออกแบบทางวิศวกรรมเคมีแห่งชาติสำหรับนิสิตนักศึกษา ปี 2563-2564 ซึ่งเป็นการนำเข้าข้อมูลผลจากชุมชนและกากมันจากโรงงานแป้งมันสำปะหลังจากภาคเกษตรกรรมมาดำเนินการแปรรูปและทำให้เกิดประโยชน์สูงสุดภายใต้แนวคิด Circular City ที่มีต้นแบบจากยุทธศาสตร์แห่งชาติที่มีโมเดลธุรกิจแบบ BCG โดยการคำนึงเศรษฐกิจด้านชีวภาพ ด้านการหมุนเวียน และด้านสิ่งแวดล้อม โดยการผลิตผลิตภัณฑ์และให้บริการที่นำไปสู่การสร้างสังคมที่สามารถพึ่งพากันได้อย่างยั่งยืน

จากวัตถุประสงค์ในการออกแบบกระบวนการสามารถออกแบบกรณีพื้นฐานได้ ดังนี้ ระบบจะทำการแปรรูปขยะที่ได้รับมาให้เป็นแก๊สชีวภาพโดยกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ (Anaerobic Digestion) ตรงกับเศรษฐกิจด้านชีวภาพโดยได้แก๊สชีวภาพที่เป็นไปตามเกณฑ์ใน Appendix C.1 โดยกระบวนการผลิตจะแบ่งออกเป็นสองเส้นทางจากความต่างขององค์ประกอบทางชีวภาพของขยะที่ได้รับมา เพื่อการผลิตแก๊สชีวภาพได้ตรงตามคุณภาพและน้ำที่ใช้ในกระบวนการย่อยสลายจะถูกทำกำบับด้วย Rotary Press และส่งออกเป็นสาหร่ายปุ๋ยภาคเกษตรกรรมรวมทั้งผลิตเป็น Bio-Fertilizer ที่สามารถส่งออกให้แก่ภาคเกษตรกรรมและได้รับรายได้กลับมาดำเนินการกระบวนการ หลังจากนั้นแก๊สชีวภาพจะถูกนำไปปรับปรุงคุณภาพด้วยกระบวนการ Amine Absorption โดยใช้สารละลาย MDEA เนื่องจากกระบวนการ Amine Absorption นี้มีความจำเพาะต่อแก๊สที่มีฤทธิ์เป็นกรด (Acid Gas) ประกอบด้วยแก๊ส CO_2 และแก๊ส H_2S จึงเป็นกระบวนการที่เหมาะสมในนำไปใช้ในการปรับปรุงแก๊สชีวภาพที่มีการปนเปื้อนของ Acid Gas อีกทั้งยังสามารถนำสารละลาย MDEA ที่ใช้ในการดูดซับ Acid Gas นำกลับมาใช้อีกได้ด้วยกระบวนการ Amine Desorption ซึ่งตรงตามแนวคิดเศรษฐกิจด้านการหมุนเวียน และจากแนวคิดด้านสิ่งแวดล้อมกระบวนการจึงมีการออกแบบระบบในการจัดการกับ Acid Gas นี้โดยใช้ความแตกต่างในการละลายน้ำของแก๊สสองชนิดนี้ในการเลือกกระบวนการที่เหมาะสม โดยใช้กระบวนการ Water Scrubbing ทำให้สามารถแยกแก๊ส CO_2 ที่ละลายลงในน้ำได้น้อยกว่าแก๊ส H_2S คือจะได้ CO_2 อยู่ในสถานะแก๊สส่วน H_2S อยู่ในน้ำที่ใช้ในกระบวนการ Water Scrubbing เช่นเดียวกับกับกระบวนการ Amine Absorption น้ำที่มี H_2S ละลายอยู่จะถูกนำไปฟื้นฟูเพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการ Water Scrubbing อีกครั้งด้วยกระบวนการ Water Stripping หลังผ่านกระบวนการดังกล่าวจะได้แก๊สเชื้อเพลิง (Fuel Gas) และแก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์ (Compressed Biomethane Gas) ตามเกณฑ์ Appendix C.1 รวมทั้งได้แก๊ส CO_2 เข้มข้นร้อยละ 99.5 จากกระบวนการ Water Scrubbing เป็นผลิตภัณฑ์ที่จากกระบวนการผลิตในส่วนนี้ ส่วน Acid Gas ที่ได้หลังจากกระบวนการ Water Scrubbing จะถูกนำไปบำบัดต่อที่ระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (Combined Heat and Power) ด้วยการเผาไหม้ร่วมกับแก๊สเชื้อเพลิง กระบวนการได้ถูกออกแบบให้มีการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมเพื่อผลิตพลังงานใช้เองในระบบเพื่อการดำเนินการกระบวนการอย่างยั่งยืน และเพื่อส่งออกเป็นสาหร่ายปุ๋ยภาคให้แก่ชุมชน จากที่นำ Acid Gas ส่วนที่ออกจาก Water Scrubbing มาบำบัดในกระบวนการนี้จึงใช้เป็นการเผาไหม้แบบ Oxy-Fuel Combustion ที่ใช้แก๊ส O_2 บริสุทธิ์สูงเพื่อทำให้แก๊สที่ได้หลังจากการเผาไหม้มีความเข้มข้นของ CO_2 สูงซึ่งจะทำให้แก๊ส CO_2 ในส่วนนี้มีความเข้มข้นอยู่ที่ร้อยละ 99.5 ทำให้สรุปได้ว่ากรณีพื้นฐานนี้ออกแบบให้สามารถเปลี่ยนขยะมูลฝอยและกากมันจากโรงงานมันสำปะหลัง ได้เป็นผลิตภัณฑ์ที่ประกอบด้วย แก๊สเชื้อเพลิง แก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์ Bio-Fertilizer และแก๊ส CO_2 ความเข้มข้นร้อยละ 99.5 และได้สาหร่ายปุ๋ยภาคเป็นพลังงานไฟฟ้าและน้ำเพื่อการเกษตร โดยเป็นไปตาม

BCG Model ดังนี้ ด้านชีวภาพใช้การย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศ (Anaerobic Digestion) ในการผลิตแก๊สชีวภาพ ด้านการเวียนทำการนำแก๊สชีวภาพไปผลิตพลังงานใช้ภายในกระบวนการอย่างพลังงานไฟฟ้าด้วยระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (Combined Heat and Power) เป็นการหมุนเวียนขั้นในคือ สามารถนำสิ่งที่นำเข้าแปรเปลี่ยนเป็นสิ่งที่เป็ประโยชน์ที่ใช้ได้เองในระบบก่อน ลำดับถัดมา คือ การหมุนเวียนขั้นนอก คือ กระบวนการได้รับขยะที่ไม่พึงประสงค์ของทั้งชุมชนและเกษตรกรรมมาจัดการแปรเปลี่ยนเป็นสาธารณูปโภคอย่างพลังงานไฟฟ้าส่งคืนให้แก่ชุมชนหรือบำบัดน้ำที่เป็นองค์ประกอบในกระบวนการย่อยสลายป็นส่วนให้ภาคเกษตรกรรมเป็นการรับมาและส่งคืนเป็นวงจร ไม่เพียงแค่นั้นระบบกระบวนการยังถูกออกแบบให้สามารถเพิ่มคุณภาพด้วยกระบวนการ Amine Absorption เป็นแก๊สเชื้อเพลิง (Fuel Gas) และเชื้อเพลิงยานยนต์ (Compressed Biomethane Gas) ที่ส่งต่อให้กับภาคอุตสาหกรรมอื่นได้อย่างมีมูลค่าและได้รับรายได้กลับมาสร้างรากฐานความมั่นคงและยั่งยืนให้แก่กระบวนการเพื่อสร้างสังคมที่พึ่งพากันได้อย่างยั่งยืน ด้านสิ่งแวดล้อม แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ซึ่งเป็นแก๊สเรือนกระจกที่เป็นสาเหตุหลักของวิกฤตการณ์ด้านมลพิษ กระบวนการนี้มีการจัดการโดยการนำแก๊ส CO₂ นี้มาเพิ่มมูลค่าผ่านกระบวนการ Water Scrubbing เพื่อปรับปรุงให้มีคุณภาพมากพอที่นำไปใช้ในภาคอุตสาหกรรมอื่นโดยเป็นการคำนึงในเรื่อง GHG Emission ที่เมื่อเทียบกับอุตสาหกรรมที่ผลิตพลังงานแบบเชื้อเพลิงฟอสซิลอย่างโรงงานผลิตไฟฟ้าจากถ่านหินกระบวนการนี้จะมีการปล่อยแก๊ส CO₂ ที่ต่ำกว่าทั้งนี้เป็นเพราะกระบวนการเลือกที่จะนำแก๊ส CO₂ ไปทำเป็นผลิตภัณฑ์อย่างไรก็ตามปริมาณการปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่าของกรณีพื้นฐานนี้ก็ค่าน้อยกว่าเมื่อทำการคำนวณปริมาณถ่านหินแต่ละชนิดที่ต้องใช้เพื่อให้ได้ค่าพลังงานเท่ากับ 1,878,646.35 mmBTU ต่อปี ที่กรณีพื้นฐานผลิตได้ ดังตารางที่ 12.4 และมีอัตราส่วนการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้อยู่ที่ 0.071 short tonต่อmmBTU เมื่อไม่ได้มีกระบวนการจัดการ และยังมีกระบวนการแปรรูปพลาสติกที่เป็นปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมเนื่องจากต้องใช้เวลาในการย่อยสลายทำให้เกิดปัญหาขยะล้นดังที่พบเห็นในชุมชนและระบบนิเวศจึงมีการนำกระบวนการ Pyrolysis มาใช้เพื่อแปรรูปพลาสติกและได้ผลิตภัณฑ์เป็น Pyrolysis oil ในการส่งออกและนำเข้ารายได้ อีกทั้งยังได้แก๊สเชื้อเพลิงออกมาซึ่งใช้ในการดำเนินกระบวนการ กระบวนการ Pyrolysis จึงเป็นกระบวนการที่สามารถพึ่งพาตนเองได้ ไม่เพียงเป็นการลดปัญหาสิ่งแวดล้อมแต่ยังสามารถเพิ่มมูลค่าและสร้างรายได้อีกหนึ่งช่องทาง เป็นการเพิ่มความยั่งยืนให้แก่กระบวนการและดำเนินภารกิจในการอำนวยความสะดวกแก่สังคมอย่างมีจิตสำนึกต่อสิ่งแวดล้อมโดยกรณีพื้นฐานจะคืนทุนเริ่มต้นภายใน 11 ปี มีค่าผลตอบแทนที่ได้รับต่อปีร้อยละ (IRR) 14 ของเงินลงทุน และ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 2,599.67 บาท

กรณีศึกษาที่ 1 เป็นการปรับปรุงกระบวนการกรณีพื้นฐานโดยการเพิ่มหน่วยแยกอากาศ (Air Separating Unit) เข้ามาในกระบวนการที่ออกแบบเพื่อเป็นการลดการพึ่งพาทรัพยากรจากภายนอก กระบวนการ ทำให้มีแก๊ส O₂ และแก๊ส N₂ เพียงพอที่จะใช้งานในกระบวนการผลิต แต่เมื่อทำการวิเคราะห์ข้อมูลผลการออกแบบกระบวนการ พบว่า หน่วยแยกอากาศที่เพิ่มขึ้น ทำให้มีพลังงานไฟฟ้าในกระบวนการไม่พอใช้และไม่พอที่จะส่งออกให้กับชุมชนโดยรอบทำให้ต้องทำการแก้ไขกระบวนการกรณีพื้นฐานโดยการปรับปรุงในส่วนระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมด้วยการนำแก๊ส CO₂ ที่ได้หลังจากการเผาไหม้วนกลับไปเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตกระแสไฟฟ้า[□] ซึ่งทำให้สามารถแก้ปัญหาไฟฟ้าที่ไม่เพียงพอข้างต้นได้ อย่างไรก็ตาม จากการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ พบว่า กระบวนการที่ออกแบบใหม่นี้จะส่งผลกระทบต่อค่าใช้จ่ายจากการต้องเพิ่มขนาดของอุปกรณ์ที่ใช้ผลิตพลังงานไฟฟ้ารวมถึงต้องเสียค่าใช้จ่ายของหน่วยแยกอากาศ โดยมีการคืนทุนอยู่ที่ปี 12 โดยมีปริมาณการปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่าของกรณีศึกษา 1 นี้ก็ค่าน้อยกว่าเมื่อทำการคำนวณปริมาณถ่านหินแต่ละชนิดที่ต้องใช้เพื่อให้ได้ค่าพลังงานเท่ากับ 1,839,344.76 mmBTU ต่อปี และมีอัตราส่วนการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้อยู่ที่ 0.072 short ton ต่อ mmBTU เมื่อไม่ได้มี

กระบวนการจัดการ มีค่าผลตอบแทนที่ได้รับต่อปีร้อยละ (IRR) 14 ของเงินลงทุน และ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 2584.67 บาท

หลังจากนั้น เนื่องจาก การจำหน่ายแก๊ส CO₂ โดยตรงให้กับภาคอุตสาหกรรมเพียงอย่างเดียวนั้น อาจจะเป็นทางเลือกในการลดแก๊ส CO₂ ที่ไม่ยั่งยืน หากความต้องการปริมาณแก๊ส CO₂ ของประเทศลดลง เป็นไปตามยุทธศาสตร์แห่งชาติ ใน BCG Model ในเศรษฐกิจด้านสิ่งแวดล้อม ทำให้นำไปสู่กรณีศึกษาที่ 2

กรณีศึกษาที่ 2 หลังจากทำการสืบค้นกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับการนำแก๊ส CO₂ ที่เหลือไปใช้งาน (CO₂ Utilization) พบว่า มีกระบวนการที่หลากหลาย^[29]ไม่ว่าจะเป็นการใช้ประโยชน์ในกระบวนการสังเคราะห์แสงของพืชที่ใช้สารตั้งต้นเป็นแก๊ส CO₂ ที่สามารถลดการปล่อยแก๊ส CO₂ ได้อย่างยั่งยืนหรือการนำไปเพิ่มมูลค่าผลิตเป็นสารเคมีชนิดอื่น ๆ เช่น แก๊สเชื้อเพลิงหรือเมทานอล เป็นต้น วิธีส่วนใหญ่จะได้รับประโยชน์ทางด้านความยั่งยืนหรือทางด้านเศรษฐศาสตร์เพียงด้านใดด้านหนึ่ง เพราะฉะนั้นกระบวนการที่สามารถได้รับประโยชน์ในทั้งสองด้านจะเป็นทางเลือกที่เหมาะสมในการนำมาเป็นกระบวนการสำหรับนำแก๊ส CO₂ ที่เหลือไปใช้งาน แทนที่การจำหน่ายแก๊ส CO₂ โดยตรง หนึ่งในกระบวนการที่สามารถตอบโจทย์ได้ทั้งทางด้านความยั่งยืนและทางด้านเศรษฐศาสตร์ จะเป็นการนำแก๊ส CO₂ ไปเป็นสารตั้งต้นในการผลิตวัสดุก่อสร้างที่จะได้รายได้กลับมาเป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียงของกระบวนการ เป็นการหมุนเวียนนำขยะมูลฝอยจากชุมชนและเกษตรกรรมกลับไปใช้งานในชุมชน อีกทั้ง กระบวนการนี้เป็นการลดการปล่อยแก๊ส CO₂ ที่ยั่งยืนหรือถาวรมากกว่ากระบวนการอื่นที่เป็นการลดการปล่อยแก๊ส CO₂ ชั่วคราวเท่านั้น^[29] ทำให้ระบบโดยรวมสามารถช่วยลดการปล่อยแก๊ส CO₂ สิ่งแวดล้อมได้อย่างมีประสิทธิภาพมากขึ้น อย่างไรก็ตาม เมื่อพิจารณาการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์เพื่อที่จะสามารถคืนทุนในระยะเวลาที่กำหนดทำให้อัตราส่วนในการขายไปเป็นสารตั้งต้นของวัสดุก่อสร้างอยู่ที่ร้อยละ 15 ของปริมาณแก๊ส CO₂ ที่สามารถผลิตได้จากกระบวนการนี้ ซึ่งจะทำให้กรณีศึกษานี้คืนทุนเริ่มต้นได้ทันภายในปีที่ 20 พอดีโดยมีปริมาณการปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่าของกรณีศึกษา 2 นี้ก็มีค่าน้อยกว่าเมื่อทำการคำนวณปริมาณถ่านหินแต่ละชนิดที่ต้องใช้เพื่อให้ได้ค่าพลังงานเท่ากับ 1,839,344.76 mmBTU ต่อปี และมีอัตราส่วนการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้อยู่ที่ 0.072 short ton ต่อ mmBTU เมื่อไม่ได้มีกระบวนการจัดการ มีค่าผลตอบแทนที่ได้รับต่อปีร้อยละ (IRR) 10 ของเงินลงทุน มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 46.63 บาท

ทั้งนี้กระบวนการที่ออกแบบนี้จะมีแนวคิดตามเป้าหมายสอดคล้องกับ BCG Model ทั้งหมด อย่างไรก็ตาม กระบวนการยังสามารถปรับปรุงให้ดีขึ้นได้โดยการจัดการพลังงานในกระบวนการด้วยการประยุกต์การหมุนเวียนการใช้พลังงานในระบบนำไปสู่กรณีศึกษาที่ 3

กรณีศึกษาที่ 3 จากกรณีศึกษาที่ 2 ด้วยความต้องการที่จะพัฒนากระบวนการให้มีประสิทธิภาพการใช้พลังงานให้สูงขึ้น ลดการใช้พลังงานในกระบวนการ และ ลดค่าใช้จ่ายของกระบวนการ จึงทำการวิเคราะห์การใช้พลังงานในกระบวนการโดยให้ความสำคัญกับการหมุนเวียนพลังงานในกระบวนการ ที่เรียกว่า การบูรณาการความร้อน (Heat Integration) ในกระบวนการ มีหลักการคือจะพิจารณาการใช้พลังงานภายในกระบวนการก่อนที่จะนำเข้าพลังงานจากนอกกระบวนการซึ่งจะส่งผลโดยตรงต่อทั้งค่าใช้จ่ายของกระบวนการและการใช้อุปกรณ์ในกระบวนการ หลังจากการบูรณาการความร้อนในกระบวนการมีค่าใช้จ่ายที่ลดลงจากการลดการนำเข้าพลังงานจากภายนอกกระบวนการ เมื่อพิจารณาการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ กระบวนการที่ออกแบบจะคืนทุนเริ่มต้นภายในปีที่ 16 โดยมีปริมาณการปล่อยแก๊ส CO₂ เทียบเท่าของกรณีศึกษา 3 นี้ก็มีค่าน้อยกว่าเมื่อทำการคำนวณปริมาณถ่านหินแต่ละชนิดที่ต้องใช้เพื่อให้ได้ค่าพลังงานเท่ากับ 1,840,117.24 mmBTU ต่อ ปี และมีอัตราส่วนการปล่อยแก๊ส CO₂ ต่อพลังงานที่ได้อยู่ที่ 0.072 short ton ต่อ mmBTU

เมื่อไม่ได้มีกระบวนการจัดการ มีค่าผลตอบแทนที่ได้รับต่อปีร้อยละ (IRR) 11 ของเงินลงทุน และ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 809.21 บาท

จากผลที่ได้ทั้งหมดจึงสามารถสรุปได้ว่า กรณีศึกษาที่ 3 นี้เป็นกรณีศึกษาที่มีความเหมาะสมทั้งในมุมมองทางด้านเศรษฐกิจชีวภาพที่เป็นการนำความรู้ เทคโนโลยี และนวัตกรรม มาพัฒนาต่อยอดเพิ่มมูลค่าให้กับทรัพยากรชีวภาพ มุมมองทางด้านเศรษฐกิจหมุนเวียนที่เป็นการนำทรัพยากรมาใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุด และคุ้มค่าที่สุด โดยมุ่งไปลดปริมาณของเสียให้น้อยลงหรือเท่ากับศูนย์ ด้วยการปรับกระบวนการผลิต และ มุมมองทางด้านเศรษฐกิจสีเขียวที่มุ่งเน้นการลดผลกระทบต่อโลกอย่างยั่งยืน โดยเฉพาะความยั่งยืนด้านสิ่งแวดล้อมนั่นเอง

สรุปผลการดำเนินงาน

จากการดำเนินงานของทั้ง 4 กรณีศึกษาสามารถสรุปภาพรวมของแต่ละกรณีศึกษาออกมาได้ ดังตารางที่ 13.1 และ ผู้ออกแบบมีความเห็นว่ากรณีศึกษาที่ 3 เป็นกรณีศึกษาที่เหมาะสมเพราะสามารถตอบโจทย์ทั้งในแง่กระบวนการผลิตและเศรษฐศาสตร์ซึ่งเป็นการนำแนวคิด Circular City มาใช้ได้อย่างมีประสิทธิภาพสูงที่สุด รวมทั้ง ตอบโจทย์โมเดลเศรษฐกิจชีวภาพที่จะทำให้ไทยบรรลุเป้าหมายการพัฒนาที่ยั่งยืน (Sustainable Development Goals : SDG) ขององค์การสหประชาชาติด้วย

ตารางที่ 13.1 ตารางสรุปผลการดำเนินงาน

กรณีศึกษา	ปีที่คืนทุน	GHG	พื้นที่ที่ใช้ [ไร่]	จุดเด่น	ข้อสังเกต
กรณีพื้นฐาน	10.40	0	29.06	คืนทุนได้เร็วที่สุด	ระบบยังพึ่งพาทรัพยากรจากภายนอกกระบวนการ ทำให้กระบวนการไม่ยั่งยืน
1	11.06	0	25.45	มีพื้นที่การจัดตั้งโรงงานน้อยที่สุด	ผลิตภัณฑ์ CO ₂ ที่ได้มาจากเกินความต้องการของตลาด
2	19.28	0	26.34	มีการคำนึงถึงความยั่งยืนของการลดปริมาณ CO ₂ โดยการขายในรูปแบบ Building Materials	คืนทุนได้ช้าที่สุด
3	15.78	0	26.34	มีประยุกต์กระบวนการให้ตอบโจทย์ Circular City ทั้งหมดทั้งด้านกระบวนการ พลังงาน เศรษฐศาสตร์ และ สิ่งแวดล้อม	กระบวนการคืนทุนภายในระยะเวลาที่ต้องการและยังคงอยู่ใน BCG Model

ข้อเสนอแนะ

จากการออกแบบและเปรียบเทียบในแต่ละกรณีศึกษาพบว่าทุกกรณีศึกษาสามารถคืนทุนภายใน 20 ปี โดยเรียงลำดับการคืนทุนจากน้อยไปมากได้ดังนี้ กรณีพื้นฐาน (10.40 ปี) กรณีศึกษา 1 (11.06 ปี) กรณีศึกษา 3 (15.78ปี) และ กรณีศึกษา 2 (19.28 ปี) จะเห็นว่ากรณีศึกษากระบวนการที่ออกแบบที่สอดคล้องกับแนวคิด BCG Model ที่สุด คือ กรณีศึกษา 3 สามารถคืนทุนได้ภายใน 20 ปี อยู่ที่ปีที่ 16 มีข้อสังเกต คือ แก๊ส CO₂ ที่ออกจากกระบวนการในกรณีพื้นฐานและกรณีศึกษาที่ 1 จะถูกจำหน่ายในรูปแบบแก๊สที่ใช้ในอุตสาหกรรมทั้งหมดโดยตรงซึ่งอาจจะมากเกินไปเกินความต้องการของตลาดอุตสาหกรรม^[34] แต่ในกรณีศึกษา 2 และ 3 ทำการแปรรูปแก๊ส CO₂ ไปเป็นสารตั้งต้นของวัสดุก่อสร้างผ่านกระบวนการเพิ่มเติมจึงทำให้มีค่าใช้จ่ายมากกว่าทำให้

มูลค่าของการจัดจำหน่ายในรูปแบบของสารตั้งต้นวัสดุก่อสร้างต่ำกว่าส่งผลให้การคืนทุนช้ากว่ากรณีพื้นฐาน และกรณีศึกษาที่ 1 เพราะฉะนั้นจึงควรลดต้นทุนการแปรรูปของสารตั้งต้นวัสดุก่อสร้างยกตัวอย่างเช่น การเปลี่ยนกระบวนการที่ใช้ หรือ ปรับเปลี่ยนองค์ประกอบที่ส่งผลอย่างค่าดำเนินการหรือสถานะที่ดำเนินงาน หรือปรับคุณภาพของแก๊ส CO₂ ให้มีคุณภาพอยู่ในระดับที่สามารถนำไปใช้ทางการแพทย์ซึ่งมีราคาสูงกว่าระดับอุตสาหกรรมรวมทั้งยังตอบโจทย์สังคมผู้สูงวัยในอนาคต การปรับทางด้านเทคนิคการควบคุมสถานะของ อุปกรณ์ในกระบวนการก็สามารถช่วยพัฒนาระบบได้ ยกตัวอย่างเช่น การปรับเปลี่ยนอุณหภูมิหรือความดันในบางอุปกรณ์ให้ลดลงเพื่อเป็นง่ายต่อการควบคุมรวมถึงส่งผลต่อด้านความปลอดภัยภายในโรงงานโดยเฉพาะเรื่องค่าใช้จ่ายที่ลดตามมาเนื่องจากถ้าใช้สถานะที่ค่อนข้างเฉพาเจาะจงมาก ๆ ที่อุณหภูมิสูงหรือความดันสูง ทำให้วัสดุที่ใช้ในอุปกรณ์อาจไม่สามารถหาได้ในท้องตลาดส่งผลให้ราคาสูงขึ้นตามไปด้วย เพราะฉะนั้นการปรับสมดุลของสถานะที่เหมาะสมแล้วยังคงประสิทธิภาพและคุณภาพการผลิตก็เป็นสิ่งหนึ่งที่สามารถพัฒนาระบบได้

กิตติกรรมประกาศ

โครงการการประกวดฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดีด้วยความอนุเคราะห์และความกรุณาของอาจารย์ที่ปรึกษาโครงการที่กรุณาให้คำปรึกษา ความรู้ ข้อเสนอแนะ แนวทางในการทำโครงการและปรับปรุงแก้ไขข้อบกพร่องต่าง ๆ และให้คำปรึกษากับปัญหาที่เกิดขึ้นตลอดการทำโครงการเพื่อให้การทำโครงการฉบับนี้สมบูรณ์ ทางคณะผู้จัดทำจึงขอกราบขอบพระคุณในความเอาใจใส่และความจริงใจของอาจารย์เป็นอย่างสูงไว้ ณ ที่นี้

ขอขอบพระคุณ นักวิจัยและคณะทุกท่านที่ คอยให้คำแนะนำและคำปรึกษาด้านกระบวนการดำเนินงาน รวมถึงถ่ายทอดวิชาความรู้ต่าง ๆ ที่เป็นประโยชน์ คอยติดตามและช่วยเหลือจนโครงการสามารถสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

คณะผู้จัดทำ

บรรณานุกรม (Bibliography)

- [1] ข้อเสนอ BCG in Action: The New Sustainable Growth Engine โมเดลเศรษฐกิจสู่การพัฒนาที่ยั่งยืน. กระทรวงการอุดมศึกษา วิทยาศาสตร์ วิจัยและนวัตกรรม, 2562.
- [2] โมเดลเศรษฐกิจใหม่ BCG. ธันวาคม 2563. สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ (สวทช.) Available from : <https://www.nstda.or.th/th/nstda-strategy-plan>.
- [3] ส่องเทรนด์เศรษฐกิจหมุนเวียน (Circular economy) ในสเปน. พฤษภาคม 2020. ศูนย์ธุรกิจสัมพันธ์ กรมเศรษฐกิจระหว่างประเทศ กระทรวงการต่างประเทศ. Available from : <https://library2.parliament.go.th/ebook/content-issue/2562/hi2562-010.pdf>
- [4] แผนพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือก. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. พ.ศ. 2558 – 2579, 2558.
- [5] คู่มือการพัฒนาและการลงทุนผลิตพลังงานทดแทน ชุดที่ 6 พลังงานขยะ. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน, 2554.
- [6] คู่มือการพัฒนาและการลงทุนผลิตพลังงานทดแทน ชุดที่ 5 พลังงานก๊าซชีวภาพ. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน, 2554.
- [7] Rubia M., Villamil J., Mohedano A. Anaerobic digestion for methane and hydrogen production. Wastewater Treatment Residues as Resources for Biorefinery Products and Biofuels, 2020; 68-82.
- [8] บุรณะศักดิ์ มาดหมาย. การใช้เทคโนโลยีพลังงานชีวภาพเพื่อการจัดการพลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ. Bio Technology, 2009; 36: 205.
- [9] ขั้นตอนการเกิดก๊าซชีวภาพ. การปฏิบัติงานเกี่ยวกับการออกแบบ การผลิต การควบคุมคุณภาพและการใช้ก๊าซชีวภาพสำหรับโรงงานอุตสาหกรรม. กรมอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม. 2553, หน้า 25-37.
- [10] Osorio S., Echeverri O., Jiménez G., Sanchez J., Millán I. Methodology for the design and economic assessment of anaerobic digestion plants to produce energy and biofertilizer from livestock waste. Science of the Total Environment , 2019; 689: 1169-1180.
- [11] Sandra A., Jamil N., Jabbar S., Sakyat S., Gomes C. Aerobic and Anaerobic Sewage Biodegradable Processes: The Gap Analysis. International Journal of Research in Environmental Science, 2017; 3: 9-19.
- [12] Anaerobic Digestion Technical Analysis. Pacific Gas and Electric Company, 2019; 9-14.
- [13] Oakley S., Sperling M. Media filters: tricking filters and anaerobic filters. Global water pathogen project, 2017.
- [14] Huertas J., Giraldo N., Izquierdo S. Removal of H₂S and CO₂ from Biogas by Amine Absorption. Automotive Engineering Research Center-CIMA of Tecnológico de Monterrey, Mexico.
- [15] Wesley O., Zhao Y., Nzihou A., Minh D., Lyczko N.A Review of Biogas Utilization, Purification and Upgrading Technologies. Waste and Biomass Valorization, 2008.
- [16] Caposciutti G., Baccioli A., Ferrari L., Desideri U. Biogas from Anaerobic Digestion: Power Generation or Biomethane Production. Energy, 2020; 23:743.
- [17] Hepburn C., Adlen E., Beddington J., Carter E. The technological and economic prospects for CO₂ utilization and removal. Nature, 2019; 575.
- [18] Addington, L. and Ness, C., “An Evaluation of General “Rules of Thumb” in Amine Sweetening Unit Design and Operation”, <https://www.bre.com/PDF/An-Evaluation-of-General-Rules-of-Thumb-in-Amine-Sweetening-Unit-Design-and-Operation.pdf>.
- [19] Ali, S.A. (2013). Design and evaluate a drum screen filter driven by undershot waterwheel for aquaculture recirculating systems. Aquacultural Engineering, 54, 38-44. <http://dx.doi.org/10.1016/j.aquaeng.2012.10.006>.
- [20] Harun Noorlisa, Hassan Zuraini, Zainol Norazwina, Ibrahim Wan, Hanisah Wan, Hashim Haslenda, Anaerobic Digestion Process of Food Waste for Biogas, 2019, Chemical Engineering & Technology, 1834-1839, 42, 9, 0930-7516.

