การเพิ่มมูลค่าของเสียและการพัฒนาประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทนจากกากตะกอนส่วนเกินด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล

นางสาวบุญสิตา นามมะนะ

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมระบบอุตสาหกรรมและสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
ปีการศึกษา 2568

WASTE VALORIZATION AND ENHANCEMENT OF BIOMETHANE PRODUCTION EFFICIENCY FROM EXCESS SLUDGE THROUGH ANAEROBIC CO-DIGESTION IN THE RECYCLED PAPER INDUSTRY

BOONSITA NAMMANA

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of Master of Engineering in Industrial Systems and Environmental Engineering

Suranaree University of Technology

Academic Year 2025

การเพิ่มมูลค่าของเสียและการพัฒนาประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทน
จากกากตะกอนส่วนเกินด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน
ในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญามหาบัณฑิต

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

.....

(รศ.ดร. ไกรชาติ ตันตระการอาภา)
ประธานกรรมการ

.....

(ผศ.ดร. พัชรินทร์ ราโช)
กรรมการ (อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์)

.....

(รศ.ดร. บุญชัย วิจิตรเสถียร)
กรรมการ (อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม)

.....

(รศ.ดร. เนตรนภิส ตันเต็มทรัพย์)
กรรมการ

.....

(อ.ดร. ฉัตรเพชร ยศพล)
กรรมการ

.....

(รองศาสตราจารย์ ดร.ยุพาพร รักสกุลพิวัฒน์)
รักษาการแทนรองอธิการบดีฝ่ายวิชาการ
และประกันคุณภาพ

.....

(รองศาสตราจารย์ ดร.พรศิริ จงกล)
คณบดีสำนักวิชาวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

บุญสิตา นามมะนะ: การเพิ่มมูลค่าของเสียและการพัฒนาประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทนจากกากตะกอนส่วนเกินด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล
(WASTE VALORIZATION AND ENHANCEMENT OF BIOMETHANE PRODUCTION EFFICIENCY FROM EXCESS SLUDGE THROUGH ANAEROBIC CO-DIGESTION IN THE RECYCLED PAPER INDUSTRY)
อาจารย์ที่ปรึกษา: ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. พัชรินทร์ ราโช , 276 หน้า.

คำสำคัญ : ระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน/การผลิตก๊าซชีวภาพ/จลนพลศาสตร์/กากตะกอนจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล/การย่อยสลายกากตะกอน

การวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อเพิ่มมูลค่าของเสียและเสริมสร้างประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทนจากกากตะกอนส่วนเกินที่เกิดขึ้นในกระบวนการบำบัดน้ำเสียของอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล ซึ่งประกอบด้วยกากตะกอนปฐมภูมิ (Primary Sludge: PS) ที่มีอัตราส่วนคาร์บอนต่อไนโตรเจนสูงและย่อยสลายได้ยาก และกากตะกอนทุติยภูมิ (Secondary Sludge: SS) ที่อุดมด้วยธาตุอาหาร แต่มีค่า C/N ต่ำ การย่อยสลายกากตะกอนเชิงเดี่ยวส่งผลให้การผลิตก๊าซชีวภาพไม่มีประสิทธิภาพ งานวิจัยจึงมุ่งเน้นการย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Co-digestion: AnCoD) โดยพัฒนาและทดสอบระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอน (Two-stage Continuous Stirred Tank Reactor: Two-stage CSTR) เพื่อเพิ่มเสถียรภาพและศักยภาพการผลิตพลังงานทดแทน

การดำเนินวิจัยประกอบด้วย 4 ขั้นตอนหลัก ได้แก่ (1) การประเมินผลของสัดส่วนผสมของกากตะกอน PS ต่อกากตะกอน SS (PS:SS) ต่อความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ (2) การทดสอบศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (Biochemical Methane Potential: BMP) และการวิเคราะห์จลนพลศาสตร์ (3) การเดินระบบ Two-stage CSTR เพื่อประเมินประสิทธิภาพและเสถียรภาพการทำงาน และ (4) การประเมินศักยภาพการขยายขนาดสู่ระดับอุตสาหกรรมทั้งด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์ ผลการทดลองแบบกะพบว่าสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 ให้ผลดีที่สุด ทั้งในด้านประสิทธิภาพการย่อยสลายสารอินทรีย์และการผลิตก๊าซมีเทน โดยมีระยะเวลาไฮโดรไลซิสสั้นที่สุดเพียง 1.6 วัน ซึ่งมีสัดส่วนความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ทางชีวภาพสูงถึงร้อยละ 57.55 และอัตราการผลิตมีเทนสูงสุด 1,750 มิลลิลิตรต่อวัน การเดินระบบ Two-stage CSTR พบว่าการแยกหน้าที่การทำงานถังทำให้การทำงานมีเสถียรภาพมากขึ้น โดยเพิ่มปริมาณก๊าซชีวภาพสูงสุดเป็น 3,060 มิลลิลิตรต่อวัน พร้อมทั้งสามารถกำจัดสารอินทรีย์ในรูปของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Total Volatile Solids: TVS) ได้ร้อยละ 84 ถึง 99 และ

สารอินทรีย์คาร์บอนถูกเปลี่ยนให้อยู่ในรูปก๊าซชีวภาพร้อยละ 12 การวิเคราะห์ชุมชนจุลินทรีย์ยืนยันการแบ่งหน้าที่อย่างชัดเจน โดย *Bacillus cereus* ที่เจริญเติบโตได้ดีในถังที่ 1 ทำหน้าที่ส่งเสริมกระบวนการไฮโดรไลซิสและการสร้างกรด ส่วน *Bacillus megaterium* และ *Bacillus firmus* ในถังที่ 2 ทำหน้าที่ส่งเสริมการย่อยกรดไขมันระเหยง่ายเป็นอะซิเตตและก๊าซไฮโดรเจนที่เป็นสารตั้งต้นในการผลิตมีเทน

การประเมินศักยภาพการขยายสู่ระดับอุตสาหกรรม พบว่ากากตะกอนส่วนเกินสามารถใช้ผลิตได้ทั้งก๊าซชีวภาพและเชื้อเพลิงขยะ (Refuse-derived Fuel: RDF) โดยการผลิตก๊าซชีวภาพมีค่าใช้จ่ายไฟฟ้าภายนอกเพียง 3.9 เมกะวัตต์ชั่วโมงต่อวัน ให้ระยะเวลาคืนทุนเพียง 3 ปี ในขณะที่การผลิต RDF แม้จะมีความคุ้มค่าในด้านการลงทุน แต่มีระยะเวลาคืนทุนยาวนานกว่าอายุโครงการมาก ทั้งนี้ สถานการณ์ทั้งสองทางเลือกช่วยลดการปล่อยก๊าซเรือนกระจกและสนับสนุนเศรษฐกิจหมุนเวียน (Circular Economy) ของอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล โดยงานวิจัยนี้ชี้ให้เห็นว่าการผสมกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ในสัดส่วนที่เหมาะสมและการใช้ระบบ Two-stage CSTR สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนส่วนเกินได้อย่างมีนัยสำคัญ อีกทั้ง ยังมีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์และมีศักยภาพในการขยายสู่ระดับอุตสาหกรรม

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ลายมือชื่อนักศึกษา .....บุญสิตา หมมะนะ.....

สาขาวิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา .....

ปีการศึกษา 2568 ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม .....

BOONSITA NAMMANA: WASTE VALORIZATION AND ENHANCEMENT OF BIOMETHANE PRODUCTION EFFICIENCY FROM EXCESS SLUDGE THROUGH ANAEROBIC CO-DIGESTION IN THE RECYCLED PAPER INDUSTRY
THESIS ADVISOR: ASST. PROF. PATCHARIN RACHO , 276 PP.

Keywords : Anaerobic co-digestion/ Biogas production/ Biokinetics/Recycled paper mill sludge/Sludge digestion

This study aimed to valorize waste and enhance the efficiency of methane production from excess sludge generated in the wastewater treatment processes of the paper industry. The sludge consists of primary sludge (PS), which is recalcitrant with a high carbon-to-nitrogen (C/N) ratio, and secondary sludge (SS), which is nutrient-rich but has a low C/N ratio. Using each sludge type alone results in poor biogas yields; therefore, this research focused on anaerobic co-digestion (AnCoD) of PS and SS, and developed a two-stage continuously stirred tank reactor (Two-stage CSTR) to improve stability and performance of the process.

The research was conducted in four phases: (1) evaluation of the effect of PS:SS sludge ratios on biodegradability; (2) determination of biochemical methane potential (BMP) and biokinetics; (3) operation of a Two-stage CSTR to assess stability and efficiency; and (4) techno-economic assessment of scaling up the system for industrial application. Batch experiments revealed that the PS:SS sludge ratio of 1:3 achieved the most favorable results both in terms of organic matter biodegradation efficiency and methane production, with the shortest hydrolysis period (1.6 days), organic matter biodegradation reaching 57.55%, and a maximum methane production rate of 1,750 mL/day. The Two-stage CSTR further improved process performance: task separation between reactors enhanced operational stability, increased a maximum methane output to 3,060 mL/day, achieved total volatile solids (TVS) removal of 84–99%, and converted 12% of organic carbon into biogas. Microbial community analysis confirmed functional specialization, with *Bacillus cereus* dominating the first reactor to support hydrolysis and acidogenesis, while *Bacillus megaterium* and *Bacillus firmus* prevailed in the second reactor to drive acetogenesis and methanogenesis.

At the industrial scale potential assessment, results indicated that excess sludge can be converted into both biogas and refuse-derived fuel (RDF). Biogas production required only 3.9 MWh/day of external electricity, resulting in a payback period of only 3 years, while RDF, although economically viable, had a payback period much longer than the project's lifespan. Both pathways demonstrated substantial potential to reduce greenhouse gas emissions and to promote circular economy practices in the paper industry. In conclusion, this study demonstrates that the combination of PS sludge and SS sludge at an optimal ratio, coupled with the use of a Two-stage CSTR, significantly improves anaerobic digestion efficiency, stabilizes process performance, and enhances methane yields. Techno-economic evaluation confirms the feasibility and sustainability of scaling.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Student's Signature B. Nammana

School of Environmental Engineering Advisor's Signature P. Racho.

Academic Year 2025 Co-advisor's Signature B. Widiatsathian

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี ผู้วิจัยขอขอบพระคุณทุกท่านที่ได้กรุณาให้คำปรึกษา คำแนะนำ รวมทั้งได้ให้ความช่วยเหลืออย่างดียิ่ง ทั้งด้านวิชาการและด้านการดำเนินงานวิจัย ดังนี้

ขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พัชรินทร์ ราโช อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ที่ได้กรุณาให้คำแนะนำ อบรมสั่งสอน และตรวจทานรายงานอย่างละเอียด จนทำให้งานวิจัยมีความสมบูรณ์ในเชิงวิชาการ

ขอขอบพระคุณรองศาสตราจารย์ ดร.บุญชัย วิจิตรเสถียร อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่ได้กรุณาให้คำแนะนำและสนับสนุนการปฏิบัติสหกิจศึกษา ณ บริษัท ปัญจพลไฟเบอร์คอนเทนเนอร์ จำกัด (สาขาบางปลา) และคุณพลัฏฐ์ เตชะวิบูลย์ ผู้บริหารผู้สนับสนุนโครงการวิจัย ที่ได้มอบโอกาสให้ผู้วิจัยได้เรียนรู้กระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิลอันเกี่ยวข้องกับหัวข้อวิจัย ซึ่งมีส่วนสำคัญอย่างยิ่งในการช่วยให้ผู้วิจัยเข้าใจภาพรวมและแนวทางการนำของเสียกลับมาใช้ประโยชน์ภายในโรงงาน อันเป็นประสบการณ์ที่ทรงคุณค่าและมีความหมายต่อการทำวิจัยครั้งนี้

ขอขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร.ไกรชาติ ตันตระการอาภา รองศาสตราจารย์ ดร.เนตรนภิส ตันเต็มทรัพย์ และอาจารย์ ดร.ฉัตรเพชร ยศพล คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ที่กรุณาให้คำแนะนำที่มีคุณค่ายิ่งต่อการปรับปรุงและพัฒนางานวิจัยให้สมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอขอบพระคุณ เจ้าหน้าที่ประจำห้องปฏิบัติการวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม และศูนย์เครื่องมือ-วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี รวมทั้ง ดร.ศิริวรรณ ณะวงษ์ และเจ้าหน้าที่จากสถาบันวิจัยแสงซินโครตรอน (องค์การมหาชน) จังหวัดนครราชสีมา ที่ได้ให้การสนับสนุนด้านเครื่องมือ คำแนะนำ และการอำนวยความสะดวกในการวิจัยครั้งนี้

นอกจากนี้ ขอขอบพระคุณ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ที่มอบทุนการศึกษาและเป็นแหล่งบ่มเพาะทางวิชาการ รวมถึงอาจารย์ผู้สอนทุกท่านที่ได้ประสิทธิ์ประสาทความรู้ตลอดการศึกษา และท้ายที่สุด ผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณ บิดา มารดา และครอบครัว ที่คอยให้ความรัก ความห่วงใย และกำลังใจอันอบอุ่น จนทำให้ผู้วิจัยสามารถก้าวผ่านการศึกษาและงานวิจัยครั้งนี้ได้สำเร็จ

บุญสิตา นามมะนะ

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อ (ภาษาไทย) ..... ก
บทคัดย่อ (ภาษาอังกฤษ) ..... ค
กิตติกรรมประกาศ ..... จ
สารบัญ ..... ฉ
สารบัญตาราง ..... ญ
สารบัญรูป ..... ฑ
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ ..... ณ

บทที่

1 บทนำ 1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา 1
1.2 วัตถุประสงค์ 5
1.3 ขอบเขตในการศึกษา 5
1.4 สมมติฐานของงานวิจัย 6
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ 6

2 ปริทัศน์วรรณกรรมและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 8
2.1 กระบวนการผลิตกระดาษและการเกิดของเสีย 8
2.1.1 กระบวนการผลิตเยื่อและกระดาษ 8
2.1.2 การเกิดของเสีย 11
2.2 กากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษ 13
2.3 ความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของกากตะกอน 15
2.4 พิษและสารยับยั้งการย่อยสลายทางชีวภาพในกากตะกอน 18
2.4.1 อิออนประจุบวกโลหะเบา 18
2.4.2 โลหะหนัก 19
2.5 เทคโนโลยีในการเพิ่มมูลค่าจากกากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษ 21
2.5.1 การผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas) 21

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

2.5.2 การผลิตเชื้อเพลิงขยะ (RDF) 31
2.6 เทคโนโลยีการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอน 33
2.6.1 ระบบชั้นตะกอนจุลินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจนแบบไหลขึ้น 33
2.6.2 ระบบบ่อกรองไร้ออกซิเจน 33
2.6.3 ระบบอีจีเอสบี 34
2.6.4 ระบบถังกวนสมบูรณ์แบบต่อเนื่อง 35
2.7 การผลิตก๊าซชีวภาพด้วยการย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน 35
2.8 รูปแบบถังปฏิกรณ์ในการผลิตก๊าซชีวภาพ 40
2.8.1 ระบบหมักแห้งแบบต่อเนื่อง 40
2.8.2 ระบบหมักแห้งแบบแบตช์ 40
2.8.3 กระบวนการลีช-เบด 40
2.8.4 การหมักเปียกแบบต่อเนื่อง 40
2.8.5 การหมักเปียกแบบหลายขั้นตอน 41
2.9 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการผลิตก๊าซชีวภาพด้วย ระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอน (Two-stage CSTR) 41
3 วิธีดำเนินการวิจัย 45
3.1 การเก็บข้อมูลเบื้องต้นในโรงงานกระดาษรีไซเคิล 46
3.2 การเก็บตัวอย่างกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล 48
3.3 การศึกษาสัดส่วนผสมของกากตะกอนส่วนเกินที่เหมาะสม 49
3.3.1 การศึกษาสัดส่วนสารอินทรีย์ (COD fractions) 51
3.3.2 การศึกษาศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (BMP Test) 52
3.4 การเดินระบบ Two-stage CSTR 56
3.5 พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ 63
3.6 การวิเคราะห์ชุมชนทางจุลินทรีย์ 64
3.7 ประเมินศักยภาพการขยายขนาดของระบบ Two-stage CSTR 64
3.7.1 การวิเคราะห์สมดุลอินทรีย์คาร์บอนและพลังงาน 65

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

3.7.2 สถานการณ์พลังงานหมุนเวียนและตัวชี้วัดการประเมิน 66
3.7.3 ศักยภาพพลังงานและปัจจัยการแปลง 68
3.8 การวิเคราะห์เทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์ 69
4 ผลการวิจัยและอภิปรายผล 73
4.1 ลักษณะของกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล 73
4.1.1 อัตราการเกิดกากตะกอนส่วนเกิน 73
4.1.2 ลักษณะทางกายภาพและเคมีของกากตะกอนส่วนเกิน 74
4.1.3 ความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของกากตะกอนส่วนเกิน 78
4.2 การศึกษาศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (BMP Test) 82
4.2.1 ผลของสัดส่วนผสมต่อศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ 82
4.2.2 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์และเสถียรภาพของ BMP test 86
4.2.3 การประเมินเปรียบเทียบแบบจำลองจลนพลศาสตร์จาก BMP Test 87
4.2.4 การประยุกต์ใช้ค่าจลนพลศาสตร์จาก BMP Test เพื่อออกแบบระบบ Two-stage CSTR 91
4.2.5 การเชื่อมโยงผล BMP Test สู่การกำหนดเงื่อนไข การเดินระบบชุดทดลอง Two-stage CSTR 92
4.3 การเดินระบบต่อเนื่องของชุดทดลอง Two-stage CSTR 94
4.3.1 การเริ่มเดินระบบ Two-stage CSTR 94
4.3.2 ประสิทธิภาพระบบ Two-stage CSTR 95
4.3.3 ผลกระทบของการสะสมกากตะกอนส่วนเกิน ต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ 97
4.3.4 สมดุลมวลสารระบบ Two-stage CSTR 102
4.3.5 ผลการวิเคราะห์ชุมชนทางจุลินทรีย์ 106
4.4 การประเมินศักยภาพการขยายขนาดของระบบ Two-stage CSTR 110
4.4.1 สมดุลมวลอินทรีย์คาร์บอนในระบบบำบัดน้ำเสีย 110
4.4.2 สมดุลพลังงานของโรงงานกระดาษรีไซเคิล 112

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

4.4.3 แนวทางการจัดการพลังงานในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล 118
4.4.4 การประเมินด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์ 124
4.4.5 การพิจารณาการควบคุมมลพิษทางอากาศและ
ผลกระทบต่อความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจของเชื้อเพลิง RDF 127
5 สรุปและข้อเสนอแนะ 128
5.1 สรุปผลการวิจัย 128
5.1.1 ศักยภาพของระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนของกากตะกอน 128
5.1.2 ผลลัพธ์จากการทดลองแบบกะและการเดินระบบ Two-stage CSTR 128
5.1.3 บทบาทของชุมชนจุลินทรีย์ในความสำเร็จของระบบ 129
5.1.4 ความเป็นไปได้เชิงเศรษฐศาสตร์และสิ่งแวดล้อม 129
5.1.5 ข้อสรุปเชิงวิชาการและการประยุกต์ใช้ 129
5.2 ข้อจำกัดของงานวิจัย 130
5.3 ข้อเสนอแนะเชิงกลยุทธ์สำหรับการประยุกต์ใช้และพัฒนางานวิจัยในอนาคต 130
5.3.1 การปรับปรุงการดำเนินงาน 130
5.3.2 การบูรณาการระบบแบบไฮบริด 131
5.3.3 การจัดการธาตุอาหารและการหมุนเวียนทรัพยากร 131
รายการอ้างอิง 132
ภาคผนวก
ภาคผนวก ก ผลการศึกษาสัดส่วนผสมกากตะกอนส่วนเกินที่เหมาะสม 150
ภาคผนวก ข การติดตั้งระบบ Two-stage CSTR 190
ภาคผนวก ค ผลการเดินระบบ Two-stage CSTR 195
ภาคผนวก ง ผลของสมดุลมวลในระบบ Two-stage CSTR 218
ภาคผนวก จ ผลการวิเคราะห์ชุมชนทางจุลินทรีย์ของระบบ Two-stage CSTR 229
ภาคผนวก ฉ ข้อมูลพื้นฐานของโรงงานกระดาษรีไซเคิลที่ศึกษา 239
ภาคผนวก ช บทความทางวิชาการที่ได้รับการตีพิมพ์เผยแพร่ในระหว่างการศึกษา 244
ประวัติผู้เขียน 276

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญตาราง

ตารางที่ **หน้า**

2.1 วิธีการผลิตเยื่อกระดาษ 10
2.2 วิธีการผลิตกระดาษ 11
2.3 ลักษณะของกากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 14
2.4 ความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของกากตะกอนส่วนเกินในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 17
2.5 ความเข้มข้นที่กระตุ้นและยับยั้งของอิออนประจุบวกโลหะเบา 18
2.6 อิออนประจุบวกโลหะเบาเพิ่มความเป็นพิษและอิออนประจุบวกโลหะเบาลดความเป็นพิษ 19
2.7 อิออนประจุบวกโลหะเบาในกากตะกอนจากอุตสาหกรรมผลิตกระดาษ 19
2.8 ความเข้มข้นของโลหะหนักที่เหมาะสมต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน 20
2.9 โลหะหนักในกากตะกอนจากอุตสาหกรรมผลิตกระดาษ 20
2.10 สภาวะที่เหมาะสมในการเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพ 23
2.11 รูปแบบชุดทดลอง BMP Test 24
2.12 ศักยภาพในการเกิดก๊าซชีวภาพจากกากตะกอน PS ในอุตสาหกรรมกระดาษ ในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 29
2.13 ศักยภาพในการเกิดก๊าซชีวภาพจากกากตะกอน SS ในอุตสาหกรรมกระดาษ ในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 30
2.14 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการนำกากตะกอนส่วนเกินจากอุตสาหกรรมต่าง ๆ มาผลิตเป็นเชื้อเพลิงอัดแท่ง 32
2.15 การผลิตก๊าซชีวภาพด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 38
2.16 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับระบบ Two-stage CSTR 43
3.1 การเก็บข้อมูลเบื้องต้นในโรงงานกระดาษรีไซเคิล 46
3.2 พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ลักษณะกากตะกอนส่วนเกิน 48
3.3 พารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบแบบกะ 49
3.4 องค์ประกอบของสารตั้งต้นใน BMP Test ของกากตะกอนที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ 50
3.5 ลักษณะจุลินทรีย์ที่ใช้ใน BMP Test 50

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่ **หน้า**

3.6 วิธีการคำนวณ COD Fractions 51
3.7 ค่าการเดินระบบ Two-stage CSTR 61
3.8 พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ตัวอย่าง 63
4.1 อัตราการเกิดกากตะกอนส่วนเกิน 74
4.2 ลักษณะกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลในงานวิจัยนี้ 76
4.3 ลักษณะกากตะกอนหลังการผสมที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ 77
4.4 COD fractions ของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ 80
4.5 เปรียบเทียบผลการทดลองที่ได้ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนและ ผลการทดลองจากงานวิจัยอื่นที่เกี่ยวข้อง 85
4.6 ค่าเฉลี่ย TCOD และค่าของแข็ง (TS, TVS) ของกากตะกอนผสมก่อน และหลังการทดสอบ BMP Test 85
4.7 ค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์จาก BMP Test ที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ 89
4.8 ค่าการเดินระบบ Two-stage CSTR 92
4.9 ผลการเดินระบบระบบ Two-stage CSTR 97
4.10 สมดุลมวลสารอาหารของระบบระบบ Two-stage CSTR 104
4.11 การแยกเชื้อแบคทีเรีย ลักษณะทางสัณฐานวิทยาและการย้อมแกรม การจำแนกชนิดด้วยเทคนิค MALDI-TOF MS ของระบบ Two-stage CSTR ภายใต้สภาวะการเพาะเลี้ยงที่แตกต่างกัน 108
4.12 สรุปการใช้พลังงานและการกู้คืนพลังงานภายใต้สถานการณ์ การดำเนินงานต่าง ๆ ของโรงงาน 116
4.13 การเปรียบเทียบทางเศรษฐศาสตร์ระหว่างสถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิงขยะ) และสถานการณ์ที่ 2 (การผลิตก๊าซชีวภาพ) 124
ก.1 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0 151
ก.2 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 3:1 155
ก.3 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:1 159
ก.4 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 163

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่ **หน้า**

ก.5 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 0:1 167

ก.6 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0 และ 3:1 171

ก.7 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:1 และ 1:3 173

ก.8 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 0:1 และ Blank 175

ก.9 ค่า COD และของแข็งของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนต่าง ๆ ก่อนและหลังการทดลอง BMP Test 177

ก.10 ค่า pH Alkalinity และVFA ของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนต่าง ๆ ก่อนและหลังการทดลอง BMP Test 178

ก.11 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Modified Gompertz 180

ก.12 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Modified Logistic 183

ก.13 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Pseudo First-order 186

ข.1 ค่าการเดินระบบ Two-stage CSTR 191

ข.2 รายละเอียดอุปกรณ์ชุดทดลองระบบ Two-stage CSTR 194

ค.1 ผลการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ Two-stage CSTR 196

ค.2 ประสิทธิภาพการกำจัดค่า TVS ของระบบ Two-stage CSTR 199

ค.3 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของระบบ Two-stage CSTR 203

ค.4 ค่า pH ของระบบ Two-stage CSTR 208

ค.5 ค่า VFA และ Alkalinity ของระบบ Two-stage CSTR 210

ค.6 ค่า TKN ของระบบ Two-stage CSTR 213

ค.7 ค่า F/M ratio ของระบบ Two-stage CSTR 215

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่ **หน้า**

ค.8 ค่า Yield biogas ของระบบ Two-stage CSTR 216
ง.1 ปริมาณคาร์บอนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR 219
ง.2 ปริมาณไนโตรเจนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR 223
ง.3 ปริมาณฟอสฟอรัสที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR 227
จ.1 ลักษณะโคโลนีของเชื้อจุลินทรีย์บนอาหารเลี้ยงเชื้อและลักษณะภายใต้กล้องจุลทรรศน์ 230
จ.2 ผลการระบุสายพันธุ์จุลินทรีย์ 234

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญรูป

รูปที่ **หน้า**

2.1 ภาพรวมของอุตสาหกรรมผลิตกระดาษ 9
2.2 แหล่งกำเนิดกากตะกอนส่วนเกินที่เกิดขึ้นในอุตสาหกรรมกระดาษ 13
2.3 สัดส่วนซีโอดีของกากตะกอน 16
2.4 เทคโนโลยีการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนที่นิยม 34
3.1 ขั้นตอนการศึกษา 45
3.2 แผนผังระบบบำบัดน้ำเสียและแหล่งกำเนิดกากตะกอนส่วนเกิน 47
3.3 การติดตั้งชุดทดลอง BMP Test 53
3.4 Modified Gompertz Model 54
3.5 แผนภาพ P&I (Piping and Instrumentation Diagram) ของระบบ Two-stage CSTR 57
3.6 แบบหน้าตัดถัง CSTR 1 ของระบบ Two-stage CSTR 58
3.7 แบบหน้าตัดถัง CSTR 2 ของระบบ Two-stage CSTR 59
3.8 การติดตั้งชุดทดลองระบบ Two-stage CSTR 60
3.9 ขอบเขตระบบของสถานการณ์การผลิตเชื้อเพลิงจากกากตะกอนส่วนเกิน ที่เกิดขึ้นในโรงงานผลิตกระดาษรีไซเคิล 67
4.1 การเปลี่ยนแปลงค่าความต้องการออกซิเจนทางชีวเคมี 20 วัน (BOD_{20}) ของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนผสมต่างๆ 79
4.2 สัดส่วนซีโอดีในกากตะกอนผสมอัตราส่วนต่าง ๆ 82
4.3 ผลผลิตก๊าซมีเทนสะสมจาก BMP Test 84
4.4 ผลผลิตมีเทนสะสมของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ ที่ทำนายด้วยโปรแกรม SPSS 88
4.5 สมดุลอัตราการไหลของการเดินระบบของชุดทดลอง Two-stage CSTR 93
4.6 ค่าความเสถียรของระบบ Two-stage CSTR ตลอดระยะเวลาการทดลอง 99
4.7 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ของระบบ Two-stage CSTR 100
4.8 ค่าพารามิเตอร์ด้านสารอาหารในระบบ Two-stage CSTR 101
4.9 ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบ Two-stage CSTR 102

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่ **หน้า**

4.10 แผนภาพสมดุลมวลสารอาหารคาร์บอน ไนโตรเจน และฟอสฟอรัสของระบบ Two-stage CSTR 105

4.11 ความหลากหลายของจุลินทรีย์ที่แยกได้จากระบบ Two-stage CSTR ภายใต้สภาวะเติมเมทานอล โดยใช้เทคนิค MALDI-TOF MS 107

4.12 แผนภาพสมดุลของค่า TVS ในระบบบำบัดน้ำเสีย 111

4.13 แผนภาพสมดุลของค่า TVS ในระบบบำบัดน้ำเสีย 111

4.14 แผนภาพการไหลของพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิล 113

4.15 แผนภาพสมดุลพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิล 114

4.16 แผนภาพสมดุลพลังงานระหว่างสถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิงขยะ) และสถานการณ์ที่ 2 (การผลิตก๊าซชีวภาพ) 120

4.17 แผนภาพสมดุลพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิลในสถานการณ์ที่ 1 121

4.18 แผนภาพสมดุลพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิลในสถานการณ์ที่ 2 122

ก.1 การวิเคราะห์ BOD20 โดยเครื่อง Oxitop 189

ก.2 ชุดทดลอง BMP Test 189

จ.1 Mass Spectrum แต่ละตัวอย่างที่บ่มที่อุณหภูมิ 28°C และมีการเติม Methanol 1% 235

จ.2 Mass Spectrum แต่ละตัวอย่างที่บ่มที่อุณหภูมิ 35°C 236

จ.3 Mass Spectrum แต่ละตัวอย่างที่บ่มที่อุณหภูมิ 35°C และมีการเติม Methanol 1%-1 237

จ.4 Mass Spectrum แต่ละตัวอย่างที่บ่มที่อุณหภูมิ 35°C และมีการเติม Methanol 1%-2 238

ฉ.1 แผนผังการไหลของพารามิเตอร์ต่าง ๆ ในระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานกระดาษรีไซเคิล 243

มหาวิทยาลัยสุรนารี

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

AD	=	Anaerobic Digestion (กระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน)
AnCoD	=	Anaerobic Co-digestion (ระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน)
AS	=	Activated Sludge (ระบบตะกอนเร่ง หรือระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์)
BCOD	=	Biodegradable Chemical Oxygen Demand (ค่าซีโอดีที่ย่อยสลายได้ทางชีวภาพ)
BMP	=	Biochemical Methane Potential (ศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี)
BPCOD	=	Biodegradable Particulate Chemical Oxygen Demand (ค่าซีโอดีที่เป็นอนุภาคและย่อยสลายได้ทางชีวภาพ)
BSCOD	=	Biodegradable Soluble Chemical Oxygen Demand (ค่าซีโอดีที่ละลายน้ำและย่อยสลายได้ทางชีวภาพ)
C	=	Carbon (คาร์บอน)
Ca	=	Calcium (แคลเซียม)
$CaCO_3$	=	Calcium Carbonate (แคลเซียมคาร์บอเนต)
CH_4	=	Methane Gas (ก๊าซมีเทน)
C/N ratio	=	Carbon-to-Nitrogen ratio (อัตราส่วนคาร์บอนต่อไนโตรเจน)
CO_2	=	Carbon Dioxide (ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ (ต่อ)

DAF	=	Dissolved Air Flotation (กระบวนการบำบัดขั้นต้นด้วยวิธีการลอย)
F/M ratio	=	Food-to-Microorganism ratio (อัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์)
H_2S	=	Hydrogen Sulfide (ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์)
HRT	=	Hydraulic Retention Time (ระยะเวลากักเก็บ)
IRR	=	Internal Rate of Return (อัตราผลตอบแทนภายใน)
N	=	Nitrogen (ไนโตรเจน)
NPV	=	Net Present Value (มูลค่าปัจจุบันสุทธิ)
OLR	=	Organic Loading Rate (อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์)
P	=	Phosphorus (ฟอสฟอรัส)
PBP	=	Payback Period (ระยะเวลาคืนทุน)
pH	=	Potential of Hydrogen (ความเป็นกรด–ด่าง: พีเอช)
PS	=	Primary Sludge (กากตะกอนปฐมภูมิ)
SBOD	=	Soluble Biochemical Oxygen Demand (ความต้องการออกซิเจนทางชีวเคมีที่ละลายน้ำ: บีโอดีละลายน้ำ)
SCOD	=	Soluble Chemical Oxygen Demand (ความต้องการออกซิเจนทางเคมีที่ละลายน้ำ: ซีโอดีละลายน้ำ)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ (ต่อ)

SRT	=	Solids Retention Time (อายุตะกอน)
SS	=	Secondary Sludge (กากตะกอนทุติยภูมิ)
TBOD	=	Total Biochemical Oxygen Demand (ความต้องการออกซิเจนทางชีวเคมีทั้งหมด: บีโอดีทั้งหมด)
TCOD	=	Total Chemical Oxygen Demand (ความต้องการออกซิเจนทางเคมีทั้งหมด: ซีโอดีทั้งหมด)
TDS	=	Total Dissolved Solids (ของแข็งละลายน้ำทั้งหมด)
TKN	=	Total Kjeldahl Nitrogen (ไนโตรเจนเจลดาห์ลทั้งหมด: ทีเคเอ็น)
TS	=	Total Solids (ของแข็งทั้งหมด)
TSS	=	Total Suspended Solids (ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด)
TVS	=	Total Volatile Solids (ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด)
Two-stage CSTR	=	Two-stage Continuous Stirred Tank Reactor (ระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอน)
UCOD	=	Unbiodegradable Chemical Oxygen Demand (ค่าซีโอดีที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ทางชีวภาพ)
UPCOD	=	Unbiodegradable Particulate Chemical Oxygen Demand (ค่าซีโอดีที่เป็นอนุภาคและไม่สามารถย่อยสลายได้ทางชีวภาพ)
USCOD	=	Unbiodegradable Soluble Chemical Oxygen Demand (ค่าซีโอดีที่ละลายน้ำและไม่สามารถย่อยสลายได้ทางชีวภาพ)
V	=	Volume (ปริมาตร)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ (ต่อ)

VDS	=	Volatile Dissolved Solids (ของแข็งละลายน้ำระเหยง่าย)
VFA	=	Volatile Fatty Acids (กรดไขมันระเหยง่าย)
VSS	=	Volatile Suspended Solids (ของแข็งแขวนลอยระเหยง่าย)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

บทที่ 1
บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

กระบวนการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมกระดาษก่อให้เกิดกากตะกอนส่วนเกินประมาณ 200 ถึง 400 กิโลกรัมต่อการผลิตกระดาษ 1 ตัน (Balwaik & Raut, 2012; Turner et al., 2022) และกากตะกอนแห้งประมาณ 40 ถึง 50 กิโลกรัมต่อตันกระดาษ (Mahmood & Elliott, 2006; Jele et al., 2022) กากตะกอนเหล่านี้ประกอบด้วยกากตะกอนปฐมภูมิ (Primary Sludge: PS) ประมาณ 70% และกากตะกอนทุติยภูมิ (Secondary Sludge: SS) ประมาณร้อยละ 30 โดยกากตะกอน PS เกิดจากกระบวนการบำบัดขั้นต้นด้วยวิธีการลอย (Dissolved Air Flotation: DAF) หรือการตกตะกอนขั้นต้น (Primary Sedimentation) ซึ่งกากตะกอน PS ส่วนหนึ่งสามารถนำกลับมาใช้ในการผลิตกระดาษที่เป็นผลิตภัณฑ์คุณภาพต่ำ เช่น กระดาษแข็ง ลัง เป็นต้น แต่ยังคงเหลือเป็นกากตะกอนส่วนเกินที่ต้องทิ้งออกจากระบบค่อนข้างสูง และกากตะกอน SS เกิดจากถังตกตะกอนขั้นที่สอง (Secondary Sedimentation) ในระบบตะกอนเร่ง (Activated Sludge: AS)

สำหรับการจัดการกากตะกอนส่วนเกินทั้งสองประเภท มักนิยมผสมรวมกันก่อนเข้าสู่กระบวนการกำจัดน้ำออกจากกากตะกอน เพื่อช่วยลดปริมาตรก่อนนำไปฝังกลบ อย่างไรก็ตาม การฝังกลบอาจก่อให้เกิดการปนเปื้อนของมลพิษต่อดินและน้ำใต้ดิน ซึ่งอาจต้องเสียค่าใช้จ่ายเพิ่มเติมในการฟื้นฟูและแก้ไขปัญหา ดังนั้น จึงมีแนวทางในการนำกากตะกอนส่วนเกินมาใช้ประโยชน์ในรูปแบบต่าง ๆ เช่น การใช้เป็นวัสดุปรับปรุงดิน หรือการแปรรูปเป็นเชื้อเพลิง โดยการผลิตวัสดุปรับปรุงดินจากกากตะกอนส่วนเกิน แม้จะเป็นกระบวนการที่ไม่ก่อให้เกิดการเผาไหม้ แต่ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีมูลค่าทางเศรษฐกิจค่อนข้างต่ำ ในขณะที่การผลิตเชื้อเพลิงจากกากตะกอนสามารถเพิ่มมูลค่าให้ของเสียและสร้างรายได้ให้กับอุตสาหกรรมได้มากกว่า ทั้งนี้ การนำกากตะกอนมาใช้ประโยชน์เพื่อการผลิตพลังงานหมุนเวียนมีอยู่สองแนวทางหลัก ได้แก่ การผลิตเชื้อเพลิงขยะ (Refuse-derived Fuel: RDF) และ การผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production) โดยกระบวนการผลิต RDF แม้สามารถนำไปใช้ผลิตพลังงานได้ทันที แต่จำเป็นต้องใช้พลังงานสูงในการกำจัดความชื้นออกจากกากตะกอน และยังมีความเสี่ยงด้านการปล่อยมลพิษทางอากาศ ขณะที่การผลิตก๊าซชีวภาพอาจใช้เวลานานกว่าในการผลิตพลังงาน แต่สามารถให้พลังงานรวมที่สูงกว่า หากมีการปรับปรุงการเดินระบบให้มีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้น พลังงานหมุนเวียนที่ผลิตได้ยังสามารถนำไปใช้เป็นคาร์บอนเครดิต

เพื่อชดเชยการปล่อยก๊าซเรือนกระจกของภาคอุตสาหกรรมได้อีกด้วย

จากการเก็บข้อมูลเบื้องต้นของโรงงานกระดาษรีไซเคิลแห่งหนึ่งในประเทศไทย ซึ่งเป็นอุตสาหกรรมกระดาษแบบครบวงจร ทั้งต้นน้ำ กลางน้ำ และปลายน้ำ พบว่า มีกากตะกอนที่เป็นภาระในการกำจัด ประกอบด้วย กากตะกอน PS ส่วนเกินต่อวันเฉลี่ยสูงถึง 1,275 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน (m^3/day) หรือ 27.5 เมตริกตันตะกอนแห้งต่อวัน (tons-dry sludge/day) และกากตะกอน SS ส่วนเกินต่อวันเฉลี่ยประมาณ 1,570 m^3/day หรือ 33.83 tons-dry sludge/day คิดเป็นสารอินทรีย์คาร์บอนในรูปของแข็งที่ออกจากระบบบำบัดน้ำเสียสูงถึงร้อยละ 35.6 ที่ไม่มีการนำกลับมาใช้ประโยชน์ ดังนั้น กากตะกอนส่วนเกินที่เกิดจากระบบบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมกระดาษ จึงจัดเป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนอีกทางเลือกหนึ่ง ซึ่งสอดคล้องกับนโยบายของภาครัฐเกี่ยวกับผู้ก่อมลพิษเป็นผู้จ่ายหรือผู้รับผิดชอบ (Polluter Pays Principle: PPP; ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม เรื่องการจัดการสิ่งปฏิกูลหรือวัสดุที่ไม่ใช้แล้ว พ.ศ.2566)

จากการทบทวนวรรณกรรมที่เกี่ยวข้องกับลักษณะของกากตะกอนส่วนเกินจากอุตสาหกรรมกระดาษที่ผ่านมาพบว่า กากตะกอนส่วนเกินทั้งกากตะกอน PS และกากตะกอน SS มีความชื้นในช่วงร้อยละ 53 ถึง 77 (Simão et al., 2018) โดยกากตะกอน PS จะมีลักษณะเป็นสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยาก ประกอบไปด้วย ลิกนินร้อยละ 5.7 เซลลูโลสอยู่ในช่วงร้อยละ 32 ถึง 81 และเฮมิเซลลูโลสอยู่ในช่วงร้อยละ 6.5 ถึง 12 (Simão et al., 2018; Lopes et al., 2018) และมีค่าของแข็งทั้งหมด (Total Solids: TS) อยู่ในช่วงร้อยละ 32 ถึง 80 เป็นค่าของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Total Volatile Solids: TVS) อยู่ในช่วงร้อยละ 32 ถึง 58 เป็นเถ้า (Ash) ประมาณร้อยละ 55 มีค่าซีโอดี (Chemical Oxygen Demand: COD) ประมาณ 64,300 มิลลิกรัมต่อลิตร (mg/L) (Lopes et al., 2018; Chakraborty et al., 2019) และมีธาตุอาหารค่อนข้างต่ำ โดยกากตะกอน PS มีค่าอัตราส่วนคาร์บอนต่อไนโตรเจน (C/N ratio) ประมาณ 32:1 ถึง 930:1 (Kaur et al., 2020) ซึ่งสูงกว่าค่าเหมาะสมในระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนที่ 20 ถึง 30 (Veluchamy, 2018) อย่างมาก หากค่า C/N ratio สูงเกินไปไนโตรเจนจะถูกใช้หมดอย่างรวดเร็วโดยจุลินทรีย์ที่สร้างมีเทน (Methanogenic bacteria) เพื่อใช้ในกระบวนการสังเคราะห์โปรตีนของเซลล์ ทำให้จุลินทรีย์ไม่สามารถทำปฏิกิริยาต่อคาร์บอนที่เหลือในสารตั้งต้นของวัตถุดิบและส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเกิดได้ต่ำ ส่วนในกากตะกอน SS พบธาตุสารอาหารสูง โดยมีไนโตรเจนส่วนใหญ่ พบว่ามีค่าทีเคเอ็น (Total Kjeldahl Nitrogen: TKN) ประมาณ 560 mg/L (Kinnunen et al., 2015) และค่า C/N ratio อยู่ในช่วง 9:1 ถึง 86.21 ต่อ 1 (Lopes et al., 2018; Kaur et al., 2020; Turner et al., 2022) มีค่า COD ประมาณ 11,000 mg/L (Chakraborty et al., 2019) ซึ่งจากการเก็บข้อมูลของโรงงานกระดาษรีไซเคิล พบว่า มีค่า C/N ratio ของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ประมาณ 277 ต่อ 1 และ 7.3 ต่อ 1 ตามลำดับ ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับหลายงานวิจัยข้างต้น และ

จากการศึกษาของ Lopes et al. (2018) ได้ทำการผสมกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ทำให้ค่า C/N ratio หลังผสมลดลงเป็น 31 ต่อ 1 นอกจากนี้ กากตะกอนส่วนเกินจากอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล ยังมีค่า pH อยู่ในช่วง 8.19 ถึง 8.25 ซึ่งเกิดจากกระบวนการผลิตตีเยื่อและกระดาษที่มีการเติมสารเติมแต่งเพื่อเคลือบกระดาษ เช่น $CaCO_3$ ส่งผลให้มีค่าเป็นด่างอ่อน ๆ ดังนั้นอาจต้องมีการปรับค่า pH ให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมกับระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน คือ 6.8 ถึง 7.4 (Veluchamy, 2018)

กระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Digestion: AD) ประกอบด้วยกลไกทางชีวเคมีที่ซับซ้อน ประกอบด้วย ไฮโดรไลซิส อะซิโดเจเนซิส อะซิโตเจเนซิส และเมทาโนเจเนซิส ซึ่งแต่ละขั้นตอนถูกควบคุมโดยกลุ่มจุลินทรีย์เฉพาะกลุ่ม ซึ่งมีความไวต่อลักษณะของสารตั้งต้นที่แตกต่างกัน และในระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Co-digestion: AnCoD) นั้น สารตั้งต้นแต่ละชนิดจะช่วยเสริมคุณสมบัติกัน ทำให้กระบวนการทางชีวเคมีแต่ละขั้นตอนมีประสิทธิภาพมากขึ้นกว่าการใช้สารตั้งต้นชนิดเดียว โดยการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนแบบกากตะกอน PS ร่วมกับกากตะกอน SS พบว่า มีศักยภาพในการเพิ่มประสิทธิภาพและปริมาณมีเทนอย่างมีนัยสำคัญในหลายงานวิจัยที่ผ่านมา เนื่องจากสร้างสมดุลระหว่างประมาณสารอินทรีย์และธาตุอาหารของจุลินทรีย์ ซึ่งระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน พบว่า กากตะกอน PS และกากตะกอน SS ที่สัดส่วนผสมกากตะกอน PS ต่อ กากตะกอน SS (PS:SS) ที่ 2 ต่อ 3 ให้ผลผลิตเป็น 150 ถึง 170 มิลลิลิตรมีเทนต่อกรัมค่า TVS ที่ป้อน (ml CH_4/g VS_{fed}) ซึ่งสูงกว่าการผลิตก๊าซชีวภาพของการย่อยสลายกากตะกอน PS เชิงเดี่ยว โดยพบค่าอยู่ในช่วง 3.5 ถึง 248 ml CH_4/g-VS_{fed} (Veluchamy & Kalamdhad, 2017; Bokhary et al., 2021; Lopes et al., 2018; Bayr & Rintala, 2012) และศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของการย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยว พบว่ามีค่าอยู่ในช่วง 47 ถึง 61 ml CH_4/g VS_{fed} (Lin et al., 2011) อีกทั้งจากการศึกษาของ Bayr & Rintala (2012) ยังพบว่า AnCoD ให้ผลผลิตมากกว่าการย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยวร้อยละ 59 และการศึกษาของ Sun et al. (2022) พบว่าที่สัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 ให้ผลผลิตเป็น 75 ml CH_4/g TSS_{fed} ซึ่งมากกว่าการย่อยสลายร่วมของกากตะกอนที่สัดส่วนผสม 1:0 3:1 1:1 และ 0:1 ซึ่งอยู่ในช่วง 60 ถึง 74 ml CH_4/g TSS_{fed}

การวิเคราะห์ชุมชนจุลินทรีย์ในกระบวนการ AD ยังเผยให้เห็นบทบาทสำคัญของจุลินทรีย์ไม่ใช้ออกซิเจนในการย่อยสลายของเสียที่มีลิกโนเซลลูโลสสูง โดยในกระบวนการไฮโดรไลซิสนั้น แบคทีเรีย (*Bacteroides* และ *Bifidobacterium*) และเอนไซม์ (เซลลูเลส, ไซลาเนส) สามารถย่อยสลายเซลลูโลสเป็นกลูโคสและสารมัธยันตร์ (Intermediate) เช่น กรดฟอร์มิก (formic acid), กรดเลวูลินิก (levulinic acid) และ ไฮดรอกซีเมทิลเฟอร์ฟูรัล (hydroxymethylfurfural) เป็นต้น ภายใต้ปฏิกิริยาจลนศาสตร์อันดับหนึ่ง (Scano et al., 2021; Ugwu et al., 2022; Devi et al.,

2022) ในกระบวนการอะซิโดเจเนซิส แบคทีเรียหมักกรด (*Micrococcus* และ *Streptococcus*) สามารถย่อยสลายสารตั้งต้นเป็นกรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acids: VFA) ก๊าซไฮโดรเจน (H_2) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ได้ในสภาวะที่มีค่า pH ประมาณ 5 (Ivanchenko et al., 2021; Bolzonella et al., 2020) ในกระบวนการอะซิโตเจเนซิสแบคทีเรีย *Syntrophomonas* จะเปลี่ยน VFA เป็นอะซิเตตและ H_2 ด้วยเอนไซม์ hydrogenase (Yaashikaa et al., 2022) สุดท้ายในกระบวนการเมทาโนเจเนสนั้น แบคทีเรีย *Methanosarcina* และ *Methanobacteria* ใช้เส้นทาง acetoclastic/hydrogenotrophic เปลี่ยนอะซิเตตและ CO_2/H_2 เป็น CH_4 โดยต้องการสารอาหารหลัก (Macronutrients) เช่น คาร์บอน กำมะถัน และฟอสฟอรัส รวมถึงสารอาหารรอง (Micronutrients) ได้แก่ นิกเกิล โคบอลต์ เหล็ก และโมลิบดีนัม ฯลฯ เพื่อการเจริญเติบโตและเร่งปฏิกิริยาการผลิตก๊าซชีวภาพ ซึ่งกระบวนการ AD แบ่งออกเป็น 3 ระบบ คือ ระบบขั้นตอนเดียว (single-stage system) ระบบหลายขั้นตอน (multi-stage system) และระบบต่อเนื่อง (continuous system) โดยระบบขั้นตอนเดียวอาศัยความสมดุลของจุลินทรีย์หลากหลายกลุ่มในถังรวมกัน แต่มีความเสี่ยงต่อการสะสมสารยับยั้ง อย่างไรก็ตาม ระบบหลายขั้นตอนช่วยเพิ่มประสิทธิภาพผ่านการแยกขั้นตอนและส่งเสริมการถ่ายโอนอิเล็กตรอนระหว่างจุลินทรีย์โดยตรง (Direct Interspecies Electron Transfer: DIET) ระหว่าง *Syntrophomonas-Methanosarcina* ส่วนระบบต่อเนื่องช่วยรักษาเสถียรภาพชุมชนจุลินทรีย์ (*Ruminiclostridium* และ *Caldicoprobacter*) (Gálvez-Martos et al., 2021)

นอกจากนี้ กากตะกอนจากอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล โดยเฉพาะกากตะกอน PS และกากตะกอน SS เป็นวัตถุดิบที่มีศักยภาพสูงต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ เทคโนโลยี AnCoD และระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอน (Two-stage Continuous Stirred Tank Reactor: Two-stage CSTR) สามารถเพิ่มประสิทธิภาพและเสถียรภาพของกระบวนการได้อย่างมีนัยสำคัญ อย่างไรก็ตามยังคงมีช่องว่างของงานวิจัยในด้านสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่เหมาะสมจลนพลศาสตร์ของกระบวนการ และการประเมินเชิงเศรษฐศาสตร์เมื่อขยายสู่ระดับอุตสาหกรรม

ดังนั้น งานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นการเพิ่มมูลค่าของเสียและพัฒนาประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซมีเทนจากกากตะกอนส่วนเกินด้วยระบบ AnCoD ในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิลร่วมกับระบบ Two-stage CSTR เพื่อป้องกันสารอินทรีย์เกิดการจมตัวและเพิ่มโอกาสสัมผัสกับเซลล์จุลินทรีย์ได้มากขึ้น ซึ่งจะส่งผลต่อประสิทธิภาพการย่อยสลายทางชีวภาพและอายุตะกอน (Sludge Retention Time: SRT) ในระบบ AnCoD งานวิจัยนี้จึงมีองค์ประกอบหลักในการศึกษา 4 ขั้นตอนหลัก ได้แก่ (1) การประเมินผลของสัดส่วน PS:SS ต่อความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ (2) การทดสอบศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (Biochemical Methane Potential: BMP) และการวิเคราะห์จลนพลศาสตร์ (3) การเดินระบบ Two-stage CSTR เพื่อประเมินประสิทธิภาพและเสถียรภาพ

การทำงาน และ (4) การประเมินศักยภาพการขยายขนาดสู่ระดับอุตสาหกรรมทั้งด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์

1.2 วัตถุประสงค์

1.2.1 เพื่อประเมินศักยภาพของระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนปฐมภูมิร่วมกับกากตะกอนทุติภูมิจากระบบบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล

1.2.2 เพื่อพัฒนาระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอนในการเป็นถังปฏิกรณ์สำหรับผลิตก๊าซชีวภาพด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนจากกากตะกอนปฐมภูมิร่วมกับกากตะกอนทุติภูมิจากระบบบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล

1.2.3 เพื่อประเมินศักยภาพการเพิ่มมูลค่าของกากตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิลผ่านการประเมินการขยายขนาดสู่ระดับอุตสาหกรรมในด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น

1.3 ขอบเขตในการศึกษา

การวิจัยครั้งนี้เป็นการทดลองเพื่อประเมินศักยภาพของระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Co-digestion: AnCoD) ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากการผสมกากตะกอนปฐมภูมิ (Primary Sludge: PS) และกากตะกอนทุติยภูมิ (Secondary Sludge: SS) ที่ได้จากระบบบำบัดน้ำเสียของอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล โดยมุ่งเน้นการพัฒนาระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอน (Two-stage Continuous Stirred Tank Reactor: Two-stage CSTR) ให้เป็นถังปฏิกรณ์ที่มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพจาก AnCoD ทั้งนี้ ขอบเขตของการศึกษามีรายละเอียดดังต่อไปนี้

1.3.1 สถานที่ดำเนินการวิจัย: การประเมินศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอน-ส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิลด้วยระบบ AnCoD ดำเนินการภายในอาคารเครื่องมือ 4 มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

1.3.2 แหล่งที่มาของกากตะกอนที่ใช้ในการศึกษา: กากตะกอน PS และกากตะกอน SS ที่ใช้ในการศึกษาระบบ AnCoD และ Two-stage CSTR ดำเนินการเก็บตัวอย่างจากระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานกระดาษรีไซเคิลแห่งหนึ่งในประเทศไทย โดยมีรายละเอียดดังนี้

1.3.2.1 กากตะกอน PS คือ กากตะกอนส่วนเกินที่เกิดจากถังตกตะกอนขั้นต้นของระบบบำบัดน้ำเสีย

1.3.2.2 กากตะกอน SS คือ กากตะกอนส่วนเกินที่เกิดจากถังตกตะกอนขั้นที่สองของระบบบำบัดน้ำเสียแบบ Activated Sludge (AS)

1.3.3 การศึกษาศักยภาพของระบบ AnCoD ในการผลิตก๊าซชีวภาพ: การประเมินศักยภาพของระบบ AnCoD ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ที่ได้จากระบบบำบัดน้ำเสียของอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล ดำเนินการผ่านชุดทดลองแบบกะ (Batch Test Reactor) โดยทำการแปรเปลี่ยนสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ซึ่งใช้พารามิเตอร์หลักในการวิเคราะห์ ประกอบด้วย ศักยภาพในการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (Biochemical methane potential: BMP) ค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์ (Biokinetics) และสัดส่วนซีโอดี (COD fractions) เพื่ออธิบายความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ

1.3.4 การพัฒนาระบบ Two-stage CSTR ให้เป็นถังปฏิกรณ์สำหรับผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบ AnCoD ดำเนินการโดยใช้ชุดทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ โดยมีพารามิเตอร์หลักในการวัดผลประกอบด้วยประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ สมดุลมวลสารอาหาร (คาร์บอน, ไนโตรเจน และ ฟอสฟอรัส) และการวิเคราะห์ชุมชนจุลินทรีย์

1.3.5 การประเมินศักยภาพการขยายขนาดสู่ระดับอุตสาหกรรมทั้งด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์ มีการวิเคราะห์ข้อมูลที่ได้จากระดับห้องปฏิบัติการจากการทดลองร่วมกับข้อมูลทุติยภูมิย้อนหลังของโรงงาน 1 ปี (2566) ได้แก่ สมดุลอินทรีย์คาร์บอนในระบบบำบัดน้ำเสีย สมดุลพลังงานของโรงงาน และยังมีการเปรียบเทียบการใช้พลังงานหมุนเวียนจากเชื้อเพลิงจากกากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล 2 สถานการณ์ ได้แก่ (1) การผลิตเชื้อเพลิงขยะ และ (2) การผลิตเชื้อเพลิงก๊าซชีวภาพ เพื่อนำไปสู่ประเมินความเป็นไปได้เชิงเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น

1.4 สมมติฐานของงานวิจัย

1.4.1 การเพิ่มสัดส่วนของกากตะกอนทุติยภูมิในส่วนผสมกากตะกอนส่วนเกินส่งผลให้ความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพเพิ่มสูงขึ้น

1.4.2 ระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนแบบสองขั้นตอนโดยใช้ถังกวนสมบูรณ์เป็นถังปฏิกรณ์ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิลได้มากกว่าระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนแบบขั้นตอนเดียว

1.4.3 การนำกากตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมกระดาษีไซเคิลกลับมาใช้ผลิตเป็นพลังงานหมุนเวียนมีความคุ้มค่าทางด้านเศรษฐศาสตร์

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.5.1 เป็นข้อมูลพื้นฐานเพื่อใช้ในการพัฒนาต่อยอดเทคโนโลยีเพื่อใช้ผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนที่มีองค์ประกอบของเส้นใยสูง

1.5.2 เป็นแนวทางในการเพิ่มมูลค่าของเสียประเภทกากตะกอนส่วนเกิน โดยการนำกลับมาใช้ประโยชน์ให้เป็นพลังงานทดแทนให้กับอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิลและอุตสาหกรรมใกล้เคียง

บทที่ 2
ปริทัศน์วรรณกรรมและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

การศึกษาการเพิ่มมูลค่าของเสียและการพัฒนาประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทนจากกากตะกอนส่วนเกินด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิลนี้ ได้ทำการทบทวนเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับอุตสาหกรรมกระดาษ โดยเริ่มจากการศึกษาถึงแหล่งกำเนิดและลักษณะของกากตะกอนส่วนเกินที่เกิดขึ้นในอุตสาหกรรมกระดาษ ซึ่งเป็นวัตถุดิบหลักของการศึกษานี้ ตลอดจนทฤษฎีที่เกี่ยวข้องกับความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของกากตะกอน การย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน และเทคโนโลยีถังปฏิกิริยาสำหรับการผลิตก๊าซชีวภาพ ซึ่งมีรายละเอียด ดังนี้

2.1 กระบวนการผลิตกระดาษและการเกิดของเสีย

อุตสาหกรรมกระดาษถือเป็นอุตสาหกรรมหลักที่มีความเชื่อมโยงต่อเนื่องจากภาคเกษตรกรรม โดยใช้วัตถุดิบสำคัญ เช่น ไม้ยูคาลิปตัส ไม้ไผ่ ปอ ฟางข้าว และชานอ้อย เป็นต้น ซึ่งล้วนมีบทบาทสำคัญต่อการพัฒนาอุตสาหกรรมกระดาษในประเทศ และส่งผลต่อเศรษฐกิจโดยรวมอย่างมีนัยสำคัญ กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษจัดเป็นอุตสาหกรรมต้นน้ำของอุตสาหกรรมกระดาษ ซึ่งต่อยอดไปสู่อุตสาหกรรมกลางน้ำ เช่น การผลิตกระดาษพิมพ์เขียน และกระดาษคราฟท์ ตลอดจนขยายผลไปสู่อุตสาหกรรมปลายน้ำ ได้แก่ อุตสาหกรรมบรรจุภัณฑ์ เช่น กล่องกระดาษและถุงกระดาษ ซึ่งเป็นส่วนหนึ่งของอุตสาหกรรมสิ่งพิมพ์ โดยภาพรวมของโครงสร้างอุตสาหกรรมผลิตเยื่อและกระดาษแสดงดังรูปที่ 2.1

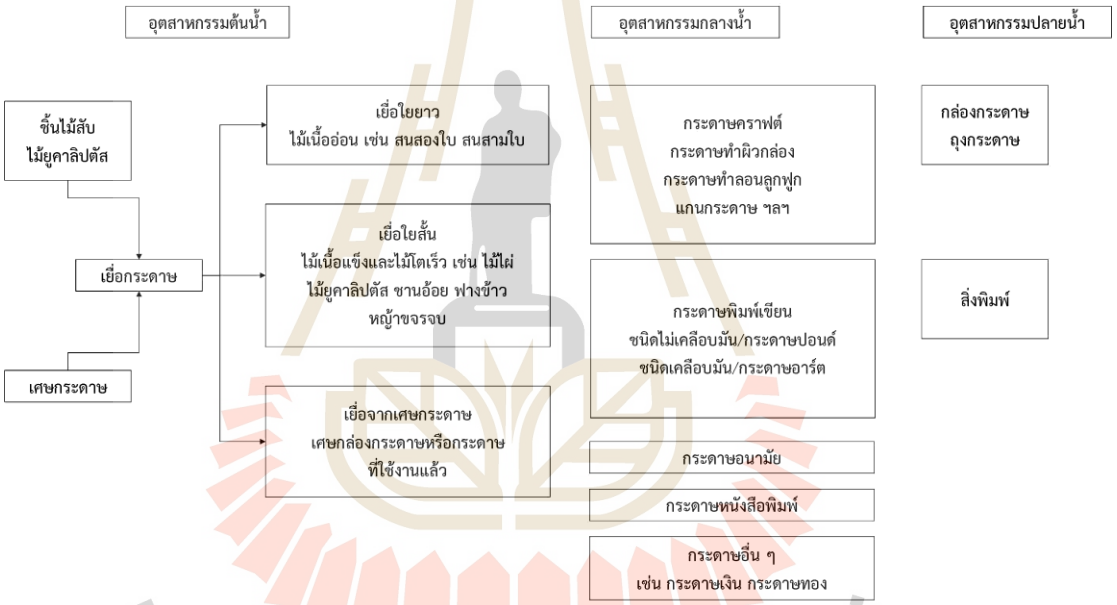
2.1.1 กระบวนการผลิตเยื่อและกระดาษ

การผลิตเยื่อกระดาษใช้วัตถุดิบหลักสามประเภท ได้แก่ ไม้ เช่น ยูคาลิปตัสและกระถิน วัตถุดิบที่ไม่ใช่ไม้ เช่น ชานอ้อย ปอแก้ว ฟางข้าว และไม้ไผ่ รวมถึงกระดาษเก่าที่นำกลับมาใช้ใหม่ผ่านกระบวนการตีเยื่อใหม่ แม้เยื่อจากกระดาษเก่าจะมีความแข็งแรงและความสะอาดต่ำกว่าเยื่อบริสุทธิ์ แต่ก็เป็นช่องทางเพิ่มสัดส่วนการใช้วัสดุหมุนเวียนในอุตสาหกรรม โดยตัวอย่างกระดาษเก่าที่นิยมนำมาใช้ ได้แก่ กล่องลูกฟูกใช้แล้ว กระดาษสำนักงานใช้แล้ว และเศษกระดาษหลากหลายชนิดที่ปะปนกัน

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

2.1.1.2 วิธีการผลิตเยื่อและกระดาษ

ไม้เป็นวัตถุดิบหลักในการผลิตเยื่อและกระดาษ โดยประกอบด้วยเซลลูโลสร้อยละ 45 เฮมิเซลลูโลสร้อยละ 30 และลิกนินร้อยละ 25 ซึ่งลิกนินทำหน้าที่เป็นสารที่เชื่อมเยื่อเซลลูโลสเข้าด้วยกัน นอกจากนี้ยังมีสารประกอบอื่น ๆ อีกประมาณร้อยละ 5 เช่น เรซินและไขมัน อุตสาหกรรมเยื่อและกระดาษมีกระบวนการผลิตหลักที่สำคัญ ได้แก่ การเตรียมเยื่อ เช่น การลอกเปลือกไม้ (Debarking) กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษ (Pulping) การฟอกเยื่อกระดาษ (Bleaching) และการทำกระดาษ (Paper Making) แสดงดังตารางที่ 2.1 และ2.2 ตามลำดับ ซึ่งประกอบด้วยการตีเนื้อ ใส่เรซิน/พาราฟิน การบีบอัดกระดาษ/วัดขนาด การอบแห้ง และการม้วน (Kumar et al., 2020a)



รูปที่ 2.1 ภาพรวมของอุตสาหกรรมผลิตกระดาษ
(กนิษฐา วิมลรัตน์, 2552)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 2.1 วิธีการผลิตเยื่อกระดาษ (Pulping)

ขั้นตอนการเตรียม	รายละเอียด
1. การเตรียมวัตถุดิบ[ก, ข, ค] (Raw Materials Preparation)	ลอกเปลือก (Debarking) และตัดเป็นชิ้นเล็ก ๆ (Chipping)
2 การผลิตเยื่อกระดาษ (Pulping) เป็นการแยกลิกนิน เรซิน และไขมันออกจากเยื่อเซลลูโลส	
2.1 ทางกายภาพ[ค] (Mechanical Pulping)	(1) Stone Groundwood - การบดชิ้นไม้ให้ละเอียดโดยใช้หินบด
	(2) Refiner Mechanical Pulp – การบดชิ้นไม้ด้วยเครื่องบดแบบงาน (refiner)
	(3) Thermo-mechanical Pulping - ใช้ความร้อนช่วยขณะที่ใช้จานหรือเฟืองบดชิ้นไม้
	(4) Chemithermomechanical Pulping - มีการใช้สารเคมีแต่น้อยว่าวิธีทางเคมี และมีการใช้การบดที่เป็นวิธีทางกายภาพแต่จะมีลิกนินเหลืออยู่ครึ่งหนึ่งของปริมาณที่มีอยู่ในวัตถุดิบ
2.2 ทางเคมี[ค] (Chemical Pulping)	(1) Kaft (Sulfate) – เป็นกระบวนการทำเยื่อกระดาษคราฟท์ โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) และโซเดียมซัลไฟด์ (Na_2S) ทำให้เยื่อกระดาษมีความแข็งแรงสูง
	(2) Sulfite Pulping – ใช้แมกนีเซียม/แคลเซียมไบซัลไฟด์ ($Ca(HSO_3)_2$/$Mg(HSO_3)_2$) และกรดกำมะถัน (H_2SO_3) แต่ความแข็งแรงของเยื่อกระดาษไม่เท่าเยื่อกระดาษคราฟท์
	(3) Soda Pulping – ใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH)
3. การล้างเยื่อ[ก, ข] (Washing)	เพื่อล้างของเหลวดำ ซึ่งประกอบด้วยสารเคมี ลิกนิน ส่วนประกอบอื่น ๆ ออกจากเยื่อ
4. การร่อนเยื่อ[ก, ข] (Screening)	เพื่อแยกสิ่งเจือปนออกจากเยื่อกระดาษ เช่น ชิ้นไม้ที่ไม่ถูกย่อย เส้นใยที่ยังไม่แยกเป็นอิสระ เศษกรวดทราย เปลือกไม้ เป็นต้น
5. การสกัดลิกนินด้วยออกซิเจน[ข] (O_2 Delignification)	เป็นการให้ออกซิเจนทำปฏิกิริยากับลิกนิน เพื่อให้ลิกนินหลุดออกจากเยื่อกระดาษเพิ่มมากขึ้น
6. การฟอกเยื่อ (Bleaching)[ก, ข]	เพื่อปรับปรุงคุณภาพเยื่อใบด้านความสว่างหรือความขาวที่ต้องการ
7. การอบแห้ง (Drying)[ข]	เพื่อเดินแผ่นขึ้นรูปเป็นผลิตภัณฑ์และส่งจำหน่ายต่อไป