- [21] EnergiForsk. (2016). Biogas upgrading – TEchnical review (Report: 2016:275). Retrieved from <https://energiforskmedia.blob.core.windows.net/media/22326/biogas-upgrading-technical-review-energiforskrapport-2016-275.pdf>.
- [22] Model From Aspen Plus Example AspenTech ENRTL-RK_Rate_Based_MDEA_Model.
- [23] JAIME SEAMAN (2017). H₂S GAS — WHAT YOU NEED TO KNOW ABOUT HYDROGEN SULFIDE. Accessed January 24, 2021, from <https://www.blacklinesafety.com/blog/h2s-gas-need-know>.
- [24] Water Scrubbing for Removal of CO₂ (Carbon Dioxide) and H₂S (Hydrogen Sulfide) in Biogas from Manure, Islamiyah Mufidatul Soehartanto Totok, Hantoro Ridho, Abdurrahman Arif. DOI: 10.18502/ken.v2i2.367. <https://knepublishing.com/index.php/KnE-Energy/article/view/367/1262>.
- [25] Analysis of Operating Conditions of a Flue Gas Scrubbing Process for CO₂ Separation in a Coal-Fired Power Plant, Elizabeth Heischkamp, Muzaffer Varlik, Özgür Korkmaz, Gerd Oeljeklaus, Klaus Görner. <https://core.ac.uk/download/pdf/82715804.pdf>.
- [26] Frank Riedewald, Yunus Patel, Edward Wilson, Silvia Santos, Maria Sousa-Gallagher. Economic assessment of a 40,000 t/y mixed plastic waste pyrolysis plant using direct heat treatment with molten metal: A case study of a plant located in Belgium. *Waste Management* 2021, 120, 698-707. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2020.10.039>.
- [27] IGC ENGINEERING, Carbon Dioxide Pressure Vessels and Storage Tanks, 2019, Accessed March 7, 2021 <https://igc-pressure-vessels.co.uk/carbon-dioxide-pressure-vessels/>
- [28] Swanson, R.M., Satrio, J.A., Brown, R.C., Platon, A., and Hsu, D.D.. *Techno-Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification*. Technical Report NREL/TP-6A20-46587. Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory, 2010
- [29] Dr. Ella Adlen, Prof. Cameron Hepburn (2019). Ten ways to use CO₂ and how they compare. Accessed January 24, 2021, from <https://www.carbonbrief.org/guest-post-10-ways-to-use-co2-and-how-they-compare/>
- [30] CO₂Meter.com (2019). Why the Grade of CO₂ Gas you are Using is Important. Accessed January 30, 2021, from <https://www.co2meter.com/blogs/news/co2-purity-grade-oxygen-purity-grade-charts>
- [31] Hepburn, C., Adlen, E., Beddington, J. et al. The technological and economic prospects for CO₂ utilization and removal. *Nature* 575, 87–97 (2019). <https://doi.org/10.1038/s41586-019-1681-6>.
- [32] Laura Proaño, Alfonso T. Sarmiento, Manuel Figueredo, Martha Cobo. Techno-economic evaluation of indirect carbonation for CO₂ emissions capture in cement industry: A system dynamics approach. *Journal of Cleaner Production* 2020, 121457. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.121457>
- [33] Shi B, Zhu Z, Wang N, Lub P, Ishizuka S. An experimental study on oxy-fuel combustion of methane under various oxygen mole fractions an experimental study on oxy-fuel combustion of methane under various oxygen mole fractions. In: *The 8th international symposium on coal combustion*. Beijing, China; 2015
- [34] IEA, Putting CO₂ to Use Creating value from emissions, Technology report — September 2019, Accessed March 4, 2021 from <https://www.iea.org/reports/putting-co2-to-use>
- [35] Turton R., Bailie R., Whiting W., Shaeiwitz J. Bhattacharyya D. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Fourth Edition 2012.
- [36] Jullanan N. สารทำความเย็น คืออะไร?. มีนาคม 2021. Available from : <https://www.bluecoolingservice.com/>
- [37] ดุลยโชติ ชลศึกษ์. การออกแบบระบบท่อทางวิศวกรรม. ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์, 2557.

- [38] Shi B, Zhu Z, Wang N, Lub P, Ishizuka S. An experimental study on oxy-fuel combustion of methane under various oxygen mole fractions an experimental study on oxy-fuel combustion of methane under various oxygen mole fractions. In: The 8th international symposium on coal combustion. Beijing, China; 2015
- [39] Sotoodeh K., Analysis and Improvement of Material Selection for Process Piping System in Offshore Industry. American Journal of Mechanical Engineering, 2018; 6:17-26.
- [40] Graphite mold (ท่อกราฟไฟท์). มีนาคม 2021. Available from: <http://th.graphitemoldfactory.com/graphite-ring/graphite-pipe/graphite-tube-pipe.html>.
- [41] Graphite Furnace. มีนาคม 2021. Available from: <https://mrffurnaces.com/products/3000c-top-loading-graphite-furnace>.
- [42] Selecting the Right Pipe Material for Fluid Handling Operations. มีนาคม 2020. Available from: <https://www.semcor.net/blog/selecting-the-right-pipe-material>.
- [43] Design guidelines for stainless steel in piping systems. American iron and steel institute, 2020.
- [44] Carbon black steel pipe. มีนาคม 2021. Available from: <https://ecofittingvalve.com>.
- [45] Stainless steel pipe., มีนาคม 2021. Available from: <https://ecofittingvalve.com>.
- [46] Turton R, C. Bailie R, B. Whiting w, A. Shaeiwitz J. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. Prentice Hall: New Jersey, 2003.
- [47] Nexant Inc. Survey and Down-Selection of Acid Gas Removal Systems for the Thermochemical Conversion of Biomass to Ethanol with a Detailed Analysis of an MDEA System. San Francisco, California. 2011.
- [48] ภาษีจากกำไรรัฐของบริษัท. กรมสรรพากร. มีนาคม 2020. Available from : <https://www.rd.go.th/5938.html>
- [49] Hydrogen Sulfide. Safety Data Sheet P-4611. Praxair, 2016.
- [50] Ammonia. Safety Data Sheet P-4562. Praxair, 2019.
- [51] Carbon dioxide. Safety Data Sheet P-4574. Praxair, 2019.
- [52] Methane. Material Safety Data Sheet. Airgas, 2009.
- [53] Rich Methyl-diethanolamine. Material Safety Data Sheet. Hollyfrontire, 2014.
- [54] ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม เรื่อง กำหนดมาตรฐานควบคุมการระบายน้ำทิ้งจากโรงงาน พ.ศ. 2560. กระทรวงอุตสาหกรรม, 2560.
- [55] ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม เรื่อง กำหนดค่าปริมาณของสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากโรงงานผลิต ส่ง หรือจำหน่ายพลังงานไฟฟ้า พ.ศ. 2547. กระทรวงอุตสาหกรรม, 2547.
- [56] ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม เรื่อง กำหนดค่าปริมาณของสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากโรงงาน พ.ศ. 2549. กระทรวงอุตสาหกรรม, 2549.
- [57] ประกาศกระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม เรื่อง กำหนดมาตรฐานควบคุมการปล่อยทิ้งอากาศเสียจากโรงไฟฟ้า. กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม, 2535.
- [58] ประกาศกระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม เรื่อง กำหนดมาตรฐานควบคุมการปล่อยทิ้งอากาศเสียจากโรงงานอุตสาหกรรม. กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม, 2459.
- [59] หลักเกณฑ์ วิธีการ และเงื่อนไขการพิจารณาเห็นชอบให้มีการนำน้ำทิ้งของโรงงานไปใช้ประโยชน์ในพื้นที่เกษตรกรรมเป็นการชั่วคราวในช่วงภัยแล้งในปี พ.ศ. 2563. กระทรวงอุตสาหกรรม, 2563.
- [60] ระเบียบกรมโรงงานอุตสาหกรรม ว่าด้วยหลักเกณฑ์การชี้บ่งอันตราย การประเมินความเสี่ยงและการจัดทำแผนงานบริหารจัดการความเสี่ยง พ.ศ. 2543. กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2543.
- [61] Nduse, R., & Oladiran, T. M. (2016). Simulation of a co-digester plant using aspen plus. In Proceedings of the 5th IASTED International Conference on Power and Energy Systems, AfricaPES 2016 (pp. 325-332).
- [62] SUSCON, Biomethane Sourcebook, Appendix A Stoichiometry of the Anaerobic Digestion Process, Accessed January 30, 2021, from http://www.suscon.org/pdfs/cowpower/biomethaneSourcebook/Appendices_A-F.pdf
- [63] Lamborn, J. (2009). Characterisation of municipal solid waste composition into model inputs.

- [64] Felix Schorn, Dennis Lohse, Remzi Can Samsun, Ralf Peters, Detlef Stolten, The biogas-oxyfuel process as a carbon source for power-to-fuel synthesis: Enhancing availability while reducing separation effort, *Journal of CO2 Utilization*, Volume 45, 2021, 101410, ISSN 2212-9820, <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2020.101410>.
- [65] Lee J, Son Y, Lee KS, Won W. Economic Analysis and Environmental Impact Assessment of Heat Pump-Assisted Distillation in a Gas Fractionation Unit. *Energies*. 2019; 12(5):852.
- [66] Chemical Engineering Plant Cost Index (averaged over year). Available from https://folk.ntnu.no/magnehi/cepci_2011_py.pdf.
- [67] CEPCI 2019. มีนาคม 2021. Available from : <https://www.chemengonline.com/2019-chemical-engineering-plant-cost-index-annual-average/>.
- [68] M. Swanson R, Platon A, A. Satrio, J, C. Brown R, D. Hsu D. *Techno-Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification*. United States: N. p., 2010.
- [69] Riedewald F, Patel Y, Wilson E et al. Economic assessment of a 40,000 t/y mixed plastic waste pyrolysis plant using direct heat treatment with molten metal: A case study of a plant located in Belgium. *Waste Management* 2021; 120 698-707700.
- [70] อัตราค่าน้ำพลาสติกส่วนภูมิภาค. การประปาส่วนภูมิภาค. Available from : <https://www.pwa.co.th/contents/service/table-price>.
- [71] Humbird D, Davis R, Tao L, Kinchin C, Hsu D, Aden A, Schoen P, Lukas J, Olthof B, Worley M, Sexton D, Dudgeon D. *Process Design and Economics for Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol*. Golden, Colorado. 2011.
- [72] อัตราค่าจ้างขั้นต่ำ. กระทรวงแรงงาน. Available from <https://www.mol.go.th/>.
- [73] Oxygen gas, Carbon dioxide gas price. Available from : <https://generalstores.psu.edu/pricing-and-lead-time#Regulators>.
- [74] LPG price. 2020. Available from : <https://www.thaipbsworld.com/lpg-price-for-household-use-to-be-frozen-until-year-end/>.
- [75] Eriksson L, Runevad D. Evaluating digestate processing methods at Linköping biogas plant. Department of Physics, Chemistry and Biology, Linköping University. 2016.
- [76] Adlen E, Hepburn C. Guest post: Ten ways to use CO₂ and how they compare. 2019. Available from : <https://www.carbonbrief.org/guest-post-10-ways-to-use-co2-and-how-they-compare>.

Appendix.

A. สมดุลมวลสารและพลังงาน (Material and Energy balances)

1. Food waste Anaerobic Reactor AR-104

ปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้อง

Fraction conversion

- | | | | |
|---------------------------------------|--------|--|------|
| 1. Protein + H ₂ O | -----> | 6.5 CH ₄ + 6.5 CO ₂ + H ₂ S + 3 NH ₃ | 0.5 |
| 2. Triglyceride + 28 H ₂ O | -----> | 40 CH ₄ + 17 CO ₂ | 0.05 |
| 3. Cellulose + H ₂ O | -----> | 3 CH ₄ + 3 CO ₂ | 1 |
| 4. Hemicellulose + H ₂ O | -----> | 2.5 CO ₂ + 2.5 CH ₄ | 1 |

ตารางที่ A.1 แสดง Material Balances ของ Food waste Anaerobic Reactor AR-104

		Inlet	Outlet	Total Inlet	Cons.	Gen.	Total Outlet
Stream Name		Mixed FW	FW Pre-Biogas				
Stream No.		3	4				
CH ₄	kmol/hr	0	66.51	0	0	66.51	66.51
CO ₂	kmol/hr	0	53.97	0	0	53.97	53.97
H ₂ O	kmol/hr	3058.32	3027.79	3058.32	30.53	0	3027.79
H ₂ S	kmol/hr	0	0.27	0	0	0.27	0.27
NH ₃	kmol/hr	0	0.82	0	0	0.82	0.82
CO	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
O ₂	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
N ₂	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
H ₂	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
SO ₂	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
COS	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
CS ₂	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
S ₂	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
NO ₂	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
SO ₃	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
Inert	kmol/hr	0.53	5.32E-01	0.53	0	0	0.53
Cellulose	kmol/hr	10.90	0	10.90	10.90	0	0

		Inlet	Outlet	Total Inlet	Cons.	Gen.	Total Outlet
Stream Name		Mixed FW	FW Pre-Biogas				
Stream No.		3	4				
Hemicellulose	kmol/hr	4.09	0	4.09	4.09	0	0
Protein	kmol/hr	0.55	0.27	0.55	0.27	0	0.27
Triglyceride	kmol/hr	10.90	10.36	10.90	0.55	0	10.36
MDEA	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
C ₅ H ₇ NO ₂	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
MDEAH ⁺	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
NH ₄ ⁺	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
H ₃ O ⁺	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
CO ₃ ²⁻	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
HS ⁻	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
S ²⁻	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
H ⁺	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
OH ⁻	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
Sulfur	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
H ₂ SO ₄	kmol/hr	0	0	0	0	0	0
Total Mole Flow	kmol/hr	3085.29	3160.52	3085.29		121.57	3160.52

ตารางที่ A.2 แสดง Energy Balances ของ Food waste Anaerobic Reactor AR-104

	Inlet	Outlet
Stream Name	Mixed FW	FW Pre-Biogas
Stream No.	3	4
Temperature (°C)	11.57	55.00
Pressure (atm)	1	1
Mass flow rate (kg/hr)	67333.75	67357.20
Mass Enthalpy (J/kg)	-13687048.47	-13538855.97
Enthalpy flow (kW)	-256000.08	-253316.52

	Inlet	Outlet
Stream Name	Mixed FW	FW Pre-Biogas
Stream No.	3	4
Total (kW)	-256000.08	-253316.52
Heat input (kW)	2683.56	

2 Food waste water separator V-107

ตารางที่ A.3 แสดง Material Balances ของ Food waste water separator V-107

		Inlet	Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		FW Pre-Biogas 3	FW Condensed water 9	FW Biogas 16		
Stream No.		8	9	16		
CH ₄	kg/hr	1066.92	5.48E-05	1066.92	1066.92	1066.92
CO ₂	kg/hr	2371.23	2.35E-02	2371.21	2371.23	2371.23
H ₂ O	kg/hr	373.49	359.17	14.32	373.49	373.49
H ₂ S	kg/hr	9.15	1.16E-03	9.15	9.15	9.15
NH ₃	kg/hr	12.55	2.81E-02	12.52	12.55	12.55
CO	kg/hr	0	0	0	0	0
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
N ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
SO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
COS	kg/hr	0	0	0	0	0
CS ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
S ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
NO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
SO ₃	kg/hr	0	0	0	0	0
Inert	kg/hr	0	0	0	0	0
Cellulose	kg/hr	0	0	0	0	0
Hemicellulose	kg/hr	0	0	0	0	0

		Inlet	Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		FW Pre-Biogas 3	FW Condensed water 9	FW Biogas 16		
Stream No.		8	9	16		
Protein	kg/hr	0	0	0	0	0
Triglyceride	kg/hr	0	0	0	0	0
MDEA	kg/hr	0	0	0	0	0
C ₅ H ₇ NO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
MDEAH ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0
NH ₄ ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₃ O ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	kg/hr	0	0	0	0	0
CO ₃ ²⁻	kg/hr	0	0	0	0	0
HS ⁻	kg/hr	0	0	0	0	0
S ²⁻	kg/hr	0	0	0	0	0
H ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0
OH ⁻	kg/hr	0	0	0	0	0
Sulfur	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₂ SO ₄	kg/hr	0	0	0	0	0
Total Mole Flow	kg/hr	3833.34	359.23	3474.11	3833.34	3833.34

ตารางที่ A.4 แสดงการคำนวณ Flash calculation ของ Food waste water separator V-107

		Inlet	Outlet		K	li	vi
Stream Name		FW Pre-Biogas 3	FW Condensed water 9	FW Biogas 16			
Stream No.		8	9	16			
CH ₄	kmol/hr	66.51	3.42E-06	66.51	3176778.78	3.42E-06	66.51
CO ₂	kmol/hr	53.88	5.34E-04	53.88	16465.64	5.34E-04	53.88
H ₂ O	kmol/hr	20.73	19.94	0.79	0.01	19.94	0.79

		Inlet	Outlet		K	li	vi
Stream Name		FW Pre-Biogas 3	FW Condensed water	FW Biogas			
Stream No.		8	9	16			
H ₂ S	kmol/hr	0.27	3.42E-05	0.27	1281.38	3.42E-05	0.27
NH ₃	kmol/hr	0.74	1.65E-03	0.74	72.71	1.65E-03	0.74
Total Mole Flow	kmol/hr	142.12	19.94	122.18		19.94	122.18

ตารางที่ A.5 แสดง Energy Balances ของ Food waste water separator V-107

	Inlet	Outlet	
Stream Name	FW Pre-Biogas 3	FW Condensed water	FW Biogas
Stream No.	8	9	16
Temperature (°C)	55	5	5
Pressure (atm)	1	1	1
Mass flow rate (kg/hr)	3833.34	359.23	3474.11
Mass Enthalpy (J/kg)	-8130004.82	-16110806.40	-7633612.15
Enthalpy flow (kW)	-8656.97	-1607.62	-7366.68
Total (kW)	-8656.97	-8974.30	
Heat input (kW)		-317.33	

3. Rich water Heater E-216

ตารางที่ A.6 แสดง Energy Balances ของ Rich water Heater E-216

	Inlet	Outlet
Stream Name	Pressurized scrub water	Preheated scrub water
Stream No.	58	59
Temperature (°C)	29.68	90.00
Pressure (atm)	6	6
Mass flow rate (kg/hr)	25074.85	25074.85

	Inlet	Outlet
Stream Name	Pressurized scrub water	Preheated scrub water
Stream No.	58	59
Mass Enthalpy (J/kg)	-15826197.37	-15573294.49
Enthalpy flow (kW)	-110233.20	-108471.68
Total (kW)	-110233.20	-108471.68
Heat input (kW)	1761.53	

4. Lean MDEA Cooler E-209

ตารางที่ A.7 แสดง Energy Balances ของ Lean MDEA Cooler E-209

	Inlet	Outlet
Stream Name	Total Lean MDEA	Recycle MDEA
Stream No.	48	49
Temperature (°C)	134.88	25.00
Pressure (atm)	2.96	3.00
Mass flow rate (kg/hr)	179875.92	179875.92
Mass Enthalpy (J/kg)	-12470457.36	-12889181.04
Enthalpy flow (kW)	-623093.06	-644014.81
Total (kW)	-623093.06	-644014.81
Heat input (kW)	-20921.75	

5. Internal Heat Exchanger E-306

ตารางที่ A.8 แสดง Material Balances ของ Internal Heat Exchanger E-306

		Inlet		Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		Pressurized utility water 2	Flue gas 3	Utility steam	Cooled flue gas		
Stream No.		85	78	86	79		
CH ₄	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CO ₂	kg/hr	0	8325.79	0	8325.79	8325.79	8325.79
H ₂ O	kg/hr	25000	6021.83	25000	6021.83	31021.83	31021.83
H ₂ S	kg/hr	0	1.30E-01	0	1.30E-01	1.30E-01	1.30E-01

		Inlet		Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		Pressurized utility water 2	Flue gas 3	Utility steam	Cooled flue gas		
Stream No.		85	78	86	79		
NH ₃	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0
O ₂	kg/hr	0	1.36	0	1.36	1.36	1.36
N ₂	kg/hr	0	7.31E-04	0	7.31E-04	7.31E-04	7.31E-04
H ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
SO ₂	kg/hr	0	1.22E-01	0	0.1223	0.1223	0.1223
COS	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CS ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
S ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
NO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
SO ₃	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Inert	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Cellulose	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Hemicellulose	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Protein	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Triglyceride	kg/hr	0	0	0	0	0	0
MDEA	kg/hr	0	1.62E-02	0	1.62E-02	1.62E-02	1.62E-02
C ₅ H ₇ NO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
MDEAH ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0	0
NH ₄ ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ₃ O ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CO ₃ ²⁻	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HS ⁻	kg/hr	0	0	0	0	0	0
S ²⁻	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0	0
OH ⁻	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Sulfur	kg/hr	0	0	0	0	0	0

		Inlet		Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		Pressurized utility water 2	Flue gas 3	Utility steam	Cooled flue gas		
Stream No.		85	78	86	79		
H ₂ SO ₄	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Total Mole Flow	kg/hr	25000	14349.25	25000	14349.25	39349.25	39349.25

ตารางที่ A.9 แสดง Energy Balances ของ Internal Heat Exchanger E-306

		Inlet		Outlet	
Stream Name		Pressurized utility water 2	Flue gas 3	Utility steam	Cooled flue gas
Stream No.		85	78	86	79
Temperature (°C)		25.01	2389.73	159.78	169.77
Pressure (atm)		5.93	0.65	5.93	0.65
Mass flow rate (kg/hr)		25000.00	14349.25	25000.00	14349.25
Mass Enthalpy (J/kg)		-15981094.63	-6455965.17	-13580752.36	-10637965.81
Mass heat capacity (J/kg K)		4528.23	2260.68	2496.56	1376.30
Q _{cold} (kW)		3287.06			
Q _{hot} (kW)		-16090.96			
ΔT ₁ (°C)		144.76			
ΔT ₂ (°C)		2229.96			
ΔT _{lm} (°C)		762.51			
U (W/m ² K)		850			
As (m ²)		24.83			

6. MDEA Pump P-202

ตารางที่ A.10 แสดง Energy Balances ของ MDEA Pump P-202

	Inlet	Outlet
Stream Name	Total Lean MDEA	Recycle MDEA
Stream No.	48	49
Temperature (°C)	25	25.05
Pressure (atm)	1	3
Mass flow rate (kg/hr)	179798.62	179798.62
Mass Enthalpy (J/kg)	-12899213.53	-12899004.13
Mass heat capacity (J/kg K)	-12899213.53	-12899004.13
Enthalpy flow (kW)	3911.35	3736.16
Total (kW)	1020.26	1020.32
Fluid power (Watt)		9911.60
Head pump, u (m)		20.25
Pump efficiency (%)		75.09
Net work (Watt)		13200.14

7. CO₂ compressor C-308

ตารางที่ A.11 แสดง Energy Balances ของ CO₂ compressor C-308

	Inlet	Outlet
Stream Name	Pre-CO ₂ 2	Compressed CO ₂ 2
Stream No.	81	82
Temperature (°C)	0	102.83
Pressure (atm)	1	3
Mass flow rate (kg/hr)	8343.21	8343.21
Mass Enthalpy (J/kg)	-8976154.54	-8887362.69
Enthalpy flow (kW)	-20802.76	-20596.98
Total (kW)	-20802.76	-20596.98
Net work required (kW)		205.78
% isentropic efficiency		72
Isentropic power requirement (kW)		148.16

8. Gas Turbine 1 C-304

ตารางที่ A.12 แสดง Energy Balances ของ Gas Turbine 1 C-304

	Inlet	Outlet
Stream Name	Flue gas	Flue gas 2
Stream No.	76	77
Temperature (°C)	3000.00	2696.96
Pressure (atm)	6.00	1.98
Mass flow rate (kg/hr)	14349.25	14349.25
Mass Enthalpy (J/kg)	-5030958.20	-5749523.74
Enthalpy flow (kW)	-20052.90	-22917.04
Total (kW)	-20052.90	-22917.04
Net work required (kW)		-2864.13
% isentropic efficiency		70
Isentropic power requirement (kW)		-4091.62

9. MDEA Absorber tower T-204

ตารางที่ A.13 แสดง Material Balances ของ MDEA Absorber tower T-204

		Inlet		Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		Compressed Biogas	Preheated MDEA	Treated gas	Rich MDEA		
Stream No.		33	36	37	42		
CH ₄	kg/hr	4356.85	0	4354.49	2.36	4356.85	4356.85
CO ₂	kg/hr	10491.14	0	1827.56	60.85	10491.14	1888.41
H ₂ O	kg/hr	60.56	134838.12	256.45	131131.52	134898.68	131387.97
H ₂ S	kg/hr	30.71	0	1.85E-05	6.82	30.71	6.82
NH ₃	kg/hr	43.96	0	3.13E-08	43.96	43.96	43.96
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
N ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
SO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0

		Inlet		Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		Compressed Biogas	Preheated MDEA	Treated gas	Rich MDEA		
Stream No.		33	36	37	42		
COS	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CS ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
S ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
NO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
SO ₃	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Inert	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Cellulose	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Hemicellulose	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Protein	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Triglyceride	kg/hr	0	0	0	0	0	0
MDEA	kg/hr	0	44877.95	2.70E-02	19029.38	44877.95	19029.40
C ₅ H ₇ NO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
MDEAH ⁺	kg/hr	0	72.31	0	26139.38	72.31	26139.38
NH ₄ ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ₃ O ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	kg/hr	0	0	0	10625.16	0	10625.16
CO ₃ ²⁻	kg/hr	0	0	0	1280.65	0	1280.65
HS ⁻	kg/hr	0	0	0	23.18	0	23.18
S ²⁻	kg/hr	0	0	0	1.31E-02	0	1.31E-02
H ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0	0
OH ⁻	kg/hr	0	10.23	0	4.94E-02	10.23	4.94E-02
Sulfur	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ₂ SO ₄	kg/hr	0	0	0	0	0	0
Total Mole Flow	kg/hr	14983.22	179798.62	6438.53	188343.30	194781.83	194781.83

ตารางที่ A.14 แสดง Energy Balances ของ MDEA Absorber tower T-204

	Inlet		Outlet	
Stream Name	Compressed Biogas	Preheated MDEA	Treated gas	Rich MDEA
Stream No.	33	36	37	42
Temperature (°C)	70.48	43.00	43.80	58.28
Pressure (atm)	2.00	3.00	1.97	1.98
Mass flow rate (kg/hr)	14983.22	179798.62	6438.53	188343.30
Mass Enthalpy (J/kg)	-7628783.40	-12831895.30	-6199832.93	-12644691.28
Enthalpy flow (kW)	-31751.03	-640876.95	-11088.28	-661539.70
Total (kW)	-672627.98		-672627.98	
Heat input (kW)	0.00			

10. Food waste rotary screen SC-501

ตารางที่ A.15 แสดง Material Balances ของ Food waste rotary screen SC-501

		Inlet	Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		Total FW wastewater	FW Treated water	FW solid waste		
Stream No.		11	12	13		
CH ₄	kg/hr	3.97E-02	0	3.97E-02	3.97E-02	3.97E-02
CO ₂	kg/hr	33.46	0	33.46	33.46	33.46
H ₂ O	kg/hr	60510.59	55064.64	5445.95	60510.59	60510.59
H ₂ S	kg/hr	8.81	0	8.81	8.81	8.81
NH ₃	kg/hr	3.48	0	3.48	3.48	3.48
CO	kg/hr	0	0	0	0	0
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
N ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
SO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
COS	kg/hr	0	0	0	0	0
CS ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
S ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
NO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0

		Inlet	Outlet		Total Inlet	Total Outlet
Stream Name		Total FW wastewater	FW Treated water	FW solid waste		
Stream No.		11	12	13		
SO ₃	kg/hr	0	0	0	0	0
Inert	kg/hr	53.15	0	53.15	53.15	53.15
Cellulose	kg/hr	0	0	0	0	0
Hemicellulose	kg/hr	0	0	0	0	0
Protein	kg/hr	100.15	0	100.15	100.15	100.15
Triglyceride	kg/hr	9192.12	0	9192.12	9192.12	9192.12
MDEA	kg/hr	0	0	0	0	0
C ₅ H ₇ NO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
MDEAH ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0
NH ₄ ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₃ O ⁺	kg/hr	1.30E-02	0	1.30E-02	1.30E-02	1.30E-02
HCO ₃ ⁻	kg/hr	4.12E-02	0	4.12E-02	4.12E-02	4.12E-02
CO ₃ ²⁻	kg/hr	2.32E-08	0	2.32E-08	2.32E-08	2.32E-08
HS ⁻	kg/hr	7.93E-04	0	7.93E-04	7.93E-04	7.93E-04
S ²⁻	kg/hr	8.47E-12	0	0	8.47E-12	0
H ⁺	kg/hr	0	0	0	0	0
OH ⁻	kg/hr	1.25E-07	0	1.25E-07	1.25E-07	1.25E-07
Sulfur	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₂ SO ₄	kg/hr	0	0	0	0	0
Total Mole Flow	kg/hr	69901.85	55064.64	14837.21	69901.85	69901.85

ตารางที่ A.16 แสดง Energy Balances ของ Food waste rotary screen SC-501

	Inlet	Outlet	
Stream Name	Total FW wastewater	FW Treated water	FW solid waste
Stream No.	11	12	13
Temperature (°C)	50.37	50.37	50.37
Pressure (atm)	1	1	1
Mass flow rate (kg/hr)	69901.85	55064.64	14837.21
Mass Enthalpy (J/kg)	-14063292.81	-15895879.08	-6512087.64
Enthalpy flow (kW)	-273069.49	-243139.13	-26839.22
Total (kW)	-273069.49	-269978.35	
Heat input (kW)	3091.14		

B. ตัวอย่างการคำนวณ

B.1 สมดุลมวลสาร (Material Balances)

จากสมการ Accumulation = Materials Input – Materials Output + Material generation
– Material consumption

ที่สภาวะคงตัว (Steady state) : Accumulation = 0

ดังนั้น Materials Input + Material generation = Materials Output + Material consumption

ตัวอย่าง Material Balances ของ Food waste Anaerobic Reactor AR-104

		Inlet
Stream Name		Mixed FW
Stream No.		3
H ₂ O	kmol/hr	3058.32
Inert	kmol/hr	0.53
Cellulose	kmol/hr	10.90
Hemicellulose	kmol/hr	4.09
Protein	kmol/hr	0.55
Triglyceride	kmol/hr	10.90
Total Mole Flow	kmol/hr	3085.29

ปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้อง

Fraction conversion

1. Protein + H₂O -----> 6.5 CH₄ + 6.5 CO₂ + H₂S + 3 NH₃ 0.5
2. Triglyceride + 28 H₂O -----> 40 CH₄ + 17 CO₂ 0.05
3. Cellulose + H₂O -----> 3 CH₄ + 3 CO₂ 1
4. Hemicellulose + H₂O -----> 2.5 CO₂ + 2.5 CH₄ 1

- Components mass balance

จากสมการ $\sum(\text{Materials Input})_i + \sum(\text{Material generation})_i = \sum(\text{Materials Output})_i + \sum(\text{Material consumption})_i$

Protein: 0.55 + 0 = (Protein output) + (0.55×0.5)

ดังนั้น Protein output = 0.275 kmol/hr

Cellulose: 10.90 + 0 = (Cellulose output) + (10.90×1)

ดังนั้น Cellulose output = 0 kmol/hr

Hemicellulose: 4.09 + 0 = (Hemicellulose output) + (4.09×1)

ดังนั้น Hemicellulose output = 0 kmol/hr

Triglyceride: 10.90 + 0 = (Triglyceride output) + (10.90×0.05)

ดังนั้น Triglyceride output = 10.36 kmol/hr

Inert: $0.53 + 0 = (\text{Inert output}) + 0$
 ดังนั้น Inert output = 0.53 kmol/hr

H₂O: โดย $\sum (\text{H}_2\text{O consumption})_i = \text{Protein consumption}$
 + Triglyceride consumption $\times 28$ + Cellulose consumption + Hemicellulose consumption
 จะได้ว่า $3058.32 + 0 = (\text{H}_2\text{O output}) + (0.55 \times 0.5 + 10.90 \times 0.05 \times 28 + 10.90 \times 1 + 4.09 \times 1)$
 ดังนั้น H₂O output = 3027.79 kmol/hr

CH₄: โดย $\sum (\text{CH}_4 \text{ generation})_i = \text{Protein consumption} \times 6.5$
 + Triglyceride consumption $\times 40$ + Cellulose consumption $\times 3$
 + Hemicellulose consumption $\times 2.5$
 จะได้ว่า $0 + (0.55 \times 0.5 \times 6.5 + 10.90 \times 0.05 \times 40 + 10.90 \times 1 \times 3 + 4.09 \times 1 \times 2.5) = (\text{CH}_4 \text{ output}) + 0$
 ดังนั้น CH₄ output = 66.51 kmol/hr

CO₂: โดย $\sum (\text{CO}_2 \text{ generation})_i = \text{Protein consumption} \times 6.5$
 + Triglyceride consumption $\times 17$ + Cellulose consumption $\times 3$
 + Hemicellulose consumption $\times 2.5$
 จะได้ว่า $0 + (0.55 \times 0.5 \times 6.5 + 10.90 \times 0.05 \times 17 + 10.90 \times 1 \times 3 + 4.09 \times 1 \times 2.5) = (\text{CO}_2 \text{ output}) + 0$
 ดังนั้น CO₂ output = 53.97 kmol/hr

H₂S: $0 + (0.55 \times 0.5) = (\text{H}_2\text{S output}) + 0$
 ดังนั้น H₂S output = 0.27 kmol/hr

NH₃: $0 + (0.55 \times 0.5 \times 3) = (\text{NH}_3 \text{ output}) + 0$
 ดังนั้น NH₃ output = 0.82 kmol/hr

ดังนั้นสามารถสรุปสมดุลมวลสารได้ดังนี้

		Inlet	Outlet	Total Inlet	Total Outlet (Calculation)
Stream Name		Mixed FW	FW Pre-Biogas		
Stream No.		3	4		
CH ₄	kmol/hr	0	66.51	0	66.51
CO ₂	kmol/hr	0	53.97	0	53.97
H ₂ O	kmol/hr	3058.32	3027.79	3058.32	3027.79
H ₂ S	kmol/hr	0	0.27	0	0.27
NH ₃	kmol/hr	0	0.82	0	0.82
Inert	kmol/hr	0.53	5.32E-01	0.53	0.53
Cellulose	kmol/hr	10.90	0	10.90	0
Hemicellulose	kmol/hr	4.09	0	4.09	0

		Inlet	Outlet	Total Inlet	Total Outlet (Calculation)
Stream Name		Mixed FW	FW Pre-Biogas		
Stream No.		3	4		
Protein	kmol/hr	0.55	0.27	0.55	0.27
Triglyceride	kmol/hr	10.90	10.36	10.90	10.36
Total Mole Flow	kmol/hr	3085.29	3160.52	3085.29	3160.52

B.2 สมดุลพลังงาน (Energy Balances)

ตัวอย่าง Energy Balances ของ CO₂ compressor C-308

	Inlet	Outlet
Stream Name	Flue gas	Flue gas 2
Stream No.	76	77
Temperature (°C)	3000.00	2696.96
Pressure (atm)	6.00	1.98
Mass heat capacity (J/kg K)	2403.83	2335.77
Mass flow rate (kg/hr)	14349.25	14349.25
Mass Enthalpy (J/kg)	-5030958.20	-5749523.74

จากสมการ Accumulation = Energy Input – Energy Output + Heat required - Heat of reaction
ที่สภาวะคงตัว (Steady state) : Accumulation = 0

ดังนั้น Energy Input + Heat required = Energy Output + Heat of reaction

เนื่องจากไม่เกิดปฏิกิริยา ดังนั้น Heat of reaction = 0

และ Energy Input = Enthalpy input = $mc_{p,in}(T_{in}-T_{ref})$

Energy Output = Enthalpy Output = $mc_{p,out}(T_{out}-T_{ref})$

จะได้ว่า Heat required = $mc_{p,out}(T_{out}-T_{ref}) - mc_{p,in}(T_{in}-T_{ref}) = mc_{p,avg}(T_{out}-T_{in})$

ดังนั้น Heat required = $14349.25 \text{ (kg/hr)} \times ((2403.83 + 2335.77)/2) \text{ (J/kg K)} \times (2696.96 - 3000) \text{ (°C)} \times (1 \text{ hr}/3600 \text{ s})$

= -2864 kW = Net work required

กำหนดให้ % isentropic efficiency = 70 %

Isentropic power requirement = $-2864/0.7 = -4091.43 \text{ kW}$

B.3 การคำนวณขนาดพื้นที่ของอุปกรณ์ที่ใช้และพื้นที่จัดเก็บวัตถุดิบ

ตัวอย่าง การคำนวณขนาดพื้นที่ FW Anaerobic reactor AR-104

ข้อมูลพื้นฐานของหน่วยปฏิบัติการ : HRT = 12 hr , Volume flow rate inlet = 3985.50 m³/hr

ดังนั้นปริมาตรของเหลวที่ต้องกักเก็บทั้งหมด = 3985.50 m³/hr × 12 hr = 47826 m³

กำหนดให้ในแต่ละถังปฏิกรณ์มีปริมาตรว่าง (Free volume) ไม่ต่ำกว่า 10 % ของปริมาตรทั้งหมด
สมมติให้เส้นผ่านศูนย์กลาง (D) เท่ากับ 15 เมตร และความสูงเท่ากับ 45 เมตร

$$\text{คำนวณหาจำนวนของถังปฏิกรณ์ : } \pi(D^2) \times H \times N/4 = 47826 \times 1.1 \rightarrow \pi(15^2) \times 45 \times N/4 = 47826 \times 1.1$$
$$N = 6.6 \text{ หรือ } 7 \text{ ถัง}$$

$$\text{ดังนั้นขนาดพื้นที่ต่อถังปฏิกรณ์} = \pi(15^2) \times 4 = 176.714 \text{ m}^2$$

$$\text{พื้นที่ของถังปฏิกรณ์รวมทั้งหมด} = 176.714 \times 7 = 1237 \text{ m}^2$$

ตัวอย่าง การคำนวณขนาดพื้นที่เก็บแก๊สเชื้อเพลิง (Fuel gas storage)

จากกำลังการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง = 1491.99 m³/hr

กำหนดให้ระยะเวลาในการกักเก็บแก๊วเชื้อเพลิงต่อถัง = 4 hr

ดังนั้นปริมาตรของแก๊สที่ต้องบรรจุทั้งหมดเท่ากับ = 1491.99 m³/hr × 4 hr = 5967.96 m³

กำหนดให้ในแต่ละถังบรรจุแก๊สมีปริมาตรว่าง (Free volume) ไม่ต่ำกว่า 20 % ของปริมาตรทั้งหมด
สมมติให้เส้นผ่านศูนย์กลาง (D) เท่ากับ 9 เมตร และความสูงเท่ากับ 15 เมตร

$$\text{คำนวณหาจำนวนของถังปฏิกรณ์ : } \pi(D^2) \times H \times N/4 = 5967.96 \times 1.2 \rightarrow \pi(9^2) \times 15 \times N/4 = 5967.96 \times 1.2$$
$$N = 7.5 \text{ หรือ } 8 \text{ ถัง}$$

$$\text{ดังนั้นขนาดพื้นที่ต่อถังปฏิกรณ์} = \pi(9^2) \times 4 = 63.62 \text{ m}^2$$

$$\text{พื้นที่ของถังปฏิกรณ์รวมทั้งหมด} = 63.62 \times 8 = 508.94 \text{ m}^2 = 19.7 \text{ m} \times 25.8 \text{ m}$$

C. Design requirements

จากข้อกำหนดและกฎเกณฑ์คุณภาพการผลิตแก๊สชีวภาพและปริมาณความต้องการของผลิตภัณฑ์ต่างๆ ตามข้อกำหนดสามารถสรุปได้ดังตารางที่ C.1 และภาพรวมของกระบวนการผลิตในกรณีพื้นฐาน (Base-case), กรณีศึกษา 1, กรณีศึกษา 2 และ กรณีศึกษา 3 แสดงในตารางที่ C.2, C.3 , C.4 และ C.5 ตามลำดับ โดยในทุกกรณีมีกำลังการผลิตตามความต้องการขั้นต่ำตามข้อกำหนดรวมถึงคุณภาพของแก๊สชีวภาพและผลิตภัณฑ์เป็นไปตามมาตรฐานและกฎเกณฑ์ที่กำหนดไว้

ตารางที่ C.1 ข้อกำหนดและกฎเกณฑ์คุณภาพการผลิตแก๊สชีวภาพและผลิตภัณฑ์ตามข้อกำหนด

	Requirement	unit
Raw materials		
Food waste	88146.00	ton/year
Cassava waste	792.00	ton/year
Biogas production		
H ₂ O	0-10	%
NH ₃	0-1	%
CO ₂	20-50	%
CH ₄	50-70	%
H ₂ S	50-5000	ppm
Fuel gas/Cooking gas		
Pressure	1.247	atm
H ₂ O	No requirement but suggest to reduce	
CO ₂	No requirement but suggest to reduce	
H ₂ S	< 1000	ppm
Compressed Biomethane gas (CBG)		
Pressure	247.73	atm
CH ₄	> 80	%
CO ₂	No requirement but suggest to reduce	
H ₂ O	To be eliminated	
H ₂ S	< 100	ppm
Mass flow rate	1	ton/year
Gas to combined heat and power unit (CHP)		
H ₂ O	No requirement but suggest to reduce	
CO ₂	No requirement but suggest to reduce	
H ₂ S	< 1000	ppm
Electricity generation		
Capacity	930	MWh/month
Area of Filled land	50	Rais

ตารางที่ C.2 แสดงภาพรวมกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพและผลิตภัณฑ์ต่างๆ ในกรณีพื้นฐาน (Base-case)

	Capacity	unit
Raw materials		
Food waste	88146.00	ton/year
Cassava waste	792.00	ton/year
Makeup water	170935.28	m ³ /year
MDEA	2678575.68	ton/year
Oxygen gas	10633.75	ton/year
Mixed plastic waste	109.41	ton/year
Zinc losses	1112.25	ton/year
Nitrogen gas	16.31	ton/year
Compressed air	4.66	ton/year
Biogas production		
Biogas from Food waste fermentation	25013.60	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.60	%
CO ₂	44.10	%
CH ₄	54.43	%
H ₂ S	2196.10	ppm
Biogas from Cassava waste fermentation	82865.52	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.47	%
CO ₂	46.75	%
CH ₄	51.97	%
H ₂ S	1603.60	ppm
Total Biogas production	107879.12	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.50	%
CO ₂	46.13	%
CH ₄	52.55	%
H ₂ S	1743.68	ppm
Fuel gas/Cooking gas		
Pressure	1.247	atm
H ₂ O	4.35	%
CO ₂	12.69	%
CH ₄	82.95	%

	Capacity	unit
H ₂ S	0.00166	ppm
Mass flow rate	9271.48	ton/year
Compressed Biomethane gas (CBG)		
Pressure	247.73	atm
H ₂ O	0.61	%
CO ₂	13.18	%
CH ₄	86.20	%
H ₂ S	0.00172	ppm
Mass flow rate	8918.39	ton/year
Gas to combined heat and power unit (CHP)		
H ₂ O	4.35	%
CO ₂	12.69	%
H ₂ S	0.00166	ppm
Electricity generation		
Capacity	1900.96	MWh/month
Additional production		
Fertilizer production	139649.52	ton/year
Pure carbon dioxide gas (99.5%)	120323.75	ton/year
P-oil production	21551.19	ton/year
Hot gas from pyrolysis	7294.25	ton/year
Area of Filled land	29.07	Rais

ตารางที่ C.3 แสดงภาพรวมกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพและผลิตภัณฑ์ต่างๆ ในกรณีศึกษา 1 (Scenario 1) กรณีศึกษาการเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจากกรณีพื้นฐาน

	Capacity	unit
Raw materials		
Food waste	88146.00	ton/year
Cassava waste	792.00	ton/year
Makeup water	170935.28	m ³ /year
MDEA	2678575.68	ton/year
Oxygen gas	0.00	ton/year
Mixed plastic waste	109.41	ton/year
Zinc losses	1112.25	ton/year
Nitrogen gas	0.00	ton/year
Compressed air	4.66	ton/year

	Capacity	unit
Biogas production		
Biogas from Food waste fermentation	25013.60	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.60	%
CO ₂	44.10	%
CH ₄	54.43	%
H ₂ S	2196.10	ppm
Biogas from Cassava waste fermentation	82865.52	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.47	%
CO ₂	46.75	%
CH ₄	51.97	%
H ₂ S	1603.60	ppm
Total Biogas production	107879.12	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.50	%
CO ₂	46.13	%
CH ₄	52.55	%
H ₂ S	1743.68	ppm
Fuel gas/Cooking gas		
Pressure	1.247	atm
H ₂ O	4.35	%
CO ₂	12.69	%
CH ₄	82.95	%
H ₂ S	0.00166	ppm
Mass flow rate	9271.48	ton/year
Compressed Biomethane gas (CBG)		
Pressure	247.73	atm
H ₂ O	0.61	%
CO ₂	13.18	%
CH ₄	86.20	%
H ₂ S	0.00172	ppm
Mass flow rate	8918.39	ton/year
Gas to combined heat and power unit (CHP)		
H ₂ O	4.35	%
CO ₂	12.69	%

	Capacity	unit
H ₂ S	0.00166	ppm
Electricity generation		
Capacity	970.38	MWh/month
Additional production		
Fertilizer production	139649.52	ton/year
Pure carbon dioxide gas (99.5%)	120323.75	ton/year
P-oil production	21551.19	ton/year
Hot gas from pyrolysis	7294.25	ton/year
Area of Filled land	25.45	Rais

ตารางที่ C.4 แสดงภาพรวมกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพและผลิตภัณฑ์ต่างๆ ในกรณีศึกษา 2 (Scenario 2) กรณีเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจากกรณีพื้นฐานและแบ่งขาย CO₂ gas สำหรับการผลิตวัสดุก่อสร้างด้วยอัตราส่วน 0.15 ของ CO₂ ที่ผลิตได้

	Capacity	unit
Raw materials		
Food waste	88146.00	ton/year
Cassava waste	792.00	ton/year
Makeup water	170935.28	m ³ /year
MDEA	2678575.68	ton/year
Oxygen gas	0.00	ton/year
Mixed plastic waste	109.41	ton/year
Zinc losses	1112.25	ton/year
Nitrogen gas	0.00	ton/year
Compressed air	4.66	ton/year
Biogas production		
Biogas from Food waste fermentation	25013.60	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.60	%
CO ₂	44.10	%
CH ₄	54.43	%
H ₂ S	2196.10	ppm
Biogas from Cassava waste fermentation	82865.52	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.47	%
CO ₂	46.75	%
CH ₄	51.97	%

	Capacity	unit
H ₂ S	1603.60	ppm
Total Biogas production	107879.12	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.50	%
CO ₂	46.13	%
CH ₄	52.55	%
H ₂ S	1743.68	ppm
Fuel gas/Cooking gas		
Pressure	1.247	atm
H ₂ O	4.35	%
CO ₂	12.69	%
CH ₄	82.95	%
H ₂ S	0.00166	ppm
Mass flow rate	9271.48	ton/year
Compressed Biomethane gas (CBG)		
Pressure	247.73	atm
H ₂ O	0.61	%
CO ₂	13.18	%
CH ₄	86.20	%
H ₂ S	0.00172	ppm
Mass flow rate	8918.39	ton/year
Gas to combined heat and power unit (CHP)		
H ₂ O	4.35	%
CO ₂	12.69	%
H ₂ S	0.00166	ppm
Electricity generation		
Capacity	970.38	MWh/month
Additional production		
Fertilizer production	139649.52	ton/year
Pure carbon dioxide gas (99.5%)	102275.18	ton/year
Concrete building materials	18048.56	ton/year
P-oil production	21551.19	ton/year
Hot gas from pyrolysis	7294.25	ton/year
Area of Filled land	26.34	Rais

ตารางที่ C.5 แสดงภาพรวมกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพและผลิตภัณฑ์ต่างๆ ในกรณีศึกษา 3 (Scenario 3) กรณีเพิ่ม Air Separation Unit ต่อจากกรณีพื้นฐานและแบ่งขาย CO₂ gas สำหรับการผลิตวัสดุก่อสร้างด้วยอัตราส่วน 0.15 ของ CO₂ ที่ผลิตได้ เมื่อผ่านการทำ Heat integration

	Capacity	unit
Raw materials		
Food waste	88146.00	ton/year
Cassava waste	792.00	ton/year
Makeup water	170935.28	m ³ /year
MDEA	2678575.68	ton/year
Oxygen gas	0.00	ton/year
Mixed plastic waste	109.41	ton/year
Zinc losses	1112.25	ton/year
Nitrogen gas	0.00	ton/year
Compressed air	4.66	ton/year
Biogas production		
Biogas from Food waste fermentation	25013.60	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.60	%
CO ₂	44.10	%
CH ₄	54.43	%
H ₂ S	2196.10	ppm
Biogas from Cassava waste fermentation	82865.52	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.47	%
CO ₂	46.75	%
CH ₄	51.97	%
H ₂ S	1603.60	ppm
Total Biogas production	107879.12	ton/year
H ₂ O	0.65	%
NH ₃	0.50	%
CO ₂	46.13	%
CH ₄	52.55	%
H ₂ S	1743.68	ppm
Fuel gas/Cooking gas		
Pressure	1.247	atm
H ₂ O	4.35	%
CO ₂	12.69	%

	Capacity	unit
CH ₄	82.95	%
H ₂ S	0.00166	ppm
Mass flow rate	9271.48	ton/year
Compressed Biomethane gas (CBG)		
Pressure	247.73	atm
H ₂ O	0.61	%
CO ₂	13.18	%
CH ₄	86.20	%
H ₂ S	0.00172	ppm
Mass flow rate	8918.39	ton/year
Gas to combined heat and power unit (CHP)		
H ₂ O	4.35	%
CO ₂	12.69	%
H ₂ S	0.00166	ppm
Electricity generation		
Capacity	970.38	MWh/month
Additional production		
Fertilizer production	139649.52	ton/year
Pure carbon dioxide gas (99.5%)	102275.18	ton/year
Concrete building materials	18048.56	ton/year
P-oil production	21551.19	ton/year
Hot gas from pyrolysis	7294.25	ton/year
Area of Filled land	26.34	Rais

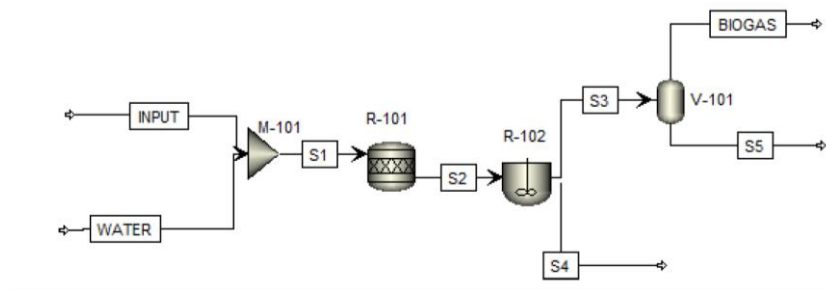
D. แบบจำลองกระบวนการ (Simulation Models)

ทุกกระบวนการในการออกแบบในครั้งนี้ใช้โปรแกรม Aspen Plus Version 11 เป็นส่วนหนึ่งของ Aspen Engineering Suite 11 จากบริษัท AspenTech

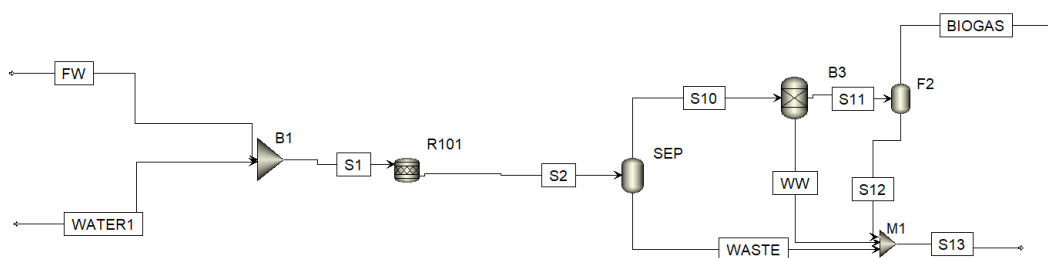
Validation

ก่อนเริ่มการทำการจำลองกระบวนการในกระบวนการที่มีความหลากหลายและซับซ้อนการตรวจสอบความถูกต้อง (Validation) เป็นสิ่งที่ต้องทำก่อนจะประเมินค่าการออกแบบโดยค่าที่ทำการจำลองออกมาทั้งหมดจะทำการเปรียบเทียบค่าจากวารสารที่ตีพิมพ์และแหล่งอ้างอิงทางอุตสาหกรรม จากการทำกรปรับเปลี่ยนแบบจำลองและเปรียบเทียบค่าผลลัพธ์ที่ได้จากแหล่งอ้างอิงจะสามารถนำไปสู่ความแม่นยำและถูกต้องของข้อมูลของแบบจำลองได้ โดยแบบจำลองทั้งหมดใช้ Property Method เป็น SRK แต่ในส่วนรายละเอียดในบางส่วนจำเป็นต้องใช้ Property Method เฉพาะโดยประกอบด้วย Property Method ENRTL-RK ใน การลดมลภาวะของแก๊สชีวภาพ (Amine Scrubbing Biogas Clean-up) และ Property Method PENG-ROB ใน ระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (CHP - Combined Heat and Power)

การหมักขยะจากชุมชน (Digestion Section)



แผนภาพแบบจำลองการหมักแบบไม่มีอากาศของแหล่งอ้างอิงที่ 1



แผนภาพแบบจำลองการหมักแบบไม่มีอากาศของการจำลองการออกแบบ

แบบจำลองการหมักนี้ทำการผสมรวมขยะอาหารจากชุมชนที่อุณหภูมิห้อง(25°C)ที่ความดันบรรยากาศ (1 atm) โดยใช้อัตราส่วนมวลการไหลของน้ำที่ 10 เท่าของมวลการไหลของขยะอาหารจากชุมชนทำการหมักที่ถังหมัก R-101 ที่อุณหภูมิ 55 °C โดยมีสมการ ดังนี้

ตารางแสดงปฏิกิริยาของแบบจำลองกระบวนการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจน

ลำดับที่	ปฏิกิริยา
1	PROTEIN + H ₂ O --> 6.5 CH ₄ + 6.5 CO ₂ + H ₂ S + 3 NH ₃
2	TRIGLYCERIDE + 28 H ₂ O --> 40 CH ₄ + 17 CO ₂
3	CELLULOSE + H ₂ O --> 3 CH ₄ + 3 CO ₂
4	HEMICELLULOSE + H ₂ O --> 2.5 CH ₄ + 2.5 CO ₂

โดยสมการที่ (1),(3) และ (4) ได้ทำการนำมาจาก^[61] ส่วนสมการที่ (2) นำมาจาก^[62] โดยทำการแปลงจากแบบจำลองของแหล่งอ้างอิงจาก R-101, R-102 เป็น R101, SEP และ B3 ซึ่งนำสมการ (1) – (4) ใส่ภายใน R101 จากนั้นทำการลดความชื้นด้วยกระบวนการควบแน่นที่อุณหภูมิ 5 °C ความดัน 1 บรรยากาศ V-101 ตามแหล่งอ้างอิงและ F2 ของแบบจำลองจากนั้นจะได้ผลิตภัณฑ์เป็น BIOGAS ซึ่งทำการเปรียบเทียบผลลัพธ์ตามตาราง

องค์ประกอบของขยะชุมชนประเภทอาหาร

Component	จากแหล่งอ้างอิง	แบบจำลองนี้
Carbohydrates	55	55
Proteins	2	2
Fats	40	40
Inert	1.95	1.95

องค์ประกอบของขยะชุมชนประเภทอาหารในหมวดหมู่คาร์โบไฮเดรตนำมาจากผลสำรวจใน^[63] ซึ่งเป็นผลเฉลี่ยของแหล่งอ้างอิง โดยมีเซลลูโลสร้อยละ 49.53 และ Hemicellulose ร้อยละ 7.41 ส่วนไขมันในการจำลองนี้ได้ทำการตีความว่าเป็นไตรกลีเซอไรด์ตาม^[62] หลังจากทำการจำลองกระบวนการจะได้ผลลัพธ์ ดังนี้

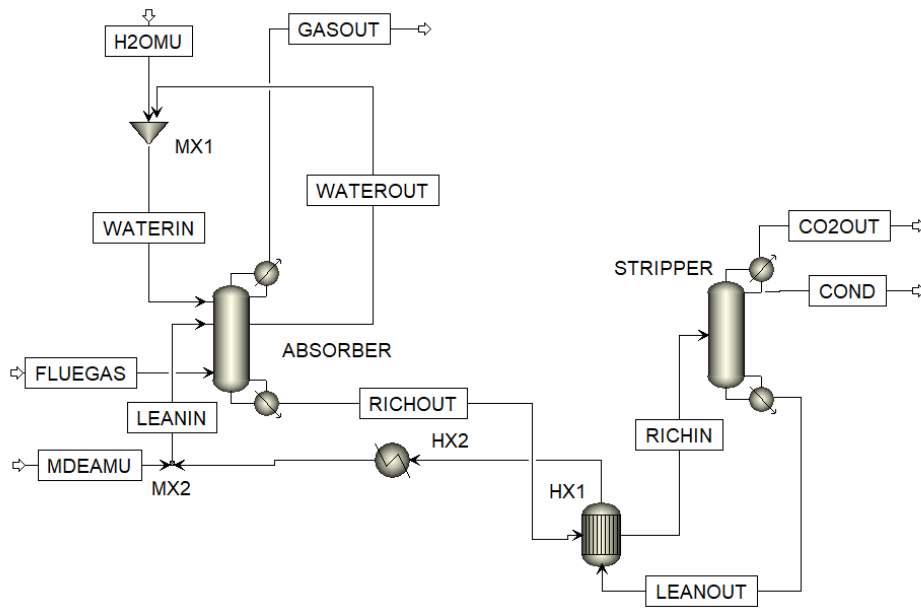
ผลลัพธ์

Component	จากแหล่งอ้างอิง	แบบจำลองนี้
Water	0.58	0.0065
Carbon dioxide	42.52	44.08
Methane	52.91	54.52
Hydrogen Sulfide	0.36	0.0022
Ammonia	0.03	0.0054

การลดมลภาวะของแก๊สชีวภาพ (Amine Scrubbing Biogas Clean-up)

การทำแบบจำลองกระบวนการของการลดมลภาวะในแก๊สชีวภาพได้นำต้นแบบมาจาก ENRTL-RK_Rate_Based_MDEA_Model ซึ่งเป็นแบบจำลองหนึ่งบริษัท AspenTech ที่ได้มีการตรวจสอบความถูกต้อง (Validation) ในเอกสาร ENRTL-RK_Rate_Based_MDEA_Model.pdf ซึ่งจะมีผลลัพธ์ดังนี้

ข้อมูลของแบบจำลอง ENRTL-RK Rate Based MDEA Model



แผนภาพแบบจำลองการลดมลภาวะของแก๊สชีวภาพ

ข้อมูลที่ป้อนเข้ากระบวนการ

	ข้อมูลจากเอกสารอ้างอิง		ข้อมูลจากแบบจำลอง	
	FLUEGAS	LEANIN	FLUEGAS	LEANIN
อุณหภูมิ [°C]	75	50	75	50
ความดัน [bar]	1	2	1	2
กระแสของมวลรวม [kg/hr]	72	499.68	72	499.24
	Mass-Frac		Mass-Frac	
MDEA	0	0.401	0	0.384
H ₂ O	0.071	.595	0.071	0.594
CO ₂	0.085	0.0041	0.085	0.022
N ₂	0.743	0	0.743	0
O ₂	0.101	0	0.101	0
CO ₂ Loading	n/a	0.028 mol CO ₂ /mol MDEA	n/a	n/a