<u>หมายเหตุ</u> อ้างอิงจาก [ก] กนิษฐา วิมลรัตน์ (2552), [ข] นิตยา สุขอร่าม (2554), และ [ค] Kumar et al. (2020a)

ตารางที่ 2.2 วิธีการผลิตกระดาษ (Paper Making)

ขั้นตอนการเตรียม	รายละเอียด
1. เครื่องตีเยื่อ (Pulp Beater)	เยื่อกระดาษแห้งจะถูกผสมกับน้ำ และถูกนำไปตีหรือบดเนื้อเพื่อให้เส้นใยสั้นลง และเพิ่มพื้นที่ผิว ความนุ่มนวล และความยืดหยุ่น
2. การใส่สารเติมแต่ง (Addititives resin, clay, talc, paraffin และอื่น ๆ)	มีการใส่สารเติมแต่ง เช่น เรซิน ดินเหนียว พาราฟิน แร่ทัลค์ เพื่อปรับปรุงคุณภาพกระดาษ เช่น ทำกระดาษที่ไม่ชอบน้ำ เพิ่มความนุ่มนวล เป็นต้น
3. เครื่องโฟร์ดริเนียร์ (Fourdrinier machine)	เพื่อนำกระดาษมาอบแห้ง โดยวางบนตะแกร่งในเครื่องโฟร์ดรินียร์
4. กระบอกสูบแยงกี้/กระบอกสูบแรงดันสูง (Yankee cylinders/High pressurized cylinders)	เพื่อนำน้ำที่เหลือออกจากเยื่อกระดาษ โดยการเป่า และกระดาษจะถูกส่งต่อไปที่กระบอกสูบแรงดันสูง เพื่อให้มีผิวสัมผัสเรียบ และให้มีความสม่ำเสมอ
5. เครื่องอัดรีด (Calendering)	เพื่ออัดรีดกระดาษ
6. การม้วน (Circular rolls)	เพื่อตัดม้วน และจัดเจ็บหรือส่งไปใช้ในอุตสาหกรรมต่อไป

หมายเหตุ อ้างอิงจาก Kumar et al. (2020a)

2.1.2 การเกิดของเสีย

ของเสียประเภทของแข็ง (Solids Waste) ที่เกิดขึ้นในอุตสาหกรรมกระดาษส่วนใหญ่ ได้แก่ ของเสียที่ถูกคัดทิ้ง (Reject Waste) กากตะกอนจากกระบวนการกำจัดหมึก (Deinking Sludge) รวมถึงกากตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสีย ซึ่งลักษณะของของเสียจะขึ้นอยู่กับกระบวนการผลิตที่ใช้ โดยมีรายละเอียดแหล่งที่มาของของเสียดังต่อไปนี้

2.1.2.1 ของเสียที่ถูกคัดทิ้ง (Reject Waste)

ของเสียที่ถูกคัดทิ้งเป็นผลผลิตข้างเคียงที่เกิดจากกระบวนการแยกสิ่งปนเปื้อนออกจากวัตถุดิบรีไซเคิล ประกอบด้วยพลาสติก โลหะ สิ่งทอ และแก้ว โดยคิดเป็นประมาณร้อยละ 6.5 ของกระดาษรีไซเคิลที่ใช้เป็นวัตถุดิบ (Monte et al., 2009) ของเสียเหล่านี้มีลักษณะหลากหลาย ตั้งแต่ชิ้นใหญ่ เช่น เสื้อผ้าและขวด PET ไปจนถึงสิ่งปนเปื้อนขนาดเล็ก เช่น กรวดและทรายละเอียด องค์ประกอบของของเสียจากโรงงานกระดาษแตกต่างจากขยะมูลฝอยทั่วไป โดยมีเส้นใยกระดาษสูงกว่าประมาณร้อยละ 30 และมีพลาสติกในปริมาณมากถึงร้อยละ 49 ถึง 51 ซึ่งส่งผลให้มีค่าความร้อนสูง (Higher Heating Value: HHV) อยู่ที่ 18 ถึง 28 เมกะจูลต่อกิโลกรัม (MJ/kg) ใกล้เคียงกับถ่านหินเกรดต่ำ ที่มีค่า HHV ที่ 24.86 MJ/kg (Lou et al., 2012) การจัดการของเสียจำเป็นต้องแยก PVC ออกเพื่อป้องกันการเกิดสารไดออกซินในกระบวนการเผาไหม้

ปัจจุบันการฝังกลบยังเป็นวิธีหลักในการกำจัด คิดเป็นร้อยละ 69 ในขณะที่เพียงร้อยละ 28 ที่นำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงทดแทน (Turner et al., 2022)

2.1.2.2 กากตะกอนจากกระบวนการกำจัดหมึก (Deinking Sludge)

กากตะกอนจากกระบวนการกำจัดหมึกเป็นของเสียจากการแยกหมึกและสีย้อมออกจากเส้นใยกระดาษรีไซเคิลด้วยกระบวนการลอย ซึ่งองค์ประกอบที่ถูกแยกออกมาเป็นเส้นใยกระดาษสั้น หมึกพิมพ์ สารเติมแต่ง และสิ่งปนเปื้อน อาทิ ดินขาว แป้งทัลคัม และแคลเซียมคาร์บอเนตถึงร้อยละ 45 ถึง 65 โดยน้ำหนัก (Kloekke, 2018; Lou et al., 2012) กากตะกอนมีความชื้นสูงประมาณร้อยละ 35 ถึง 60 และค่าความร้อนรวมต่ำอยู่ที่ 6 ถึง 10 MJ/kg เนื่องจากมีปริมาณเถ้าสูง (Monte et al., 2009; Fifer Bizjak et al., 2021) เถ้าที่เหลือจากการเผาประกอบด้วยอะลูมิเนียมและแคลเซียมออกไซด์เป็นหลัก ซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นสารเติมแต่งในการผลิตซีเมนต์ ในขณะที่บางโรงงานแปรรูปกากตะกอนเป็นวัตถุดิบอาหารสัตว์เพื่อเพิ่มมูลค่าและลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม (Norgren, 2022; Ingale & Nemade, 2023)

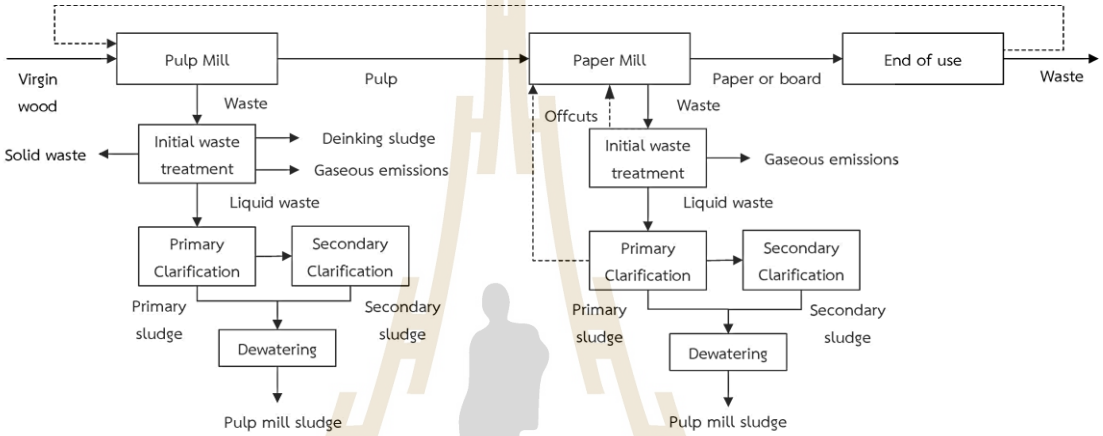
2.1.2.3 กากตะกอนส่วนเกินในระบบบำบัดน้ำเสีย

กากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษประกอบด้วยน้ำเป็นส่วนใหญ่ ทำให้กระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิลก่อให้เกิดกากตะกอนส่วนเกินในปริมาณประมาณ 200 ถึง 400 กิโลกรัมของกากตะกอนต่อตันกระดาษ (Turner et al., 2022) และในรูปของกากตะกอนแห้งจะอยู่ในช่วง 40 ถึง 50 กิโลกรัมต่อตันกระดาษ (Mahmood & Elliott, 2006; Jele et al., 2022)

กากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษแบ่งออกเป็นสองประเภทหลัก คือ กากตะกอนปฐมภูมิ (Primary Sludge: PS) ที่เกิดจากการตกตะกอนขั้นต้น ประกอบด้วยเส้นใยเซลลูโลสและสารอินทรีย์ที่ตกตะกอนได้ง่าย และกากตะกอนทุติยภูมิ (Secondary Sludge: SS) ที่เกิดจากกระบวนการทางชีวภาพในระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์ มีลักษณะเป็นมวลจุลินทรีย์ที่ยากต่อการแยกน้ำออก โดยทั่วไปกากตะกอนส่วนเกินจะประกอบด้วยกากตะกอน PS ประมาณร้อยละ 70 และกากตะกอน SS ประมาณร้อยละ 30 (Turner et al., 2022) กากตะกอน PS มีความสามารถในการแยกน้ำที่ดีกว่าเนื่องจากมีอนุภาคขนาดใหญ่ ในขณะที่กากตะกอน SS มีน้ำที่จับยึดสูงทำให้แยกน้ำยากกว่า จึงมักผสมกากตะกอนทั้งสองรวมกันก่อนการบำบัดหรือการแยกน้ำ (Johansson et al., 2024) โดยแหล่งกำเนิดของกากตะกอนส่วนเกินที่เกิดขึ้นในอุตสาหกรรมกระดาษ แสดงดังรูปที่ 2.2

2.2 กากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษ

อุตสาหกรรมผลิตกระดาษเป็นอุตสาหกรรมที่มีปริมาณกากตะกอนส่วนเกินสูง เนื่องจากลิกโนเซลลูโลสเพียงครึ่งหนึ่งเท่านั้นที่ถูกเปลี่ยนเป็นเยื่อกระดาษสำหรับใช้ในกระบวนการผลิต ส่วนที่เหลือจะกลายเป็นของเสีย (Balwaik & Raut, 2012) ทำให้กากตะกอนส่วนเกินส่วนใหญ่เป็นสารอินทรีย์และมีความชื้นสูง ลักษณะของกากตะกอนจะแตกต่างกันไปตามกระบวนการผลิตกระดาษนั้น ๆ



รูปที่ 2.2 แหล่งกำเนิดกากตะกอนส่วนเกินที่เกิดขึ้นในอุตสาหกรรมกระดาษ (Turner et al., 2022)

จากข้อมูลในตารางที่ 2.3 พบว่ากากตะกอน PS กากตะกอน SS และกากตะกอนผสม (Mixed Sludge: MS) จากอุตสาหกรรมกระดาษมีความชื้นในช่วงกว้าง โดยกากตะกอน PS มีค่าความชื้นอยู่ระหว่างร้อยละ 17.50 ถึง 85 ขณะที่กากตะกอน SS มีค่าความชื้นสูงกว่าในช่วงร้อยละ 53 ถึง 99 ค่า pH ของทั้งกากตะกอน PS และกากตะกอน SS อยู่ในช่วง 5.0 ถึง 11.0 เนื่องจากกระบวนการผลิตเยื่อและกระดาษมีการเติมสารเคลือบกระดาษ เช่น แคลเซียมคาร์บอเนต ($CaCO_3$) ซึ่งทำให้มีความเป็นด่างอ่อน จึงจำเป็นต้องปรับค่า pH ให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมกับระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน คือ 6.8 ถึง 7.4 (Veluchamy, 2018) เพื่อประสิทธิภาพในการย่อยสลายและการผลิตก๊าซชีวภาพที่ดีขึ้น สำหรับองค์ประกอบของแข็ง พบว่า กากตะกอน PS มีค่าของแข็งทั้งหมด (Total Solids: TS) สูงถึงร้อยละ 80 และมีค่าของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Total Volatile Solids: TVS) อยู่ที่ร้อยละ 57.94 ขณะที่กากตะกอน SS มีค่า TS ต่ำกว่า (ร้อยละ 1.0 ถึง 2.0) แต่มีค่า TVS สูงกว่า (ร้อยละ 65 ถึง 97) ส่วนค่าเถ้า (Ash) ในกากตะกอน PS มีค่าสูงถึงร้อยละ 54.06 ในขณะที่กากตะกอน SS มีค่าอยู่ระหว่างร้อยละ 10 ถึง 25

ตารางที่ 2.3 ลักษณะของกากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

พารามิเตอร์	Chakraborty et al. (2019)		Kaur et al. (2020)		Turner et al. (2022)		Assis & Chirwa (2021)	Jele et al. (2022)
	กากตะกอน PS	กากตะกอน SS	กากตะกอน MS	กากตะกอน SS	กากตะกอน PS	กากตะกอน SS	กากตะกอน PS	กากตะกอน SS
Moisture (%wt.)	20	98 - 99	52 - 60.3	68 - 99	43 - 85	53 - 99	17.50	78.77
pH	7.39	6.0 - 7.6	5.5 - 8.2	6.5 - 7.6	5.0 - 11.0	6.0 - 8.5	N/A	8.10
TCOD (mg/L)	64,000	11,000	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
TS (%wt.)	80	1.0 - 2.0	39.7 - 48	1 - 32	15 - 57	1 - 47	82.5	21.23
TVS (%TS)	57.94	65 - 97	85 - 90	65 - 97	85 - 90	80 - 90	63.31	75.31
Ash (%TS)	54.06	3 - 35	10 - 15	10 - 20	10 - 15	10 - 20	31.51	24.69
N (%TS)	N/A	3.3 - 7.7	0.045 - 0.028	3.3 - 7.7	0.45 – 2.8 g/L	11 – 77 g/L	N/A	0.57 (%wt.)
P (%TS)	N/A	0.5 - 2.8	0.01 - 0.06	0.5 - 2.8	0.1 - 6 g/L	2.5 – 28 g/L	N/A	N/A
C/N ratio	N/A	N/A	32:1 - 930:1	9:1 - 81:1	111:1 - 943:1	8:1 - 50:1	N/A	74.56:1
Lignin (%TS)	5.68	N/A	2.2 - 20.92 (%wt.)	16.85 - 58.0 (%wt.)	N/A	N/A	N/A	33.5
Cellulose (%TS)	32.49	N/A	23.6 - 60.8 (%wt.)	2.0 - 28 (%wt.)	N/A	N/A	N/A	N/A
Hemicellulose (%TS)	6.53	N/A	4.9 - 14.2 (%wt.)	12.0 - 15.0 (%wt.)	N/A	N/A	N/A	N/A

หมายเหตุ N/A หมายถึงไม่พบข้อมูลในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง และ %wt. หมายถึง ร้อยละโดยน้ำหนักเปียก

สำหรับองค์ประกอบอินทรีย์ พบว่า กากตะกอน PS ประกอบด้วยลิกนินในช่วงร้อยละ 2.2 ถึง 58.0 เซลลูโลสร้อยละ 2.0 ถึง 60.8 และเฮมิเซลลูโลสร้อยละ 4.9 ถึง 15.0 ส่วนกากตะกอน SS มีสารอาหารหลักสูง โดยเฉพาะไนโตรเจน (N) อยู่ในช่วงร้อยละ 0.57 ถึง 7.7 ฟอสฟอรัส (P) ร้อยละ 0.5 ถึง 2.8 และกำมะถัน (S) ร้อยละ 0.61 ถึง 4.18 นอกจากนี้ ค่าอัตราส่วนคาร์บอนต่อไนโตรเจน (C/N ratio) ของกากตะกอน PS อยู่ในช่วง 32 ต่อ 1 ถึง 943 ต่อ 1 ซึ่งสูงเกินช่วงที่เหมาะสมต่อกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (20 ต่อ 1 ถึง 30 ต่อ 1; Veluchamy, 2018) อย่างมีนัยสำคัญ เมื่อค่า C/N ratio สูงเกินไป ไนโตรเจนจะถูกจุลินทรีย์สร้างมีเทน (Methanogenic bacteria) ใช้ไปอย่างรวดเร็วในการสังเคราะห์โปรตีนของเซลล์ ส่งผลให้จุลินทรีย์ไม่สามารถย่อยสลายคาร์บอนที่เหลือในวัตถุดิบได้เต็มที่ และทำให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพลดต่ำลง ขณะที่กากตะกอน SS มีค่า C/N ratio อยู่ระหว่าง 8 ต่อ 1 ถึง 86.21 ต่อ 1 การผสมกากตะกอนทั้งสองประเภทจึงเป็นแนวทางที่สามารถปรับสมดุลธาตุอาหาร โดยจากการศึกษาของ Lopes et al. (2018) พบว่าสามารถลดค่า C/N ratio ลงเหลือประมาณ 31 ต่อ 1 ซึ่งเหมาะสมต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนและการผลิตก๊าซชีวภาพอย่างมีประสิทธิภาพ

2.3 ความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของกากตะกอน

สัดส่วนสารอินทรีย์สามารถแบ่งได้ในรูปของค่าความต้องการออกซิเจนทางเคมี (Chemical Oxygen Demand: COD) ซึ่งใช้เพื่ออธิบายลักษณะการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัดแบบชีวภาพ โดยค่าซีโอดีนี้สามารถนำไปใช้ประเมินสมบัติความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของตัวอย่างที่ทำการศึกษา และทำนายประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ได้เบื้องต้น เพื่อใช้ในการเลือกและออกแบบระบบบำบัด รวมทั้งใช้ทำนายอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพในระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนได้อย่างเหมาะสม โดยสามารถวิเคราะห์ได้ดังรูปที่ 2.3 ซึ่งแบ่ง COD ทั้งหมด (Total COD: TCOD) ออกเป็นสองส่วนหลัก ได้แก่ (1) ส่วนที่ย่อยสลายทางชีวภาพได้ (Biodegradable COD: BCOD) และ (2) ส่วนที่ย่อยสลายทางชีวภาพไม่ได้ (Unbiodegradable COD: UCOD)

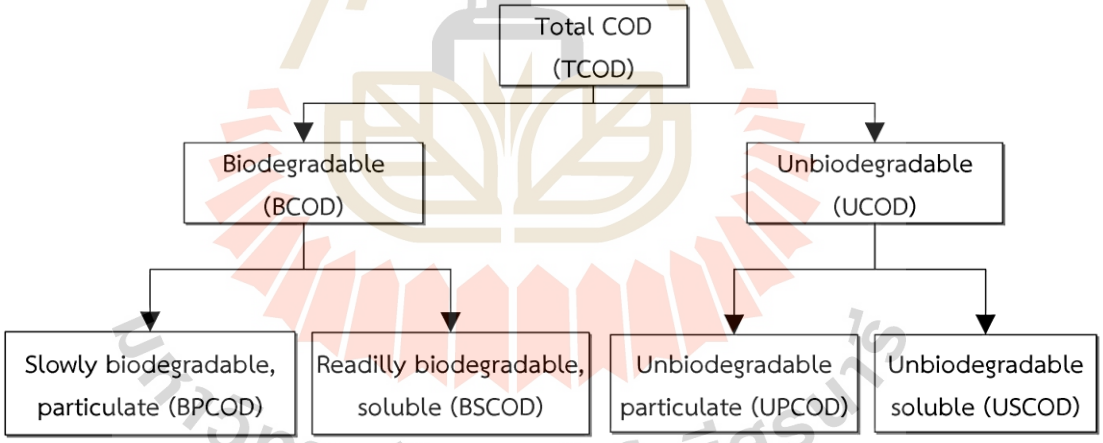
(1) Biodegradable COD (BCOD) แบ่งออกเป็น 2 ส่วน ได้แก่ คือ ซีโอดีที่ย่อยสลายได้อย่างรวดเร็วหรือส่วนที่ละลายน้ำ (Biodegradable Soluble COD: BSCOD) และซีโอดีที่ย่อยสลายได้ช้าหรือส่วนที่ไม่ละลายน้ำ (Biodegradable Particulate COD: BPCOD)

โดยสัดส่วนที่ย่อยสลายได้อย่างรวดเร็วนี้ คือสัดส่วนสารอินทรีย์ในรูป COD ที่สามารถย่อยสลายได้ง่ายสำหรับจุลินทรีย์แบบเฮเทอโรโทรฟิก โดยสัดส่วนดังกล่าวเกิดขึ้นระหว่างการไฮโดรไลซิสของสัดส่วนอนุภาคสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ช้า และเป็นแหล่งพลังงานสำคัญสำหรับกระบวนการย่อยสลาย ซึ่งสารอินทรีย์ในสัดส่วนนี้สามารถดูดซึมเข้าสู่เซลล์จุลินทรีย์ได้ง่าย ในระบบ

แบบใช้ออกซิเจน สัดส่วนที่ย่อยสลายได้เร็วจะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนละลายน้ำ โดยส่วนหนึ่งจะกลายเป็นแหล่งพลังงานสำหรับการเจริญเติบโตของเซลล์จุลินทรีย์และผลิตก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ทำให้ปริมาณ COD ทั้งหมดลดลง อีกส่วนหนึ่งจะถูกใช้ในการสร้างมวลชีวภาพหรือเซลล์ใหม่ ขณะที่ในระบบแบบไม่ใช้ออกซิเจน สัดส่วนที่ย่อยสลายได้เร็วนี้เกิดจากการไฮโดรไลซิสสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ช้าเช่นเดียวกันกับระบบใช้ออกซิเจน และทำหน้าที่เป็นสารตั้งต้นสำหรับการผลิตกรด-อินทรีย์ระเหยง่ายโดยแบคทีเรียสร้างกรดในขั้นตอนที่สอง

สำหรับสัดส่วนสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ช้านั้น จะเป็นสารอินทรีย์ขนาดโมเลกุลใหญ่ สารคอลลอยด์ และอนุภาคสารอินทรีย์ที่ต้องผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิสภายนอกเซลล์ก่อนจึงจะสามารถย่อยสลายได้ โดยสัดส่วนนี้จะถูกย่อยสลายให้กลายเป็นสัดส่วนที่ย่อยสลายได้เร็ว จากนั้นจึงถูกเผาผลาญโดยตรงผ่านกระบวนการเผาผลาญในเซลล์ และในขั้นตอนนี้จะไม่มีการย่อยสลายสารอินทรีย์เพิ่มเติม ทำให้ค่าซีโอดีมีค่าคงที่

(2) Unbiodegradable COD (UCOD) แบ่งออกเป็น 2 ส่วน ได้แก่ ซีโอดีที่ย่อยสลายทางชีวภาพไม่ได้ในรูปแบบที่ละลายน้ำ (Unbiodegradable Soluble COD: USCOD) และซีโอดีที่ย่อยสลายไม่ได้ในรูปแบบที่ไม่ละลายน้ำ (Unbiodegradable Particulate COD: UPCOD)



รูปที่ 2.3 สัดส่วนซีโอดีของกากตะกอน
(Orhon & Cokgor, 1997)

โดยสัดส่วนสารอินทรีย์ละลายน้ำที่ไม่สามารถย่อยสลายด้วยระบบบำบัดน้ำเสียทั่วไปนี้ถือเป็นสารที่มีอิทธิพลต่อกระบวนการย่อยสลาย และสามารถสะท้อนสัดส่วนสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ทางอ้อม โดยสารอินทรีย์ชนิดนี้เกิดขึ้นจากการไฮโดรไลซิสของอนุภาคสารอินทรีย์หรือสัดส่วนสารอินทรีย์ละลายน้ำที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ ในขณะที่สัดส่วนอนุภาคสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถ

ย่อยสลายหรือย่อยสลายได้ช้ามากนี้ เกิดจากการสลายตัวและแตกตัวของเซลล์ รวมถึงการย่อยสลายมวลชีวภาพ ส่งผลให้ปริมาณ COD ทั้งหมดลดลง สัดส่วนนี้มักมีค่าค่อนข้างสูงในกากตะกอนที่มีระยะเวลาเก็บกักนาน ดังนั้น การประเมิน COD Fractions จะมีสัดส่วนที่แตกต่างกันในการทดลองที่ช่วงอายุตะกอน (Sludge Retention Time: SRT) แตกต่างกัน โดยมีงานวิจัยหลายชิ้นที่ศึกษาสัดส่วนซีโอดี (COD Fractions) จากกากตะกอน แสดงดังตารางที่ 2.4

ตารางที่ 2.4 ความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของกากตะกอนส่วนเกินในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ประเภทกากตะกอน	COD Fractions (%)				อ้างอิง
	BPCOD	BSCOD	UPCOD	USCOD	
กากตะกอน PS จากน้ำเสียชุมชน	12.17 - 14.25	13.47 - 43.35	41.71 - 73.43	0.92 - 2.05	Cokgor et al. (2006)
กากตะกอนน้ำเสียชุมชน	35	47	13	5	Ciaciuch et al. (2017)

เมื่อพิจารณาผลการศึกษาเปรียบเทียบของ Cokgor et al. (2006) และ Ciaciuch et al. (2017) พบว่าข้อมูล COD Fractions มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญตามวิธีการและเงื่อนไขที่ใช้ โดย Cokgor et al. (2006) รายงานว่าการหมักกากตะกอน PS ภายใต้สภาวะที่ไม่ควบคุมส่งผลให้ VFA เพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ แต่ COD Fractions หลังการหมักยังคงมีสัดส่วนที่ย่อยสลายได้ช้า (BPCOD) สูงกว่า BSCOD สะท้อนให้เห็นว่าการย่อยสลายกากตะกอนเชิงเดี่ยวไม่สามารถเปลี่ยน COD ส่วนใหญ่ไปอยู่ในรูปที่จุลินทรีย์ใช้ได้ทันที ขณะที่การศึกษาของ Ciaciuch et al. (2017) พบว่าการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนแบบสองขั้นตอนร่วมกับการใช้ความร้อนมีผลต่อการเปลี่ยนแปลง COD Fractions อย่างมีนัยสำคัญ โดยทำให้ BSCOD เพิ่มขึ้นถึงร้อยละ 43 และ BPCOD ลดลงร้อยละ 28 แสดงให้เห็นว่าการใช้ความร้อนช่วยเร่งการสลายโครงสร้างสารอินทรีย์เชิงซ้อน เช่น คอลลอยด์และสารแขวนลอย ให้กลายเป็นสารประกอบที่ละลายน้ำได้ง่ายและถูกจุลินทรีย์นำไปใช้ได้ทันที ซึ่งเป็นไปตามทฤษฎีที่ว่า การปรับปรุงกระบวนการย่อยสลายด้วยการปรับสภาพเบื้องต้น (pre-treatment) สามารถเพิ่มปริมาณ readily biodegradable COD และส่งผลต่อการผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างมีประสิทธิภาพมากกว่าการหมักแบบธรรมดา

2.4 พิษและสารยับยั้งการย่อยสลายทางชีวภาพในกากตะกอน

สารบางชนิดหากมีความเข้มข้นสูงเกินไปอาจเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบย่อยสลายทางชีวภาพได้ โดยระดับของความเป็นพิษนั้นขึ้นอยู่กับชนิดและปริมาณของสารพิษที่ปนเปื้อนอยู่ในระบบ ซึ่งสามารถจำแนกออกเป็นกลุ่มต่าง ๆ ได้ดังนี้

2.4.1 อิออนประจุบวกโลหะเบา (Light Metal Cation)

อิออนประจุบวกของโลหะเบา เช่น โซเดียม (Na^+), โพแทสเซียม (K^+), แคลเซียม (Ca^{2+}) และแมงกานีส (Mn^{2+}) อาจเกิดขึ้นได้จากกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายในระบบ หรือจากการเติมสารเคมีเพื่อปรับค่า pH ซึ่งอิออนเหล่านี้สามารถส่งผลเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนได้ โดยความเป็นพิษดังกล่าวมีลักษณะเป็นปฏิกิริยาที่ซับซ้อน และจะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของอิออนประจุบวกของโลหะเบาแต่ละชนิด แสดงดังตารางที่ 2.5

ทั้งนี้ ความเป็นพิษของอิออนประจุบวกของโลหะเบาแต่ละชนิดมีระดับความรุนแรงไม่เท่ากัน โดยอิออนที่มีวาเลนซีเท่ากับ 1 เช่น Na^+ และ K^+ จะมีความเป็นพิษต่อจุลินทรีย์น้อยกว่าอิออนที่มีวาเลนซีเท่ากับ 2 เช่น Ca^{2+} และ Mg^{2+} ซึ่งมีความเป็นพิษมากกว่าถึง 10 เท่า ดังนั้นความเป็นพิษของอิออนประจุบวกของโลหะเบาจะเพิ่มขึ้นตามค่าวาเลนซีที่สูงขึ้น

ตารางที่ 2.5 ความเข้มข้นที่กระตุ้นและยับยั้งของอิออนประจุบวกโลหะเบา

อิออนประจุบวกโลหะเบา	ความเข้มข้น (mg/kg dry weight)		
	กระตุ้น	เริ่มยับยั้ง	ยับยั้งอย่างรุนแรง
Ca^{2+}	200	2,500-4,500	8,000
Mg^{2+}	75-150	1,000-1,500	3,000
K^+	200-400	2,500-4,500	12,000
Na^+	230-350	3,000-5,500	8,000

หมายเหตุ อ้างอิงจาก Veluchamy (2018)

ความเป็นพิษของอิออนประจุบวกของโลหะเบาสามารถลดลงได้ภายใต้เงื่อนไขบางประการ กล่าวคือ ในกรณีที่มีอิออนประจุบวกของโลหะเบาชนิดหนึ่งซึ่งมีความเป็นพิษต่อแบคทีเรียไม่ใช้ออกซิเจน หากมีอิออนประจุบวกของโลหะเบาอีกชนิดหนึ่งอยู่ร่วมด้วย อาจส่งผลให้ความเป็นพิษของอิออนชนิดแรกลดลง ปรากฏการณ์นี้เรียกว่า Antagonism อย่างไรก็ตาม ในทางตรงกันข้าม อิออนประจุบวกของโลหะเบาบางชนิดอาจเสริมฤทธิ์กันและส่งผลให้ความเป็นพิษเพิ่มขึ้นเมื่ออยู่ร่วมกัน ซึ่งเรียกว่า Synergism แสดงดังตารางที่ 2.6 และ 2.7

ตารางที่ 2.6 อิออนประจุบวกโลหะเบาเพิ่มความเป็นพิษ (Synergism) และอิออนประจุบวกโลหะเบาลดความเป็นพิษ (Antaginism)

อิออนประจุบวกโลหะเบา	เพิ่มความเป็นพิษ (Synergism)	ลดความเป็นพิษ (Antaginism)
แอมโมเนีย (N)	Ca, Mg, K	Na
Ca	แอมโมเนีย (N) , Mg	K, Na
Mg	แอมโมเนีย (N) , Mg	K, Na
K	-	K, Na
Na	แอมโมเนีย (N), Ca, Mg	K

หมายเหตุ อ้างอิงจาก กนิษฐา วิมลรัตน์ (2552)

ตารางที่ 2.7 อิออนประจุบวกโลหะเบาในกากตะกอนจากอุตสาหกรรมผลิตกระดาษ

อิออนประจุบวกโลหะเบา	ความเข้มข้น (mg/kg dry weight)		อ้างอิง
	กากตะกอน PS	กากตะกอน SS	
Ca	31,560-38,000	16,900-25,600	Kaur et al. (2020)
Mg	540	3,830	Monte et al. (2009)
K	200-455	900-1,820	Kaur et al. (2020)
Na	500-2,938	6,000-10,800	Kaur et al. (2020)

ทั้งนี้ จากข้อมูลข้างต้นพบว่าอิออนประจุบวกของโลหะเบาในกากตะกอนที่ได้จากอุตสาหกรรมผลิตกระดาษมีความหลากหลาย โดยเฉพาะในกากตะกอน SS ซึ่งมีปริมาณสารอาหารสูงกว่ากากตะกอน PS อย่างมีนัยสำคัญ ความแตกต่างนี้เกิดจากกระบวนการผลิตเยื่อกระดาษทางเคมีที่มีการเติมสารเคมีต่าง ๆ เช่น NaOH, Na_2S, $Ca(HSO_3)_2$ และ $Mg(HSO_3)_2$ เพื่อปรับปรุงคุณภาพของเยื่อ ส่งผลให้เกิดการสะสมของอิออนประจุบวกของโลหะเบาในกากตะกอนในปริมาณสูง

2.4.2 โลหะหนัก (Heavy Metal)

โลหะหนัก ได้แก่ เหล็ก ดีบุก ตะกั่ว สังกะสี ทองแดง แคดเมียม โคบอลต์ โครเมียม และนิกเกิล เป็นต้น ซึ่งอิออนของโลหะหนักเหล่านี้สามารถก่อให้เกิดพิษต่อจุลินทรีย์ โดยระดับความเป็นพิษของโลหะหนักขึ้นอยู่กับความสามารถในการละลายน้ำของเกลือโลหะหนักชนิดนั้น ๆ ซึ่งปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อการละลายของเกลือโลหะหนักคือปริมาณของไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ที่มีอยู่ในน้ำเสีย เนื่องจากไฮโดรเจนซัลไฟด์จะทำปฏิกิริยากับโลหะหนักเกิดเป็นเกลือซัลไฟด์ที่ไม่ละลายน้ำและสามารถตกตะกอนได้ อย่างไรก็ตาม หากน้ำเสียมีปริมาณซัลไฟด์ไม่เพียงพอ ก็จะไม่สามารถทำให้โลหะหนักตกตะกอนได้อย่างมีประสิทธิภาพ ซึ่งจำเป็นต้องมีการเติมเกลือซัลไฟด์หรือเกลือซัลเฟต

เพิ่มเติม โดยเกลือทั้งสองชนิดนี้สามารถถูกรีดิวซ์ภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน (Anaerobic condition) ให้กลายเป็นซัลไฟด์ และทำให้สามารถลดความเป็นพิษของโลหะหนักในระบบได้ (อาริยา วิรัชวรกุล, 2546)

จากตารางที่ 2.8 แสดงความเข้มข้นของโลหะหนักที่เหมาะสมต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน และตารางที่ 2.9 แสดงค่าความเข้มข้นของโลหะหนักในกากตะกอนจากอุตสาหกรรมผลิตกระดาษ พบว่า โดยส่วนใหญ่โลหะหนักมีอยู่ในระดับความเข้มข้นที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน ยกเว้น Fe ซึ่งพบว่ามีความเข้มข้นสูงกว่าช่วงที่เหมาะสมสำหรับการผลิตก๊าซชีวภาพ อย่างไรก็ตาม Fe ที่มีอยู่ในปริมาณสูงยังสามารถส่งผลดีต่อการเพิ่มผลผลิตก๊าซชีวภาพได้ เนื่องจากสามารถช่วยในการตกตะกอนของเหล็กซัลไฟด์ ซึ่งเป็นผลให้ลดการเกิด H_2S ในระบบได้ (Wood et al., 2009)

ตารางที่ 2.8 ความเข้มข้นของโลหะหนักที่เหมาะสมต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

โลหะหนัก	ความเข้มข้น (mg/kg dry weight)
Co	150
Cu	75
Fe	1,800
Ni	100
Zn	60

หมายเหตุ อ้างอิงจาก Veluchamy (2018)

ตารางที่ 2.9 โลหะหนักในกากตะกอนจากอุตสาหกรรมผลิตกระดาษ

โลหะหนัก	ความเข้มข้น (mg/kg dry weight)		อ้างอิง
	กากตะกอน PS	กากตะกอน SS	
Co	1.0-1.5	1.0-3.0	Kaur et al. (2020)
Cu	15-238	12-71	Kaur et al. (2020)
Fe	1,930	6,280	Monte et al. (2009)
Ni	6-89	8-38	Kaur et al. (2020)
Zn	26-141	30-475	Kaur et al. (2020)

ทั้งนี้ การศึกษาของ Kaur et al. (2020) พบว่าอิออน Ca และ Mg ในกากตะกอน PS (31,560 ถึง 38,000 mg/kg และ 540 mg/kg ตามลำดับ) อยู่ในระดับสูงเกินกว่าช่วงที่ส่งเสริมการทำงานร่วมกัน (synergism) ระหว่างโลหะเบาเพื่อสนับสนุนการสลายตัวของจุลินทรีย์ไม่ใช้ออกซิเจน ตามทฤษฎีที่แนะนำว่า Ca, Mg และ K ควรมีความเข้มข้นสมดุลเพื่อเสริมฤทธิ์กัน ในขณะที่

Na ซึ่งมีค่าถึง 2,938 mg/kg จัดเป็นตัวยับยั้ง (antagonism) กระบวนการนี้ (กนิษฐา วิมลรัตน์, 2552) นอกจากนี้ Monte et al. (2009) รายงานว่า Fe ในกากตะกอน PS มีความเข้มข้น 1,930 mg/kg ซึ่งสูงกว่าเกณฑ์ที่เหมาะสมสำหรับการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Fe ≤1 800 mg/kg) ทำให้เสี่ยงต่อการยับยั้งการสร้างมีเทน ยืนยันว่าการควบคุมระดับโลหะหนักให้ไม่เกิน Co ≤150, Cu ≤75, Fe ≤1,800, Ni ≤100, Zn ≤60 mg/kg เป็นสิ่งจำเป็นต่อความเสถียรและประสิทธิภาพของระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

2.5 เทคโนโลยีในการเพิ่มมูลค่าจากกากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษ

เทคโนโลยีในการเพิ่มมูลค่าจากกากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษ โดยการนำกลับมาใช้ประโยชน์เป็นพลังงานหมุนเวียน มีหลายวิธี ซึ่งจะกล่าวถึงกระบวนการทางชีวภาพ คือ การผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas) และกระบวนการทางความร้อน คือ การผลิตเชื้อเพลิงขยะ (Refuse-derived Fuel: RDF) โดยแต่ละวิธีมีรายละเอียด ดังนี้

2.5.1 การผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas)

การผลิตก๊าซชีวภาพโดยใช้เทคโนโลยีการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Digestion: AD) เป็นกระบวนการบำบัดของเสียที่ได้รับการยอมรับอย่างแพร่หลาย เนื่องจากมีข้อดีหลายประการทั้งด้านสิ่งแวดล้อม การจัดการของเสีย และการผลิตพลังงาน งานวิจัยและทฤษฎีสอดคล้องกันว่ากระบวนการ AD สามารถลดปริมาณและความเป็นอันตรายของขยะมูลฝอยอินทรีย์ พร้อมทั้งลดกลิ่นเหม็น ปัญหาสัตว์พาหะ และความจำเป็นในการใช้พื้นที่ฝังกลบ (กนิษฐา วิมลรัตน์, 2552) อีกทั้งยังสามารถผลิตก๊าซชีวภาพที่เป็นพลังงานทดแทนในรูปของมีเทน ซึ่งมีศักยภาพในการทดแทนพลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิล และเหมาะสมต่อการใช้กับของเสียเปียกที่ไม่สามารถเผาได้อย่างมีประสิทธิภาพ (Jameel et al., 2024) อย่างไรก็ตาม ข้อจำกัดของเทคโนโลยีนี้ ได้แก่ การเริ่มต้นระบบที่ใช้เวลานาน ความเปราะบางของสมดุลจุลินทรีย์ในระบบ และการเกิดก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ซึ่งก่อกลิ่นรบกวนและมีฤทธิ์กัดกร่อนอุปกรณ์ ทั้งนี้ทฤษฎีและแนวทางการวิจัยชี้ว่าปัญหาดังกล่าวสามารถบรรเทาได้ด้วยการควบคุมสภาวะการเดินระบบอย่างเหมาะสม การคัดเลือกหรือเสริมจุลินทรีย์ที่มีประสิทธิภาพ และการประยุกต์ใช้การย่อยสลายร่วม (co-digestion) ของสารตั้งต้นหลายชนิด เพื่อปรับสมดุลธาตุอาหารและเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ ซึ่งแสดงให้เห็นว่ากระบวนการ AD แม้มีข้อจำกัดเชิงปฏิบัติ แต่ก็ยังเป็นเทคโนโลยีที่มีศักยภาพสูงสำหรับการจัดการของเสียและการผลิตพลังงานหมุนเวียนในระยะยาว

หลักการการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจน (AD) เป็นกระบวนการเปลี่ยนสารอินทรีย์ในกากตะกอนให้กลายเป็นก๊าซชีวภาพ ได้แก่ มีเทน (CH_4) คาร์บอนไดออกไซด์

(CO_2) ไฮโดรเจน (H_2) และสารอื่น ๆ ภายใต้สภาวะปราศจากออกซิเจน (สมการ 2.1) กระบวนการนี้ประกอบด้วย 4 ขั้นตอนหลัก ได้แก่ ไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) อะซิโดเจนเนซิส (Acidogenesis) อะซิโตเจเนซิส (Acetogenesis) และเมทาโนเจเนซิส (Methanogenesis) โดยแต่ละขั้นตอนมีบทบาทเฉพาะในการสลายสารอินทรีย์และผลิตก๊าซชีวภาพที่สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้

ในขั้นตอนไฮโดรไลซิส สารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ เช่น โปรตีน แป้ง และไขมัน ถูกย่อยสลายเป็นโมเลกุลเชิงเดี่ยว เช่น กรดอะมิโน น้ำตาลกลูโคส และกรดไขมัน โดยใช้เอนไซม์นอกเซลล์จากไฮโดรไลติกแบคทีเรีย (Hydrolytic Bacteria) ต่อมาขั้นตอนอะซิโดเจเนซิส แบคทีเรียอะซิโดเจนิก (Acidogenic Bacteria) จะหมักสารอินทรีย์เหล่านี้ให้กลายเป็นสารตัวกลาง เช่น กรดอะซิติก กรดโพรไพโอนิก กรดบิวทิริก รวมถึงก๊าซไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งกรดอะซิติกและก๊าซไฮโดรเจนจะเป็นสารตั้งต้นสำหรับการผลิตมีเทน (Hülsemann et al., 2020) ขั้นตอนอะซิโตเจเนซิส แบคทีเรียอะซิโตเจนิกและ H_2-producing Bacteria จะเปลี่ยนกรดอินทรีย์ระเหยง่ายและแอลกอฮอล์ให้กลายเป็นกรดอะซิติก ก๊าซไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ โดยต้องอาศัยสภาวะความดันไฮโดรเจนต่ำ ซึ่งมีความสัมพันธ์แบบพึ่งพาอาศัยกับเมทาโนเจนเพื่อควบคุมความดันไฮโดรเจนและป้องกันการสะสมของกรดอินทรีย์ขนาดเล็กที่อาจยับยั้งการทำงานของแบคทีเรียในขั้นตอนถัดไป

$$\text{อินทรีย์สาร} + \text{จุลินทรีย์} \longrightarrow CH_4 + CO_2 + NH_3 + H_2 + H_2S \quad (2.1)$$

$$CO_2 + 4H_2 \longrightarrow CH_4 + 2H_2O \quad (2.2)$$

$$CH_3COOH \longrightarrow CH_4 + CO_2 \quad (2.3)$$

ขั้นตอนสุดท้ายคือ เมทาโนเจเนซิส ซึ่งเป็นกระบวนการผลิตก๊าซมีเทนโดยเมทาโนเจนที่แบ่งออกเป็น 2 กลุ่มย่อย ได้แก่ ไฮโดรเจโนโทรฟิคเมทาโนเจน (Hydrogenotrophic Methanogens) ที่เปลี่ยน H_2 และ CO_2 เป็น CH_4 ตามสมการ 2.2 และอะซีโตโทรฟิคเมทาโนเจน (Acetotrophic Methanogens) ที่เปลี่ยนกรดอะซิติกเป็น CH_4 และ CO_2 ตามสมการ 2.3 เมทาโนเจนกลุ่มอะซีโตโทรฟิคนี้มีอัตราการเจริญเติบโตช้ากว่ากลุ่มที่ใช้ H_2 แต่มีบทบาทสำคัญต่อการผลิตก๊าซมีเทน ซึ่งในกระบวนการผลิตก๊าซชีวภาพภายใต้สภาวะเหมาะสม จะพบว่าก๊าซมีเทนประมาณร้อยละ 66.67 มาจากการเปลี่ยนกรดอะซิติก และอีกร้อยละ 33.33 มาจากการรีดักชันของ CO_2 ด้วย H_2 โดยสภาวะการทำงานที่เหมาะสมสามารถสรุปได้ตามตาราง 2.10

ตารางที่ 2.10 สภาวะที่เหมาะสมในการเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพ

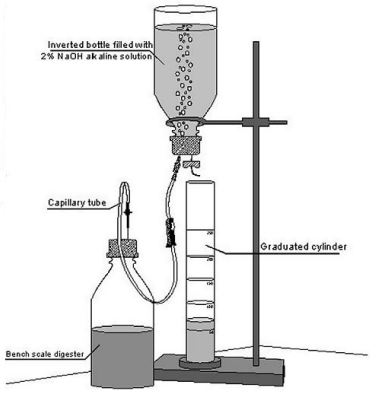
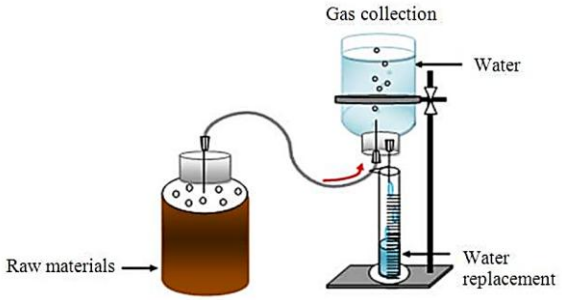
พารามิเตอร์	ค่าที่เหมาะสม
Temperature	Psychrophilic (5 - 15 °C), Meso philic (35 - 40 °C), Thermo philic (50 - 65 °C)
pH	6.8 - 7.4
VFA	>2,000 mg/L (Acetic Acid) >6,000 - 8,000 (Total Volatile Acids)
Alkalinity	1,000 - 5,000 mg $CaCO_3$/L
C/N ratio	20 - 30
Sulfide	< 250 mg H_2S/L (pH 6.4 - 7.2), 90 mg H_2S/L (pH 7.8 - 8.0) > 100 mg Soluble/L
Cu	150 mg Cu/kg dry solid
Co	75 mg Co/kg dry solid
Cd	150 mg/L
Fe	1,800 mg Fe/kg dry solid
Cr	200 - 250 mg/L
Ni	100 mg Ni/kg dry solid
Zn	60 mg Zn/kg dry solid
TKN	1,500 - 3,000 mg/L (pH >7.6), 600 - 800 mg/L (free ammonia)

หมายเหตุ อ้างอิงจาก Veluchamy (2018)

2.5.1.1 รูปแบบชุดทดลองศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (Biochemical Methane Potential Test: BMP Test)

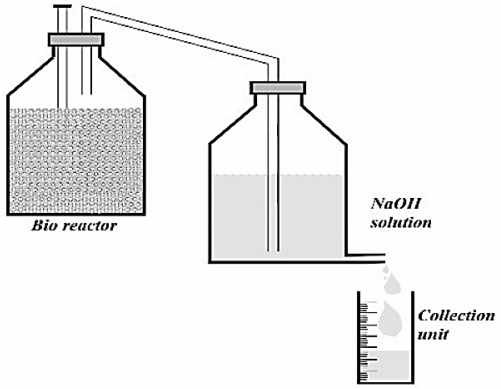
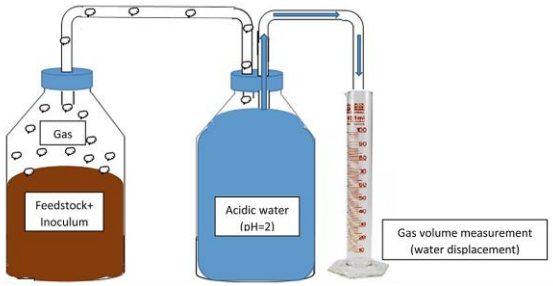
การทดสอบ BMP Test ดำเนินการในการทดลองแบบกะ (Batch Reactor) และในระดับห้องปฏิบัติการ โดยวัดปริมาณก๊าซชีวภาพหรือไบโอมีเทนสูงสุดที่ผลิตได้ต่อกรัมของของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (TVS) ที่มีอยู่ในสารอินทรีย์ที่ใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน ซึ่งรูปแบบชุดทดลองที่นิยมศึกษาในปัจจุบัน ดังตารางที่ 2.11 โดยการศึกษา BMP Test ในปัจจุบันมีการทดลองที่เทียบเท่ากับมาตรฐาน ISO 11734:1995 ที่มีการกำหนดสภาวะควบคุมของการทดลองในการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนของกากตะกอน โดยกำหนดค่า TS ในระบบอยู่ในช่วง 1 ถึง 3 g/L ทดลองในภาชนะปิดที่ควบคุมอุณหภูมิ 35 ± 2 °C โดยมีค่า pH เริ่มต้น 7 ± 2.0 และมีระยะเวลาในการทดลองอยู่ในช่วง 25 ถึง 30 วัน สำหรับการศึกษาในสารตั้งต้นที่ย่อยสลายได้ง่าย และอาจสูงถึง 60 วัน ในการย่อยสลายสารตั้งต้นที่ย่อยสลายได้ยาก เพื่อให้ได้การย่อยสลายสูงสุด (Ultimate Biodegradability)

ตารางที่ 2.11 รูปแบบชุดทดลอง BMP Test

ชุดทดลอง BMP Test	รายละเอียด	อ้างอิง
	ทดลองในขวดแก้ว ขนาด 1000 มิลลิลิตร ใส่หัวเชื้อและสารตั้งต้นที่เป็นขยะมูลฝอยชุมชนในอัตราส่วน 2 ต่อ 1 เติมน้ำจนได้ปริมาตรรวม 500 มิลลิลิตร และเติม Na_2CO_3 ประมาณ 0.10 ถึง 0.60 กรัม เพื่อป้องกันค่า pH ลดลงอย่างรวดเร็ว ขวดแต่ละขวดถูกปิดด้วยแผ่นซิลิโคนหนา 5 มิลลิเมตร ยึดแน่นด้วยฝาเกลียวพลาสติกที่เจาะตรงกลาง ขวดถูกเขย่าเป็นเวลา 30 นาที ด้วยความเร็ว 80 รอบต่อนาที และแช่ในอ่างน้ำร้อนครึ่งหนึ่งของความสูงขวดที่อุณหภูมิ 35 ± 1 °C วันละครั้ง ขวดเชื่อมต่อกับขวดเก็บก๊าซขนาด 1,000 มิลลิลิตร ซึ่งบรรจุสารละลายอัลคาไลน์ 2% และปิดผนึกเพื่อวัดปริมาณก๊าซมีเทน เป็นระยะเวลา 60 วัน	Esposito et al. (2011)
	ทดลองในขวดแก้วขนาด 200 มิลลิลิตร โดยบรรจุสารตั้งต้นเป็นกากตะกอนปาล์มและหัวเชื้อ ไล่ออกซิเจนด้วยก๊าซไนโตรเจน 2 นาที ก่อนปิดผนึก ขวดถูกเขย่าบนเครื่อง orbital shaker ที่ความเร็ว 180 รอบต่อนาที และบ่มที่อุณหภูมิ 38 ± 1 °C เป็นระยะเวลา 60 วันจนกระทั่งตรวจพบการผลิตก๊าซชีวภาพน้อยกว่า 5%	Kaosol & Sohgrathok (2012)

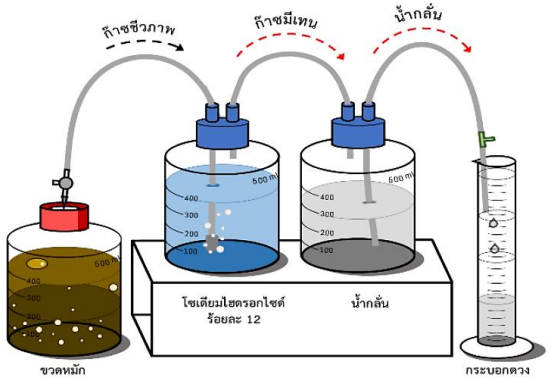
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 2.11 รูปแบบชุดทดลอง BMP Test (ต่อ)

ชุดทดลอง BMP Test	รายละเอียด	อ้างอิง
	ทดลองในขวดแก้วขนาด 1,000 มิลลิลิตร ใส่หัวเชื้อและกากตะกอนจากโรงงานกระดาษในอัตราส่วน F/M ต่าง ๆ เติมน้ำจนได้ปริมาตรเท่ากันทุกขวด ไล่ออกซิเจนด้วยก๊าซไนโตรเจน ปิดจุกยางสนิท วัดปริมาณมีเทนรายวันโดยวิธีการแทนที่น้ำ ใช้สารละลาย NaOH 1.5 N เป็นถังดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ และบ่มที่อุณหภูมิ 30-38 °C เป็นระยะเวลา 45 วัน	Veluchamy (2018)
	ทดลองในขวดแก้วขนาด 500 มิลลิลิตร ซึ่งมีจุกปิดสนิทและวาล์วควบคุมก๊าซ โดยกำหนดปริมาตรการทำงานของขวด 300 มิลลิลิตร และเว้นพื้นที่เก็บก๊าซ 200 มิลลิลิตร สารตั้งต้นเป็นกากตะกอนจากอุตสาหกรรมสิ่งทอถูกเติมในอัตราส่วนต่อหัวเชื้อ เท่ากับ 1 ต่อ 3 ตามค่า VS ของสารตั้งต้น ก่อนเริ่มการทดลอง ทำการไล่ออกซิเจนด้วยก๊าซไนโตรเจนเป็นเวลา 5 นาที จากนั้นปิดขวดและบ่มที่อุณหภูมิ 35 ± 2 °C เป็นเวลา 30 วัน	Kumar et al. (2020b)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 2.11 รูปแบบชุดทดลอง BMP Test (ต่อ)

ชุดทดลอง BMP Test	รายละเอียด	อ้างอิง
	ทดลองในขวดแก้ว ขนาด 1,000 มิลลิลิตร ที่มีจุกปิดสนิทและเชื่อมต่อกับกระบอกตวงจุ่มในน้ำเพื่อวัดปริมาณก๊าซ กำหนดปริมาตรการทำงานของขวด 800 มิลลิลิตร และเว้นพื้นที่เก็บก๊าซ 200 มิลลิลิตร ตัวอย่างประกอบด้วย กากตะกอน SS 0.3 ลิตร และ น้ำเสีย 0.5 ลิตร ไล่ออกซิเจนด้วยก๊าซไนโตรเจน 1 นาที ก่อนปิดขวดและบ่มในอ่างน้ำควบคุมอุณหภูมิที่ 40 °C เป็นเวลา 10 วัน	Amo-Duodu et al. (2021)
	ทดลองในขวดแก้วขนาด 500 มิลลิลิตร โดยบรรจุสารละลายปริมาตร 400 มิลลิลิตร และเติมหัวเชื้อจุลินทรีย์ในอัตราส่วน 2:1 ตามน้ำหนักของค่า TVS ของสารตั้งต้นที่เป็นเศษอาหารและบรรจุภัณฑ์อาหารที่ย่อยสลายได้ทางชีวภาพ ไล่ออกซิเจนด้วยก๊าซไนโตรเจนประมาณ 1 นาที ก่อนปิดฝาขวดด้วยฝาพลาสติกชนิดเกลียวที่มีแผ่นซิลิโคนสองชั้น เจาะเข็มต่อกับข้อต่อสามทางและสายยางสำหรับวัดปริมาณก๊าซมีเทน ขวดถูกบ่มในตู้อบที่อุณหภูมิ 35 ± 2 °C เป็นเวลา 30 วัน	ณัฐพล เสวตบุตร และคณะ (2566)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

2.5.1.2 ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของกากตะกอนส่วนเกินจากอุตสาหกรรมกระดาษ

การศึกษาศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (BMP Test) เป็นการประเมินศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพหรือก๊าซมีเทนจากการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนของสารตั้งต้นที่นำมาใช้ โดยเป็นวิธีที่มีต้นทุนต่ำและสามารถทำซ้ำได้ ทำให้สามารถเปรียบเทียบศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของสารตั้งต้นหรือสภาวะการทดลองที่แตกต่างกันได้อย่างถูกต้อง อีกทั้งยังช่วยบ่งบอกสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการออกแบบระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน โดยจากการทบทวนวรรณกรรมและงานวิจัยที่ผ่านมา พบถึงศักยภาพในการเกิดก๊าซชีวภาพของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ในอุตสาหกรรมกระดาษ แสดงดังตารางที่ 2.12 และ 2.13

จากการศึกษาศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS จากอุตสาหกรรมกระดาษ พบว่าผลการทดลองจากหลายงานวิจัยมีความสอดคล้องในภาพรวมกับทฤษฎีพื้นฐานของการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน โดยกากตะกอน SS ซึ่งประกอบด้วยจุลินทรีย์ที่ตายแล้วและสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ง่าย มักให้ผลผลิตก๊าซชีวภาพสูงกว่ากากตะกอน PS ที่มีเส้นใยเซลลูโลสและลิกนินสูงซึ่งย่อยสลายยาก โดยข้อมูลเชิงปริมาณแสดงให้เห็นว่ากากตะกอน SS สามารถให้ผลผลิตมีเทนในช่วง 77 ถึง 519 mL CH_4/g VS_{fed} (Elliott & Mahmood, 2012; Lopes et al., 2018) ขณะที่กากตะกอน PS ให้ผลผลิตอยู่ที่ 44.8 ถึง 417 มิลลิลิตรมีเทนต่อกรัมค่า TVS ที่ป้อน (mL CH_4/g VS_{fed}) (Bayr & Rintala, 2012; Lopes et al., 2018; Bokhary et al., 2022) ซึ่งต่ำกว่ากากตะกอน SS อย่างชัดเจน ทั้งนี้สอดคล้องกับทฤษฎีที่ว่าโครงสร้างลิกโนเซลลูโลสในกากตะกอน PS มีความซับซ้อนและต้านทานการย่อยสลาย ทำให้การปลดปล่อยสารอินทรีย์ละลายน้ำเกิดขึ้นได้จำกัด

ปัจจัยเชิงปฏิบัติที่มีผลต่อศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ ได้แก่ อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (OLR), อัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (F/M ratio), ระยะเวลากักเก็บ (HRT) และอายุตะกอน (SRT) ซึ่งมีผลต่อสมดุลของกระบวนการ hydrolysis, acidogenesis, acetogenesis และ methanogenesis อย่างมีนัยสำคัญ โดยงานวิจัยของ Lin et al. (2011) และ Karlsson et al. (2011) ชี้ว่า การเพิ่มค่า OLR และ SRT ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมสามารถเพิ่มผลผลิตมีเทนได้ แต่เมื่อค่า OLR สูงเกินจุดวิกฤติ (มากกว่าหรือเท่ากับ 5.0 กิโลกรัมค่า TVS ต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน; kg VS/m^3-day) จะเกิดการสะสม VFA ส่งผลให้สมดุลระหว่าง acidogens และ methanogens เสียไปและเครื่องปฏิกรณ์สูญเสียเสถียรภาพ ซึ่งเป็นไปตามทฤษฎีการยับยั้งโดย VFA ขณะที่ Veluchamy & Kalamdhad (2017) พบว่า F/M ratio ที่เหมาะสมที่สุดคือ 2.0 เนื่องจากสามารถสร้างสมดุลระหว่างการปลดปล่อยสารอินทรีย์และการเปลี่ยนไปเป็นมีเทนได้สูงสุด หากค่า F/M สูงเกินไปจะนำไปสู่การสะสม VFA และการลดลงของ pH ซึ่งยับยั้งกิจกรรมของจุลินทรีย์เมทาโนเจน

นอกจากนี้ ยังพบว่าการปรับสภาพเบื้องต้นของกากตะกอนมีบทบาทสำคัญต่อการเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ โดย Elliott & Mahmood (2012) รายงานว่า การปรับสภาพกากตะกอน SS ด้วยวิธีเชิงกล เช่น การใช้แรงเฉือนเชิงกลหรือการใช้คลื่นโซนิก สามารถเพิ่มผลผลิตก๊าซได้มากถึงร้อยละ 15 เนื่องจากช่วยเร่งกระบวนการ hydrolysis และทำให้สารอินทรีย์เชิงซ้อนแตกตัวออกมาในรูปที่ละลายน้ำได้ง่ายขึ้น และงานวิจัยของ Bayr & Rintala (2012) พบว่าการเติมไนโตรเจนในระบบที่ใช้กากตะกอน PS ช่วยเพิ่มผลผลิตมีเทนและทำให้ระบบมีความเสถียรมากขึ้น เนื่องจากกากตะกอน PS มีค่า C/N ratio สูงและขาดไนโตรเจนเพียงพอ ขณะที่ Bokhary et al. (2021; 2022) แสดงให้เห็นว่าการควบคุม SRT ที่ยาวขึ้นสามารถทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างลิกโนเซลลูโลสในกากตะกอน PS และเพิ่มความสามารถในการย่อยสลายได้มากขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับทฤษฎีที่ว่าการเพิ่มเวลาในการกักเก็บจะช่วยให้จุลินทรีย์ไฮโดรไลติกและเมทาโนเจนิกมีเวลามากพอในการสลายสารอินทรีย์เชิงซ้อน

โดยสรุป ข้อมูลจากงานวิจัยต่าง ๆ แสดงให้เห็นอย่างชัดเจนว่ากากตะกอน SS มีศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพสูงกว่ากากตะกอน PS แต่ศักยภาพของกากตะกอน PS สามารถปรับปรุงได้ผ่านการปรับสภาพเบื้องต้น การเติมธาตุอาหารเสริม และการควบคุมเงื่อนไขการเดินระบบ เช่น OLR, HRT, SRT และ F/M ratio ให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสม ทั้งนี้สอดคล้องกับทฤษฎีการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนที่ระบุว่าประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพขึ้นอยู่กับการย่อยสลายสารอินทรีย์ในแต่ละขั้นตอนของกระบวนการ ซึ่งหากสามารถปรับสมดุลดังกล่าวได้ก็จะเพิ่มผลผลิตก๊าซมีเทนจากทั้งกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ได้อย่างมีประสิทธิภาพ

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 2.12 ศักยภาพในการเกิดก๊าซชีวภาพจากกากตะกอน PS ในอุตสาหกรรมกระดาษในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ประเภทกากตะกอน	COD (mg/L)	TS (or TSS) (%)	VS (or VSS) (%)	VS loading rate (kg VS/m^3-day)	HRT (days)	VS (or VSS, COD) removal (%)	Methane Yield	Experimental setup	อ้างอิง
กากตะกอน PS จากโรงงานกระดาษคราฟท์ (S/I 1.7-1.9 g $VS_{substarate}$/g $VS_{inoculum}$)	2,100-2,900 (SCOD)	2.2-3.1	1.6-1.9	1	23-32	71 (Cellulose removed)	230 ml CH_4/g VS_{fed}	CSTR	Bayr & Rintala (2012)
กากตะกอน PS จากโรงงานกระดาษคราฟท์ (F/M 2.0 d^{-1})	1,600 (SCOD)	27	57	-	45	15.73	248 ml CH_4/g VS_{fed}	Batch test	Veluchamy & Kalamdhad (2017)
กากตะกอน PS จากโรงงานกระดาษ (S/I 2 g $VS_{substarate}$/g $VS_{inoculum}$)	1,217 mg O_2/gTS	31.99 %wt.	31.56 %wt.	-	20	-	417 ml CH_4/g VS_{fed}	CSTR	Lopes et al. (2018)
กากตะกอน PS จากโรงงานผลิตกระดาษ	194 (SCOD)	11.8 g/L	93.93	2.5*, 3.7 และ6.8 kg COD/m^3-day	3, 5, 8	46.13	185 ml CH_4/g $TSS_{removed}$	CSTR	Bokhary et al. (2021)
กากตะกอน PS จากโรงงานผลิตกระดาษเชิงกล	47,660	11.68 g/L	96.39	2.15 - 2.25 kg TSS/L-day	5	47 - 54.9%TS	44.8-87.7 ml CH_4/g VS_{fed}	CSTR	Bokhary et al. (2022)

ตารางที่ 2.13 ศักยภาพในการเกิดก๊าซชีวภาพจากกากตะกอน SS ในอุตสาหกรรมกระดาษในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ประเภทกากตะกอน	COD (mg/L)	TS (or TSS) (%)	VS (or VSS) (%)	VS loading rate (kg VS/m^3-day)	HRT (days)	VS (or VSS, COD) removal (%)	Methane Yield	Experimental setup	อ้างอิง
กากตะกอน SS จากโรงงานกระดาษ	-	TS 314.5 g/kg	623 g/kgTS	1.5-5.0	-	47-61	434 ml CH_4/g $VS_{removed}$	CSTR	Lin et al. (2011)
กากตะกอน SS จากโรงงานกระดาษคราฟท์และซัลไฟด์	-	0.6-11.6	-	3.4-18.9	20-22	-	145-188 ml CH_4/g VS_{fed}	CSTR	Karlsson et al. (2011)
กากตะกอน SS จากโรงงานกระดาษเชิงกล	47,000	3.2	2.8	1.4 kg VSS /m^3-day	-	29	77 mL CH_4/g COD_{fed}	CSTR	Elliott & Mahmood (2012)
กากตะกอน SS จากโรงงานกระดาษคราฟท์ (S/I 1.7-1.9 g $VS_{substarate}$/g $VS_{inoculum}$)	2,400 (SCOD)	2.2-2.9	1.7-2	1.4-2	14-16	73 (Cellulose removed)	100 ml CH_4/g VS_{fed}	CSTR	Bayr & Rintala (2012)
กากตะกอน SS จากโรงงานกระดาษ (S/I 2 g$VS_{substarate}$/g$VS_{inoculum}$)	1236 mgO_2/gTS	13.77 %wt.	11.73 %wt.	-	30	-	519 ml CH_4/g VS_{fed}	CSTR	Lopes et al. (2018)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