โดยการทำงานของกระบวนการดูดซับด้วยเอมีน (Amine Adsorption) ในที่นี้ คือ MDEA (Methyl diethanolamine) จะใช้สารประกอบเอมีนที่มีความเป็นด่างเพื่อทำปฏิกิริยากับแก๊สที่เป็นกรดที่ผสมอยู่ในแก๊สชีวภาพ คือ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนซัลไฟด์ โดยสมการที่ใช้ในแบบจำลองในหอปฏิบัติการ ABSORBER และ STRIPPER มีดังนี้

ตารางแสดงปฏิกิริยาของแบบจำลองกระบวนการลดมลภาวะของแก๊สชีวภาพ

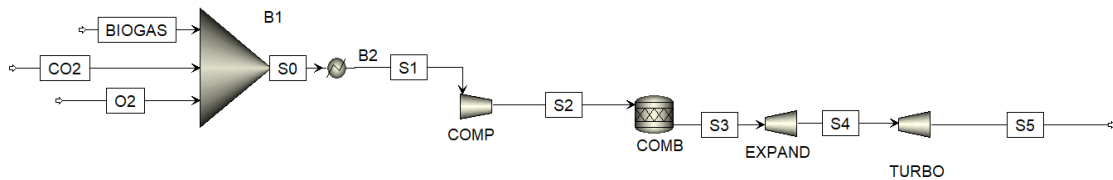
ลำดับที่	ประเภทของปฏิกิริยา	ปฏิกิริยา
1	EQUILIBRIUM	$MDEAH^+ + H_2O \leftrightarrow MDEA + H_3O^+$
2	EQUILIBRIUM	$2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-$
3	EQUILIBRIUM	$HCO_3^+ + H_2O \leftrightarrow CO_3^{-2} + H_3O^+$
4	EQUILIBRIUM	$H_2S + H_2O \leftrightarrow HS^- + H_3O^+$
5	EQUILIBRIUM	$HS^- + H_2O \leftrightarrow S^{-2} + H_3O^+$
6	KINETIC	$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$
7	KINETIC	$HCO_3^- \rightarrow CO_2 + OH^-$
8	KINETIC	$MDEA + CO_2 + H_2O \rightarrow MDEAH^+ + HCO_3^-$
9	KINETIC	$MDEAH^+ + HCO_3^- \rightarrow MDEA + CO_2 + H_2O$

สมการทั้งหมดถูกใช้ในหอปฏิบัติการ ABSORBER เพื่อการแยก CO₂ และ H₂S จากแก๊สชีวภาพรวมทั้งใช้ในหอปฏิบัติการ STRIPPER เพื่อทำการปรับปรุงสถานะให้สามารถนำสารละลายเอมีนที่ออกจากกระบวนการในหอปฏิบัติการ ABSORBER สามารถนำกลับไปใช้ใหม่ได้โดยการใช้ความร้อนเพื่อแยกก๊าซ CO₂ และ H₂S ออกจากสารละลายเอมีน

ข้อมูลผลลัพธ์หลังการจำลองกระบวนการลดมลภาวะของแก๊สชีวภาพ

	ข้อมูลจากเอกสารอ้างอิง	ข้อมูลจากแบบจำลอง
CO ₂ mole fraction in GASOUT	0.0174	0.01735
CO ₂ Recovery	69%	69.79%
Loading of RICHOUT, mol CO ₂ / mol MDEA	0.085	0.08489

ระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม (CHP - Combined Heat and Power)^[64]



แผนภาพแบบจำลองการระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม

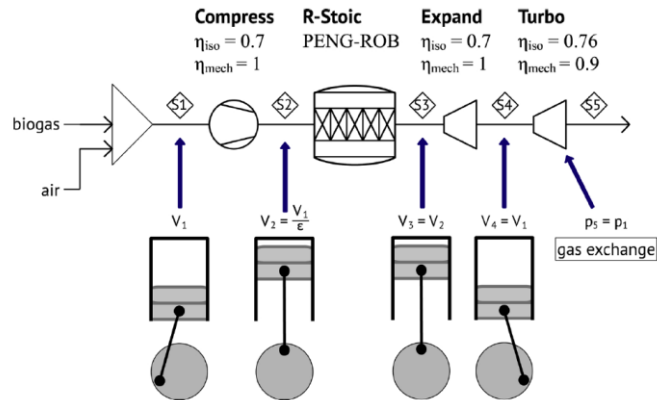
การผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมเป็นการนำแก๊สชีวภาพมาแปรรูปเพื่อผลิตพลังงานในรูปแบบอื่นอย่างพลังงานกล, พลังงานความร้อน และผลิตกระแสไฟฟ้า เริ่มจากการทำการเผาแก๊สเชื้อเพลิงในที่นี้ คือ แก๊สชีวภาพที่มีองค์ประกอบหลักเป็นมีเทนที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้ กระบวนการที่นำมาทำแบบจำลองนี้เป็นการทำเผาไหม้สมบูรณ์ด้วยการใช้แก๊สออกซิเจนบริสุทธิ์สูง (Oxy-fuel Combustion) โดยใช้อัตราส่วนของแก๊สออกซิเจนเป็นสองเท่าของปริมาณแก๊สมีเทนที่ประกอบอยู่ในแก๊สชีวภาพและทำการรวมผลิตภัณฑ์แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ป้อนกลับไปยังระบบเพื่อทำการรักษาอัตราการไหลในการทำงานของเครื่องอัดความดัน (Compressor) และ Turbine ให้สามารถรักษาประสิทธิภาพการทำงานได้โดยมีอัตราส่วนปริมาณ CO₂ ที่ใช้เป็นร้อยละ 68 ของผลิตภัณฑ์ CO₂ ที่ผลิตได้

ข้อมูลผลลัพธ์หลังการจำลองระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม

ตารางแสดงองค์ประกอบของกระบวนการการเผาไหม้

Stream	สารประกอบ	องค์ประกอบ	
		จากแหล่งอ้างอิง	แบบจำลองนี้
Biogas	CH ₄	0.6	0.6
	CO ₂	0.4	0.4
O ₂	O ₂	1	1

CO ₂	CO ₂	0.96	0.96
	H ₂ O	0.04	0.04
S1	CO ₂	0.576	0.574
	O ₂	0.269	0.271
	H ₂ O	0.021	0.020
	CH ₄	0.134	0.135
S3	CO ₂	0.711	0.709
	O ₂	0	0
	H ₂ O	0.289	.291
	CH ₄	0	0



แผนภาพแบบจำลองการระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมที่ประกอบด้วยประสิทธิภาพ

จากแผนภาพจะแสดงให้เห็นถึงสัมประสิทธิ์ของประสิทธิภาพที่ใช้งานในแต่ละเครื่องที่ใช้ในแบบจำลองแสดงในตาราง ดังนี้

ตารางแสดงสัมประสิทธิ์ของประสิทธิภาพ

	Isothermal Efficiency	Mechanical Efficiency
Compressor	0.7	1
Expander	0.7	1
turbomachinery	0.76	0.9

ตารางแสดงพลังงานในระบบ

	Biogas flow [kmol/h]	Biogas electric output with oxyfuel combustion [kW]
จากแหล่งอ้างอิง	1.39	64
แบบจำลองนี้	1.39	68

โดย Biogas electric output with oxyfuel combustion หาได้จาก $P_{\text{mech}} = P_{\text{comp}} + P_{\text{expand}} + P_{\text{tuE}}$.
การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์

ข้อมูลดัชนีราคาของ Chemical Engineering plant Cost Index (CEPCI)

Year	Chemical Engineering plant Cost Index	Reference
1991	361	[46]
1992	358	
1993	359	
1994	368	
1995	381	
1996	382	
1997	387	
1998	390	
1999	391	
2000	394	
2001	397	
2003	402	
2006	500	[66]
2007	525.4	
2008	575.4	
2009	521.9	
2010	550.8	
2017	558.3	[65]
2019	607.5	[67]

E.1 การคำนวณราคาต้นทุนอุปกรณ์ (Equipment cost summary)

สรุปราคาอุปกรณ์จะบ่งบอกต้นทุนที่จะต้องใช้จ่ายสำหรับอุปกรณ์พร้อมค่าใช้จ่ายสำหรับการติดตั้งอุปกรณ์ การประมาณราคาอุปกรณ์จะส่งผลต่อการประมาณต้นทุนการลงทุนที่จำเป็นต้องใช้สำหรับเริ่มต้นโครงการ เนื่องจากต้นทุนการลงทุนเป็นการประมาณค่าโดยใช้การตั้งสมมติฐานคำนวณจากราคาอุปกรณ์ การจัดทำสรุปราคาอุปกรณ์จะช่วยพิจารณาเบื้องต้นสำหรับความเหมาะสมในต้นทุนการลงทุน เมื่อเปรียบเทียบกับปริมาณและราคาผลิตภัณฑ์ที่ได้

การประเมินราคาอุปกรณ์จะทำได้หลังจากการออกแบบกระบวนการทางเคมี การทดลองหรือการจำลองกระบวนการเคมีวิเคราะห์สภาวะการดำเนินกระบวนการเคมีที่เหมาะสม เพื่อให้ได้คุณภาพและปริมาณของผลิตภัณฑ์ตามต้องการ จากนั้น จัดทำรวบรวมรายการอุปกรณ์ที่ต้องการในกระบวนการและคำนวณออกแบบคุณสมบัติของอุปกรณ์ที่จะตอบรับกับสภาวะการดำเนินกระบวนการเคมีในแต่ละขั้นตอนและสามารถดำเนินกระบวนการเคมีด้วยความปลอดภัย ทั้งนี้การประเมินราคาอุปกรณ์จะขึ้นอยู่กับการออกแบบกระบวนการเคมีและสภาวะการดำเนินกระบวนการเคมีในแต่ละขั้นตอน

การสืบค้นราคาอุปกรณ์ต่าง ๆ ราคาจะขึ้นอยู่กับเวลา ดังสมการที่ (1) เนื่องจากค่าเงินเฟ้อในแต่ละปี ในรายงานฉบับนี้จะยึดดัชนีราคาของ Chemical Engineering Plant Cost (CEPCI) โดยตารางดัชนีราคาในแต่ละปีจะแสดงใน Appendix.. C.1 ทั้งนี้การประมาณราคาอุปกรณ์ และ สารเคมีจะอ้างอิง CEPCI เท่ากับ 607.5 ตั้งแต่ปี 2019-2021 [67]

$$\frac{C_{base\ time}}{C_{2019}} = \frac{CEPCI_{base\ time}}{CEPCI_{2019}} \quad (C.1)$$

โดยแหล่งที่มาของราคาต้นทุนอุปกรณ์จะคำนวณโดยอาศัยตามหลักการ 2 หลักการแบ่งแยกกันตามที่ได้กล่าวในการสรุปการวิเคราะห์การลงทุน ได้แก่

E.1.1 การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณต้นทุนการลงทุนอ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition

การประมาณต้นทุนราคาอุปกรณ์ จะใช้หลักการคำนวณจากสมการต่าง ๆ และค่าคงที่ โดยอ้างอิงจากหลักการหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition การประมาณต้นทุนราคาอุปกรณ์ (C_p) ขึ้นอยู่กับความดัน (Pressure factor, F_p) อุณหภูมิ (Temperature factor, F_T) ชนิดของวัสดุ (Material factor, F_M) จำนวนชั้นถาด (Quantity amount of tray factor, F_q) และสมรรถนะ (Capacity, A) ของอุปกรณ์ชนิดต่างๆ ดังสมการที่ (C.2) บนเงื่อนไขขอบเขตความดันและสมรรถนะของอุปกรณ์ที่กำหนด โดยอุปกรณ์ทั่วไปยกเว้น Vessel จะให้ Pressure factor เท่ากับ 1 เมื่อความดันต่ำกว่า 5 barg และเมื่อความดันสูงกว่า 5 barg ความดันจะส่งผลต่อราคาอุปกรณ์ ซึ่งสามารถคำนวณได้ดังสมการที่ (C.3) ในขณะที่ Pressure factor ($F_{p, vessel}$) จะขึ้นอยู่กับค่าความกักถ่วง ความหนาของ Vessel อย่างต่ำเส้นผ่านศูนย์กลางของ Vessel และสภาวะความดัน โดยตั้งสมมติฐานในถังมีค่าความกักถ่วงเท่ากับ 0.00315 และความหนาของ Vessel อย่างต่ำเท่ากับ 0.0063 m ซึ่งสามารถคำนวณได้ดังสมการที่ (C.4) [46]

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 (\log_{10} A)^2 \quad (C.2)$$

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2 \quad (C.3)$$

$$F_{P,vessel} = \frac{(P+1)D}{(2)(944)(0.9) - 1.2(P+1)} + 0.00315 \quad (C.4)$$

$$0.0063$$

ทั้งนี้เมื่ออุปกรณ์มีสมรรถนะเกินที่กำหนด จะใช้วิธีการการคำนวณอย่างง่าย โดยเพิ่มจำนวนเครื่องแบ่งสมรรถนะของเครื่องให้อยู่ภายในสมรรถนะของเครื่องที่กำหนด และเมื่ออุปกรณ์มีสมรรถนะน้อยกว่าที่กำหนดจะคำนวณอย่างง่าย โดยการใช้สมรรถนะค่าขั้นต่ำที่กำหนดในการคำนวณราคาอุปกรณ์ และจากราคาอุปกรณ์จะถูกนำไปคำนวณหาค่า Bare module cost (C_{BM}) ประมาณค่ารวมค่าอุปกรณ์ (C_P) ค่าวัสดุ ระบบท่อ ฉนวนกันร้อน ระบบตรวจจับอัคคีภัย อุปกรณ์ตรวจวัด และ อุปกรณ์ไฟฟ้า รวมถึงการทาสี (C_M) ค่าแรงงาน (C_L) ค่าขนส่ง (C_{FIT}) ค่าใช้จ่ายทั่วไป (C_O) และค่าใช้จ่ายเชิงวิศวกรรม (C_E) ดังสมการ (C.5) และตารางแสดงสมการสำหรับคำนวณหาค่า Bare module cost (CBM)

$$C_{BM} = B_1 + B_2 C_p^\circ = F_{BM} C_p^\circ \quad (C.5)$$

ทั้งนี้ Total bare module cost in base condition (C_{BM}°) ที่สภาวะความดันบรรยากาศและวัสดุของอุปกรณ์เป็น Carbon Steel จะให้ค่า $F_{BM} = 1$

ตารางแสดงสมการสำหรับคำนวณหาค่า Bare module cost (C_{BM})

Equipment Type	Equation for Bare Module Cost
Compressors and blowers	$C_{BM} = F_{BM} C_p^\circ$
Evaporators and vaporizers	$C_{BM} = F_P F_{BM} C_p^\circ$
Fired heaters and furnaces	$C_{BM} = F_P F_T F_{BM} C_p^\circ$ $F_T = 1 + 0.0018\Delta T - 0.00000335(\Delta T)^2$ $\Delta T \text{ in } ^\circ\text{C}$
Power recovery equipment	$C_{BM} = F_{BM} C_p^\circ$
Sieve trays valve trays and demister pads	$C_{BM} = N F_{BM} C_p^\circ$ $\log_{10} F_q = 0.4771 + 0.08516 \log_{10} N - 0.3473(\log_{10} N)^2$ for $N < 20$ $F_q = 1$, for $N \geq 20$ $F_q = 1$
Tower packing	$C_{BM} = F_{BM} C_p^\circ$

E.1.2 การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณต้นทุนการลงทุนอ้างอิงจากรายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคาอ้างอิงจากหนังสือ Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol ใช้วิธีการตั้งสมมติฐานให้เครื่องทุกชนิดทำจากวัสดุ Stainless Steel และราคาอุปกรณ์จะขึ้นอยู่กับอัตราการไหลขาเข้าของอุปกรณ์โดยทั่วไป หรือ กำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้จาก Combustion Turbine - Electric Generator สามารถคำนวณได้จากสมการที่ (C.6) ทั้งนี้แหล่งที่มาของราคาอุปกรณ์ Storage Tank, Storage Tank Agitator, Anaerobic digester และ Plant Air Compressor อ้างอิงจากรายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol [47] ราคาของ Combustion Turbine

- Electric Generator อ้างอิงจากรายงาน Process Design and Economics for Techno-Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification [68], ราคาของ MDEA stripper tower reflux pump และ Water stripper tower reflux pump อ้างอิงจากการประเมินราคาโดยโปรแกรม Aspen Plus V.11 จาก AspenTech, ราคาของ Pyrolysis unit อ้างอิงจากงานวิจัย Economic assessment of a 40,000 t/y mixed plastic waste pyrolysis plant using direct heat treatment with molten metal: A case study of a plant located in Belgium [69], ราคาของชุด Synthesis Gas Compressor, Water intercooler และ Air separator unit อ้างอิงจากรายงาน Process Design and Economics for Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol [70] โดยอัตราการใช้ของอุปกรณ์จะยึดตามการความต้องการของโครงการเป็นหลัก

$$\frac{Cost_{original}}{Cost_{scaled}} = \frac{A_{original}}{A_{New}}^{\text{Scaling Exponent}} \quad (C.6)$$

กำหนดให้ 1 ยูโร เท่ากับ 1.21 ดอลลาร์ (ณ วันที่ 19 มกราคม 2564) และ 1 บาท เท่ากับ 0.033 ดอลลาร์ (ณ วันที่ 13 ธันวาคม 2563)

การคำนวณราคาอุปกรณ์ในแต่ละกรณี

กรณีพื้นฐาน

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Blender, Ribbon Stainless Steel ที่มีพื้นที่หน้าตัดในช่วง 0.7-11 m² อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	F _p	F _{BM}	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C ^o _p (\$)	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Food waste blender	1800	1	1	1	1.12	10.91	4.14	-0.49	0.01	4292.71	8654107.21	2001	397	13242745.92	13242745.92
Cassava waste blender	1800	1	1	1	1.12	10.91	4.14	-0.49	0.01	4292.71	8654107.21	2001	397	13242745.92	13242745.92

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Filter, Disc and drum Stainless Steel ที่มีพื้นที่หน้าตัดในช่วง 0.9-300 m² อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	Diameter (m)	Height (m)	F _T	F _q	F _p	F _{BM}	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C ^o _p (\$)	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Food waste disc and drum filter	70	25	40	1	1	1	1.65	280.5	4.81	-0.71	0.04	2068.55	238917.86	2001	397	365598.48	365598.48
Cassava waste disc and drum filter	70	25	40	1	1	1	1.65	280.5	4.81	-0.71	0.04	2068.55	238917.86	2001	397	365598.48	365598.48

การประมาณราคาอุปกรณ์ Vessel, Vertical Stainless Steel ปริมาตรในช่วง 0.3-520 m³ บนเงื่อนไขความดันไม่เกิน 400 barg ของ Base case โดยอาศัยหลักการการประมาณราคาอ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	Diameter (m)	Height (m)	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	F _p	F _M	Capacity (m ³)	K ₁	K ₂	K ₃	C ^o _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Food waste water separator	1	0.91	3.66	1	1	1.03	1	3.11	2.4	3.5	0.45	0.11	4826.54	2.25	1.82	38178.9	2001	397	58422.37	30059.8
Cassava waste water separator	1	1.37	3.66	1	1	1.03	1	3.11	5.4	3.5	0.45	0.11	7650.68	2.25	1.82	60518.38	2001	397	92606.85	47648.59

Equipment Name	Number Required	Diameter (m)	Height (m)	F _T	F _Q	Designing Pressure (barg)	F _P	F _M	Capacity (m ³)	K ₁	K ₂	K ₃	C° _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C° _{BM} (\$)
MDEA absorber tower	1	2.44	22.86	1	1	2.43	1.28	3.11	106.75	3.5	0.45	0.11	70632.32	2.25	1.82	672170.69	2001	397	1028573.54	439899.67
MDEA stripper tower	1	2.44	5.79	1	1	2.43	1.28	3.11	27.04	3.5	0.45	0.11	22905.55	2.25	1.82	217980.08	2001	397	333558.95	142656.27
MDEA stripper tower condenser accumulator	1	0.91	2.74	1	1	4.71	1	3.11	1.8	3.5	0.45	0.11	4159.71	2.25	1.82	32904.15	2001	397	50350.8	25906.77
Water scrubbing tower	1	1.22	5.79	1	1	5.72	1.27	3.11	6.76	3.5	0.45	0.11	8783.11	2.25	1.82	82833.67	2001	397	126754.3	54701.38
Acid gas flash separator	1	0.91	3.66	1	1	2.43	1	3.11	2.4	3.5	0.45	0.11	4826.54	2.25	1.82	38178.9	2001	397	58422.37	30059.8
Water stripper tower	1	0.91	19.51	1	1	4.71	1	3.11	12.81	3.5	0.45	0.11	13362.42	2.25	1.82	105699.43	2001	397	161744.09	83221.47
Water stripper tower condenser accumulator	1	0.91	2.74	1	1	4.71	1	3.11	1.8	3.5	0.45	0.11	4159.71	2.25	1.82	32904.15	2001	397	50350.8	25906.77
Flue gas flash separator	1	0.91	3.66	1	1	2.43	1	3.11	2.4	3.5	0.45	0.11	4826.54	2.25	1.82	38178.9	2001	397	58422.37	30059.8
CBG flash separator	1	0.91	3.66	1	1	2.43	1	3.11	2.4	3.5	0.45	0.11	4826.54	2.25	1.82	38178.9	2001	397	58422.37	30059.8
CBG Storage	2			1	1		1	3.11	75.4	3.5	0.45	0.11	52230.73	2.25	1.82	826311.09	2001	397	826311.09	650588.38

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Tower Packing ชนิด M107YB เป็น Tower Packing, 304 SS Stainless Steel ที่มีปริมาตร 0.03 - 628 m³ อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	Diameter (m)	Height (m)	F _T	F _q	F _p	F _{BM}	Capacity (m ³)	K ₁	K ₂	K ₃	C _p (\$)	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C _{BM} (\$)
MDEA absorber tower tower packing		2.44	22.86	1	1	1	7.1	106.75	3.3	0.97	0.01	199057.38	1413307.39	2001	397	2162680.71	2162680.71
MDEA stripper tower tower packing	1	2.44	5.79	1	1	1	7.1	27.04	3.3	0.97	0.01	50884.66	361281.11	2001	397	552842	552842
Water scrubbing tower tower packing	1	1.37	24.69	1	1	1	7.1	36.48	3.3	0.97	0.01	68450.46	485998.28	2001	397	743687.54	743687.54
Water stripper tower tower packing	1	1.22	5.79	1	1	1	7.1	6.76	3.3	0.97	0.01	12955.35	91982.99	2001	397	140754.82	140754.82

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Compressor, Centrifugal Stainless Steel ที่มี Fluid power ในช่วง 450 - 3000 kW อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	F _p	F _{BM}	Capacity (kW)	K ₁	K ₂	K ₃	C _p (\$)	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C _{BM} (\$)
Biogas Compressor	1	1	1	1.01	1	5.8	450	2.29	1.36	-0.1	150027.16	870157.53	2001	397	1331538.29	1331538.29
Acid gas compressor	1	1	1	7.61	1	5.8	450	2.29	1.36	-0.1	150027.16	870157.53	2001	397	1331538.29	1331538.29
Oxygen compressor	1	1	1	1.01	1	5.8	450	2.29	1.36	-0.1	150027.16	870157.53	2001	397	1331538.29	1331538.29
CO ₂ compressor	1	1	1	2.03	1	5.8	450	2.29	1.36	-0.1	150027.16	870157.53	2001	397	1331538.29	1331538.29

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Pump, Centrifugal Stainless Steel ที่มี Shaft power ในช่วง 0.9 - 300 kW บนความดันไม่เกิน 10 - 100 barg อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (kW)	K ₁	K ₂	K ₃	C _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C _{BM} (\$)
MDEA pump	1	1	1	2.43	-0.39	0.4	0	1	2.3	13.2	3.39	0.05	0.15	4389.21	1.89	1.35	21924.12	2001	397	33548.87	21761.43
Rich MDEA pump	1	1	1	2.43	-0.39	0.4	0	1	2.3	6.85	3.39	0.05	0.15	3477.93	1.89	1.35	17372.28	2001	397	26583.53	17243.37
Scrub water pump	1	1	1	2.43	-0.39	0.4	0	1	2.3	2.57	3.39	0.05	0.15	2736.26	1.89	1.35	13667.63	2001	397	20914.57	13566.21
Rich water pump	1	1	1	0	-0.39	0.4	0	1	2.3	3.93	3.39	0.05	0.15	2987.87	1.89	1.35	14924.39	2001	397	22837.7	14813.64
Lean water pump	1	1	1	2.43	-0.39	0.4	0	1	2.3	88.72	3.39	0.05	0.15	11946.45	1.89	1.35	59672.49	2001	397	91312.44	59229.69

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (kW)	K ₁	K ₂	K ₃	C° _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C° _{BM} (\$)
Utility water pump 1	1	1	1	2.43	-0.39	0.4	0	1	2.3	2.58	3.39	0.05	0.15	2737.84	1.89	1.35	13675.49	2001	397	20926.61	13574.02
Utility water pump 2	1	1	1	0	-0.39	0.4	0	1	2.3	3.79	3.39	0.05	0.15	2962.84	1.89	1.35	14799.37	2001	397	22646.4	14689.55

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Heat exchanger, U-tube (both shell and tube) Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel ที่มีพื้นที่ผิวในการแลกเปลี่ยนความร้อนในช่วง 10 - 1000 m² บนเงื่อนไขความดันในช่วง 5 - 140 barg อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C° _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C° _{BM} (\$)
MDEA heater	1	1	1	7.61	0.04	-0.11	0.08	1.01	2.73	35.73	4.19	-0.25	0.2	18871.24	1.63	1.66	116877.77	2001	397	178849.48	95006.25
Rich MDEA heater	1	1	1	7.61	0.04	-0.11	0.08	1.01	2.73	77.35	4.19	-0.25	0.2	26284.74	1.63	1.66	162792.74	2001	397	249109.8	132329.08
MDEA stripper tower condenser	1	1	1	2.43	0.04	-0.11	0.08	1	2.73	61.2	4.19	-0.25	0.2	23516.47	1.63	1.66	144903.79	2001	397	221735.65	118392.4
MDEA stripper tower reboiler	1	1	1	7.61	0.04	-0.11	0.08	1.01	2.73	423.99	4.19	-0.25	0.2	78239.22	1.63	1.66	484569.33	2001	397	741500.92	393891.12
Lean MDEA heater	2	1	1	4.16	0.04	-0.11	0.08	1	2.73	837.86	4.19	-0.25	0.2	139155.95	1.63	1.66	1714902.23	2001	397	1714902.23	1401146.16
Acid gas heater	1	1	1	7.61	0.04	-0.11	0.08	1.01	2.73	11.41	4.19	-0.25	0.2	13944.91	1.63	1.66	86366.86	2001	397	132160.87	70204.89
Rich water heater	1	1	1	7.61	0.04	-0.11	0.08	1.01	2.73	21.9	4.19	-0.25	0.2	16128.72	1.63	1.66	99892.13	2001	397	152857.6	81199.16
Water stripper	1	1	1	3.47	0.04	-0.11	0.08	1	2.73	67.58	4.19	-0.25	0.2	24623.38	1.63	1.66	151724.33	2001	397	232172.62	123965.06

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C° _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C° _{BM} (\$)	
tower condenser																						
Water stripper tower reboiler	1	1	1	7.61	0.04	-0.11	0.08	1.01	2.73	380.92	4.19	-0.25	0.2	71984.12	1.63	1.66	445828.81	2001	397	682219.15	362400.18	
Lean water cooler	1	1	1	4.16	0.04	-0.11	0.08	1	2.73	196.79	4.19	-0.25	0.2	44979.25	1.63	1.66	277153.12	2001	397	424107.11	226445.58	
Internal heat exchanger	1	1	1	5.93	0.04	-0.11	0.08	1	2.73	25.41	4.19	-0.25	0.2	16843.14	1.63	1.66	103885.84	2001	397	158968.89	84795.88	
Fuel gas heater	1	1	1	7.61	0	0	0	1	2.73	1.71	3.34	0.27	-0.05	2546.92	1.74	1.55	15208.95	2001	397	23273.14	12822.35	
CBG heater	1	1	1	7.61	0	0	0	1	2.73	1	3.34	0.27	-0.05	2210.04	1.74	1.55	13197.25	2001	397	20194.78	11126.32	

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Heat exchanger, Double pipe, 40 >= P - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel ที่มีพื้นที่ผิวในการแลกเปลี่ยนความร้อนในช่วง 1 - 10 m² บนเงื่อนไขความดันไม่เกิน 40 barg อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีสืบฐาน

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C° _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C° _{BM} (\$)
Fuel gas heater	1	1	1	7.61	0	0	0	1	2.73	1.71	3.34	0.27	-0.05	2546.92	1.74	1.55	15208.95	2001	397	15208.95	12822.35
CBG heater	1	1	1	7.61	0	0	0	1	2.73	1	3.34	0.27	-0.05	2210.04	1.74	1.55	13197.25	2001	397	13197.25	11126.32

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Turbine, Axial Turbine, Axial ที่มี Fluid power ในช่วง 100-1000 kW อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีสืบฐาน

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _{BM}	Capacity (kW)	K ₁	K ₂	K ₃	C° _p (\$)	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C° _{BM} (\$)
Fuel gas Turbine	1	1	1	0	0	0	1	6.13	100	2.71	1.44	-0.18	74868.65	458944.82	2001	397	702289.62	702289.62

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Screen, Rotary Stainless Steel ที่มีพื้นที่หน้าตัด 0.3 - 14 m² อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	Diameter (m)	Height (m)	F _T	F _q	F _p	F _{BM}	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C _p (\$)	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C _{BM} (\$)
Food waste rotary screen	1	2	3	1	1	1	1.34	3.14	4.05	-0.89	0.33	4869.73	6525.44	2001	397	9985.4	9985.4
Cassava waste rotary screen	1	2	3	1	1	1	1.34	3.14	4.05	-0.89	0.33	4869.73	6525.44	2001	397	9985.4	9985.4

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Tank, Floating Roof Stainless Steel ที่มีปริมาตร 1000-40000 m³ บนความดันไม่เกิน 0.07 barg อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	Diameter (m)	Height (m)	F _T	F _q	F _p	F _M	Capacity (m ³)	K ₁	K ₂	K ₃	C _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C _{BM} (\$)
Food waste biogas storage	3	5	8	1	1	1	3.11	1696.46	5.96	-0.76	0.17	214432.09	1.1	0	707625.89	2001	397	1082828.03	1082828.03
Cassava waste biogas storage	6	5	8	1	1	1	3.11	2261.95	5.96	-0.76	0.17	240102.38	1.1	0	1584675.7	2001	397	2424913.06	2424913.06
Fuel gas storage	8	9	15	1	1	1	3.11	1000	5.96	-0.76	0.17	180011.4	1.1	0	1584100.29	2001	397	2424032.55	2424032.55
Oxygen storage	100	5	8	1	1	1	3.11	2199.11	5.96	-0.76	0.17	237326.69	1.1	0	26105936.39	2001	397	39948000.9	39948000.9
CO ₂ storage	5	5	8	1	1	1	3.11	1570.8	5.96	-0.76	0.17	208486.75	1.1	0	1032009.39	2001	397	1579208.33	1579208.33
Hot gas storage	8	5	8	1	1	1	3.11	1000	5.96	-0.76	0.17	180011.4	1.1	0	1584100.29	2001	397	2424032.55	2424032.55

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Tank, Fixed Roof Stainless Steel ที่มีปริมาตร 90-30000 m³ บนความดันไม่เกิน 0.07 barg อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Number Required	Diameter (m)	Height (m)	F _T	F _q	F _p	F _M	Capacity (m ³)	K ₁	K ₂	K ₃	C _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C _{BM} (\$)
Food waste storage	3	25	40	1	1	1	3.11	19634.95	4.85	-0.4	0.14	643323.61	1.1	0	2122967.91	2001	397	3248622.18	3248622.18
Cassava waste storage	8	25	40	1	1	1	3.11	19634.95	4.85	-0.4	0.14	643323.61	1.1	0	5661247.75	2001	397	8662992.47	8662992.47
Water supply	2			1	1	1	3.11	226.19	4.85	-0.4	0.14	52061	1.1	0	114534.2	2001	397	175263.29	175263.29
MDEA storage	5	5	8	1	1	1	3.11	157.08	4.85	-0.4	0.14	47347.47	1.1	0	260411.08	2001	397	398487.98	398487.98

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคาอ้างอิงจากรายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Equipment Name	Number Required	New scaling (kg/hr)	Original scaling (kg/hr)	Size ratio	Original Equip cost (\$)	Base year	CEPCI in base year	Scaling Exponent	Scaled Cost in Base Year (\$)	Installation factor	Installed Cost in Base Year (\$)	Purchase Cost (\$)	Installed Cost (\$)
Food waste mixer	Storage Tank	1	1616.01	2039	0.79	88100	1997	387	0.79	73317.41	1.4	102644.37	115091.28	161127.79
Food waste mixer Agitator	Storage Tank Agitator	1	1066.66	41777	0.03	12551	1996	382	0.51	1933.28	1.2	2319.93	3074.52	3689.42
Food waste Anaerobic reactor	Anaerobic Digester	1	808005	810250	1	881081	1998	390	0.51	879835.11	1.04	915028.52	1370512.39	1425332.88
Cassava waste mixer	Storage Tank	1	1616.01	2039	0.79	88100	1997	387	0.79	73317.41	1.4	102644.37	115091.28	161127.79
Cassava waste mixer Agitator	Storage Tank Agitator	1	1066.66	41777	0.03	12551	1996	382	0.51	1933.28	1.2	2319.93	3074.52	3689.42
Cassava waste Anaerobic reactor	Anaerobic Digester	1	533332	810250	0.66	881081	1998	390	0.51	711850.71	1.04	740324.74	1108844.38	1153198.15
MDEA stripper tower reflux pump		1								4800	6.52	31300	4800	31300
Water stripper tower reflux pump		1								4800	6.5	31200	4800	31200
Fuel compressor	Plant Air Compressor	1	14349.25	98040	0.15	278200	2000	394	0.34	144744.44	1.3	188167.77	223178.29	290131.78
Gas turbine 1	Combustion Turbine - Electric Generator	1	2.86	21.02	0.14	5056300	2007	525.4	0.81	1006154.43	1.2	1207385.31	1163378.02	1396053.63
Gas turbine 2	Combustion Turbine - Electric Generator	1	2.82	21.02	0.13	5056300	2007	525.4	0.81	992381.29	1.2	1190857.55	1147452.67	1376943.2

Equipment Name	Equipment Name	Number Required	New scaling (kg/hr)	Original scaling (kg/hr)	Size ratio	Original Equip cost (\$)	Base year	CEPCI in base year	Scaling Exponent	Scaled Cost in Base Year (\$)	Installation factor	Installed Cost in Base Year (\$)	Purchase Cost (\$)	Installed Cost (\$)
CBG compressor 1	Synthesis Gas Compressor	2	1243.29	35549.89	0.03	38716300	2010	550.8	0.8	5295543.97	1.8	9531979.15	5840673.5	10513212.29
CBG cooler 1	1st stage water intercooler	1	29.84	5034881.29	0	128506	2007	525.4	0.65	51.43	2.21	113.67	59.47	131.43
CBG cooler 2	2nd stage water intercooler	1	29.84	2902994.62	0	70035	2007	525.4	0.65	40.09	2.78	111.46	46.36	128.88
CBG cooler 3	3rd stage water intercooler	1	29.84	1995808.8	0	49835	2007	525.4	0.65	36.4	3.18	115.74	42.08	133.83
CBG cooler 4	4th stage water intercooler	1	29.84	1496856.6	0	45735	2007	525.4	0.65	40.27	3.79	152.63	46.56	176.48
CBG cooler 5	5th stage water intercooler	1	29.84	1496856.6	0	50935	2007	525.4	0.65	44.85	4.9	219.76	51.86	254.1
Pyrolysis unit	Pyrolysis unit	1	33155.68	40000	0.83	8789000	2019	607.5	0.6	7853048.19	1	7853048.19	7853048.19	7853048.19
Food waste storage	Storage Tank	5	1616.01	2039	0.79	88100	1997	387	0.79	366587.03	1.4	513221.85	575456.39	805638.94
Cassava waste storage	Storage Tank	8	1066.66	2039	0.52	88100	1997	387	0.79	422443	1.4	591420.2	663137.27	928392.18
P-oil storage	Storage Tank	1	2993.22	2039	1.47	88100	1997	387	0.79	119312.51	1.4	167037.52	187292.9	262210.06

กรณีศึกษาที่ 1-3 การเปลี่ยนแปลงขนาดและราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการ Combined heat and power unit เนื่องจากการปรับปรุงเพิ่มกำลังการผลิตไฟฟ้าของ Gas Turbine ด้วยการวนกลับของแก๊ส CO₂ เพื่อตอบสนองต่อความต้องการไฟฟ้าเพิ่มเติมของ Air separation unit

การประมาณราคาอุปกรณ์ Vessel, Vertical Stainless Steel ปริมาตรในช่วง 0.3-520 m³ บนเงื่อนไขความดันไม่เกิน 400 barg ของ Base case โดยอาศัยหลักการการประมาณราคาอ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีศึกษาที่ 1-3

Equipment Name	Number Required	Diameter (m)	Height (m)	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	F _p	F _M	Capacity (m ³)	K ₁	K ₂	K ₃	C ^o _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Flue gas flash separator	1	0.91	3.66	1	1	2.43	1	3.11	2.4	3.5	0.45	0.11	4826.54	2.25	1.82	38178.9	2001	397	58422.37	30059.8

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Heat exchanger, U-tube (both shell and tube) Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel ที่มีพื้นที่ผิวในการแลกเปลี่ยนความร้อนในช่วง 10 - 1000 m² บนเงื่อนไขความดันในช่วง 5 - 140 barg ของกรณีพื้นฐาน อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีศึกษาที่ 1-3

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C ^o _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Internal heat exchanger	1	1	1	5.93	0.04	-0.11	0.08	1	2.73	9.7	4.19	-0.25	0.2	3709.35	1.63	1.66	22150.41	2001	397	33895.15	18674.54

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Pump, Centrifugal Stainless Steel ที่มี Shaft power ในช่วง 0.9 - 300 kW บนความดันไม่เกิน 10 - 100 barg อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีศึกษาที่ 1-3

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (kW)	K ₁	K ₂	K ₃	C ^o _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Utility water pump 1	1	1	1	2.43	-0.39	0.4	0	1	2.3	2.18	3.39	0.05	0.15	2660.77	1.89	1.35	13290.55	2001	397	20337.56	13191.93
Utility water pump 2	1	1	1	0	-0.39	0.4	0	1	2.3	3.2	3.39	0.05	0.15	2854.64	1.89	1.35	14258.93	2001	397	21819.39	14153.12

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Compressor, Centrifugal Stainless Steel ที่มี Fluid power ในช่วง 450 - 3000 kW อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีศึกษาที่ 1-3

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	F _p	F _{BM}	Capacity (kW)	K ₁	K ₂	K ₃	C ^o _p (\$)	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Oxygen compressor	1	1	1	1.01	1	5.8	450	2.29	1.36	-0.1	150027.16	870157.53	2001	397	1331538.29	1331538.29
CO ₂ compressor	1	1	1	2.03	1	5.8	450	2.29	1.36	-0.1	150027.16	870157.53	2001	397	1331538.29	1331538.29

การประมาณราคาอุปกรณ์ Combined heat and power unit เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตไฟฟ้าของ Gas Turbine ด้วยการวนกลับของแก๊ส CO₂ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคาอ้างอิงจากรายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol ของกรณีศึกษาที่ 1-3

Equipment Name	Equipment Name	Number Required	New scaling (kg/hr)	Original scaling (kg/hr)	Size ratio	Original Equip cost (\$)	Base year	CEPCI in base year	Scaling Exponent	Scaled Cost in Base Year (\$)	Installation factor	Installed Cost in Base Year (\$)	Purchase Cost (\$)	Installed Cost (\$)
Fuel compressor	Plant Air Compressor	1	14349.25	98040	0.15	278200	2000	394	0.34	144744.44	1.3	188167.77	223178.29	290131.78
Gas turbine 1	Combustion Turbine - Electric Generator	1	5.33	21.02	0.25	5056300	2007	525.4	0.81	1663613.46	1.2	1996336.15	1923572.85	2308287.42
Gas turbine 2	Combustion Turbine - Electric Generator	1	4.76	21.02	0.23	5056300	2007	525.4	0.81	1518174.94	1.2	1821809.93	1755407.83	2106489.4

กรณีศึกษาที่ 1-3 การเพิ่มต้นทุนการลงทุนอุปกรณ์สำหรับกระบวนการ Air separation unit เพื่อตอบสนองต่อความต้องการแก๊สออกซิเจนในกระบวนการ Combined heat and power unit และ แก๊สไนโตรเจนในกระบวนการ Pyrolysis

การประมาณราคาอุปกรณ์ Air Separation Unit โดยอาศัยหลักการการประมาณราคาอ้างอิงจากรายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol ของกรณีศึกษาที่ 1-3

Equipment Name	Number Required	New scaling (kg/hr)	Original scaling (kg/hr)	Size ratio	Original Equip cost (\$)	Base year	CEPCI in base year	Total original Equip Cost in Base Year	Scaling Exponent	Scaled Cost in Base Year	Installation factor	Installed Cost in Base Year (\$)	Purchase Cost (\$)	Installed Cost (\$)
Air compressor		1092.84	2313	0.47	3119600	2007	525.4	6239200	0.6	3978852.45	1.2	4774622.94	4600595.47	5520714.57
Air cooler	2	1092.84	2313	0.47	24300	2007	525.4	24300	0.6	15496.56	3.02	46799.6	17918.08	54112.59
Oxygen compressor cooler 1	1	250.18	596.18	0.42	23000	2007	525.4	23000	0.6	13659.97	3.02	41253.12	15794.51	47699.42

Equipment Name	Number Required	New scaling (kg/hr)	Original scaling (kg/hr)	Size ratio	Original Equip cost (\$)	Base year	CEPCI in base year	Total original Equip Cost in Base Year	Scaling Exponent	Scaled Cost in Base Year	Installation factor	Installed Cost in Base Year (\$)	Purchase Cost (\$)	Installed Cost (\$)
Oxygen compressor cooler 2	1	250.18	596.18	0.42	23000	2007	525.4	23000	0.6	13659.97	3.02	41253.12	15794.51	47699.42
Oxygen compressor	1	250.18	596.18	0.42	1514700	2007	525.4	3029400	0.6	1799196.88	1.2	2159036.25	2080342.79	2496411.35
High Pressure Column Condenser	2	483.37	1744	0.28	20300	2007	525.4	20300	0.6	9400.22	3.02	28388.67	10869.12	32824.73
High Pressure Column Condenser Accumulator	1	483.37	1744	0.28	36300	2007	525.4	36300	0.6	16809.26	3.02	50763.97	19435.91	58696.44
High Pressure Column Reflux Pump	1	483.37	1744	0.28	14300	2007	525.4	14300	0.6	6621.83	1.2	7946.2	7656.57	9187.88
High Pressure Column Tower	1	1092.84	2198	0.5	279900	2007	525.4	279900	0.6	184043.55	1.2	220852.26	212802.54	255363.05
Air compressor intercooler 1	1	1092.84	2313	0.47	19600	2007	525.4	19600	0.6	12499.28	3.02	37747.83	14452.44	43646.37
Air compressor intercooler 2	1	1092.84	2313	0.47	19600	2007	525.4	19600	0.6	12499.28	3.02	37747.83	14452.44	43646.37
Air compressor intercooler 3	1	1092.84	2313	0.47	19600	2007	525.4	19600	0.6	12499.28	3.02	37747.83	14452.44	43646.37

Equipment Name	Number Required	New scaling (kg/hr)	Original scaling (kg/hr)	Size ratio	Original Equip cost (\$)	Base year	CEPCI in base year	Total original Equip Cost in Base Year	Scaling Exponent	Scaled Cost in Base Year	Installation factor	Installed Cost in Base Year (\$)	Purchase Cost (\$)	Installed Cost (\$)
Low Pressure Column Reboiler	1	250.18	569	0.44	1538900	2007	525.4	3077800	0.6	1879842.85	3.02	5677125.4	2173590.66	6564243.78
Low Pressure Column Tower	2	1092.84	2313	0.47	30100	2007	525.4	30100	0.6	19195.32	3.02	57969.88	22194.82	67028.36
Water Knock-out Drum 1	1	250.18	569	0.44	30100	2007	525.4	30100	0.6	18384.32	3.02	55520.66	21257.09	64196.42
Gas expander	1	1092.84	2198	0.5	89200	2007	525.4	178400	0.6	117303.92	3.02	354257.85	135634.06	409614.86
Water Knock-out Drum 2	2	842.66	1744	0.48	64800	2007	525.4	64800	0.6	41883.21	3.02	126487.28	48427.95	146252.42

ราคาสำหรับการคำนวณราคาต้นทุนอุปกรณ์ Air separation unit อ้างอิงจากรายงาน Process Design and Economics for Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol [70] โดยข้อมูลอัตราการใช้เครื่อง Air separation unit ที่ต้องการในโครงการนี้จะได้จากการจำลองกระบวนการผ่านโปรแกรม Aspen Plus V.11 จาก AspenTech

กรณีศึกษาที่ 3 การเพิ่ม Heat integration ส่งผลต่อจำนวนเครื่อง Heat exchanger สำหรับดำเนินกระบวนการการผลิต

ในกรณีศึกษาที่ 3 ได้ทำ Heat integration ในกระบวนการเคมีของโครงการ โดยไม่มีการเปลี่ยนแปลงในกระบวนการ Pyrolysis และ Air separation การคำนวณราคาอุปกรณ์ในกรณีศึกษาที่ 3 จะถูกตั้งสมมติฐานให้อุปกรณ์ทุกชนิดยกเว้นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะมีคุณสมบัติและราคาต้นทุนอุปกรณ์ไม่เปลี่ยนแปลง จากการทำ Heat integration ส่งผลให้จำนวน Heat exchanger เพิ่มขึ้นเพื่อให้เกิดการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสกระบวนการ การคำนวณประเมินราคาอย่างง่ายจึงรวบรวมข้อมูลปริมาณพื้นที่ผิวสำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนของ Heat exchanger ที่จำเป็นทั้งหมดในกระบวนการหลัก ยกเว้น CBG cooler 1-5, Fuel gas heater, CBG heater สำหรับตามผลรายงานจากโปรแกรม Aspen Energy Analyzer V.11 จาก AspenTech ในขณะที่ราคาของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทั้งหมดในระบบจะถูกคำนวณใหม่ดังตารางที่จะแสดงต่อไปนี้

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Heat exchanger, U-tube (both shell and tube) Shell - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel ที่มีพื้นที่ผิวในการแลกเปลี่ยนความร้อนในช่วง 10 - 1000 m² บนเงื่อนไขความดันในช่วง 5 - 140 barg ของกรณีพื้นฐาน อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition ของกรณีศึกษาที่ 3

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Heat exchanger unit	18	1	1	7.61	0.04	-0.11	0.08	1.01	2.73	365.02	4.19	-0.25	0.2	69675.08	1.63	1.66	7727830.32	2001	397	7727830.32	6313957.48

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคา Heat exchanger, Double pipe, 40 >= P - Stainless Steel, Tube - Stainless Steel ที่มีพื้นที่ผิวในการแลกเปลี่ยนความร้อนในช่วง 1 - 10 m² บนเงื่อนไขความดันไม่เกิน 40 barg ของกรณีพื้นฐาน อ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition

Equipment Name	Number Required	F _T	F _q	Designing Pressure (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _p	F _M	Capacity (m ²)	K ₁	K ₂	K ₃	C _p (\$)	B ₁	B ₂	C _{BM} (\$)	Base Year	CEPCI in base year	C _{BM} (\$)	C ^o _{BM} (\$)
Fuel gas heater	1	1	1	7.61	0	0	0	1	2.73	1.71	3.34	0.27	-0.05	2546.92	1.74	1.55	15208.95	2001	397	15208.95	12822.35
CBG heater	1	1	1	7.61	0	0	0	1	2.73	1	3.34	0.27	-0.05	2210.04	1.74	1.55	13197.25	2001	397	13197.25	11126.32

การประมาณราคาอุปกรณ์ โดยอาศัยหลักการการประมาณราคาอ้างอิงจากรายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol ของกรณีพื้นฐาน

Equipment Name	Equipment Name	Number Required	New scaling (kg/hr)	Original scaling (kg/hr)	Size ratio	Original Equip cost (\$)	Base year	CEPCI in base year	Scaling Exponent	Scaled Cost in Base Year (\$)	Installation factor	Installed Cost in Base Year (\$)	Purchase Cost (\$)	Installed Cost (\$)
CBG cooler 1	1st stage water intercooler	1	29.84	5034881.29	0	128506	2007	525.4	0.65	51.43	2.21	113.67	59.47	131.43
CBG cooler 2	2nd stage water intercooler	1	29.84	2902994.62	0	70035	2007	525.4	0.65	40.09	2.78	111.46	46.36	128.88
CBG cooler 3	3rd stage water intercooler	1	29.84	1995808.8	0	49835	2007	525.4	0.65	36.4	3.18	115.74	42.08	133.83

Equipment Name	Equipment Name	Number Required	New scaling (kg/hr)	Original scaling (kg/hr)	Size ratio	Original Equip cost (\$)	Base year	CEPCI in base year	Scaling Exponent	Scaled Cost in Base Year (\$)	Installation factor	Installed Cost in Base Year (\$)	Purchase Cost (\$)	Installed Cost (\$)
CBG cooler 4	4th stage water intercooler	1	29.84	1496856.6	0	45735	2007	525.4	0.65	40.27	3.79	152.63	46.56	176.48
CBG cooler 5	5th stage water intercooler	1	29.84	1496856.6	0	50935	2007	525.4	0.65	44.85	4.9	219.76	51.86	254.1

E.2 การวิเคราะห์ต้นทุนการลงทุน (Investment cost summary)

ตารางสรุปการวิเคราะห์ Capital investment ของกรณีพื้นฐาน

หนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition		รายงาน Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol	
Cost	Unit in THB	Cost	Unit in THB
Total bare module cost in base condition	3,154,327,869.55	Purchase cost	617,550,058.30
Total bare module cost	3,292,594,855.86	Total installed equipment cost	799,912,740.95
Contingency	493,889,228.38	Total investment cost	883,903,578.75
Fee	98,777,845.68	Total indirect cost	549,619,551.89
Total module cost	3,885,261,929.91	Total direct and indirect cost	1,433,523,130.64
Auxilliary facilities cost	1,577,163,934.78	Contingency	286,704,626.13
Grass root cost (Fixed capital investment)	5,462,425,864.69	Fixed capital investment	1,720,227,756.77
Working capital	955,924,526.32	Working capital	258,034,163.52
Total capital investment	6,418,350,391.01	Total capital investment	1,978,261,920.29

E.3 การคำนวณราคาต้นทุนการผลิต

การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิต (The cost of manufacturing)

การประเมินต้นทุนการผลิต โดยอ้างอิงจากหลักการหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition บทที่ 8

ต้นทุนการผลิตโดยรวม (The cost of manufacturing, COM) ถูกแบ่งออกเป็น 3 ประเภท ได้แก่ ต้นทุนการผลิตทางตรง (Total Direct Manufacturing Costs, DME), ต้นทุนการผลิตคงที่ (Total Fixed Manufacturing Costs, FMC) และต้นทุนการผลิตโดยทั่วไป (Total General Manufacturing Costs, GE) ซึ่งต้นทุนการผลิตโดยรวมจะสามารถคำนวณได้ตามสมการที่ C.

1. ต้นทุนการผลิตทางตรง ประกอบด้วย ต้นทุนวัตถุดิบ (Total raw material cost, C_{RM}), ต้นทุนสาธารณูปโภค (Total utility cost, C_{UT}), ต้นทุนบำบัดของเสีย (Waste treatment cost, C_{WT}), ต้นทุนค่าแรงคนงานที่ใช้ในการดำเนินกระบวนการ (Operating Labor cost, C_{OL}), ผู้เชี่ยวชาญโดยตรงและพนักงาน, ค่าซ่อมบำรุง, ราคาสารที่ใช้ในการดำเนินกระบวนการในแต่ละวัน เพื่อควบคุมสถานะของกระบวนการ เช่น กรดหรือเบสสำหรับปรับค่า pH, ค่าบริการทางการตรวจสอบคุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่จำเป็น, ค่าลิขสิทธิ์และสิทธิบัตรของเทคโนโลยีที่ใช้ในการดำเนินกระบวนการการผลิต
2. ต้นทุนการผลิตคงที่ ประกอบด้วยค่าเสื่อมราคา ภาษีท้องถิ่น ประกัน และค่าบริการสิ่งอำนวยความสะดวกต่อการดำเนินกระบวนการการผลิต
3. ต้นทุนการผลิตโดยทั่วไป ประกอบด้วย ต้นทุนสำหรับการบริหาร เช่น เงินเดือน, กิจกรรมต่างๆที่เกิดจากการสั่งการ ควบคุม และการดำเนินการของการบริหาร

$$COM = 0.28FCI + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{RM} + C_{WT} + C_{UT})$$

$$COM_d = 0.18FCI + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{RM} + C_{WT} + C_{UT}) \quad (C.7)$$

E.3.1 การประมาณต้นทุนสำหรับวัตถุดิบ (Total raw material cost, C_{RM})

วัตถุดิบหลักสำหรับการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์ แก๊สเชื้อเพลิง และไฟฟ้า ประกอบด้วย ขยะมูลฝอย กากจากโรงงานแป้งมันสำปะหลัง น้ำสำหรับการหมัก MDEA น้ำสำหรับเจือจางความเข้มข้น MDEA และน้ำสำหรับ Water scrubbing และแก๊สออกซิเจนสำหรับสันดาปกับแก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จากการหมักในกระบวนการ Combined heat and power unit

นอกจากนี้ โครงการนี้ได้ทำการนำขยะพลาสติกที่ได้จากการตัดแยกขยะชุมชนเข้าสู่กระบวนการ Pyrolysis ใช้อากาศอัดสำหรับการเผาไหม้ขยะพลาสติก แก๊สไนโตรเจนเป็นแก๊สเฉื่อยสำหรับไล่แก๊สออกซิเจนและสังกะสีเป็นตัวนำความร้อนภายในถังปฏิกรณ์ของกระบวนการ Pyrolysis จากรายงานที่ทำการศึกษาระบบการ Pyrolysis จำเป็นที่ต้องใช้แก๊สธรรมชาติสำหรับการเริ่มต้นกระบวนการและควบคุมอุณหภูมิ ทั้งนี้โครงการมีการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์ได้ในปริมาณมากจึงนำแก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์ที่ได้จากการผลิตมาใช้สำหรับการเริ่มต้นกระบวนการและควบคุมอุณหภูมิแทนแก๊สธรรมชาติ โดยตั้งสมมติฐานว่าจะใช้ในปริมาณแก๊สเชื้อเพลิงยานยนต์เท่ากับแก๊สธรรมชาติจากอ้างอิง การประมาณต้นทุนสำหรับกระบวนการ Pyrolysis โดยปริมาณการใช้ได้จากการเทียบบัญญัติไตรยางค์จากรายงาน Economic assessment of a 40,000 t/y mixed plastic waste pyrolysis plant using direct heat treatment with molten metal:

A case study of a plant located in Belgium [69] และตั้งสมมติฐานให้ราคาและค่าขนส่งขยะพลาสติก เท่ากับราคาขยะมูลฝอย และราคาค่าน้ำต่อหน่วยเมื่อเทียบกับอัตราการค่าน้ำการปะปาส่วนภูมิภาค จะได้ว่า โครงการนี้มีต้นทุนค่าน้ำ เท่ากับ 15.81 บาทต่อลูกบาศก์เมตร [71]

ตารางสรุปต้นทุนวัตถุดิบของกรณีพื้นฐาน

Stream	Flow rate in a year	Cost (THB/yr)
Food waste	88146.00 ton	8,814,600.00
Cassava waste	792.00 ton	24,000,000.00
Makeup water	170935.28 m ³	5,179,856.97
MDEA	2678575.68 ton	81,168,960.11
Oxygen gas	10633.75 ton	322,234,826.97
Mixed plastic waste	109.41 ton	3,315,568.48
Nitrogen gas	192505.04 m ³	494,096.36
Compressed air	128336.70 m ³	141,170.30
Zinc losses	1112.25 ton	33,704,586.97
Total raw material cost		479,053,666.17

E.3.2 การประมาณต้นทุนสำหรับสาธารณูปโภค (Total utility cost, C_{UT})

จากความต้องการสาธารณูปโภค (Utility requirement) ของกรณีพื้นฐานที่แสดงในข้างต้น ไฟฟ้าที่ใช้ภายในโรงงานจะได้จากไฟฟ้าที่โรงงานผลิตได้จากกระบวนการ Combined heat and power unit โดยในกรณีพื้นฐาน การผลิตไฟฟ้าโดย Gas turbine จะทำให้ได้ไฟฟ้าทั้งหมด 5679.94 kW ในขณะที่ไฟฟ้าที่จำเป็นต้องใช้ภายในโรงงานทั้งหมด 2511.66 kW ดังนั้นโครงการจึงสามารถนำไฟฟ้าที่เหลือขายสู่ชุมชนด้วยศักยภาพ 3.17 MW ราคา 4.5 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง สำหรับกรณีศึกษาอื่น ๆ การผลิตไฟฟ้าโดย Gas turbine จะทำให้ได้ไฟฟ้าทั้งหมด 10087.99 kW ในขณะที่ไฟฟ้าที่จำเป็นต้องใช้ภายในโรงงานทั้งหมด 8439.23 kW ดังนั้นโครงการจึงสามารถนำไฟฟ้าที่เหลือขายสู่ชุมชนด้วยศักยภาพ 1.65 MW ราคา 5.5 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง การตั้งสมมติฐานสำหรับการประมาณต้นทุนสำหรับสาธารณูปโภคจึงกำหนดให้ต้องลงทุนซื้อน้ำเย็น สารหล่อเย็นและไอน้ำให้เพียงพอต่อการใช้สำหรับ 1 วัน และจะถูกผลิตและบำบัดโดยระบบวัฏจักรคาร์โนต หอหล่อเย็นและระบบผลิตไอน้ำ โดยราคาของสาธารณูปโภคจะยึดตามการคำนวณจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition บทที่ 8 [46] และตัวอย่างการวิเคราะห์ราคาต้นทุนสาธารณูปโภคของกรณีพื้นฐานจะถูกแสดงในตารางสรุปต้นทุนสาธารณูปโภคของกรณีพื้นฐาน

ตารางสรุปต้นทุนสาธารณูปโภคของกรณีพื้นฐาน

Stream	Flow rate in a year	Cost (THB/yr)
Electricity	0 unit	0
Cooling tower water	35.37 GJ	460.96
Steam from boilers, Low pressure (5 barg, 160°C) from HP steam without credit for power	4746.58 GJ	2,455,384.30
Refrigeration, Low temperature refrigerant available at T = -20°C	3443.03 GJ	1,000,183.95
Total utility cost		3,456,029.21

E.3.3 การประมาณต้นทุนสำหรับการบำบัดของเสีย (Waste treatment cost, C_{WT})

ต้นทุนสำหรับการบำบัดของเสีย จะประกอบด้วย การบำบัดน้ำเสียขั้นที่ 3 โดยการกรอง, การจับตกตะกอนและกระบวนการทางเคมีปรับสภาพน้ำเสียสำหรับ MDEA ที่ผ่านกระบวนการ Amine Absorption และน้ำที่ผ่านกระบวนการ Water scrubbing, โดยตั้งสมมติฐานให้ MDEA ที่ผ่านกระบวนการ Amine absorption และน้ำที่ผ่านกระบวนการ Water scrubbing จะถูกวนกลับไปใช้ในระบบเป็นระยะเวลา 1 ปี จึงนำไปบำบัดและซื้อสารเปลี่ยนใหม่ทั้งหมดในปีถัดไป โดยราคาของสาธารณูปโภคจะยึดตามการคำนวณจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition บทที่ 8 [46] ในขณะที่ราคาค่าฝังกลบ Ash จะอ้างอิงจากรายงาน Economic assessment of a 40,000 t/y mixed plastic waste pyrolysis plant using direct heat treatment with molten metal: A case study of a plant located in Belgium [69]