2.5.2 การผลิตเชื้อเพลิงขยะ (Refuse-derived Fuel: RDF)

เชื้อเพลิงขยะ หมายถึง กากอุตสาหกรรมที่ผ่านกระบวนการจัดการต่าง ๆ เช่น การคัดแยกวัสดุที่เผาไหม่ไม่ได้ออก หรือการฉีกหรือตัดกากออกเป็นชิ้นเล็ก ๆ เชื้อเพลิงขยะที่ได้นี้จะมีค่าความร้อนสูงกว่า หรือมีคุณสมบัติเป็นเชื้อเพลิงที่ดีกว่าการนำกากอุตสาหกรรมที่เก็บรวบรวมมาใช้โดยตรง เนื่องจากมีองค์ประกอบทั้งทางกายภาพและทางเคมีที่สม่ำเสมอกว่า เชื้อเพลิงขยะที่ได้สามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงเพื่อผลิตพลังงานได้ทั้งรูปแบบพลังงานความร้อนและพลังงานไฟฟ้า โดยอาจจะมีการนำไปใช้ประโยชน์ในสถานที่ผลิตเชื้อเพลิงขยะเอง หรือขนส่งไปใช้ในที่อื่นได้ นอกจากนี้ ยังสามารถใช้เผาร่วมกับถ่านหิน (Co-firing) เพื่อลดปริมาณการใช้ถ่านหินในอุตสาหกรรมบางประเภท และสามารถแบ่งประเภทของ RDF ที่จะนำไปใช้งานต่าง ๆ (กรมโรงงานอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม, 2559)

การแปรรูปกากอุตสาหกรรมให้เป็นเชื้อเพลิงนั้น ต้องมีกระบวนการจัดการอย่างใดอย่างหนึ่งหรือหลายอย่างขึ้นอยู่กับคุณสมบัติของเชื้อเพลิงขยะที่ต้องการ โดยทั่วไปขั้นตอนการจัดการ เช่น การคัดแยกที่แหล่งกำเนิด การคัดแยกด้วยมือหรือเครื่องจักร การลดขนาด การแยกขนาด การผสม การอัดแท่งและการทำให้แห้ง การบรรจุและการเก็บ เป็นต้น ซึ่งปัจจัยที่ต้องคำนึงในการเตรียมกากอุตสาหกรรมก่อนเข้าเตาเผา ได้แก่ ค่าความร้อน ความชื้น สถานะของกากอุตสาหกรรม และองค์ประกอบทางกายภาพและเคมีของกากอุตสาหกรรม การควบคุมคุณภาพของกากอุตสาหกรรมก่อนที่จะเข้าสู่เตาเผามีพารามิเตอร์ที่สำคัญตามประกาศกรมควบคุมมลพิษ เรื่อง คุณลักษณะเบื้องต้นที่เหมาะสมสำหรับเชื้อเพลิงขยะจากขยะมูลฝอยชุมชน (2561)

งานวิจัยที่เกี่ยวกับการผลิตเชื้อเพลิงอัดแท่งจากกากตะกอนส่วนเกินของอุตสาหกรรมต่าง ๆ ดังตารางที่ 2.14 แสดงให้เห็นแนวโน้มที่สอดคล้องกับทฤษฎีพื้นฐานเกี่ยวกับการอัดแท่งเชื้อเพลิง ซึ่งกล่าวว่า การเพิ่มตัวประสานหรือวัสดุเสริมที่มีความหนาแน่นสูง เช่น กากตะกอนจากโรงงานกระดาษหรือซังข้าวโพด จะช่วยเพิ่มค่าความร้อนของเชื้อเพลิงและทำให้เชื้อเพลิงมีความคงตัวมากขึ้น (ชมธิดา ชื่นนิยม, 2553; Avelar et al., 2016) โดยงานวิจัยของชมธิดา ชื่นนิยม (2553) พบว่าการเพิ่มสัดส่วนกากตะกอนจากโรงงานกระดาษในอัตราต่าง ๆ ทำให้ค่าความร้อนสูงสุดของเชื้อเพลิงอัดแท่งอยู่ที่ 4,366 กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัม ซึ่งสอดคล้องกับทฤษฎีที่ว่าเชื้อเพลิงที่มีองค์ประกอบคาร์บอนสูงและความชื้นต่ำจะมีค่าพลังงานสูง

ตารางที่ 2.14 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการนำกากตะกอนส่วนเกินจากอุตสาหกรรมต่าง ๆ มาผลิตเป็นเชื้อเพลิงอัดแท่ง

ประเภทกากตะกอน	เทคโนโลยีการอัดแท่งเชื้อเพลิง	ลักษณะกากตะกอนหลังทำ RDF		อ้างอิง
เศษซังข้าวโพดกับตัวเป็นกากของเสียจากโรงงานกระดาษ (กากตะกอน PS รวมกับกากตะกอน SS)	Screw press	- Moisture 5.02 - 5.80% - Ash 2.90 - 3.29%	- Heating Value 4,310.59 - 4,366 kcal/kg (18.04-18.28 MJ/kg)	ชมธิดา ชื่นนิยม (2553)
กากตะกอน SS จากโรงงานสิ่งทอผสมกับเศษผ้าฝ้ายอุตสาหกรรมสิ่งทอ	Piston Press	- Ash 12.73%	- HHV 21.32 MJ/kg (5,092.19 kcal/kg)	Avelar et al. (2016)
กากตะกอน SS จากอุตสาหกรรมพลาสติกกับซังข้าวโพด	Piston Press	- Moisture 14.3 - 16.3% - Ash 16.1 - 39%	- Heating Value 2,500 - 3,770 kcal/kg (10.47 - 15.78 MJ/kg)	ศุภกร เชื้ออ่ำ และ ศิรินทร ทองแสง (2561)
กากตะกอน SS จากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังกับหญ้าเนเปียร์	Mill ring die pelletizer	- Moisture 5.13 - 9.05% - Ash 11.95 - 56.58%	- Heating Value 8.18 - 13.82 MJ/kg (1,953.76 - 3,300.85 kcal/kg)	ฐิติกร กิจจนศิร (2564)
กากตะกอน SS จากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน	Piston press	- Moisture 3.5% - Ash 36.6%	- Heating Value 12.9 MJ/kg (3,081.11 kcal/kg)	Rocha et al. (2022)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

อย่างไรก็ตาม ผลการทดลองของศุภกร เชื้ออ่ำ และศิรินทร ทองแสง (2561) และฐิติกร กิจจนศิร (2564) แสดงให้เห็นว่าการอัดแท่งหรือเม็ดไม่สามารถทำได้เมื่อความชื้นของกากตะกอนต่ำเกินไปหรืออัตราส่วนระหว่างวัตถุดิบไม่เหมาะสม ซึ่งตรงกับทฤษฎีว่าความชื้นที่เหมาะสมเป็นสิ่งจำเป็นเพื่อให้เกิดการยึดเกาะระหว่างอนุภาคของเชื้อเพลิง นอกจากนี้ งานวิจัยของ Rocha et al. (2022) แสดงให้เห็นว่าแม้ค่าความชื้นหลังอัดแท่งจะต่ำเพียงร้อยละ 3.5 แต่ปริมาณเถ้าสูงถึงร้อยละ 36.6 ทำให้ค่าความร้อนเฉลี่ยอยู่ที่ 12.9 MJ/kg ซึ่งสะท้อนว่าองค์ประกอบของกากตะกอนมีผลต่อสมบัติทางความร้อนอย่างชัดเจน

โดยสรุป งานวิจัยเหล่านี้สอดคล้องกับทฤษฎี คือ การเลือกอัตราส่วนวัสดุและการควบคุมความชื้นมีผลต่อความสมบูรณ์ของการอัดแท่งและค่าพลังงานของเชื้อเพลิง อีกทั้งการปรับใช้วัสดุหลากหลายประเภทสามารถเพิ่มความร้อนและปรับปรุงคุณสมบัติทางกายภาพของเชื้อเพลิงได้

2.6 เทคโนโลยีการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอน

เทคโนโลยีการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนใช้พลังงานน้อยกว่าการบำบัดแบบใช้ออกซิเจน และสามารถทำงานในสภาวะที่อัตราภาระสารอินทรีย์สูงกว่าการบำบัดแบบใช้ออกซิเจนประมาณ 5 ถึง 10 เท่า (Bajpai, 2015) เนื่องจากมีประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์สูง และมีเทคโนโลยีที่นิยมใช้งาน ดังนี้

2.6.1 ระบบชั้นตะกอนจุลินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจนแบบไหลขึ้น (Upflow Anaerobic Sludge Blanket: UASB)

ระบบ UASB เป็นระบบที่นิยมใช้มากกว่าระบบประเภทอื่น ๆ สำหรับการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนในภาคอุตสาหกรรม เนื่องจากสามารถรับอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์สูงได้ จากรูปที่ 2.4ก น้ำเสียจะถูกป้อนจากด้านล่าง และเมื่อเวลาผ่านไปจะเกิดการสะสมของกากตะกอนที่ด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ การกวนเกิดขึ้นจากการก่อตัวและปั่นป่วนของก๊าซ (Gomez, 2011) ก๊าซที่เกิดขึ้นจะถูกรวบรวมที่ด้านบนและเก็บไว้ในถังเก็บก๊าซ ซึ่งนำไปใช้ผลิตพลังงานต่อไป น้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแล้วจะถูกปล่อยออกจากท่อด้านบนของถังและนำไปบำบัดต่อไป การใช้ระบบ UASB ในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานกระดาษพบว่าสามารถกำจัดค่า COD ได้สูงถึงร้อยละ 80 ถึง 93 (Chinnaraj & Rao, 2006)

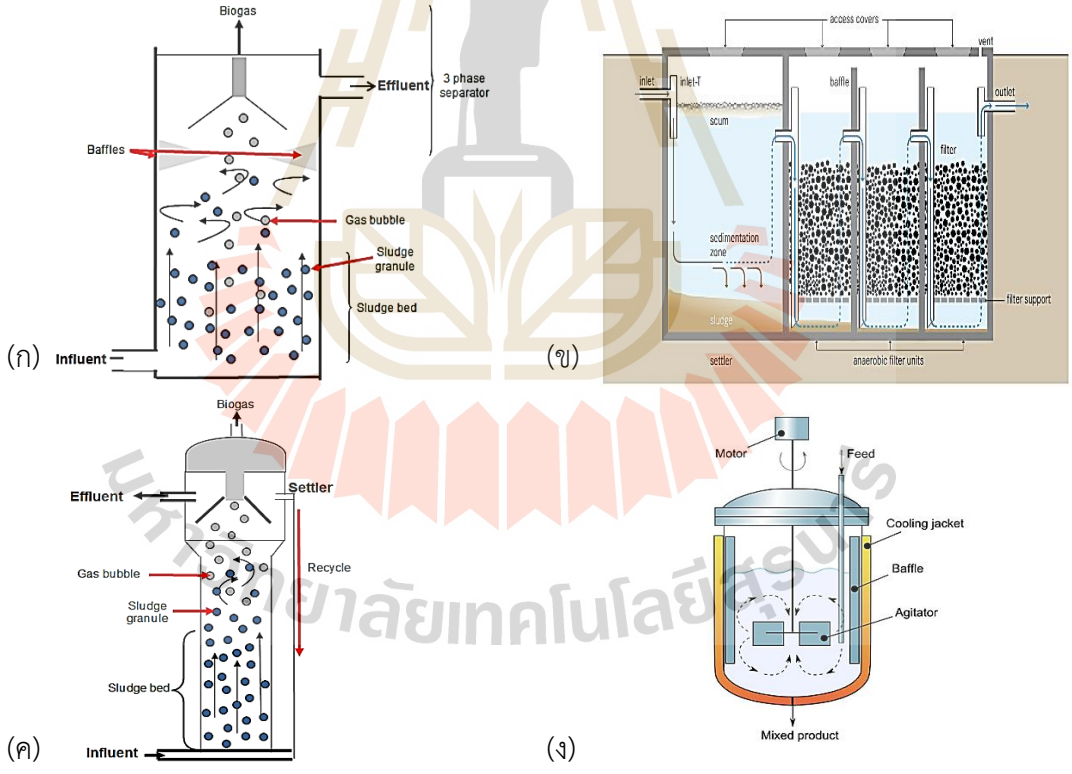
2.6.2 ระบบบ่อกรองไร้ออกซิเจน (Anaerobic Filter: AF)

ตัวกรองในระบบ AF จะถูกบรรจุในคอลัมน์ เช่น pall ring, glass, PVC, baked clay, polypropylene rings และ coral/mussel shells (Show & Tay, 1999) ตัวกรองช่วยส่งเสริม

การเจริญเติบโตของแบคทีเรียและการผลิต exopolysaccharides ระบบนี้เป็นเครื่องปฏิกรณ์แบบ fixed bed ซึ่งมีหลายหน่วยเชื่อมต่อกันอย่างต่อเนื่อง การกรองแบบไร้ออกซิเจนมีลักษณะการป้อนสารอินทรีย์ทั้งแบบ upflow filter และ downflow filter โดยมีลักษณะทั่วไปของระบบแสดงดังรูปที่ 2.4ข

2.6.3 ระบบอีจีเอสบี (Expanded Granular Sludge Bed: EGSB)

ระบบ EGSB เป็นการดัดแปลงระบบ UASB ในส่วนของความสูงแนวตั้ง โดยลักษณะของระบบ EGSB แสดงดังรูปที่ 2.4ค ซึ่งแกรนูลจะถูกทำให้ฟลูอิไดซ์ด้วยการไหลเข้าหรือการหมุนเวียนของก๊าซ (Jianlong & Jing, 2005) ระบบนี้ถูกใช้เพื่อแยกน้ำเสีย ก๊าซชีวภาพ และชีวมวลในเครื่องเดียวกัน โดยตัวแยก 3 เฟสที่ส่วนบนสุดของระบบ EGSB มีคุณสมบัติการถ่ายเทมวลที่ดีขึ้นเมื่อเทียบกับระบบ UASB และมีศักยภาพสูงกว่า เนื่องจากสามารถบำบัดน้ำเสียที่มีค่า COD ต่ำกว่า 1 g/L ได้อย่างมีประสิทธิภาพที่อุณหภูมิต่ำถึง 100 °C (Kato et al, 1997)



รูปที่ 2.4 เทคโนโลยีการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนที่นิยม ได้แก่ (ก) ระบบ UASB (ข) ระบบ AF (ค) ระบบ EGSB และ (ง) ระบบ CSTR (Anijiofor Sandra et al., 2017; Rifaini & Noerhayati, 2024; Alipouri et al., 2014)

2.6.4 ระบบถังกวนสมบูรณ์แบบต่อเนื่อง (Continuous Stirred Tank Reactor: CSTR)

ระบบ CSTR เป็นระบบที่ติดตั้งใบกวนเพื่อให้จุลินทรีย์สัมผัสกับสารตั้งต้นอย่างทั่วถึงตลอดทั้งระบบ โดยลักษณะทั่วไปของระบบ CSTR แสดงดังรูปที่ 2.4ง ระบบนี้พัฒนาต่อยอดมาจากถังย่อยตะกอนสารอินทรีย์แบบธรรมดา (Conventional Anaerobic Digester) ซึ่งมีประสิทธิภาพต่ำและมีการกวนผสมที่ไม่ดี ส่งผลให้ระยะเวลาการย่อยสลายยาวนาน ดังนั้นจึงมีการติดตั้งหน่วยกวน (ใบกวน) เพื่อช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการย่อยสลายของจุลินทรีย์ ส่งผลให้อัตราการย่อยสลายดีขึ้น นอกจากนี้ ระบบนี้มี SRT เท่ากับ HRT จึงเหมาะสมกับการบำบัดสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ยากและมีปริมาณของแข็งสูง

2.7 การผลิตก๊าซชีวภาพด้วยการย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Co-digestion: AnCoD)

การผลิตก๊าซชีวภาพด้วยการย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน เป็นกระบวนการทางชีวภาพที่เกี่ยวข้องกับการสลายตัวพร้อมกันของสารอินทรีย์หรือสารตั้งต้นหลายชนิด ซึ่งโดยทั่วไปคือของเสียหรือชีวมวล ภายใต้สภาวะปราศจากออกซิเจน (ไร้ออกซิเจน) กระบวนการนี้มักถูกนำมาใช้ในการบำบัดน้ำเสียและการจัดการขยะมูลฝอยอินทรีย์ เพื่อเพิ่มผลผลิตก๊าซชีวภาพและลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ก๊าซชีวภาพส่วนใหญ่ประกอบด้วยไบโอมีเทนซึ่งสามารถนำไปใช้ผลิตความร้อนและไฟฟ้าได้ สารตั้งต้นหลายชนิดสามารถย่อยสลายร่วมกันได้ในสัดส่วนผสมของกากตะกอนส่วนเกินที่เหมาะสม ทำให้การย่อยสลายแบบร่วมเป็นทางเลือกที่มีประสิทธิภาพกว่าแบบย่อยสลายเชิงเดี่ยว ช่วยลดข้อจำกัดและเพิ่มความคุ้มค่าทางเศรษฐกิจของอุตสาหกรรมด้วยการเพิ่มผลผลิตมีเทน

ข้อดีของการย่อยสลายร่วมของสารตั้งต้นหลายชนิด ได้แก่ การปรับสมดุลสารอาหารและค่า C/N ratio การเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ในระบบ การเจือจางสารพิษในของเสีย และการเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทน ปรากฏในงานวิจัยที่ศึกษาศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากการย่อยสลายร่วมของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ในอุตสาหกรรมกระดาษ ดังตารางที่ 2.15

จากการงานวิจัยที่เกี่ยวกับ AnCoD ของกากตะกอนจากอุตสาหกรรมกระดาษและกากตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่าผลการวิจัยส่วนใหญ่ชี้ให้เห็นถึงความสำคัญของสัดส่วนการผสม ค่า C/N ratio และการบำบัดปรับสภาพต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ โดยทฤษฎีของ AnCoD ระบุว่าการย่อยสลายร่วมช่วยเสริมสมดุลของธาตุอาหาร โดยเฉพาะค่า C/N ratio ที่เหมาะสม (ประมาณ 20 ถึง 30:1) สามารถลดความเป็นพิษจากแอมโมเนียที่เกิดจากกากตะกอน SS ที่มีไนโตรเจนสูง และเพิ่มความสามารถในการย่อยสลายสารลิกโนเซลลูโลสที่พบในกากตะกอน PS ทำให้เกิดการสร้างก๊าซชีวภาพที่สูงกว่าเมื่อย่อยสลายสารตั้งต้นเพียงชนิดเดียว

ข้อมูลจากงานวิจัยของ นิตยา สุขอร่าม (2554) พบว่า กากตะกอนก่อนรีดน้ำร่วมกับขี้เลื่อยในค่า C/N ratio 30:1 ให้ผลผลิตก๊าซชีวภาพสูงสุดถึง 4.46 L/kg VS-day และมีมีเทนเฉลี่ยร้อยละ 46.39 ซึ่งสูงกว่ากากตะกอนที่ผ่านการรีดน้ำซึ่งมีการเติมสารเคมี ส่งผลให้ประสิทธิภาพการผลิตก๊าซลดลงเหลือเพียง 0.02 L/kg VS-day และมีมีเทนเฉลี่ยเพียงร้อยละ 40.69 สอดคล้องกับแนวคิดว่าการเติมสารเคมีอาจก่อให้เกิดสารยับยั้งจุลินทรีย์ในกระบวนการย่อยสลาย

นอกจากนี้ งานของ Saha et al. (2011) พบว่าการย่อยสลายร่วมของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ในสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 42:58 ให้ผลผลิตมีเทนเพียง 55 ml CH_4/g-COD_{fed} แต่เมื่อผ่านการปรับสภาพเบื้องต้นด้วยอัลตราโซนิกและไมโครเวฟ ผลผลิตเพิ่มสูงขึ้นเป็น 55 ถึง 75 และ 60 ถึง 70 kg TCOD/m^3-day ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าการปรับสภาพเบื้องต้นช่วยเพิ่มการย่อยสลายของสารอินทรีย์เชิงซ้อนและลดการสะสม VFA ในทำนองเดียวกัน Bayr & Rintala (2012) รายงานว่า การย่อยสลายกากตะกอน PS เชิงเดี่ยวในระบบ CSTR ภายใต้ HRT 23 ถึง 32 วัน ให้ผลผลิตมีเทนเฉลี่ย 200 ถึง 240 ml CH_4/g VS_{fed} แต่เมื่อนำกากตะกอน PS และกากตะกอน SS มาย่อยสลายร่วมในสัดส่วนผสม PS:SS ที่ 2:3 โดยไม่มีการเติมไนโตรเจน ผลผลิตกลับลดลงเหลือเพียง 150 ถึง 170 ml CH_4/g VS_{fed} ซึ่งต่ำกว่าการย่อยสลายเชิงเดี่ยว อันเนื่องมาจากความไม่สมดุลของสารอาหาร อย่างไรก็ตาม การเติมไนโตรเจนกลับช่วยเพิ่มเสถียรภาพของระบบและทำให้ผลผลิตก๊าซกลับมาสูงขึ้น สอดคล้องกับทฤษฎีที่ว่าการจัดการสมดุลธาตุอาหาร โดยเฉพาะไนโตรเจนมีผลต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์เมทาโนเจนิก

ในอีกด้านหนึ่ง Hagelqvist (2013) พบว่าการย่อยสลายกากตะกอน SS จากอุตสาหกรรมกระดาษ ร่วมกับกากตะกอน SS จากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ในสัดส่วน 1:1 ให้ผลผลิตก๊าซสูงสุด 84 ml CH_4/g VS_{fed} ซึ่งใกล้เคียงกับการย่อยสลายกากตะกอน SS จากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ขณะที่การเพิ่มสัดส่วนกากตะกอน SS จากอุตสาหกรรมกระดาษ เป็น 4:1 กลับให้ผลผลิตต่ำสุดเพียง 40 ml CH_4/g VS_{fed} ซึ่งสะท้อนว่ากากตะกอน SS จากอุตสาหกรรมกระดาษ ที่มีสารลิกโนเซลลูโลสสูงและ C/N ratio ต่ำ ไม่เหมาะต่อการผลิตก๊าซหากใช้เป็นสารตั้งต้นในการย่อยสลายเชิงเดี่ยว แต่จะมีประสิทธิภาพสูงขึ้นเมื่อย่อยสลายร่วมกับกากตะกอน SS จากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชนที่มีไนโตรเจนสูงกว่า ผลลัพธ์นี้สอดคล้องกับงานของ Lopes et al. (2018) ที่รายงานว่าการย่อยสลายเชิงเดี่ยวของกากตะกอน PS ให้ผลผลิตก๊าซมีเทนเพียง 417 ml CH_4/g VS_{fed} ขณะที่กากตะกอน SS ให้สูงถึง 519 ml CH_4/g VS_{fed} เนื่องจากกากตะกอน PS มีองค์ประกอบของลิกโนเซลลูโลสสูงและย่อยสลายได้ยากกว่า อย่างไรก็ตาม การย่อยสลายร่วมในสัดส่วน PS:SS ที่ 2.5:1 (ค่า C/N 31:1) สามารถเพิ่มผลผลิตก๊าซมีเทนได้ถึง 443 ml CH_4/g VS_{fed} ซึ่งสูงกว่าการย่อยสลายกากตะกอน PS เชิงเดี่ยวแต่ต่ำกว่ากากตะกอน SS เนื่องจากเกิดการสะสมกรดอะซิติกและค่า pH ลดลงจนเป็นกรด

งานวิจัยในปัจจุบันของ Sun et al. (2022) ยืนยันผลในทำนองเดียวกัน โดยพบว่าการย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยวให้ผลผลิตก๊าซมีเทนสูงสุด 75 ml CH_4/g VS_{fed} ขณะที่การผสม PS:SS ในสัดส่วนที่กากตะกอน SS มากกว่า เช่น 1:3 ให้ผลผลิตก๊าซสูงถึง 67.5 ml CH_4/g VS_{fed} และมีความเข้มข้น VFA รวมถึงสัดส่วนมีเทนในก๊าซชีวภาพสูงกว่าสัดส่วนที่มีกากตะกอน PS อย่างมีนัยสำคัญ สอดคล้องกับทฤษฎีที่ว่าการเพิ่มกากตะกอน SS ในการย่อยสลายร่วมช่วยปรับสมดุลของสารอาหาร เพิ่มการสลายตัวของสารอินทรีย์ และส่งเสริมการสร้างมีเทนโดยลดภาวะยับยั้งจากการสะสมกรด

ดังนั้น ข้อมูลจากงานวิจัยทั้งหมดสะท้อนให้เห็นว่า AnCoD ของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS มีศักยภาพสูงในการเพิ่มผลผลิตก๊าซชีวภาพมากกว่าการย่อยสลายเชิงเดี่ยว หากสามารถควบคุมอัตราส่วนการผสมให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมเพื่อปรับค่า C/N ratio ให้เหมาะกับความต้องการของจุลินทรีย์ รวมถึงการใช้วิธีปรับสภาพเบื้องต้นเพื่อลดความซับซ้อนของสารอินทรีย์ จะช่วยเพิ่มความเสถียรและประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างมีนัยสำคัญ

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 2.15 การผลิตก๊าซชีวภาพด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ประเภทกากตะกอน	COD (mg/L)	TS (or TSS) (%)	VS (or VSS) (%)	VS loading rate (kg VS/m^3-day)	Detention time (DT) (days)	VS (or VSS, COD) removal (%)	Methane Yield	Experimental setup	อ้างอิง
กากตะกอน MS จากโรงงานกระดาษผสมกับขี้เลื่อย (PS:SS 9:2 kg Dry w.)	136,997 mg/kg (Carbon)	271,875 mg/kg	216,594 mg/kg	-	90	-	4.46 L/kg VS-day	Batch test	นิตยา สุขอร่าม (2554)
กากตะกอน MS จากโรงงานกระดาษ (PS:SS 3:2)	34,229	2.2	1.8	1.98 kg TCOD/ m^3-day	21	10	55 ml CH_4/g COD_{fed}	Batch test	Saha et al. (2011)
กากตะกอน MS จากโรงงานกระดาษคราฟท์ (PS:SS 2:3 VS, S/I 1.7-1.9 g $VS_{substarate}$/g$VS_{inoculum}$)	2,500-3,000 (SCOD)	2.5-3.2	1.8-2.1	1	25-31	70 (Cellulose removed)	150-170 ml CH_4/g VS_{fed}	CSTR	Bayr & Rintala (2012)
กากตะกอน MS จากโรงงานกระดาษ และจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน (SS:SS 1:1)	-	5.1	3.5	-	19	50	84 ml CH_4/g VS_{fed}	Batch test	Hagelqvist (2013)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 2.15 การผลิตก๊าซชีวภาพด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนในงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง (ต่อ)

ประเภทกากตะกอน	COD (mg/L)	TS (or TSS) (%)	VS (or VSS) (%)	VS loading rate (kg VS/m^3-day)	Detention time (DT) (days)	VS (or VSS, COD) removal (%)	Methane Yield	Experimental setup	อ้างอิง
กากตะกอน MS จากโรงงานกระดาษ (PS:SS 2.5:1 TS basis, S/I 2 g $VS_{substarate}$/g $VS_{inoculum}$)	1223 mg O_2/gTS	26.79 %wt.	25.90 %wt.	-	20	-	443 ml CH_4/g VS_{fed}	CSTR	Lopes et al. (2018)
กากตะกอน MS (จากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน) (PS:SS 3:1, 1:1, 1:3*)	-	-	-	-	17	38-47	67.5 ml CH_4/g TSS_{fed}	Batch test	Sun et al. (2022)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

2.8 รูปแบบถังปฏิกรณ์ในการผลิตก๊าซชีวภาพ

การผลิตก๊าซชีวภาพในอุตสาหกรรมกระดาษมีการใช้ถังปฏิกรณ์หลายรูปแบบ โดยแต่ละแบบมีข้อดี ข้อจำกัด และประสิทธิภาพแตกต่างกันตามลักษณะของเสียและวัตถุประสงค์การใช้งาน

2.8.1 ระบบหมักแห้งแบบต่อเนื่อง (Dry Continuous Digestion)

ระบบหมักแห้งแบบต่อเนื่องเหมาะกับขยะอินทรีย์ที่มีของแข็งร้อยละ 20 ถึง 40 โดยระบบ Plug Flow ที่มีการรีไซเคิลสารที่ถูกย่อยสลายแล้วกลับมาผสมให้ประสิทธิภาพผลิตก๊าซมีเทนสูงถึง 0.35 ถึง 0.45 m^3 CH_4/kg VS-day ภายใต้สภาวะเทอโมฟิลิก 50 ถึง 55 °C และค่าความชื้นควรควบคุมที่ร้อยละ 30 ถึง 35 เพื่อป้องกันการสะสมกรดอินทรีย์ แต่ปัญหาหลักคือการอุดตันของการไหลผ่านและความไม่สม่ำเสมอของอัตราการผลิตก๊าซ (สถาบันวิจัยและพัฒนาพลังงานนครพิงค์, 2559)

2.8.2 ระบบหมักแห้งแบบแบตช์ (Dry Batch Digestion)

ระบบแบบแบตช์สามารถกำจัดขยะอินทรีย์ในปริมาณ 5 ถึง 20 ตันต่อรอบ และสามารถผสมสารที่ถูกย่อยสลายแล้วร้อยละ 10 ถึง 15 กระตุ้นให้เกิดน้ำชะขยะ (leachate) ประมาณ 200 ถึง 300 ลิตรต่อวัน ซึ่งจะควบคุมความชื้นที่ร้อยละ 45 ถึง 55 ช่วยให้ได้ก๊าซมีเทนราว 0.25 ถึง 0.30 m^3 CH_4/kg VS-day แต่ข้อจำกัดสำคัญคือความแปรปรวนของลักษณะ leachate จึงต้องมีระบบบำบัดน้ำชะขยะเพิ่มเติม (กนิษฐา วิบูลรัตน์, 2552)

2.8.3 กระบวนการลีช-เบด (Leach-bed Processes)

Leach-bed Process หรือ SEBAC ใช้ถังแบตช์สลับกันแลกเปลี่ยนของเหลวระหว่างแบตช์เก่าและใหม่ ช่วยลดช่วง lag phase ให้เหลือเพียง 2 ถึง 3 วัน แทนที่จะเป็น 7 ถึง 10 วันในระบบแบตช์ และให้ผลผลิตมีเทนสูงขึ้นกว่าร้อยละ 15 แต่พบปัญหาเรื่องการควบคุมการระบายไอระเหยภายในถังและการรั่วซึมของ leachate ที่ร้อยละ 5 ถึง 7 ต่อเดือน (สถาบันวิจัยและพัฒนาพลังงานนครพิงค์, 2559)

2.8.4 การหมักเปียกแบบต่อเนื่อง (Wet Continuous Digestion)

การหมักดังกล่าวใช้ถัง CSTR ในการป้อน slurry ของแข็งร้อยละ 8 ถึง 12 ควบคุมอัตราภาระบรรทุกอินทรีย์สูงถึง 4 ถึง 6 kg COD/m^3-day ผลิตก๊าซมีเทนได้ 0.30 ถึง 0.50 m^3 CH_4/kg VS-day การกรองแยกของเหลวกลับมาใช้ใหม่ช่วยรักษาคุณภาพสภาวะ pH 7.0 ถึง 7.5

แต่มีปัญหาเรื่องการตกตะกอนของจุลินทรีย์และการจับตัวเป็นก้อนที่ต้องมีอุปกรณ์ตะแกรงกรองเสริม (เฟื่องฟ้า มีโภคา, 2561)

2.8.5 การหมักเปียกแบบหลายขั้นตอน (Multi-stage Wet Digestion)

ระบบหลายขั้นตอนแยก hydrolysis-acidogenesis ออกจาก methanogenesis เช่น Anaerobic Filter มีระยะเวลากักเก็บ 12 ถึง 24 ชั่วโมง และ UASB สามารถรับภาระบรรทุก-อินทรีย์ 6 ถึง 8 kg COD/m^3-day ผลผลิตมีเทนรวมสูงถึง 0.45 m^3 CH_4/kg VS-day แต่ต้องเผชิญปัญหาการควบคุม flocculation ของกากตะกอน และการสูญเสียของแข็งแขวนลอยในน้ำทิ้งร้อยละ 10 ถึง 15 (สถาบันวิจัยและพัฒนาพลังงานนครพิงค์, 2559)

2.9 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการผลิตก๊าซชีวภาพด้วยระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสอง-ขั้นตอน (Two-stage Continuous Stirred Tank Reactor: Two-stage CSTR)

ระบบ Two-stage CSTR เป็นถังปฏิกรณ์ที่มีการกวนผสม ทำให้จุลินทรีย์กับสารตั้งต้นสัมผัสกันทั้งถัง และมีลักษณะการป้อนสารอินทรีย์เข้าสู่ระบบอย่างต่อเนื่องตลอดเวลา โดยสารตั้งต้นจะถูกย่อยสลายภายในถังปฏิกิริยาช่วงเวลาหนึ่งและถูกถ่ายออกจากถังปฏิกิริยาอย่างต่อเนื่องเช่นเดียวกัน ส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพสูงสุด นอกจากนี้ การผลิตก๊าซชีวภาพแบบสองขั้นตอนยังให้ผลผลิตก๊าซชีวภาพสูงกว่าระบบแบบขั้นตอนเดียว ตะกอนที่เหลือจากการย่อยสลายมีความคงตัวสูงและเกิดการสะสมของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายในระบบต่ำ ถังปฏิกิริยาที่สองสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้เร็วกว่าถังแรก เนื่องจากสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังที่สองเป็นสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายง่าย ซึ่งงานวิจัยที่เกี่ยวข้องสามารถสรุปได้ดังตารางที่ 2.16 ดังนี้

จากผลการศึกษาที่เกี่ยวข้องกับการย่อยสลายกากตะกอนโดยระบบ Two-stage CSTR พบว่า แนวคิดทางทฤษฎีของระบบดังกล่าวมีพื้นฐานจากการแยกกระบวนการ Hydrolysis/Acidogenesis และ Methanogenesis ออกจากกัน เพื่อสร้างสมดุลระหว่างการสลายสารอินทรีย์เชิงซ้อนและการเปลี่ยน VFA ไปเป็นมีเทน โดยทั่วไปถังแรกควรมีบทบาทในการย่อยสลายสารอินทรีย์เชิงซ้อนให้กลายเป็น VFA ที่อยู่ในรูปละลายน้ำได้ง่าย และถังที่สองทำหน้าที่เป็นถังผลิตมีเทน โดยเปลี่ยน VFA เหล่านั้นให้กลายเป็นก๊าซชีวภาพอย่างมีประสิทธิภาพ อย่างไรก็ตาม จากหลายงานวิจัยพบว่าผลลัพธ์จริงมีความหลากหลายขึ้นอยู่กับสภาวะการเดินระบบและชนิดของสารตั้งต้น เช่น งานวิจัยของ Gagliano et al. (2015) พบว่า ถัง Acidogenesis ในสภาวะมีโซฟิลิกให้ผลผลิตก๊าซชีวภาพสูงกว่า (0.28 ml biogas/g COD_{fed}) เมื่อเทียบกับถัง Methanogenesis ที่ทำงานในสภาวะเทอโมฟิลิก (0.07 ml biogas/g COD_{fed}) เนื่องจากจุลินทรีย์เมทาโนเจนิกในสภาวะอุณหภูมิสูงต้องใช้เวลาปรับตัวนานกว่า ขณะที่งานวิจัยของ Maspolim et al. (2016) ที่ศึกษา

การย่อยสลายกากตะกอน PS และกากตะกอน SS พบว่าการออกแบบระบบที่ถัง Acidogenesis อยู่ในสภาวะเทอโมฟิลิก และถัง Methanogenesis อยู่ในสภาวะมีโซฟิลิก สามารถให้ผลผลิตมีเทนสูงสุด 297 ml/g VS_{fed} และประสิทธิภาพการกำจัด COD และ VS เฉลี่ยร้อยละ 41.2 และร้อยละ 46.4 ตามลำดับ แสดงถึงความเหมาะสมของการเลือกอุณหภูมิที่แตกต่างกันในแต่ละขั้นตอน เพื่อลดการสะสมของ VFA และเพิ่มเสถียรภาพของระบบ

ในทำนองเดียวกัน งานวิจัยของ Liu et al. (2019) ที่ใช้กากตะกอน SS ร่วมกับเศษอาหาร พบว่า แม้ถัง Hydrolysis ที่อุณหภูมิเทอโมฟิลิกและ HRT สั้นจะสามารถผลิตก๊าซชีวภาพสูง (147.6 ml/g VS_{fed}) แต่ถัง Methanogenesis ให้ผลผลิตต่ำกว่า (74.4 ml/g VS_{fed}) เนื่องจากการสะสม VFA ทำให้สมดุลของกระบวนการ Methanogenesis ถูกยับยั้ง ขณะที่งานของ Wang et al. (2020) รายงานว่าถัง Methanogenesis ภายใต้สภาวะมีโซฟิลิกให้ผลผลิตมีเทนสูงกว่าสภาวะเทอโมฟิลิก ถึงร้อยละ 62 แม้ว่าประสิทธิภาพการกำจัด VS ในสภาวะเทอโมฟิลิกจะสูงกว่า ซึ่งแสดงถึงบทบาทของการสะสม propionate ที่เป็นตัวจำกัดการผลิตมีเทนในถังที่สอง สอดคล้องกับทฤษฎีที่ว่าการสะสมกรดไขมันระเหย โดยเฉพาะ propionate และ butyrate สามารถเป็นปัจจัยยับยั้งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์เมทาโนเจนิก และทำให้การผลิตมีเทนลดลง ในขณะที่งานของ Sani et al. (2022) แสดงให้เห็นว่าการย่อยสลายร่วมระหว่างกากตะกอน SS และกากตะกอนที่มีน้ำมันสามารถเพิ่มประสิทธิภาพของระบบได้อย่างมีนัยสำคัญ โดยถัง Methanogenesis ให้ผลผลิตมีเทนสูงถึง 423.4 ml/g VS_{fed} และมีประสิทธิภาพการกำจัด COD และ VS สูงถึงร้อยละ 68.65 และร้อยละ 55.6 ตามลำดับ สะท้อนถึงข้อดีของการย่อยสลายร่วมในการสร้างสมดุลของสารอาหารและลดการสะสมกรดไขมัน

จากการเปรียบเทียบผลการศึกษาทั้งหมดนี้ สามารถสรุปได้ว่า แม้ระบบ Two-stage CSTR จะมีการแยกกระบวนการ Acidogenesis/Hydrolysis ออกจาก Methanogenesis จะช่วยเพิ่มความเสถียรและประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ แต่ผลการทดลองจริงกลับขึ้นอยู่กับหลายปัจจัย ไม่ว่าจะเป็นชนิดของสารตั้งต้น ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ ค่า HRT/OLR และอุณหภูมิในแต่ละถัง โดยการออกแบบที่เหมาะสม เช่น การใช้สภาวะเทอโมฟิลิกในถัง Acidogenesis เพื่อเร่งการย่อยสลายเบื้องต้น และการใช้สภาวะมีโซฟิลิกในถัง Methanogenesis เพื่อเสริมความเสถียรของจุลินทรีย์เมทาโนเจนิก อาจเป็นแนวทางที่ให้ผลผลิตมีเทนและประสิทธิภาพการย่อยสลายสูงที่สุด ซึ่งสอดคล้องกับทฤษฎีการแยกกระบวนการย่อยสลายเป็นสองขั้นตอน

ตารางที่ 2.16 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับระบบ Two-stage CSTR

ลักษณะของเสีย		CSTR 1				CSTR 2				ระยะเวลาดำเนินการ (วัน)	อ้างอิง
		ระบบ	สภาวะเดินระบบ	ประสิทธิภาพ COD,$VS_{removed}$ (%)	CH_4 yield	ระบบ	สภาวะเดินระบบ	ประสิทธิภาพ COD,$VS_{removed}$ (%)	CH_4 yield		
กากตะกอน SS	TCOD 200	CSTR (Acid)	- V 7 L - HRT 3 d - SRT 3 d - OLR 10	-	0.28 ml biogas/g COD_{fed}	CSTR (M)	- V 7 L - HRT 10 d - SRT 10 d - OLR 2.5	-	0.07 ml biogas/g COD_{fed}	81	Gagliano et al. (2015)
กากตะกอน MS จากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน	- TCOD 32,300 - VS 20,200 - OLR 1.5 kg COD/m^3-day	CSTR (Acid)	- V 7.5 L - HRT 3 d - SRT 3 d	41.2 ($VS_{removed}$) 46.4 ($COD_{removed}$)	119 ml/g VS_{fed}	CSTR (M)	- V 42.5 L - HRT 17 d - SRT 17 d	41.2 ($VS_{removed}$) 46.4 ($COD_{removed}$)	297 ml/g VS_{fed}	250 (3 เฟส)	Maspolim et al. (2016)
กากตะกอน SS และเศษอาหาร	- TCOD 1,307 mg/g VS - VS/TS 82.3%	CSTR (Hi)	- V 0.65 L - HRT 0.8 d - SRT 0.8 d - OLR 39.6	-	147.6 ml/g VS_{fed}	CSTR (M)	- V 3.6 L - HRT 4.5 d - SRT 4.5 d - OLR 6.1	-	74.4 ml/g VS_{fed}	120 (4 เฟส)	Liu et al. (2019)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 2.16 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

ลักษณะของเสีย		CSTR 1				CSTR 2				ระยะเวลาดำเนินการ (วัน)	อ้างอิง
		ระบบ	สภาวะเดินระบบ	ประสิทธิภาพ COD,$VS_{removed}$ (%)	CH_4 yield	ระบบ	สภาวะเดินระบบ	ประสิทธิภาพ COD,$VS_{removed}$ (%)	CH_4 yield		
กากตะกอน SS	- TCOD 19,371 - VS 17,000	CSTR (Hi)	- V 2 L - HRT 4 d - SRT 4 d - OLR 4.4	29.2 ($VS_{removed}$) 7.7 ($COD_{removed}$)	37.9 ml/g VS_{fed}	CSTR (M)	- V 2 L - HRT 20 d - SRT 20 d - OLR 0.62	37.3 - 41.4 ($VS_{removed}$) 21.4 - 23 ($COD_{removed}$)	74.5 - 87.5 ml/g VS_{fed}	53 (2 เฟส)	Wang et al. (2020)
กากตะกอน SS และกากตะกอนที่มีน้ำมันจากโรงงานปลาทูน่ากระป๋อง	- TCOD 90,349 - VS 62,929	CSTR (Acid)	- V 50 L - HRT 3 d - SRT 3 d - OLR 12.6	11 ($VS_{removed}$) 1 ($COD_{removed}$)	1.7 ml/g VS_{fed}	CSTR (M)	- V 120 L - HRT 17 d - SRT 17 d - OLR 2.26	55.6 ($VS_{removed}$) 68.65 ($COD_{removed}$)	423.4 ml/g VS_{fed}	201 (5 เฟส)	Sani et al. (2022)

หมายเหตุ COD หน่วย mg/L, VS หน่วย mg/L, OLR หน่วย kg VS/m^3-day, Hi คือ Hydrolysis, Acid คือ Acidogenesis และ M คือ Methanogenesis

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

บทที่ 3
วิธีดำเนินการวิจัย

การศึกษาการเพิ่มมูลค่าของเสียและการพัฒนาประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทนจากกากตะกอนส่วนเกินด้วยระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล มีขั้นตอนการศึกษาดังรูปที่ 3.1 และรายละเอียดของแต่ละขั้นตอน ดังต่อไปนี้

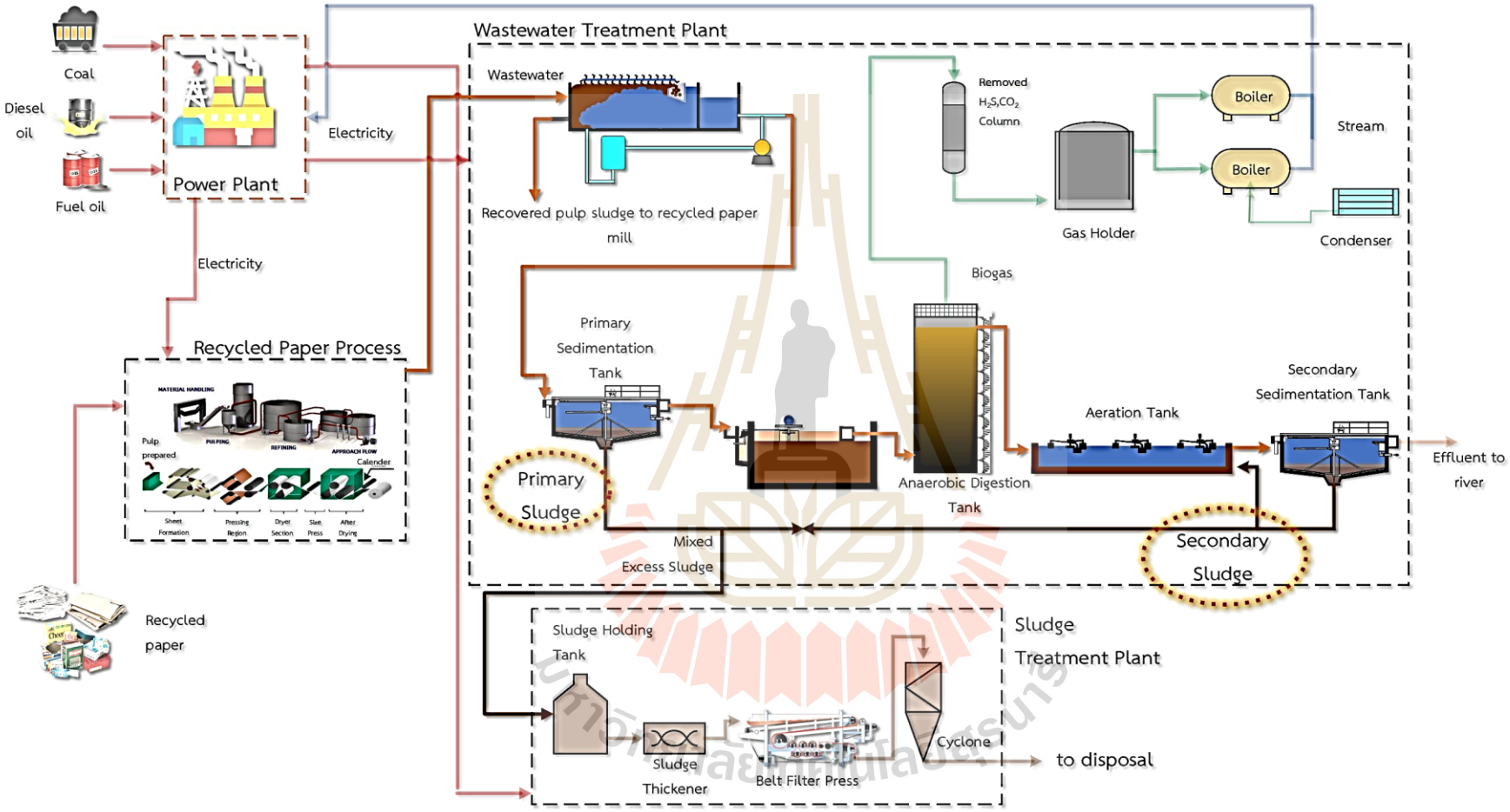
รูปที่ 3.1 ขั้นตอนการศึกษา

3.1 การเก็บข้อมูลเบื้องต้นในโรงงานกระดาษรีไซเคิล

การศึกษานี้มีการเก็บข้อมูลเบื้องต้นของโรงงานกระดาษรีไซเคิลแห่งหนึ่งในประเทศไทย ซึ่งเป็นอุตสาหกรรมครบวงจรทั้งต้นน้ำ กลางน้ำ และปลายน้ำ โดยมีการผลิตกระดาษจากกระดาษใช้แล้ว เช่น กระดาษลัง มาผ่านกระบวนการตีเยื่อ และผลิตเป็นกระดาษลอนลูกฟูก กระดาษสำหรับทำผิวกล่อง และแกนกระดาษ เพื่อผลิตภัณฑ์สำเร็จรูป ได้แก่ กล่องกระดาษและถุงกระดาษสำหรับบรรจุอาหารสัตว์ เป็นต้น และมีกำลังการผลิต 2,500 ตันต่อวัน โรงงานดังกล่าวใช้พลังงานทั้งไฟฟ้าและพลังงานความร้อน (Steam: ไอน้ำ) โดยเชื้อเพลิงหลัก ประกอบด้วย ถ่านหิน น้ำมันเตา และน้ำมันดีเซล โดยมีการใช้เชื้อเพลิงเพิ่มเติมเป็นก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียภายในโรงงาน อีกทั้งยังมีการซื้อไฟฟ้าจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค (กฟภ.) โดยมีปริมาณการใช้ไฟฟ้ารวมตลอดทั้งปีเท่ากับ 18,445 เมกะวัตต์ชั่วโมง ซึ่งข้อมูลที่ใช้ในการศึกษาครั้งนี้เป็น ข้อมูลทุติยภูมิ (Secondary Data) โดยโรงงานจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลดังกล่าว ซึ่งครอบคลุมระยะเวลา 1 ปี (2566) โดยเก็บข้อมูล 4 หมวดหลัก เพื่อเป็นข้อมูลพื้นฐานในการเลือกช่วงเวลาในการเก็บตัวอย่างกากตะกอนส่วนเกินเพื่อวิเคราะห์ลักษณะเบื้องต้นในหัวข้อที่ 3.2 และเป็นข้อมูลสนับสนุนการประเมินศักยภาพการขยายขนาดของระบบ Two-stage CSTR ในหัวข้อที่ 3.7 มีรายละเอียดดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 การเก็บข้อมูลเบื้องต้นในโรงงานกระดาษรีไซเคิล

หมวดหมู่ของข้อมูล	รายการข้อมูลที่เก็บรวบรวม	วัตถุประสงค์การใช้ข้อมูล
กระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิล	- จำนวนและประเภทของหน่วยกระบวนการ - ชนิดและปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้ - การใช้พลังงานของแต่ละหน่วยปฏิบัติการ	เพื่อสนับสนุนการประเมินสมดุลพลังงานในโรงงาน
ระบบบำบัดน้ำเสีย	- จำนวนและประเภทของหน่วยบำบัด - อัตราการไหลในระบบ - ชนิดและปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้ - การใช้พลังงานของแต่ละหน่วยบำบัด - ค่า COD, TVS และ TS ของของเสียในระบบ	เพื่อสนับสนุนการประเมินสมดุลอินทรีย์คาร์บอนในระบบบำบัดน้ำเสีย/สมดุลพลังงานในโรงงาน
การจัดการกากตะกอน	- อัตราการเกิดกากตะกอนส่วนเกิน - หน่วยบำบัดกากตะกอน - การใช้พลังงานของแต่ละหน่วย - ค่า TVS และ TS ในแต่ละขั้นตอน	เพื่อสนับสนุนการประเมินสมดุลอินทรีย์คาร์บอนในระบบบำบัดน้ำเสีย/สมดุลพลังงานในโรงงาน
การผลิตพลังงาน	- จำนวนและประเภทของหน่วยผลิตพลังงาน - ชนิดและปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้ - ปริมาณพลังงานที่ผลิตได้ - การใช้พลังงานในแต่ละหน่วยผลิตและในส่วนสำนักงาน	เพื่อสนับสนุนการประเมินสมดุลพลังงานในโรงงาน



รูปที่ 3.2 แผนผังระบบบำบัดน้ำเสียและแหล่งกำเนิดกากตะกอนส่วนเกิน

3.2 การเก็บตัวอย่างกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล

กากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลที่ใช้ในการศึกษานี้ ได้ทำการเก็บตัวอย่างกากตะกอนปฐมภูมิ (Primary Sludge: PS) ซึ่งเป็นกากตะกอนส่วนเกินที่เกิดจากถังตกตะกอนขั้นต้นของระบบบำบัดน้ำเสีย และกากตะกอนทุติยภูมิ (Secondary Sludge: SS) ซึ่งเป็นกากตะกอนส่วนเกินที่เกิดจากถังตกตะกอนทางชีวภาพ (ถังตกตะกอนขั้นที่สอง) ของระบบตะกอนเร่ง (Activated Sludge: AS) จากระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานกระดาษรีไซเคิล เป็นจำนวน 2 ครั้งในปี พ.ศ. 2566 (เดือนมีนาคมและสิงหาคม) แบบจ้วง (Grab Sampling) ดังรูปที่ 3.2 เพื่อศึกษาลักษณะของกากตะกอนส่วนเกินเป็นข้อมูลปฐมภูมิ โดยเก็บรักษาตัวอย่างด้วยการควบคุมอุณหภูมิที่ 4°C ก่อนทำการวิเคราะห์ลักษณะกากตะกอนทางกายภาพ เคมี และชีวภาพ ซึ่งมีพารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ดังแสดงในตารางที่ 3.2 และวิธีการวิเคราะห์อ้างอิงจาก Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (American Public Health Association, American Water Works Association, & Water Environment Federation, 2012)

ตารางที่ 3.2 พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ลักษณะกากตะกอนส่วนเกิน

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์
pH	pH meter
COD (TCOD, SCOD)	Open Reflux Method
BOD_{20} ($TBOD_{20}$, $SBOD_{20}$)	Oxitop® Method
Alkalinity	Titration Method
Ca, Mg	AAS Method
TKN	Kjeldahl Method
TS	Dried at 103 - 105 °C
VS	Ignited at 550 °C
TSS	Dried at 103 - 105 °C
TDS	Dried at 103 - 105 °C, TDS meter
VFA	Titration Method
Higher Heating Value	Bomb Calorimeter Method

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3.3 การศึกษาสัดส่วนผสมของกากตะกอนส่วนเกินที่เหมาะสม

สัดส่วนการผสมของกากตะกอนส่วนเกินเป็นปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่อการเกิดก๊าซชีวภาพในระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Co-digestion: AnCoD) เนื่องจากความแตกต่างของกากตะกอนส่วนเกินซึ่งเป็นสารตั้งต้นทั้งสองชนิด โดยกากตะกอน PS มีปริมาณสารอินทรีย์สูง โครงสร้างหลักเป็นเซลลูโลส และมีธาตุอาหารในตะกอนต่ำ ขณะที่กากตะกอน SS มีปริมาณสารอินทรีย์ต่ำกว่ากากตะกอน PS แต่มีธาตุอาหารสูงกว่าและมีโครงสร้างโมเลกุลของสารอินทรีย์ที่ซับซ้อนน้อยกว่า ดังนั้น การศึกษาขั้นตอนนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อประเมินสัดส่วนผสมกากตะกอนของส่วนเกินทั้งสองชนิดซึ่งเป็นสารตั้งต้นในการผลิตก๊าซชีวภาพที่เหมาะสม โดยการแปรเปลี่ยนสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS จำนวน 3 ค่าคือ 3:1, 1:1 และ 1:3 (โดยปริมาตร) โดยอ้างอิงสัดส่วนผสมจากการศึกษาของ Sun et al. (2022) และทำการวิเคราะห์องค์ประกอบทางกายภาพ เคมี และชีวภาพ จากนั้นทำการศึกษาศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (Biochemical Methan Potential Test: BMP Test) ของกากตะกอนผสมเปรียบเทียบกับการย่อยสลายของกากตะกอนเชิงเดี่ยว รวมทั้งประเมินความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพโดยการวิเคราะห์สัดส่วนซีโอดี (COD Fractions) ของกากตะกอนผสมเปรียบเทียบกับการย่อยสลายของกากตะกอนเชิงเดี่ยว เพื่ออธิบายความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ โดยรายละเอียดพารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบ BMP test แสดงดังตารางที่ 3.3 และ 3.4 และลักษณะหัวเชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ใน BMP Test แสดงดังตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.3 พารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบแบบกะ

พารามิเตอร์	ชุดการทดลองที่ 1	ชุดการทดลองที่ 2	ชุดการทดลองที่ 3	ชุดการทดลองที่ 4	ชุดการทดลองที่ 5	ชุดควบคุม (Blank)
สัดส่วนผสมกากตะกอน (PS:SS)	1:0	3:1	1:1	1:3	0:1	-
หัวเชื้อจุลินทรีย์ (g VS/L)[ก]	2	2	2	2	2	2
pH	7 ± 0.1	7 ± 0.1	7 ± 0.1	7 ± 0.1	7 ± 0.1	7 ± 0.1
อุณหภูมิ (°C)	35 ± 5.0	35 ± 5.0	35 ± 5.0	35 ± 5.0	35 ± 5.0	35 ± 5.0
$V_{reactor}$ (L)	4	4	4	4	4	4
HRT (days)[ข]	31	31	31	31	31	31
จำนวนซ้ำ	3	3	3	3	3	3

หมายเหตุ [ก] อ้างอิงจาก Rajput & Sheikh (2019) และ [ข] อ้างอิงจาก Bary & Rintala (2012)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 3.4 องค์ประกอบของสารตั้งต้นใน BMP Test ของกากตะกอนที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ (PS:SS)

สัดส่วนผสม (PS:SS)	Primary Sludge (ml)	Secondary Sludge (ml)	Seed (ml)	Dilute Water (ml)	ปริมาตรรวม (ml)
1:0	980	0	80	2,940	4,000
3:1	980	326.67	80	2,613.33	4,000
1:1	980	980	80	1,960	4,000
1:3	980	2,940	80	0	4,000
0:1	0	980	80	2,940	4,000

การวิเคราะห์ทางสถิติเพื่อเปรียบเทียบสัดส่วนผสมของกากตะกอนส่วนเกินที่เหมาะสม ดำเนินการโดยใช้การวิเคราะห์ความแปรปรวนทางเดียว (One-way ANOVA: Single Factor) ที่ระดับความเชื่อมั่นร้อยละ 95 โดยใช้เกณฑ์พิจารณาค่าความน่าจะเป็น (p-value) เพื่อประเมินความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติภายในกลุ่ม โดยอ้างอิงจากการศึกษาของ Janke et al. (2018) และการวิเคราะห์ข้อมูลผลการผลิตมีเทนเฉลี่ยจากสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 3:1, 1:1 และ 1:3 ถูกเปรียบเทียบโดยใช้สถิติแบบ t-test สำหรับข้อมูลแบบจับคู่เปรียบเทียบ (paired two-sample t-test) ที่ระดับความเชื่อมั่นร้อยละ 95 โดยใช้เกณฑ์พิจารณาค่า p-value เพื่อทดสอบความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติระหว่างกลุ่มทดลอง และประเมินผลของอัตราส่วนการผสมตะกอนที่มีต่อศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพ

ตารางที่ 3.5 ลักษณะจุลินทรีย์ (Seed) ที่ใช้ใน BMP Test

พารามิเตอร์	ค่า
pH	8.72 ± 0.02
TCOD (mg/L)	122,400 ± 91.92
SCOD (mg/L)	96,600 ± 282.84
TS (mg/L)	130,530 ± 7,948
TVS (mg/L)	101,475 ± 6,173
TSS (mg/L)	29,055
Alkalinity (mg $CaCO_3$/L)	9,635 ± 205
VFA (mg CH_3COOH/L)	2,378.06 ± 31.43

จุลินทรีย์ (Seed) ที่ใช้ในการทดลอง เก็บมาจากมูลสุกรในฟาร์มเลี้ยงสุกรของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี โดยมีค่า pH 8.72 ± 0.02 และอัตราส่วน VS/TS เท่ากับ 0.78 แสดงถึงความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของสารอินทรีย์ที่อยู่ในรูปแข็ง ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย

(VFA) เท่ากับ 2,378 มิลลิกรัมของกรดอะซิติกต่อลิตร (mg CH_3COOH/L) และค่าความเป็นด่าง (Alkalinity) เท่ากับ 9,635 มิลลิกรัมต่อลิตร (mg/L) ซึ่งอัตราส่วน VFA/Alkalinity อยู่ที่ 0.25 อยู่ในช่วงเหมาะสมสำหรับการผลิตก๊าซชีวภาพแบบไม่ใช้ออกซิเจน โดยไม่จำเป็นต้องเติมสารเคมีเสริม ดังนั้น มูลสุกรนี้จึงถูกใช้เป็นหัวเชื้อสำหรับ BMP Test เพื่อประเมินศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมีได้

3.3.1 การศึกษาสัดส่วนสารอินทรีย์ (COD fractions)

การวิเคราะห์ค่า COD fractions ทำการศึกษาโดยการค่าซีโอดีทั้งหมด (Total Chemical Oxygen Demand: TCOD) แบ่งออกเป็น 2 ส่วนหลัก โดยอ้างอิงการศึกษาของ Orhon & Cokgor (1997) คือ (1) ย่อยสลายทางชีวภาพได้ (Biodegradable COD: BCOD) และ (2) ย่อยสลายทางชีวภาพไม่ได้ (Unbiodegradable COD: UCOD) ซึ่งสามารถคำนวณได้ดังตารางที่ 3.6 และมีรายละเอียดดังนี้

ตารางที่ 3.6 วิธีการคำนวณ COD Fractions

COD Fractions		วิธีการคำนวณ
1. Total COD (TCOD)		TCOD
1.1	Biodegradable COD (BCOD)	$TBOD_{20}$
1.1.1	Biodegradable Soluble COD (BSCOD)	$SBOD_{20}$
1.1.2	Biodegradable Particulate COD (BPCOD)	BCOD - BSCOD = $TBOD_{20}$-$SBOD_{20}$
2.1	Unbiodegradable COD (UCOD)	TCOD - BCOD = TCOD - $TBOD_{20}$
2.1.1	Unbiodegradable Soluble COD (USCOD)	SCOD-$SBOD_{20}$
2.1.2	Unbiodegradable Particulate COD (UPCOD)	UCOD-USCOD = TCOD - $TBOD_{20}$ - (SCOD-$SBOD_{20}$)

(1) Biodegradable COD (BCOD) ทำการวิเคราะห์โดยการหาค่าความต้องการออกซิเจนทางชีวเคมีที่ละลายน้ำ (Biochemical Oxygen Demand: BOD) 20 วันในตะกอนส่วนเกินด้วยอุปกรณ์ OxiTOP-C® ซึ่งเป็นการวิเคราะห์ด้วยเทคนิคของ Resprirometric Method เพื่อให้เกิดความแม่นยำในการวิเคราะห์ค่า BOD ค่า BCOD ในการศึกษาถูกแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ (1) ค่าซีโอดีที่ย่อยสลายได้เร็วหรือส่วนที่ละลายน้ำ (Biodegradable Soluble COD: BSCOD) โดยการวิเคราะห์ค่า BOD 20 วันของตัวอย่างตะกอนส่วนเกินที่ละลายน้ำและ (2) ค่าซีโอดีที่ย่อยสลายได้ช้าหรือสัดส่วนที่ไม่ละลายน้ำ (Biodegradable Particulate COD: BPCOD) โดยการวิเคราะห์ค่า TBOD 20

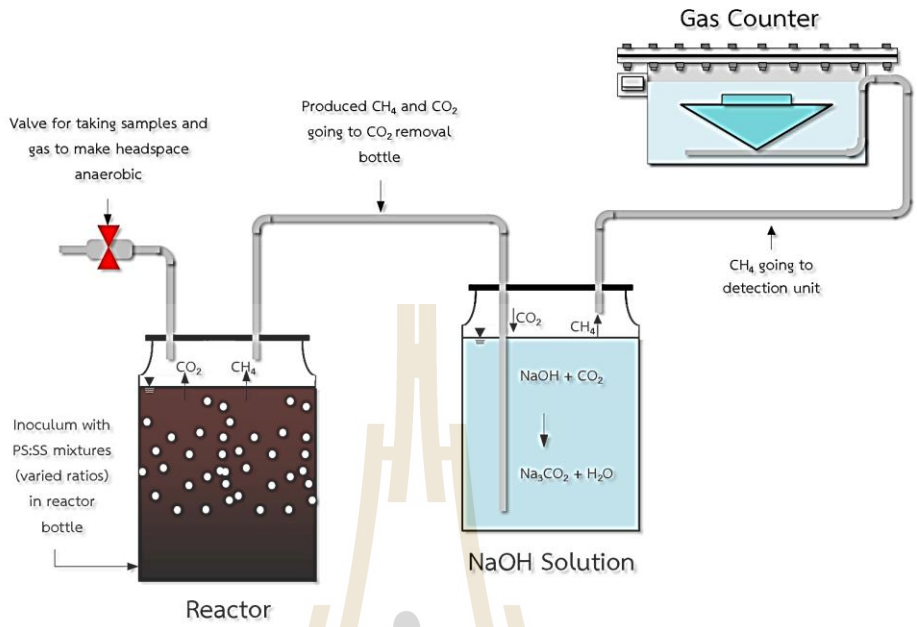
วันของตัวอย่างตะกอนส่วนเกินลบด้วย BOD 20 วันของตัวอย่างตะกอนส่วนเกินที่ละลายน้ำ ($TBOD_{20}$-$SBOD_{20}$)

(2) Unbiodegradable COD (UCOD) คำนวณหาจากค่า TCOD - BCOD แบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ (1) ค่าซีโอดีที่ย่อยสลายทางชีวภาพไม่ได้ส่วนที่ละลายน้ำ (Unbiodegradable Soluble COD: USCOD) คำนวณจาก SCOD-$SBOD_{20}$ และ (2) ค่าซีโอดีที่ย่อยสลายไม่ได้ส่วนที่ไม่ละลายน้ำ (Unbiodegradable Particulate COD: UPCOD) คำนวณจาก UCOD-USCOD

3.3.2 การศึกษาศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (Biochemical Methan Potential Test: BMP Test)