ตารางสรุปต้นทุนบำบัดของเสียของกรณีพื้นฐาน

Stream	Flow rate in a year	Cost (THB/yr)
Waste water treatment, Tertiary (filtration+activated sludge, and chemical process)	5394.88 m ³	11,123.51
Ash	4310.24 ton	20,545,472.12
Total waste treatment cost		20,556,595.63

E.3.4 การวิเคราะห์ต้นทุนค่าแรงคนงานที่ใช้ในการดำเนินกระบวนการ (Operating Labor cost, C_{OL})

การวิเคราะห์ต้นทุนค่าแรงคนงานที่ใช้ในการดำเนินกระบวนการยึดตามหลักการคำนวณจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition บทที่ 8 [46] โดยตั้งสมมติฐานค่าแรงของแรงงาน 325 บาทต่อคนต่อกะ ตามประกาศคณะกรรมการค่าจ้าง เรื่องอัตราค่าจ้างขั้นต่ำ (ฉบับที่ 10) [72] แรงงานสามารถทำงานได้ 49 สัปดาห์ต่อปี และทำงาน 5 กะ ต่อสัปดาห์ ดังนั้น ศักยภาพของแรงงานสามารถทำงานได้ทั้งหมด 245 กะต่อปี โดยการทำงานจะถูกแบ่งเป็นกะ กะละ 8 ชั่วโมงและโรงงานดำเนินกระบวนการเคมีตลอด 24 ชั่วโมง [46] เป็นระยะเวลา 300 วัน รวมทั้งหมด 900 กะต่อปี ดังนั้น ต้องจ่ายเงิน 245000 บาทต่อปีต่อคนงานที่ดำเนินงานต่อกะ โดยจำนวนขั้นตอนที่ไม่เกี่ยวข้องกับการจัดการอนุภาค (N_{np}) และคนงานที่จำเป็นต่อกะ (N_{OL}) สามารถคำนวณได้จากสมการที่ (5.1)

$$N_{np} = \sum \text{Equipment ชนิด Compressor, Tower, Reactor, Heater, Exchanger} \quad (C.8)$$

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

ตารางสรุปจำนวนขั้นตอนที่ไม่เกี่ยวข้องกับการจัดการอนุภาค (N_{np}) ของกรณีพื้นฐาน

Unit	N_{np}
Anaerobic Digestion	2
Biogas Cleaning	14
Combined heat and power unit	9
Biogas Upgrading	9
Pyrolysis unit	1
Total N_{np}	35

จำนวนขั้นตอนที่ไม่เกี่ยวข้องกับการจัดการอนุภาครวม 35 ขั้นตอน และจะทำให้ได้คนงานที่จำเป็นต่อกะ เท่ากับ 14 คน เมื่อรวมกับความต้องการคนงานที่ใช้ในการดำเนินกระบวนการที่ต้องการคนงาน 4 คนต่อกะ [69] ทำให้จะรวมทั้งหมด 18 คนต่อกะ ดังนั้นคนงานที่จำเป็นต่อกะ 18 คน จ่ายเงิน 245,000 บาทต่อปี ต่อคนงานที่ดำเนินงานต่อ รวมทั้งหมด 5,265,000.00 บาท

ตัวอย่างการคำนวณราคาต้นทุนการผลิตของกรณีพื้นฐาน

ตัวอย่างการคำนวณราคาวัตถุดิบของกรณีพื้นฐาน

Stream	Flow rate	Unit	Flow rate in a year	Unit	Cost	Unit	Cost in base year	Base year	CEPCI in base year	Cost (\$)	Cost (THB)
Food waste	12242.50	kg/hr	88146000.00	kg	0.0033	\$/kg	290881.8	2019	607.5	290881.80	8814600.00
Cassava waste	33333.33	kg/hr	240000000.00	kg	0.0033	\$/kg	792000	2019	607.5	792000.00	24000000.00
Food waste makeup water	16527.38	kg/hr	118997.10	m3	0.5217	\$/m3	62084.36	2019	607.5	62084.36	1881344.24
Makeup water for steam	25000.00	kg/hr	604.21	m3	0.5217	\$/m3	315.24	2019	607.5	315.24	9552.73
Cassava waste makeup water	3333.30	kg/hr	23999.76	m3	0.5217	\$/m3	12521.39	2019	607.5	12521.39	379436.06
Initial MDEA makeup water	134841.3435	kg/hr	3236.19	m3	0.5217	\$/m3	1688.42	2019	607.5	1688.42	51164.24
MDEA	44957.27245	kg/hr	1078.97	ton	2132.7195	\$/ton	2301150.04	2009	521.9	2678575.68	81168960.11
Initial food waste makeup water	55091.25	kg/hr	661.10	m3	0.5217	\$/m3	344.91	2019	607.5	344.91	10451.82
Initial cassava waste makeup water	11111.00	kg/hr	133.33	m3	0.5217	\$/m3	69.56	2019	607.5	69.56	2107.88
Oxygen gas	10424.00	kg/hr	75052800.00	kg	0.1417	\$/kg	10633749.29	2019	607.5	10633749.29	322234827.00
Water scrubber makeup water	25000.00	kg/hr	180000.00	m3	0.5217	\$/m3	93911.4	2019	607.5	93911.40	2845800.00
Mixed plastic waste	4604.96	kg/hr	33155683.68	kg	0.0033	\$/kg	109413.76	2019	607.5	109413.76	3315568.49
Nitrogen gas	26.74	m3/hr	192505.04	m3	0.0847	\$/m3	16305.18	2019	607.5	16305.18	494096.36
Compressed air	17.82	m3/hr	128336.70	m3	0.0363	\$/m3	4658.62	2019	607.5	4658.62	141170.30
Zinc losses	0.09	kg/hr	641683.48	kg	1.7333	\$/kg	1112251.37	2019	607.5	1112251.37	33704586.97

การคำนวณราคาวัตถุดิบใช้การตั้งสมมติฐานให้ราคาขายและค่าขนส่งขยะพลาสติกเท่ากับราคาขายและค่าขนส่งขยะมูลฝอย, ค่าใช้จ่ายตามอัตราการค้า การปะปาส่วนภูมิภาค อ้างอิงจากเว็บไซต์การปะปาส่วนภูมิภาค [71], ราคาขาย MDEA อ้างอิงตามรายงาน Survey and Down-Selection of Acid Gas Removal Systems for the Thermochemical Conversion of Biomass to Ethanol with a Detailed Analysis of an MDEA System [47], ราคาขายแก๊สออกซิเจนเกรด โรงงานอ้างอิงจากเว็บไซต์ [73], ราคาขายและปริมาณการใช้แก๊สไนโตรเจน, อากาศอัด และ สังกะสีที่สูญเสียอ้างอิงจากรายงาน Economic assessment of a 40,000 t/y mixed plastic waste pyrolysis plant using direct heat treatment with molten metal: A case study of a plant located in Belgium [69]

ตัวอย่างการคำนวณต้นทุนสาธารณูปโภคของกรณีพื้นฐาน

Stream	Flow rate	Unit	Flow rate in a year	Unit	Cost (\$/GJ)	Utility cost in base year	Base year	CEPCI in base year	Cost (\$)	Cost (THB)
Refrigeration	143.46	GJ/h	3443.03	GJ	7.89	27165.49	2006	500	33006.07	1000183.95
Steam	197.77	GJ/h	4746.58	GJ	14.05	66689.45	2006	500	81027.68	2455384.30
Cooling tower water	1.47	GJ/h	35.37	GJ	0.354	12.52	2006	500	15.21	460.96

ราคาสารหล่อเย็น ไอน้ำ และน้ำเย็นอ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition [46]

ตัวอย่างการคำนวณราคาการบำบัดของเสียของกรณีพื้นฐาน

Stream	Flow rate	Unit	Flow rate in a year	Unit	Cost	Unit	Cost in base year	Base year	CEPCI in base year	Cost (\$)	Cost (THB)
Residue lean MDEA	77.31	kg/hr	545.02	m3	0.056	\$/m3	30.52	2006	500	37.08	1123.69
Used MDEA at end year	176.13	m3/hr	4356.17	m3	0.056	\$/m3	243.95	2006	500	296.40	8981.80
Liquid from CBG flash separation	0.02	m ³ /hr	173.78	m3	0.056	\$/m3	9.73	2006	500	11.82	358.24
Used water from water scrubber at end year	0.04	m ³ /hr	319.91	m3	0.056	\$/m3	17.92	2006	500	21.77	659.78
Overall waste treatment for pyrolysis			1.00	year	34031.25	\$/year	34031.25	2019	607.5	34031.25	1031250.00
Ash	0.60	ton/hr	4310.24	ton	157.3	\$/ton	678000.58	2019	607.5	678000.58	20545472.12

ราคาการบำบัดของเสียอ้างอิงจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition และราคาค่าฝังกลบเข้าอ้างอิงจากรายงาน Economic assessment of a 40,000 t/y mixed plastic waste pyrolysis plant using direct heat treatment with molten metal: A case study of a plant located in Belgium [69]

E.5 รายรับรายปีที่จะได้จากการทำโครงการ

ตารางสรุปรายรับจากการขายผลิตภัณฑ์ทั้งหมดที่ผลิตได้ของกรณีพื้นฐาน

Product	Production	Revenue (THB/yr)
Gas fuel through a pipeline	9271.48 ton/yr	136,012,669.70
CBG production	8918.39 ton/yr	142,694,276.36
Electricity production	22811.57 MWh/yr	102,652,062.73
Fertilizer production	139649.52 ton/yr	114,556,558.33
Pure carbon dioxide gas production	120323.75 ton/yr	2,618,919,952.73
Hot gas from pyrolysis	7294.25 ton/yr	107,006,653.64
P-oil production	21551.19 ton/yr	165,944,196.67
Total product revenue		3,387,786,370.15

ทั้งนี้การอ้างอิงราคาวัตถุดิบ สาธารณูปโภคและผลิตภัณฑ์ และตารางการคำนวณราคาวัตถุดิบ สาธารณูปโภคและผลิตภัณฑ์ จะถูกแสดงในตัวอย่างการคำนวณราคาต้นทุนการผลิตของกรณีพื้นฐานดังต่อไปนี้

ตัวอย่างการคำนวณราคาผลิตภัณฑ์ของกรณีพื้นฐาน

Stream	Flow rate	Unit	Flow rate in a year	Unit	Cost	Unit	Product revenue in base year	Base year	Cost (\$)	Cost (THB)
Electricity production	3168.27	kW	22811569.50	kWh	0.1485	\$/kWh	3387518.07	2019	3387518.07	102652062.7
CBG production	1238.67	kg/hr	8918392.27	kg	0.528	\$/kg	4708911.12	2019	4708911.12	142694276.4
Gas fuel through a pipeline	1287.71	kg/hr	9271483.95	kg	0.48411	\$/kg	4488418.1	2019	4488418.1	136012669.7
Fertilizer production	14837.20757	kg/hr	106827.89	ton	25.64	\$/ton	2739067.21	2008	2891872.315	87632494.4
Fertilizer production	4558.559314	kg/hr	32821.63	ton	25.64	\$/ton	841546.52	2008	888494.11	26924063.94
Pure carbon dioxide gas production	8343.21	kg/hr	60071114.90	kg	0.718265196	\$/kg	43146991.12	2019	43146991.12	1307484579

Stream	Flow rate	Unit	Flow rate in a year	Unit	Cost	Unit	Product revenue in base year	Base year	Cost (\$)	Cost (THB)
Pure carbon dioxide gas production	8368.42	kg/hr	60252630.30	kg	0.718265196	\$/kg	43277367.32	2019	43277367.32	1311435373
P-oil production	2993.22	kg/hr	21551.19	ton	254.1	\$/ton	5476158.49	2019	5476158.49	165944196.7
Hot gas from pyrolysis	1013.09	kg/hr	7294250.41	kg	0.48411	\$/kg	3531219.57	2019	3531219.57	107006653.6
Concrete building materials production	0.00	kg/hr	0.00	ton	70	\$/ton	0	2019	0	0

ตัวอย่างการคำนวณราคาผลิตภัณฑ์ที่ใช้การตั้งสมมติฐานให้ราคาขายแก๊สเชื้อเพลิงและแก๊สที่ผ่านการเผาจากกระบวนการไพโรไลซิส เท่ากับราคาขายแก๊สปิโตรเลียมเหลวโดยอ้างอิงจากแหล่งข่าว Thai PBS WORLD ณ วันที่ 22 กันยายน 2563 [74], ราคาขาย Fertilizer จากรายงาน Evaluating digestate processing methods at Linköping biogas plant [75], ราคาขายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับการผลิตปุ๋ยก่อสร้าง อ้างอิงจากเว็บไซต์ [76], ราคาขายน้ำมันจากพลาสติกอ้างอิงจากรายงาน Economic assessment of a 40,000 t/y mixed plastic waste pyrolysis plant using direct heat treatment with molten metal: A case study of a plant located in Belgium [69] และ ราคาขายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เกรดโรงงาน อ้างอิงจากเว็บไซต์ [73]

E.6 ตารางคำนวณกระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี

กระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาโครงการที่สนใจจะเป็นที่จะต้องรวบรวมข้อมูลรายรับและรายจ่ายที่จะเกิดขึ้นในกระบวนการ โดยการวิเคราะห์กระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปีของกรณีพื้นฐานจะสามารถสรุปข้อมูลรายรับ-รายจ่ายได้ดังนี้

- ราคาที่ดิน 5.81 ล้านบาท
- มูลค่าที่คาดว่าจะขายสินทรัพย์ถาวรนั้นได้เมื่อหมดอายุการใช้งาน 5.81 ล้านบาท
- ต้นทุนการลงทุนเริ่มต้นโดยไม่รวมราคาที่ดิน (FCI_L) 7182.65 ล้านบาท
- เงินทุนหมุนเวียน 1213.96 ล้านบาท
- ต้นทุนการผลิตโดยไม่รวมค่าเสื่อมราคา 1926.02 ล้านบาท
- รายรับต่อปี (R) 3387.79 ล้านบาท

ตารางแสดงการวิเคราะห์กระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี ของกรณีพื้นฐาน (ในหน่วยล้านบาท)

End of year	Investment	Sa (last year)	Other CF	d_k	$FCI_L - \sum d_k$	R	COM_d	$(R - COM - d_k)(t)$	Nondiscounted Cash Flow
0	-7188.47		-1213.96					0.00	-8402.43
1				2873.06	4309.59	3387.79	1926.02	-282.26	1461.76
2				1723.84	2585.76	3387.79	1926.02	-52.41	1461.76
3				1034.30	1551.45	3387.79	1926.02	85.49	1376.27
4				775.73	775.73	3387.79	1926.02	137.21	1324.56
5				775.73	0.00	3387.79	1926.02	137.21	1324.56
6					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
7					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
8					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
9					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
10					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
11					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
12					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
13					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
14					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
15					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
16					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
17					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
18					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
19					0.00	3387.79	1926.02	292.35	1169.41
20		5.81	1213.96		0.00	3387.79	1926.02	293.52	2388.02

ตารางแสดงการวิเคราะห์กระแสเงินที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาดำเนินโครงการ 20 ปี ของกรณีพื้นฐาน (ในหน่วยล้านบาท)

End of year	Nondiscounted Cash Flow	Cumulative Nondiscounted Cash Flow	Discounted Cash Flow	Cumulative Discounted Cash Flow
0	-8402.43	-8402.43	-8402.43	-8402.43
1	1461.76	-6940.66	1328.88	-7073.55
2	1461.76	-5478.90	1208.07	-5865.48
3	1376.27	-4102.63	1034.01	-4831.47
4	1324.56	-2778.07	904.69	-3926.78
5	1324.56	-1453.51	822.45	-3104.33
6	1169.41	-284.10	660.10	-2444.23
7	1169.41	885.31	600.09	-1844.14
8	1169.41	2054.72	545.54	-1298.60
9	1169.41	3224.13	495.94	-802.65
10	1169.41	4393.54	450.86	-351.80
11	1169.41	5562.95	409.87	58.08
12	1169.41	6732.36	372.61	430.69
13	1169.41	7901.77	338.74	769.42
14	1169.41	9071.18	307.94	1077.37
15	1169.41	10240.60	279.95	1357.31
16	1169.41	11410.01	254.50	1611.81
17	1169.41	12579.42	231.36	1843.17
18	1169.41	13748.83	210.33	2053.50
19	1169.41	14918.24	191.21	2244.71
20	2388.02	17306.26	354.96	2599.67

F. ข้อกำหนดและมาตรฐานด้านสิ่งแวดล้อม

ตารางที่ F.1 ข้อกำหนดและมาตรฐานการควบคุมการระบายน้ำทิ้งจากโรงงานของประเทศไทย

ข้อกำหนดคุณลักษณะของน้ำทิ้งที่ระบายออกจากโรงงาน ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. 2560 ^[54]	
pH	5.5-9.0
TDS (Total Dissolved solid)	ไม่มากกว่า 3000 mg/l
สารแขวนลอย	ไม่มากกว่า 50 mg/l
ปรอท	ไม่มากกว่า 0.005 mg/l
เซเลเนียม	ไม่มากกว่า 0.02 mg/l
แคดเมียม	ไม่มากกว่า 0.02 mg/l
ตะกั่ว	ไม่มากกว่า 0.2 mg/l
อาร์เซนิก	ไม่มากกว่า 0.25 mg/l
Hexavalent Chromium	ไม่มากกว่า 0.25 mg/l
Trivalent Chromium	ไม่มากกว่า 0.75 mg/l
บาเรียม	ไม่มากกว่า 1.0 mg/l
นิเกิล	ไม่มากกว่า 1.0 mg/l
ทองแดง	ไม่มากกว่า 2.0 mg/l
สังกะสี	ไม่มากกว่า 5.0 mg/l
แมงกานีส	ไม่มากกว่า 5.0 mg/l
ซิลไฟด์ เทียบเท่าไฮโดรเจนซิลไฟด์	ไม่มากกว่า 1.0 mg/l
ไซยาไนด์ เทียบเท่าไฮโดรเจนไซยาไนด์	ไม่มากกว่า 0.2 mg/l
ฟอร์มาลดีไฮด์	ไม่มากกว่า 1.0 mg/l
สารประกอบฟีนอล	ไม่มากกว่า 1.0 mg/l
คลอรีนอิสระ	ไม่มากกว่า 1.0 mg/l
เพสตีไซด์	ต้องไม่มีเจือปนในน้ำทิ้ง
อุณหภูมิ	ไม่มากกว่า 40 องศาเซลเซียส
สีและกลิ่น	ต้องไม่พึงรังเกียจ
น้ำมันและไขมัน	ไม่มากกว่า 5 mg/l
BOD (Biological Oxygen Demand)	ที่อุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียส เวลา 5 วัน ไม่มากกว่า 20 mg/l
TKN (Total Kjeldahl Nitrogen)	ไม่มากกว่า 100 mg/l
COD (Chemical Oxygen Demand)	ไม่มากกว่า 120 mg/l

ตารางที่ F.2 ข้อกำหนดและมาตรฐานการควบคุมการระบายอากาศเสียจากโรงงานของประเทศไทย

1. กำหนดค่าปริมาณของสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากโรงงานผลิต ส่ง หรือจำหน่ายพลังงานไฟฟ้า ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. 2547 ^[55]	
สำหรับโรงไฟฟ้าใหม่ทุกขนาด ที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเป็นเชื้อเพลิง	
ซัลเฟอร์ไดออกไซด์	ไม่มากกว่า 60 ppm
ไนโตรเจนไดออกไซด์	ไม่มากกว่า 200 ppm
ฝุ่นละออง	ไม่มากกว่า 120 mg/m ³

2. กำหนดค่าปริมาณของสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากโรงงาน ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. 2549 ^[56]	
ไฮโดรเจนซัลไฟด์	จากการผลิตทั่วไปต้องไม่มากกว่า 100 ppm (ไม่มีการเผาไหม้เชื้อเพลิง)
	จากการผลิตทั่วไปต้องไม่มากกว่า 80 ppm (มีการเผาไหม้เชื้อเพลิง)
คาร์บอนมอนอกไซด์	จากการผลิตทั่วไปต้องไม่มากกว่า 870 ppm (ไม่มีการเผาไหม้เชื้อเพลิง)
	จากการผลิตทั่วไปต้องไม่มากกว่า 690 ppm (มีการเผาไหม้เชื้อเพลิง)
ซัลเฟอร์ไดออกไซด์	จากการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเป็นแหล่งให้ความร้อนต้องไม่มากกว่า 60 ppm
ออกไซด์ของไนโตรเจน	จากการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเป็นแหล่งให้ความร้อนต้องไม่มากกว่า 200 ppm

3. กำหนดมาตรฐานควบคุมการปล่อยทิ้งอากาศเสียจากโรงไฟฟ้า ประกาศกระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยี และสิ่งแวดล้อม ^[57]	
สำหรับโรงไฟฟ้าทุกขนาดที่ใช้ก๊าซธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิง	
ซัลเฟอร์ไดออกไซด์	ไม่มากกว่า 20 ppm
ไนโตรเจนไดออกไซด์	ไม่มากกว่า 120 ppm
ฝุ่นละออง	ไม่มากกว่า 60 mg/m ³

4. กำหนดมาตรฐานควบคุมการปล่อยทิ้งอากาศเสียจากโรงงานอุตสาหกรรม ประกาศกระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม ^[58]	
ฝุ่นละออง	จากหม้อไอน้ำหรือแหล่งกำเนิดความร้อนที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลต้องไม่มากกว่า 320 mg/m ³
ซัลเฟอร์ไดออกไซด์	จากหม้อไอน้ำหรือแหล่งกำเนิดความร้อนที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลต้องไม่มากกว่า 60 ppm
ไนโตรเจนไดออกไซด์	จากหม้อไอน้ำหรือแหล่งกำเนิดความร้อนที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลต้องไม่มากกว่า 200 ppm
คาร์บอนมอนอกไซด์	จากกระบวนการผลิตที่มีการเผาไหม้ต้องไม่มากกว่า 690 ppm
ไฮโดรเจนซัลไฟด์	จากกระบวนการผลิตที่มีการเผาไหม้ต้องไม่มากกว่า 80 ppm
ฝุ่นละออง	จากหม้อไอน้ำหรือแหล่งกำเนิดความร้อนที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลต้องไม่มากกว่า 320 mg/m ³
ซัลเฟอร์ไดออกไซด์	จากหม้อไอน้ำหรือแหล่งกำเนิดความร้อนที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลต้องไม่มากกว่า 60 ppm
ไนโตรเจนไดออกไซด์	จากกระบวนการผลิตที่มีการเผาไหม้ต้องไม่มากกว่า 200 ppm

G. เอกสารข้อมูลความปลอดภัยสารเคมี

1. แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Hydrogen Sulfide, H₂S)



Hydrogen Sulfide Safety Data Sheet P-4611

This SDS conforms to U.S. Code of Federal Regulations 29 CFR 1910.1200, Hazard Communication.
Date of Issue: 01/01/1979 Revision date: 10/17/2016 Supersedes: 03/20/2015

SECTION 1: Product and company identification

1.1. Product identifier

Product form : Substance
Name : Hydrogen Sulfide
CAS No : 7783-06-4
Formula : H₂S
Other means of identification : Sulfuretted hydrogen, sulfur hydride, hydrosulfuric acid, hepatic gas, stink damp

1.2. Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Use of the substance/mixture : Industrial use. Use as directed.

1.3. Details of the supplier of the safety data sheet

Praxair, Inc.
10 Riverview Drive
Danbury, CT 06810-6268 - USA
T 1-800-772-9247 (1-800-PRAXAIR) - F 1-716-879-2146
www.praxair.com

1.4. Emergency telephone number

Emergency number : Onsite Emergency: 1-800-645-4633

CHEMTREC, 24hr/day 7days/week
— Within USA: 1-800-424-9300, Outside USA: 001-703-527-3887
(collect calls accepted, Contract 17729)

SECTION 2: Hazard identification

2.1. Classification of the substance or mixture

GHS-US classification

Flam. Gas 1 H220
Liquefied gas H280
Acute Tox. 2 (Inhalation: gas) H330
STOT SE 3 H335
Aquatic Acute 1 H400

2.2. Label elements

GHS-US labeling

Hazard pictograms (GHS-US) :



Signal word (GHS-US) :

DANGER

Hazard statements (GHS-US) :

H220 - EXTREMELY FLAMMABLE GAS
H280 - CONTAINS GAS UNDER PRESSURE; MAY EXPLODE IF HEATED
H330 - FATAL IF INHALED
H335 - MAY CAUSE RESPIRATORY IRRITATION
H400 - VERY TOXIC TO AQUATIC LIFE
CGA-HG04 - MAY FORM EXPLOSIVE MIXTURES WITH AIR
CGA-HG11 - SYMPTOMS MAY BE DELAYED
CGA-HG16 - EXTENDED EXPOSURE TO GAS REDUCES THE ABILITY TO SMELL SULFIDES

Precautionary statements (GHS-US) :

P202 - Do not handle until all safety precautions have been read and understood
P210 - Keep away from Heat, Open flames, Sparks, Hot surfaces. - No smoking
P260 - Do not breathe gas

EN (English US)

SDS ID: P-4611

1/10

This document is only controlled while on the Praxair, Inc. website and a copy of this controlled version is available for download. Praxair cannot assure the integrity or accuracy of any version of this document after it has been downloaded or removed from our website.

Hydrogen Sulfide

Safety Data Sheet P-4611

This SDS conforms to U.S. Code of Federal Regulations 29 CFR 1910.1200, Hazard Communication.
Date of Issue: 01/01/1979 Revision date: 10/17/2016 Supersedes: 03/20/2015

5.2. Special hazards arising from the substance or mixture

- Fire hazard** : **EXTREMELY FLAMMABLE GAS.** If venting or leaking gas catches fire, do not extinguish flames. Flammable vapors may spread from leak, creating an explosive reignition hazard. Vapors can be ignited by pilot lights, other flames, smoking, sparks, heaters, electrical equipment, static discharge, or other ignition sources at locations distant from product handling point. Explosive atmospheres may linger. Before entering an area, especially a confined area, check the atmosphere with an appropriate device.
- Explosion hazard** : **EXTREMELY FLAMMABLE GAS.** Forms explosive mixtures with air and oxidizing agents.
- Reactivity** : No reactivity hazard other than the effects described in sub-sections below.

5.3. Advice for firefighters

- Firefighting instructions** : **DANGER! Toxic, flammable liquefied gas**
- Evacuate all personnel from the danger area. Use self-contained breathing apparatus (SCBA) and protective clothing. Immediately cool containers with water from maximum distance. Stop flow of gas if safe to do so, while continuing cooling water spray. Remove ignition sources if safe to do so. Remove containers from area of fire if safe to do so. On-site fire brigades must comply with OSHA 29 CFR 1910.156 and applicable standards under 29 CFR 1910 Subpart L—Fire Protection.
- Special protective equipment for fire fighters** : Standard protective clothing and equipment (Self Contained Breathing Apparatus) for fire fighters.
- Other information** : Containers are equipped with a pressure relief device. (Exceptions may exist where authorized by DOT.)

SECTION 6: Accidental release measures

6.1. Personal precautions, protective equipment and emergency procedures

- General measures** : **DANGER! Toxic, flammable liquefied gas .** Forms explosive mixtures with air and oxidizing agents. Immediately evacuate all personnel from danger area. Use self-contained breathing apparatus where needed. Remove all sources of ignition if safe to do so. Reduce vapors with fog or fine water spray, taking care not to spread liquid with water. Shut off flow if safe to do so. Ventilate area or move container to a well-ventilated area. Flammable vapors may spread from leak and could explode if reignited by sparks or flames. Explosive atmospheres may linger. Before entering area, especially confined areas, check atmosphere with an appropriate device.

6.1.1. For non-emergency personnel

No additional information available

6.1.2. For emergency responders

No additional information available

6.2. Environmental precautions

Try to stop release. Reduce vapor with fog or fine water spray. Prevent waste from contaminating the surrounding environment. Prevent soil and water pollution. Dispose of contents/container in accordance with local/regional/national/international regulations. Contact supplier for any special requirements.

6.3. Methods and material for containment and cleaning up

No additional information available

6.4. Reference to other sections

See also sections 8 and 13.

Hydrogen Sulfide

Safety Data Sheet P-4611

This SDS conforms to U.S. Code of Federal Regulations 29 CFR 1910.1200, Hazard Communication.
Date of Issue: 01/01/1979 Revision date: 10/17/2016 Supersedes: 03/20/2015

- NFPA health hazard** : 4 - Very short exposure could cause death or serious residual injury even though prompt medical attention was given.
- NFPA fire hazard** : 4 - Will rapidly or completely vaporize at normal pressure and temperature, or is readily dispersed in air and will burn readily.
- NFPA reactivity** : 0 - Normally stable, even under fire exposure conditions, and are not reactive with water.



HMS III Rating

- Health** : 2 Moderate Hazard - Temporary or minor injury may occur
- Flammability** : 4 Severe Hazard
- Physical** : 2 Moderate Hazard

SDS US (GHS HazCom 2012) - Praxair

This information is based on our current knowledge and is intended to describe the product for the purposes of health, safety and environmental requirements only. It should not therefore be construed as guaranteeing any specific property of the product.

2. แก๊สแอมโมเนีย (Ammonia, NH₃)



Ammonia - US

Safety Data Sheet P-4562

This SDS conforms to U.S. Code of Federal Regulations 29 CFR 1910.1200, Hazard Communication.
Date of Issue: 01/01/1981 Revision date: 08/28/2019 Supersedes: 03/23/2015

SECTION 1: Product and company identification

1.1. Product Identifier

Product form : Substance
Substance name : Ammonia - US
CAS-No. : 7664-41-7
Formula : NH₃

1.2. Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Use of the substance/mixture : Industrial use; Use as directed.

1.3. Details of the supplier of the safety data sheet

Praxair, Inc.
10 Riverview Drive
Danbury, CT 06810-6268 - USA
T 1-800-772-9247 (1-800-PRAXAIR) - F 1-716-879-2146
www.praxair.com

1.4. Emergency telephone number

Emergency number : Onsite Emergency: 1-800-645-4633

CHEMTREC, 24hr/day 7days/week
— Within USA: 1-800-424-9300, Outside USA: 001-703-527-3887
(collect calls accepted, Contract 17729)

SECTION 2: Hazard identification

2.1. Classification of the substance or mixture

GHS US classification

Flam. Gas 2 H221
Press. Gas (Liq.) H280
Acute Tox. 4 (Inhalation; gas) H332
Skin Corr. 1B H314
STOT SE 3 H335
Aquatic Acute 1 H400

2.2. Label elements

GHS US labeling

Hazard pictograms (GHS US) :



Signal word (GHS US) :

Danger

Hazard statements (GHS US) :

H221 - FLAMMABLE GAS
H280 - CONTAINS GAS UNDER PRESSURE; MAY EXPLODE IF HEATED
H314 - CAUSES SEVERE SKIN BURNS AND EYE DAMAGE
H332 - HARMFUL IF INHALED
H400 - VERY TOXIC TO AQUATIC LIFE
CGA-HG01 - MAY CAUSE FROSTBITE.
CGA-HG22 - CORROSIVE TO THE RESPIRATORY TRACT (This statement supersedes H335)

Precautionary statements (GHS US) :

P202 - Do not handle until all safety precautions have been read and understood.
P210 - Keep away from Heat, Open flames, Sparks, Hot surfaces. - No smoking
P260 - Do not breathe gas
P262 - Do not get in eyes, on skin, or on clothing.
P280 - Wear protective gloves, protective clothing, eye protection, face protection.

EN (English US)

SDS ID: P-4562

1/11

SECTION 5: Firefighting measures

5.1. Extinguishing media	
Suitable extinguishing media	: Carbon dioxide, Dry chemical, Water spray or fog.
5.2. Special hazards arising from the substance or mixture	
Reactivity	: No reactivity hazard other than the effects described in sub-sections below.
5.3. Advice for firefighters	
Firefighting Instructions	: Evacuate all personnel from the danger area. Use self-contained breathing apparatus (SCBA) and protective clothing. Immediately cool containers with water from maximum distance. Stop flow of gas if safe to do so, while continuing cooling water spray. Remove ignition sources if safe to do so. Remove containers from area of fire if safe to do so. On-site fire brigades must comply with OSHA 29 CFR 1910.156 and applicable standards under 29 CFR 1910 Subpart L—Fire Protection.
Protection during firefighting	: DANGER! Corrosive liquid and gas under pressure.. Suffocation hazard by lack of oxygen.
Special protective equipment for fire fighters	: Wear gas tight chemically protective clothing in combination with self contained breathing apparatus. Standard protective clothing and equipment (Self Contained Breathing Apparatus) for fire fighters.
Other Information	: Heat of fire can build pressure in cylinder and cause it to rupture. No part of a cylinder should be subjected to a temperature higher than 125°F (52°C). Cylinders are equipped with a pressure-relief device. (Exceptions may exist where authorized by DOT, in this case where cylinders contain less than 165 pounds of product.) If leaking or spilled product catches fire, do not extinguish flames. Flammable and toxic vapors may spread from leak and could explode if reignited. Vapors can be ignited by pilot lights, other flames, smoking, sparks, heaters, electrical equipment, static discharge, or other ignition sources at locations distant from product handling point. Explosive atmospheres may linger. Before entering area, especially confined areas, check atmosphere with an appropriate device. Reverse flow into cylinder may cause rupture. To protect persons from cylinder fragments and toxic fumes if a rupture occurs, totally evacuate the area if the fire cannot be brought under immediate control.

SECTION 6: Accidental release measures

6.1. Personal precautions, protective equipment and emergency procedures	
General measures	: Evacuate personnel to a safe area. Appropriate self-contained breathing apparatus may be required. Approach suspected leak area with caution. Remove all sources of ignition. If safe to do so. Reverse flow into cylinder may cause rupture. Reduce gas with fog or fine water spray. Stop flow of product if safe to do so. Ventilate area or move container to a well-ventilated area. Flammable gas may spread from leak. Before entering the area, especially a confined area, check the atmosphere with an appropriate device.
6.1.1. For non-emergency personnel	No additional information available
6.1.2. For emergency responders	No additional information available
6.2. Environmental precautions	Prevent waste from contaminating the surrounding environment. Prevent soil and water pollution. Dispose of contents/container in accordance with local/regional/national/international regulations. Contact supplier for any special requirements.
6.3. Methods and material for containment and cleaning up	No additional information available
6.4. Reference to other sections	See also sections 8 and 13.

3. แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide, CO₂)



Carbon dioxide Safety Data Sheet P-4574

This SDS conforms to U.S. Code of Federal Regulations 29 CFR 1910.1200, Hazard Communication.
Date of Issue: 01/01/1980 Revision date: 10/17/2016 Supersedes: 07/19/2016

SECTION 1: Product and company identification

1.1. Product Identifier

Product form : Substance
Name : Carbon dioxide
CAS No : 124-38-9
Formula : CO₂
Other means of identification : Medpure® Carbon Dioxide, Extendapak® EX-2, Refrigerant gas R744, carbonic anhydride, carbonic acid gas

1.2. Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Use of the substance/mixture : Industrial use. Use as directed.

1.3. Details of the supplier of the safety data sheet

Praxair, Inc.
10 Riverview Drive
Danbury, CT 06810-6268 - USA
T 1-800-772-9247 (1-800-PRAXAIR) - F 1-716-879-2146
www.praxair.com

1.4. Emergency telephone number

Emergency number : Onsite Emergency: 1-800-645-4633

CHEMTREC, 24hr/day 7days/week
— Within USA: 1-800-424-9300, Outside USA: 001-703-527-3887
(collect calls accepted, Contract 17729)

SECTION 2: Hazard identification

2.1. Classification of the substance or mixture

GHS-US classification

Liquefied gas H280

2.2. Label elements

GHS-US labelling

Hazard pictograms (GHS-US) :



GHS04

Signal word (GHS-US) :

WARNING

Hazard statements (GHS-US) :

H280 - CONTAINS GAS UNDER PRESSURE; MAY EXPLODE IF HEATED
OSHA-H01 - MAY DISPLACE OXYGEN AND CAUSE RAPID SUFFOCATION
CGA-HG01 - MAY CAUSE FROSTBITE
CGA-HG03 - MAY INCREASE RESPIRATION AND HEART RATE

Precautionary statements (GHS-US) :

P202 - Do not handle until all safety precautions have been read and understood
P261 - Avoid breathing gas
P271+P403 - Use and store only outdoors or in a well-ventilated place
CGA-PG05 - Use a back flow preventive device in the piping
CGA-PG10 - Use only with equipment rated for cylinder pressure
CGA-PG06 - Close valve after each use and when empty
CGA-PG02 - Protect from sunlight when ambient temperature exceeds 52°C (125°F)



Carbon dioxide

Safety Data Sheet P-4574

This SDS conforms to U.S. Code of Federal Regulations 29 CFR 1910.1200, Hazard Communication.

Date of Issue: 01/01/1980 Revision date: 10/17/2016 Supersedes: 07/19/2016

2.3. Other hazards

Other hazards not contributing to the classification

: Asphyxiant In high concentrations

Contact with liquid may cause cold burns/frostbite

WARNING: Concentration levels of carbon dioxide above about 1 percent are dangerous. Praxair recommends continuous monitoring with alarms to indicate unsafe conditions before and during potential personnel exposure. Use appropriate monitoring devices to ensure a safe oxygen level (minimum of 19.5 percent) and a safe carbon dioxide level.

2.4. Unknown acute toxicity (GHS US)

No data available

SECTION 3: Composition/Information on ingredients

3.1. Substance

Name : Carbon dioxide

CAS No : 124-38-9

Name	Product Identifier	%
Carbon dioxide	(CAS No) 124-38-9	99.5 - 100

3.2. Mixture

Not applicable

SECTION 4: First aid measures

4.1. Description of first aid measures

First-aid measures after inhalation : Remove to fresh air and keep at rest in a position comfortable for breathing. If not breathing, give artificial respiration, with supplemental oxygen given by qualified personnel. If breathing is difficult, qualified personnel should give oxygen. Call a physician.

First-aid measures after skin contact : **MAY CAUSE FROSTBITE.** For exposure to liquid, cold vapor, or solid carbon dioxide (dry ice), immediately warm frostbite area with warm water not to exceed 41°C (105°F). Water temperature should be tolerable to normal skin. Maintain skin warming for at least 15 minutes or until normal coloring and sensation have returned to the affected area. In case of massive exposure, remove clothing while showering with warm water. Seek medical evaluation and treatment as soon as possible.

First-aid measures after eye contact : Immediately flush eyes thoroughly with water for at least 15 minutes. Hold the eyelids open and away from the eyeballs to ensure that all surfaces are flushed thoroughly. Contact an ophthalmologist immediately.

First-aid measures after ingestion : Ingestion is not considered a potential route of exposure.

4.2. Most important symptoms and effects, both acute and delayed

No additional information available

4.3. Indication of any immediate medical attention and special treatment needed

None.

SECTION 5: Firefighting measures

5.1. Extinguishing media

Suitable extinguishing media : Use extinguishing media appropriate for surrounding fire.

5.2. Special hazards arising from the substance or mixture

Explosion hazard : Heat of fire can build pressure in container and cause it to rupture. Containers are equipped with a pressure relief device. (Exceptions may exist where authorized by DOT.) No part of the container should be subjected to a temperature higher than 125°F (52°C).

Reactivity : No reactivity hazard other than the effects described in sub-sections below.

4. แก๊สมีเทน (Methane, CH₄)

Material Safety Data Sheet



Methane

Section 1. Chemical product and company identification

Product name	: Methane
Supplier	: AIRGAS INC., on behalf of its subsidiaries 259 North Radnor-Chester Road Suite 100 Radnor, PA 19087-5283 1-610-687-5253
Product use	: Synthetic/Analytical chemistry.
Synonym	: Marsh gas; Methyl hydride; CH ₄ ; Fire damp; UN 1971; UN 1972; R 50; Biogas; Liquid Methane
MSDS #	: 001033
Date of Preparation/Revision	: 2/15/2009.
In case of emergency	: 1-866-734-3438

Section 2. Hazards identification

Physical state	: Gas. [COLORLESS GAS; MAY BE A LIQUID UNDER PRESSURE OR REFRIGERATION.]
Emergency overview	: WARNING! GAS: CONTENTS UNDER PRESURE. Extremely flammable. May cause flash fire. Do not puncture or incinerate container. Can cause rapid suffocation. May cause severe frostbite. LIQUID: Extremely flammable. Extremely cold liquid and gas under pressure. Can cause rapid suffocation. May cause severe frostbite. Keep away from heat, sparks and flame. Do not puncture or incinerate container. Use only with adequate ventilation. Keep container closed. Contact with rapidly expanding gases or liquids can cause frostbite.
Routes of entry	: Inhalation
Potential acute health effects	
Eyes	: Contact with rapidly expanding gas may cause burns or frostbite. Contact with cryogenic liquid can cause frostbite and cryogenic burns.
Skin	: Contact with rapidly expanding gas may cause burns or frostbite. Contact with cryogenic liquid can cause frostbite and cryogenic burns.
Inhalation	: Acts as a simple asphyxiant.
Ingestion	: Ingestion is not a normal route of exposure for gases. Contact with cryogenic liquid can cause frostbite and cryogenic burns.
Potential chronic health effects	: CARCINOGENIC EFFECTS: Not available. MUTAGENIC EFFECTS: Not available. TERATOGENIC EFFECTS: Not available.
Medical conditions aggravated by over-exposure	: Acute or chronic respiratory conditions may be aggravated by overexposure to this gas.
See toxicological information (section 11)	

Methane

Section 3. Composition, Information on Ingredients

<u>Name</u>	<u>CAS number</u>	<u>% Volume</u>	<u>Exposure limits</u>
Methane	74-82-8	100	ACGIH TLV (United States, 1/2008). TWA: 1000 ppm 8 hour(s).

Section 4. First aid measures

No action shall be taken involving any personal risk or without suitable training. If it is suspected that fumes are still present, the rescuer should wear an appropriate mask or self-contained breathing apparatus. It may be dangerous to the person providing aid to give mouth-to-mouth resuscitation.

Eye contact	: Check for and remove any contact lenses. Immediately flush eyes with plenty of water for at least 15 minutes, occasionally lifting the upper and lower eyelids. Get medical attention immediately.
Skin contact	: In case of contact, immediately flush skin with plenty of water for at least 15 minutes while removing contaminated clothing and shoes. To avoid the risk of static discharges and gas ignition, soak contaminated clothing thoroughly with water before removing it. Wash clothing before reuse. Clean shoes thoroughly before reuse. Get medical attention immediately.
Frostbite	: Try to warm up the frozen tissues and seek medical attention.
Inhalation	: Move exposed person to fresh air. If not breathing, if breathing is irregular or if respiratory arrest occurs, provide artificial respiration or oxygen by trained personnel. Loosen tight clothing such as a collar, tie, belt or waistband. Get medical attention immediately.
Ingestion	: As this product is a gas, refer to the inhalation section.

Section 5. Fire-fighting measures

Flammability of the product	: Flammable.
Auto-ignition temperature	: 539.85°C (1003.7°F)
Flash point	: Closed cup: -188.15°C (-306.7°F).
Flammable limits	: Lower: 5% Upper: 15%
Products of combustion	: Decomposition products may include the following materials: carbon dioxide carbon monoxide
Fire hazards in the presence of various substances	: Extremely flammable in the presence of the following materials or conditions: open flames, sparks and static discharge and oxidizing materials.
Fire-fighting media and instructions	: In case of fire, use water spray (fog), foam or dry chemical. In case of fire, allow gas to burn if flow cannot be shut off immediately. Apply water from a safe distance to cool container and protect surrounding area. If involved in fire, shut off flow immediately if it can be done without risk. Contains gas under pressure. Flammable gas. In a fire or if heated, a pressure increase will occur and the container may burst, with the risk of a subsequent explosion.
Special protective equipment for fire-fighters	: Fire-fighters should wear appropriate protective equipment and self-contained breathing apparatus (SCBA) with a full face-piece operated in positive pressure mode.

Section 6. Accidental release measures

Personal precautions	: Immediately contact emergency personnel. Keep unnecessary personnel away. Use suitable protective equipment (section 8). Shut off gas supply if this can be done safely. Isolate area until gas has dispersed.
Environmental precautions	: Avoid dispersal of spilled material and runoff and contact with soil, waterways, drains and sewers.
Methods for cleaning up	: Immediately contact emergency personnel. Stop leak if without risk. Use spark-proof tools and explosion-proof equipment. Note: see section 1 for emergency contact information and section 13 for waste disposal.

5. เมทิลไดเอทานอลามีน (Methyl Diethanolamine, MDEA)

SAFETY DATA SHEET

Rich MDEA



Section 1. Identification

Product name : Rich MDEA
Synonyms : Rich Methyl-diethanolamine, Aqueous Amine Solution, Rich Amine

Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Product use : Intermediate.

Manufacturer : HollyFrontier Refining & Marketing LLC
2828 North Harwood
Suite 1300
Dallas, Texas 75201
USA
Customer Service: (888) 286-8836

Emergency telephone number : CHEMTREC® (800) 424-9300
CCN 201319

Section 2. Hazards identification

OSHA/HCS status : This material is considered hazardous by the OSHA Hazard Communication Standard (29 CFR 1910.1200).

Classification of the substance or mixture : EYE IRRITATION - Category 2A
SPECIFIC TARGET ORGAN TOXICITY (SINGLE EXPOSURE) - Category 1

GHS label elements

Hazard pictograms :



Signal word : Danger

Hazard statements : Causes serious eye irritation.
Causes damage to organs.

Precautionary statements

Prevention : Wear eye or face protection. Do not breathe vapor. Do not eat, drink or smoke when using this product. Wash hands thoroughly after handling.

Response : IF exposed: Call a POISON CENTER or physician. IF IN EYES: Rinse cautiously with water for several minutes. Remove contact lenses, if present and easy to do. Continue rinsing. If eye irritation persists: Get medical attention.

Storage : Not applicable.

Disposal : Dispose of contents and container in accordance with all local, regional, national and international regulations.

Hazards not otherwise classified : May release hydrogen sulfide a poisonous gas that can accumulate in confined spaces.

Section 3. Composition/information on ingredients

Substance/mixture : Mixture

CAS number/other identifiers

CAS number : Not applicable.

Product code : Not available.

Rich MDEA		HollyFrontier Refining & Marketing LLC
Ingredient name	%	CAS number
2,2'-(methylimino)diethanol	25 - 45	105-59-9
hydrogen sulfide	0.5 - 2	7783-06-4

Any concentration shown as a range is to protect confidentiality or is due to batch variation.

There are no additional ingredients present which, within the current knowledge of the supplier and in the concentrations applicable, are classified as hazardous to health or the environment and hence require reporting in this section.

Occupational exposure limits, if available, are listed in Section 8.

Section 4. First aid measures

Description of necessary first aid measures

- Eye contact** : Immediately flush eyes with plenty of water, occasionally lifting the upper and lower eyelids. Check for and remove any contact lenses. Get medical attention. If necessary, call a poison center or physician. Continue to rinse for at least 15 minutes.
- Inhalation** : Remove victim to fresh air and keep at rest in a position comfortable for breathing. If not breathing, if breathing is irregular or if respiratory arrest occurs, provide artificial respiration or oxygen by trained personnel. It may be dangerous to the person providing aid to give mouth-to-mouth resuscitation. Get medical attention. If necessary, call a poison center or physician. If unconscious, place in recovery position and get medical attention immediately. Maintain an open airway. Loosen tight clothing such as a collar, tie, belt or waistband. In case of inhalation of decomposition products in a fire, symptoms may be delayed. The exposed person may need to be kept under medical surveillance for 48 hours.
- Skin contact** : Flush contaminated skin with plenty of water. Remove contaminated clothing and shoes. Continue to rinse for at least 15 minutes. Get medical attention. If necessary, call a poison center or physician. Wash clothing before reuse. Clean shoes thoroughly before reuse.
- Ingestion** : Do not induce vomiting unless directed to do so by medical personnel. If vomiting occurs, the head should be kept low so that vomit does not enter the lungs. Wash out mouth with water. Remove victim to fresh air and keep at rest in a position comfortable for breathing. Get medical attention. If necessary, call a poison center or physician. Never give anything by mouth to an unconscious person. If unconscious, place in recovery position and get medical attention immediately. Maintain an open airway. Loosen tight clothing such as a collar, tie, belt or waistband.

Most important symptoms/effects, acute and delayed

Potential acute health effects

- Eye contact** : Causes serious eye irritation.
- Inhalation** : Exposure to decomposition products may cause a health hazard. Serious effects may be delayed following exposure.
- Skin contact** : No known significant effects or critical hazards.
- Ingestion** : Irritating to mouth, throat and stomach.

Over-exposure signs/symptoms

- Eye contact** : pain or irritation; watering; redness; sensitivity to light
- Inhalation** : respiratory tract irritation; coughing; nausea or vomiting; headache; heartbeat irregularity (arrhythmia); drowsiness/fatigue; dizziness/vertigo; loss of smell; respiratory paralysis; unconsciousness
- Skin contact** : No specific data.
- Ingestion** : nausea or vomiting; diarrhea

Indication of immediate medical attention and special treatment needed, if necessary

- Notes to physician** : In case of inhalation of decomposition products in a fire, symptoms may be delayed. The exposed person may need to be kept under medical surveillance for 48 hours.
- Specific treatments** : No specific treatment.
- Protection of medical responders** : No action shall be taken involving any personal risk or without suitable training. It may be dangerous to the person providing aid to give mouth-to-mouth resuscitation.

Date of issue/Date of revision	: 10/20/2014	Date of previous issue	: No previous validation.	Version	: 1	2/11
--------------------------------	--------------	------------------------	---------------------------	---------	-----	------

See toxicological information (Section 11)

Section 5. Fire-fighting measures

Extinguishing media

Suitable extinguishing media : Use an extinguishing agent suitable for the surrounding fire.

Unsuitable extinguishing media : Do not use water jet.

Specific hazards arising from the chemical : In a fire or if heated, a pressure increase will occur and the container may burst. May release hydrogen sulfide a poisonous gas that can accumulate in confined spaces.

Hazardous thermal decomposition products : Decomposition products may include the following materials:
carbon dioxide
carbon monoxide
nitrogen oxides
sulfur oxides

Special protective actions for fire-fighters : Promptly isolate the scene by removing all persons from the vicinity of the incident if there is a fire. No action shall be taken involving any personal risk or without suitable training.

Special protective equipment for fire-fighters : Fire-fighters should wear appropriate protective equipment and self-contained breathing apparatus (SCBA) with a full face-piece operated in positive pressure mode.

Section 6. Accidental release measures

Personal precautions, protective equipment and emergency procedures

For non-emergency personnel : No action shall be taken involving any personal risk or without suitable training. Evacuate surrounding areas. Keep unnecessary and unprotected personnel from entering. Do not touch or walk through spilled material. Avoid breathing vapor or mist. Provide adequate ventilation. Wear appropriate respirator when ventilation is inadequate. Put on appropriate personal protective equipment. May release hydrogen sulfide a poisonous gas that can accumulate in confined spaces.

For emergency responders : If specialised clothing is required to deal with the spillage, take note of any information in Section 8 on suitable and unsuitable materials. See also the information in "For non-emergency personnel".

Environmental precautions : Avoid dispersal of spilled material and runoff and contact with soil, waterways, drains and sewers. Inform the relevant authorities if the product has caused environmental pollution (sewers, waterways, soil or air).

Methods and materials for containment and cleaning up

Small spill : Stop leak if without risk. Move containers from spill area. Absorb with an inert material and place in an appropriate waste disposal container. Dispose of via a licensed waste disposal contractor.

Large spill : Stop leak if without risk. Move containers from spill area. Approach release from upwind. Prevent entry into sewers, waterways, basements or confined areas. Wash spillages into an effluent treatment plant or proceed as follows. Contain and collect spillage with non-combustible, absorbent material e.g. sand, earth, vermiculite or diatomaceous earth and place in container for disposal according to local regulations (see Section 13). Dispose of via a licensed waste disposal contractor. Contaminated absorbent material may pose the same hazard as the spilled product. Note: see Section 1 for emergency contact information and Section 13 for waste disposal.

H. ตาราง Stream Table Base Case (Mass Flows)

Stream Name		Food waste	FW Makeup Water	Mixed FW	FW Pre-Biogas	FW Liquid waste	FW Pre-Biogas 2	FW Biowaste	FW Pre-Biogas 3
Stream Number	unit	1.00	2.00	3.00	4.00	5.00	6.00	7.00	8.00
Temperature	C	20.00	25.00	11.57	55.00	55.00	55.00	55.00	55.00
Pressure	atm	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.01	0.05	0.00	1.00	0.00	0.99
Liquid Fraction		1.00	1.00	0.99	0.95	1.00	0.00	1.00	0.01
Mass Enthalpy	J/kg	-3.20E+06	-1.60E+07	-1.37E+07	-1.35E+07	-1.58E+07	-4.02E+06	-2.57E+06	-8.13E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	2126.07	4768.88	4223.70	4234.97	4793.20	1907.57	2436.09	1398.08
Mass Density	kg/m3	1786.99	959.49	68.83	16.90	934.20	3.32	3332.01	1.01
Volume Flow	m3/hr	6.85	57.42	978.23	3985.51	58.15	3927.35	2.76	3777.24
Average MW		449.15	18.02	21.82	21.31	18.06	85.45	886.82	26.97
Mass Flow									
CH4	kg/hr	0.00	0.00	0.00	1066.96	0.04	1066.92	0.00	1066.92
CO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	2375.17	3.94	2371.23	0.00	2371.23
H2O	kg/hr	5.16	16527.38	55096.41	54546.44	54172.94	373.49	0.00	373.49
H2S	kg/hr	0.00	0.00	0.00	9.29	0.14	9.15	0.00	9.15
NH3	kg/hr	0.00	0.00	0.00	13.93	1.38	12.55	0.00	12.55
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	53.15	0.00	53.15	53.15	53.15	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	1767.82	0.00	1767.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	540.17	0.00	540.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	200.30	0.00	200.30	100.15	95.41	4.74	4.74	0.00
TRIGLY	kg/hr	9675.91	0.00	9675.91	9192.12	0.00	9192.12	9192.12	0.00
MDEA	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	12242.50	16527.38	67333.75	67357.20	54327.01	13030.20	9196.86	3833.34

Stream Name		FW Condensed water	Mixed Condensed liquid	Total FW wastewater	FW Treated water	FW solid waste	Recycle FW wastewater	FW Discharged water	FW Biogas
Stream Number	unit	9.00	10.00	11.00	12.00	13.00	14.00	15.00	16.00
Temperature	C	5.00	71.23	50.37	50.37	50.37	50.37	50.37	5.00
Pressure	atm	1.00	3.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	0.00	0.96	0.00	0.00	1.00
Liquid Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	0.04	1.00	1.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.61E+07	-1.56E+07	-1.41E+07	-1.59E+07	-6.51E+06	-1.59E+07	-1.59E+07	-7.63E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	4788.07	4180.31	4422.70	4764.35	2347.33	4764.35	4764.35	1256.79
Mass Density	kg/m3	976.12	550.28	97.22	936.86	1.87	936.86	936.86	1.25
Volume Flow	m3/hr	0.37	10.94	718.97	58.78	7916.23	58.78	58.78	2777.63
Average MW		18.02	18.08	20.73	18.02	47.15	18.02	18.02	28.43
Mass Flow									
CH4	kg/hr	0.00	0.04	0.00	0.04	0.00	0.00	1066.92	0.00
CO2	kg/hr	29.49	33.46	0.00	33.46	0.00	0.00	2371.21	0.00
H2O	kg/hr	5978.48	60510.59	55064.64	5445.95	0.00	55064.64	14.32	21466.67
H2S	kg/hr	8.66	8.81	0.00	8.81	0.00	0.00	9.15	0.00
NH3	kg/hr	2.07	3.48	0.00	3.48	0.00	0.00	12.52	0.00
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	53.15	0.00	53.15	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	7833.33
HEMECELL	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3700.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	100.15	0.00	100.15	0.00	0.00	0.00	333.33
TRIGLY	kg/hr	0.00	9192.12	0.00	9192.12	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kg/hr	0.01	0.01	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.04	0.04	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	6018.76	69901.85	55064.64	14837.21	0.00	55064.64	3474.11	33333.33

Stream Name		Cassava waste	CW make up water	Mixed CW	CW Pre-Biogas	CW Liquid waste	CW Pre-Biogas 2	CW Biowaste	CW Pre-Biogas 3
Stream Number	unit	17.00	18.00	19.00	20.00	21.00	22.00	23.00	24.00
Temperature	C	25.00	25.00	17.39	37.00	37.00	37.00	37.00	37.00
Pressure	atm	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	0.20	0.00	1.00	1.00	1.00
Liquid Fraction		1.00	1.00	1.00	0.80	1.00	0.00	0.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.23E+07	-1.60E+07	-1.32E+07	-1.35E+07	-1.57E+07	-7.94E+06	-8.81E+06	-7.87E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	3129.10	4768.88	3486.27	3736.37	4730.53	1270.40	1049.08	1292.14
Mass Density	kg/m3	803.61	959.49	841.27	4.02	954.15	1.16	1.76	1.13
Volume Flow	m3/hr	41.48	11.58	52.83	11075.52	33.24	11042.28	520.24	10494.95
Average MW		26.27	18.02	23.57	20.65	18.44	29.37	44.52	28.62
Mass Flow									
CH4	kg/hr	0.00	0.00	3289.95	0.02	3289.93	0.00	3289.93	0.00
CO2	kg/hr	0.00	0.00	9025.24	3.07	9022.18	902.22	8119.96	0.03
H2O	kg/hr	3333.30	32577.67	31292.26	30883.25	409.01	0.00	409.01	362.77
H2S	kg/hr	0.00	0.00	21.64	0.08	21.57	0.00	21.57	0.00
NH3	kg/hr	0.00	0.00	32.45	0.99	31.46	0.00	31.46	0.02
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	7833.33	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	0.00	3700.00	740.00	739.77	0.23	0.23	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	333.33	100.00	88.18	11.82	11.82	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	3333.30	44444.33	44501.54	31715.35	12786.19	914.27	11871.92	362.81

Stream Name		CW Condensed water	Total CW wastewater	CW Treated water	CW Solid waste	Recycle CW wastewater	CW Discharged water	CW Biogas	Total Biogas
Stream Number	unit	25.00	26.00	27.00	28.00	29.00	30.00	31.00	32.00
Temperature	C	5.00	36.31	36.31	36.31	36.31	36.31	5.00	5.00
Pressure	atm	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.01	0.00	0.12	0.01	0.01	1.00	1.00
Liquid Fraction		1.00	0.99	1.00	0.88	0.99	0.99	0.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.61E+07	-1.55E+07	-1.60E+07	-1.27E+07	-1.55E+07	-1.55E+07	-7.74E+06	-7.71E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	4788.07	4626.35	4764.10	3769.84	4626.35	4626.35	1226.62	1233.61
Mass Density	kg/m3	976.13	57.06	949.61	8.25	57.06	57.06	1.28	1.28
Volume Flow	m3/hr	0.37	578.23	29.94	552.65	578.23	578.23	8970.26	11747.89
Average MW		18.02	18.74	18.02	24.96	18.74	18.74	29.16	28.99
Mass Flow									
CH4	kg/hr	0.02	0.00	0.02	0.00	0.00	3289.93	4356.85	4356.85
CO2	kg/hr	905.31	0.00	905.31	0.00	0.00	8119.93	10491.14	10491.14
H2O	kg/hr	31246.02	28433.87	2812.14	0.00	28433.87	46.24	60.56	60.56
H2S	kg/hr	0.08	0.00	0.08	0.00	0.00	21.57	30.71	30.71
NH3	kg/hr	1.01	0.00	1.01	0.00	0.00	31.43	43.96	43.96
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	740.00	0.00	740.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	100.00	0.00	100.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	32992.43	28433.87	4558.56	0.00	28433.87	11509.10	14983.22	14983.22