การศึกษา BMP Test เป็นการประเมินศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพหรือก๊าซมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนของสารตั้งต้นที่ใส่ลงไป โดยเป็นวิธีที่มีต้นทุนต่ำและสามารถทำซ้ำเพื่อเปรียบเทียบศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของสารตั้งต้นหรือสภาวะการทดลองที่แตกต่างกันได้อย่างถูกต้อง ทำให้สามารถบ่งบอกสภาวะที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการออกแบบระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนได้ ซึ่งในการศึกษา BMP Test ของงานวิจัยนี้ อ้างอิงวิธีการจาก Veluchamy (2018) ในสารตั้งต้นจากอุตสาหกรรมเดียวกัน โดยใช้ถังปฏิกิริยาขนาด 5 L ปริมาตรการทำงาน 4 L ซึ่งประกอบด้วย ปริมาตรน้ำ จุลินทรีย์ และน้ำกลั่น (ชุดการทดลองละ 3 ซ้ำ) โดยคำนวณตามปัจจัยที่ศึกษา ปรับค่า pH ก่อนเริ่มการทดลองให้เป็น 7 ± 0.1 ด้วย HCl หรือ NaOH และใช้ $NaHCO_3$ เป็นบัฟเฟอร์ จากนั้นใช้ก๊าซไนโตรเจนไล่ออกซิเจนในถังปฏิกิริยาเป็นเวลา 3 นาที เพื่อสร้างสภาวะไร้ออกซิเจน ถังปฏิกิริยาจะเชื่อมต่อกับถังที่บรรจุสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) 1.5 N ซึ่งทำหน้าที่ดูดซับ CO_2 และ H_2S โดยก๊าซชีวภาพที่แทนที่สารละลาย NaOH นี้จะเป็นตัวแทนของก๊าซมีเทน (CH_4) ทั้งนี้ถังปฏิกิริยาทั้งหมดบ่มในห้องควบคุมอุณหภูมิที่ 35 ± 5 °C (mesophilic) และเขย่าถังปฏิกิริยานาน 1 นาที ก่อนทำการวัดปริมาตรก๊าซด้วยวิธีแทนที่สารละลาย NaOH ด้วยเครื่องวัดปริมาตรก๊าซชีวภาพ (Gas Counter) แสดงดังรูปที่ 3.3 ผลของ BMP Test จะวัดปริมาณก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในแต่ละวันได้อย่างแม่นยำ

ผลการทดลองที่ได้สามารถนำมาสร้างกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณก๊าซมีเทนสะสมที่เกิดขึ้นในแต่ละวันได้ สำหรับการวิเคราะห์จลนพลศาสตร์ (kinetic) ของการผลิตก๊าซมีเทนสะสมนี้ อ้างอิงจากการศึกษาของ Veluchamy & Kalamdhad (2017) โดยใช้แบบจำลองจลนพลศาสตร์ Modified Gompertz (Lay et al., 1996) ซึ่งเหมาะสมสำหรับการศึกษาศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมีจาก BMP Test ดังสมการที่ 3.1



รูปที่ 3.3 การติดตั้งชุดทดลอง BMP Test

ซึ่งจากรูปที่ 3.4 เป็นกราฟแสดงการผลิตก๊าซมีเทนสะสม (แกน y, M) ณ เวลาใด ๆ (แกน x, t) โดยที่อัตราสูงสุดของการผลิตก๊าซมีเทน (R_m) หาได้จากความชันของกราฟ ศักยภาพของการเกิดก๊าซมีเทน (P) หาได้จากการผลิตก๊าซมีเทนสะสมสูงสุด และระยะเวลา Lag phase (λ) ที่แสดงถึงระยะเวลาของขั้นตอนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) หาได้จากกราฟพล็อตเส้นความชันตัดกับแกน x นอกจากนี้ ยังสังเกตได้ว่าจุดตัดของเส้นแกน P และ R_m เมื่อพล็อตลงมาที่แกน x จะเป็นเวลาที่เริ่มเข้าสู่สภาวะคงที่ในการผลิตมีเทน

แบบจำลองจลนพลศาสตร์ Modified Gompertz:

$$M(t) = P * \exp\{ -\exp[(R_m * e / P)(\lambda - t) + 1] \} \quad (3.1)$$

โดยที่ M(t) คือ ปริมาณการผลิตก๊าซมีเทนสะสม (mL)

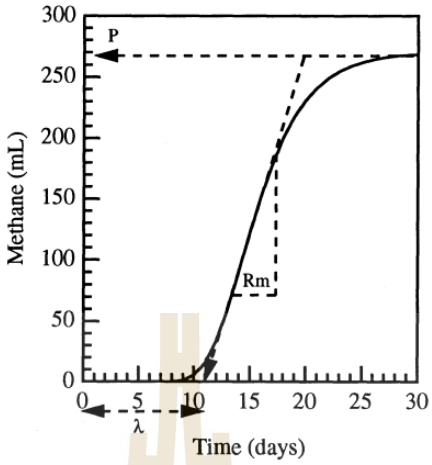
t คือ เวลาสะสมในการผลิตก๊าซมีเทน (d)

P คือ ศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนสะสมสูงสุด (mL CH_4),

R_m คือ อัตราสูงสุดของการผลิตก๊าซมีเทน (mL CH_4 d^{-1})

λ คือ ระยะเวลา Lag phase (d)

e คือ ค่าคงที่ (2.71)



รูปที่ 3.4 Modified Gompertz Model
(Lay et al., 1996)

นอกจากนี้ ยังมีการเปรียบเทียบแบบจำลองอื่น ๆ ได้แก่ แบบจำลองจลนพลศาสตร์ Modified Logistic (Zwietering et al., 1990) และแบบจำลองจลนพลศาสตร์ลำดับที่หนึ่ง (Pseudo First-order) (Bernat et al., 2017) ดังสมการที่ 3.2 และ 3.3 ตามลำดับ เพื่อประเมินความเหมาะสมในการอธิบายพฤติกรรมการผลิตมีเทน และเปรียบเทียบความสามารถในการประมาณค่าพารามิเตอร์จลนพลศาสตร์ที่สำคัญของแต่ละแบบจำลอง

แบบจำลองจลนพลศาสตร์ Modified Logistic:

$$M(t) = P / \{ 1 + \exp [(4 * R_m / P)(\lambda - t) + 2] \} \quad (3.2)$$

โดยที่ M(t) คือ ปริมาณการผลิตก๊าซมีเทนสะสม (mL)
t คือ เวลาสะสมในการผลิตก๊าซมีเทน (d)
P คือ ศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนสะสมสูงสุด (mL CH_4),
R_m คือ อัตราสูงสุดของการผลิตก๊าซมีเทน (mL CH_4 d^{-1})
λ คือ ระยะเวลา Lag phase (d)
e คือ ค่าคงที่ (2.71)

แบบจำลองจลนพลศาสตร์ Pseudo First-order:

$$M(t) = P * [\ 1 - \exp^{(-kt)}\ ] \quad (3.3)$$

โดยที่ M(t) คือ ปริมาณการผลิตก๊าซมีเทนสะสม (mL)

t คือ เวลาสะสมในการผลิตก๊าซมีเทน (d)

k คือ ค่าคงที่ของปฏิกิริยาอันดับที่หนึ่ง (d^{-1})

การปรับเส้นโค้งและประมาณค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองในงานวิจัยนี้ดำเนินการโดยใช้ซอฟต์แวร์ SPSS เพื่อหาค่าพารามิเตอร์ที่เหมาะสมที่สุดสำหรับแบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ โดยการประเมินความเหมาะสมของแต่ละแบบจำลองทำโดยพิจารณาค่าของค่าสัมประสิทธิ์การถดถอย (R^2) และค่ารากที่สองของค่าเฉลี่ยกำลังสองของข้อผิดพลาด (Root Mean Square Error: RMSE) เพื่อวัดความแตกต่างระหว่างค่าที่ได้จากแบบจำลองกับค่าจริง โดยค่าสัมประสิทธิ์ R^2 ใช้เพื่อประเมินความสอดคล้องของข้อมูลระหว่างแบบจำลองและผลการทดลอง ขณะที่ RMSE ใช้เพื่อวัดความคลาดเคลื่อนสัมพัทธ์ในหน่วยเดียวกับข้อมูล (Sánchez et al., 2021)

นอกจากนี้ ปริมาณก๊าซมีเทน (BMP) ที่ผลิตได้จากสารตั้งต้น ถูกคำนวณโดยการหักลบปริมาณก๊าซมีเทนที่ผลิตจากหัวเชื้อออกจากปริมาณก๊าซที่ผลิตได้จากระบบที่มีการเติมทั้งสารตั้งต้นและหัวเชื้อร่วมกัน (Elsayed et al., 2016; Xue et al., 2019) ดังสมการที่ 3.4

$$BMP = \frac{CH_4\ production_{สารตั้งต้น+หัวเชื้อ} - CH_4\ production_{หัวเชื้อ}}{VS_{fed} * V} \quad (3.4)$$

โดยที่ BMP คือ ศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (mL CH_4/g VS_{fed})

$CH_4\ production_{สารตั้งต้น+หัวเชื้อ}$ คือ ปริมาณการผลิตมีเทนสะสมสูงสุดในชุดการทดลองที่มีทั้งสารตั้งต้นและหัวเชื้อ (mL CH_4)

$CH_4\ production_{หัวเชื้อ}$ คือ ปริมาณการผลิตมีเทนสะสมสูงสุดในชุดการทดลองที่มีเพียงหัวเชื้อ หรือ Blank (mL CH_4)

VS_{fed} คือ ความเข้มข้นของค่า TVS ในสารตั้งต้น (g VS_{fed}/L)

V คือ ปริมาตรการทำงานของถังปฏิกิริยา (L)

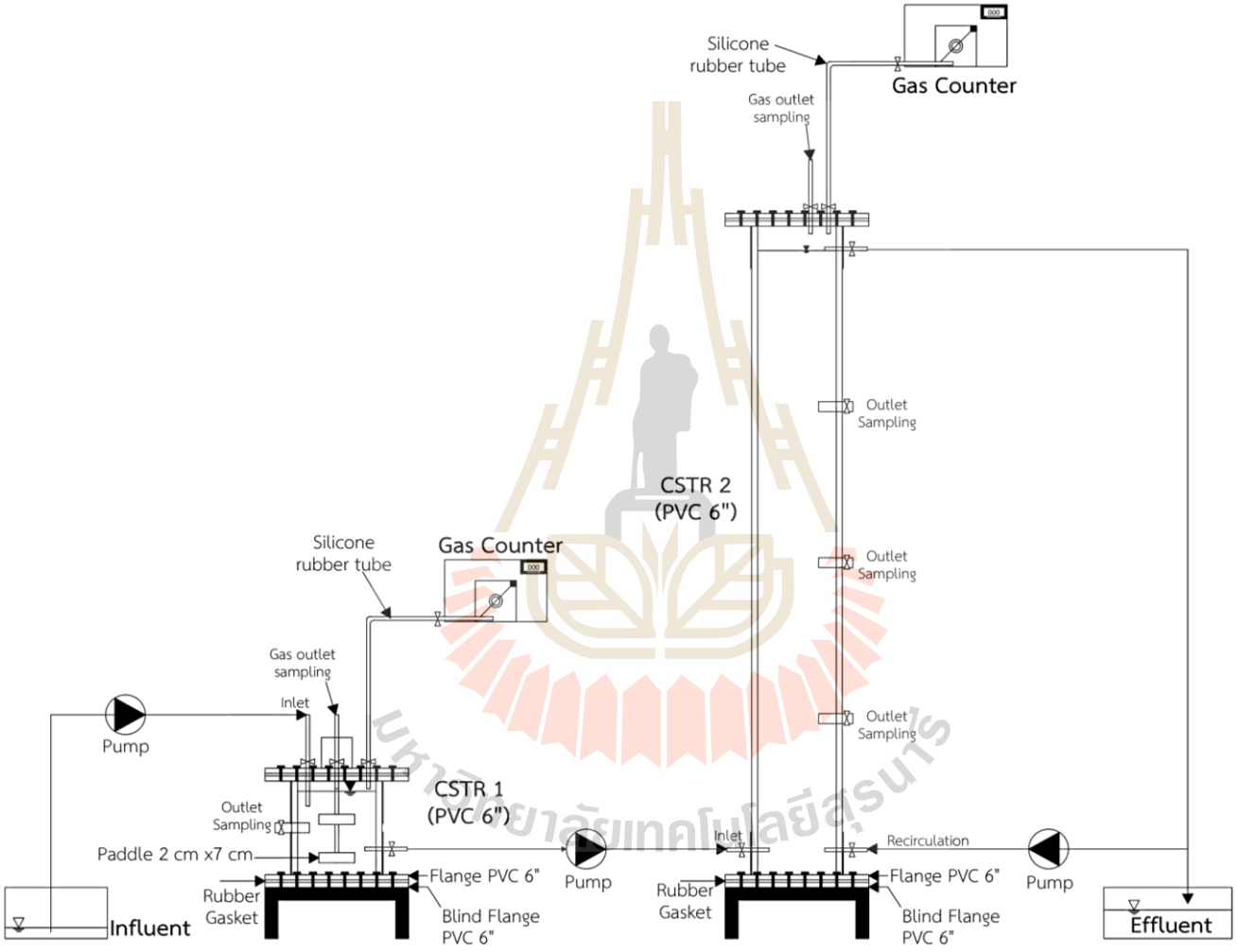
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3.4 การเดินระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอน (Two-stage Continuous Stirred Tank Reactor: Two-stage CSTR)

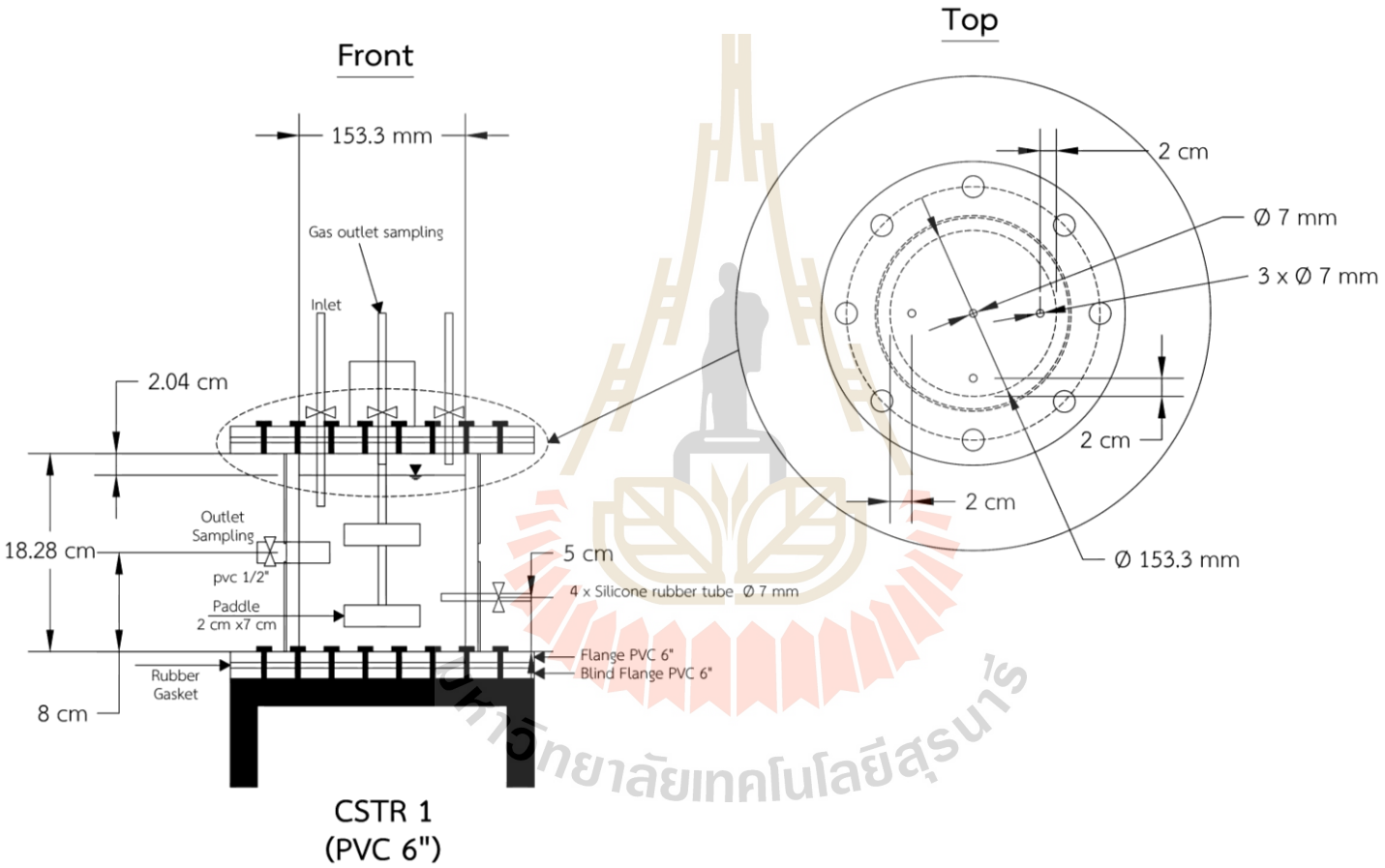
การติดตั้งชุดทดลองระบบ Two-stage CSTR เพื่อทดสอบการเดินระบบกึ่งต่อเนื่อง แสดงดังรูปที่ 3.5-3.8 ระบบประกอบด้วย CSTR จำนวน 2 ถัง ได้แก่ CSTR 1 ขนาด 3 ลิตร (L) สำหรับการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนในขั้นตอนที่ 1 โดยทำหน้าที่หลักในการไฮโดรไลซิส และ CSTR 2 ขนาด 22.5 L สำหรับการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนในขั้นตอนที่ 2 โดยทำหน้าที่ในการผลิต CH_4 โดยป้อนกากตะกอนที่ออกจาก CSTR 1 เข้าสู่ถัง CSTR 2 ซึ่ง CSTR 1 ติดตั้งระบบกวนด้วยใบพัดแบนแบบ 2 แฉก (flat paddle, 2 blades impeller) เพื่อให้เกิดการผสมอย่างสม่ำเสมอ ส่วน CSTR 2 ใช้ระบบหมุนเวียนภายนอกด้วยปั๊ม (External recirculation system; Appels et al., 2008) ซึ่งหมุนเวียนน้ำทิ้งบางส่วนกลับเข้าสู่ถัง เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการสัมผัสระหว่างจุลินทรีย์กับสารตั้งต้น ลดความเสี่ยงของการแยกชั้น และเพิ่มเสถียรภาพของกระบวนการสร้าง CH_4

การเริ่มต้นเดินระบบดำเนินการโดยการเติมหัวเชื้อที่ชนิดที่ทำงานในสภาวะที่ไม่ใช้ออกซิเจนในปริมาณร้อยละ 10 ของปริมาตรใช้งานของแต่ละถัง ตามคำแนะนำของ Hobson & Wheatley (1993) โดย CSTR 1 และ CSTR 2 มีปริมาตรใช้งานเท่ากับ 3.0 และ 22.5 L ตามลำดับ จึงเติมหัวเชื้อในปริมาณ 0.3 และ 2.25 L ตามลำดับ หัวเชื้อดังกล่าวได้มาจากกากตะกอนของระบบผลิตก๊าซชีวภาพจากโรงงานแปรรูปมันสำปะหลังแห่งหนึ่งในจังหวัดนครราชสีมา

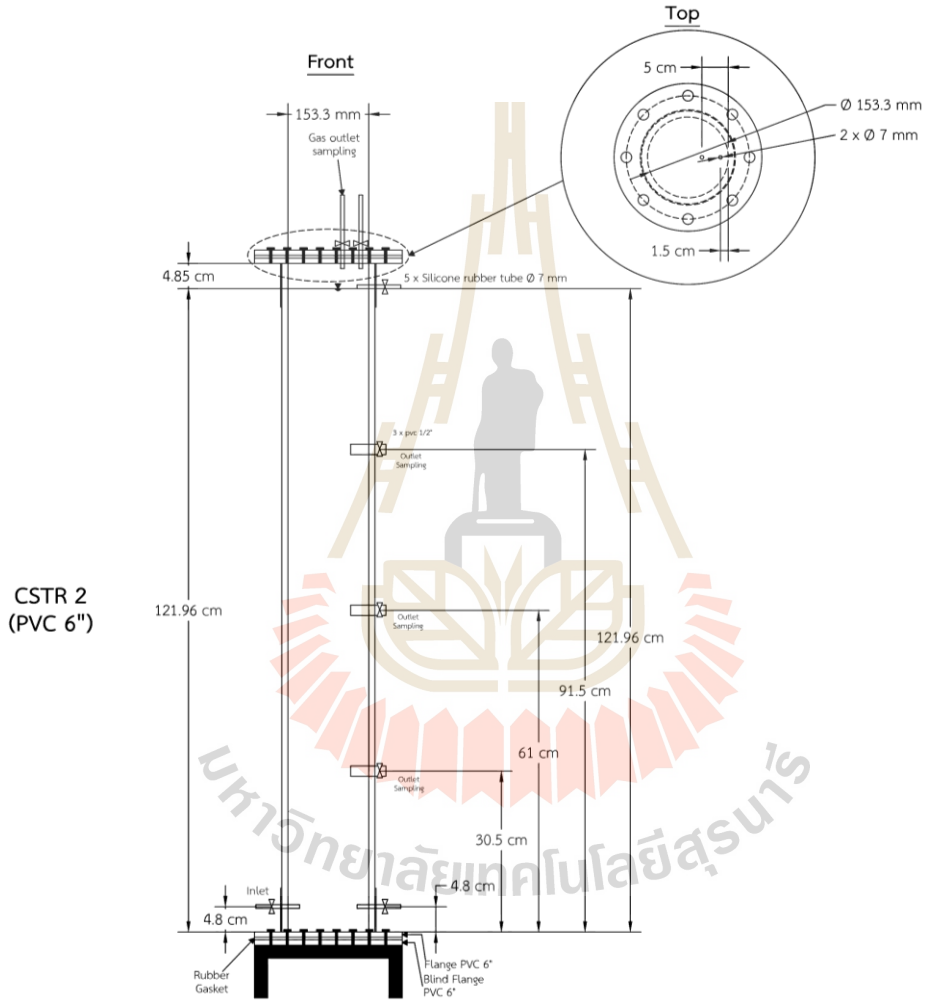
ระบบทดลองดำเนินการภายใต้โหมดการป้อนอาหารแบบกึ่งต่อเนื่อง (semi-continuous feed) โดยทำการป้อนและระบายน้ำเสียออกจากถังในปริมาณเท่ากันทุกวัน เพื่อรักษาระยะเวลากักเก็บ (Hydraulic Retention Time: HRT) ให้คงที่ โดยป้อนกากตะกอนผสมเข้า CSTR 1 และระบายกากตะกอนวันละ 1.640 L ส่วน CSTR 2 ป้อนกากตะกอนผสมที่ออกจาก CSTR 1 ซึ่งผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิสแล้ว และระบายกากตะกอนวันละ ในปริมาณ 820 มิลลิลิตรต่อวัน โดยสำหรับการระบายของเหลวออกจาก CSTR 2 จะระบายออกเฉพาะส่วนที่เป็น supernatant หลังจากปล่อยให้ตกตะกอนในระบบเป็นเวลา 2 ชั่วโมง และทำการเก็บข้อมูลระบบในสภาวะเสถียรนานกว่า 60 วัน และเดินระบบต่ออีกเป็นระยะเวลาประมาณ 90 วัน ในช่วงที่ระบบเข้าสู่ช่วง Dead Phase เพื่อศึกษาปัจจัยที่ส่งผลให้ประสิทธิภาพการย่อยสลายลดลง ซึ่งช่วงที่เสถียรทำการ คำนวณค่าเฉลี่ยกับส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน เพื่อตั้งขีดจำกัดควบคุม (UCL, LCL) ตามหลัก Shewhart Control Chart จากนั้นประเมินความเสถียรของระบบโดยตรวจสอบว่าข้อมูลอยู่ภายในขีดจำกัดควบคุมหรือไม่ หากมีค่าที่เกินขีดจำกัดหรือรูปแบบผิดปกติถือว่าระบบไม่เสถียร ตามการศึกษาของ Alcantara et al. (2017)



รูปที่ 3.5 แผนภาพ P&I (Piping and Instrumentation Diagram) ของระบบ Two-stage CSTR



รูปที่ 3.6 แบบหน้าตัดถัง CSTR 1 ของระบบ Two-stage CSTR



รูปที่ 3.7 แบบหน้าตัดถัง CSTR 2 ของระบบ Two-stage CSTR

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

รูปที่ 3.8 การติดตั้งชุดทดลองระบบ Two-stage CSTR

ผลผลิตมีเทน (CH_4 yield) หน่วยมิลลิลิตรต่อกรัมของค่า TVS ที่ป้อน (mL CH_4/g VS) ถูกกำหนดจากปริมาณการผลิตมีเทนต่อหน่วยมวลของสารอินทรีย์ (Wang et al., 2020) โดยคำนวณตามสมการที่ 3.5

$$CH_4 \text{ yield} = \frac{CH_4 \text{ production}}{VS * Q} \quad (3.5)$$

โดยที่ CH_4 yield คือ ผลผลิตมีเทน (mL CH_4/g VS_{fed})

CH_4 production คือ ปริมาณการผลิตมีเทนรายวัน (mL CH_4/day)

VS คือ ความเข้มข้นของค่า TVS ในสารตั้งต้น (g VS_{fed}/L)

Q คือ อัตราการไหลของระบบ (L/day)

พารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบแสดงดังตารางที่ 3.7 และใช้สัดส่วนผสมของกากตะกอนที่เหมาะสมซึ่งได้จากการศึกษาในหัวข้อ 3.3 การวิเคราะห์ทางสถิติใช้การวิเคราะห์ความแปรปรวนทางเดียว (ANOVA: Single Factor) เพื่อทดสอบความแตกต่างของข้อมูลระหว่าง CSTR 1 และ CSTR 2 ที่ระดับความเชื่อมั่นร้อยละ 95 โดยใช้เกณฑ์พิจารณาค่าความน่าจะเป็น (p-value)

โดยอ้างอิงจากการศึกษาของ Janke et al. (2018) นอกจากนี้ยังมีการวิเคราะห์ชุมชนจุลินทรีย์จาก CSTR 1 และ CSTR 2 ในหัวข้อ 3.6

ตารางที่ 3.7 ค่าการเดินระบบ Two-stage CSTR

พารามิเตอร์	CSTR 1	CSTR 2
สัดส่วนผสม (PS:SS)	ค่าที่เหมาะสมจากหัวข้อ 3.3	
อุณหภูมิ (°C)	อุณหภูมิบรรยากาศ	
OLR	ค่าที่เหมาะสมจากหัวข้อ 3.3	
$V_{reactor}$ (L)	3	22.5
HRT (day)	ระยะเวลา Lag phase ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่เหมาะสมจากหัวข้อ 3.3.1	ระยะเวลาที่เป็นจุดตัดของ P และ R_m ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่เหมาะสมจากหัวข้อ 3.3.1
หน้าที่การทำงาน	Hydrolysis - Acidogenesis	Acetogenesis - Methanogenesis

การศึกษาสมดุลมวลสารในระบบ AnCoD ทำการศึกษาสมดุลมวลของคาร์บอน ไนโตรเจน และฟอสฟอรัส ในช่วงที่ระบบมีความเสถียร โดยทำการประเมินการย่อยสลายทั้งในรูปของแข็งและของเหลวอ้างอิงแนวทางจากการศึกษาของ Muhayodin et al. (2021) ซึ่งนำเทคนิคการศึกษาสมดุลมวลสารในระบบ AnCoD มาประเมินกลไกในการย่อยสลายของระบบ AnCoD และการศึกษาสมดุลมวลสารสามารถใช้ประเมินคาร์บอนที่สามารถเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพได้ อีกทั้งยังสามารถประเมินธาตุอาหารหลัก (N P) ที่ออกจากระบบ AnCoD เพื่อใช้ในประโยชน์ในการต่อยอดงานวิจัยและจัดทำแนวทางการนำธาตุอาหารกลับมาใช้ประโยชน์ต่อไป โดยสมดุลมวล ดังสมการที่ 3.6-3.11

$$M_{in} = M_{out} + \Delta MB \quad (3.6)$$

$$M_{in} = (Q_{PS:SS})(X_{PS:SS}) \quad (3.7)$$

$$M_{out} = (Q_{SD,dis})(X_{SD,dis}) + (Q_{LD,dis})(X_{LD,dis}) + (Q_{BG})(X_{BG}) \quad (3.8)$$

$$\Delta MB = (Q_{SD,CSTR1})(X_{SD,CSTR1}) + (Q_{LD,CSTR1})(X_{LD,CSTR1}) + (Q_{SD,CSTR2})(X_{SD,CSTR2}) + (Q_{LD,CSTR2})(X_{LD,CSTR2}) \quad (3.9)$$

$$X_{SD,dis} = \%(\text{C or N or P}) * TS * \%Solid,Separate \quad (3.10)$$

$$X_{LD,dis} = (\text{C or N or P; mg/L}) \% Liquid,Separate \quad (3.11)$$

โดยที่ M_{in} คือ อัตราการไหลมวลของสารทั้งหมดที่เข้าสู่ระบบ (L/day)

M_{out} คือ อัตราการไหลมวลของสารทั้งหมดที่ออกจากระบบ (L/day)

ΔMB คือ การเปลี่ยนแปลงของมวลชีวมวลภายในระบบ (มักเกิดจากการย่อยสลายหรือการสะสมของสารอินทรีย์ภายในระบบ (L/day)

$Q_{PS:SS}$ คือ อัตราการไหลของกากตะกอนผสม (PS:SS) ที่เข้าสู่ระบบ (L/day)

$X_{PS:SS}$ คือ ความเข้มข้นของคาร์บอน หรือธาตุอาหาร จากกากตะกอนผสมที่เข้าสู่ระบบ (g/L)

$Q_{SD,dis}$ คือ อัตราการไหลของ Solid Digestate (SD) ที่ออกจากระบบ (L/day)

$X_{SD,dis}$ คือ ความเข้มข้นของคาร์บอน หรือธาตุอาหาร จาก Solid Digestate (SD) ที่ออกจากระบบ (g/L)

$Q_{LD,dis}$ คือ อัตราการไหลของ Liquid Digestate (LD) ที่ออกจากระบบ (L/day)

$X_{LD,dis}$ คือ ความเข้มข้นของคาร์บอน หรือธาตุอาหาร จาก Liquid Digestate (LD) ที่ออกจากระบบ (g/L)

Q_{BG} คือ อัตราการไหลมวลของก๊าซชีวภาพ (Biogas: BG) ที่ผลิตได้จากระบบ (L/day)

X_{BG} คือ ความเข้มข้นของคาร์บอน หรือธาตุอาหาร ในก๊าซชีวภาพ (g/L) มีค่าเท่ากับ 0.5357 มาจาก ปริมาณก๊าซ CH_4 และ CO_2 1 L ที่สภาวะ STP มีค่าประมาณ 0.536 g C (จากที่สภาวะ STP (0°C, 1 atm) ก๊าซ 1 mol มีปริมาตร ≈ 22.4 L; Wang et al., 2014)

$Q_{SD,CSTR1}$ คือ อัตราการไหลของ Solid Digestate (SD) ที่ออกจาก CSTR 1 (L/day)

$X_{SD,CSTR1}$ คือ ความเข้มข้นของคาร์บอน หรือธาตุอาหาร จาก Solid Digestate (SD) ใน CSTR 2 (g/L)

$Q_{LD,CSTR1}$ คือ อัตราการไหลของ Liquid Digestate (LD) ที่ออกจาก CSTR 1 (L/day)

$X_{LD,CSTR1}$ คือ ความเข้มข้นของคาร์บอน หรือธาตุอาหาร จาก Liquid Digestate (LD) ใน CSTR 2 (g/L)

$Q_{SD,CSTR2}$ คือ อัตราการไหลของ Solid Digestate (SD) ที่ออกจาก CSTR 1 (L/day)

$X_{SD,CSTR2}$ คือ ความเข้มข้นของคาร์บอน หรือธาตุอาหาร จาก Solid Digestate (SD) ใน CSTR 2 (g/L)

$Q_{LD,CSTR2}$ คือ อัตราการไหลของ Liquid Digestate (LD) ที่ออกจาก CSTR 1 (L/day)

$X_{LD,CSTR2}$ คือ ความเข้มข้นของคาร์บอน หรือธาตุอาหาร จาก Liquid Digestate (LD) ใน CSTR 2 (g/L)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3.5 พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์

พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ แสดงดังตารางที่ 3.8 วิธีการวิเคราะห์จากอ้างอิงจาก Standard methods for examination of water and wastewater (American Public Health Association, American Water Works Association, & Water Environment Federation, 2012)

ตารางที่ 3.8 พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ตัวอย่าง

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์	ความถี่	
		BMP Test	Two-stage CSTR
pH	pH meter	วันแรกและวันสุดท้าย	ทุกวัน
COD (TCOD, SCOD)	Open Reflux Method		ทุก 3 วัน
BOD_{20} ($TBOD_{20}$, $SBOD_{20}$)	Oxitop® Method	วันแรก	-
Alkalinity	Titration Method	วันแรกและวันสุดท้าย	ทุก 3 วัน
TKN	Kjeldahl Method	วันแรก	ทุก 5 วัน
TS, TSS	Dried at 103 – 105 °C	วันแรกและวันสุดท้าย	ทุก 3 วัน
VS	Ignited at 550 °C		
TDS	Dried at 103 – 105 °C, TDS meter		
VFA	Titration Method		ทุก 3 วัน
ปริมาณก๊าซชีวภาพ	การแทนที่น้ำ, Gas Counter	ทุกวัน	ทุกวัน
C, N	CHN Analyzer 628 (สำหรับ Solid sample), Multi N/C 3100 analyzers (สำหรับ Liquid sample)	-	ช่วงที่ระบบมีความเสถียร (วันที่ 60-127)
P	Perchloric Acid Digestion และ Vanadomolybdophosphoric Acid Colorimetric Method		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3.6 การวิเคราะห์ชุมชนจุลินทรีย์ (Microbial Community)

การวิเคราะห์ชุมชนจุลินทรีย์ ทำการเก็บตัวอย่างจุลินทรีย์ที่ผสมกับกากตะกอนในระบบ Two-stage CSTR ในช่วงท้ายของการทดลอง และนำไปเจือจางต่อเนื่องแบบซีรีส์ตั้งแต่ 10^0 ถึง 10^9 จากนั้นจึงเพาะเลี้ยงจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค spread plate บนอาหารวุ้น (Nutrient Agar: NA) โดยทำซ้ำแต่ละความเข้มข้น 2 ซ้ำ ตามวิธีของ Madigan et al. (2020) จานเพาะเลี้ยงถูกบ่มที่อุณหภูมิ 35°C เป็นเวลา 24 ชั่วโมง เพื่อให้เกิดโคโลนีจุลินทรีย์ สำหรับการศึกษาผลของเมทานอลในเป็นแหล่งคาร์บอน ได้ทำการเพาะเลี้ยงจุลินทรีย์อีกชุดหนึ่งในอาหาร NA ที่เติมเมทานอลร้อยละ 1 เพื่อส่งเสริมการเจริญเติบโตของแบคทีเรียเมธานอโทรฟิกและเมทิลโทรฟิก (Waturangi et al., 2011) การบ่มเพาะชุดทดลองทั้งสองกระทำที่อุณหภูมิ 28°C และ 35°C เพื่อเปรียบเทียบผลของอุณหภูมิที่แตกต่างกันต่อความหลากหลายและการเจริญของจุลินทรีย์

หลังการบ่มเพาะเชื้อจุลินทรีย์ เลือกจานเพาะเลี้ยงที่มีโคโลนีแยกตัวชัดเจนเพื่อนำไปแยกเชื้อบริสุทธิ์ (single colony) จากนั้นบันทึกลักษณะทางสัณฐานของโคโลนี (morphology) และทำการตรวจสอบเบื้องต้นของจุลินทรีย์ด้วยวิธีการย้อมแกรม จากนั้นนำมาตรวจสอบด้วยกล้องจุลทรรศน์แสงเพื่อศึกษารูปร่างและลักษณะเซลล์ (Gibbs & Hayes, 1998)

สำหรับการระบุชนิดของจุลินทรีย์ในระดับสายพันธุ์ ดำเนินการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค MALDI-TOF MS ตามวิธีของ Zakavi et al. (2022) ประมวลผล mass spectrum profile ด้วยซอฟต์แวร์ Flexcontrol v. 3.4 วิเคราะห์ Protein mass fingerprint ในช่วงความคลาดเคลื่อนน้ำหนักโมเลกุลที่ 300 ppm แล้วส่งถ่ายข้อมูล protein mass fingerprint มายังซอฟต์แวร์ Maldi Biotyper Realtime Classification (RTC) v.4.0 เปรียบเทียบเทียบกับ mass fingerprint ของตัวอย่างกับฐานข้อมูล โดยการแปลผลการระบุชนิดพิจารณาจากคะแนนที่ได้ โดยคะแนน 2.000 ถึง 3.000 หมายถึงการระบุสายพันธุ์ (species) ที่มีความเชื่อมั่นสูง คะแนน 1.700 ถึง 1.999 หมายถึงการระบุในระดับสกุล (genus) และคะแนนต่ำกว่า 1.699 ถือว่าไม่น่าเชื่อถือ ซึ่งจะพิจารณาเฉพาะตัวอย่างที่ได้คะแนน ≥ 2.000 เท่านั้นว่าได้รับการระบุชนิดในระดับสกุลหรือสายพันธุ์อย่างมั่นใจ ข้อมูลความหลากหลายและความอุดมสมบูรณ์ของจุลินทรีย์ถูกนำเสนอในรูปแบบตารางและกราฟเพื่อเปรียบเทียบผลของเมทานอลและอุณหภูมิการบ่มต่อโครงสร้างของชุมชนจุลินทรีย์

3.7 การประเมินศักยภาพการขยายขนาดของระบบ Two-stage CSTR สู่การประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล

การศึกษานี้ดำเนินการเก็บข้อมูลเบื้องต้นจากในโรงงานผลิตกระดาษรีไซเคิล ในหัวข้อที่ 3.1 เพื่อใช้เป็นฐานข้อมูลสำหรับการประเมินความเป็นไปได้ในการขยายขนาดระบบ Two-stage CSTR

จากระดับห้องปฏิบัติการไปสู่ระดับอุตสาหกรรม โดยข้อมูลบื้องต้นที่นำมาประเมินเป็นสมดุลมวลอินทรีย์คาร์บอนในระบบบำบัดน้ำเสียและสมดุลพลังงานของโรงงานนั้นสามารถสะท้อนบริบทของแนวทางในการนำกากตะกอนส่วนเกินมาใช้ประโยชน์เป็นพลังงานหมุนเวียนในโรงงาน นอกจากนี้ยังมีการวิเคราะห์ทั้งด้านเทคโนโลยี เศรษฐศาสตร์ และผลกระทบด้านสิ่งแวดล้อมเบื้องต้นเพื่อกำหนดแนวทางพัฒนาเทคโนโลยีที่ยั่งยืนและเหมาะสมต่อบริบทของอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิลในประเทศไทย

3.7.1 การวิเคราะห์สมดุลอินทรีย์คาร์บอนและพลังงาน

การวิเคราะห์สมดุลอินทรีย์คาร์บอนและสมดุลพลังงานของโรงงาน เพื่อระบุการใช้แหล่งพลังงานและการผลิตพลังงาน ตลอดจนจุดกำเนิดของเสียในแต่ละหน่วยบำบัด โดยพิจารณาทั้งสมดุลขาเข้าและขาออก รวมถึงศักยภาพในการนำกลับมาใช้หรือรีไซเคิลใหม่ โดยอ้างอิงการศึกษาสมดุลมวลของ Himmelblau & Riggs (2012)

3.7.1.1 สมดุลมวลอินทรีย์คาร์บอน

การประเมินสมดุลมวลของอินทรีย์คาร์บอนภายในระบบบำบัดน้ำเสียในรูปของแข็งอินทรีย์ ซึ่งแสดงโดยปริมาณของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Total Volatile Solids: TVS) ทั้งในน้ำเสียและกากตะกอน เนื่องจากค่า TVS เป็นตัวบ่งชี้ปริมาณสารอินทรีย์คาร์บอน การคำนวณใช้หลักการสมดุลมวลดังสมการ (3.12) และ (3.13) (Himmelblau & Riggs, 2012):

$$\sum_{in} M_i - \sum_{out} M_e = 0 \qquad (3.12)$$

โดยที่ M_i คือ อัตราการไหลของค่า TVS ที่ทางเข้า (kg/day)

M_{out} คือ อัตราการไหลของค่า TVS ที่ทางออก (kg/day)

สำหรับสมการทั่วไปของสมดุลมวลและพลังงานดังนี้:

$$\text{Accumulation} = \text{Input} - \text{Output} + \text{Generation} - \text{Consumption} \qquad (3.13)$$

โดยที่ค่า TVS ในแต่ละแหล่งกำเนิดถูกคำนวณโดยการนำค่าความเข้มข้นของค่า TVS (มวล/ปริมาตร) คูณกับอัตราการไหลของกระแสนั้น (ปริมาตร/เวลา) เพื่อให้ได้ค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ของค่า TVS สำหรับใช้ในการวิเคราะห์สมดุลมวล

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3.7.1.2 สมดุลพลังงาน

การวิเคราะห์สมดุลพลังงานครอบคลุมทั้งระบบบำบัดน้ำเสียและกระบวนการผลิต เพื่อระบุความต้องการพลังงาน ประเมินศักยภาพการกู้คืนพลังงานในระบบ และเลือกเทคโนโลยีพลังงานหมุนเวียนที่เหมาะสม การใช้พลังงานคำนวณจากกำลังไฟฟ้าของอุปกรณ์คูณด้วยระยะเวลาการเดินเครื่องต่อวัน ขณะที่พลังงานหมุนเวียนจากก๊าซชีวภาพและเชื้อเพลิงขยะ (Refuse-derived Fuel: RDF) ประเมินจากสมการในหัวข้อ 3.7.2

3.7.2 สถานการณ์พลังงานหมุนเวียนและตัวชี้วัดการประเมิน

เพื่อประเมินศักยภาพการนำกากตะกอนส่วนเกินกลับมาใช้เป็นพลังงาน งานวิจัยนี้พิจารณาสองสถานการณ์หลัก ได้แก่ (1) การผลิตเชื้อเพลิง RDF และ (2) การผลิตก๊าซชีวภาพผ่านกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน มีขอบเขตของการประเมินแต่ละสถานการณ์ดังรูปที่ 3.9

3.7.2.1 การผลิตเชื้อเพลิง RDF

ในสถานการณ์นี้ กากตะกอนส่วนเกินที่ผ่านการลดความชื้นจะถูกแปรรูปเป็น RDF เพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงในหม้อไอน้ำของโรงงาน โดยค่าความร้อนสูงสุด (Higher Heating Value: HHV) ใช้ในการประเมินศักยภาพพลังงานจาก RDF ตามสมการ (3.14) (Singh et al., 2020):

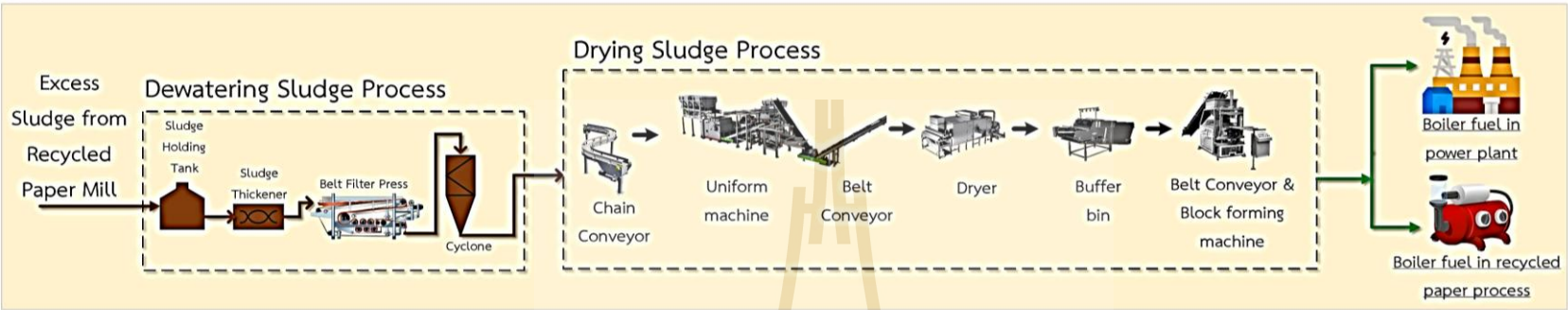
$$E_{f,RDF} = HHV * M_d \quad (3.14)$$

โดยที่ $E_{f,RDF}$ คือ พลังงานเชื้อเพลิงจาก RDF (MJ/day)
HHV คือ ค่าความร้อนของกากตะกอน (MJ/kg)
M_d คือ มวลของกากตะกอนที่ลดความชื้นแล้ว (kg/day)

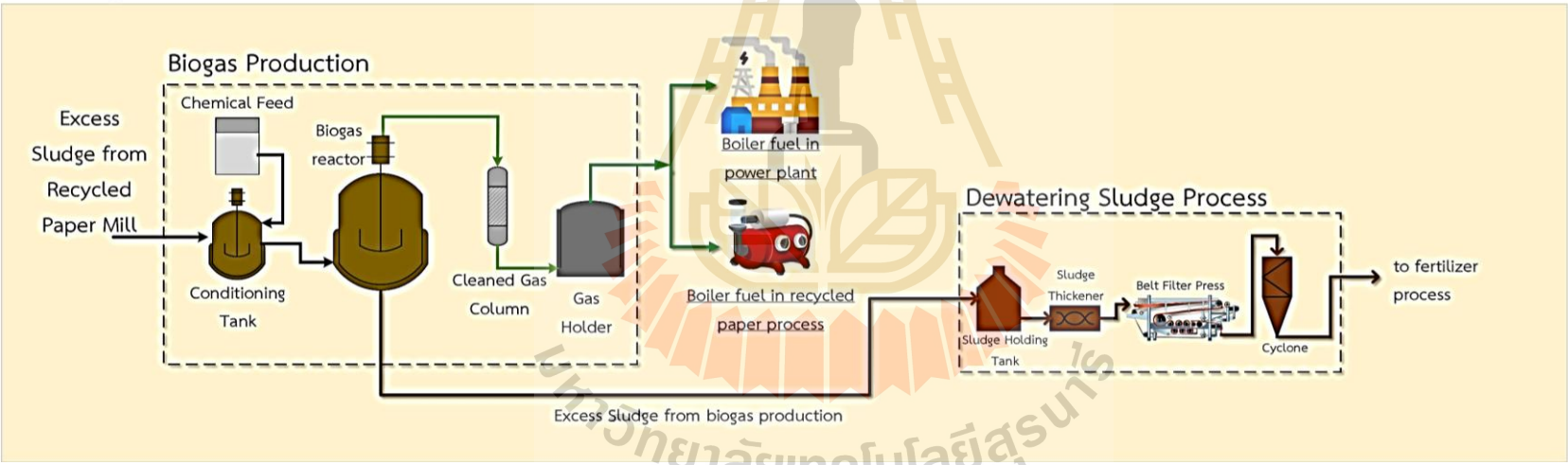
3.7.2.2 การผลิตก๊าซชีวภาพ

สถานการณ์นี้พิจารณากากตะกอนส่วนเกินเป็นวัตถุดิบสำหรับกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน โดยใช้ค่าศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนจาก BMP Test (Veluchamy, 2018) คำนวณปริมาตรก๊าซมีเทนรายวันและพลังงานเชื้อเพลิงจากมีเทนตามสมการ (3.15) และ (3.16) (Singh et al., 2020):

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



(ก) RDF Production



(ข) Biogas Production

รูปที่ 3.9 ขอบเขตระบบของ (ก) สถานการณ์ที่ 1: การผลิตเชื้อเพลิง RDF และ (ข) สถานการณ์ที่ 2: การผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนส่วนเกินที่เกิดขึ้นในโรงงานผลิตกระดาษรีไซเคิล

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

$$V_{CH4} = BMP * C_{TVS} * Q_s * 10^{-3} \quad (3.15)$$

$$E_{f,CH4} = V_{CH4} * CV_{CH4} \quad (3.16)$$

โดยที่ V_{CH4} คือ ปริมาตรก๊าซมีเทน (m^3/day)

CV_{CH4} คือ ค่าความร้อนของมีเทน (35.9 MJ/m^3; The Engineering ToolBox, 2008)

BMP คือ ค่าการผลิตมีเทน (L CH_4/g VS_{fed})

C_{TVS} คือ ความเข้มข้นของค่า TVS ในกากตะกอน (mg/L)

Q_s คือ อัตราการไหลของกากตะกอน (L/day)

3.7.3 ศักยภาพพลังงานและปัจจัยการแปลง

พลังงานเชื้อเพลิงจาก RDF และก๊าซชีวภาพถูกแปลงเป็นไอน้ำและไฟฟ้า โดยใช้ปัจจัยมาตรฐานตามอุตสาหกรรม (Zaporowski, 2003; Suthaphod & Yoochatchaval, 2021) ตามสมการ (3.17) ถึง (3.20):

$$E_s = E_f * \eta_{th} \quad (3.17)$$

$$M_s = V_{CH4} * \alpha \quad (3.18)$$

$$M_s = E_s / H_s \quad (3.19)$$

$$E_e = M_s * \eta_{el} * 1{,}000 \quad (3.20)$$

โดยที่ E_f คือ พลังงานเชื้อเพลิง (MJ/day)

E_s คือ พลังงานไอน้ำ (MJ/day)

M_s คือ มวลไอน้ำ (ton/day)

E_e คือ พลังงานไฟฟ้า (kWh/day)

η_{th} คือ ประสิทธิภาพการเปลี่ยนพลังงานเชื้อเพลิงเป็นไอน้ำ

H_s คือ Enthalpy ของไอน้ำ (MJ/ton)

η_{el} คือ ประสิทธิภาพการแปลงไอน้ำเป็นไฟฟ้า

α คือ อัตราการผลิตไอน้ำจากก๊าซชีวภาพ (ton/m^3 CH_4)

สำหรับการเผา RDF 1 MJ ของพลังงานเชื้อเพลิงให้ผลผลิตไอน้ำประมาณ 0.25 ถึง 0.38 กิโลกรัม โดยมีประสิทธิภาพหม้อไอน้ำราวร้อยละ 80 ซึ่งเทียบเท่าประมาณ 1.2 ถึง 1.5 ตันไอน้ำ/ตัน RDF และสามารถผลิตไฟฟ้าได้ราว 0.14 เมกะวัตต์ชั่วโมง/ตันไอน้ำ (U.S. Department of

Energy, 2012; EBE Engineering, 2024; Thunder Said Energy, 2019; Ariunbaatar et al., 2014) ขณะที่ก๊าซชีวภาพ (มีเทน) ให้ค่าความร้อน 35.9 เมกะจูล/ลูกบาศก์เมตร (The Engineering ToolBox, 2008) พลังงานที่ต้องใช้ในการผลิตไอน้ำหนึ่งตันอยู่ที่ประมาณ 2,585 เมกะจูล (Green, 2008) และสามารถผลิตไฟฟ้าได้ประมาณ 0.14 เมกะวัตต์ชั่วโมง/ตันไอน้ำ (Ariunbaatar et al., 2014)

3.8 การวิเคราะห์เทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์ (Techno-economic Analysis)

การศึกษานี้ได้ดำเนินการประเมินด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์ (Techno-economic assessment) เพื่อวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจ โดยเปรียบเทียบแนวทางการนำกากตะกอนส่วนเกินกลับมาใช้ประโยชน์เป็นพลังงานหมุนเวียนสองกรณีศึกษา ได้แก่ (1) การผลิตเชื้อเพลิง RDF และ (2) การผลิตเชื้อเพลิงก๊าซชีวภาพ โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อเปรียบเทียบต้นทุนการผลิตและความคุ้มค่าทางการเงินของแต่ละทางเลือก

การประเมินนี้ครอบคลุมทั้งต้นทุนการก่อสร้างเริ่มต้น และต้นทุนการดำเนินงานที่เกี่ยวข้องกับการก่อสร้างโครงสร้างพื้นฐาน การจัดซื้ออุปกรณ์ แรงงาน การดำเนินงานระบบ และการบำรุงรักษา อ้างอิงจากข้อมูลที่เผยแพร่ในแหล่งวิชาการ (อ้างอิงจาก พรรษา ลิบลับ, 2565; Lim et al., 2021; Sani et al., 2022) ทั้งนี้ ข้อมูลการประเมินความคุ้มค่าในแต่ละสถานการณ์การศึกษามีดังนี้

สถานการณ์ที่ 1: การผลิตเชื้อเพลิง RDF

การประเมินความคุ้มค่าของการผลิต RDF ดำเนินการโดยใช้ข้อมูลด้านการลงทุนและการดำเนินงานหลัก ค่าใช้จ่ายลงทุนเริ่มต้นสำหรับการก่อสร้างและอุปกรณ์อยู่ที่ 599,987 บาทต่อเมตริกตันของขยะต่อวัน ตามรายงานของ พรรษา ลิบลับ (2565) รายได้ประจำปีคาดการณ์จากการจำหน่ายไฟฟ้าในอัตรา 3.6 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง ซึ่งสอดคล้องกับโครงสร้างราคาพลังงานไฟฟ้าของประเทศไทยที่กำกับโดยการไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย การใช้พลังงานสำหรับการผลิตเชื้อเพลิง RDF คำนวณจากความต้องการไฟฟ้าของเครื่องจักรในระบบตามใบเสนอราคาของโครงการของโรงงานกระดาษรีไซเคิล (2566)

ต้นทุนการดำเนินงานประกอบด้วยค่าใช้จ่ายด้านไฟฟ้า ค่าแรง และค่าบำรุงรักษา โดยคำนวณกำไรก่อนหักภาษีในแต่ละปี พร้อมวิเคราะห์ตัวชี้วัดด้านการเงิน ได้แก่ ระยะเวลาคืนทุน (PBP) มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) ตลอดอายุโครงการ 20 ปี ที่อัตราคิดลดร้อยละ 8 และอัตราผลตอบแทนภายใน (IRR) ผลิตภัณฑ์ RDF คำนวณได้ 21.46 เมตริกตันต่อวัน (ton/day) จากอัตราการแปรสภาพ 350 กิโลกรัม RDF ต่อขยะ 1 ตัน และปริมาณขยะรวม 61.3 ton/day ส่วนไฟฟ้าที่ไม่ได้ผลิตเองจะจัดซื้อจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค (PEA)

สถานการณ์ที่ 2: การผลิตก๊าซชีวภาพ

สำหรับกรณีการผลิตก๊าซชีวภาพ ได้ประเมินต้นทุนการลงทุนเริ่มต้นโดยใช้ค่าเฉลี่ยการก่อสร้าง 14,074 บาทต่อลูกบาศก์เมตรของปริมาตรถังปฏิกิริยา จากรายงานของ Lim et al. (2021) และ Sani et al. (2022) โดยมีรายได้หลักจากการจำหน่ายไฟฟ้าในอัตราเดียวกันกับกรณี RDF (3.6 บาท/กิโลวัตต์ชั่วโมง) การใช้พลังงานสำหรับการผลิตก๊าซชีวภาพ 0.14 kWh/m^3 ของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด และการใช้พลังงานของหม้อไอน้ำประมาณ 20,277 kWh/d สำหรับความจุ 220 ton/day (จากข้อมูลทุติยภูมิโรงงานกระดาษรีไซเคิล, 2566)

ต้นทุนการดำเนินงานอ้างอิงจาก Sani et al. (2022) ครอบคลุมค่าใช้จ่ายที่จำเป็นต่อการดำเนินระบบให้มีประสิทธิภาพ กำไรก่อนหักภาษีคำนวณเป็นรายปี และใช้ตัวชี้วัดทางการเงิน ได้แก่ NPV (ช่วงเวลา 20 ปี ที่อัตราคิดลดร้อยละ 8) และ IRR ในการประเมินความคุ้มค่าระยะยาว นอกจากนี้ได้พิจารณาการพึ่งพาไฟฟ้าจากภายนอก โดยสมมติให้ซื้อจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค (PEA) เช่นเดียวกับกรณี RDF (การแปลงค่าทางการเงินทั้งหมดเป็นดอลลาร์สหรัฐใช้ อัตราแลกเปลี่ยน 36.5 บาทต่อ 1 ดอลลาร์สหรัฐ)

สำหรับการวิเคราะห์มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) ระยะเวลาคืนทุน (PBP) และอัตราผลตอบแทนภายใน (IRR) เพื่อประเมินความคุ้มค่าของแต่ละสถานการณ์ที่ศึกษา โดยมีวิธีการคำนวณดังนี้

มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value: NPV) หมายถึงผลรวมของผลตอบแทนสุทธิที่ได้ปรับค่าของเวลาแล้วของโครงการ หรือผลรวมของมูลค่าปัจจุบันของผลตอบแทนลบด้วยผลรวมของมูลค่าปัจจุบันของต้นทุนที่เกิดขึ้นตลอดอายุโครงการ โดย NPV อาจมีค่าเป็นบวก ลบ หรือศูนย์ ขึ้นอยู่กับขนาดของมูลค่าปัจจุบันของผลประโยชน์รวม (Present Value Benefit: PVB) หักด้วยมูลค่าปัจจุบันของต้นทุนรวม (Present Value Cost: PVC) เกณฑ์การตัดสินใจลงทุนในโครงการ คือ การที่ NPV มีค่ามากกว่าศูนย์ ซึ่งหมายความว่ามูลค่าปัจจุบันของผลตอบแทนมากกว่ามูลค่าปัจจุบันของต้นทุน และแสดงถึงการลงทุนที่คุ้มค่า โดย NPV สามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 3.21 และ 3.22

อัตราส่วนลดที่ใช้ในวิเคราะห์โครงการ คือ อัตราที่ใช้ในการแปลงมูลค่าเงินในอนาคตให้เป็นมูลค่าเทียบเท่าปัจจุบัน โดยสะท้อนถึงความสำคัญของเงินในปัจจุบันเมื่อเทียบกับเงินที่จะได้รับในอนาคตสำหรับโครงการพลังงานทดแทนที่มีระยะเวลาในการดำเนินการยาวนาน ซึ่งอัตราคิดลดที่เหมาะสมเป็นสิ่งสำคัญในการประเมินความคุ้มค่าและความเสี่ยงของโครงการ โดยทั่วไปสำหรับโครงการพลังงานทดแทน อัตราคิดลดมักอยู่ในช่วงร้อลยะ 4 ถึง 10 ต่อปี เนื่องจากโครงการประเภทนี้มักมีต้นทุนเริ่มต้นสูง แต่ค่าดำเนินงานและรายได้ค่อนข้างมั่นคง สำหรับการวิเคราะห์ในงานวิจัยนี้ใช้อัตราส่วนลดร้อยละ 8 อ้างอิงจากงานวิจัยของ มานิตย์ สิงห์ทองชัย (2550)

$$NPV = PVB - PVC \quad (3.21)$$

$$NPV = \sum_{t=1}^{n} [(B_t - C_t / (1+ r)^t] \quad (3.22)$$

โดยที่ B_t = ผลประโยชน์หรือผลตอบแทนของโครงการในปีที่ t

C_t = ต้นทุนของโครงการในปีที่ t

r = อัตราคิดลดที่เหมาะสม (Discount Rate) หรืออัตราดอกเบี้ยเงินกู้ (ร้อยละ 8)

t = ปีของโครงการ คือปีที่ 1.2.3.... n (คิดเป็น 1 ปี)

n = จำนวนปีทั้งสิ้นของโครงการ (คิดเป็น 1 ปี)

ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period: PBP) คือ ระยะเวลาที่ผลตอบแทนสุทธิจากการดำเนินงานมีค่าเท่ากับเงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการ หรือจำนวนปีที่ใช้ในการได้รับผลตอบแทนคืนจนเท่ากับเงินลงทุน สามารถคำนวณได้ดังสมการที่ 3.23

$$\text{ระยะเวลาคืนทุน} = \frac{\text{ค่าใช้จ่ายในการลงทุน}}{\text{ผลตอบแทนเฉลี่ยสุทธิต่อปี}} \quad (3.23)$$

อัตราผลตอบแทนภายใน (IRR) คือ อัตราผลตอบแทนที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันของกระแสเงินสดรับสุทธิเท่ากับมูลค่าปัจจุบันของกระแสเงินสดจ่ายสุทธิ หรือก็คืออัตราที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value: NPV) เท่ากับศูนย์ ซึ่งสามารถคำนวณได้ดังสมการที่ 3.24

$$\text{IRR หรือ r ที่ทำให้ NPV} = \sum_{t=1}^{n} \frac{B_t - C_t}{(1 + r)^t} = 0 \quad (3.24)$$

โดยที่ IRR,r = อัตราผลตอบแทนของโครงการที่ทำให้ NPV = 0

ในกรณีที่ NPV ไม่เท่ากับศูนย์ สามารถใช้วิธีการคำนวณแบบเทียบบัญญัติไตรยางค์ (Interpolation) เพื่อประมาณค่า IRR สามารถคำนวณได้ดังสมการที่ 3.25

IRR = อัตราส่วนลดตัวต่ำ + ผลต่างระหว่างอัตราส่วนลดทั้งสองคูณ (NPV ที่ใช้อัตราส่วนลดตัวต่ำผลต่างของ NPV ที่ใช้อัตราส่วนลดทั้งสอง] (3.25)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

เกณฑ์การพิจารณาเลือกโครงการจะกระทำโดยการเปรียบเทียบ IRR กับค่าเสียโอกาสของเงินลงทุน หรืออัตราดอกเบี้ย (i) โดยจะเลือกดำเนินโครงการที่มีค่า IRR สูงกว่าอัตราคิดลดดังกล่าว ในทางกลับกัน หาก IRR ต่ำกว่าอัตราคิดลด จะไม่เลือกดำเนินโครงการนั้น

บทที่ 4
ผลการวิจัยและอภิปรายผล

4.1 ลักษณะของกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล

กากตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานกระดาษรีไซเคิลที่ศึกษา พบว่ามีปริมาณและลักษณะแตกต่างกันไปตามชนิดของกากตะกอนและรอบการผลิตของโรงงาน การศึกษาครั้งนี้มุ่งเน้นการวิเคราะห์อัตราการเกิดกากตะกอน องค์ประกอบทางกายภาพและเคมี ตลอดจนความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ ทั้งนี้ เพื่อใช้เป็นข้อมูลประกอบในการจัดการกากตะกอนและประเมินศักยภาพการนำไปใช้ประโยชน์ในอนาคต

4.1.1 อัตราการเกิดกากตะกอนส่วนเกิน

จากตารางที่ 4.1 แสดงอัตราการเกิดกากตะกอนส่วนเกินรายเดือน พบว่าปริมาณกากตะกอนมีความผันแปรตามช่วงเวลา โดยกากตะกอนปฐมภูมิ (Primary Sludge: PS) อยู่ระหว่าง 727.5 ถึง 887.6 ตัน/เดือน กากตะกอนทุติยภูมิ (Secondary Sludge: SS) อยู่ระหว่าง 907.3 ถึง 1,202.3 ตัน/เดือน และกากตะกอนผสม (Mixed Sludge: MS) มีค่าเฉลี่ย 1,839.9 ตัน/เดือน โดยพบค่าสูงสุดในเดือน พฤศจิกายน (2,054.1 ตัน/เดือน) และต่ำสุดในเดือน กรกฎาคม (1,660 ตัน/เดือน) สะท้อนถึงความแตกต่างของปริมาณกากตะกอนที่เกิดขึ้นตามรอบการผลิต

ความผันแปรดังกล่าวสัมพันธ์กับ ความต้องการผลิตกระดาษที่เปลี่ยนแปลงตามตลาด หากมีการผลิตสูง ปริมาณกากตะกอนก็จะเพิ่มขึ้นตามไปด้วย ขณะเดียวกัน ประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสีย ก็เป็นอีกปัจจัยสำคัญ หากระบบทำงานได้เสถียร ปริมาณกากตะกอนจะค่อนข้างคงที่ แต่หากเกิดความแปรปรวนหรือมีการปรับเปลี่ยนการเดินระบบ อาจทำให้กากตะกอนเพิ่มขึ้นกว่าปกติ

ตารางที่ 4.1 อัตราการเกิดกากตะกอนส่วนเกิน

เดือน	อัตราการเกิดกากตะกอน (ตัน/เดือน)		
	กากตะกอน PS	กากตะกอน SS	กากตะกอน MS
มกราคม	748.22	920.31	1,668.53
กุมภาพันธ์	889.84	1,094.51	1,984.35
มีนาคม	887.62	1,091.78	1,979.40
เมษายน	967.74	1,190.31	2,158.05
พฤษภาคม	826.88	1,017.07	1,843.95
มิถุนายน	797.35	980.75	1,778.10
กรกฎาคม	737.62	907.28	1,644.90
สิงหาคม	813.57	1,000.68	1,814.25
กันยายน	756.79	930.86	1,687.65
ตุลาคม	886.21	1,090.04	1,976.25
พฤศจิกายน	827.83	1,018.22	1,846.05
ธันวาคม	761.37	936.48	1,697.85
ค่าเฉลี่ย	825.09	1,014.86	1,839.94
S.D.	70.96	87.28	158.23

4.1.2 ลักษณะทางกายภาพและเคมีของกากตะกอนส่วนเกิน

การทดสอบลักษณะทางกายภาพและเคมีของกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล (ตารางที่ 4.2) พบว่า กากตะกอน PS และกากตะกอน SS ที่เก็บตัวอย่างยังไม่ผ่านกระบวนการแยกน้ำ ทำให้มีความชื้นสูงมาก โดยกากตะกอน PS มีค่าเฉลี่ยร้อยละ 97.21 ± 1.66 และกากตะกอน SS มีค่าเฉลี่ยร้อยละ 99.02 ± 0.59 สะท้อนถึงการมีน้ำแทรกอยู่ในเนื้อกากตะกอนในปริมาณมาก ซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนในทางลบ

ค่า pH ของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ใกล้เคียงเป็นกลาง (6.38 ± 0.54 และ 7.16 ± 0.26 ตามลำดับ) จึงอยู่ในช่วงเหมาะสมต่อการดำรงชีวิตของจุลินทรีย์ ทำให้ต้องใช้สารเคมีในการปรับค่า pH เพียงเล็กน้อย ด้านองค์ประกอบ พบว่ากากตะกอน PS มีค่าของแข็งทั้งหมด (Total Solids: TS) ร้อยละ 2.81 ± 1.69 และค่าของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Total Volatile Solids: TVS) ร้อยละ 54.57 ± 10.93 แสดงถึงสัดส่วนสารอินทรีย์ที่สูงกว่ากากตะกอน SS อย่างมีนัยสำคัญ โดยกากตะกอน SS มีค่า TS เฉลี่ยเพียงร้อยละ 1.02 ± 0.63 และค่า TVS ร้อยละ 29.17 ± 13.76

ในด้านธาตุอาหาร พบว่ากากตะกอน SS มีปริมาณไนโตรเจนในรูปของค่าทีเคเอ็น (Total Kjeldahl Nitrogen: TKN) สูงกว่ากากตะกอน PS ถึงสามเท่า ขณะที่อัตราส่วนคาร์บอนต่อ

ไนโตรเจน (C/N ratio) ของกากตะกอน PS สูงถึง 301.25 ซึ่งเกินกว่าช่วงที่เหมาะสมต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (20:1 ถึง 30:1) อย่างมาก และอาจทำให้จุลินทรีย์ใช้ไนโตรเจนหมดเร็วก่อนที่คาร์บอนถูกย่อยสลายจนหมด ส่งผลลบต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ ตามงานวิจัยของ Lopes et al. (2018)

กากตะกอนทั้งสองชนิดยังมีแคลเซียมและแมกนีเซียมในระดับไม่เป็นพิษต่อระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน และมีค่าความเป็นด่าง (Alkalinity) ค่อนข้างสูงในรูป HCO_3^- ซึ่งช่วยเพิ่มความสามารถในการตกตะกอนของไอออนบวก เช่น Ca^{2+} และช่วยรักษาเสถียรภาพของระบบในระยะ acidogenesis ขณะเดียวกัน สัดส่วน VFA ต่อ TCOD ของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS อยู่ที่ 0.37 และ 0.47 ตามลำดับ บ่งชี้ถึงการมีสารอินทรีย์ระเหยง่ายที่จุลินทรีย์สามารถย่อยได้รวดเร็ว (Orhon & Cokgor, 1997) โดย Duarte et al. (2021) รายงานว่า สัดส่วน VFA ต่อ SCOD ที่ร้อยละ 30 ถึง 37 ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทนได้ร้อยละ 20 ถึง 25 และไม่ก่อให้เกิดการยับยั้ง หากไม่สูงเกินร้อยละ 50 (Magdalena et al., 2019)

เมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยก่อนหน้า เช่น Chakraborty et al. (2019), Kaur et al. (2020) และ Turner et al. (2022) พบว่ากากตะกอนในงานนี้มีความชื้นเฉลี่ยสูงกว่ามาก โดยเฉพาะกากตะกอน PS ที่มีค่าเกินช่วงร้อยละ 17.50 ถึง 85 ขณะที่กากตะกอน SS มีความชื้นสูงกว่าอยู่ในช่วงร้อยละ 53 ถึง 99 ค่า pH ของกากตะกอน PS ต่ำกว่าค่ากลางที่รายงาน (7.39 โดย Chakraborty et al., 2019) ส่วนค่า TS และค่า TVS ทั้งกากตะกอน PS และกากตะกอน SS อยู่ในระดับต่ำกว่าหลายงานวิจัยก่อนหน้า โดยค่า TS ของกากตะกอน PS เฉลี่ยเพียงร้อยละ 2.81 เทียบกับค่าที่สูงถึงร้อยละ 80 ในบางรายงาน ขณะที่ค่า TVS ของกากตะกอน SS ต่ำกว่าช่วงร้อยละ 65 ถึง 97 อย่างมีนัยสำคัญ

ในด้านค่า C/N ratio พบว่ากากตะกอน PS มีค่าเฉลี่ยสูงเกินไปมาก เมื่อเทียบกับช่วงเหมาะสม (20:1 ถึง 30:1) และยังสูงกว่าช่วง 32:1 ถึง 943:1 ที่ Lopes et al. (2018) และ Kaur et al. (2020) รายงานไว้อย่างมีนัยสำคัญ สะท้อนถึงความไม่สมดุลของธาตุอาหารในกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล ซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของการผลิตก๊าซชีวภาพในระดับอุตสาหกรรม ดังนั้นจึงควรพิจารณาการปรับสมดุลธาตุอาหาร หรือการผสมกากตะกอนส่วนเกินทั้งสองชนิดเพื่อให้เหมาะสมต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนต่อไป

ตารางที่ 4.2 ลักษณะกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลในงานวิจัยนี้

พารามิเตอร์	ประเภทกากตะกอน		
	กากตะกอน PS	กากตะกอน SS	กากตะกอน MS
Moisture (%wt.)	97.21 ± 1.66	99.02 ± 0.59	61.26
pH	6.38 ± 0.54	7.16 ± 0.26	N/A
TCOD (mg/L)	54,994.98 ± 35,292.57	4,437.78 ± 5,093.27	N/A
SCOD (mg/L)	6,330.60 ± 3,848.32	2,594.24 ± 4,168.05	N/A
TS (%wt.)	2.81 ± 1.69 (28,774.33 ± 17,286.29 mg/L)	1.02 ± 0.63 (10,061.67 ± 6,180.56 mg/L)	38.74
TVS (%TS)	54.57 ± 10.93 (16,524.67 ± 11,039.06 mg/L)	29.17 ± 13.76 (3,451.67 ± 2,906.73 mg/L)	59.21
TKN (mg/L)	37.82 ± 15.72	115.80 ± 110.92	N/A
Alkalinity (mg $CaCO_3$/L)	1,170 – 7,380	751.67 – 2,790.5	N/A
Ca (mg/L)	2.07 – 8.17 0.83 – 1.04 (mg/g)	1.13 – 7.40 0.57 – 0.75 (mg/g)	N/A
Mg (mg/L)	0.61 0.067 (mg/g)	0.58 0.063 (mg/g)	N/A
VFA (mg CH_3COOH/L)	2,341	1,225.2	N/A
C/N ratio	301.25	18.14	N/A
Higher Heating Value (MJ/kg)	N/A	N/A	7.4

หมายเหตุ N/A = ไม่มีข้อมูลรายงาน

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 4.3 ลักษณะกากตะกอนหลังการผสมที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ (PS:SS)

พารามิเตอร์	สัดส่วนผสม (PS:SS)				
	1:0	3:1	1:1	1:3	0:1
Moisture (%)	95.41 ± 0.77	95.65 ± 0.04	97.33 ± 0.08	98.47 ± 0.01	99.70 ± 0.01
pH	6.02 ± 0	6.26 ± 0	6.51 ± 0	6.95 ± 0.01	7.46 ± 0.03
TCOD (mg/L)	68,729 ± 1,574.77	53,265 ± 2,976.03	37,801 ± 5,952.06	22,337± 2,976.03	10,310 ± 2,232.02
SCOD (mg/L)	10,774 ± 6,494.04	9,764 ± 583.18	8,754 ± 3,247.02	7,744 ± 583.18	7,407 ± 1,166.36
TS (mg/L)	26,513 ± 127.28	24,661 ± 353.55	22,392 ± 671.75	18,972 ± 176.78	14,513 ± 1,626.35
TVS (mg/L)	16,739 ± 240.42	14,480 ± 176.78	12,878 ± 452.55	10,021 ± 21.21	6,283 ± 664.68
TSS (mg/L)	16,739	10,181	9,514	8,951	8,230
TKN (mg/L)	37.35 ± 2.89	163.39 ± 7.01	154.92 ± 10.73	145.00 ± 4.95	37.64 ± 1.65
Alkalinity (mg $CaCO_3$/L)	7,380 ± 355.07	7,311.67 ± 236.71	4,646.67 ± 118.36	2,186.67 ± 313.14	751.67 ± 118.36
VFA (mg CH_3COOH/L)	2,341.18 ± 115.71	2,045.47 ± 67.55	2,579.16 ± 317.17	1,769.28 ± 140.97	1,225.20 ± 52.86
C/N ratio	1,840.35	326.01	243.99	154.04	273.91
TMP (mL CH_4/g VS_{fed})	1,437.07	1,284.48	1,027.36	780.16	574.33

หมายเหตุ TMP: Theoretical Methane Potential ที่สภาวะ STP (Metcalf & Eddy, 2003)

จากตารางที่ 4.3 พบว่า การเปลี่ยนแปลงสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS (1:0, 3:1, 1:1, 1:3 และ 0:1) ส่งผลต่อคุณสมบัติทางกายภาพและเคมีของกากตะกอนอย่างมีนัยสำคัญ โดยเมื่อเพิ่มสัดส่วนของกากตะกอน SS พบว่า ความชื้นมีแนวโน้มสูงขึ้น ในขณะที่ค่า TCOD, TS และ TVS ซึ่งสะท้อนปริมาณของแข็งและสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ มีแนวโน้มลดลง ค่า pH เปลี่ยนจากกรดเล็กน้อย (การย่อยสลายกากตะกอน PS เชิงเดี่ยว) ไปสู่ค่าที่ใกล้เคียงกลาง (การย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยว) ซึ่งอาจส่งผลดีต่อการทำงานของจุลินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจน

สำหรับค่า Alkalinity และค่ากรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid: VFA) มีแนวโน้มลดลงเมื่อสัดส่วนกากตะกอน SS เพิ่มขึ้น แสดงถึงการเปลี่ยนแปลงในสมดุลของระบบ

บัฟเฟอร์และสารตั้งต้นในกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน ส่วนค่า C/N ratio พบว่าในสัดส่วนผสม 1:3 มีค่าลดต่ำสุดเมื่อเทียบกับสัดส่วนผสมอื่น ๆ แม้ยังไม่อยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ แต่ก็สะท้อนถึงความแตกต่างของศักยภาพในการย่อยสลายอย่างมีนัยสำคัญ

ดังนั้น การผสมกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ส่งผลโดยตรงต่อลักษณะของกากตะกอนและอาจมีผลต่อศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ ซึ่งจึงมีการศึกษาต่อในหัวข้อ 4.1.3 เพื่อตรวจสอบกลไกการย่อยสลายทางชีวภาพโดยละเอียด

4.1.3 ความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของกากตะกอนส่วนเกิน

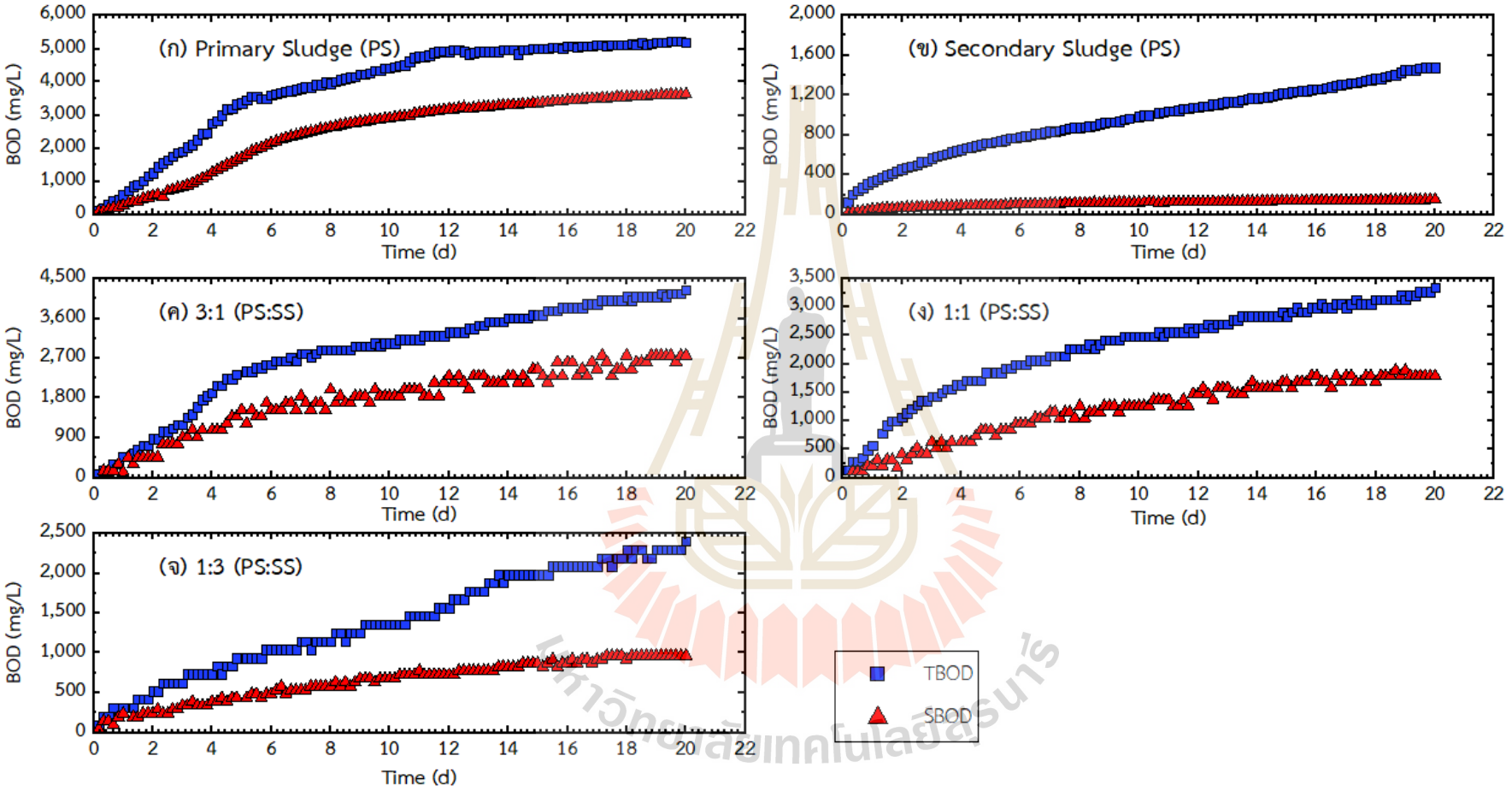
การศึกษาความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพของสัดส่วนผสมต่าง ๆ ได้จากการวิเคราะห์สัดส่วนซีโอดี (COD Fractions) และการทดสอบค่าบีโอดี (Biochemical Oxygen Demand: BOD) 20 วัน หรือ $BOD_{ultimate}$ ด้วยวิธี Oxitop Method ซึ่งให้ผลดังนี้

4.1.3.1 บีโอดีของกากตะกอน

จากการวิเคราะห์ BOD_{20} ด้วยวิธี Oxitop Method ที่สัดส่วนการผสมกากตะกอน PS:SS เท่ากับ 1:0, 3:1, 1:1, 1:3 และ 0:1 พบว่ามีค่า $TBOD_{20}$ เท่ากับ 5,190; 4,248.64; 3,344.04; 2,401.30 และ 1,475.50 มิลลิกรัมต่อลิตร (mg/L) ตามลำดับ ขณะที่ค่า $SBOD_{20}$ มีค่า 3,629; 2,763.52; 1,787.80; 967 และ 150 mg/L ตามลำดับ (รูปที่ 4.1)

เมื่อคำนวณอัตราส่วน $SBOD_{20}$ พบว่ามีค่าเท่ากับ 0.70, 0.65, 0.57, 0.42 และ 0.10 ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าในสัดส่วนผสม 1:0, 3:1 และ 1:1 สารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ทางชีวภาพส่วนใหญ่อยู่ในรูปสารละลายที่สามารถย่อยสลายได้อย่างรวดเร็ว (Readily Soluble Biodegradable) ขณะที่ในสัดส่วนผสม 1:3 และ 0:1 สารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ทางชีวภาพอยู่ในรูปอนุภาคที่ต้องใช้เวลาย่อยสลายนานกว่า (Slowly Particulate Biodegradable) ซึ่งสามารถอธิบายสัดส่วนของ COD Fractions โดยละเอียดได้ในหัวข้อ 4.1.3.2

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปที่ 4.1 การเปลี่ยนแปลงค่าความต้องการออกซิเจนทางชีวเคมี 20 วัน (BOD_{20}) ของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนผสมต่างๆ (PS:SS)

ตารางที่ 4.4 COD fractions ของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ (PS:SS)

COD Fractions	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		0:1		3:1		1:1		1:3	
	(mg/L)	(%TCOD)	(mg/L)	(%TCOD)	(mg/L)	(%TCOD)	(mg/L)	(%TCOD)	(mg/L)	(%TCOD)
Total COD	14,900	100	1,783	100	10,527.78	100	7,030.00	100	4,172.52	100
Biodegradable COD	5,190	34.83	1,475.50	82.75	4,248.64	40.36	3,344.04	47.57	2,401.30	57.55
BPCOD	1,561	10.48	1,325.50	74.34	1,485.12	14.11	1,556.24	22.14	1,434.30	34.37
BSCOD	3,629	24.36	150	8.41	2,763.52	26.25	1,787.80	25.43	967.00	23.18
Non-Biodegradable COD	9,710	65.17	307.50	17.25	6,279.14	59.64	3,685.96	52.43	1,771.22	42.45
UPCOD	9,189	61.67	244.50	13.71	6,204.99	58.94	3,584.00	50.98	1,719.51	41.21
USCOD	521	3.50	63	3.53	74.15	0.70	101.96	1.45	51.71	1.24

หมายเหตุ Biodegradable Particulate COD (BPCOD); Biodegradable Soluble COD (BSCOD); Unbiodegradable Particulate COD (UPCOD); Unbiodegradable Soluble COD (USCOD)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

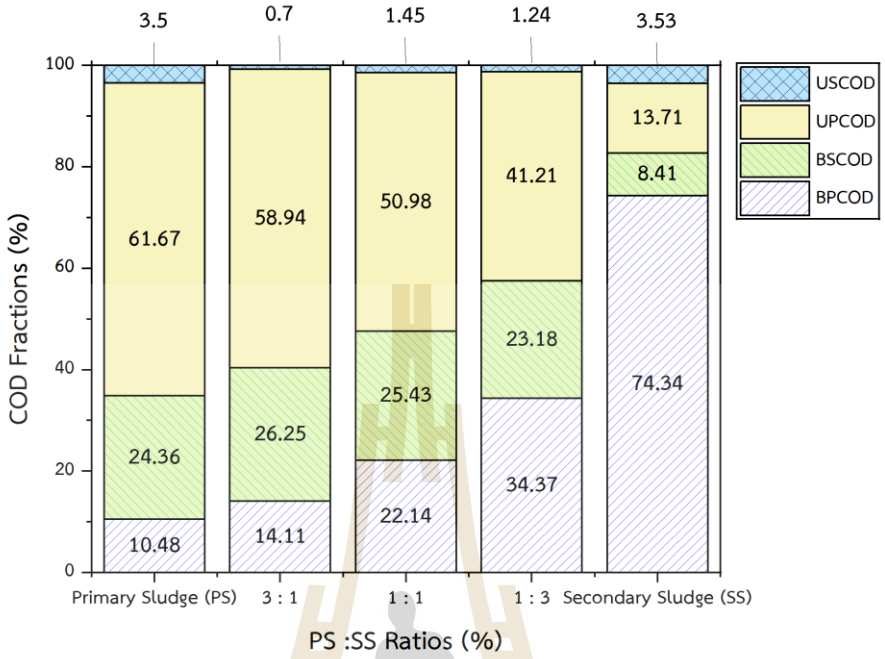
4.1.3.2 สัดส่วนซีโอดี (COD Fractions) ของกากตะกอน

การประเมินสัดส่วนของ COD ในกากตะกอนผสมจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลที่สัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS เท่ากับ 1:0, 3:1, 1:1, 1:3 และ 0:1 (ตารางที่ 4.4 และรูปที่ 4.2) พบว่า ค่าอัตราส่วน $TBOD_{20}$/TCOD เท่ากับ 0.35, 0.40, 0.48, 0.58 และ 0.83 ตามลำดับ แสดงว่าส่วนผสม 1:0, 3:1 และ 1:1 มีสารอินทรีย์ในรูป TCOD ที่ย่อยสลายได้ยากเป็นส่วนใหญ่ ขณะที่ค่า $SBOD_{20}$/SCOD เท่ากับ 0.87, 0.97, 0.95, 0.95 และ 0.70 ตามลำดับ บ่งชี้ว่าสารอินทรีย์ที่อยู่ในรูปละลายสามารถย่อยสลายได้ง่ายเป็นส่วนใหญ่ ทั้งนี้ จากงานของ Racho & Pongampornnara (2020) ระบุว่า อัตราส่วน BOD/COD มากกว่า 0.45 ถือว่ามีความสามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ดี, 0.30 ถึง 0.45 ค่อนข้างดี, 0.20 ถึง 0.30 ย่อยสลายได้ และน้อยกว่า 0.20 ไม่เหมาะสมต่อการย่อยสลายทางชีวภาพ

ผลการวิเคราะห์ยังพบว่าในสัดส่วนผสม 1:3 และ 0:1 มี Biodegradable COD เท่ากับร้อยละ 57.55 และร้อยละ 82.75 ของ TCOD ตามลำดับ ซึ่งสูงกว่าค่าที่รายงานในวรรณกรรม เช่น Cokgor et al. (2006) (ร้อยละ 25.64 ถึง 57.37) และ Ciaciuch et al. (2017) (ร้อยละ 35) อย่างมีนัยสำคัญ โดยสัดส่วน 1:3 และ 0:1 ประกอบด้วย BSCOD (ย่อยสลายได้เร็ว) ร้อยละ 23.18 และ ร้อยละ 8.41 ของ TCOD และ BPCOD (ย่อยสลายได้ช้า) ร้อยละ 34.37 และ ร้อยละ 74.34 ของ TCOD ซึ่งสูงกว่าค่ารายงานของ Cokgor et al. (2006) (ร้อยละ 12.17 ถึง 14.25) อย่างมีนัยสำคัญ ส่วน COD ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้มีเพียง ร้อยละ 42.45 และ ร้อยละ 17.25 ของ TCOD ตามลำดับ ขณะที่ UPCOD ของกากตะกอน PS อยู่ที่ร้อยละ 61.67 อยู่ในช่วงที่รายงานไว้ก่อนหน้า (ร้อยละ 41.71 ถึง 73.43; Cokgor et al., 2006) สะท้อนว่ากากตะกอน PS มีองค์ประกอบสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากมากกว่ากากตะกอน SS นอกจากนี้ ที่สัดส่วนผสมกากตะกอนที่ 1:1 มี BCOD ที่แตกต่างจาก 1:3 อย่างมีนัยสำคัญ

ดังนั้น การผสมกากตะกอน SS เข้ากับกากตะกอน PS ช่วยลดสัดส่วน COD ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ และเพิ่มศักยภาพในการย่อยสลายของระบบโดยรวม โดยเฉพาะสัดส่วนผสม 1:3 ที่ให้ Biodegradable COD สูงถึงร้อยละ 57.55 แม้ว่าสัดส่วนผสม 0:1 จะให้ค่า Biodegradable COD สูงสุด แต่ก็อาจมีข้อจำกัดด้านเสถียรภาพและสมดุลสารอาหารสำหรับจุลินทรีย์

อย่างไรก็ตาม สัดส่วนผสม 1:3 เป็นอัตราส่วนที่ใกล้เคียงกับสัดส่วนที่เกิดขึ้นจริงในระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานกระดาษรีไซเคิล (1:1.23; PS:SS) ทำให้ผลการศึกษานี้มีความสอดคล้องกับสภาพการเดินระบบจริง และแม้จะให้ค่า Biodegradable COD เป็นอันดับสอง แต่ถือว่าน่าสนใจอย่างยิ่งในมุมมองของการจัดการกากตะกอนในภาพรวม เนื่องจากสะท้อนศักยภาพที่สามารถนำไปปรับใช้ได้จริงในระดับอุตสาหกรรม



รูปที่ 4.2 สัดส่วนซีโอดีในกากตะกอนผสมอัตราส่วนต่าง ๆ (PS:SS)

4.2 การศึกษาศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนทางชีวเคมี (Biochemical Methan Potential Test: BMP Test)

การทดสอบ BMP Test ถูกนำมาใช้เพื่อประเมินปริมาณก๊าซชีวภาพที่สามารถผลิตได้จากกากตะกอนส่วนเกินของโรงงานกระดาษรีไซเคิลภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน โดยมุ่งเน้นการวิเคราะห์ผลของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ต่อศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพ ข้อมูลที่ได้ยังถูกนำมาใช้ในการวิเคราะห์เชิงจลนพลศาสตร์ เพื่อเปรียบเทียบความเหมาะสมของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่อธิบายกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน ตลอดจนประยุกต์ค่าพารามิเตอร์ที่ได้ไปใช้ในการออกแบบระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอน (Two-stage Continuous Stirred Tank Reactor: Two-stage CSTR) ให้มีประสิทธิภาพสูงสุด

4.2.1 ผลของสัดส่วนผสมต่อศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ

ผลการประเมินศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนจาก BMP Test ที่สัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS เท่ากับ 1:0, 3:1, 1:1, 1:3 และ 0:1 (รูปที่ 4.3) พบว่าปริมาณก๊าซมีเทนสะสม (Cumulative CH_4) เท่ากับ 23,684; 36,394; 38,510; 39,973 และ 32,188 ml CH_4 ตามลำดับ โดยสัดส่วนผสม 1:3 ให้ค่ามีเทนสะสมสูงที่สุดเมื่อเทียบกับสัดส่วนผสมอื่น ๆ

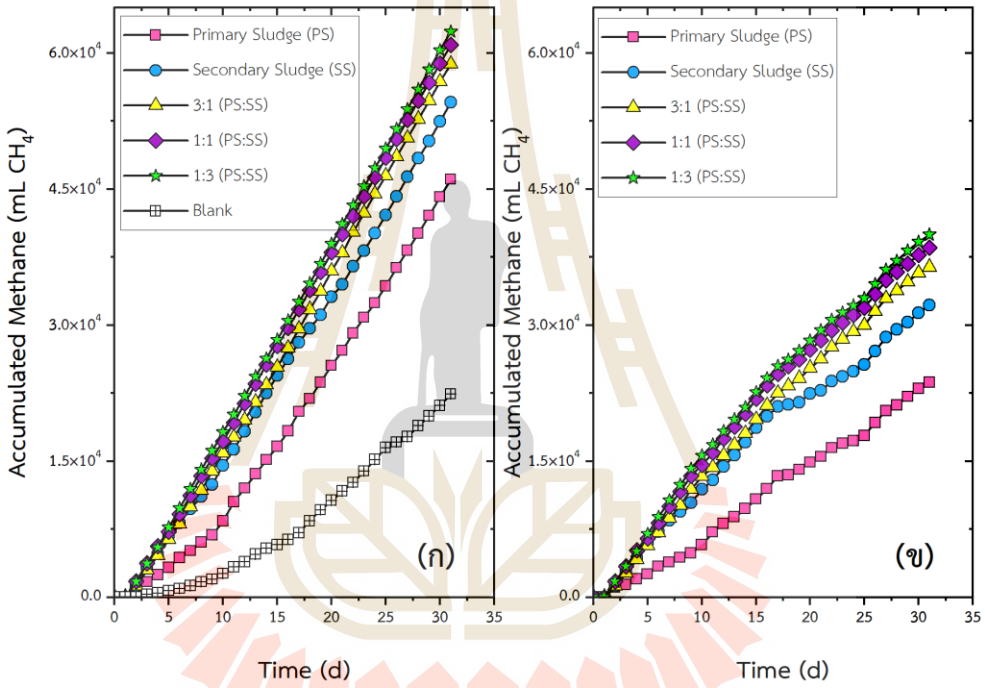
เมื่อพิจารณาผลผลิตมีเทน (Methane Yield) ในหน่วย ml CH_4/g VS_{fed} (ตารางที่ 4.5) พบว่าแต่ละสัดส่วนผสมมีค่า 315.43, 576.96, 689.66, 918.66 และ 1,170.59 ตามลำดับ โดยการย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยว (0:1) ให้ค่า Methane Yield สูงที่สุด และมีค่า VS removal ร้อยละ 78.11 ซึ่งสูงกว่าที่รายงานในงานวิจัยของ Saha et al. (2011) และ Lin et al. (2011) ที่อยู่ในช่วงร้อยละ 10 ถึง 73 และสูงกว่าค่าที่รายงานโดย Bayr & Rintala (2012), Veluchamy & Kalamdhad (2017) และ Lopes et al. (2018) (44.8 ถึง 417 ml CH_4 อย่างมีนัยสำคัญ อย่างไรก็ตาม สัดส่วนผสม 1:3 ก็ให้ค่า Methane Yield และก๊าซมีเทนสะสมสูงกว่าสัดส่วนผสมอื่น ๆ รวมทั้งการย่อยสลายกากตะกอน PS เชิงเดี่ยว

ผลการทดสอบทางสถิติยืนยันว่า ค่าเฉลี่ย Methane Yield ของสัดส่วนผสม 3:1 แตกต่างอย่างมีนัยสำคัญจากสัดส่วนผสม 1:1 และ 1:3 ที่ระดับความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ส่วนคู่เปรียบเทียบอื่น ๆ ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ขณะเดียวกัน กากตะกอนที่สัดส่วนผสม 1:1 และ 1:3 ไม่แตกต่างกันในด้านประสิทธิภาพการกำจัด TCOD ซึ่งสอดคล้องกับ Sun et al. (2022) ที่รายงานว่า กากตะกอน SS มีศักยภาพการเกิดมีเทนสูงกว่ากากตะกอน PS และการร่วมหมักที่สัดส่วนผสมของกากตะกอนส่วนเกินเหมาะสม (ที่ 1:3) ช่วยเสริมศักยภาพการเกิดมีเทนมากกว่าสัดส่วนผสมอื่น ๆ

เมื่อเปรียบเทียบกับค่า TMP (Theoretical Methane Potential) ตามตารางที่ 4.3 พบว่า TMP มีแนวโน้มลดลงเมื่อสัดส่วนกากตะกอน SS เพิ่มขึ้น โดยสัดส่วนผสม 1:0 (PS) ให้ค่า TMP สูงสุด 1,437.07 ml CH_4/g VS_{fed} และลดลงเหลือ 574.33 ml CH_4/g VS_{fed} ที่สัดส่วนผสม 0:1 (SS) ซึ่งสะท้อนว่าแม้ค่า TMP ของกากตะกอน SS จะต่ำกว่ากากตะกอน PS อย่างมีนัยสำคัญ แต่ผลการทดลองกลับพบ Methane Yield สูงขึ้นในบางสัดส่วนผสม โดยเฉพาะ 1:3 และ 0:1 แสดงถึง synergistic effect จากการปรับสมดุลค่า C/N ratio และการมีสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ง่ายในกากตะกอน SS ซึ่งช่วยเพิ่มประสิทธิภาพของการร่วมหมัก

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate: OLR) ที่แตกต่างกันในแต่ละสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS มีผลต่อศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทน โดยสัดส่วนผสมที่มีค่า OLR สูงขึ้นในระดับที่ระบบยังรับภาระได้จะกระตุ้นให้จุลินทรีย์เมทาโนเจนผลิตก๊าซมีเทนได้มากขึ้น เนื่องจากมีปริมาณซับสเตรตหรือสารอินทรีย์เพิ่มขึ้น แต่เมื่อค่า OLR อยู่ในระดับที่ไม่สมดุลกับสัดส่วนผสมของกากตะกอนหรือศักยภาพของจุลินทรีย์ จะส่งผลให้ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์และการสร้างก๊าซชีวภาพลดลง แสดงให้เห็นว่าการกำหนดค่า OLR ที่เหมาะสมสำหรับแต่ละสัดส่วนผสมเป็นปัจจัยสำคัญต่อการได้ผลผลิตก๊าซมีเทนที่เสถียรและสูงสุดในกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

อย่างไรก็ตาม แม้การทดลองในงานวิจัยนี้ใช้ค่า OLR ค่อนข้างต่ำ (0.2 ถึง 0.54 kg-VS/m^3-day) และระยะเวลากักเก็บ (Hydraulic Retention Time: HRT) เท่ากับ 31 วัน แต่กลับให้ประสิทธิภาพการย่อยสลายและการผลิตก๊าซมีเทนสูงกว่าในหลายกรณี เมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยที่ใช้ค่า OLR สูงกว่า (1 ถึง 3.7 kg VS/m^3-day; Bayr & Rintala, 2012) สะท้อนถึงศักยภาพของการร่วมหมักกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ที่มีแนวโน้มเสริมฤทธิ์กันในกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน



รูปที่ 4.3 ผลผลิตก๊าซมีเทนสะสมจาก BMP Test โดย (ก) แสดงผลผลิตก๊าซมีเทนสะสม และ (ข) แสดงผลผลิตก๊าซมีเทนสะสมหลังหักค่าจากสภาวะควบคุม

ตารางที่ 4.5 เปรียบเทียบผลการทดลองที่ได้ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนและผลการทดลองจากงานวิจัยอื่นที่เกี่ยวข้อง

พารามิเตอร์	สัดส่วนผสม (PS:SS) (การศึกษานี้)					สัดส่วนผสม (PS:SS) (งานวิจัยที่ใช้อ้างอิง)				
	1:0	3:1	1:1	1:3	0:1	Bayr & Rintala (2012), Veluchamy & Kalamdhad (2017), Lopes et al. (2018), Bokhary et al. (2021), Bokhary et al. (2022)	Saha et al. (2011)	Hagelqvist (2013)	Bayr & Rintala (2012)	Lin et al. (2011), Karlsson et al. (2011), Elliott & Mahmood (2012), Bayr & Rintala (2012), Lopes et al. (2018)
						1:0	3:2	1:1	2:3	0:1
HRT (d)	31	31	31	31	31	3 -32	21	19	25-31	14 - 30
OLR (kg VS/m^3-day)	0.54	0.47	0.42	0.32	0.2	1- 3.7	1.98	-	1	1.4 – 18.9
VS removal (%)	46.47	76.11	56.55	12.88	78.11	15.73 - 71	10	50	70	29 – 73
Methane Yield (ml CH_4/g VS_{fed})	315.43	576.96	689.66	918.66	1,170.59	44.8-417	55	84	70	100 -519

ตารางที่ 4.6 ค่าเฉลี่ย TCOD และค่าของแข็ง (TS, TVS) ของกากตะกอนผสมก่อนและหลังการทดสอบ BMP Test

สัดส่วนผสม (PS:SS)	TCOD Removal (%)	TS Removal (%)	TVS Removal (%)	pH (Inlet-Outlet)	VFA/Alkalinity (Inlet-Outlet)
1:0	66.94	51.66	46.47	6.02 - 7.75	0.32 - 0.16
3:1	73.79	65.57	76.11	6.26 - 7.63	0.28 - 0.10
1:1	50.83	31.38	56.55	6.51 - 7.56	0.56 - 0.09
1:3	53.62	19.01	12.88	6.95 - 7.48	0.81 - 0.12
0:1	20.44	43.74	78.11	7.46 - 7.90	1.63 - 0.16
Blank	39.39	31.74	7	8.72 - 7.69	0.25 - 1.11

4.2.2 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์และเสถียรภาพของระบบ BMP test

การวิเคราะห์ประสิทธิภาพของระบบผลิตก๊าซชีวภาพใช้ค่า COD removal และค่า VS removal เป็นหลัก ดังตารางที่ 4.6 โดยค่า TCOD ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0, 3:1, 1:1, 1:3 และ 0:1 มีค่าเฉลี่ย 67,903.78, 52,749.14, 37,594.50, 22,439.86 และ 10,652.92 mg/L ตามลำดับ แสดงถึงปริมาณสารอินทรีย์สูงสุดที่สามารถเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพได้

ประสิทธิภาพการกำจัด TCOD เฉลี่ยอยู่ที่ร้อยละ 66.94, 73.79, 50.83, 53.62 และ 20.44 ตามลำดับ โดย Blank มีค่าร้อยละ 39.39 ซึ่งสูงกว่าการย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยว (0:1) แต่ต่ำกว่าทุกสัดส่วนผสมที่มีกากตะกอน PS แสดงให้เห็นว่าการใช้กากตะกอน PS เดี่ยว หรือผสมเพิ่มประสิทธิภาพการย่อยสลาย COD ได้ดีกว่า อีกทั้งยังพบว่า TCOD ของสารตั้งต้นลดลงตามสัดส่วนผสมที่ใช้กากตะกอน PS น้อยลง สอดคล้องกับภาระบรรทุกอินทรีย์ที่ลดลง และสัมพันธ์กับ Biodegradable fractions (Sun et al., 2022)

สำหรับค่า TVS removal เฉลี่ยอยู่ที่ร้อยละ 46.47, 76.11, 56.55, 12.88 และ 78.11 ตามลำดับ โดยการย่อยสลายกากตะกอน PS เชิงเดี่ยวให้ค่าต่างจากสัดส่วนผสม 1:1 อย่างมีนัยสำคัญ ขณะที่ 3:1 ไม่ต่างจากการย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยว ซึ่งสะท้อนว่าสัดส่วนกากตะกอน SS ที่มากขึ้นช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดค่า TVS เนื่องจากเป็นสารอินทรีย์ที่ระเหยง่าย

ด้านความเสถียรของระบบ พบว่า ค่า pH ก่อนหมักอยู่ในช่วง 6.02 ถึง 7.46 และหลังหมักอยู่ที่ 7.48 ถึง 7.90 ซึ่งอยู่ในเกณฑ์เหมาะสมต่อการสร้างมีเทน (Veluchamy, 2018; Sawatdeenarunat et al., 2017) ค่า Alkalinity ก่อนหมัก 751.67 ถึง 7,380 mg/L และหลังหมักเพิ่มขึ้นเป็น 3,519.45 ถึง 5,214 mg/L โดยมากกว่าเกณฑ์ 1,000 mg/L ที่แนะนำ แสดงถึงความสามารถของระบบในการรักษาสภาพบัฟเฟอร์ได้ดี

ส่วน VFA ก่อนหมัก 1,225.20 ถึง 2,579.16 mg/L และลดลงหลังหมักเหลือ 368.93 ถึง 1,589.40 mg/L สอดคล้องกับการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีประสิทธิภาพ (Sawatdeenarunat et al., 2017) สัดส่วน VFA/Alkalinity ก่อนหมักอยู่ที่ 0.28 ถึง 1.63 ซึ่งบางสัดส่วนเกิน 0.8 แสดงถึงความเสี่ยงการยับยั้งจุลินทรีย์ แต่หลังหมักลดลงเหลือ 0.09 ถึง 0.16 ซึ่งยังอยู่ในเกณฑ์ที่ดีต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ (Berglund Odhner et al., 2012)

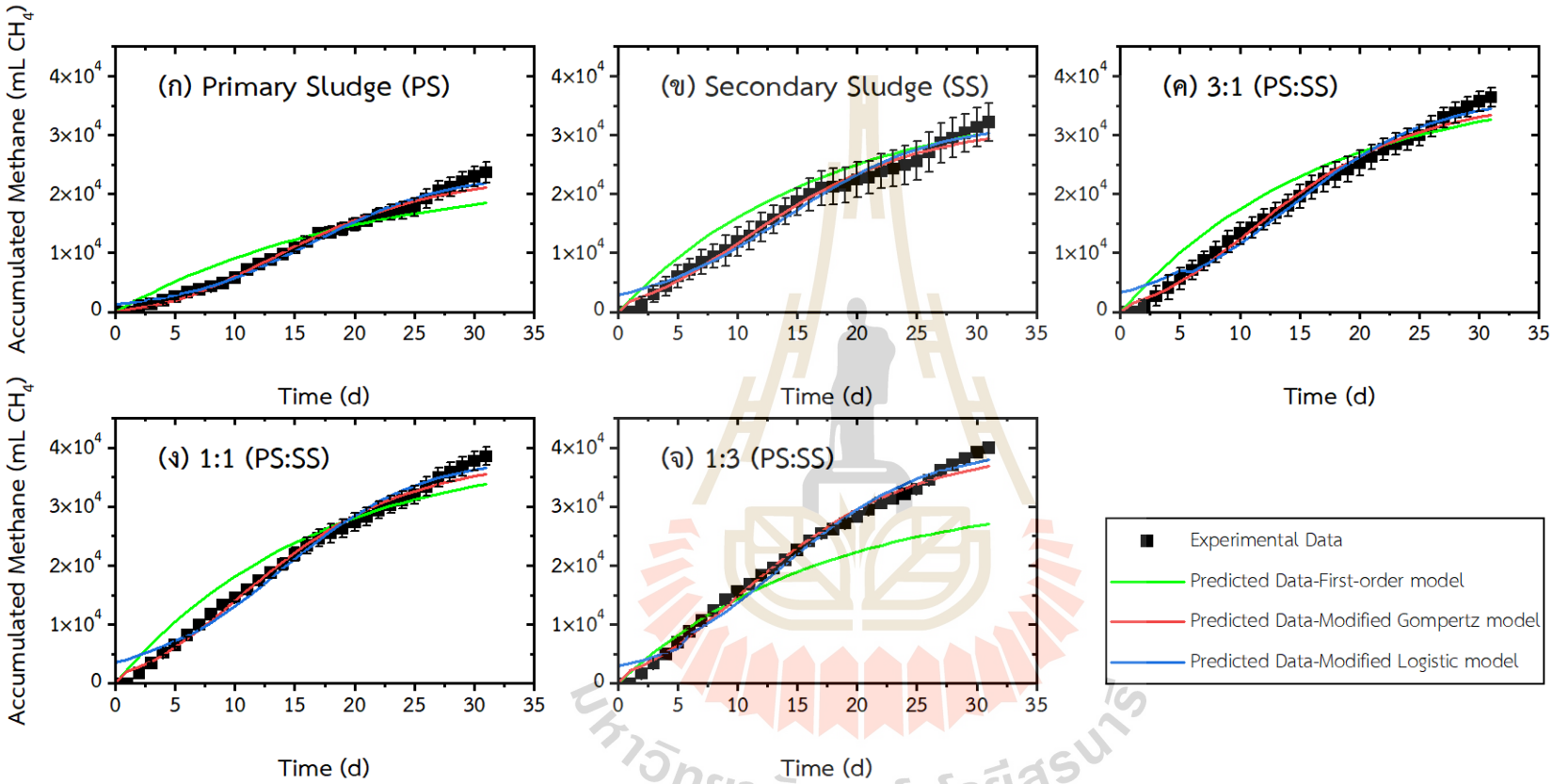
การใช้กากตะกอน PS เดี่ยวหรือผสมช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดค่า COD และค่า TVS ได้ดีกว่าการย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยว ระบบมีเสถียรภาพสูงจากค่า pH และบัฟเฟอร์ที่เหมาะสม ส่งผลให้ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพอยู่ในระดับดี

4.2.3 การประเมินเปรียบเทียบแบบจำลองจลนพลศาสตร์จาก BMP Test

การทดสอบศักยภาพการเกิดมีเทนโดยใช้แบบจำลอง Pseudo First-order, Modified Gompertz และ Modified Logistic (ตารางที่ 4.7 และรูปที่ 4.4) พบว่า Modified Gompertz model ให้ผลแม่นยำที่สุด โดยมีค่า R^2 สูงสุด 0.986 ถึง 0.990 และค่า RMSE ต่ำสุด ร้อยละ 2.90 ถึง 3.56 สะท้อนความสอดคล้องกับข้อมูลการทดลองมากกว่าแบบจำลองอื่น ขณะที่ Pseudo First-order ให้ค่า R^2 ต่ำสุด (0.889 ถึง 0.946) และ RMSE สูง (ร้อยละ 6.97 ถึง 10.35) ส่วน Modified Logistic แม้ R^2 ค่อนข้างสูง (0.978 ถึง 0.988) แต่ RMSE ยังมากกว่า Modified Gompertz ในทุกสัดส่วนผสม ดังนั้น Modified Gompertz model จึงเหมาะสมที่สุดในการอธิบายจลนพลศาสตร์การผลิตมีเทนของงานวิจัยนี้

จากผลของ Modified Gompertz พบว่า ค่า Lag phase (λ) ลดลงเมื่อเพิ่มสัดส่วนผสมกากตะกอน SS โดยจาก 4.21 วัน (สัดส่วนผสม 1:0; PS) เหลือ 1.46 วัน (สัดส่วนผสม 0:1; SS) แสดงถึงการปรับตัวของจุลินทรีย์ที่รวดเร็วขึ้นในระบบที่มีกากตะกอน SS สูง ซึ่งสะท้อนศักยภาพของกากตะกอน SS มีเอนไซม์ในการเร่งกระบวนการไฮโดรไลซิสเริ่มต้น กรณีสัดส่วนผสม 1:3 ให้ผลดีที่สุด โดยมี Yield CH_4 สูงสุด 918.66 ml CH_4/g VSfed ค่า λ เพียง 1.59 วัน และอัตราการผลิตมีเทนสูงสุด (R_m) 1,750 ml CH_4/d ทั้งนี้เป็นผลจากองค์ประกอบสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ช้า (Slowly Particulate Biodegradable) ซึ่งมีมากในสัดส่วนผสมดังกล่าว จึงเหมาะสมที่สุดในการนำไปประยุกต์สู่ระบบผลิตก๊าซชีวภาพ ขณะที่สัดส่วนผสมอื่น ๆ เช่น 1:0, 3:1, 1:1 และ 0:1 มี Lag phase ยาวนานกว่า

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปที่ 4.4 ผลผลิตมีเทนสะสมของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ ที่ทำนายด้วยโปรแกรม SPSS

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 4.7 ค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์จาก BMP Test ที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ

ค่าคงที่ทางจลศาสตร์	สัดส่วนผสม (PS:SS)				
	1:0	3:1	1:1	1:3	0:1
Pseudo First-order model					
CH_4 Yield (ml CH_4/gVS_{fed})	275.78	524.64	633.07	844.71	1,075.55
P (ml CH_4)	18,465.39	30,388.08	32,611.12	33,860.68	27,029.40
k (d^{-1})	0.049	0.058	0.061	0.061	0.059
R^2	0.889	0.931	0.943	0.945	0.946
RMSE (%)	10.35	8.19	7.36	7.19	6.97
Modified Gompertz model					
CH_4 Yield (ml CH_4/gVS_{fed})	315.43	576.96	689.66	918.66	1,170.59
P (ml CH_4)	21,120.47	33,418.45	35,526.22	36,824.93	29,417.78
R_m (ml CH_4/day)	1,029.95	1,614.38	1,702.63	1,750.36	1,366.34
λ (d)	4.212	2.292	1.731	1.590	1.464
R^2	0.986	0.989	0.990	0.989	0.987
RMSE (%)	3.56	3.07	2.90	3.05	3.28

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 4.7 ค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์จาก BMP Test ที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ (ต่อ)

ค่าคงที่ทางจลศาสตร์	สัดส่วนผสม (PS:SS)				
	1:0	3:1	1:1	1:3	0:1
Modified Logistic model					
CH_4 Yield (ml CH_4/gVS_{fed})	327.20	594.49	709.47	944.95	1,205.26
P (ml CH_4)	21,908.21	34,433.82	36,546.73	37,878.94	30,289.10
R_m (ml CH_4/day)	1,028.31	1,571.31	1,643.13	1,686.53	1,316.74
λ (d)	5.016	2.824	2.150	1.994	1.852
R^2	0.988	0.985	0.984	0.982	0.978
RMSE (%)	3.39	3.75	3.91	4.13	4.46

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

4.2.4 การประยุกต์ใช้ค่าจลนพลศาสตร์จาก BMP Test เพื่อออกแบบระบบ Two-stage CSTR

ผลการวิเคราะห์แบบจำลองจลนพลศาสตร์ชี้ว่า Modified Gompertz model เป็นแบบจำลองที่ให้ความแม่นยำสูงที่สุด โดยมีค่า R^2 อยู่ในช่วง 0.986 ถึง 0.990 และ RMSE ต่ำสุดเพียงร้อยละ 2.90 ถึง 3.56 ซึ่งสะท้อนความสามารถในการทำนายแนวโน้มการผลิตก๊าซมีเทนได้ใกล้เคียงกับค่าจริงมากกว่า Pseudo First-order และ Modified Logistic ที่ให้ค่า R^2 ต่ำกว่าและมี RMSE สูงกว่าอย่างมีนัยสำคัญ ผลลัพธ์ดังกล่าวสอดคล้องกับรายงานของ Sun et al. (2022) ซึ่งพบว่า Modified Gompertz ให้ความแม่นยำสูงสุดในการอธิบายจลนพลศาสตร์ของการผลิตมีเทนจากกากตะกอน โดยมีค่า R^2 มากกว่า 0.98 และ RMSE ต่ำกว่าร้อยละ 5 เช่นเดียวกัน

เมื่อพิจารณาค่าพารามิเตอร์ที่ได้จากแบบจำลอง พบว่า Lag phase (λ) ลดลงตามการเพิ่มสัดส่วนของกากตะกอน SS โดยจาก 4.21 วัน (การย่อยสลายกากตะกอน PS เชิงเดี่ยว) เหลือเพียง 1.46 วัน (การย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยว) แสดงให้เห็นถึงการปรับตัวของจุลินทรีย์ที่รวดเร็วขึ้นในระบบที่มีกากตะกอน SS สูง แนวโน้มนี้สอดคล้องกับงานของ Sedighi et al. (2022) ซึ่งศึกษาการย่อยสลายร่วมของกากตะกอน SS และเศษอาหาร และพบว่า Modified Gompertz สามารถสะท้อนการลดลงของระยะเวลา lag phase ได้ดีกว่า Modified Logistic โดยค่า λ ลดลงจาก 2.13 วัน เหลือเพียง 0.84 วัน

นอกจากนี้ กากตะกอนผสมที่สัดส่วนผสม 1:3 ให้ผลผลิตเด่นที่สุด โดยมีค่า Yield CH_4 สูงสุด 918.66 ml CH_4/g VS_{fed} และมีค่าอัตราการผลิตก๊าซสูงสุด (R_m) 1,750 ml CH_4/day ซึ่งสอดคล้องกับผลการศึกษาของ Zainal et al. (2022) และ Hossain et al. (2022) ที่รายงานว่าการเพิ่มสัดส่วนสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ง่ายช่วยเพิ่ม Yield CH_4 ได้ใกล้เคียง 900 ml CH_4/g VS_{fed} และยังเร่งกระบวนการผลิตก๊าซในช่วงต้น ขณะที่ Zeynali et al. (2025) ศึกษากากตะกอนเทศบาลพบแนวโน้มใกล้เคียงกัน คือการเพิ่มวัสดุที่ย่อยสลายได้ง่ายทำให้ค่า lag phase ลดลงต่อเนื่อง

โดยสรุป งานวิจัยนี้ยืนยันว่าการใช้ Modified Gompertz model เป็นแนวทางที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการอธิบายกลไกจลนพลศาสตร์การผลิตมีเทนจากกากตะกอนผสม อีกทั้งยังชี้ให้เห็นว่าการเพิ่มสัดส่วนของกากตะกอน SS ไม่เพียงช่วยลดค่า lag phase แต่ยังช่วยเสริมศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนระยะยาว ซึ่งมีความสอดคล้องและสนับสนุนผลจากงานวิจัยก่อนหน้าอย่างมีนัยสำคัญ

4.2.5 การเชื่อมโยงผล BMP Test สู่การกำหนดเงื่อนไขการเดินระบบชุดทดลอง Two-stage CSTR

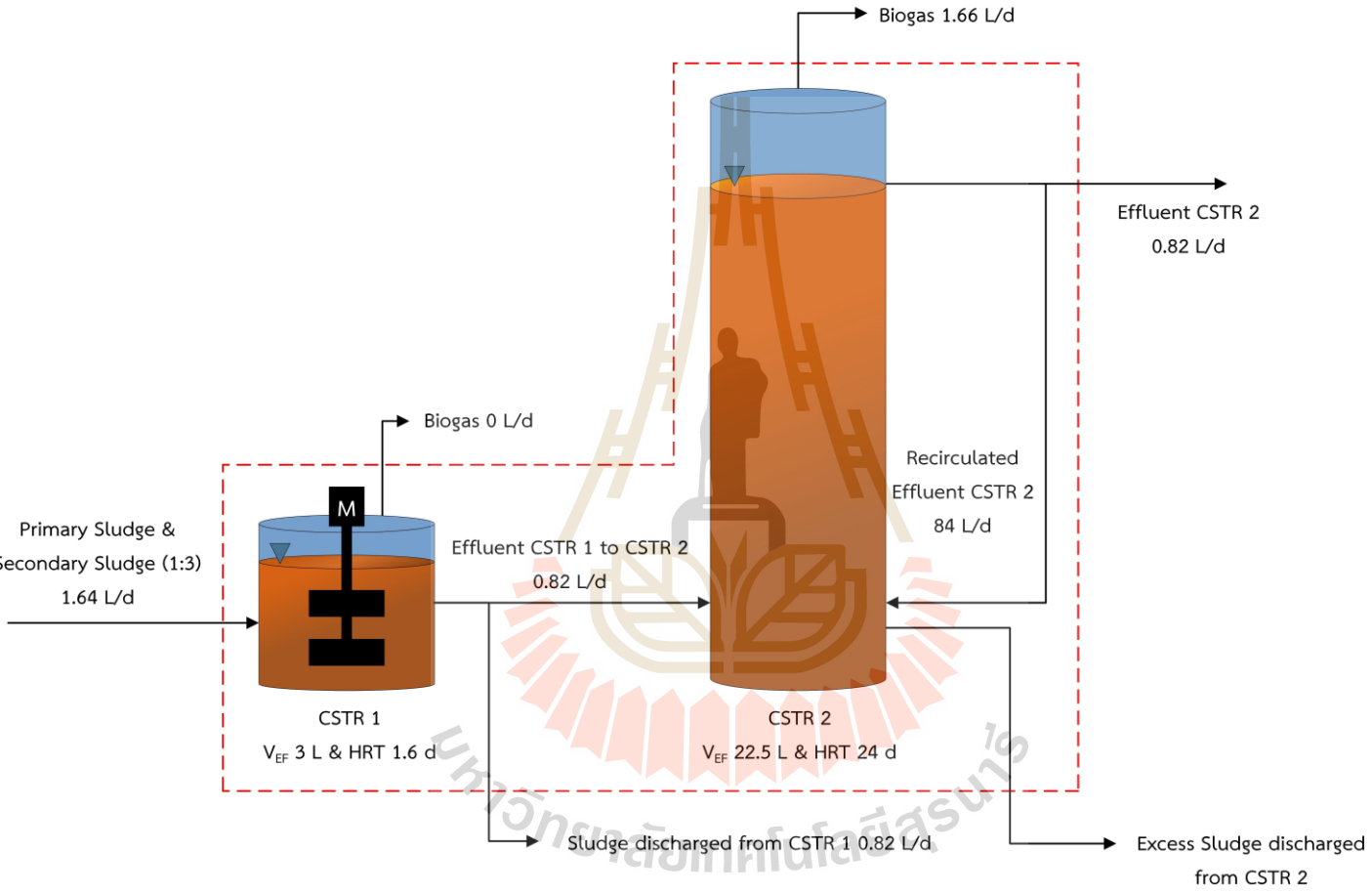
จากผลการทดสอบศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพโดยวิธี BMP Test พบว่า สัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 มีสมรรถนะที่โดดเด่น โดยให้ค่า Methane Yield สูงสุดที่ 918.66 ml CH_4/g- VS_{fed} และมีค่า COD removal เท่ากับร้อยละ 53.62 ซึ่งสูงกว่าการย่อยสลายกากตะกอน SS เชิงเดี่ยวอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ การเลือกสัดส่วนผสมของกากตะกอนส่วนเกินดังกล่าวจึงมีความเหมาะสมในการนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นในการออกแบบระบบ Two-stage CSTR แบบต่อเนื่อง เพื่อประเมินประสิทธิภาพในระดับการทำงานจริง

การออกแบบระบบ Two-stage CSTR มีรายละเอียดดังตารางที่ 4.8 และรูปที่ 4.5 โดย CSTR 1 ทำหน้าที่เป็นถัง hydrolysis–acidogenesis มีปริมาตรปฏิกรณ์ 3 L เส้นผ่านศูนย์กลาง 15.24 cm และความสูง 19 cm เดินระบบที่ HRT 1.6 วัน ขณะที่ CSTR 2 ทำหน้าที่ acetogenesis–methanogenesis มีปริมาตรปฏิกรณ์ 22.5 L เส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากัน แต่สูงกว่า (126.81 cm) เดินระบบที่ HRT 24 วัน ซึ่งรายละเอียดแบบการก่อสร้างแสดงในภาคผนวก ข ทั้งระบบถูกออกแบบให้มีค่า OLR เฉลี่ย 0.44 kg VS/m^3-day และระยะเวลาเดินระบบทั้งหมด 220 วัน เพื่อจำลองการทำงานของระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Co-digestion: AnCoD)

ตารางที่ 4.8 ค่าการเดินระบบ Two-stage CSTR

พารามิเตอร์	สภาวะเดินระบบ	
	CSTR 1	CSTR 2
Feed	สัดส่วนผสม (PS:SS) 1:3	Effluent CSTR 1
Volume reactor (L)	3	22.5
Dimeter (cm)	15.24 (6”)	15.24 (6”)
Height (cm)	19	126.81
HRT (d)	1.6	24
OLR (kg VS/m^3-day)	6.65	0.44
	0.44	
Operating days (d)	220	

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปที่ 4.5 สมดุลอัตราการไหลของการเดินระบบของชุดทดลอง Two-stage CSTR

ลักษณะของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนผสม 1:3 ที่ใช้เป็นสารตั้งต้น แสดงในตารางที่ 4.9 โดยมีค่า TCOD เฉลี่ย 42,019.17 ± 12,888.14 mg/L และ SCOD เฉลี่ย 23,911.17 ± 8,304.86 mg/L ซึ่งสะท้อนถึงศักยภาพของสารอินทรีย์ละลายน้ำที่ย่อยสลายง่ายในระดับสูง ค่า pH อยู่ที่ 6.96 ± 0.16 ใกล้เคียงกับสภาวะเหมาะสมสำหรับการสร้างมีเทน (6.8 ถึง 7.4) และมีค่า Alkalinity เฉลี่ย 2,134.37 ± 377.81 mg/L as $CaCO_3$ ซึ่งเพียงพอในการรักษาสมดุลกรด-ด่างในระบบ นอกจากนี้ ค่า C/N ratio เฉลี่ย 845.27 แม้จะค่อนข้างสูง แต่ไม่ส่งผลกระทบต่อการหมักมากนัก เนื่องจากกากตะกอนผสมมีองค์ประกอบของสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ง่ายสูง

การออกแบบชุดทดลองแบบต่อเนื่อง Two-stage CSTR โดยใช้ข้อมูลจาก BMP Test เป็นฐานข้อมูลอ้างอิง ช่วยให้สามารถกำหนดค่าออกแบบที่มีความเหมาะสมทั้งด้าน HRT, OLR และสมดุลสารอินทรีย์ ซึ่งสะท้อนถึงการบูรณาการระหว่างการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการและการประยุกต์ใช้จริงในระดับอุตสาหกรรม ทำให้ผลการประเมินที่ได้มีความน่าเชื่อถือและสามารถนำไปใช้สนับสนุนการออกแบบระบบผลิตก๊าซชีวภาพที่ยั่งยืนได้

4.3 การเดินระบบต่อเนื่องของชุดทดลอง Two-stage CSTR

จากผลการทดสอบศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพในระดับห้องปฏิบัติการ (BMP Test) ได้ขยายการศึกษาไปสู่การทดลองเดินระบบ Two-stage CSTR ภายใต้การป้อนอาหารแบบกึ่งต่อเนื่อง เพื่อประเมินความเสถียรและประสิทธิภาพของกระบวนการในสภาวะที่ใกล้เคียง กับการใช้งานจริง การศึกษาครอบคลุม (1) การเริ่มเดินระบบและการปรับสภาวะการทำงาน, (2) การติดตามประสิทธิภาพการย่อยสลายและการผลิตก๊าซชีวภาพ, (3) การศึกษาสมดุลมวลสารของระบบ และ (4) การวิเคราะห์โครงสร้างชุมชนจุลินทรีย์ที่มีบทบาทสำคัญต่อกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

4.3.1 การเริ่มเดินระบบ Two-stage CSTR

ผลการเดินระบบในช่วง 24 วันแรก สะท้อนว่าระบบ Two-stage CSTR ยังอยู่ในระยะปรับตัว (acclimation phase) โดยค่า pH อยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อกระบวนการเมทาโนเจเนซิส (6.8 ถึง 7.4) และค่า Alkalinity มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น (1,200 ถึง 1,800 mg $CaCO_3$/L) แสดงถึงการสร้างบัฟเฟอร์ที่เพียงพอ ขณะที่ค่า VFA อยู่ในช่วงต่ำถึงปานกลาง (200 ถึง 1,000 mg CH_3COOH/L) และสัดส่วน VFA/Alkalinity <0.5 (รูปที่ 4.6) ชี้ว่าระบบยังไม่เกิดภาวะกรดสะสม

ด้านคุณภาพน้ำทิ้งพบว่า TCOD และ SCOD ยังคงสูง (ประมาณ 19,000 ถึง 38,000 และ 9,000 ถึง 19,000 mg/L ตามลำดับ; ตารางที่ 4.9, รูปที่ 4.7) และยังไม่เกิดการผลิตก๊าซชีวภาพ (≈0 mL/day) ซึ่งเป็นลักษณะปกติของระยะ start-up ที่จุลินทรีย์กลุ่ม hydrolytic และ acidogenic ต้องปรับตัวและสร้างสมดุลกับจุลินทรีย์กลุ่มเมทาโนเจน

เมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยก่อนหน้า เช่น Laiq Ur Rehman et al. (2019) และ Lin et al. (2011) ที่รายงานระยะ start-up 20 ถึง 30 วัน พบว่าระยะเวลาของงานนี้ (~24 วัน) อยู่ในช่วงใกล้เคียงและสอดคล้องกัน โดยอาจได้รับอิทธิพลจากค่า TCOD ที่ค่อนข้างสูง (≈42,019 mg/L; ตารางที่ 4.9) และสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 ที่เอื้อต่อการผลิตก๊าซในระยะยาว แต่ต้องใช้เวลาปรับสมดุลช่วงต้น สามารถสรุปได้ว่าระบบในงานวิจัยนี้มีความเสถียรในระยะเริ่มต้นและพร้อมเข้าสู่ steady state โดยไม่เกิดภาวะยับยั้งจากกรดสะสม ซึ่งเป็นปัจจัยสำคัญต่อการผลิตก๊าซชีวภาพอย่างมีประสิทธิภาพในระยะต่อไป

4.3.2 ประสิทธิภาพระบบ Two-stage CSTR

จากตารางที่ 4.9 และผลการเดินระบบตลอด 220 วัน พบว่าการออกแบบที่แตกต่างกันระหว่าง CSTR 1 และ CSTR 2 ส่งผลโดยตรงต่อเสถียรภาพและการผลิตก๊าซชีวภาพ โดย CSTR 1 ได้รับการป้อนสารอินทรีย์ที่มีความเข้มข้นสูง (OLR = 6.65 kg TVS/m^3-day) และ HRT สั้น (1.6 วัน) ขณะที่ CSTR 2 มีค่า OLR ต่ำกว่ามาก (0.21 kg TVS/m^3-day) และ HRT ยาว (24 วัน) ลักษณะดังกล่าวสะท้อนให้เห็นว่า CSTR 1 ทำหน้าที่เป็นถังหมักกรดสำหรับการสลายสารอินทรีย์ขั้นต้น ส่วน CSTR 2 ทำหน้าที่หลักในการปรับเสถียรภาพและการผลิตก๊าซชีวภาพ ทั้งนี้ผลการเดินระบบยืนยันว่า CSTR 1 ไม่สามารถผลิตก๊าซได้ ในขณะที่ CSTR 2 แม้เริ่มต้นช้า (lag ~35 วัน) แต่สามารถเข้าสู่การผลิตก๊าซอย่างต่อเนื่อง โดยพบประสิทธิภาพด้านต่าง ๆ ดังต่อไปนี้

4.3.2.1 ความเป็นกรด–ด่างและบัฟเฟอร์

ค่า pH และสัดส่วน VFA/Alkalinity ช่วยสะท้อนกลไกดังกล่าวได้อย่างมีนัยสำคัญ (รูปที่ 4.6) โดย CSTR 1 มีค่า pH 6.9 ถึง 7.2 ใกล้เคียงกับสภาวะกรด ขณะที่ CSTR 2 มีค่า 7.3 ถึง 7.5 อยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อเมทาโนเจน ซึ่งแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) สอดคล้องกับงานของ Gensollen et al. (2022) ที่รายงานว่าความแตกต่างของค่า pH ระหว่างสองถังบ่งบอกกิจกรรมเมตาบอลิซึมที่เฉพาะเจาะจง นอกจากนี้ สัดส่วน VFA/Alkalinity ใน CSTR 1 มีค่าสูงกว่า 1.0 สะท้อนการสะสมกรด ขณะที่ CSTR 2 ลดต่ำกว่า 1 อย่างสม่ำเสมอหลังวันที่ 80 แสดงถึงบัฟเฟอร์เพียงพอ ซึ่งสนับสนุนข้อค้นพบของ Hasan et al. (2018) และ Markphan et al. (2020) ว่าระบบสองขั้นตอนสามารถจัดการภาวะกรดเกินได้ดีกว่าระบบขั้นตอนเดียว

4.3.2.2 ประสิทธิภาพการกำจัดอินทรีย์

สำหรับประสิทธิภาพการกำจัดอินทรีย์ ระบบนี้แสดงผลที่ค่อนข้างน่าพอใจ โดยค่า TVS removal อยู่ในช่วงร้อยละ 84.03 ถึง 99.06 (รูปที่ 4.7ก) แสดงให้เห็นว่าการย่อยสลาย