Stream Name		Compressed Biogas	Make up MDEA	Pressurized MDEA	Preheated MDEA	Treated gas	Treated gas to fuel gas	Treated gas to CBG	Liquid waste
Stream Number	unit	33.00	34.00	35.00	36.00	37.00	38.00	39.00	40.00
Temperature	C	70.48	25.00	25.05	43.00	43.80	43.80	43.80	0.00
Pressure	atm	2.00	1.00	3.00	3.00	1.97	1.97	1.97	1.00
Vapor Fraction		1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Liquid Fraction		0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	-7.63E+06	-1.29E+07	-1.29E+07	-1.28E+07	-6.20E+06	-6.20E+06	-6.20E+06	-1.60E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	1328.44	3911.35	3736.16	3753.14	1871.97	1871.97	1871.97	4216.37
Mass Density	kg/m3	2.06	1020.26	1020.32	1012.60	1.50	1.50	1.50	999.68
Volume Flow	m3/hr	7258.43	176.23	176.22	177.56	4294.01	3435.20	858.80	0.04
Average MW		28.99	22.87	22.87	22.87	19.68	19.68	19.68	18.02
Mass Flow									
CH4	kg/hr	0.00	0.00	0.00	4354.49	3483.60	870.90	0.00	870.90
CO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	1827.56	1462.05	365.51	0.02	365.49
H2O	kg/hr	134841.34	134841.13	134838.12	256.45	205.16	51.29	44.39	6.90
H2S	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	44899.26	44897.88	44877.95	0.03	0.02	0.01	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	50.82	52.21	72.31	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	7.19	7.39	10.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	179798.62	179798.62	179798.62	6438.53	5150.82	1287.71	44.42	1243.29

Stream Name		Pre-CBG	Rich MDEA	Pressurized Rich MDEA	Preheated Rich MDEA	Acid gas	Lean MDEA 1	Lean MDEA 2	Total Lean MDEA
Stream Number	unit	41.00	42.00	43.00	44.00	45.00	46.00	47.00	48.00
Temperature	C	0.00	58.28	57.96	90.00	5.00	5.00	135.04	134.88
Pressure	atm	1.00	1.98	3.00	3.00	2.96	2.96	2.97	2.96
Vapor Fraction		1.00	0.00	0.00	0.01	1.00	0.00	0.00	0.00
Liquid Fraction		0.00	1.00	1.00	0.99	0.00	1.00	1.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	-6.02E+06	-1.26E+07	-1.26E+07	-1.25E+07	-8.96E+06	-1.58E+07	-1.25E+07	-1.25E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	1779.54	5305.00	15553.48	16564.46	845.00	4258.19	8079.63	3905.87
Mass Density	kg/m ³	0.88	1045.88	1046.18	319.85	5.80	997.59	948.50	855.88
Volume Flow	m ³ /hr	1407.32	180.08	180.03	588.85	1459.31	0.08	189.56	210.17
Average MW		19.74	23.97	23.97	23.87	43.88	18.12	22.90	22.90
Mass Flow									
CH4	kg/hr	2.36	2.36	2.36	2.36	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	kg/hr	60.85	59.70	1574.18	8442.95	0.60	0.03	0.63	0.04
H2O	kg/hr	131131.52	131131.05	131750.93	10.24	76.37	134473.46	134549.84	134552.16
H2S	kg/hr	6.82	6.65	9.53	9.41	0.06	0.74	0.80	0.35
NH3	kg/hr	43.96	43.96	43.96	2.42	0.72	40.81	41.53	41.53
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	19029.38	18915.89	24528.49	0.00	0.00	44229.07	44229.07	43954.38
MDEAH+	kg/hr	26139.38	26253.82	20593.77	0.00	0.07	726.57	726.65	1003.66
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	10625.16	10570.54	9240.03	0.00	0.04	287.95	287.98	140.96
CO3-2	kg/hr	1280.65	1335.94	579.39	0.00	0.00	16.76	16.76	162.16
HS-	kg/hr	23.18	23.34	20.53	0.00	0.00	19.77	19.77	20.29
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.05	0.05	0.11	0.00	0.00	2.77	2.77	0.36
Total Mole Flow	kg/hr	188343.30	188343.30	188343.30	8467.38	77.87	179798.06	179875.92	179875.92

Stream Name		Recycle MDEA	Preheated Acid gas	Scrub water	Pressurized water	Treated Acid gas	Pre-CO2 1	Compressed CO2 1	Acid liquid waste
Stream Number	unit	49.00	50.00	51.00	52.00	53.00	54.00	55.00	56.00
Temperature	C	25.00	90.00	25.00	25.09	25.35	10.00	110.06	10.00
Pressure	atm	3.00	3.00	1.00	3.00	2.96	3.00	8.51	3.00
Vapor Fraction		0.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Liquid Fraction		1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.29E+07	-8.89E+06	-1.59E+07	-1.59E+07	-8.97E+06	-8.97E+06	-8.88E+06	-1.59E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	3390.16	917.64	4179.20	4179.17	865.39	849.26	952.20	4189.25
Mass Density	kg/m ³	1021.26	4.46	997.17	997.24	5.37	5.77	12.08	998.89
Volume Flow	m ³ /hr	176.13	1900.64	25.07	25.07	1564.19	1449.98	692.66	0.02
Average MW		22.90	43.88	18.02	18.02	43.70	43.88	43.88	18.08
Mass Flow									
CH4	kg/hr	2.36	0.00	0.00	2.36	2.36	2.36	0.00	0.00
CO2	kg/hr	8442.95	0.00	0.00	8351.56	8351.41	8351.41	0.15	91.31
H2O	kg/hr	10.24	25000.00	25000.00	38.17	14.21	14.21	23.96	24972.00
H2S	kg/hr	9.41	0.00	0.00	0.44	0.44	0.44	0.00	8.96
NH3	kg/hr	2.42	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.42
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.04
HCO3-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.12
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	8467.38	25000.00	25000.00	8392.53	8368.42	8368.42	24.11	25074.85

Stream Name		Rich scrub water	Pressurized scrub water	Preheated scrub water	Off gas	Condensed liquid	Lean water	Total lean water	Pressurized lean water
Stream Number	unit	57.00	58.00	59.00	60.00	61.00	62.00	63.00	64.00
Temperature	C	29.55	29.68	90.00	5.00	5.00	151.99	114.82	117.46
Pressure	atm	2.97	6.00	6.00	4.93	4.93	4.94	1.00	3.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Liquid Fraction		1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.56E+07	-8.95E+06	-1.58E+07	-1.53E+07	-1.55E+07	-1.55E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	4226.61	4177.10	4205.67	857.03	4196.16	4322.52	4239.23	4243.88
Mass Density	kg/m ³	993.65	993.71	854.64	9.81	997.95	914.88	946.94	944.91
Volume Flow	m ³ /hr	25.24	25.23	29.34	6.33	2.50	24.61	30.12	30.18
Average MW		18.06	18.06	18.06	43.92	18.17	18.02	18.02	18.02
Mass Flow									
CH4	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	kg/hr	91.20	91.24	61.88	29.47	0.00	0.11	0.11	0.01
H2O	kg/hr	24971.92	24971.95	0.05	2457.39	22514.61	28520.51	28520.51	3521.09
H2S	kg/hr	8.96	8.96	0.20	8.65	0.12	0.12	0.12	0.01
NH3	kg/hr	2.42	2.42	0.00	2.02	0.40	0.40	0.40	0.05
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	0.02	0.00
H3O+	kg/hr	0.08	0.06	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.26	0.20	0.00	0.04	0.00	0.01	0.01	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	25074.85	25074.85	62.13	2497.59	22515.13	28521.17	28521.17	3521.17

Stream Name		Scrub water waste	Recycle water	Cooled Recycle water	Pre-Fuel gas	Preheated fuel gas	Fuel gas	Treated gas to CHP	Oxygen
Stream Number	unit	65.00	66.00	67.00	68.00	69.00	70.00	71.00	72.00
Temperature	C	117.46	117.46	25.00	43.78	100.00	73.86	43.78	25.00
Pressure	atm	3.00	3.00	3.00	1.97	2.00	1.25	1.97	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Liquid Fraction		1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.55E+07	-1.55E+07	-1.59E+07	-6.20E+06	-6.09E+06	-6.14E+06	-6.20E+06	-2.98E+02
Mass heat capacity	J/kg-K	4243.87	4243.87	4179.27	1866.22	1993.47	1927.74	1866.22	918.89
Mass Density	kg/m ³	944.91	944.91	997.25	1.50	1.29	0.86	1.50	1.31
Volume Flow	m ³ /hr	3.73	26.46	25.07	858.81	999.82	1491.99	2576.43	7962.29
Average MW		18.02	18.02	18.02	19.68	19.68	19.68	19.68	32.00
Mass Flow									
CH4	kg/hr	0.00	0.00	870.90	870.90	870.90	2612.70	0.00	0.00
CO2	kg/hr	0.10	0.10	365.51	365.51	365.51	1096.54	0.00	0.00
H2O	kg/hr	24999.42	24999.42	51.29	51.29	51.29	153.87	0.00	0.00
H2S	kg/hr	0.10	0.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3	kg/hr	0.35	0.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10424.00	10424.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	0.02	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	25000.00	25000.00	1287.71	1287.71	1287.71	3863.12	10424.00	10424.00

Stream Name		Compressed oxygen	Mixed Fuel	Pressurized fuel	Flue gas	Flue gas 2	Flue gas 3	Cooled flue gas	Condensed flue gas
Stream Number	unit	73.00	74.00	75.00	76.00	77.00	78.00	79.00	80.00
Temperature	C	113.97	83.46	236.69	3000.00	2696.96	2389.73	169.77	0.00
Pressure	atm	2.00	1.97	5.92	6.00	1.98	0.65	0.65	1.00
Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Liquid Fraction		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	8.20E+04	-1.65E+06	-1.45E+06	-5.03E+06	-5.75E+06	-6.46E+06	-1.06E+07	-1.61E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	938.22	1205.74	1351.41	2403.83	2335.77	2260.68	1376.30	4545.31
Mass Density	kg/m ³	2.02	1.85	3.88	0.61	0.22	0.08	0.49	1016.80
Volume Flow	m ³ /hr	5171.57	7749.02	3698.07	23444.06	64446.94	175073.59	29050.91	5.91
Average MW		32.00	27.41	27.41	27.41	27.41	27.41	27.41	18.02
Mass Flow									
CH4	kg/hr	2612.70	2612.70	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	kg/hr	1158.42	1158.42	8325.79	8325.79	8325.79	8325.79	0.12	8325.67
H2O	kg/hr	153.91	153.91	6021.83	6021.83	6021.83	6021.83	6005.90	15.93
H2S	kg/hr	0.20	0.20	0.13	0.13	0.13	0.13	0.00	0.13
NH3	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	10424.00	10424.00	1.36	1.36	1.36	1.36	0.00	1.36
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.00	0.00	0.12	0.12	0.12	0.12	0.00	0.12
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	14349.25	14349.25	14349.25	14349.25	14349.25	14349.25	6006.04	8343.21

Stream Name		Pre-CO2 2	Compressed CO2 2	Utility water	Pressurized utility water	Pressurized utility water 2	Utility steam	Preheated CBG	Compressed CBG 1
Stream Number	unit	81.00	82.00	83.00	84.00	85.00	86.00	87.00	88.00
Temperature	C	0.00	102.83	25.00	25.02	25.01	159.78	50.00	197.52
Pressure	atm	1.00	3.00	1.00	3.00	5.93	5.93	1.00	3.96
Vapor Fraction		1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.82	1.00	1.00
Liquid Fraction		0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.18	0.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-8.98E+06	-8.89E+06	-1.60E+07	-1.60E+07	-1.60E+07	-1.36E+07	-5.93E+06	-5.63E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	828.27	928.97	4528.80	4528.56	4528.23	2496.56	1873.10	2266.48
Mass Density	kg/m3	1.97	4.30	993.03	993.01	993.02	3.79	0.75	2.03
Volume Flow	m3/hr	4230.15	1939.64	25.18	25.18	25.18	6597.79	1667.21	613.75
Average MW		43.89	43.89	18.02	18.02	18.02	18.02	19.74	19.74
Mass Flow									
CH4	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	870.90	870.90	870.90
CO2	kg/hr	8325.67	0.00	0.00	0.00	0.00	365.49	365.49	365.49
H2O	kg/hr	15.93	25000.00	25000.00	25000.00	25000.00	6.90	6.90	6.90
H2S	kg/hr	0.13	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kg/hr	1.36	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kg/hr	0.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kg/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kg/hr	8343.21	25000.00	25000.00	25000.00	25000.00	1243.29	1243.29	1243.29

H. ตาราง Stream Table Base Case (Mole Flows)

Stream Name		Food waste	FW Makeup Water	Mixed FW	FW Pre-Biogas	FW Liquid waste	FW Pre-Biogas 2	FW Biowaste	FW Pre-Biogas 3
Stream Number	unit	1.00	2.00	3.00	4.00	5.00	6.00	7.00	8.00
Temperature	C	20.00	25.00	11.57	55.00	55.00	55.00	55.00	55.00
Pressure	atm	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.01	0.05	0.00	1.00	0.00	0.99
Liquid Fraction		1.00	1.00	0.99	0.95	1.00	0.00	1.00	0.01
Mass Enthalpy	J/kg	-3.20E+06	-1.60E+07	-1.37E+07	-1.35E+07	-1.58E+07	-4.02E+06	-2.57E+06	-8.13E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	2126.07	4768.88	4223.70	4234.97	4793.20	1907.57	2436.09	1398.08
Mass Density	kg/m3	1786.99	959.49	68.83	16.90	934.20	3.32	3332.01	1.01
Volume Flow	m3/hr	6.85	57.42	978.23	3985.51	58.15	3927.35	2.76	3777.24
Average MW		449.15	18.02	21.82	21.31	18.06	85.45	886.82	26.97
Mole Flow									
CH4	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	66.51	0.00	66.51	0.00	66.51
CO2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	53.97	0.09	53.88	0.00	53.88
H2O	kmol/hr	0.29	917.41	3058.32	3027.79	3007.06	20.73	0.00	20.73
H2S	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.27	0.00	0.27	0.00	0.27
NH3	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.82	0.08	0.74	0.00	0.74
CO	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmol/hr	0.53	0.00	0.53	0.53	0.53	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmol/hr	10.90	0.00	10.90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmol/hr	4.09	0.00	4.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmol/hr	0.55	0.00	0.55	0.27	0.26	0.01	0.01	0.00
TRIGLY	kmol/hr	10.90	0.00	10.90	10.36	0.00	10.36	10.36	0.00
MDEA	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmol/hr	27.26	917.41	3085.29	3160.52	3008.02	152.49	10.37	142.12

Stream Name		FW Condensed water	Mixed Condensed liquid	Total FW wastewater	FW Treated water	FW solid waste	Recycle FW wastewater	FW Discharged water	FW Biogas
Stream Number	unit	9.00	10.00	11.00	12.00	13.00	14.00	15.00	16.00
Temperature	C	5.00	71.23	50.37	50.37	50.37	50.37	50.37	5.00
Pressure	atm	1.00	3.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	0.00	0.96	0.00	0.00	1.00
Liquid Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	0.04	1.00	1.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.61E+07	-1.56E+07	-1.41E+07	-1.59E+07	-6.51E+06	-1.59E+07	-1.59E+07	-7.63E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	4788.07	4180.31	4422.70	4764.35	2347.33	4764.35	4764.35	1256.79
Mass Density	kg/m3	976.12	550.28	97.22	936.86	1.87	936.86	936.86	1.25
Volume Flow	m3/hr	0.37	10.94	718.97	58.78	7916.23	58.78	58.78	2777.63
Average MW		18.02	18.08	20.73	18.02	47.15	18.02	18.02	28.43
Mole Flow									
CH4	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	66.51
CO2	kmol/hr	0.00	0.67	0.76	0.00	0.76	0.00	0.00	53.88
H2O	kmol/hr	19.94	331.86	3358.85	3056.55	302.30	0.00	3056.55	0.79
H2S	kmol/hr	0.00	0.25	0.26	0.00	0.26	0.00	0.00	0.27
NH3	kmol/hr	0.00	0.12	0.20	0.00	0.20	0.00	0.00	0.74
CO	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmol/hr	0.00	0.00	0.53	0.00	0.53	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmol/hr	0.00	0.00	0.27	0.00	0.27	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kmol/hr	0.00	0.00	10.36	0.00	10.36	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmol/hr	19.94	332.90	3371.24	3056.55	314.68	0.00	3056.55	122.18

Stream Name		Cassava waste	CW make up water	Mixed CW	CW Pre-Biogas	CW Liquid waste	CW Pre-Biogas 2	CW Biowaste	CW Pre-Biogas 3
Stream Number	unit	17.00	18.00	19.00	20.00	21.00	22.00	23.00	24.00
Temperature	C	25.00	25.00	17.39	37.00	37.00	37.00	37.00	37.00
Pressure	atm	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	0.20	0.00	1.00	1.00	1.00
Liquid Fraction		1.00	1.00	1.00	0.80	1.00	0.00	0.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.23E+07	-1.60E+07	-1.32E+07	-1.35E+07	-1.57E+07	-7.94E+06	-8.81E+06	-7.87E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	3129.10	4768.88	3486.27	3736.37	4730.53	1270.40	1049.08	1292.14
Mass Density	kg/m3	803.61	959.49	841.27	4.02	954.15	1.16	1.76	1.13
Volume Flow	m3/hr	41.48	11.58	52.83	11075.52	33.24	11042.28	520.24	10494.95
Average MW		26.27	18.02	23.57	20.65	18.44	29.37	44.52	28.62
Mole Flow									
CH4	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	205.07	0.00	205.07	0.00	205.07
CO2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	205.07	0.07	205.00	20.50	184.50
H2O	kmo/hr	1191.58	185.03	1808.34	1736.98	1714.28	22.70	0.00	22.70
H2S	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.64	0.00	0.63	0.00	0.63
NH3	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	1.91	0.06	1.85	0.00	1.85
CO	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmo/hr	48.31	0.00	48.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmo/hr	28.01	0.00	28.01	5.60	5.60	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmo/hr	0.91	0.00	0.91	0.27	0.24	0.03	0.03	0.00
TRIGLY	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmo/hr	1268.81	185.03	1885.56	2155.54	1720.25	435.29	20.53	414.76

Stream Name		CW Condensed water	Total CW wastewater	CW Treated water	CW Solid waste	Recycle CW wastewater	CW Discharged water	CW Biogas	Total Biogas
Stream Number	unit	25.00	26.00	27.00	28.00	29.00	30.00	31.00	32.00
Temperature	C	5.00	36.31	36.31	36.31	36.31	36.31	5.00	5.00
Pressure	atm	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.01	0.00	0.12	0.01	0.01	1.00	1.00
Liquid Fraction		1.00	0.99	1.00	0.88	0.99	0.99	0.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.61E+07	-1.55E+07	-1.60E+07	-1.27E+07	-1.55E+07	-1.55E+07	-7.74E+06	-7.71E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	4788.07	4626.35	4764.10	3769.84	4626.35	4626.35	1226.62	1233.61
Mass Density	kg/m3	976.13	57.06	949.61	8.25	57.06	57.06	1.28	1.28
Volume Flow	m3/hr	0.37	578.23	29.94	552.65	578.23	578.23	8970.26	11747.89
Average MW		18.02	18.74	18.02	24.96	18.74	18.74	29.16	28.99
Mole Flow									
CH4	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	205.07	271.58
CO2	kmol/hr	0.00	20.57	0.00	20.57	0.00	0.00	184.50	238.38
H2O	kmol/hr	20.14	1734.42	1578.32	156.10	0.00	1578.32	2.57	3.36
H2S	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.63	0.90
NH3	kmol/hr	0.00	0.06	0.00	0.06	0.00	0.00	1.85	2.58
CO	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmol/hr	0.00	5.60	0.00	5.60	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmol/hr	0.00	0.27	0.00	0.27	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmol/hr	20.14	1760.92	1578.32	182.60	0.00	1578.32	394.62	516.80

Stream Name		Compressed Biogas	Make up MDEA	Pressurized MDEA	Preheated MDEA	Treated gas	Treated gas to fuel gas	Treated gas to CBG	Liquid waste
Stream Number	unit	33.00	34.00	35.00	36.00	37.00	38.00	39.00	40.00
Temperature	C	70.48	25.00	25.05	43.00	43.80	43.80	43.80	0.00
Pressure	atm	2.00	1.00	3.00	3.00	1.97	1.97	1.97	1.00
Vapor Fraction		1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Liquid Fraction		0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	-7.63E+06	-1.29E+07	-1.29E+07	-1.28E+07	-6.20E+06	-6.20E+06	-6.20E+06	-1.60E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	1328.44	3911.35	3736.16	3753.14	1871.97	1871.97	1871.97	4216.37
Mass Density	kg/m3	2.06	1020.26	1020.32	1012.60	1.50	1.50	1.50	999.68
Volume Flow	m3/hr	7258.43	176.23	176.22	177.56	4294.01	3435.20	858.80	0.04
Average MW		28.99	22.87	22.87	22.87	19.68	19.68	19.68	18.02
Mole Flow									
CH4	kmol/hr	271.58	0.00	0.00	0.00	271.43	217.14	54.29	0.00
CO2	kmol/hr	238.38	0.00	0.00	0.00	41.53	33.22	8.31	0.00
H2O	kmol/hr	3.36	7484.83	7484.82	7484.65	14.23	11.39	2.85	2.46
H2S	kmol/hr	0.90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3	kmol/hr	2.58	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmol/hr	0.00	376.79	376.77	376.61	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmol/hr	0.00	0.42	0.43	0.60	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmol/hr	0.00	0.42	0.43	0.60	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmol/hr	516.80	7862.46	7862.46	7862.46	327.19	261.75	65.44	2.46

Stream Name		Pre-CBG	Rich MDEA	Pressurized Rich MDEA	Preheated Rich MDEA	Acid gas	Lean MDEA 1	Lean MDEA 2	Total Lean MDEA
Stream Number	unit	41.00	42.00	43.00	44.00	45.00	46.00	47.00	48.00
Temperature	C	0.00	58.28	57.96	90.00	5.00	5.00	135.04	134.88
Pressure	atm	1.00	1.98	3.00	3.00	2.96	2.96	2.97	2.96
Vapor Fraction		1.00	0.00	0.00	0.01	1.00	0.00	0.00	0.00
Liquid Fraction		0.00	1.00	1.00	0.99	0.00	1.00	1.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	-6.02E+06	-1.26E+07	-1.26E+07	-1.25E+07	-8.96E+06	-1.58E+07	-1.25E+07	-1.25E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	1779.54	5305.00	15553.48	16564.46	845.00	4258.19	8079.63	3905.87
Mass Density	kg/m3	0.88	1045.88	1046.18	319.85	5.80	997.59	948.50	855.88
Volume Flow	m3/hr	1407.32	180.08	180.03	588.85	1459.31	0.08	189.56	210.17
Average MW		19.74	23.97	23.97	23.87	43.88	18.12	22.90	22.90
Mole Flow									
CH4	kmo/hr	54.29	0.15	0.15	0.15	0.15	0.00	0.00	0.00
CO2	kmo/hr	8.30	1.38	1.36	35.77	191.84	0.01	0.00	0.01
H2O	kmo/hr	0.38	7278.91	7278.88	7313.29	0.57	4.24	7464.41	7468.65
H2S	kmo/hr	0.00	0.20	0.20	0.28	0.28	0.00	0.02	0.02
NH3	kmo/hr	0.00	2.58	2.58	2.58	0.14	0.04	2.40	2.44
CO	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmo/hr	0.00	159.69	158.74	205.84	0.00	0.00	371.16	371.16
MDEAH+	kmo/hr	0.00	217.52	218.47	171.37	0.00	0.00	6.05	6.05
H3O+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmo/hr	0.00	174.13	173.24	151.43	0.00	0.00	4.72	4.72
CO3-2	kmo/hr	0.00	21.34	22.26	9.65	0.00	0.00	0.28	0.28
HS-	kmo/hr	0.00	0.70	0.71	0.62	0.00	0.00	0.60	0.60
H+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.16	0.16
Total Mole Flow	kmo/hr	62.97	7856.60	7856.58	7890.99	192.98	4.30	7849.80	7854.10

Stream Name		Recycle MDEA	Preheated Acid gas	Scrub water	Pressurized water	Treated Acid gas	Pre-CO2 1	Compressed CO2 1	Acid liquid waste
Stream Number	unit	49.00	50.00	51.00	52.00	53.00	54.00	55.00	56.00
Temperature	C	25.00	90.00	25.00	25.09	25.35	10.00	110.06	10.00
Pressure	atm	3.00	3.00	1.00	3.00	2.96	3.00	8.51	3.00
Vapor Fraction		0.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Liquid Fraction		1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.29E+07	-8.89E+06	-1.59E+07	-1.59E+07	-8.97E+06	-8.97E+06	-8.88E+06	-1.59E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	3390.16	917.64	4179.20	4179.17	865.39	849.26	952.20	4189.25
Mass Density	kg/m3	1021.26	4.46	997.17	997.24	5.37	5.77	12.08	998.89
Volume Flow	m3/hr	176.13	1900.64	25.07	25.07	1564.19	1449.98	692.66	0.02
Average MW		22.90	43.88	18.02	18.02	43.70	43.88	43.88	18.08
Mole Flow									
CH4	kmo/hr	0.00	0.15	0.00	0.00	0.15	0.15	0.15	0.00
CO2	kmo/hr	0.00	191.84	0.00	0.00	189.77	189.76	189.76	0.00
H2O	kmo/hr	7468.78	0.57	1387.71	1387.71	2.12	0.79	0.79	1.33
H2S	kmo/hr	0.01	0.28	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	0.00
NH3	kmo/hr	2.44	0.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmo/hr	368.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmo/hr	8.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmo/hr	2.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmo/hr	2.70	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmo/hr	0.61	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmo/hr	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmo/hr	7854.09	192.98	1387.71	1387.71	192.04	190.71	190.71	1.33

Stream Name		Rich scrub water	Pressurized scrub water	Preheated scrub water	Off gas	Condensed liquid	Lean water	Total lean water	Pressurized lean water
Stream Number	unit	57.00	58.00	59.00	60.00	61.00	62.00	63.00	64.00
Temperature	C	29.55	29.68	90.00	5.00	5.00	151.99	114.82	117.46
Pressure	atm	2.97	6.00	6.00	4.93	4.93	4.94	1.00	3.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Liquid Fraction		1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.56E+07	-8.95E+06	-1.58E+07	-1.53E+07	-1.55E+07	-1.55E+07
Mass heat capacity	J/kg-K	4226.61	4177.10	4205.67	857.03	4196.16	4322.52	4239.23	4243.88
Mass Density	kg/m3	993.65	993.71	854.64	9.81	997.95	914.88	946.94	944.91
Volume Flow	m3/hr	25.24	25.23	29.34	6.33	2.50	24.61	30.12	30.18
Average MW		18.06	18.06	18.06	43.92	18.17	18.02	18.02	18.02
Mole Flow									
CH4	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	kmo/hr	2.07	2.07	2.07	1.41	0.67	0.00	0.00	0.00
H2O	kmo/hr	1386.16	1386.15	1386.15	0.00	136.41	1249.75	1583.13	1583.13
H2S	kmo/hr	0.26	0.26	0.26	0.01	0.25	0.00	0.00	0.00
NH3	kmo/hr	0.14	0.14	0.14	0.00	0.12	0.02	0.02	0.02
CO	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmo/hr	1388.64	1388.64	1388.64	1.41	137.45	1249.78	1583.16	1583.16

Stream Name		Scrub water waste	Recycle water	Cooled Recycle water	Pre-Fuel gas	Preheated fuel gas	Fuel gas	Treated gas to CHP	Oxygen
Stream Number	unit	65.00	66.00	67.00	68.00	69.00	70.00	71.00	72.00
Temperature	C	117.46	117.46	25.00	43.78	100.00	73.86	43.78	25.00
Pressure	atm	3.00	3.00	3.00	1.97	2.00	1.25	1.97	1.00
Vapor Fraction		0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Liquid Fraction		1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-1.55E+07	-1.55E+07	-1.59E+07	-6.20E+06	-6.09E+06	-6.14E+06	-6.20E+06	-2.98E+02
Mass heat capacity	J/kg-K	4243.87	4243.87	4179.27	1866.22	1993.47	1927.74	1866.22	918.89
Mass Density	kg/m3	944.91	944.91	997.25	1.50	1.29	0.86	1.50	1.31
Volume Flow	m3/hr	3.73	26.46	25.07	858.81	999.82	1491.99	2576.43	7962.29
Average MW		18.02	18.02	18.02	19.68	19.68	19.68	19.68	32.00
Mole Flow									
CH4	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	54.29	54.29	54.29	162.86	0.00
CO2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	8.31	8.31	8.31	24.92	0.00
H2O	kmol/hr	195.45	1387.68	1387.68	2.85	2.85	2.85	8.54	0.00
H2S	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3	kmol/hr	0.00	0.02	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	325.76
N2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmol/hr	195.45	1387.70	1387.70	65.44	65.44	65.44	196.32	325.76

Stream Name		Pre-CO2 2	Compressed CO2 2	Utility water	Pressurized utility water	Pressurized utility water 2	Utility steam	Preheated CBG	Compressed CBG 1
Stream Number	unit	81.00	82.00	83.00	84.00	85.00	86.00	87.00	88.00
Temperature	C	0.00	102.83	25.00	25.02	25.01	159.78	50.00	197.52
Pressure	atm	1.00	3.00	1.00	3.00	5.93	5.93	1.00	3.96
Vapor Fraction		1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.82	1.00	1.00
Liquid Fraction		0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.18	0.00	0.00
Mass Enthalpy	J/kg	-8.98E+06	-8.89E+06	-1.60E+07	-1.60E+07	-1.60E+07	-1.36E+07	-5.93E+06	-5.63E+06
Mass heat capacity	J/kg-K	828.27	928.97	4528.80	4528.56	4528.23	2496.56	1873.10	2266.48
Mass Density	kg/m3	1.97	4.30	993.03	993.01	993.02	3.79	0.75	2.03
Volume Flow	m3/hr	4230.15	1939.64	25.18	25.18	25.18	6597.79	1667.21	613.75
Average MW		43.89	43.89	18.02	18.02	18.02	18.02	19.74	19.74
Mole Flow									
CH4	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	54.29	54.29
CO2	kmo/hr	189.18	189.18	0.00	0.00	0.00	0.00	8.30	8.30
H2O	kmo/hr	0.88	0.88	1387.71	1387.71	1387.71	1387.71	0.38	0.38
H2S	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2	kmo/hr	0.04	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INERT	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CELLULOS	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HEMECELL	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PROTEIN	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TRIGLY	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEA	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MDEAH+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3-2	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H+	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	kmo/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Mole Flow	kmo/hr	190.11	190.11	1387.71	1387.71	1387.71	1387.71	62.97	62.97