สารอินทรีย์ของแข็งเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ แม้ว่าจะมีความผันผวนในบางช่วง ขณะที่ค่า TCOD removal เฉลี่ยเพียงร้อยละ 54.28 ± 6.66 (รูปที่ 4.7ข) และผกผันกับค่าความเข้มข้นน้ำทิ้งที่ยังสูง (20,553.98 mg/L) สะท้อนถึงข้อจำกัดของระบบที่ยังไม่สามารถลดอินทรีย์ละลายน้ำได้อย่างต่อเนื่อง ส่วนค่า SCOD removal เฉลี่ยร้อยละ 57.10 ± 4.65 (รูปที่ 4.7ค) แสดงถึงการพึ่งพาเสถียรภาพระบบอย่างมีนัยสำคัญ ผลลัพธ์นี้สอดคล้องกับ Donoso-Bravo et al. (2015) ที่ชี้ว่าระบบแบบสองขั้นตอนมีความสามารถในการเพิ่มการสลายอินทรีย์ที่ละลายน้ำหากสามารถควบคุมสภาวะให้เสถียร

4.3.2.3 ธาตุอาหารและสมดุลจุลินทรีย์

ในด้านธาตุอาหาร พบว่าค่า TKN ของ CSTR 1 มีความผันผวนสูง โดยบางช่วงมีค่าเกิน 70 mg/L ขณะที่ CSTR 2 ค่อนข้างคงที่มากกว่า (รูปที่ 4.8) การทดสอบ ANOVA ยืนยันความแตกต่างระหว่างสองถัง ($p < 0.05$) สะท้อนถึงความแตกต่างของกิจกรรมเมตาบอลิซึม นอกจากนี้การสะสม MLVSS ที่สูงกว่า 60,000 mg/L ในวันที่ 152 ชี้ว่ามีการเพิ่มจำนวนจุลินทรีย์ แต่กลับสัมพันธ์ผกผันกับอัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (F/M ratio) ที่ไม่สมดุล ซึ่งอาจส่งผลให้เกิดการยับยั้งการผลิตก๊าซหากไม่ควบคุมอย่างเหมาะสม (Zhang et al., 2022)

4.3.2.4 การผลิตก๊าซชีวภาพ

ผลผลิตก๊าซชีวภาพ (รูปที่ 4.9) พบว่า CSTR 2 เริ่มผลิตก๊าซหลังจากระยะปรับตัว และเพิ่มขึ้นจนถึงค่าสูงสุด 3,060 mL/day ในวันที่ 60 ถึง 127 มีค่าเฉลี่ยการผลิตก๊าซชีวภาพที่ 1,664 ± 752.23 mL/day โดยมีค่า Biogas Yield เท่ากับ 4.85 ± 1.80 mL/g-$TVS_{removed}$-day ก่อนลดลงสู่ค่าเฉลี่ย 435.97 ± 52.65 mL/day โดยในช่วงท้ายของการทดลองมีค่า Biogas Yield ลดลง เท่ากับ 1.8 ± 0.48 mL/g $TVS_{removed}$-day แสดงถึงปัญหาการลดลงของก๊าซในระยะท้ายสอดคล้องกับรายงานของ Zhou et al. (2022) ที่อธิบายว่าความหนาแน่นจุลินทรีย์ที่สูงเกินไปอาจยับยั้งการทำงานของเมทาโนเจนได้

จากการเก็บตัวอย่างแบบ Grab Sampling 2 ครั้งใน 1 ปี พบว่าผลผลิตก๊าซชีวภาพลดลงเมื่อใช้ตัวอย่างจากรอบที่ 2 เนื่องจากมีค่า VFA เฉลี่ยเพียง 769 mg/L ซึ่งต่ำกว่าช่วงวันที่ 30 ถึง 80 ที่มีค่า VFA ประมาณ 1,562 mg/L และให้ผลผลิตก๊าซสูง ขณะที่ค่า Alkalinity ในช่วงวันที่ 80 ถึง 115 มีค่าเฉลี่ยสูงถึง 2,174 mg/L จึงอาจสะท้อนว่าระบบอยู่ในช่วงที่จุลินทรีย์กำลังปรับตัวหรือมีภาวะบัฟเฟอร์สูงจนทำให้กระบวนการสร้างก๊าซชะลอตัว อย่างไรก็ตาม ผลผลิตก๊าซชีวภาพกลับมาเพิ่มขึ้นอีกครั้งในช่วงวันที่ 115 ถึง 130 โดยมีค่าเฉลี่ย 1,894 mL biogas/day แสดงถึงการฟื้นตัวของระบบและการกลับมามีสมดุลระหว่าง VFA และ Alkalinity อีกครั้ง

การเดินระบบ Two-stage CSTR ในการบำบัดกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลสามารถเพิ่มเสถียรภาพ ลดความเสี่ยงการสะสมกรด และสนับสนุนการผลิตก๊าซชีวภาพต่อเนื่องได้ แม้ค่า Biogas Yield ยังอยู่ในระดับปานกลาง แต่แนวโน้มสอดคล้องกับรายงานก่อนหน้า (Hasan et al., 2018; Markphan et al., 2020) ที่ยืนยันข้อได้เปรียบของระบบสองขั้นตอนเหนือขั้นตอนเดียว อย่างไรก็ตาม ความผันผวนของ TCOD และปัญหาความไม่สมดุลของค่า F/M ratio ยังคงเป็นข้อจำกัดสำคัญ ซึ่งควรได้รับการปรับปรุงด้วยกลยุทธ์ควบคุมการป้อนสารอินทรีย์หรือการจัดการชีวมวลเพื่อเพิ่มผลผลิตก๊าซและความเสถียรในระยะยาว

4.3.3 ผลกระทบของการสะสมกากตะกอนส่วนเกิน (Excess Sludge Accumulation) ต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ

หนึ่งในปัจจัยหลักที่อธิบายการลดลงของปริมาณก๊าซชีวภาพในระยะท้ายของการเดินระบบ (รูปที่ 4.8ข) คือการที่ไม่ได้มีการกำจัดกากตะกอนส่วนเกินออกจากระบบอย่างสม่ำเสมอ แม้ว่าระบบจะเข้าสู่สภาวะคงที่แล้ว แต่ยังคงเดินระบบต่อเนื่องภายใต้เงื่อนไขการควบคุมเช่นเดียวกับช่วงที่ระบบมีเสถียรภาพ เนื่องจากต้องการประเมินความต่อเนื่องของประสิทธิภาพระบบเมื่อไม่มีการระบายกากตะกอนส่วนเกินออกเหมือนในระบบปฏิบัติการจริง และเพื่อให้สามารถสะท้อนผลกระทบจากการสะสมชีวมวลต่อเสถียรภาพและสมรรถนะของกระบวนการได้อย่างชัดเจน โดยพบว่าเกิดการสะสมของชีวมวลในถัง (MLVSS > 60,000 mg/L; ตารางที่ 4.9 และรูปที่ 4.8ข) และเข้าสู่ช่วง endogenous ในช่วงท้ายของการเดินระบบ นอกจากนี้ยังส่งผลกระทบหลายประการ ดังนี้

4.3.3.1 ความไม่สมดุลของค่าอัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (F/M Ratio)

เมื่อมีการสะสมจุลินทรีย์ในปริมาณสูง แต่ปริมาณอาหารที่ป้อนคงที่ ทำให้ค่า F/M ratio ต่ำกว่าค่าที่เหมาะสม ดังรูปที่ 4.8ข ซึ่งภายใต้สภาวะนี้ จุลินทรีย์จะเข้าสู่ endogenous respiration คือหันไปใช้สารสำรองภายในเซลล์แทน ส่งผลให้กิจกรรมเมตาบอลิซึมลดลงและการผลิตก๊าซมีเทนลดลง (Metcalf & Eddy, 2003)

4.3.3.2 การเกิดการยับยั้งเชิงโครงสร้าง (Mass Transfer Limitation)

การสะสมของชีวมวลที่หนาแน่นเกินไปทำให้เกิด diffusion barrier ซึ่งจำกัดการแพร่ของสารตั้งต้น เช่น VFA และไฮโดรเจน เข้าสู่จุลินทรีย์เมทาโนเจน ผลลัพธ์คือเกิดการยับยั้งในเชิงกายภาพต่อกระบวนการเมทาโนเจเนซิส แม้สารตั้งต้นจะยังมีอยู่ในระบบ

ตารางที่ 4.9 ผลการเดินระบบระบบ Two-stage CSTR ในช่วงที่ระบบมีความเสถียร (วันที่ 60-127)

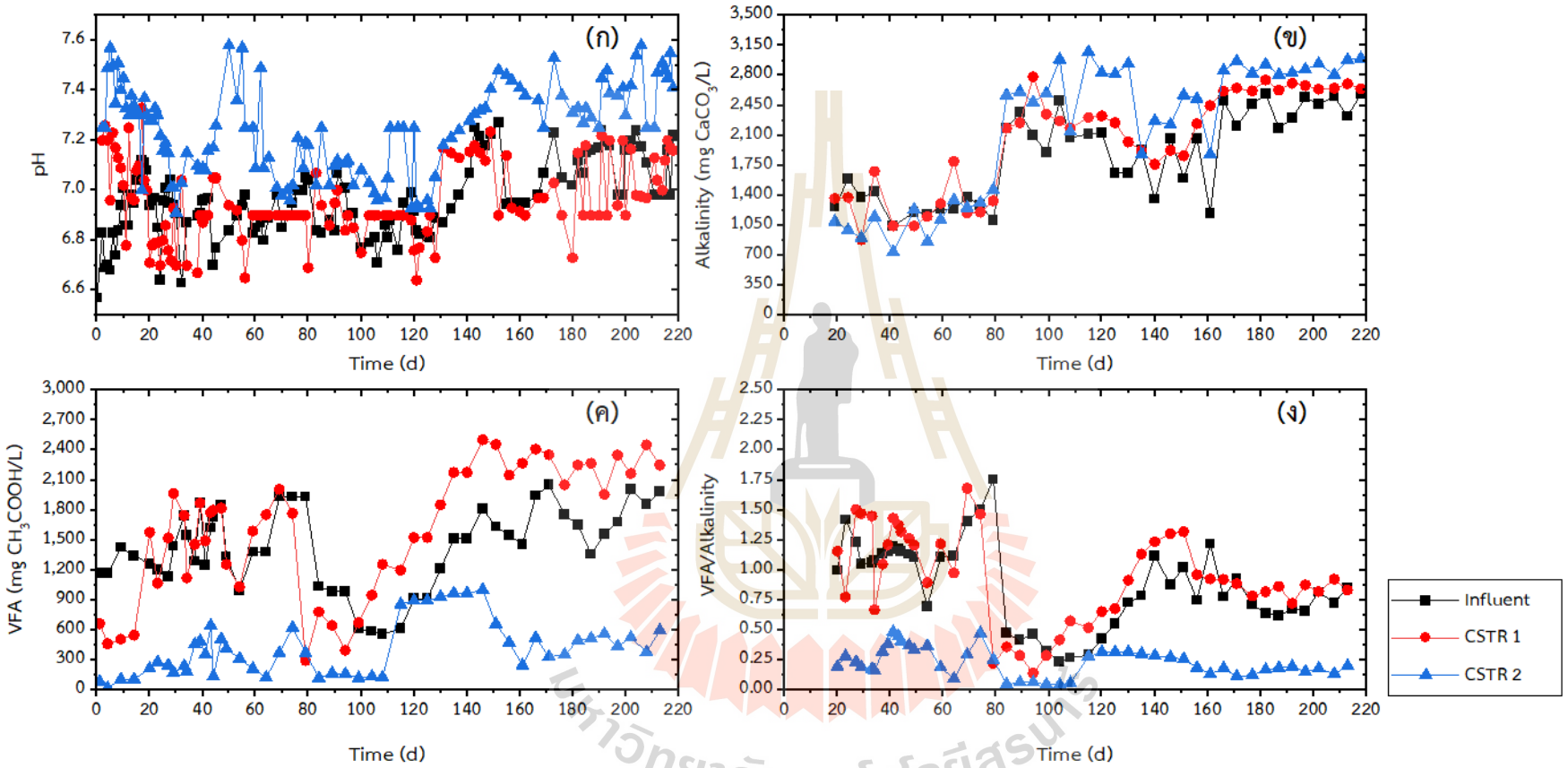
พารามิเตอร์	Influent	Effluent
pH	6.96 ± 0.16	7.25 ± 0.18
TCOD (mg/L)	42,019.17 ± 12,888.14	45,129.25 ± 12,284.27
SCOD (mg/L)	23,911.17 ± 8,304.86	12,585.25 ± 6,138.53
TS (mg/L)	35,469.62 ± 17,193.44	1,922.10 ± 822.10
TVS (mg/L)	10,640.89 ± 5,158.03	576.63 ± 246.63
VDS (mg/L)	1,171.92 ± 644.48	-
Alkalinity (mg/L as $CaCO_3$)	2,134.37 ± 377.81	2,317.09 ± 654.69
VFA (mg/L as CH_3COOH)	1,460.18 ± 468.68	188.97 ± 104.96
TKN (mg/L)	64.18 ± 22.21	16.61 ± 3.01
C/N ratio	845.27 ± 758.93	2,796.19 ± 852.38
TVS removal (%)	-	91.55 ± 10.63
Biogas Yield (mL biogas/g $TVS_{removed}$-day)	-	4.85 ± 1.80 (116.98 mL biogas/g TVS_{fed})
Biogas Production (L/day)	-	1.66 ± 0.75

4.3.3.3 การยับยั้งตนเองของจุลินทรีย์ (Self-Inhibition)

งานวิจัยของ Zhang et al. (2022) ชี้ว่าการมีชีวมวลสะสมมากเกินไปโดยไม่มีการควบคุม อาจทำให้จุลินทรีย์เกิดภาวะ “self-inhibition” เนื่องจากการแข่งขันกันภายในชุมชนจุลินทรีย์เอง ส่งผลให้สมดุลระหว่างจุลินทรีย์ acidogenes และ methanogenes ถูกทำลายและเกิดความไม่เสถียรในกระบวนการผลิตมีเทน

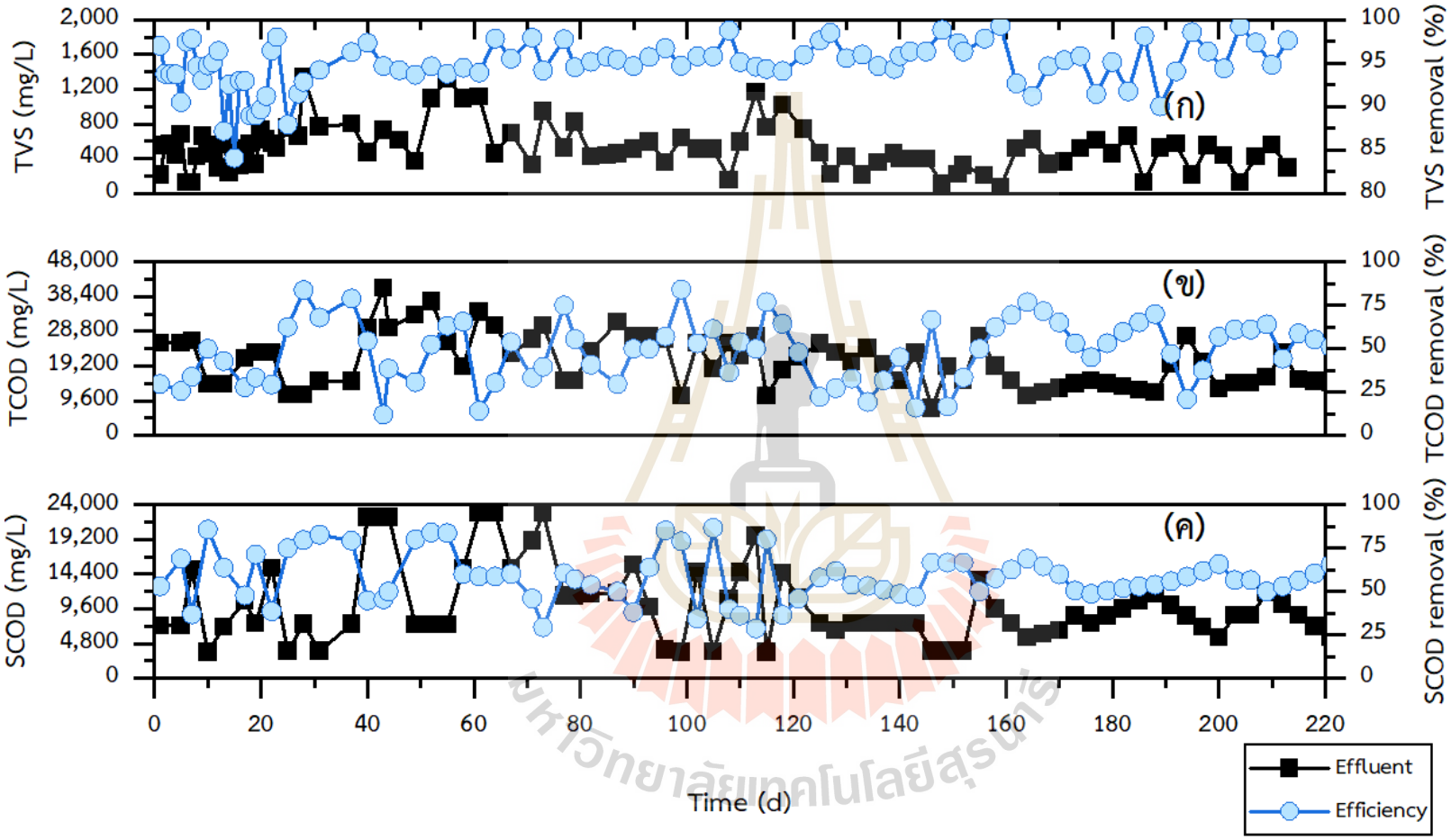
4.3.3.4 ผลกระทบต่ออายุตะกอน (Sludge Retention Time: SRT)

Li et al. (2019) รายงานว่า อายุตะกอน (Sludge Retention Time: SRT) เป็นปัจจัยสำคัญต่อเสถียรภาพของระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน หากไม่มีการกำจัดกากตะกอนส่วนเกินออกจากระบบ ระบบจะเข้าสู่ภาวะ “overload ทางชีวภาพ” แม้ค่า OLR จะคงที่ สอดคล้องกับที่พบในงานวิจัยนี้ซึ่งแสดงถึงการลดลงของผลผลิตก๊าซในช่วงท้าย แม้ค่าความเข้มข้นอินทรีย์ขาเข้าจะไม่เปลี่ยนแปลงอย่างมีนัยสำคัญ



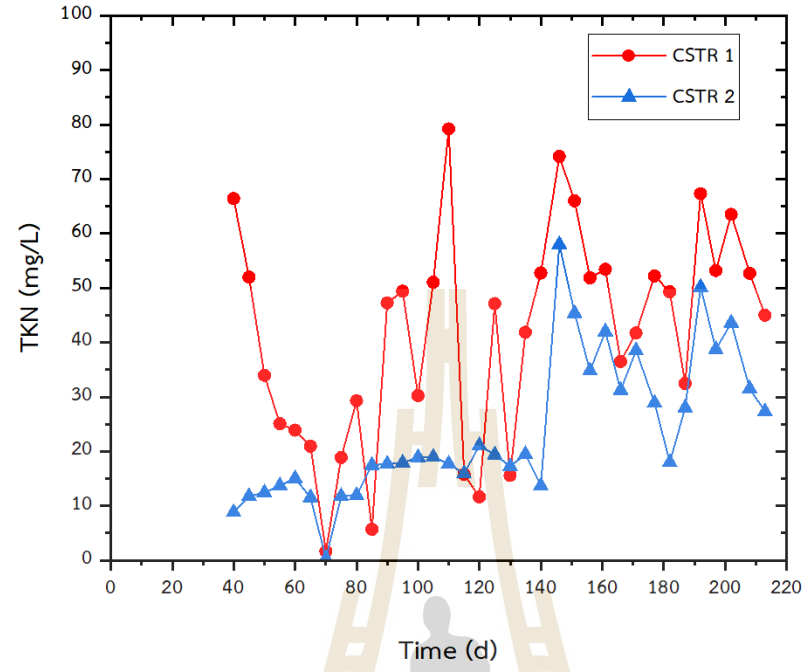
รูปที่ 4.6 ค่าความเสถียรของระบบ Two-stage CSTR ตลอดระยะเวลาการทดลอง ได้แก่ (ก) ค่า pH (ข) ค่า Alkalinity (ค) ค่า VFA และ (ง) ค่า VFA/Alkalinity

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

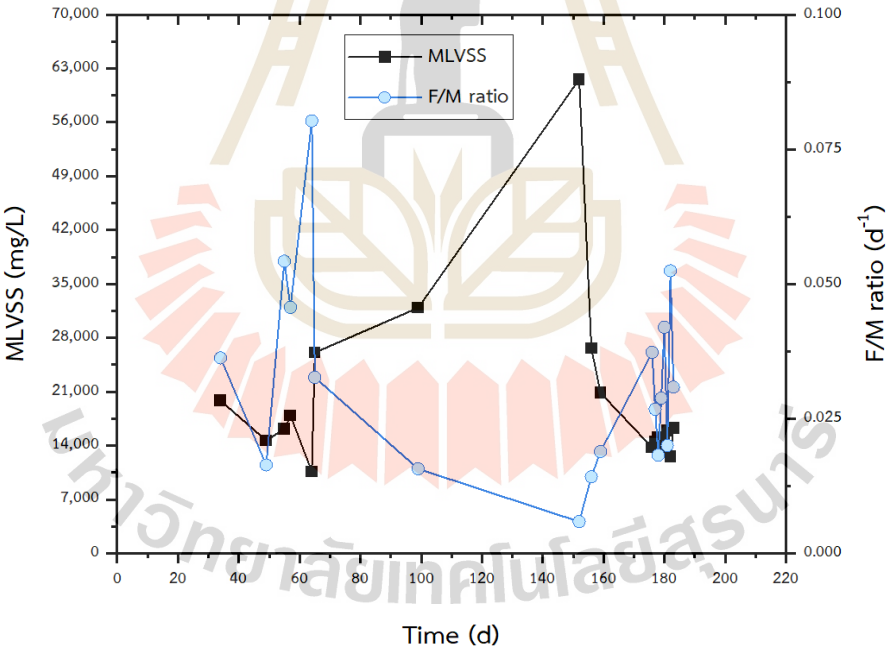


รูปที่ 4.7 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ ได้แก่ (ก) ประสิทธิภาพการกำจัดค่า TVS (ข) ประสิทธิภาพการกำจัดค่า TCOD และ (ค) ประสิทธิภาพการกำจัดค่า SCOD ของระบบ Two-stage CSTR

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

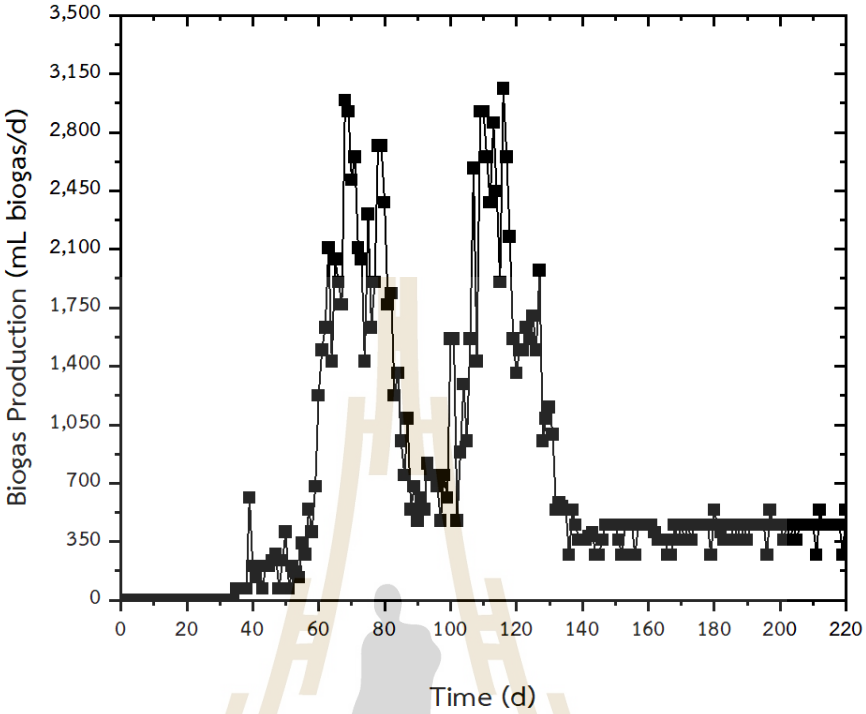


(ก)



(ข)

รูปที่ 4.8 ค่าพารามิเตอร์ด้านสารอาหารในระบบ Two-stage CSTR ได้แก่ (ก) ค่าไนโตรเจนในรูปของค่า TKN และ (ข) ค่าของแข็งแขวนลอยในระบบและอัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (ค่า MLVSS และ F/M ratio)



รูปที่ 4.9 ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบ Two-stage CSTR

4.3.3.5 ความเสี่ยงต่อการสูญเสียเสถียรภาพระบบในระยะยาว

การสะสม excess sludge ทำให้ความหนืด (viscosity) ของของเหลวในถังสูงขึ้น ส่งผลให้การผสมและการกระจายสารอาหารในระบบด้อยประสิทธิภาพ หากไม่ควบคุมอาจทำให้เกิดภาวะ short-circuit ของการไหล หรือเกิด dead zone ในถัง ซึ่งกระทบต่อทั้งการย่อยสลายสารอินทรีย์และการผลิตก๊าซ

4.3.4 สมดุลมวลสารระบบ Two-stage CSTR

จากตารางที่ 4.10 และรูปที่ 4.10 แสดงผลการวิเคราะห์สมดุลมวลสารอาหารหลัก (C, N และ P) ของระบบ Two-stage CSTR พบลักษณะการเปลี่ยนแปลงที่แตกต่างกันในแต่ละถังปฏิกรณ์ โดยสามารถอธิบายได้ดังนี้

4.3.4.1 คาร์บอน (C balance)

ใน CSTR 1 พบค่าสมดุลคาร์บอนเป็นลบ (−0.21 g C/day) สะท้อนถึงการสูญเสียคาร์บอนบางส่วนผ่านการเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพ เช่น CH_4 และ CO_2 และการย่อยสลายอินทรีย์ที่เกิดขึ้นอย่างมีประสิทธิภาพในขั้นตอนการผลิตกรด (acidogenesis)

ขณะที่ใน CSTR 2 พบการสะสมคาร์บอนสูง (+2.09 g C/day) ซึ่งบ่งชี้ว่ายังมีสารอินทรีย์ที่ไม่ถูกแปลงเป็นก๊าซชีวภาพอย่างสมบูรณ์ สาเหตุอาจเกิดจาก (1) ค่าความเข้มข้นสารอินทรีย์ที่ป้อนสูง (TCOD 42,019 mg/L; ตารางที่ 4.9) หรือ (2) การสะสมสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยาก (slowly biodegradable) ซึ่งสอดคล้องกับผลการผลิตก๊าซชีวภาพในรูปที่ 4.9 ที่แสดงแนวโน้มลดลงในระยะท้าย

4.3.4.2 ไนโตรเจน (N balance)

สมดุลไนโตรเจนใน CSTR 1 ใกล้ศูนย์ (−0.01 g N/day) บ่งชี้ว่ามีการรีไซเคิลไนโตรเจนในระบบได้อย่างมีประสิทธิภาพ

ใน CSTR 2 พบค่าบวก (+0.16 g N/day) แสดงถึงการสะสมไนโตรเจนในรูปชีวมวลจุลินทรีย์ ซึ่งสอดคล้องกับข้อมูล MLVSS ที่สูงกว่า 60,000 mg/L (รูปที่ 4.8ข) โดยการสะสมไนโตรเจนลักษณะนี้สะท้อนถึงการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ แต่หากไม่มีการควบคุมการกำจัดกากตะกอนส่วนเกินออกจากระบบ อาจทำให้ค่า F/M ratio ลดลงและกดการผลิตก๊าซในระยะยาว (Metcalf & Eddy, 2003; Zhou et al., 2022)

4.3.4.3 ฟอสฟอรัส (P balance)

สมดุลฟอสฟอรัสใน CSTR 1 มีค่าเล็กน้อยเป็นลบ (−0.01 g P/day) แสดงถึงการนำไปใช้ในการสังเคราะห์เซลล์

ใน CSTR 2 พบค่าบวก (+0.16 g P/day) สะท้อนถึงการสะสมฟอสฟอรัสในระบบ ซึ่งหากมีการสะสมต่อเนื่องอาจนำไปสู่การตกตะกอน (precipitation) ของสารประกอบฟอสเฟต เช่น struvite หรือ hydroxyapatite และก่อให้เกิดปัญหาการอุดตันของระบบ

ผลการศึกษาสมดุลมวลสารสะท้อนให้เห็นว่า แม้ระบบ Two-stage CSTR จะสามารถแปลงสารอินทรีย์ได้ในระดับหนึ่ง แต่ยังมีการสะสมคาร์บอนสูงใน CSTR 2 ขณะที่สมดุล N และ P แสดงถึงแนวโน้มการสะสมในรูปชีวมวลมากกว่าการถูกแปลงเป็นก๊าซชีวภาพ สอดคล้องกับค่า C/N ratio ที่สูงมาก (845 ถึง 2,675; ตารางที่ 4.9) ซึ่งไม่เหมาะสมต่อการสังเคราะห์โปรตีน

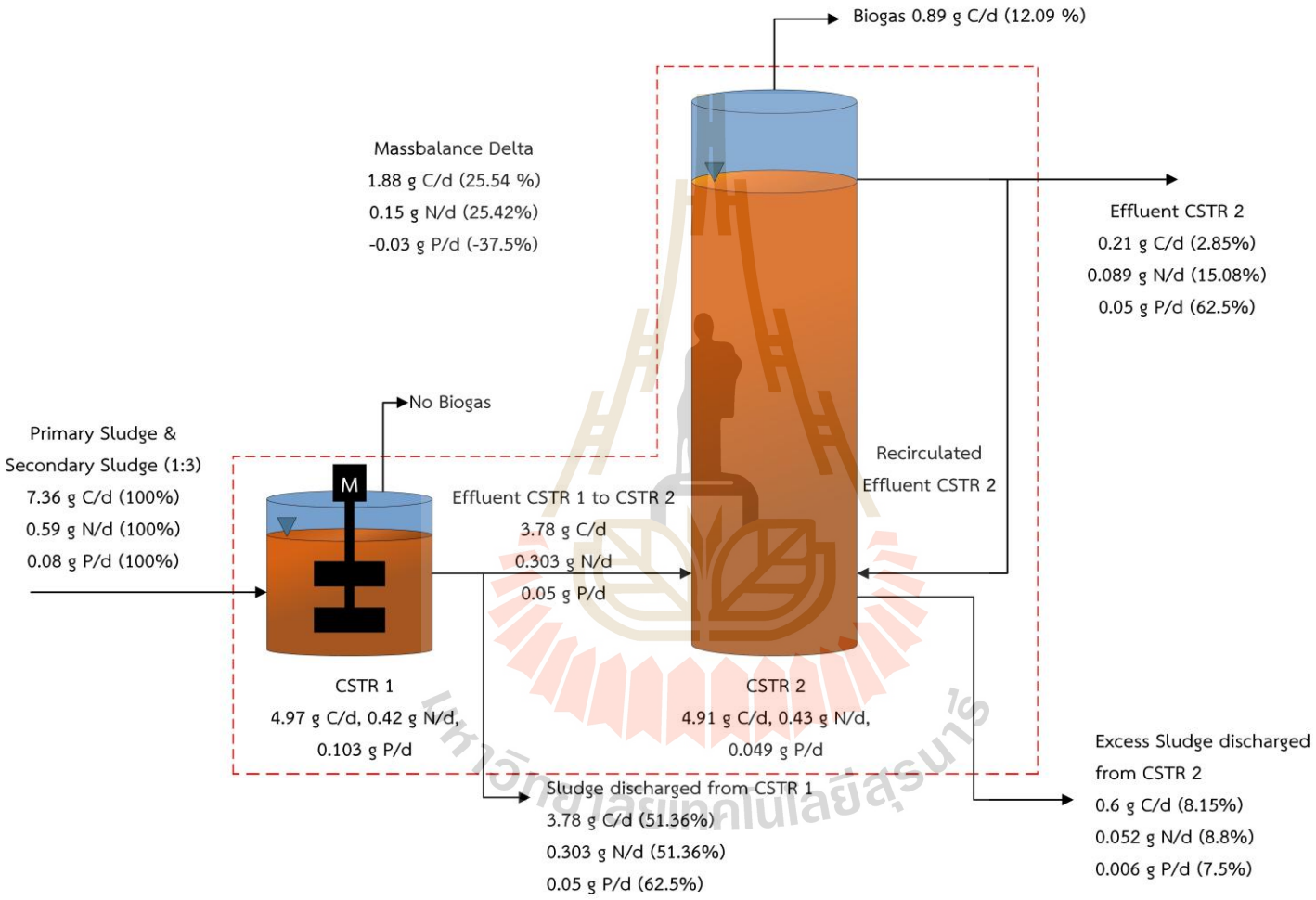
จุลินทรีย์ ทำให้จุลินทรีย์ขาดไนโตรเจนและอาจหยุดการเติบโต ส่งผลต่ออัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ (Li et al., 2019; Zhang et al., 2022)

เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการแปลงคาร์บอนเป็นก๊าซชีวภาพ ควรพิจารณาเพิ่มเติมคือ (1) การปรับค่า C/N ratio ให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสม (20 ถึง 30) ผ่านการเติมไนโตรเจนเสริม (เช่น urea หรือ ammonium salts) (2) การควบคุม SRT และการกำจัดกากตะกอนส่วนเกินออกจากระบบ เพื่อป้องกันการสะสม N และ P ในรูปชีวมวลมากเกินไป และ (3) การปรับปรุงค่า OLR โดยการลดภาระคาร์บอนใน CSTR 2 หรือใช้ระบบเสริม เช่น biofilm หรือ granular sludge เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยยากได้

ตารางที่ 4.10 สมดุลมวลสารอาหารของระบบระบบ Two-stage CSTR

สารอาหาร	CSTR 1			CSTR 2			ΔMB ระบบ
	Input	Output	ΔMB	Input	Output	ΔMB	
คาร์บอน (C; g C/day)	7.36	7.56	- 0.21	3.78	1.70	2.09	1.88
ไนโตรเจน (N; g N/day)	0.59	0.61	- 0.01	0.30	0.14	0.16	0.15
ฟอสฟอรัส (P; g P/day)	0.079	0.103	- 0.023	0.051	0.056	- 0.005	- 0.03

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปที่ 4.10 แผนภาพสมดุลมวลสารอาหารคาร์บอน ไนโตรเจน และฟอสฟอรัสของระบบ Two-stage CSTR

4.3.5 ผลการวิเคราะห์ชุมชนทางจุลินทรีย์ (Microbial Community)

ผลการแยกและจำแนกจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค MALDI-TOF MS (ตารางที่ 4.11 และรูปที่ 4.11) แสดงให้เห็นถึงการจัดชั้นหน้าที่ (functional stratification) ของจุลินทรีย์ระหว่าง CSTR 1 และ CSTR 2 ที่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ โดย CSTR 1 ทำหน้าที่หลักในการ hydrolysis และ acidogenesis ขณะที่ CSTR 2 มีบทบาทเด่นในกระบวนการ acetogenesis และ methanogenesis

4.3.5.1 โครงสร้างชุมชนจุลินทรีย์ใน CSTR 1

ใน CSTR 1 พบว่า *Bacillus cereus* เป็นสายพันธุ์เด่นในทุกสภาวะ (MALDI-TOF score 2.189 ถึง 2.303) สะท้อนถึงบทบาทสำคัญในกระบวนการย่อยสลายเซลลูโลสและเฮมิเซลลูโลสจากกากตะกอนกระดาษ ผ่านเอนไซม์ cellulase และ xylanase (Normand et al., 2017; Morel et al., 2018) การบ่มที่ 35 °C ส่งผลให้จำนวนแบคทีเรียเพิ่มขึ้นกว่า 5.6 เท่า (42.00×10^5 CFU/mL เทียบกับ 6.35×10^5 CFU/mL ที่ 28 °C) ซึ่งสอดคล้องกับอุณหภูมิเมโซฟิลิกที่เหมาะสมต่อเอนไซม์ไฮโดรไลติก (Zakavi et al., 2022) และส่งผลให้การสลายตัวของสารอินทรีย์เกิดขึ้นรวดเร็วขึ้น

4.3.5.2 โครงสร้างชุมชนจุลินทรีย์ใน CSTR 2

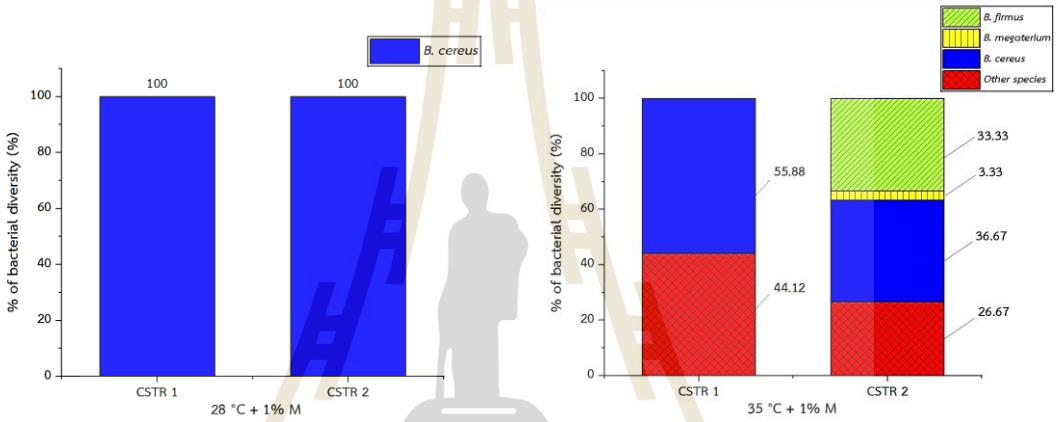
ชุมชนใน CSTR 2 มีความหลากหลายมากขึ้น โดยพบ *Bacillus megaterium* (score 2.232) และ *Bacillus firmus* (score 2.012) ซึ่งมีบทบาทสำคัญในกระบวนการ acetogenesis โดยทำหน้าที่ออกซิไดซ์ VFA ให้เป็น acetate และ H_2 ซึ่งเป็นสารตั้งต้นของ methanogenesis (Hsueh et al., 2014; Mörtelmaier et al., 2019) นอกจากนี้ ยังพบ *Bacillus subtilis* และ *Lactobacillus plantarum* ซึ่งเป็นสายพันธุ์ที่สามารถทนสภาวะเป็นกรดและช่วยปรับสมดุลระบบได้

4.3.5.3 ผลของอุณหภูมิและเมทานอลต่อชุมชนจุลินทรีย์

การบ่มที่ 35 °C ภายใต้การเติมเมทานอล ส่งเสริมการเจริญของ *B. firmus* และ *B. megaterium* ซึ่งมีความเกี่ยวข้องกับ methylotrophic metabolism โดยจำนวนแบคทีเรียต่อ VSS เพิ่มขึ้น 1.8 เท่า (9.72×10^8 เทียบกับ 1.47×10^8 cells/g VSS ที่ 28 °C) (Khot et al., 2012) การปรับเปลี่ยนดังกล่าวสะท้อนถึงความยืดหยุ่นของชุมชนจุลินทรีย์ในการใช้เมทานอลเป็น co-substrate และสอดคล้องกับรายงานของ Kim et al. (2015) และ Schulthess et al. (2016) ที่พบว่า mesophilic temperature (35 °C) ช่วยเสริมความร่วมมือระหว่าง hydrolytic และ methanogenic guilds ลดการสะสมของ VFA และเพิ่มความเสถียรของระบบ

4.3.5.4 ข้อจำกัดของการวิเคราะห์และแนวทางปรับปรุง

แม้ผลการแยกเชื้อจะแสดงการเปลี่ยนแปลงเชิงโครงสร้างของแบคทีเรีย แต่ไม่สามารถตรวจพบ archaea กลุ่ม methanogen ได้โดยตรง เนื่องจาก MALDI-TOF MS มุ่งเน้นการจำแนกแบคทีเรียเป็นหลัก (Vianna et al., 2021) ส่งผลให้ไม่สามารถระบุสายพันธุ์มีเทนเจน เช่น *Methanosarcina* หรือ *Methanobacterium* ได้อย่างชัดเจน ดังนั้นจึงควรเสริมด้วยการวิเคราะห์ยีนจำเพาะ เช่น mcrA หรือการใช้เทคนิค high-throughput sequencing เพื่อประเมินบทบาท methanogen และความสัมพันธ์กับการผลิตก๊าซชีวภาพอย่างแม่นยำ (Schulthess et al., 2016)



(ก) การบ่มที่อุณหภูมิ 28 °C **(ข) การบ่มที่อุณหภูมิ 35 °C**

รูปที่ 4.11 ความหลากหลายของจุลินทรีย์ที่แยกได้จากระบบ Two-stage CSTR ภายใต้สภาวะเติมเมทานอล โดยใช้เทคนิค MALDI-TOF MS: (ก) การบ่มที่อุณหภูมิ 28 °C และ (ข) การบ่มที่อุณหภูมิ 35 °C

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 4.11 การแยกเชื้อแบคทีเรีย ลักษณะทางสัณฐานวิทยาและการย้อมแกรม การจำแนกชนิดด้วยเทคนิค MALDI-TOF MS ของระบบ Two-stage CSTR ภายใต้สภาวะการเพาะเลี้ยงที่แตกต่างกัน

ถัง ปฏิกิริยา	สภาวะ การ ทดลอง	Isolate	ชื่อแบคทีเรีย	ลักษณะสัณฐานวิทยา	การย้อมสีแกรม	คะแนน MALDI-TOF MS	แบคทีเรีย ($x10^5$ CFU/mL)	จำนวนประชากร ทั้งหมด ($x10^5$ CFU/mL)	VSS (g/L)	จำนวนแบคทีเรีย ต่อ gVSS ($x\ 10^8$)
CSTR 1	28 °C + 1% M[ก]	1	*B. cereus*	โคโลนีใส มีเมือก	+	2.189	5.65 ± 0.21	6.35 ± 0.7	4.32 ± 0.63	1.47
		2	*B. cereus*	ขุ่น ขอบโคโลนีไม่เรียบ	+	2.303	0.3 ± 0.42			
		3	*B. cereus*	ขุ่น ขอบใส มีเมือก	+	2.238	0.4 ± 0.14			
	35 °C[ข]	7	*B. cereus*	ขุ่น ขอบโคโลนีไม่เรียบ	+	2.001	2 ± 0.00	42.00 ± 2.2		9.72
		8	*S. maltophilia*	โคโลนีใส มีเมือก	-	1.997	3 ± 1.24			
		9	*B. flexus*	โคโลนีใส พื้นผิวด้าน	+	1.899	36 ± 18.38			
		10	*B. licheniformis*	มีเมือก ใส มีจุดศูนย์กลางไม่เรียบ	+	1.706	1 ± 1.41			
	35 °C + 1% M[ค]	18	*A. schindleri*	โคโลนีใส มีเมือก	-	1.715	7.5 ± 4.95	17.00 ± 0.6		3.94
		19	*B. cereus*	ขุ่น โคโลนีทรงกลม	-	2.204	7 ± 2.83			
		20	*B. cereus*	ขุ่น ขอบโคโลนีไม่เรียบ	+	2.182	2.5 ± 2.12			
CSTR 2	28 °C + 1% M[ก]	4	*B. cereus*	โคโลนีใส มีเมือก	+	2.201	5.6 ± 1.27	6.55 ± 1.7	14.56 ± 1.22	0.45
		5	*B. cereus*	ขุ่น ขอบโคโลนีไม่เรียบ	+	2.260	0.35 ± 0.07			
		6	*B. cereus*	ขุ่น ขอบโคโลนีใส	+	2.312	0.6 ± 0.14			
	35 °C[ข]	11	*B. pumilus*	โคโลนีใส มีเมือก	+	1.631	0.5 ± 0.71	8.00 ± 4.0		0.55
		12	*B. megaterium*	ขุ่น โคโลนีทรงกลม	+	1.516	2.5 ± 0.71			
		13	*B. pumilus*	โคโลนีใส ทรงกลม	+	1.757	1 ± 0.00			
		14	*B. pumilus*	โคโลนีใส มีสีเหลือง	-	1.749	1 ± 1.41			
		15	*B. subtilis*	ขาว มีเมือก	+	1.886	1.5 ± 2.12			
		16	*L. plantarum*	โคโลนีใส จุดศูนย์กลางไม่เรียบ	-	1.475	0.5 ± 0.71			
		17	*B. licheniformis*	โคโลนีใส ทรงกลม พื้นผิวด้าน	-	1.843	1 ± 0.00			

ตารางที่ 4.11 การแยกเชื้อแบคทีเรีย ลักษณะทางสัณฐานวิทยาและการย้อมแกรม การจำแนกชนิดด้วยเทคนิค MALDI-TOF MS ของระบบ Two-stage CSTR ภายใต้สภาวะการเพาะเลี้ยงที่แตกต่างกัน (ต่อ)

ถัง ปฏิกิริยา	สภาวะ การ ทดลอง	Isolate	ชื่อแบคทีเรีย	ลักษณะสัณฐานวิทยา	การย้อมสีแกรม	คะแนน MALDI-TOF MS	แบคทีเรีย ($x10^5$ CFU/mL)	จำนวนประชากร ทั้งหมด ($x10^5$ CFU/mL)	VSS (g/L)	จำนวนแบคทีเรีย ต่อ gVSS ($x\ 10^8$)
CSTR 2 (ต่อ)	35 °C + 1% M[ค]	21	*B. subtilis*	มีเมือก ใส ขอบโคโลนีไม่เรียบ	-	1.739	4 ± 2.83	15.00 ± 0.8	14.56 ± 1.22	1.03
		22	*B. cereus*	ขุ่น ทรงกลม พื้นผิวด้าน	+	2.200	5.5 ± 3.54			
		23	*B. megaterium*	ขุ่น โคโลนีทรงกลม	+	2.232	0.5 ± 0.71			
		24	*B. firmus*	โคโลนีใส ทรงกลม	-	2.012	5 ± 1.41			
		24	*B. firmus*	โคโลนีใส ทรงกลม	-	2.012	5 ± 1.41			

หมายเหตุ [ก] เพาะเลี้ยงบนอาหารเลี้ยงเชื้อชนิด nutrient agar (NA) ที่เติมเมทานอลร้อยละ 1 และบ่มที่อุณหภูมิ 28 °C เป็นเวลา 24 ชั่วโมง

[ข] เพาะเลี้ยงบน NA และบ่มที่อุณหภูมิ 35 °C เป็นเวลา 24 ชั่วโมง และ [ค] เพาะเลี้ยงบน NA ที่เติมเมทานอลร้อยละ 1 และบ่มที่อุณหภูมิ 35 °C เป็นเวลา 24 ชั่วโมง

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

4.4 การประเมินศักยภาพการขยายขนาดของระบบ Two-stage CSTR สู่การประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล

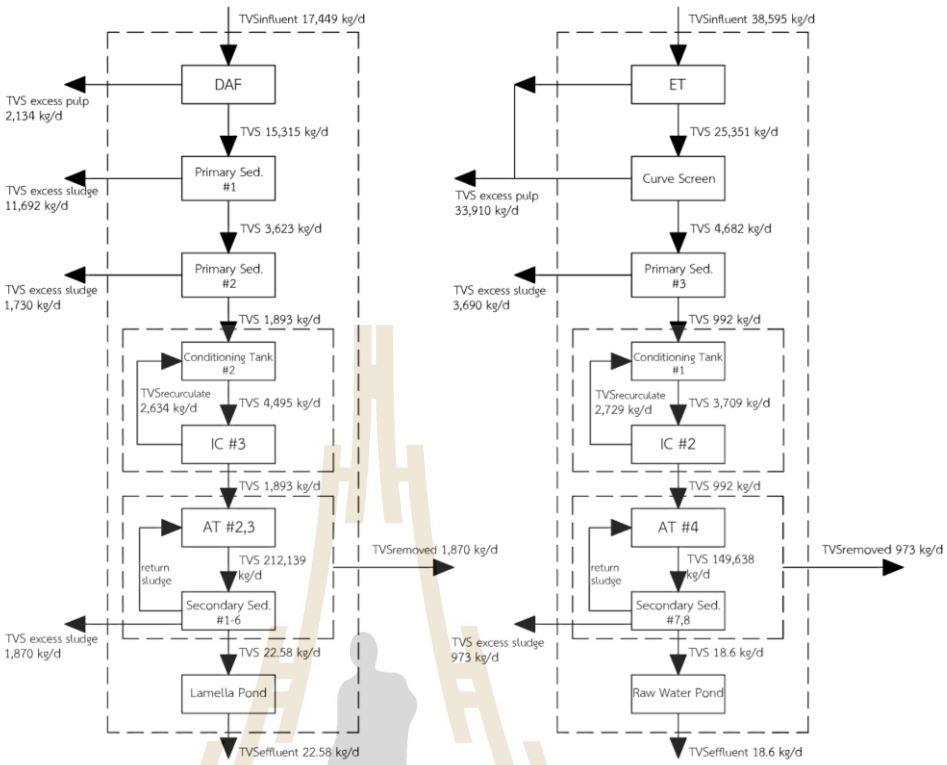
การประเมินศักยภาพการขยายขนาดของระบบ Two-stage CSTR มีความสำคัญต่อการกำหนดศักยภาพในการนำเทคโนโลยีไปใช้ในระดับอุตสาหกรรม โดยเฉพาะในอุตสาหกรรมผลิตกระดาษรีไซเคิลที่มีการปลดปล่อยกากตะกอนส่วนเกินจำนวนมาก การศึกษาครั้งนี้จึงไม่เพียงมุ่งเน้นการประเมินประสิทธิภาพการย่อยสลายในระดับห้องปฏิบัติการ แต่ยังเชื่อมโยงข้อมูลเชิงปฏิบัติการไปสู่ การจัดการของเสีย การสร้างสมดุลคาร์บอน และการประเมินพลังงานทดแทน

4.4.1 สมดุลมวลอินทรีย์คาร์บอนในระบบบำบัดน้ำเสีย

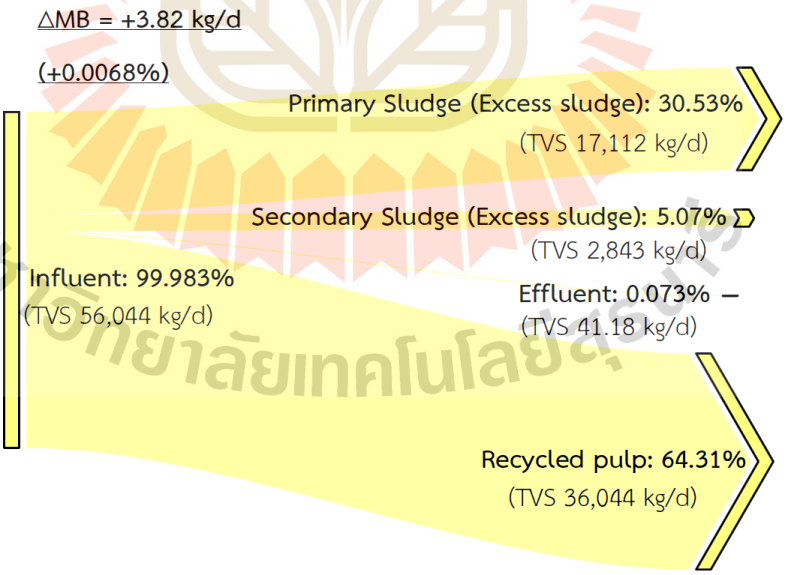
สมดุลมวลสารอินทรีย์คาร์บอนของระบบบำบัดน้ำเสีย ตามที่แสดงในรูปที่ 4.12-4.13 ให้ภาพรวมของการไหลของสารอินทรีย์คาร์บอนภายในโรงงานกระดาษรีไซเคิล และชี้ให้เห็นโอกาสสำคัญในการเพิ่มมูลค่าทรัพยากรสอดคล้องกับแนวคิดเศรษฐกิจหมุนเวียน (CE) ปริมาณสารอินทรีย์คาร์บอนรวมที่เข้าสู่กระบวนการบำบัดน้ำเสีย ซึ่งแทนด้วยค่า TVS ถูกประเมินไว้ที่ 56,044 กิโลกรัมต่อวัน

สัดส่วนสารอินทรีย์คาร์บอนที่มากที่สุด จำนวน 36,044 กิโลกรัมต่อวัน (ร้อยละ 64.31) มาจากเยื่อกระดาษรีไซเคิล ซึ่งถูกหมุนเวียนกลับเข้าสู่กระบวนการผลิตกระดาษทั้งหมด การนำกลับมาใช้เป็นตัวอย่างที่ดีของการประยุกต์ใช้กลยุทธ์ CE อย่างมีประสิทธิภาพ ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการใช้ทรัพยากรและลดการพึ่งพาวัตถุดิบใหม่ตามคำแนะนำของ Husgafvel et al. (2018)

สัดส่วนที่สำคัญอันดับสองของสารอินทรีย์คาร์บอนในระบบบำบัดน้ำเสียคือกากตะกอนส่วนเกิน ซึ่งคิดเป็น 19,955 กิโลกรัมต่อวัน (ร้อยละ 35.60 ของค่า TVS ทั้งหมด) แบ่งออกเป็นกากตะกอน PS ร้อยละ 30.53 และกากตะกอน SS ร้อยละ 5.07 โดยตรวจพบเพียงร้อยละ 0.073 ของค่า TVS ในน้ำทิ้งขั้นสุดท้าย แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพสูงในการแยกของแข็งและของเหลวภายในระบบบำบัดน้ำเสีย ค่าเบี่ยงเบนสมดุลมวลรวม (ΔMB) คำนวณได้เท่ากับร้อยละ +0.0068 ซึ่งสะท้อนถึงความแม่นยำในการประเมินการไหลของมวลและยืนยันความน่าเชื่อถือของโมเดลสมดุลสารอินทรีย์คาร์บอนที่ใช้ในงานวิจัยนี้ อ้างอิงตามงานวิจัยของ Hakiki et al. (2019)



รูปที่ 4.12 แผนภาพสมดุลของค่า TVS ในระบบบำบัดน้ำเสีย



รูปที่ 4.13 แผนภาพสมดุลของค่า TVS ในระบบบำบัดน้ำเสีย

จากข้อมูลการดำเนินงานระยะยาวที่เก็บรวบรวมระหว่างเดือนเมษายน 2020 ถึง กุมภาพันธ์ 2025 โรงงานผลิตกากตะกอนส่วนเกินรวม 2,841 m^3/day หลังผ่านกระบวนการทำข้น รีดน้ำด้วยสายพาน และอบแห้ง สามารถผลิตกากตะกอนแห้งได้ประมาณ 61.3 เมตริกตันต่อวัน (ton/day) ปัจจุบันกากตะกอนแห้งนี้ยังไม่ได้รับการนำกลับมาใช้ภายในโรงงาน แต่ถูกขนย้ายออกไปกำจัดภายนอก ซึ่งเป็นการพลาดโอกาสในการกู้คืนพลังงานภายใน

หลายงานวิจัยที่ผ่านมาชี้ให้เห็นถึงศักยภาพด้านพลังงานหมุนเวียนของกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล ตัวอย่างเช่น Fioreze & Silva (2023) แสดงให้เห็นว่าการปรับสภาพเบื้องต้นกากตะกอนด้วยวิธีความร้อนหรือความร้อน-ด่าง สามารถเพิ่มผลผลิตมีเทนได้มากถึง 4.7 เท่าเมื่อเทียบกับกากตะกอนที่ไม่ได้เตรียม โดยเพิ่มปริมาณของค่า BOD ที่ละลายได้และเร่งการผลิตมีเทน (ภายใน 15 ถึง 20 วัน) ในบางกรณี ผลผลิตก๊าซชีวภาพรวมเพิ่มขึ้นมากกว่าร้อยละ 300 ความร้อนเหลือใช้ภายในโรงงานกระดาษรีไซเคิลยังสนับสนุนความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจของกลยุทธ์การเตรียมกากตะกอนเหล่านี้

ในเวลาเดียวกัน Kuo et al. (2023) รายงานผลลัพธ์ที่ดีจากการผสมกากตะกอนส่วนเกินกับของเสียอุตสาหกรรมอื่น ๆ เพื่อผลิต RDF-5 เชื้อเพลิงแข็งคุณภาพสูงที่มีค่าพลังงานใกล้เคียงกับเชื้อเพลิงฟอสซิลทั่วไป แนวทางนี้ช่วยให้สามารถผลิตพลังงานความร้อนภายในโรงงานได้พร้อมทั้งลดการพึ่งพาการฝังกลบ

ความเข้มข้นของค่า TVS สูงของกากตะกอนส่วนเกิน โดยเฉพาะกากตะกอน PS แสดงถึงศักยภาพสูงในการกู้คืนพลังงานผ่านกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (AD) ผลการศึกษานี้สอดคล้องกับ Hagelqvist (2013) ซึ่งยืนยันความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจของการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนส่วนเกินของโรงงานกระดาษรีไซเคิลทั้งโดยกระบวนการชีวภาพแบบปกติและแบบก้าวหน้า

สรุปได้ว่า สมดุลมวลสารอินทรีย์คาร์บอนอย่างละเอียดไม่เพียงยืนยันการไหลของสารอินทรีย์ภายในระบบบำบัดน้ำเสียเท่านั้น แต่ยังระบุแหล่งของเสียสำคัญ ได้แก่ กากตะกอนส่วนเกินและกากตะกอนแห้ง ว่าเป็นทรัพยากรที่สามารถแปรรูปเป็นก๊าซชีวภาพหรือ RDF การใช้ประโยชน์จากผลการศึกษานี้อาจเร่งกระบวนการเปลี่ยนผ่านสู่ระบบ WTE แบบบูรณาการเพิ่มประสิทธิภาพทั้งด้านสิ่งแวดล้อมและเศรษฐศาสตร์ของโรงงานกระดาษรีไซเคิล

4.4.2 สมดุลพลังงานของโรงงานกระดาษรีไซเคิล: แนวทางในการบูรณาการพลังงานหมุนเวียน

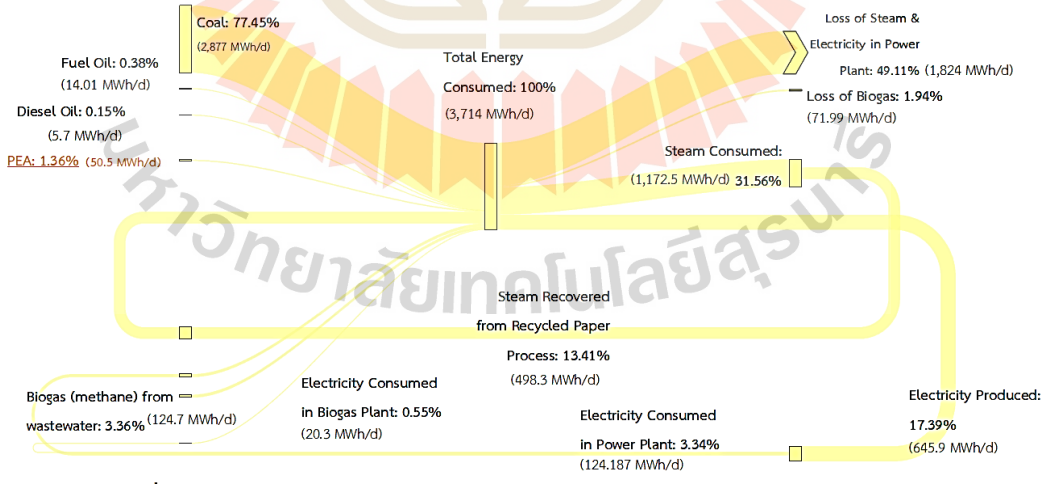
มีการประเมินการไหลของพลังงานในโรงงานผลิตกระดาษรีไซเคิลอย่างครอบคลุมเพื่อวิเคราะห์สภาพพลังงานปัจจุบันและระบุโอกาสในการบูรณาการแหล่งพลังงานหมุนเวียน

ผลลัพธ์ที่นำเสนอในรูปที่ 4.14 และ 4.15 และตาราง 4.12 แสดงให้เห็นถึงระบบพลังงานที่ซับซ้อน ซึ่งมีลักษณะสำคัญคือพึ่งพาพลังงานฟอสซิลอย่างสูง เกิดการสูญเสียพลังงานในระดับมาก และยังมีศักยภาพของพลังงานหมุนเวียนที่ไม่ได้ถูกใช้อย่างเต็มที่

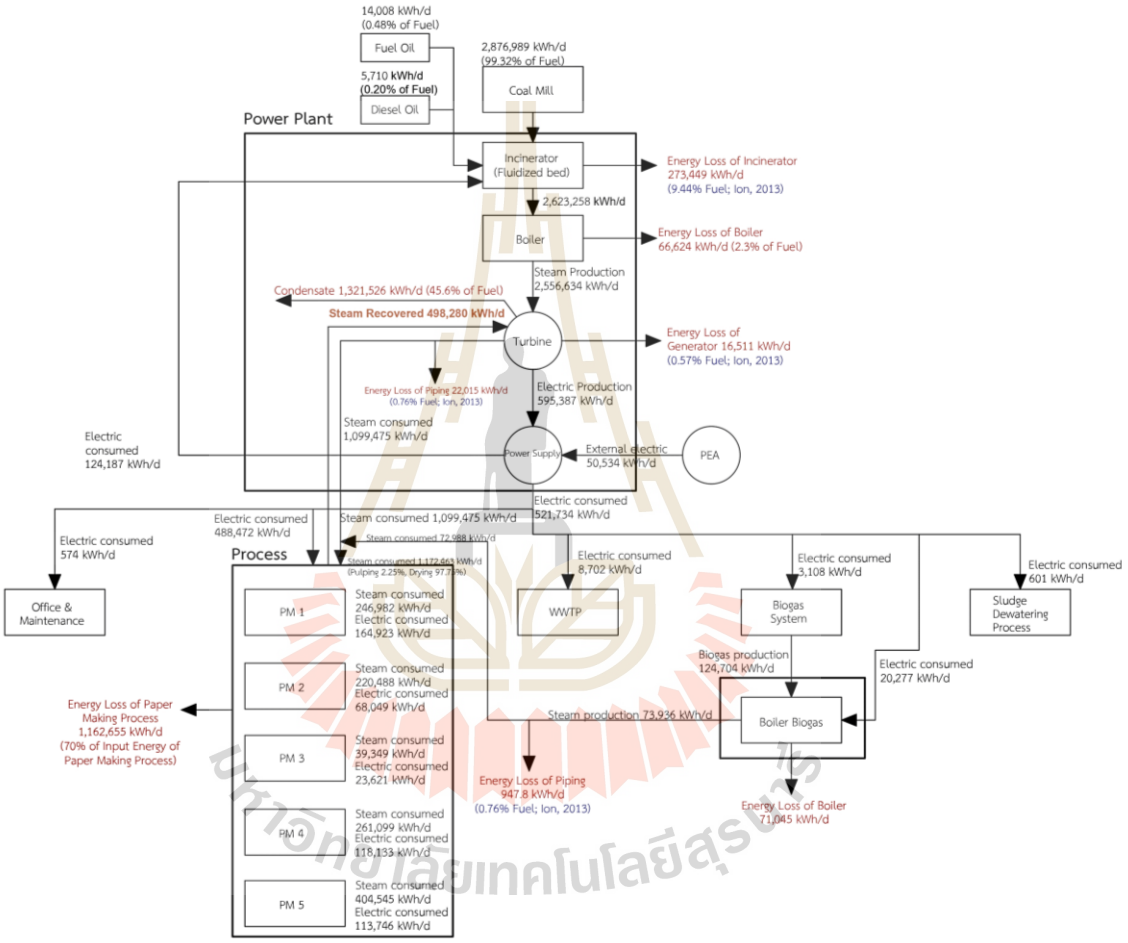
พลังงานที่ใช้ในโรงงานมาจากแหล่งหลักสามประเภท ได้แก่ ไฟฟ้าที่ซื้อจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค (PEA) ของประเทศไทย ไฟฟ้าและไอน้ำที่ผลิตโดยโรงไฟฟ้าถ่านหินภายในโรงงาน และพลังงานความร้อนที่กู้คืนจากก๊าซชีวภาพซึ่งผลิตจากกระบวนการบำบัดน้ำเสีย จากพลังงานรวมที่ใช้ร้อยละ 77.45 มาจากการเผาไหม้ถ่านหิน หรือเทียบเท่า 2,877 เมกะวัตต์ชั่วโมงต่อวัน (MWh/day) โดยอ้างอิงจากการใช้ถ่านหิน 221,983 ton/year น้ำมันเตา (462,818 L/year) และดีเซล (206,020 L/year) มีสัดส่วนเพิ่มขึ้นอีกร้อยละ 0.38 (14.01 MWh/day) และร้อยละ 0.15 (5.7 MWh/day) ตามลำดับ

ถ่านหินที่ใช้ในโรงงานเป็นถ่านหินซับบิทูมินัสจากอินโดนีเซีย โดยมีค่าพลังงานความร้อนปกติระหว่าง 4,100 ถึง 5,300 kcal/kg (Belkin & Tewalt, 2007) สำหรับล็อตถ่านหินที่ใช้ในโรงงานกระดาษรีไซเคิลนี้มีค่าเฉลี่ยประมาณ 4,070 kcal/kg (ตามการทดสอบของโรงงาน)

ค่าพลังงานความร้อนของน้ำมันเตาและดีเซลที่ใช้ในโรงงานอยู่ที่ประมาณ 11.05 kWh/L และ 10.1 kWh/L ตามลำดับ ซึ่งสอดคล้องกับค่ามาตรฐานที่รายงานโดย U.S. Environmental Protection Agency (2015) ที่ระบุว่าพลังงานของน้ำมันเตาและดีเซลอยู่ที่ประมาณ 10.69 kWh/L



รูปที่ 4.14 แผนภาพการไหลของพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิล



รูปที่ 4.15 แผนภาพสมดุลพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิล

แม้ว่าจะมีแหล่งพลังงานหลากหลาย แต่โรงงานยังคงพึ่งพาพลังงานฟอสซิลอย่างสูง ซึ่งส่งผลต่อคาร์บอนฟุตพริ้นท์ของโรงงาน รูปแบบนี้สะท้อนแนวโน้มในอุตสาหกรรมที่กว้างขึ้น ซึ่งรายงานโดย International Energy Agency (IEA) พบว่า ประสิทธิภาพพลังงานในอุตสาหกรรมกระดาษทั่วโลกลดลงเฉลี่ยร้อยละ 1 ต่อปีตั้งแต่ปี 2010 (IEA, 2023)

โรงไฟฟ้าภายในพื้นที่ ซึ่งใช้ไฟฟ้า 124.2 MWh/day สำหรับการดำเนินงานภายใน (คิดเป็นร้อยละ 3.34 ของการใช้ไฟฟ้าทั้งหมด) ผลิตไฟฟ้าได้ 646 MWh/day (ร้อยละ 17.39) และไอน้ำ 1,531 ton/day โดยมีไอน้ำที่กู้คืนจากกระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิลจำนวน 498.3 MWh/day (เทียบเท่า 694 ton/day) ถูกนำกลับมาใช้ผลิตไฟฟ้า คิดเป็นร้อยละ 13.41 ของการใช้พลังงานรวม แสดงให้เห็นถึงการจัดการกู้คืนความร้อนที่มีประสิทธิภาพ โดยเฉพาะอย่างยิ่งในอุตสาหกรรมนี้ที่กระบวนการอบกระดาษใช้พลังงานมากถึงร้อยละ 70 ของการใช้พลังงานทั้งหมด (IEA, 2023)

อย่างไรก็ตาม การสูญเสียพลังงานยังคงเป็นปัญหาสำคัญ โรงไฟฟ้าภายในพื้นที่คิดเป็นร้อยละ 49.11 ของการสูญเสียพลังงานทั้งหมด ขณะที่สายการผลิตกระดาษมีการสูญเสียพลังงานสูงถึงร้อยละ 70 ของพลังงานป้อนเข้า หรือประมาณ 1,163 MWh/day ซึ่งมาจากไอน้ำ 940 ton/day และไฟฟ้า 488.5 MWh/day ตัวเลขเหล่านี้สะท้อนถึงความจำเป็นเร่งด่วนในการปรับปรุงประสิทธิภาพพลังงาน

ระบบผลิตก๊าซชีวภาพบำบัดน้ำเสีย 22,428 m^3/day และผลิตก๊าซชีวภาพ 15,444 m^3/day โดยมีความเข้มข้นของมีเทนสูงถึงร้อยละ 80.97 หรือเทียบเท่า 12,505.18 m^3/day ของ CH_4 ระบบนี้สามารถผลิตไอน้ำ 103 ton/day โดยใช้ไฟฟ้าเพียง 20.3 MWh/day (ร้อยละ 0.55) การสูญเสียพลังงานจากระบบก๊าซชีวภาพอยู่ในระดับต่ำ เพียงร้อยละ 1.94 ของพลังงานรวมที่ใช้ในโรงงาน ผลลัพธ์เหล่านี้สอดคล้องกับ Larsson et al. (2015) ซึ่งเน้นถึงศักยภาพของน้ำเสียความเข้มข้นสูงจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลในการผลิตก๊าซชีวภาพปริมาณมากเมื่อมีการจัดการที่เหมาะสม

แม้ว่าจะมีการผลิตพลังงานในพื้นที่อย่างมีนัยสำคัญ โรงงานยังคงนำเข้าไฟฟ้า 50.5 MWh/day (ร้อยละ 1.36 ของการใช้ไฟฟ้าทั้งหมด) จากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค (PEA) ส่งผลให้เกิดค่าใช้จ่ายประจำปีประมาณ 65.7 ล้านบาท แม้ว่าการพึ่งพาไฟฟ้าภายนอกนี้จะไม่สูงมาก แต่ภาระค่าใช้จ่ายที่เกี่ยวข้องเน้นถึงความจำเป็นในการขยายระบบพลังงานหมุนเวียนภายในพื้นที่เพื่อช่วยลดต้นทุนการดำเนินงานและเพิ่มความเป็นอิสระด้านพลังงาน

ตารางที่ 4.12 สรุปการใช้พลังงานและการกู้คืนพลังงานภายใต้สถานการณ์การดำเนินงานต่าง ๆ ของโรงงาน

ลำดับ	ขอบเขตของระบบ	kWh/day							
		พลังงานขาเข้า			พลังงานขาออก			พลังงานที่ถูกกู้คืนกลับมาใช้ (Recovered energy)	พลังงานสะสม (Energy accumulated)
		เชื้อเพลิง (Fuel)	พลังงานจากภายนอก (External)	ผลรวมพลังงานขาเข้าระบบ	พลังงานที่ใช้ (Output of useful)	พลังงานสูญเสีย (Output of loss)	ผลรวมพลังงานขาออกระบบ		
(ก) สถานการณ์ปัจจุบันของโรงงาน									
1	โรงไฟฟ้า (Power Plant)	2,896,707	50,534	2,947,241	1,745,396	1,700,125	3,445,521	498,280	0
2	โรงไฟฟ้าก๊าซชีวภาพจากน้ำเสีย (Biogas Power Plant – Wastewater)	144,981	-	144,981	72,988	71,993	144,981	-	0
3	กระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิล (Recycled Paper Process)	1,660,935			498,281	1,162,655	1,660,935	-	0
(ข) สถานการณ์ที่ 1: การผลิตเชื้อเพลิงขยะ (RDF Production)									
1	โรงไฟฟ้า (Power Plant)	2,940,813	85,550	3,026,363	1,786,012	1,738,631	3,524,643	498,280	0
2	โรงไฟฟ้าก๊าซชีวภาพจากน้ำเสีย (Biogas Power Plant – Wastewater)	144,981	-	144,981	72,988	71,993	144,981	-	0
3	โรงงานผลิต RDF จากกากตะกอนส่วนเกิน (RDF Plant – Excess Sludge)	126,006	-	126,006	44,106	81,900	126,006	-	0

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ 4.12 สรุปการใช้พลังงานและการกู้คืนพลังงานภายใต้สถานการณ์การดำเนินงานต่าง ๆ ของโรงงาน (ต่อ)

ลำดับ	ขอบเขตของระบบ	kWh/day							
		พลังงานขาเข้า			พลังงานขาออก			พลังงานที่ถูกกู้คืนกลับมาใช้ (Recovered energy)	พลังงานสะสม (Energy accumulated)
		เชื้อเพลิง (Fuel)	พลังงานจากภายนอก (External)	ผลรวมพลังงานขาเข้าระบบ	พลังงานที่ใช้ (Output of useful)	พลังงานสูญเสีย (Output of loss)	ผลรวมพลังงานขาออกระบบ		
(ข) สถานการณ์ที่ 1: การผลิตเชื้อเพลิงขยะ (RDF Production) (ต่อ)									
4	กระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิล (Recycled Paper Process)	1,660,935			498,281	1,162,655	1,660,935	-	0
(ค) สถานการณ์ที่ 2: การผลิตเชื้อเพลิงก๊าซชีวภาพ (Biogas Production)									
1	โรงไฟฟ้า (Power Plant)	2,983,476	54,421	3,037,897	1,766,363	1,769,814	3,536,177	498,280	0
2	โรงไฟฟ้าก๊าซชีวภาพจากน้ำเสีย (Biogas Power Plant – Wastewater)	144,981	-	144,981	72,988	71,993	144,981	-	0
3	โรงไฟฟ้าก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนส่วนเกิน (Biogas Power Plant – Excess Sludge)	109,722	-	109,722	86,769	22,953	109,722	-	0
4	กระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิล (Recycled Paper Process)	1,660,935			498,281	1,162,655	1,660,935	-	0

<u>หมายเหตุ</u> ระบบดำเนินงานภายใต้สภาวะคงที่ (steady-state) โดยไม่มีการสะสมพลังงาน

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

4.4.3 แนวทางการจัดการพลังงานในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล

ผลการศึกษาในส่วนก่อนหน้านี้สะท้อนให้เห็นถึงความซับซ้อนโดยธรรมชาติของระบบพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิล โดยเฉพาะอย่างยิ่งในด้านการสร้างสมดุลระหว่างประสิทธิภาพพลังงานกับการบูรณาการพลังงานหมุนเวียน แม้ว่าโรงงานจะได้นำมาตรการที่น่าชื่นชมมาใช้ เช่น การกู้คืนไอน้ำและการผลิตก๊าซชีวภาพภายในพื้นที่ แต่การวิเคราะห์ยังพบการสูญเสียพลังงานอย่างมีนัยสำคัญ และความพึ่งพาพลังงานฟอสซิลยังคงมีอยู่ ปัญหาเหล่านี้สะท้อนแนวโน้มทั่วไปในอุตสาหกรรมและเน้นย้ำถึงความจำเป็นเร่งด่วนในการดำเนินมาตรการที่มุ่งปรับปรุงทั้งด้านสิ่งแวดล้อมและเศรษฐศาสตร์

เพื่อสนับสนุนการเปลี่ยนผ่านสู่ความยั่งยืนในอนาคต จึงมีการเสนอทิศทางเชิงกลยุทธ์หลายประการ ซึ่งรวมถึงการลดการสูญเสียพลังงานตลอดกระบวนการผลิต โดยเน้นเป็นพิเศษที่การเพิ่มประสิทธิภาพในหน่วยผลิตไฟฟ้าและขั้นตอนการอบกระดาษซึ่งใช้พลังงานสูงพร้อมกันนี้ ควรเพิ่มการบูรณาการแหล่งพลังงานหมุนเวียนให้มากขึ้น โดยเฉพาะการเพิ่มศักยภาพในการกู้คืนพลังงานจากระบบก๊าซชีวภาพภายในโรงงาน นอกจากนี้ ควรมีความพยายามระยะยาวในการสำรวจเส้นทางการเพิ่มมูลค่าของเสียขั้นสูง เช่น การนำเทคโนโลยีไบโอรีไฟน์เนอรี (biorefinery) มาใช้เพื่อแปรรูปกากตะกอนกระดาษให้เป็นสารชีวเคมีและวัสดุชีวภาพมูลค่าสูง (Bajpai, 2015) มาตรการเหล่านี้รวมกันแล้วจะช่วยให้เกิดแนวทางครบวงจรในการปรับปรุงทั้งประสิทธิภาพด้านสิ่งแวดล้อมและการใช้ทรัพยากรภายในโรงงาน

นอกจากนี้ ยังแนะนำให้มีการดำเนินการประเมินวงจรชีวิต (Life Cycle Assessment: LCA) ของระบบพลังงานของโรงงานอย่างครอบคลุม เพื่อให้เข้าใจภาพรวมของการแลกเปลี่ยนด้านสิ่งแวดล้อมตลอดห่วงโซ่คุณค่าพลังงาน และสอดคล้องกับคำแนะนำของหน่วยงานพลังงานระหว่างประเทศ (International Energy Agency: IEA, 2023) ในการเพิ่มความโปร่งใสของข้อมูลและการติดตามคาร์บอนฟุตพริ้นท์ในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล

มาตรการเหล่านี้มีความสำคัญโดยเฉพาะสำหรับการบรรลุเป้าหมายการปล่อยก๊าซสุทธิเป็นศูนย์ (Net Zero Emissions: NZE) ภายในปี 2050 ซึ่งต้องมีการปรับปรุงประสิทธิภาพพลังงานมากกว่าระดับปัจจุบันถึงสองเท่าภายในปี 2030

4.4.3.1 แนวทางการจัดการพลังงาน

เพื่อส่งเสริมแนวปฏิบัติเศรษฐกิจหมุนเวียน (Circular Economy: CE) ในการดำเนินงานในอุตสาหกรรม มีการเสนอสองสถานการณ์การผลิตพลังงานจากของเสีย (Waste-to-Energy: WTE) สำหรับการเพิ่มมูลค่ากากตะกอนส่วนเกินที่เกิดจากการผลิตกระดาษรีไซเคิล

สถานการณ์ที่ 1: การผลิตเชื้อเพลิงขยะ (Refuse-derived Fuel: RDF) จากกากตะกอนส่วนเกิน

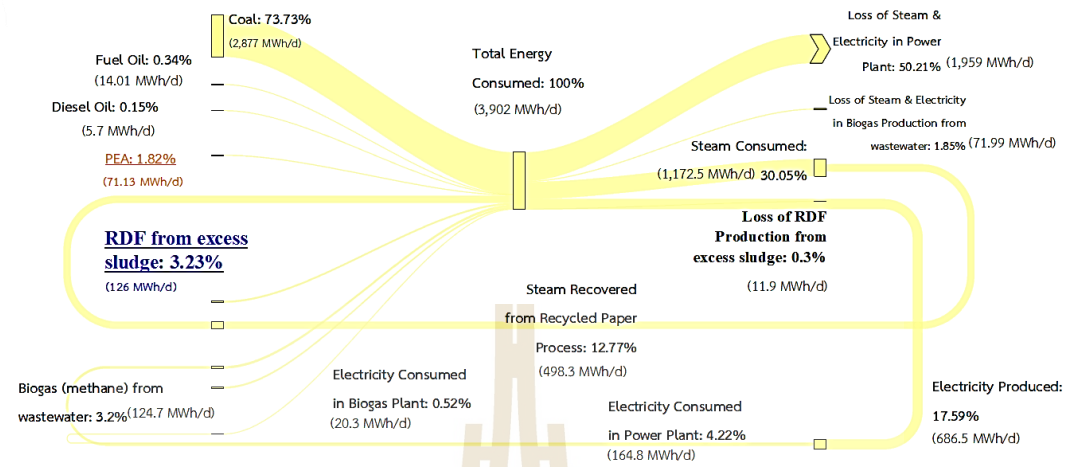
สำหรับสถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิง RDF จากกากตะกอนส่วนเกิน) พิจารณากากตะกอนรีดน้ำปริมาณ 61.3 ton/day โดยมีค่าพลังงานสูงสุดเฉลี่ย (Higher Heating Value: HHV) เท่ากับ 7.4 MJ/kg เป็นวัตถุดิบเชื้อเพลิง RDF ถูกเผาไหม้ในหม้อไอน้ำแบบ fluidised-bed เพื่อผลิตพลังงานความร้อน ซึ่งต่อมาถูกแปลงเป็นไฟฟ้าด้วยเครื่องกำเนิดไฟฟ้าภายในโรงงาน

ตามการประเมินสมดุลพลังงาน (รูปที่ 4.16ก และ4.17; ตาราง 4.12ข) กระบวนการนี้ให้ผลผลิตไฟฟ้าสุทธิเท่ากับ 600,987 kWh/day (การใช้ไฟฟ้าภายนอก 85,550 kWh/day รวมเป็นการใช้ไฟฟ้าทั้งหมด 686,537 kWh/day) อย่างไรก็ตาม การดำเนินการตามสถานการณ์นี้ทำให้ความต้องการไฟฟ้าภายนอกเพิ่มขึ้นร้อยละ 69.28 หรือเทียบเท่า 35,010 kWh/day ส่งผลให้ต้นทุนการซื้อไฟฟ้าประจำปีเพิ่มขึ้นประมาณ 46 ล้านบาท

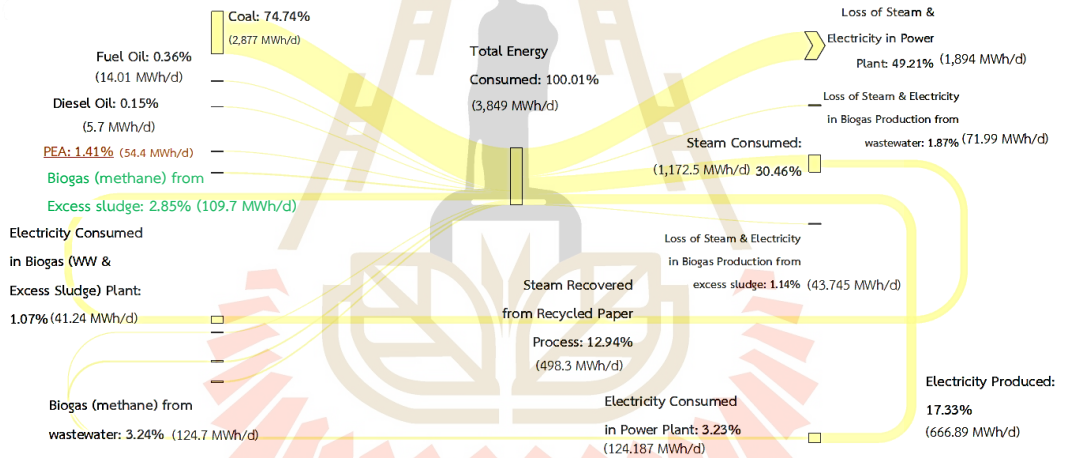
สถานการณ์ที่ 2: การผลิตเชื้อเพลิงก๊าซชีวภาพ (Biogas Production) จากกากตะกอนส่วนเกิน

สำหรับสถานการณ์ที่ 2 (การผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนส่วนเกินผ่านกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน: AD) ประเมินศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพโดยใช้กากตะกอนดิบ 2,841 m^3/day ในสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 ส่งผลให้ปริมาณการผลิตมีเทนประมาณ 11,002.8 m^3/day โดยอัตราการผลิตมีเทนเท่ากับ 918.66 mL CH_4/g VS_{fed} ภายใต้สภาวะที่เหมาะสม ซึ่งรายงานโดย Nammana et al. (2025) อย่างไรก็ตาม การศึกษาของ Lin et al. (2011), Bayr & Rintala (2012) และ Lopes et al. (2018) ชี้ว่าอัตราผลผลิตมีเทนจากกากตะกอนโรงงานกระดาษมักอยู่ระหว่าง 230 ถึง 519 mL CH_4/g VS_{fed} โดยอ้างอิงทั้งจากข้อมูลของ Nammana et al. (2025) และค่ามาตรฐานจากวรรณกรรม จึงใช้ค่าอัตราผลผลิตมีเทนเฉลี่ยเท่ากับ 582 mL CH_4/g VS_{fed} สำหรับการประเมินนี้

มีเทนที่ผลิตได้ถูกเผาไหม้เพื่อสร้างไอน้ำ ซึ่งต่อมาใช้ผลิตไฟฟ้า ตามที่แสดงในรูปที่ 4.16ข และ4.18; และตาราง 4.12ค กระบวนการนี้ให้ผลผลิตไฟฟ้าสุทธิเท่ากับ 612,467 kWh/day (การใช้ไฟฟ้าภายนอก 54,421 kWh/day รวมเป็นการใช้ไฟฟ้าทั้งหมด 666,888 kWh/day) อย่างไรก็ตาม สถานการณ์นี้ทำให้ความต้องการไฟฟ้าภายนอกเพิ่มขึ้นร้อยละ 7.70 หรือเทียบเท่า 3,887 kWh/day ส่งผลให้ต้นทุนประจำปีเพิ่มขึ้นประมาณ 5.1 ล้านบาท

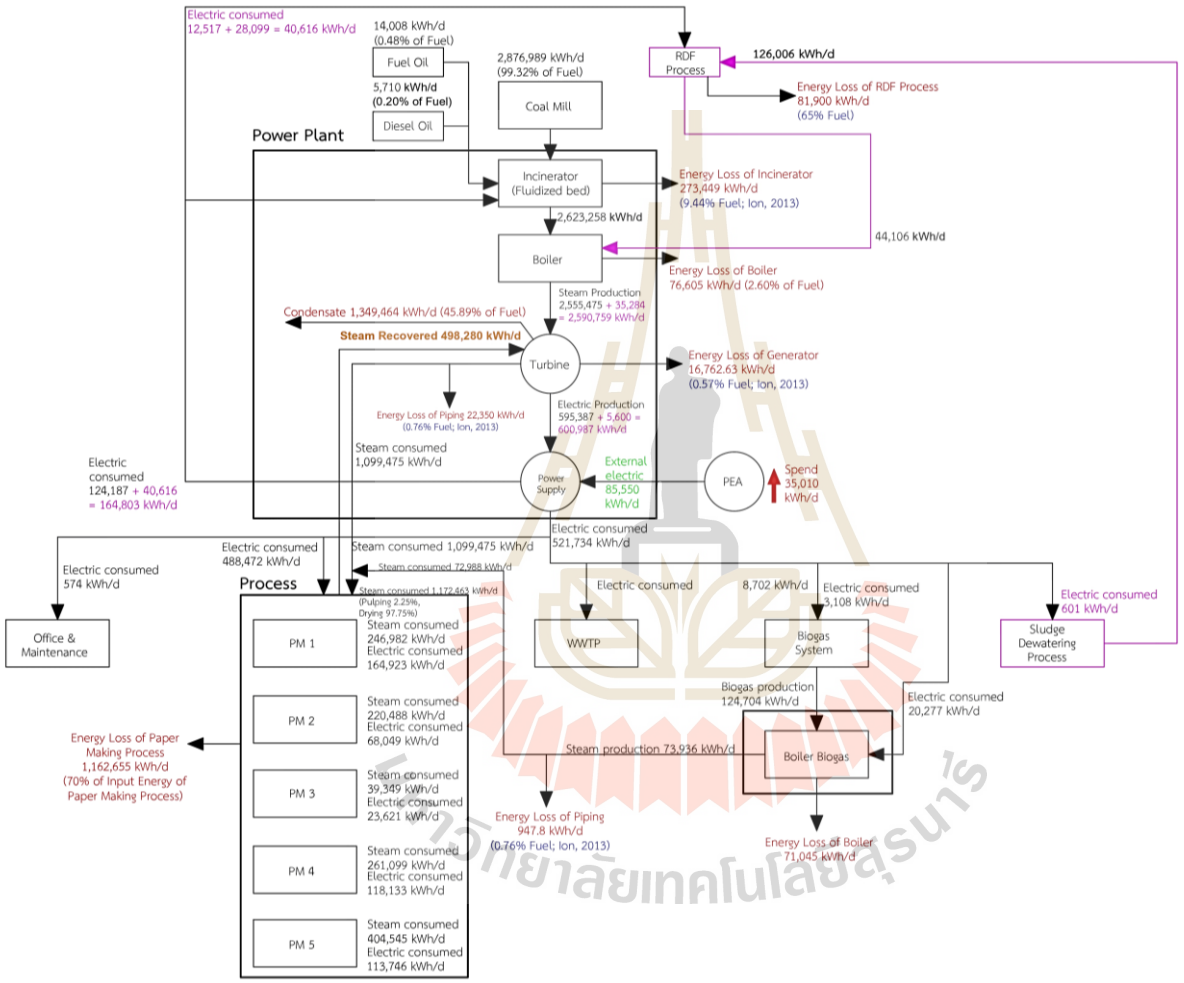


(ก) สถานการณ์ที่ 1

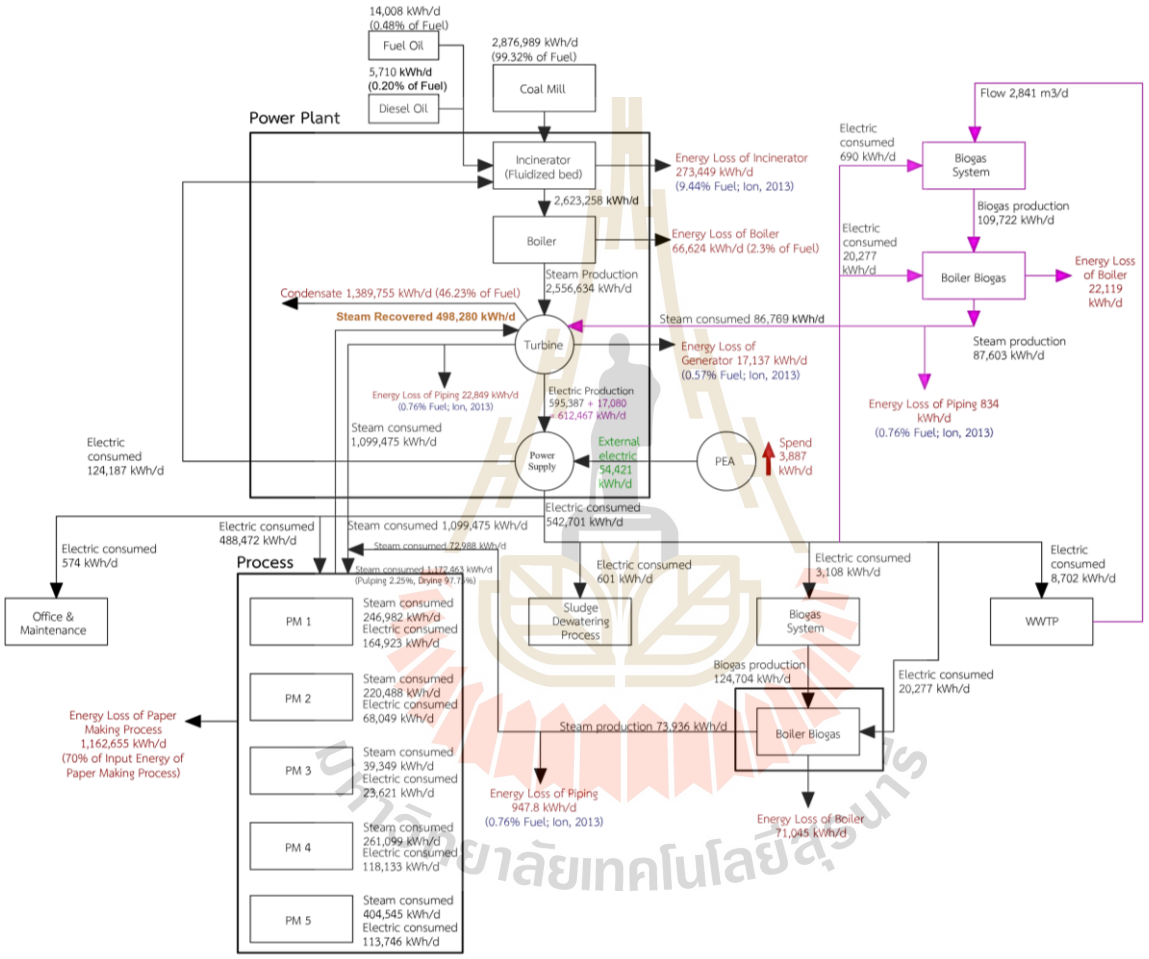


(ข) สถานการณ์ที่ 2

รูปที่ 4.16 แผนภาพสมดุลพลังงานระหว่าง (ก) สถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิงขยะ) และ (ข) สถานการณ์ที่ 2 (การผลิตก๊าซชีวภาพ)



รูปที่ 4.17 แผนภาพสมดุลพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิลในสถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิง RDF)



รูปที่ 4.18 แผนภาพสมดุลพลังงานในโรงงานกระดาษรีไซเคิลในสถานการณ์ที่ 2 (การผลิตก๊าซชีวภาพ)

4.4.3.2 ลักษณะของเชื้อเพลิงและศักยภาพด้านพลังงาน

ลักษณะของเชื้อเพลิงและศักยภาพด้านพลังงาน แสดงถึงแนวทางการฟื้นฟูพลังงานอย่างยั่งยืนจากกากตะกอนส่วนเกินของโรงงานกระดาษรีไซเคิล สถานการณ์หลัก 2 แนวทาง ได้แก่ การผลิตเชื้อเพลิง RDF และการผลิตก๊าซชีวภาพผ่านกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน ทั้งสองทางเลือกมีศักยภาพด้านพลังงานสูง และช่วยลดการพึ่งพาพลังงานฟอสซิลพร้อมเพิ่มความเป็นอิสระด้านพลังงานของโรงงาน การวิเคราะห์เปรียบเทียบผลผลิตพลังงานของแต่ละทางเลือกตามอัตราการเกิดกากตะกอนส่วนเกิน ความเข้มข้นของค่า TVS และประสิทธิภาพการเปลี่ยนรูปเป็นพลังงาน ทั้งในรูปค่าความร้อนของ RDF และอัตราการผลิตมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน โดยสนับสนุนด้วยผลการศึกษาและข้อมูลจากเอกสารอ้างอิงที่เกี่ยวข้อง

สถานการณ์ที่ 1: ศักยภาพการผลิตเชื้อเพลิงขยะ (RDF Fuel Potential)

จากการประเมินปริมาณกากตะกอนรีดน้ำต่อวัน พบว่าปริมาณกากตะกอนอยู่ที่ประมาณ 61.3 ton/day (หลังรีดน้ำ) สามารถได้ผลิตภัณฑ์ RDF ที่ 21.5 ton/day โดยมีค่าความร้อนจำเพาะ (calorific value) วัดได้ 7.4 เมกะจูล/กิโลกรัม จากข้อมูลด้านพลังงานนี้ พลังงานรวมที่สามารถฟื้นฟูจากกากตะกอนมีค่าเท่ากับประมาณ 158,782 เมกะจูล/วัน หรือ 44,106 kWh/day ซึ่งสะท้อนถึงศักยภาพสูงในการฟื้นฟูพลังงานจากกากตะกอนเมื่อผ่านกระบวนการผลิตเป็น RDF ซึ่งค่าดังกล่าวสอดคล้องกับผลการศึกษาของ Kuo et al. (2023) ซึ่งแสดงให้เห็นถึงความเป็นไปได้ทางเทคนิคในการผลิตเชื้อเพลิง RDF-5 คุณภาพสูงจากกากตะกอนของโรงงานกระดาษรีไซเคิล ปริมาณพลังงานที่ได้แสดงถึงศักยภาพที่น่าสนใจในการทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลบางส่วนในระบบเผาไหม้อุตสาหกรรม

สถานการณ์ที่ 2: ศักยภาพการผลิตเชื้อเพลิงก๊าซชีวภาพ (Biogas Fuel Potential)

จากกากตะกอนส่วนเกินที่ใช้ มี 2 ชนิด ได้แก่ กากตะกอน PS และกากตะกอน SS โดยมีปริมาณเฉลี่ยประมาณ 1,273 m^3/day และ 1,568 m^3/day ตามลำดับ ทำให้ปริมาณกากตะกอนรวมเข้าสู่ระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนเท่ากับ 2,841 m^3/day โดยส่วนผสมนี้มีความเข้มข้นของค่า TVS เท่ากับ 6,651 mg/L จากผลการทดลองในหัวข้อที่ 4.2 ศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนจากส่วนผสมนี้เท่ากับ 582 mL CH_4/g VS_{fed} (ค่าเฉลี่ยจากงานวิจัยนี้และงานวิจัยอื่น ๆ) ทำให้มีปริมาณการผลิตมีเทนประมาณ 11,002.8 m^3/day เมื่อค่าความร้อนจำเพาะของมีเทนเท่ากับ 35.9 MJ/m^3 (The Engineering ToolBox, 2008) ดังนั้น ศักยภาพพลังงานรวมประมาณ 394,984 MJ/day ซึ่งปัจจุบันโรงงานกระดาษรีไซเคิลสามารถผลิตไฟฟ้าได้ประมาณ

595,387 kWh/day การบูรณาการเชื้อเพลิงทางเลือกจากของเสีย (RDF และก๊าซชีวภาพ) เข้ากับระบบผลิตไอน้ำ (Steam Production) จึงเป็นโอกาสสำคัญในการเพิ่มการผลิตไฟฟ้า ผลผลิตไอน้ำ และไฟฟ้าแต่ละสถานการณ์สรุปไว้ในตารางที่ 4.13 ซึ่งแสดงให้เห็นภาพรวมของการผลิตพลังงานรายวันจาก RDF และก๊าซชีวภาพ

4.4.4 การประเมินด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์: ความเป็นไปได้ของทางเลือกการผลิตพลังงานจากกากตะกอน

การประเมินด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์นี้ กำหนดระยะเวลาโครงการที่ 20 ปี เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ทางการเงินและความยั่งยืนของสองสถานการณ์การผลิตพลังงานจากของเสีย (Waste-to-Energy: WTE) สำหรับการเพิ่มมูลค่ากากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิล ได้แก่ สถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิง RDF) และสถานการณ์ที่ 2 (การผลิตก๊าซชีวภาพผ่านกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน) มีผลการวิเคราะห์ดังตารางที่ 4.13 แสดงให้เห็นถึงความเป็นไปได้ที่สำคัญระหว่างผลตอบแทนทางเศรษฐกิจในระยะสั้น การปฏิบัติตามข้อกำหนดด้านสิ่งแวดล้อม และความยั่งยืนในระยะยาว

ตารางที่ 4.13 การเปรียบเทียบทางเศรษฐศาสตร์ระหว่างสถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิง RDF) และสถานการณ์ที่ 2 (การผลิตก๊าซชีวภาพ)

รายการ	มูลค่า (บาท)	
	สถานการณ์ที่ 1	สถานการณ์ที่ 2
เงินลงทุนการก่อสร้างเริ่มต้น	55,170,000	69,612,000
รายได้จากการขายไฟฟ้าต่อปี	7,358,400	22,443,100
มูลค่าการฝังกลบที่ลดได้ต่อปี	11,187,250	2,125,580
ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานต่อปี	14,317,700	1,256,900
การเพิ่มขึ้นของค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานต่อปีจาก APCS	3,676,900	-
รายได้สุทธิต่อปี	551,050	23,311,780
ระยะเวลาคืนทุนแบบง่าย (ปี)	100.11	3.0
มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV, 20 ปี @ 8%)	5,410,430	159,276,220
อัตราผลตอบแทนภายใน (IRR)	> 100%	33.38%

ตารางที่ 4.13 การเปรียบเทียบทางเศรษฐศาสตร์ระหว่างสถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิงขยะ) และสถานการณ์ที่ 2 (การผลิตก๊าซชีวภาพ) (ต่อ)

รายการ	มูลค่า (บาท)	
	สถานการณ์ที่ 1	สถานการณ์ที่ 2
กากตะกอนส่วนเกินขาเข้า	22,385 metric tons/year	2,841 m^3/day
การผลิตเชื้อเพลิงขยะ (RDF) หรือก๊าซชีวภาพ (Biogas)	7,831.9 metric tons/year	11,002.8 m^3 CH_4/day
การผลิตไอน้ำ (Steam)	40 metric tons/day	122 metric tons/day
การเทียบเท่าไฟฟ้า	5,600 kWh/day	17,080 kWh/day
การใช้พลังงาน	40,610 kWh/day	20,967 kWh/day
ความต้องการใช้ไฟฟ้าจากแหล่งภายนอก	+35,010 kWh/day (เพิ่มขึ้น)	+3,887 kWh/day (เพิ่มขึ้น)

หมายเหตุ (1) APCS ย่อมาจาก Air Pollution Control Systems (ระบบควบคุมมลพิษทางอากาศ)

(2) เครื่องหมาย '+' แสดงถึงความต้องการไฟฟ้าเพิ่มเติมหรือการซื้อไฟฟ้าภายนอกของระบบ

(3) กำหนดขนาดถังปฏิกิริยาเพื่อผลิตก๊าซชีวภาพประมาณ 4,946 m^3 ที่ค่า OLR 3.82 g VS/L-day (Sani et al., 2022)

สำหรับสถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิง RDF) มีข้อได้เปรียบด้านต้นทุนเริ่มต้นที่ต่ำ โดยต้องใช้เงินลงทุนเริ่มต้น 55.2 ล้านบาท และให้ผลตอบแทนภายในอัตราผลตอบแทนภายใน (IRR) ที่มากกว่าร้อยละ 100 ซึ่งมีความผิดปกติ เนื่องจากผลกำไรรายปีที่ต่ำมาก และมูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) 5.4 ล้านบาทตลอดอายุโครงการ รายได้สุทธิต่อปีก่อนหักภาษีประมาณ 551,050 บาท โดยส่วนใหญ่เกิดจากการขายไฟฟ้าที่ผลิตจากการเผาไหม้ RDF ปริมาณ 5,600 ton/year ซึ่งแปลงมาจากกากตะกอนรีดน้ำ 22,385 ton/year (พรรษา ลิบลับ, 2565) อย่างไรก็ตาม กระบวนการนี้ต้องใช้ไฟฟ้าปริมาณ 35,010 kWh/day ซึ่งต้องจัดหาจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค ส่งผลให้ต้นทุนการดำเนินงานสูงขึ้นและเพิ่มการพึ่งพาแหล่งพลังงานภายนอก

นอกจากนี้ การผลิตและเผาไหม้ RDF ยังก่อให้เกิดความกังวลด้านสิ่งแวดล้อมอย่างรุนแรง โดยการเผาไหม้ของกากตะกอนรีดน้ำสามารถปลดปล่อยมลพิษ เช่น ฝุ่นละออง (PM) ไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x) โลหะหนัก และไดออกซิน (Ledakowicz et al., 2019; Pérez-Gálvez et al., 2016) การศึกษานี้ไม่ได้รวมต้นทุนเงินลงทุนและค่าใช้จ่ายดำเนินงานเพิ่มเติมสำหรับระบบควบคุมมลพิษทางอากาศ (APCS) หรือเทคโนโลยีการเผาไหม้ขั้นสูงที่จำเป็น

เพื่อให้เป็นไปตามข้อกำหนดด้านสิ่งแวดล้อม โดยเฉพาะเรื่องการปลดปล่อยไดออกซิน หากรวมต้นทุนเหล่านี้ ข้อได้เปรียบทางเศรษฐศาสตร์ของสถานการณ์ RDF อาจลดลงอย่างมีนัยสำคัญ

ในทางตรงข้าม สถานการณ์ที่ 2 การผลิตก๊าซชีวภาพต้องใช้เงินลงทุนเริ่มต้นสูงถึง 69.6 ล้านบาท โดยคำนวณจากขนาดถังปฏิกิริยาเพื่อผลิตก๊าซชีวภาพ 4,946 ลูกบาศก์เมตร และต้นทุนการก่อสร้าง 385.6 ดอลลาร์สหรัฐ/ลูกบาศก์เมตร หรือประมาณ 14,074 บาท/ลูกบาศก์เมตร (Lim et al., 2021; Sani et al., 2022) แม้ว่าจะมีค่าใช้จ่ายเริ่มต้นสูง แต่ระบบก๊าซชีวภาพให้ IRR ที่แข่งขันได้ถึงร้อยละ 33.38 และมีรายได้สุทธิต่อปี 23 ล้านบาท ซึ่งเกิดจากต้นทุนดำเนินงานต่ำเพียง 1.26 ล้านบาทต่อปี ระยะเวลาคืนทุน 3 ปี และ NPV 159 ล้านบาท สะท้อนถึงความน่าสนใจทางการเงินในระยะยาว นอกจากนี้ ความต้องการไฟฟ้าภายนอกยังต่ำเพียง 3,887 kWh/day ทำให้ลดการพึ่งพาแหล่งพลังงานภายนอก

ในมิติด้านสิ่งแวดล้อม ระบบก๊าซชีวภาพให้ข้อได้เปรียบอย่างมีนัยสำคัญ สามารถลดการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกโดยตรงผ่านการกักเก็บมีเทนจากกากตะกอน และลดปริมาณของเสียที่จะฝังกลบได้ นอกจากนี้ กากหรือของเหลือจากการย่อยสลายก๊าซชีวภาพ สามารถนำไปใช้ประโยชน์ทางการเกษตรหรือการปรับปรุงดินได้ เพื่อเป็นการส่งเสริมการหมุนเวียนทรัพยากรคุณภาพสูง สอดคล้องกับหลักเศรษฐกิจหมุนเวียน (Circular Economy) และเป้าหมายโครงสร้างพื้นฐานที่สามารถปรับตัวต่อการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศ (IEA, 2023)

สรุปได้ว่า แม้การผลิต RDF จากกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลอาจเหมาะสมกับการดำเนินงานระยะสั้นเนื่องจากลงทุนเริ่มต้นต่ำแต่มีระยะเวลาคืนทุนที่นานกว่าอายุโครงการ ซึ่งการผลิตก๊าซชีวภาพเป็นทางเลือกที่ยั่งยืนและมั่นคงทางเศรษฐศาสตร์ในระยะยาว โดยเฉพาะในบริบทอุตสาหกรรมที่มีกากตะกอนเพียงพอ ความสามารถทางเทคนิค และแรงจูงใจด้านนโยบายสภาพภูมิอากาศ ระบบผลิตก๊าซชีวภาพมีศักยภาพสูงกว่าในการสร้างความมั่นคงด้านพลังงาน (Energy Security) ความเป็นกลางทางคาร์บอน (Carbon Neutrality) และการฟื้นฟูทรัพยากร (Resource Recovery) การประเมินเปรียบเทียบนี้ชี้ให้เห็นถึงความจำเป็นของการวิเคราะห์เชิงเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์ควบคู่กับการประเมินผลกระทบสิ่งแวดล้อม เมื่อเลือกเส้นทาง WTE สำหรับการประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม

4.4.5 การพิจารณาการควบคุมมลพิษทางอากาศและผลกระทบต่อความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจของเชื้อเพลิง RDF

การวิเคราะห์ด้านเทคโนโลยีและเศรษฐศาสตร์เพื่อประเมินต้นทุนการดำเนินงานภายใต้ข้อกำหนดด้านสิ่งแวดล้อมสำหรับสถานการณ์ที่ 1 (การผลิตเชื้อเพลิง RDF) พิจารณาถึงระบบควบคุมมลพิษทางอากาศ (Air Pollution Control Systems: APCS) ซึ่งแตกต่างจากสถานการณ์ที่ 2 (การผลิตเชื้อเพลิงก๊าซชีวภาพ) เนื่องจากการเผาไหม้ก๊าซชีวภาพโดยทั่วไปมีความสะอาดและควบคุมได้ง่ายกว่า การเผาไหม้เชื้อเพลิงขยะซึ่งเป็นของเสียที่มีความไม่เป็นเนื้อเดียวกัน และประกอบด้วยสารปนเปื้อนจำนวนมาก เช่น โลหะหนัก คลอรีน และสารอินทรีย์ ซึ่งเป็นสารตั้งต้นของไดออกซิน จำเป็นต้องใช้ระบบ APCS อย่างครบวงจร เช่น ถุงกรองฝุ่น (Bag Filters) เครื่องดักจับมลพิษแบบเปียกหรือแบบแห้ง (Wet or Dry Scrubbers) การดักจับด้วยถ่านกัมมันต์ (Activated Carbon Injection) และระบบ Selective Catalytic Reduction Units เพื่อลดการปลดปล่อยฝุ่นละออง (PM) ไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x) โลหะหนัก และไดออกซินออกสู่สิ่งแวดล้อม (Ledakowicz et al., 2019; Pérez-Gálvez et al., 2016)

ในทางตรงกันข้าม ก๊าซชีวภาพซึ่งมีมีเทน (CH_4) เป็นองค์ประกอบหลักถือเป็นเชื้อเพลิงที่สะอาดกว่าและมีลักษณะใกล้เคียงกับก๊าซธรรมชาติ แม้ว่าจะมีสิ่งเจือปนเล็กน้อย เช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) และไซลอกเซน (Siloxane) แต่สามารถกำจัดได้อย่างมีประสิทธิภาพด้วยเทคโนโลยีปรับสภาพเบื้องต้นที่มีต้นทุนต่ำ เช่น การดักจับด้วยเหล็กฟองน้ำ (Sponge Iron) หรือถ่านกัมมันต์ รวมถึงระบบทำความเย็นและควบแน่น (Cooling–Condensation Systems) ซึ่งหลังผ่านการบำบัดแล้ว ก๊าซชีวภาพสามารถเผาไหม้ในหม้อไอน้ำได้โดยไม่จำเป็นต้องติดตั้งระบบ APCS ที่มีต้นทุนสูง ดังที่ Neuwahl et al. (2019) ระบุไว้ในเอกสารเทคนิค Best Available Techniques (BAT) ของคณะกรรมาธิการยุโรปสำหรับระบบบำบัดของเสียว่า “การเผาไหม้ก๊าซชีวภาพในเครื่องยนต์ก๊าซหรือหม้อไอน้ำถือเป็นกระบวนการสะอาดและมีการปลดปล่อยมลพิษต่ำ ระบบควบคุมมลพิษทางอากาศมักไม่จำเป็น หากมีการกำจัดกำมะถันและปรับสภาพก๊าซก่อนการเผาไหม้”

ผลกระทบด้านเศรษฐศาสตร์จากความแตกต่างทางเทคนิคนี้สะท้อนให้เห็นว่าสถานการณ์ที่ 1 ซึ่งผลิตเชื้อเพลิงขยะต้องเผชิญกับต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้นสูงขึ้นราวร้อยละ 50 (Amann, 2012) เพื่อรองรับการติดตั้งระบบควบคุมมลพิษ นอกจากนี้ ต้นทุนการดำเนินงานยังปรับเพิ่มขึ้นเพื่อครอบคลุมค่าบำรุงรักษาและวัสดุสิ้นเปลืองของระบบ APCS โดยประเมินอยู่ที่ 146 ถึง 183 บาทต่อของเสียหนึ่งเมตริกตันที่เผาไหม้ (Neuwahl et al., 2019) ผลการวิเคราะห์แสดงในตารางที่ 4.13 โดยสะท้อนให้เห็นถึงความเป็นไปได้น้อยด้านเศรษฐศาสตร์ของการนำกากตะกอนส่วนเกินจากโรงงานกระดาษรีไซเคิลมาผลิตเป็นเชื้อเพลิงขยะเมื่อพิจารณาเงื่อนไขด้านสิ่งแวดล้อม

บทที่ 5
สรุปและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

การวิจัยนี้มุ่งเน้นการเพิ่มมูลค่าของเสียและการพัฒนาประสิทธิภาพการผลิตก๊าซมีเทนจากกากตะกอนส่วนเกินในอุตสาหกรรมกระดาษรีไซเคิล โดยใช้แนวทางการย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Co-digestion: AnCoD) ระหว่างกากตะกอนปฐมภูมิ (PS) และกากตะกอนทุติยภูมิ (SS) ภายใต้ระบบถังกวนสมบูรณ์แบบสองขั้นตอน (Two-stage CSTR) การศึกษานี้ครอบคลุมการประเมินทั้งด้านกายภาพและชีวเคมี การวิเคราะห์จลนพลศาสตร์ และการประเมินศักยภาพการขยายขนาดในเชิงเศรษฐศาสตร์และเทคโนโลยีเพื่อการประยุกต์ใช้จริงในระดับอุตสาหกรรม

5.1.1 ศักยภาพของระบบย่อยสลายร่วมแบบไม่ใช้ออกซิเจนของกากตะกอน (Anaerobic Co-digestion)

การผสมกากตะกอน PS และกากตะกอน SS แสดงให้เห็นว่าการใช้กากตะกอนเพียงชนิดเดียวไม่สามารถให้ผลที่มีประสิทธิภาพต่อการผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างเต็มที่ เนื่องจากขาดความสมดุลทางอาหาร การทดลองพบว่า จากการเพิ่มสัดส่วนผสมของกากตะกอน SS มีสัดส่วนที่เหมาะสมที่สุดคือสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1 ต่อ 3 ซึ่งสามารถปรับค่า C/N ratio ลงได้แต่อย่างไรก็ตาม ยังไม่อยู่ในช่วง 20 ถึง 30 ที่เหมาะสมต่อการเจริญของจุลินทรีย์เมทาโนเจน ในสัดส่วนนี้ยังทำให้ระยะเวลา lag phase สั้นลงเหลือเพียง 1.6 วัน และมีความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพสูงสุดถึงร้อยละ 57.55 แสดงให้เห็นว่าการผสมกากตะกอนอย่างสมดุลสามารถเร่งกระบวนการและเพิ่มศักยภาพการผลิตพลังงานได้จริง

5.1.2 ผลลัพธ์จากการทดลองแบบกะและการเดินระบบ Two-stage CSTR

การทดลองแบบกะยืนยันว่า PS:SS ในอัตราส่วน 1 ต่อ 3 สามารถสร้างอัตราการผลิตก๊าซมีเทนสูงถึง 1,750 มิลลิลิตรต่อวัน ซึ่งสูงกว่าการใช้กากตะกอนชนิดเดียวอย่างชัดเจน อย่างไรก็ตาม จุดเด่นที่แท้จริงคือการใช้ระบบ Two-stage CSTR ที่แบ่งการทำงานออกเป็นสองถัง โดยถังแรกเน้นการย่อยสลายเชิงไฮโดรไลซิสและกรดสร้าง ขณะที่ถังที่สองเน้นกระบวนการ acetogenesis และ

methanogenesis การแยกหน้าที่เช่นนี้ทำให้ระบบมีความเสถียรและทนทานมากขึ้น สามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ต่อเนื่องสูงถึง 3,060 mL/day และมีการกำจัดสารอินทรีย์ระเหยง่าย (TVS removal) ในช่วงร้อยละ 84 ถึง 99 โดยสารตั้งต้นถูกเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพเพียงร้อยละ 12 ของคาร์บอนที่เข้าระบบ ซึ่งสะท้อนถึงการย่อยสลายที่ยังไม่สมบูรณ์ แต่อย่างไรก็ตาม การทดลองในระบบ Two-stage CSTR สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์และเพิ่มอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบแบบขั้นตอนเดียวในการทดลองระบบแบบกะอย่างมีนัยสำคัญ

5.1.3 บทบาทของชุมชนจุลินทรีย์ในความสำเร็จของระบบ

การวิเคราะห์องค์ประกอบจุลินทรีย์ในระบบเผยให้เห็นความเชื่อมโยงระหว่างนิเวศวิทยาจุลินทรีย์กับสมรรถนะของถังย่อย โดยในถังที่ 1 พบ *Bacillus cereus* ที่เจริญเติบโตได้ดี ซึ่งช่วยเร่งการสลายเส้นใยลิกโนเซลลูโลสที่ย่อยสลายยาก ขณะที่ในถังที่ 2 พบ *Bacillus megaterium* และ *Bacillus firmus* ที่มีบทบาทสำคัญในการเปลี่ยนกรดไขมันระเหยง่ายไปสู่ก๊าซมีเทน โครงสร้างของชุมชนจุลินทรีย์ที่แตกต่างแต่เสริมกันนี้เป็นรากฐานที่ทำให้ระบบ Two-stage CSTR มีเสถียรภาพสูงและสามารถรองรับความผันผวนของสภาวะการเดินระบบได้

5.1.4 ความเป็นไปได้เชิงเศรษฐศาสตร์และสิ่งแวดล้อม

เมื่อพิจารณาการประยุกต์ใช้ในระดับอุตสาหกรรม พบว่าทั้งการผลิตก๊าซชีวภาพและเชื้อเพลิง RDF มีความคุ้มค่าทางด้านเศรษฐศาสตร์ ในด้านก๊าซชีวภาพ ระบบต้องใช้พลังงานไฟฟ้าภายนอกเพียง 3.9 เมกะวัตต์ชั่วโมงต่อวัน แต่สามารถผลิตพลังงานเพียงพอสำหรับใช้ในโรงงานเอง ลดการพึ่งพาเชื้อเพลิงฟอสซิลและช่วยเสริมความมั่นคงด้านพลังงาน ขณะที่ RDF มีต้นทุนการลงทุนเริ่มต้นที่ต่ำกว่า โดยมีค่าประมาณ 55.2 ล้านบาท แต่มีระยะเวลาคืนทุนที่มากกว่าอายุโครงการ แม้ต้องมีการจัดการด้านการปรับสภาพกากตะกอนเพิ่มเติม แต่ก็มีข้อได้เปรียบในการจัดการกากตะกอนปริมาณมากได้รวดเร็ว ทั้งสองทางเลือกยังช่วยลดการปล่อยก๊าซเรือนกระจกได้อย่างมีนัยสำคัญเมื่อเทียบกับการฝังกลบแบบดั้งเดิม และสนับสนุนแนวทางเศรษฐกิจหมุนเวียนและคาร์บอนต่ำของประเทศ

5.1.5 ข้อสรุปเชิงวิชาการและการประยุกต์ใช้

การศึกษานี้ชี้ให้เห็นว่า การย่อยสลายร่วมของกากตะกอน PS และกากตะกอน SS ภายใต้ระบบ Two-stage CSTR ไม่เพียงแต่เพิ่มผลผลิตก๊าซชีวภาพ แต่ยังสร้างระบบที่เสถียรและยืดหยุ่นมากขึ้นด้วย การบูรณาการข้อมูลเชิงวิศวกรรม จุลินทรีย์ เศรษฐศาสตร์ และสิ่งแวดล้อม ทำให้ยืนยันได้ว่ากระบวนการนี้สามารถขยายผลไปสู่การใช้งานจริงได้อย่างมีประสิทธิภาพ

ทั้งในรูปแบบการใช้ก๊าซชีวภาพภายในโรงงานและการผลิต RDF เพื่อนำไปใช้ในอุตสาหกรรมใกล้เคียง จึงสามารถสรุปได้ว่า งานวิจัยนี้ไม่เพียงเป็นการแก้ปัญหาการจัดการกากตะกอนเท่านั้น แต่ยังเป็นแนวทางสู่การพัฒนาอุตสาหกรรมกระดาษที่สอดคล้องกับเป้าหมายการพัฒนาที่ยั่งยืนและเศรษฐกิจหมุนเวียนในอนาคต

5.2 ข้อจำกัดของงานวิจัย

สำหรับการทดลองดำเนินการในระดับห้องปฏิบัติการ แม้จะสามารถควบคุมตัวแปรต่าง ๆ ได้ส่วนหนึ่ง แต่ยังไม่สามารถสะท้อนความซับซ้อนและความแปรผันของระบบในระดับอุตสาหกรรมได้อย่างครบถ้วน อีกทั้ง ข้อเสนอแนะที่ควรมีระบบระบายกากตะกอนส่วนเกิน เพื่อควบคุมค่า MLVSS และ F/M ratio เป็นเพียงข้อเสนอเชิงเทคนิคจากผลการทดลอง ยังไม่มีการทดลองใช้งานจริงเพื่อยืนยันประสิทธิผล นอกจากนี้ การวิเคราะห์ชุมชนจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค MALDI-TOF MS แม้จะแสดงให้เห็นการจัดชั้นหน้าที่และการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างของแบคทีเรียระหว่าง CSTR 1 และ CSTR 2 อย่างชัดเจน แต่ยังมีข้อจำกัดสำคัญคือไม่สามารถตรวจหาและระบุชนิดของจุลินทรีย์กลุ่ม methanogen (archaea) ได้โดยตรง เช่น *Methanosarcina* หรือ *Methanobacterium* ซึ่งมีบทบาทสำคัญในกระบวนการสร้างก๊าซชีวภาพ ส่งผลให้ไม่สามารถอธิบายความเชื่อมโยงระหว่างโครงสร้างชุมชนจุลินทรีย์กับประสิทธิภาพการผลิตมีเทนได้อย่างสมบูรณ์ จึงควรมีการเสริมด้วยเทคนิคระดับโมเลกุล เช่น การวิเคราะห์ยีนจำเพาะ (mcrA) หรือการทำ high-throughput sequencing เพื่อเพิ่มความแม่นยำในการประเมินบทบาทของ methanogen และยืนยันผลในระบบอุตสาหกรรมต่อไป

5.3 ข้อเสนอแนะเชิงกลยุทธ์สำหรับการประยุกต์ใช้และพัฒนางานวิจัยในอนาคต

5.3.1 การปรับปรุงการดำเนินงาน (Operational Improvement)

ควรนำระบบการระบายกากตะกอนส่วนเกิน (sludge wasting) มาใช้ในระบบ CSTR เพื่อควบคุมความเข้มข้นของมวลชีวภาพ (MLVSS) ให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสม และรักษาระดับค่า F/M ratio ที่สมดุล สิ่งนี้จะช่วยป้องกันปัญหาการสะสมของสารยับยั้ง ลดความเสี่ยงจากความไม่เสถียรในการเดินระบบ และรับประกันการผลิตก๊าซชีวภาพในระยะยาวอย่างมีเสถียรภาพและยั่งยืน ซึ่งเป็นการแก้ไขข้อจำกัดที่พบจากการทดลองเดินระบบต่อเนื่องโดยตรง

5.3.2 การบูรณาการระบบแบบไฮบริด (Hybrid Integration for Resource Maximization)

ควรมีการศึกษาและพัฒนาระบบไฮบริด เช่น การนำกากตะกอนที่เหลือจากกระบวนการย่อยสลาย (digestate) มาผลิตเป็นเชื้อเพลิง RDF ควบคู่ไปกับการผลิตก๊าซชีวภาพ กลยุทธ์นี้จะช่วยเพิ่มการใช้ประโยชน์จากทรัพยากรให้เต็มประสิทธิภาพ สร้างรายได้หลากหลายช่องทาง และเพิ่มความยืดหยุ่นในการจัดการกากตะกอน ทั้งยังสามารถปรับใช้ได้ตามสถานการณ์และความต้องการพลังงานของโรงงาน

5.3.3 การจัดการธาตุอาหารและการหมุนเวียนทรัพยากร (Nutrient Management and Circular Economy Pathway)

จากการวิเคราะห์สมดุลมวลสารของระบบ พบว่ามีการสะสมของธาตุไนโตรเจน (N) และฟอสฟอรัส (P) ในส่วนของกากตะกอนเหลว (liquid digestate) ในปริมาณสูง ซึ่งหากไม่ได้รับการจัดการอย่างเหมาะสมอาจกลายเป็นปัญหาสิ่งแวดล้อม ข้อเสนอแนะเชิงกลยุทธ์คือ ควรศึกษาการนำธาตุอาหารดังกล่าวกลับมาใช้ในรูปของ ปุ๋ยชีวภาพหรือสารปรับปรุงดิน เพื่อลดการพึ่งพาปุ๋ยเคมี สนับสนุนการปิดวงจรทรัพยากร และสร้างมูลค่าเพิ่มตามหลักการเศรษฐกิจหมุนเวียนอย่างแท้จริง อีกทั้งยังสามารถเชื่อมโยงกับการทำ LCA (Life Cycle Assessment) และการประเมิน SROI (Social Return on Investment) เพื่อแสดงให้เห็นถึงผลกระทบเชิงบวกต่อสิ่งแวดล้อมและสังคมได้อย่างครบวงจร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

รายการอ้างอิง

กนิษฐา วิมลรัตน์. (2552). *การผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนน้ำเสียโรงงานผลิตกระดาษกล่องขาวเคลือบมัน* (วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต). สืบค้นจาก https://digiverse.chula.ac.th/Info/item/dc:44146

ชมธิดา ชื่นนิยม. (2553). *การศึกษาการเพิ่มมูลค่าของเศษซังข้าวโพดโดยการทำเป็นเชื้อเพลิงอัดแท่ง* (วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต, มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์). สืบค้นจาก https://dric.nrct.go.th/Search/SearchDetail/235164

ฐิติกร กิจจนศิร. (2564). *การศึกษาการผลิตเชื้อเพลิงแข็งจากกากตะกอนน้ำเสียในอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังสำหรับเป็นเชื้อเพลิงเสริมในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชั่น* (วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต). สืบค้นจาก http://sutir.sut.ac.th:8080/jspui/handle/123456789/9262

ณัฐพล เสวตบุตร, ดาวรุ่ง สังข์ทอง, นภวรรณ รัตสุข, และอุมารัจน์ สันติสุขเกษม. (2566). ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนและจลนพลศาสตร์ของการหมักร่วมระหว่างเศษอาหารและผลิตภัณฑ์เยื่อชีวภาพบรรจุอาหาร. *วารสารวิชาการเทคโนโลยีอุตสาหกรรม, 19*(3), 1-15. Doi: 10.14416/j.ind.tech.2023.11.001

ณัฐวรรณ สืบนันตา. (2564) *การศึกษากระบวนการที่เหมาะสมสำหรับการผลิตก๊าซชีวภาพจากวัสดุข้าวโพดเลี้ยงสัตว์เหลือทิ้ง และการประเมินการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากการผลิตไฟฟ้า* (วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต). สืบค้นจาก http://202.28.38.45/dspace/bitstream/123456789/247/1/6015301016.pdf

ตำราระบบจัดการมลพิษกากอุตสาหกรรม. (2559). *กรมโรงงานอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม*. (พิมพ์ครั้งที่ 1). กรุงเทพฯ: โรงพิมพ์สำนักงานพระพุทธศาสนาแห่งชาติ.

นิตยา สุขอร่าม. (2554). อิทธิพลของสลัดจ์จากระบบบำบัดน้ำเสียที่ผ่านการรีดน้ำของโรงงานกระดาษต่อก๊าซชีวภาพที่ผลิตจากกระบวนการหมักแบบไร้อากาศ (วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต). สืบค้นจาก https://dric.nrct.go.th/index.php?/Search/SearchDetail/265381

ประกาศกรมควบคุมมลพิษ เรื่อง คุณลักษณะเบื้องต้นที่เหมาะสมสำหรับเชื้อเพลิงขยะจากขยะมูลฝอยชุมชน พ.ศ. 2561. (ลงวันที่ 26 กันยายน 2561).

พรรษา ลิบลับ. (2565). *แนวทางการนำเชื้อเพลิงขยะ (RDF) จากมูลฝอยชุมชนมาใช้ประโยชน์ในกลุ่มธุรกิจขนาดเล็ก (SME) หรืออุตสาหกรรมขนาดเล็ก* (รหัสโครงการ SUT 7-716-55-12-02). สืบค้นจาก http://sutir.sut.ac.th:8080/jspui/bitstream/123456789/6010/2/Fulltext.pdf

เฟื่องฟ้า มีโภคา. (2561). *การออกแบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพสำหรับการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนและการประเมินการใช้งานในการผลิตแก๊สชีวภาพจากตะกอนเลนบ่อกุ้ง* (วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต). สืบค้นจาก https://buuir.buu.ac.th/bitstream/1234567890/7451/1/Fulltext.pdf

มานิตย์ สิงห์ทองชัย. (2550). *การวิเคราะห์ต้นทุนและผลตอบแทนการผลิตก๊าซชีวภาพจากฟาร์มเลี้ยงสุกร*. (วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต). สืบค้นจาก https://archive.lib.cmu.ac.th/full/T/2550/ econ0250ms_abs.pdf

ศุภกร เชื้ออ่ำ, ศิรินทร ทองแสง, และแววบุญ แย้มแสงสังข์. (2561). สมบัติของเชื้อเพลิงอัดแท่งจากซังข้าวโพดและกากตะกอนน้ำเสียจากอุตสาหกรรมพลาสติก. *การประชุมวิชาการเสนอผลงานวิจัยระดับบัณฑิตศึกษาแห่งชาติ, 19*, 145-154. สืบค้นจาก https://app.gs.kku.ac.th/gs/th/publicationfile/item/19th-ngrc-2018/PMO8/PMO8.pdf

สถาบันวิจัยและพัฒนาพลังงานนครพิงค์. (2559). *โครงการปรับปรุงคุณภาพก๊าซชีวภาพที่แหล่งกำเนิด*. สืบค้นจาก https://erdi.cmu.ac.th/download/publications/fulldoc_Insitu_Methane_Enrichment.pdf

อาริยา วิรัชวรกุล. (2546). *การผลิตก๊าซชีวภาพจากเศษอาหารโดยกระบวนการย่อยสลายภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจนแบบสองขั้นตอน* (วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต). สืบค้นจาก https://fic.nfi.or.th/knowledge-detail.php?id=717

Alcantara, M. S., Grisotti, G., Tavares, M. H., & Gomes, S. D. (2017). Anaerobic digestion stability test by shewhart control chart. *Engenharia Agricola, 37*(03), 618-626. Doi: 10.1590/1809-4430-Eng.Agric.v37n3p618-626/2017

Alipouri, Y., Poshtan, J., & Alipour, H. (2014). Improvement of classical evolutionary programming using state feedback controller. *International Journal of Innovative Computing, Information and Control*, *10*(4), 1413-1433. Retrieved from http://www.ijicic.org/ijicic-12-10022.pdf

Amann, M. (2012). *Scenarios of cost-effective emission controls after 2020*. Retrieved from https://pure.iiasa.ac.at/id/eprint/10149/1/XO-12-026.pdf

American Public Health Association, American Water Works Association, & Water Environment Federation. (2012). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. (22nd ed). Denver, CO: American Water Works Association.

Amo-Duodu, G., Rathilal, S., Chollom, M. N., & Tetteh, E. K. (2021). Application of metallic nanoparticles for biogas enhancement using the biomethane potential test. *Scientific African*, *12*, e00728. Doi: 10.1016/j.sciaf.2021.e00728

Anijiofor Sandra, C., Jamil, N. A. M., Jabbar, S., Sakyat, S., & Gomes, C. (2017). Aerobic and anaerobic sewage biodegradable processes: the gap analysis. *Int J Res Environ Sci*, *3*(3), 9-19. Doi: 10.20431/2454-9444.0303002

Appels, L., Baeyens, J., Degrève, J., & Dewil, R. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in energy and combustion science*, *34*(6), 755-781. Doi: 10.1016/j.pecs.2008.06.002

Ariunbaatar, J., Panico, A., Esposito, G., Pirozzi, F., & Lens, P. N. (2014). Pretreatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste. *Applied energy*, *123*, 143-156. Doi: 10.1016/j.apenergy.2014.02.035

Assis, E. I., & Chirwa, E. M. (2021). Physicochemical characteristics of different pulp and paper mill waste streams for hydrothermal conversion. *Chemical Engineering Transactions*, *86*, 607-612. Doi: 10.3303/CET2186102

Avelar, N. V., Rezende, A. A. P., Carneiro, A. D. C. O., & Silva, C. M. (2016). Evaluation of briquettes made from textile industry solid waste. *Renewable Energy*, *91*, 417-424. Doi: 10.1016/j.renene.2016.01.075

Bajpai, P. (2015). *Management of pulp and paper mill waste: Vol. 431*. Switzerland: Springer International Publishing.

Balwaik, S. A., & Raut, S. P. (2011). Utilization of waste paper pulp by partial replacement of cement in concrete. *International Journal of Engineering Research and Applications, 2*(1), 300-309. Retrieved from https://sid.ir/paper/676932/en

Bayr, S., & Rintala, J. (2012). Thermophilic anaerobic digestion of pulp and paper mill primary sludge and co-digestion of primary and secondary sludge. *Water research*, *46*(15), 4713-4720. Doi: 10.1016/j.watres.2012.06.033

Belkin, H. E., & Tewalt, S. J. (2007). *Geochemistry of selected coal samples from Sumatra, Kalimantan, Sulawesi, and Papua, Indonesia*. US Geological Survey. Retrieved from https://pubs.usgs.gov/of/2007/1202/ofr2007-1202.pdf

Berglund Odhner, P., Schabbauer, A., Sarvari Horvath, I., & Mohseni Kabir, M. (2012). *Biogas from lignocellulosic biomass*. Sweden: Svenskt Gastekniskt Center. Retrieved from https://www.osti.gov/etdeweb/biblio/22000652

Bernat, K., Cydzik-Kwiatkowska, A., Wojnowska-Baryła, I., & Karczewska, M. (2017). Physicochemical properties and biogas productivity of aerobic granular sludge and activated sludge. *Biochemical Engineering Journal*, *117*, 43-51. Doi: 10.1016/j.bej.2016.11.002

Bokhary, A., Leitch, M., & Liao, B. Q. (2021). Effect of organic loading rate on the biological performance of the thermophilic anaerobic membrane bioreactor treating pulp and paper primary sludge. *Clean Technologies and Environmental Policy*, *23*(9), 2669-2681. Doi: 10.1007/s10098-021-02186-w

Bokhary, A., Leitch, M., & Liao, B. Q. (2022). Thermophilic anaerobic membrane bioreactor for pulp and paper primary sludge treatment: Effect of solids retention time on the biological performance. *Biomass and Bioenergy*, *161*, 106388. Doi: 10.1016/j.biombioe.2022.106388

Bolzonella, D., Battista, F., Mattioli, A., Nicolato, C., Frison, N., & Lampis, S. (2020). Biological thermophilic post hydrolysis of digestate enhances the biogas production in the anaerobic digestion of agro-waste. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *134*, 110174. Doi: 10.1016/j.rser.2020.110174

Chakraborty, D., Dahiya, S., Amulya, K., Srivastav, V., & Mohan, S. V. (2019). Valorization of paper and pulp waste: opportunities and prospects of biorefinery. In *Industrial and municipal sludge*, Butterworth-Heinemann Publishing, 623-656. Doi: 10.1016/B978-0-12-815907-1.00027-1

Chinnaraj, S., & Rao, G. V. (2006). Implementation of an UASB anaerobic digester at bagasse-based pulp and paper industry. *Biomass and Bioenergy*, *30*(3), 273-277. Doi: 10.1016/j.biombioe.2005.10.007

Ciaciuch, A., Gaca, J., & Lelewer, K. (2017). Effect of the two-stage thermal disintegration and anaerobic digestion of sewage sludge on the COD fractions. *Polish Journal of Chemical Technology*, *19*(3), 130-135. Doi: 10.1515/pjct-2017-0059

Cokgor, E. U., Zengin, G. E., Tas, D. O., Oktay, S., Randall, C., & Orhon, D. (2006). Respirometric assessment of primary sludge fermentation products. *Journal of Environmental Engineering*, *132*(1), 68-74. Doi: 10.1061/(ASCE)0733-9372(2006)132:1(68)

Devi, M. K., Manikandan, S., Oviyapriya, M., Selvaraj, M., Assiri, M. A., Vickram, S., Subbaiya, R., Karmegam, N., Ravindran, B., Chang, S. W., & Awasthi, M. K. (2022). Recent advances in biogas production using Agro-Industrial Waste: A comprehensive review outlook of Techno-Economic analysis. *Bioresource Technology*, *363*, 127871. Doi: 10.1016/j.biortech.2022.127871

Donoso-Bravo, A., Pérez-Elvira, S., & Fdz-Polanco, F. (2015). Simplified mechanistic model for the two-stage anaerobic degradation of sewage sludge. *Environmental Technology*, *36*(10), 1334-1346. Doi: 10.1080/09593330.2014.988186

Duarte, M. S., Oliveira, J. V., Pereira, C., Carvalho, M., Mesquita, D. P., & Alves, M. M. (2021). Volatile fatty acids (Vfa) production from wastewaters with high salinity—influence of ph, salinity and reactor configuration. *Fermentation*, *7*(4), 303. Doi: 10.3390/fermentation7040303

EBE Engineering. (2024). *Reduce your environmental impact with the ECOFLOW Venturi orifice steam trap*. Retrieved from https://www.ebe-eng.com/sustainability/

Elliott, A., & Mahmood, T. (2012). Comparison of mechanical pretreatment methods for the enhancement of anaerobic digestion of pulp and paper waste activated sludge. *Water environment research*, *84*(6), 497-505. Doi: 10.2175/106143012X13347678384602

Elsayed, M., Andres, Y., Blel, W., Gad, A., & Ahmed, A. (2016). Effect of VS organic loads and buckwheat husk on methane production by anaerobic co-digestion of primary sludge and wheat straw. *Energy Conversion and Management*, *117*, 538-547. Doi: 10.1016/j.enconman.2016.03.064

Esposito, G., Frunzo, L., Panico, A., & Pirozzi, F. (2011). Model calibration and validation for OFMSW and sewage sludge co-digestion reactors. *Waste Management*, *31*(12), 2527-2535. Doi: 10.1016/j.wasman.2011.07.024

Fifer Bizjak, K., Likar, B., Mladenovič, A., & Zalar Serjun, V. (2021). Valorized deinking paper residue as fill material for geotechnical structures. *Scientific reports*, *11*(1), 22363. Doi: 10.1038/s41598-021-01949-1

Fioreze, M., & Silva, C. M. (2023). Anaerobic digestion and pretreatment methods applied to primary and secondary sludge from pulp and paper mills: A review of the development of global research and a case study of a typical brazilian kraft pulp mill. *Journal of Urban and Environmental Engineering*, *17*(1), 39-50. Doi: 10.4090/juee.2023.v17n1.039050

Gagliano, M. C., Braguglia, C. M., Gallipoli, A., Gianico, A., & Rossetti, S. (2015). Microbial diversity in innovative mesophilic/thermophilic temperature-phased anaerobic digestion of sludge. *Environmental Science and Pollution Research*, *22*(10), 7339-7348. Doi: 10.1007/s11356-014-3061-y

Gálvez-Martos, J. L., Greses, S., Magdalena, J. A., Iribarren, D., Tomás-Pejó, E., & González-Fernández, C. (2021). Life cycle assessment of volatile fatty acids production from protein-and carbohydrate-rich organic wastes. *Bioresource Technology*, *321*, 124528. Doi: 10.1016/j.biortech.2020.124528

Gensollen, G., Pourcher, A. M., Duedal, A. L., Picard, S., Le Roux, S., & Peu, P. (2022). Impact of pH in the first-stage of a two-stage anaerobic digestion on metabolic pathways and methane production. *Bioresource Technology Reports*, *20*, 101256. Doi: 10.1016/j.biteb.2022.101256

Gibbs, R. A., & Hayes, C. R. (1988). The use of R2A medium and the spread plate method for the enumeration of heterotrophic bacteria in drinking water. *Letters in Applied Microbiology*, *6*(2), 19-21. Doi: 10.1111/j.1472-765X.1988.tb01205.x

Green, D. W. (2008). Perry's chemical engineers', *Handbook–seventh Edition–Sections*, 5-12.

Hagelqvist, A. (2013). Batchwise mesophilic anaerobic co-digestion of secondary sludge from pulp and paper industry and municipal sewage sludge. *Waste management*, *33*(4), 820-824. Doi: 10.1016/j.wasman.2012.11.002

Hakiki, R., Astuti, M. P., & Wikaningrum, T. (2019). Comparison Of Global Warming Potential-Impact On The Handling Of The Hazardous-Sludge From The Centralized Industrial-Wastewater Treatment Plant. *Indonesian Journal of Urban and Environmental Technology*, *3*(1), 84-102. Doi: 10.25105/urbanenvirotech.v3i1.5530

Hasan, M. A., Aqsha, Putra, Z. A., Bilad, M. R., Sapiaa, N. A. H., Wirzal, M. D. H., & Tijani, M. M. (2018, September). Biogas production from chicken food waste and cow manure via multi-stages anaerobic digestion. *Proceedings of the 3rd International Conference on Applied Science and Technology (icast'18), 2016*(1), 020011. Doi: 10.1063/1.5055413

Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. (2012). *Basic principles and calculations in chemical engineering*, FT press.

Hobson, P.N., & Wheatley, A.D. (1993). *Anaerobic Digestion, Modern Theory and Practice*. Essex, UK: Elsevier Science Publishers, Ltd.

Hossain, M. S., Karim, T. U., Onik, M. H., Kumar, D., Rahman, M. A., Yousuf, A., & Uddin, M. R. (2022). Impact of temperature, inoculum flow pattern, inoculum type, and their ratio on dry anaerobic digestion for biogas production. *Scientific reports*, *12*(1), 6162. Doi: 10.1038/s41598-022-10025-1

Hsueh, P. R., Lee, T. F., Du, S. H., Teng, S. H., Liao, C. H., Sheng, W. H., & Teng, L. J. (2014). Bruker Biotyper matrix-assisted laser desorption ionization–time of flight mass spectrometry system for identification of Nocardia, Rhodococcus, Kocuria, Gordonia, Tsukamurella, and Listeria species. *Journal of Clinical Microbiology*, *52*(7), 2371-2379. Doi: 10.1128/jcm.00456-14

Hülsemann, B., Zhou, L., Merkle, W., Hassa, J., Müller, J., & Oechsner, H. (2020). Biomethane potential test: Influence of inoculum and the digestion system. *Applied Sciences*, *10*(7), 2589. Doi: 10.3390/app10072589

Husgafvel, R., Linkosalmi, L., Hughes, M., Kanerva, J., & Dahl, O. (2018). Forest sector circular economy development in Finland: A regional study on sustainability driven competitive advantage and an assessment of the potential for cascading recovered solid wood. *Journal of cleaner production*, *181*, 483-497. Doi: 10.1016/j.jclepro.2017.12.176

International Energy Agency (IEA). (2023). *Paper*. Retrieved from https://www.iea.org/energy-system/industry/paper

Ingale, S. D., & Nemade, P. D. (2023). Effect of paper sludge ash on properties of cement concrete: A review. *Materials Today: Proceedings*. Doi: 10.1016/j.matpr.2023.03.492

ION, D. (2013). Energy balance of a coal-fired power plant in condensing operation. *Advances in Environment Technologies, Agriculture, Food and Animal Science*. Retrieved from https://www.researchgate.net/profile/Ion-Dosa/publication/320946863_Energy_Balance_of_a_Coal-Fired_Power_Plant_in_Condensing_Operation/links/5a0420eb4585151f4790a061/Energy-Balance-of-a-Coal-Fired-Power-Plant-in-Condensing-Operation.pdf

International Organization for Standardization (ISO). (1995). *ISO 11734:1995 — Water quality — Evaluation of ultimate aerobic biodegradability of organic compounds in digested sludge — Method by measurement of the biogas production*. Geneva, Switzerland: ISC.

Ivanchenko, A., Yelatontsev, D., & Savenkov, A. (2021). Anaerobic co-digestion of agro-industrial waste with cheese whey: Impact of centrifuge comminution on biogas release and digestate agrochemical properties. *Biomass and Bioenergy*, *147*, 106010. Doi: 10.1016/j.biombioe.2021.106010

Jameel, M. K., Mustafa, M. A., Ahmed, H. S., jassim Mohammed, A., Ghazy, H., Shakir, M. N., Lawas, A. M., Mohammed, S. K., Idan, A. H.,Mahmoud, Z. H., Sayadi, H., & Kianfar, E. (2024). Biogas: Production, properties, applications, economic and challenges: A review. *Results in Chemistry*, *7*, 101549. Doi: 10.1016/j.rechem.2024.101549

Janke, L., Weinrich, S., Leite, A. F., Sträuber, H., Radetski, C. M., Nikolausz, M., Nelles, M., & Stinner, W. (2018). Year-round biogas production in sugarcane biorefineries: Process stability, optimization and performance of a two-stage reactor system. *Energy Conversion and Management*, *168*, 188-199. Doi: 10.1016/j.enconman.2018.04.101

Jele, T. B., Sithole, B., Lekha, P., & Andrew, J. (2022). Characterisation of pulp and paper mill sludge for beneficiation. *Cellulose*, *29*(8), 4629-4643. Doi: 10.1007/s10570-022-04578-7

Jianlong, W., & Jing, K. (2005). The characteristics of anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) by granular sludge from an EGSB reactor. *Process Biochemistry*, *40*(5), 1973-1978. Doi: 10.1016/j.procbio.2004.08.001

Johansson, A. C., Selander, A., Soleimanisalim, A. H., Nordsvahn, R., & Shafaghat, H. (2024). Chemical recycling of complex reject streams from the paper industry via thermal and catalytic pyrolysis. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, *181*, 106572. Doi: 10.1016/j.jaap.2024.106572

Kaosol, T., & Sohgrathok, N. (2012). Enhancement of biogas production potential for anaerobic co-digestion of wastewater using decanter cake. *American Journal of Agricultural and Biological Sciences, 7*(4), 494-502. Doi: 10.5555/20133205898

Karlsson, A., Truong, X. B., Gustavsson, J., Svensson, B. H., Nilsson, F., & Ejlertsson, J. (2011). Anaerobic treatment of activated sludge from Swedish pulp and paper mills–biogas production potential and limitations. *Environmental technology*, *32*(14), 1559-1571. Doi: 10.1080/09593330.2010.543932

Kato, M. T., Field, J. A., & Lettinga, G. (1997). The anaerobic treatment of low strength wastewaters in UASB and EGSB reactors. *Water Science and Technology*, *36*(6-7), 375-382. Doi: 10.1016/S0273-1223(97)00545-3

Kaur, R., Tyagi, R. D., & Zhang, X. (2020). Review on pulp and paper activated sludge pretreatment, inhibitory effects and detoxification strategies for biovalorization. *Environmental research*, *182*, 109094. Doi: 10.1016/j.envres.2019.109094

Khot, P. D., Couturier, M. R., Wilson, A., Croft, A., & Fisher, M. A. (2012). Optimization of matrix-assisted laser desorption ionization–time of flight mass spectrometry analysis for bacterial identification. *Journal of clinical microbiology*, *50*(12), 3845-3852. Doi: 10.1128/jcm.00626-12

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Kim, T. S., Lee, K., Hong, Y. J., Hwang, S. M., Park, J. S., Park, K. U., Song, J., & Kim, E. C. (2015). MALDI-TOF MS: Its application in the clinical laboratory and a paradigm shift in clinical microbiology. *Laboratory Medicine Online*, *5*(4), 176. Doi: 10.3343/lmo.2015.5.4.176

Kinnunen, V., Ylä-Outinen, A., & Rintala, J. (2015). Mesophilic anaerobic digestion of pulp and paper industry biosludge–long-term reactor performance and effects of thermal pretreatment. *Water research*, *87*, 105-111. Doi: 10.1016/j.watres.2015.08.053

Kloekke, L. (2018). *Deinking sludge waste management* (Doctoral dissertation). University of Groningen, Netherlands.

Kumar, M., Morya, R., Gupta, A., & Thakur, I. S. (2020a). Anaerobic biovalorization of pulp and paper mill waste. In *Biovalorisation of wastes to renewable chemicals and biofuels* (pp. 41-61). Elsevier. Doi: 10.1016/B978-0-12-817951-2.00003-1

Kumar, P., Samuchiwal, S., & Malik, A. (2020b). Anaerobic digestion of textile industries wastes for biogas production. *Biomass Conversion and Biorefinery*, *10*(3), 715-724. Doi: 10.1007/s13399-020-00601-8

Kuo, P. C., Illathukandy, B., Sun, Z., & Aziz, M. (2023). Efficient conversion of waste-to-SNG via hybrid renewable energy systems for circular economy: Process design, energy, and environmental analysis. *Waste Management*, *166*, 1-12. Doi: 10.1016/j.wasman.2023.04.041

Laiq Ur Rehman, M., Iqbal, A., Chang, C. C., Li, W., & Ju, M. (2019). Anaerobic digestion. *Water environment research*, *91*(10), 1253-1271. Doi: 10.1002/wer.1219

Larsson, M., Truong, X. B., Björn, A., Ejlertsson, J., Bastviken, D., Svensson, B. H., & Karlsson, A. (2015). Anaerobic digestion of alkaline bleaching wastewater from a kraft pulp and paper mill using UASB technique. *Environmental technology*, *36*(12), 1489-1498. Doi: 10.1080/09593330.2014.994042

Lay, J. J., Li, Y. Y., & Noike, T. (1996). Effect of moisture content and chemical nature on methane fermentation characteristics of municipal solid wastes. *Doboku Gakkai Ronbunshu*, *1996*(552), 101-108. Doi: 10.2208/jscej.1996.552_101

Ledakowicz, S., Stolarek, P., Malinowski, A., & Lepez, O. (2019). Thermochemical treatment of sewage sludge by integration of drying and pyrolysis/autogasification. *Renewable and sustainable energy reviews*, *104*, 319-327. Doi: 10.1016/j.rser.2019.01.018

Lim, Y. F., Chan, Y. J., Abakr, Y. A., Sethu, V., Selvarajoo, A., Singh, A., Lee, J, & Gareth, M. (2022). Evaluation of potential feedstock for biogas production via anaerobic digestion in Malaysia: kinetic studies and economics analysis. *Environmental Technology*, *43*(16), 2492-2509. Doi: 10.1080/09593330.2021.1882587

Lin, Y., Wang, D., Li, Q., & Huang, L. (2011). Kinetic study of mesophilic anaerobic digestion of pulp & paper sludge. *Biomass and Bioenergy*, *35*(12), 4862-4867. Doi: 10.1016/j.biombioe.2011.10.001

Li, S., Wu, Z., & Liu, G. (2019). Degradation kinetics of toilet paper fiber during wastewater treatment: Effects of solid retention time and microbial community. *Chemosphere*, *225*, 915-926. Doi: 10.1016/j.chemosphere.2019.03.097

Liu, X., Li, R., & Ji, M. (2019). Effects of two-stage operation on stability and efficiency in co-digestion of food waste and waste activated sludge. *Energies*, *12*(14), 2748. Doi: 10.3390/en12142748

Lopes, A. D. C. P., Silva, C. M., Rosa, A. P., & de Ávila Rodrigues, F. (2018). Biogas production from thermophilic anaerobic digestion of kraft pulp mill sludge. *Renewable Energy*, *124*, 40-49. Doi: 10.1016/j.renene.2017.08.044

Lou, R., Wu, S., Lv, G., & Yang, Q. (2012). Energy and resource utilization of deinking sludge pyrolysis. *Applied Energy*, *90*(1), 46-50. Doi: 10.1016/j.apenergy.2010.12.025

Madigan, M. T., Bender, K., Buckley, D. H., Sattley, W. M., & Stahl, D. A. (2020). *Brock Biology of Microorganisms* (15th edn). New York, USA: Pearson Education.

Magdalena, J. A., Greses, S., & González-Fernández, C. (2019). Impact of organic loading rate in volatile fatty acids production and population dynamics using microalgae biomass as substrate. *Scientific reports*, *9*(1), 18374. Doi: 10.1038/s41598-019-54914-4

Mahmood, T., & Elliott, A. (2006). A review of secondary sludge reduction technologies for the pulp and paper industry. *Water research*, *40*(11), 2093-2112. Doi: 10.1016/j.watres.2006.04.001

Markphan, W., Mamimin, C., Suksong, W., Prasertsan, P., & O-Thong, S. (2020). Comparative assessment of single-stage and two-stage anaerobic digestion for biogas production from high moisture municipal solid waste. *PeerJ*, *8*, e9693. Doi: 10.7717/peerj.9693

Maspolim, Y., Guo, C., Xiao, K., Zhou, Y., & Ng, W. J. (2016). Performance and microbial community analysis in alkaline two-stage enhanced anaerobic sludge digestion system. *Biochemical Engineering Journal*, *105*, 296-305. Doi: 10.1016/j.bej.2015.10.004

Metcalf, E., & Eddy, E. (2003). *Wastewater engineering: treatment and reuse.* New York: McGrawHill. Inc.

Monte, M. C., Fuente, E., Blanco, A., & Negro, C. (2009). Waste management from pulp and paper production in the European Union. *Waste management*, *29*(1), 293-308. Doi: 10.1016/j.wasman.2008.02.002

Morel, F., Jacquier, H., Desroches, M., Fihman, V., Kumanski, S., Cambau, E., Decousser, J. W., & Berçot, B. (2018). Use of Andromas and Bruker MALDI-TOF MS in the identification of Neisseria. *European Journal of Clinical Microbiology & Infectious Diseases*, *37*(12), 2273-2277. Doi: 10.1007/s10096-018-3368-6

Mörtelmaier, C., Panda, S., Robertson, I., Krell, M., Christodoulou, M., Reichardt, N., & Mulder, I. (2019). Identification performance of MALDI-ToF-MS upon mono-and bi-microbial cultures is cell number and culture proportion dependent. *Analytical and bioanalytical chemistry*, *411*(26), 7027-7038. Doi: 10.1007/s00216-019-02080-x

Muhayodin, F., Fritze, A., & Rotter, V. S. (2021). Mass balance of c, nutrients, and mineralization of nitrogen during anaerobic co-digestion of rice straw with cow manure. *Sustainability, 13*(21), 11568. Doi: 10.3390/su132111568

Nammana, B., Racho, P., Nawong, S., Wichitsathian, B., & Tantrakarnapa, K. (2025). Feasibility of anaerobic co-digestion for biogas production from recycled paper industry sludge: optimization of mixing ratios and application in two-stage cstr system design. *Water Science & Technology, 92*(5): 683-703. Doi:10.2166/wst.2025.118

Neuwahl, F., Cusano, G., GÓMEZ, B. J., Holbrook, S., & Roudier, S. (2019). *Best available techniques (BAT) reference document for waste incineration: industrial emissions directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control).* Luxembourg: Publications Office of the European Union. Doi: 10.2760/761437

Norgren, R. (2022). *Valorization of low value organic waste by the use of black soldier fly larvae–bioconversion of sludge from the pulp and paper industry* (Doctoral dissertation). Mid Sweden University, Sweden. Retrieved from https://www.diva-portal.org/smash/record.jsf?pid=diva2%3A1630418&dswid=-4171

Normand, A. C., Cassagne, C., Gautier, M., Becker, P., Ranque, S., Hendrickx, M., & Piarroux, R. (2017). Decision criteria for MALDI-TOF MS-based identification of filamentous fungi using commercial and in-house reference databases. *BMC microbiology*, *17*(1), 25. Doi: 10.1186/s12866-017-0937-2

Orhon, D., & Çokgör, E. U. (1997). COD fractionation in wastewater characterization—the state of the art. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology: International Research in Process, Environmental AND Clean Technology*, *68*(3), 283-293. Doi: 10.1002/(SICI)1097-4660(199703)68:3<283::AID-JCTB633>3.0.CO;2-X

Pérez-Gálvez, R., García-Moreno, P. J., Huong, N. T. M., Guadix, E. M., Guadix, A., & Bergé, J. P. (2016). Multiobjective optimization of a pilot plant to process fish discards and by-products on board. *Clean Technologies and Environmental Policy*, *18*(3), 935-948. Doi: 10.1007/s10098-015-1081-z

Racho, P., & Pongampornnara, A. (2020). Enhanced biogas production from modified tapioca starch wastewater. *Energy Reports*, *6*, 744-750. Doi: 10.1016/j.egyr.2019.09.058

Rajput, A. A., & Sheikh, Z. (2019). Effect of inoculum type and organic loading on biogas production of sunflower meal and wheat straw. *Sustainable Environment Research*, *29*(1), 4. Doi: 10.1186/s42834-019-0003-x

Rifaini, I., & Noerhayati, E. (2024). Situbondo communal waste management study: Application of the anaerobic baffled reactor method at the Salafiyah Syafi'iyah Islamic boarding school. *Asian Journal Collaboration of Social Environmental and Education*, *2*(1), 1-16. Doi: 10.61511/ajcsee.v2i1.2024.987

Rocha, S., Soares, P., & Maia, L. (2022). Briquettes from sludge in sewage treatment plant: calorific power. *Environmental Science and Pollution Research*, *29*(60), 91096-91104. Doi: 10.1007/s11356-022-22239-x

Saha, M., Eskicioglu, C., & Marin, J. (2011). Microwave, ultrasonic and chemo-mechanical pretreatments for enhancing methane potential of pulp mill wastewater treatment sludge. *Bioresource technology*, *102*(17), 7815-7826. Doi: 10.1016/j.biortech.2011.06.053

Sanchez, Z., Poggio, D., Castro, L., & Escalante, H. (2021). Simultaneous synergy in CH4 yield and kinetics: criteria for selecting the best mixtures during co-digestion of wastewater and manure from a bovine slaughterhouse. *Energies*, *14*(2), 384. Doi: 10.3390/en14020384

Sani, K., Jariyaboon, R., Sompong, O., Cheirsilp, B., Kaparaju, P., Wang, Y., & Kongjan, P. (2022). Performance of pilot scale two-stage anaerobic co-digestion of waste activated sludge and greasy sludge under uncontrolled mesophilic temperature. *Water Research*, *221*, 118736. Doi: 10.1016/j.watres.2022.118736

Sawatdeenarunat, C., Sung, S., & Khanal, S. K. (2017). Enhanced volatile fatty acids production during anaerobic digestion of lignocellulosic biomass via micro-oxygenation. *Bioresource technology*, *237*, 139-145. Doi: 10.1016/j.biortech.2017.02.029

Scano, E. A., Grosso, M., Pistis, A., Carboni, G., & Cocco, D. (2021). An in-depth analysis of biogas production from locally agro-industrial by-products and residues. An Italian case. *Renewable Energy*, *179*, 308-318. Doi: 10.1016/j.renene.2021.07.050

Schulthess, B., Bloemberg, G. V., Zbinden, A., Mouttet, F., Zbinden, R., Böttger, E. C., & Hombach, M. (2016). Evaluation of the Bruker MALDI Biotyper for identification of fastidious Gram-negative rods. *Journal of clinical microbiology*, *54*(3), 543-548. Doi: 10.1128/jcm.03107-15

Sedighi, A., Karrabi, M., Shahnavaz, B., & Mostafavinezhad, M. (2022). Bioenergy production from the organic fraction of municipal solid waste and sewage sludge using mesophilic anaerobic co-digestion: An experimental and kinetic modeling study. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *153*, 111797. Doi: 10.1016/j.rser.2021.111797

Show, K. Y., & Tay, J. H. (1999). Influence of support media on biomass growth and retention in anaerobic filters. *Water research*, *33*(6), 1471-1481. Doi: 10.1016/S0043-1354(98)00352-2

Simão, L., Hotza, D., Raupp-Pereira, F., Labrincha, J. A., & Montedo, O. R. K. (2018). Wastes from pulp and paper mills-a review of generation and recycling alternatives. *Cerâmica*, *64*(371), 443-453. Doi: 10.1590/0366-69132018643712414

Singh, V., Phuleria, H. C., & Chandel, M. K. (2020). Estimation of energy recovery potential of sewage sludge in India: Waste to watt approach. *Journal of Cleaner Production*, *276*, 122538. Doi: 10.1016/j.jclepro.2020.122538

Sun, C., Guo, L., Zheng, Y., Yu, D., Jin, C., Zhao, Y., Yao, Z., Gao, M., & She, Z. (2022). Effect of mixed primary and secondary sludge for two-stage anaerobic digestion (AD). *Bioresource Technology*, *343*, 126160. Doi: 10.1016/j.biortech.2021.126160

Suthaphod, A., & Yoochatchaval, W. (2021). Utilization of biogas for boiler system to reduce greenhouse gas emission from distillery factory. *Thai Environmental Engineering Journal*, *35*(2), 55-65. Retrieved from https://so05.tci-thaijo.org/index.php/teej/article/view/251423

The Engineering ToolBox. (2008). *Methane (CH4): Thermophysical Properties and Phase Diagram*. Retrieved from https://www.engineeringtoolbox.com/methane-d_1420.html

Thunder Said Energy. (201 9). *Energy needed to produce steam: enthalpy and entropy data?.* Retrieved from https://thundersaidenergy.com/downloads/energy-needed-to-produce-steam-enthalpy-and-entropy-data/

Turner, T., Wheeler, R., & Oliver, I. W. (2022). Evaluating land application of pulp and paper mill sludge: A review. *Journal of Environmental Management*, *317*, 115439. Doi: 10.1016/j.jenvman.2022.115439

Ugwu, S. N., Harding, K., & Enweremadu, C. C. (2022). Comparative life cycle assessment of enhanced anaerobic digestion of agro-industrial waste for biogas production. *Journal of Cleaner Production*, *345*, 131178. Doi: 10.1016/j.jclepro.2022.131178

U.S. Department of Energy. (2012). *Consider Installing High-Pressure Boilers with Backpressure Turbine-Generators*. Retrieved from https://www.energy.gov/sites/prod/files/2014/05/f16/steam22_backpressure.pdf

U.S. Environmental Protection Agency. (2015). *Thermal energy conversions*. Retrieved from https://portfoliomanager.energystar.gov/pdf/reference/Thermal%20Conversions.pdf

Veluchamy, C., & Kalamdhad, A. S. (2017). Influence of pretreatment techniques on anaerobic digestion of pulp and paper mill sludge: a review. *Bioresource technology*, *245*, 1206-1219. Doi: 10.1016/j.biortech.2017.08.179

Veluchamy, C. (2018). *Anaerobic digestion of pulp and paper mill sludge* (Master's thesis). Retrieved from https://www.researchgate.net/profile/Veluchamy-Chitraichamy/publication/343742769_Anaerobic_Digestion_of_Pulp_and_Paper_Mill_Sludge/links/5f8857e1458515b7cf823e92/Anaerobic-Digestion-of-Pulp-and-Paper-Mill-Sludge.pdf

Vianna, E. D. F., Pentagna, L. S. D. S., Menezes, N. I. M., de Freitas, F. A. D., Leite, C. D. C. F., Albano, R. M., Leão, R. S., & Marques, E. A. (2021). Decreasing the cut-off score value of MALDI-ToF MS increase the identities of Burkholderia cepacia complex species. *Current Microbiology*, *78*(6), 2259-2263. Doi: 10.1007/s00284-021-02493-x

Wang, Z., Ma, T., & Xing, L. (2020). Process performance and microbial interaction in two-stage continuously stirred tank reactors for sludge anaerobic digestion operated at different temperatures. *Biochemical Engineering Journal*, *161*, 107682. Doi: 10.1016/j.bej.2020.107682

Wang, M., Sun, X. Z., Janssen, P. H., Tang, S. X., & Tan, Z. L. (2014). Responses of methane production and fermentation pathways to the increased dissolved hydrogen concentration generated by eight substrates in in vitro ruminal cultures. *Animal Feed Science and Technology*, *194*, 1-11. Doi: 10.1016/j.anifeedsci.2014.04.012

Waturangi, D. E., Nicholas, C. D., Susanto, C. O., & Suhartono, M. T. (2011). Isolation and Identification of Methylotrophic Bacteria Producing Methanol Dehydrogenase from Human Feet and Mouth, *HAYATI Journal of Biosciences, 18*(1), 11-15. Doi: 10.4308/hjb.18.1.11

Wood, N., Tran, H., & Master, E. (2009). Pretreatment of pulp mill secondary sludge for high-rate anaerobic conversion to biogas. *Bioresource Technology*, *100*(23), 5729-5735. Doi: 10.1016/j.biortech.2009.06.062

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Xue, S., Zhao, N., Song, J., & Wang, X. (2019). Interactive effects of chemical composition of food waste during anaerobic co-digestion under thermophilic temperature. *Sustainability*, *11*(10), 2933. Doi: 10.3390/su11102933

Yaashikaa, P. R., Kumar, P. S., & Varjani, S. (2022). Valorization of agro-industrial wastes for biorefinery process and circular bioeconomy: A critical review. *Bioresource Technology*, *343*, 126126. Doi: 10.1016/j.biortech.2021.126126

Zainal, A., Harun, R., & Idrus, S. (2022). Performance monitoring of anaerobic digestion at various organic loading rates of commercial Malaysian food waste. *Frontiers in Bioengineering and Biotechnology*, *10*, 775676. Doi: 10.3389/fbioe.2022.775676

Zakavi, M., Askari, H., & Shahrooei, M. (2022). Characterization of bacterial diversity between two coastal regions with heterogeneous soil texture. *Scientific Reports*, *12*(1), 18901. Doi: 10.1038/s41598-022-23487-0

Zaporowski, B. (2003). Analysis of energy-conversion processes in gas–steam power-plants integrated with coal gasification. *Applied Energy*, *74*(3-4), 297-304. Doi: 10.1016/S0306-2619(02)00189-7

Zeynali, R., Asadi, M., Ankley, P., Mahoney, H., Brinkmann, M., Acharya, B., McPhedran, K., & Soltan, J. (2025). Smart municipal wastewater treatment sludge management: Enhancement of biogas production from anaerobic digestion amended by optimized sludge-derived biochar. *Science of The Total Environment*, *989*, 179860. Doi: 10.1016/j.scitotenv.2025.179860

Zhang, W., Kong, T., Xing, W., Li, R., Yang, T., Yao, N., & Lv, D. (2022). Links between carbon/nitrogen ratio, synergy and microbial characteristics of long-term semi-continuous anaerobic co-digestion of food waste, cattle manure and corn straw. *Bioresource Technology*, *343*, 126094. Doi: 10.1016/j.biortech.2021.126094

Zhou, Y., Kumar, V., Harirchi, S., Vigneswaran, V. S., Rajendran, K., Sharma, P., Tong, Y. W., Binod, P., Sindhu, R., Sarsaiya, S., Balakrishnan, D., Mofijur, M., Zhang, Z., Taherzadeh, M. J., & Awasthi, M. K. (2022). RETRACTED: Recovery of value-added products from biowaste: A review. *Bioresource Technology*, *360*, 127565. Doi: 10.1016/j.biortech.2022.127565

Zwietering, M. H., Jongenburger, I., Rombouts, F. M., & Van't Riet, K. J. A. E. M. (1990). Modeling of the bacterial growth curve. *Applied and environmental microbiology*, *56*(6), 1875-1881. Doi: 10.1128/aem.56.6.1875-1881.1990

ภาคผนวก ก
ผลการศึกษาสัดส่วนผสมกากตะกอนส่วนเกินที่เหมาะสม

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

1. ค่า BOD 20 วัน ของกากตะกอนที่สัดส่วนผสมต่าง ๆ

ตารางที่ ก.1 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
1	4	141	141	141.00	0	113	84.4	98.7	20.22
	8	212	212	212.00	0	113	141.2	127.1	19.94
	12	282.5	353	317.75	49.85	169.4	169.4	169.4	0
	16	423.5	423.5	423.50	0	226	197.8	211.9	19.94
	20	423.5	494.5	459	50.2	226	226	226	0
	24	565	635	600	49.5	282	282	282	0
2	4	775	705	740	49.5	338	338	338	0
	8	920	775	847.5	102.53	368	424	396	39.6
	12	990	845	917.5	102.53	368	452	410	59.4
	16	1,130	920	1,025	148.49	424	536	480	79.2
	20	1,340	990	1,165	247.49	452	594	523	100.41
	24	1,485	1,060	1,272.5	300.52	480	650	565	120.21
3	4	1,625	1,270	1,447.5	251.02	536	678	607	100.41
	8	1,765	1,340	1,552.5	300.52	564	534	549	21.21
	12	1,905	1,410	1,657.5	350.02	594	820	707	159.81
	16	2,050	1,485	1,767.5	399.52	650	848	749	140.01
	20	2,190	1,555	1,872.5	449.01	734	876	805	100.41
	24	2,260	1,555	1,907.5	498.51	734	932	833	140.01
4	4	2,400	1,695	2,047.5	498.51	790	988	889	140.01
	8	2,470	1,765	2,117.5	498.51	820	1,074	947	179.61
	12	2,615	1,905	2,260.	502.05	876	1,158	1,017	199.4
	16	2,825	2,050	2,437.5	548.01	960	1,242	1,101	199.4
	20	2,895	2,050	2,472.5	597.51	988	1,328	1,158	240.42
	24	3,180	2,330	2,755	601.04	1,102	1,440	1,271	239
5	4	3,250	2,400	2,825	601.04	1,130	1,554	1,342	299.81
	8	3,460	2,540	3,000	650.54	1,214	1,638	1,426	299.81
	12	3,670	2,685	3,177.5	696.50	1,300	1,724	1,512	299.81
	16	3,670	2,755	3,212.5	647.00	1,328	1,808	1,568	339.41
	20	3,815	2,825	3,320	700.04	1,412	1,920	1,666	359.21

ตารางที่ ก.1 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
5 (ต่อ)	24	3,815	2,895	3,355	650.54	1,440	2,006	1,723	400.22
6	4	3,955	2,965	3,460	700.04	1,526	2,090	1,808	398.81
	8	4,025	3,105	3,565	650.54	1,610	2,204	1,907	420.02
	12	4,025	3,105	3,565	650.54	1,666	2,288	1,977	439.82
	16	3,955	3,035	3,495	650.54	1,694	2,344	2,019	459.62
	20	3,955	3,035	3,495	650.54	1,752	2,430	2,091	479.42
	24	4,025	3,180	3,602.5	597.51	1,808	2,514	2,161	499.22
7	4	4,095	3,180	3,637.5	647.00	1,864	2,570	2,217	499.22
	8	4,095	3,250	3,672.5	597.51	1,920	2,598	2,259	479.42
	12	4,165	3,250	3,707.5	647.00	1,978	2,656	2,317	479.42
	16	4,165	3,320	3,742.5	597.51	2,034	2,684	2,359	459.62
	20	4,165	3,390	3,777.5	548.01	2,090	2,684	2,387	420.02
	24	4,235	3,390	3,812.5	597.51	2,146	2,712	2,429	400.22
8	4	4,235	3,460	3,847.5	548.01	2,174	2,740	2,457	400.22
	8	4,235	3,460	3,847.5	548.01	2,232	2,768	2,500	379.01
	12	4,310	3,530	3,920	551.54	2,288	2,768	2,528	339.41
	16	4,310	3,530	3,920	551.54	2,344	2,796	2,570	319.61
	20	4,380	3,600	3,990	551.54	2,400	2,796	2,598	280.01
	24	4,310	3,600	3,955	502.05	2,458	2,796	2,627	239
9	4	4,380	3,670	4,025	502.05	2,486	2,824	2,655	239
	8	4,450	3,670	4,060	551.54	2,542	2,852	2,697	219.2
	12	4,450	3,745	4,097.5	498.51	2,598	2,852	2,725	179.61
	16	4,520	3,745	4,132.5	548.01	2,656	2,852	2,754	138.59
	20	4,520	3,815	4,167.5	498.51	2,656	2,882	2,769	159.81
	24	4,590	3,885	4,237.5	498.51	2,712	2,910	2,811	140.01
10	4	4,590	3,885	4,237.5	498.51	2,712	2,910	2,811	140.01
	8	4,660	3,885	4,272.5	548.01	2,740	2,938	2,839	140.01
	12	4,730	3,955	4,342.5	548.01	2,768	2,938	2,853	120.21
	16	4,730	3,955	4,342.5	548.01	2,768	2,966	2,867	140.01
	20	4,800	4,025	4,412.5	548.01	2,796	2,994	2,895	140.01
	24	4,800	4,025	4,412.5	548.01	2,796	2,994	2,895	140.01

ตารางที่ ก.1 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
11	4	4,800	4,095	4,447.5	498.51	2,824	3,022	2,923	140.01
	8	4,870	4,095	4,482.5	548.01	2,852	3,050	2,951	140.01
	12	4,870	4,165	4,517.5	498.51	2,882	3,050	2,966	118.79
	16	5,015	4,235	4,625	551.54	2,824	3,136	2,980	220.62
	20	5,085	4,380	4,732.5	498.51	2,938	3,164	3,051	159.81
	24	5,085	4,450	4,767.5	449.01	2,938	3,192	3,065	179.61
12	4	5,085	4,450	4,767.5	449.01	2,966	3,220	3,093	179.61
	8	5,085	4,520	4,802.5	399.52	2,966	3,220	3,093	179.61
	12	5,155	4,590	4,872.5	399.52	3,022	3,220	3,121	140.01
	16	5,225	4,590	4,907.5	449.01	3,022	3,248	3,135	159.81
	20	5,225	4,660	4,942.5	399.52	3,050	3,276	3,163	159.81
	24	5,155	4,660	4,907.5	350.02	3,050	3,304	3,177	179.61
13	4	5,225	4,730	4,977.5	350.02	3,078	3,276	3,177.	140.01
	8	5,225	4,730	4,977.5	350.02	3,108	3,304	3,206	138.59
	12	5,155	4,660	4,907.5	350.02	3,108	3,362	3,235	179.61
	16	5,085	4,590	4,837.5	350.02	3,108	3,276	3,192	118.79
	20	5,155	4,590	4,872.5	399.52	3,108	3,304	3,206	138.59
	24	5,155	4,660	4,907.5	350.02	3,136	3,334	3,235	140.01
14	4	5,155	4,660	4,907.5	350.02	3,164	3,334	3,249	120.21
	8	5,155	4,660	4,907.5	350.02	3,164	3,334	3,249	120.21
	12	5,155	4,660	4,907.5	350.02	3,164	3,362	3,263	140.01
	16	5,155	4,660	4,907.5	350.02	3,192	3,362	3,277	120.21
	20	5,225	4,730	4,977.5	350.02	3,192	3,390	3,291	140.01
	24	5,225	4,730	4,977.5	350.02	3,220	3,390	3,305	120.21
15	4	5,225	4,730	4,977.5	350.02	3,220	3,390	3,305	120.21
	8	5,085	4,590	4,837.5	350.02	3,192	3,390	3,291	140.01
	12	5,225	4,730	4,977.5	350.02	3,248	3,418	3,333	120.21
	16	5,225	4,730	4,977.5	350.02	3,248	3,418	3,333	120.21
	20	5,225	4,800	5,012.5	300.52	3,276	3,446	3,361	120.21
	24	5,225	4,800	5,012.5	300.52	3,276	3,446	3,361	120.21

ตารางที่ ก.1 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
16	4	5,225	4,800	5,012.5	300.52	3,304	3,474	3,389	120.21
	8	5,225	4,800	5,012.5	300.52	3,304	3,474	3,389	120.21
	12	5,295	4,800	5,047.5	350.02	3,334	3,474	3,404	98.99
	16	5,295	4,800	5,047.5	350.02	3,334	3,502	3,418	118.79
	20	5,225	4,800	5,012.5	300.52	3,334	3,502	3,418	118.79
	24	5,295	4,870	5,082.5	300.52	3,362	3,530	3,446	118.79
17	4	5,295	4,870	5,082.5	300.52	3,362	3,530	3,446	118.79
	8	5,225	4,870	5,047.5	251.02	3,362	3,560	3,461	140.01
	12	5,295	4,870	5,082.5	300.52	3,362	3,560	3,461	140.01
	16	5,295	4,870	5,082.5	300.52	3,390	3,588	3,489	140.01
	20	5,295	4,870	5,082.5	300.52	3,390	3,588	3,489	140.01
	24	5,295	4,945	5,120	247.49	3,390	3,588	3,489	140.01
18	4	5,295	4,945	5,120	247.49	3,418	3,616	3,517	140.01
	8	5,295	4,870	5,082.5	300.52	3,390	3,616	3,503	159.81
	12	5,295	4,945	5,120	247.49	3,418	3,616	3,517	140.01
	16	5,295	4,945	5,120	247.49	3,446	3,644	3,545	140.01
	20	5,295	4,945	5,120	247.49	3,446	3,644	3,545	140.01
	24	5,295	4,945	5,120	247.49	3,418	3,672	3,545	179.61
19	4	5,295	5,015	5,155	197.99	3,446	3,672	3,559	159.81
	8	5,295	4,945	5,120	247.49	3,446	3,672	3,559	159.81
	12	5,365	5,015	5,190	247.49	3,446	3,672	3,559	159.81
	16	5,295	4,945	5,120	247.49	3,446	3,672	3,559	159.81
	20	5,365	4,945	5,155	296.98	3,474	3,700	3,587	159.81
	24	5,365	5,015	5,190	247.49	3,474	3,700	3,587	159.81
20	4	5,365	5,015	5,190	247.49	3,502	3,700	3,601	140.01
	8	5,365	5,015	5,190	247.49	3,502	3,700	3,601	140.01
	12	5,365	5,085	5,225	197.99	3,502	3,728	3,615	159.81
	16	5,365	5,085	5,225	197.99	3,502	3,728	3,615	159.81
	20	5,365	5,085	5,225	197.99	3,502	3,728	3,615	159.81
	24	5,365	5,015	5,190	247.49	3,502	3,756	3,629	179.61

ตารางที่ ก.2 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 3:1

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
1	4	80	80	80	0	undef	undef	undef	0
	8	160	160	160	0	153	153	153	0
	12	160	160	160	0	153	153	153	0
	16	321	321	321	0	153	153	153	0
	20	321	321	321	0	307	307	307	0
	24	480	480	480	0	126	126	126	0
2	4	undef	undef	undef	0	461	461	461	0
	8	562	562	562	0	307	307	307	0
	12	642	642	642	0	461	461	461	0
	16	721	721	721	0	461	461	461	0
	20	721	721	721	0	461	461	461	0
	24	880	880	880	0	461	461	461	0
3	4	880	880	880	0	461	461	461	0
	8	1,042	1,042	1,042	0	767	767	767	0
	12	1,042	1,042	1,042	0	767	767	767	0
	16	1,122	1,122	1,122	0	767	767	767	0
	20	1,201	1,201	1,201	0	767	767	767	0
	24	1,201	1,201	1,201	0	919	919	919	0
4	4	1,363	1,363	1,363	0	919	919	919	0
	8	1,443	1,443	1,443	0	1,077	1,077	1,077	0
	12	1,605	1,605	1,605	0	919	919	919	0
	16	1,764	1,764	1,764	0	1,077	1,077	1,077	0
	20	1,843	1,843	1,843	0	undef	undef	undef	0
	24	1,923	1,923	1,923	0	1,077	1,077	1,077	0
5	4	2,085	2,085	2,085	0	1,077	1,077	1,077	0
	8	2,085	2,085	2,085	0	1,077	1,077	1,077	0
	12	2,244	2,244	2,244	0	1,229	1,229	1,229	0
	16	2,244	2,244	2,244	0	1,382	1,382	1,382	0
	20	2,326	2,326	2,326	0	1,382	1,382	1,382	0
	24	963	963	963	0	1,534	1,534	1,534	0
6	4	2,405	2,405	2,405	0	1,229	1,229	1,229	0

ตารางที่ ก.2 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 3:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
6 (ต่อ)	8	2,405	2,405	2,405	0	1,534	1,534	1,534	0
	12	2,485	2,485	2,485	0	1,382	1,382	1,382	0
	16	2,485	2,485	2,485	0	1,382	1,382	1,382	0
	20	2,565	2,565	2,565	0	1,686	1,686	1,686	0
	24	2,565	2,565	2,565	0	1,534	1,534	1,534	0
7	4	2,644	2,644	2,644	0	1,534	1,534	1,534	0
	8	2,644	2,644	2,644	0	1,534	1,534	1,534	0
	12	2,644	2,644	2,644	0	1,686	1,686	1,686	0
	16	2,726	2,726	2,726	0	1,686	1,686	1,686	0
	20	2,644	2,644	2,644	0	1,534	1,534	1,534	0
	24	2,806	2,806	2,806	0	1,844	1,844	1,844	0
8	4	2,806	2,806	2,806	0	1,686	1,686	1,686	0
	8	2,726	2,726	2,726	0	1,534	1,534	1,534	0
	12	2,806	2,806	2,806	0	1,686	1,686	1,686	0
	16	2,885	2,885	2,885	0	1,686	1,686	1,686	0
	20	2,885	2,885	2,885	0	1,534	1,534	1,534	0
	24	2,885	2,885	2,885	0	1,996	1,996	1,996	0
9	4	2,885	2,885	2,885	0	1,686	1,686	1,686	0
	8	2,885	2,885	2,885	0	1,844	1,844	1,844	0
	12	2,885	2,885	2,885	0	1,686	1,686	1,686	0
	16	2,885	2,885	2,885	0	1,686	1,686	1,686	0
	20	2,965	2,965	2,965	0	1,844	1,844	1,844	0
	24	2,965	2,965	2,965	0	1,844	1,844	1,844	0
10	4	2,965	2,965	2,965	0	1,844	1,844	1,844	0
	8	2,965	2,965	2,965	0	1,686	1,686	1,686	0
	12	3,047	3,047	3,047	0	1,996	1,996	1,996	0
	16	2,965	2,965	2,965	0	1,844	1,844	1,844	0
	20	3,047	3,047	3,047	0	1,844	1,844	1,844	0
	24	3,047	3,047	3,047	0	1,844	1,844	1,844	0
11	4	3,047	3,047	3,047	0	1,844	1,844	1,844	0
	8	3,127	3,127	3,127	0	1,844	1,844	1,844	0

สำนักวิทยบริการและเทคโนโลยีสารสนเทศ

ตารางที่ ก.2 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 3:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
11 (ต่อ)	12	3,127	3,127	3,127	0	1,996	1,996	1,996	0
	16	3,127	3,127	3,127	0	1,996	1,996	1,996	0
	20	3,127	3,127	3,127	0	1,996	1,996	1,996	0
	24	3,127	3,127	3,127	0	1,996	1,996	1,996	0
12	4	3,206	3,206	3,206	0	1,844	1,844	1,844	0
	8	3,206	3,206	3,206	0	1,844	1,844	1,844	0
	12	3,206	3,206	3,206	0	2,149	2,149	2,149	0
	16	3,206	3,206	3,206	0	1,844	1,844	1,844	0
	20	3,206	3,206	3,206	0	2,149	2,149	2,149	0
	24	3,286	3,286	3,286	0	2,301	2,301	2,301	0
13	4	3,286	3,286	3,286	0	2,149	2,149	2,149	0
	8	3,286	3,286	3,286	0	2,301	2,301	2,301	0
	12	3,286	3,286	3,286	0	2,149	2,149	2,149	0
	16	3,368	3,368	3,368	0	1,996	1,996	1,996	0
	20	3,368	3,368	3,368	0	2,301	2,301	2,301	0
	24	3,448	3,448	3,448	0	2,301	2,301	2,301	0
14	4	3,448	3,448	3,448	0	2,301	2,301	2,301	0
	8	3,527	3,527	3,527	0	2,149	2,149	2,149	0
	12	3,527	3,527	3,527	0	2,149	2,149	2,149	0
	16	3,527	3,527	3,527	0	2,149	2,149	2,149	0
	20	3,527	3,527	3,527	0	2,149	2,149	2,149	0
	24	3,607	3,607	3,607	0	2,301	2,301	2,301	0
15	4	3,607	3,607	3,607	0	2,301	2,301	2,301	0
	8	3,607	3,607	3,607	0	2,149	2,149	2,149	0
	12	3,607	3,607	3,607	0	2,301	2,301	2,301	0
	16	3,607	3,607	3,607	0	2,149	2,149	2,149	0
	20	3,686	3,686	3,686	0	2,459	2,459	2,459	0
	24	3,686	3,686	3,686	0	2,459	2,459	2,459	0
16	4	3,686	3,686	3,686	0	2,301	2,301	2,301	0
	8	3,769	3,769	3,769	0	2,149	2,149	2,149	0
	12	3,769	3,769	3,769	0	2,301	2,301	2,301	0

ตารางที่ ก.2 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 3:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
16 (ต่อ)	16	3,769	3,769	3,769	0	2,611	2,611	2,611	0
	20	3,848	3,848	3,848	0	2,301	2,301	2,301	0
	24	3,848	3,848	3,848	0	2,611	2,611	2,611	0
17	4	3,848	3,848	3,848	0	2,611	2,611	2,611	0
	8	3,848	3,848	3,848	0	2,301	2,301	2,301	0
	12	3,848	3,848	3,848	0	2,459	2,459	2,459	0
	16	3,928	3,928	3,928	0	2,301	2,301	2,301	0
	20	3,928	3,928	3,928	0	2,611	2,611	2,611	0
	24	3,928	3,928	3,928	0	2,459	2,459	2,459	0
18	4	4,007	4,007	4,007	0	2,764	2,764	2,764	0
	8	4,007	4,007	4,007	0	2,611	2,611	2,611	0
	12	4,007	4,007	4,007	0	2,301	2,301	2,301	0
	16	4,007	4,007	4,007	0	2,459	2,459	2,459	0
	20	4,007	4,007	4,007	0	2,459	2,459	2,459	0
	24	4,090	4,090	4,090	0	2,764	2,764	2,764	0
19	4	4,007	4,007	4,007	0	2,459	2,459	2,459	0
	8	4,090	4,090	4,090	0	2,611	2,611	2,611	0
	12	4,090	4,090	4,090	0	2,611	2,611	2,611	0
	16	4,090	4,090	4,090	0	2,611	2,611	2,611	0
	20	4,090	4,090	4,090	0	2,764	2,764	2,764	0
	24	4,090	4,090	4,090	0	2,764	2,764	2,764	0
20	4	4,169	4,169	4,169	0	2,764	2,764	2,764	0
	8	4,090	4,090	4,090	0	2,764	2,764	2,764	0
	12	4,169	4,169	4,169	0	2,764	2,764	2,764	0
	16	4,169	4,169	4,169	0	2,611	2,611	2,611	0
	20	4,169	4,169	4,169	0	2,764	2,764	2,764	0
	24	4,249	4,249	4,249	0	2,764	2,764	2,764	0

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.3 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:1

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
1	4	142	142	142	0	-	-	-	0
	8	285	285	285	0	105	105	105	0
	12	285	285	285	0	105	105	105	0
	16	355	355	355	0	105	105	105	0
	20	499	499	499	0	210	210	210	0
	24	570	570	570	0	210	210	210	0
2	4	undef	undef	undef	0	315	315	315	0
	8	781	781	781	0	210	210	210	0
	12	925	925	925	0	315	315	315	0
	16	995	995	995	0	315	315	315	0
	20	995	995	995	0	173	173	173	0
	24	1,066	1,066	1,066	0	420	420	420	0
3	4	1,139	1,139	1,139	0	315	315	315	0
	8	1,210	1,210	1,210	0	420	420	420	0
	12	1,280	1,280	1,280	0	525	525	525	0
	16	1,351	1,351	1,351	0	420	420	420	0
	20	1,351	1,351	1,351	0	420	420	420	0
	24	1,424	1,424	1,424	0	630	630	630	0
4	4	1,424	1,424	1,424	0	525	525	525	0
	8	1,494	1,494	1,494	0	630	630	630	0
	12	1,565	1,565	1,565	0	525	525	525	0
	16	1,565	1,565	1,565	0	630	630	630	0
	20	1,635	1,635	1,635	0	-	-	-	0
	24	1,635	1,635	1,635	0	630	630	630	0
5	4	1,706	1,706	1,706	0	630	630	630	0
	8	1,706	1,706	1,706	0	630	630	630	0
	12	1,706	1,706	1,706	0	736	736	736	0
	16	1,706	1,706	1,706	0	841	841	841	0
	20	1,850	1,850	1,850	0	841	841	841	0
	24	570	570	570	0	841	841	841	0

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.3 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
6	4	1,850	1,850	1,850	0	736	736	736	0
	8	1,850	1,850	1,850	0	841	841	841	0
	12	1,920	1,920	1,920	0	841	841	841	0
	16	1,920	1,920	1,920	0	841	841	841	0
	20	1,991	1,991	1,991	0	945	945	945	0
	24	1,991	1,991	1,991	0	945	945	945	0
7	4	1,991	1,991	1,991	0	945	945	945	0
	8	2,064	2,064	2,064	0	945	945	945	0
	12	2,064	2,064	2,064	0	1,049	1,049	1,049	0
	16	2,064	2,064	2,064	0	1,049	1,049	1,049	0
	20	2,064	2,064	2,064	0	1,049	1,049	1,049	0
	24	2,134	2,134	2,134	0	1,153	1,153	1,153	0
8	4	2,134	2,134	2,134	0	1,153	1,153	1,153	0
	8	2,134	2,134	2,134	0	1,049	1,049	1,049	0
	12	2,134	2,134	2,134	0	1,153	1,153	1,153	0
	16	2,276	2,276	2,276	0	1,153	1,153	1,153	0
	20	2,276	2,276	2,276	0	1,049	1,049	1,049	0
	24	2,276	2,276	2,276	0	1,257	1,257	1,257	0
9	4	2,276	2,276	2,276	0	1,049	1,049	1,049	0
	8	2,346	2,346	2,346	0	1,153	1,153	1,153	0
	12	2,276	2,276	2,276	0	1,153	1,153	1,153	0
	16	2,346	2,346	2,346	0	1,153	1,153	1,153	0
	20	2,419	2,419	2,419	0	1,257	1,257	1,257	0
	24	2,419	2,419	2,419	0	1,257	1,257	1,257	0
10	4	2,419	2,419	2,419	0	1,257	1,257	1,257	0
	8	2,419	2,419	2,419	0	1,153	1,153	1,153	0
	12	2,490	2,490	2,490	0	1,257	1,257	1,257	0
	16	2,490	2,490	2,490	0	1,257	1,257	1,257	0
	20	2,490	2,490	2,490	0	1,257	1,257	1,257	0
	24	2,490	2,490	2,490	0	1,257	1,257	1,257	0

ตารางที่ ก.3 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
11	4	2,490	2,490	2,490	0	1,257	1,257	1,257	0
	8	2,490	2,490	2,490	0	1,257	1,257	1,257	0
	12	2,490	2,490	2,490	0	1,369	1,369	1,369	0
	16	2,560	2,560	2,560	0	1,369	1,369	1,369	0
	20	2,490	2,490	2,490	0	1,369	1,369	1,369	0
	24	2,560	2,560	2,560	0	1,369	1,369	1,369	0
12	4	2,560	2,560	2,560	0	1,257	1,257	1,257	0
	8	2,560	2,560	2,560	0	1,257	1,257	1,257	0
	12	2,560	2,560	2,560	0	1,369	1,369	1,369	0
	16	2,631	2,631	2,631	0	1,257	1,257	1,257	0
	20	2,560	2,560	2,560	0	1,473	1,473	1,473	0
	24	2,631	2,631	2,631	0	1,473	1,473	1,473	0
13	4	2,631	2,631	2,631	0	1,577	1,577	1,577	0
	8	2,704	2,704	2,704	0	1,473	1,473	1,473	0
	12	2,631	2,631	2,631	0	1,369	1,369	1,369	0
	16	2,704	2,704	2,704	0	1,577	1,577	1,577	0
	20	2,704	2,704	2,704	0	1,577	1,577	1,577	0
	24	2,704	2,704	2,704	0	1,577	1,577	1,577	0
14	4	2,775	2,775	2,775	0	1,473	1,473	1,473	0
	8	2,775	2,775	2,775	0	1,473	1,473	1,473	0
	12	2,845	2,845	2,845	0	1,473	1,473	1,473	0
	16	2,845	2,845	2,845	0	1,577	1,577	1,577	0
	20	2,845	2,845	2,845	0	1,681	1,681	1,681	0
	24	2,845	2,845	2,845	0	1,577	1,577	1,577	0
15	4	2,845	2,845	2,845	0	1,577	1,577	1,577	0
	8	2,845	2,845	2,845	0	1,577	1,577	1,577	0
	12	2,845	2,845	2,845	0	1,577	1,577	1,577	0
	16	2,845	2,845	2,845	0	1,577	1,577	1,577	0
	20	2,916	2,916	2,916	0	1,681	1,681	1,681	0
	24	2,845	2,845	2,845	0	1,681	1,681	1,681	0

ตารางที่ ก.3 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
16	4	2,916	2,916	2,916	0	1,577	1,577	1,577	0
	8	2,989	2,989	2,989	0	1,681	1,681	1,681	0
	12	2,916	2,916	2,916	0	1,681	1,681	1,681	0
	16	2,916	2,916	2,916	0	1,681	1,681	1,681	0
	20	2,989	2,989	2,989	0	1,786	1,786	1,786	0
	24	2,989	2,989	2,989	0	1,786	1,786	1,786	0
17	4	3,059	3,059	3,059	0	1,681	1,681	1,681	0
	8	2,989	2,989	2,989	0	1,681	1,681	1,681	0
	12	2,989	2,989	2,989	0	1,577	1,577	1,577	0
	16	3,059	3,059	3,059	0	1,786	1,786	1,786	0
	20	3,059	3,059	3,059	0	1,681	1,681	1,681	0
	24	2,989	2,989	2,989	0	1,786	1,786	1,786	0
18	4	3,059	3,059	3,059	0	1,786	1,786	1,786	0
	8	3,130	3,130	3,130	0	1,681	1,681	1,681	0
	12	3,059	3,059	3,059	0	1,681	1,681	1,681	0
	16	3,059	3,059	3,059	0	1,786	1,786	1,786	0
	20	3,059	3,059	3,059	0	1,786	1,786	1,786	0
	24	3,130	3,130	3,130	0	1,681	1,681	1,681	0
19	4	3,130	3,130	3,130	0	1,786	1,786	1,786	0
	8	3,130	3,130	3,130	0	1,786	1,786	1,786	0
	12	3,130	3,130	3,130	0	1,786	1,786	1,786	0
	16	3,130	3,130	3,130	0	1,890	1,890	1,890	0
	20	3,200	3,200	3,200	0	1,786	1,786	1,786	0
	24	3,130	3,130	3,130	0	1,890	1,890	1,890	0
20	4	3,200	3,200	3,200	0	1,786	1,786	1,786	0
	8	3,200	3,200	3,200	0	1,786	1,786	1,786	0
	12	3,271	3,271	3,271	0	1,786	1,786	1,786	0
	16	3,271	3,271	3,271	0	1,786	1,786	1,786	0
	20	3,271	3,271	3,271	0	1,786	1,786	1,786	0
	24	3,344	3,344	3,344	0	1,786	1,786	1,786	0

ตารางที่ ก.4 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
1	4	104	104	104	0	48	48	48	0
	8	209	209	209	0	145	145	145	0
	12	209	209	209	0	145	145	145	0
	16	313	313	313	0	97	97	97	0
	20	209	209	209	0	194	194	194	0
	24	313	313	313	0	242	242	242	0
2	4	undef	undef	undef	0	undef	undef	undef	0
	8	313	313	313	0	194	194	194	0
	12	418	418	418	0	194	194	194	0
	16	418	418	418	0	242	242	242	0
	20	418	418	418	0	242	242	242	0
	24	522	522	522	0	242	242	242	0
3	4	522	522	522	0	291	291	291	0
	8	625	625	625	0	242	242	242	0
	12	625	625	625	0	242	242	242	0
	16	625	625	625	0	291	291	291	0
	20	625	625	625	0	291	291	291	0
	24	625	625	625	0	339	339	339	0
4	4	733	733	733	0	339	339	339	0
	8	733	733	733	0	388	388	388	0
	12	733	733	733	0	339	339	339	0
	16	733	733	733	0	339	339	339	0
	20	733	733	733	0	339	339	339	0
	24	733	733	733	0	388	388	388	0
5	4	836	836	836	0	388	388	388	0
	8	733	733	733	0	436	436	436	0
	12	836	836	836	0	388	388	388	0
	16	836	836	836	0	436	436	436	0
	20	940	940	940	0	436	436	436	0
	24	undef	undef	undef	0	undef	undef	undef	0

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.4 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
6	4	940	940	940	0	436	436	436	0
	8	940	940	940	0	484	484	484	0
	12	940	940	940	0	484	484	484	0
	16	940	940	940	0	436	436	436	0
	20	1,043	1,043	1,043	0	484	484	484	0
	24	1,043	1,043	1,043	0	484	484	484	0
7	4	1,043	1,043	1,043	0	532	532	532	0
	8	1,043	1,043	1,043	0	580	580	580	0
	12	1,043	1,043	1,043	0	484	484	484	0
	16	1,043	1,043	1,043	0	532	532	532	0
	20	1,043	1,043	1,043	0	532	532	532	0
	24	1,147	1,147	1,147	0	532	532	532	0
8	4	1,147	1,147	1,147	0	532	532	532	0
	8	1,043	1,043	1,043	0	580	580	580	0
	12	1,147	1,147	1,147	0	580	580	580	0
	16	1,147	1,147	1,147	0	580	580	580	0
	20	1,147	1,147	1,147	0	580	580	580	0
	24	1,147	1,147	1,147	0	580	580	580	0
9	4	1,254	1,254	1,254	0	631	631	631	0
	8	1,254	1,254	1,254	0	580	580	580	0
	12	1,147	1,147	1,147	0	631	631	631	0
	16	1,254	1,254	1,254	0	580	580	580	0
	20	1,254	1,254	1,254	0	631	631	631	0
	24	1,254	1,254	1,254	0	679	679	679	0
10	4	1,358	1,358	1,358	0	679	679	679	0
	8	1,358	1,358	1,358	0	679	679	679	0
	12	1,358	1,358	1,358	0	631	631	631	0
	16	1,358	1,358	1,358	0	679	679	679	0
	20	1,358	1,358	1,358	0	679	679	679	0
	24	1,358	1,358	1,358	0	679	679	679	0

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.4 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
11	4	1,358	1,358	1,358	0	679	679	679	0
	8	1,358	1,358	1,358	0	727	727	727	0
	12	1,358	1,358	1,358	0	727	727	727	0
	16	1,462	1,462	1,462	0	727	727	727	0
	20	1,462	1,462	1,462	0	727	727	727	0
	24	1,462	1,462	1,462	0	775	775	775	0
12	4	1,462	1,462	1,462	0	727	727	727	0
	8	1,462	1,462	1,462	0	727	727	727	0
	12	1,462	1,462	1,462	0	727	727	727	0
	16	1,565	1,565	1,565	0	727	727	727	0
	20	1,565	1,565	1,565	0	727	727	727	0
	24	1,565	1,565	1,565	0	727	727	727	0
13	4	1,672	1,672	1,672	0	727	727	727	0
	8	1,672	1,672	1,672	0	775	775	775	0
	12	1,672	1,672	1,672	0	775	775	775	0
	16	1,776	1,776	1,776	0	775	775	775	0
	20	1,776	1,776	1,776	0	775	775	775	0
	24	1,776	1,776	1,776	0	775	775	775	0
14	4	1,776	1,776	1,776	0	775	775	775	0
	8	1,880	1,880	1,880	0	775	775	775	0
	12	1,880	1,880	1,880	0	775	775	775	0
	16	1,983	1,983	1,983	0	823	823	823	0
	20	1,880	1,880	1,880	0	823	823	823	0
	24	1,983	1,983	1,983	0	823	823	823	0
15	4	1,983	1,983	1,983	0	823	823	823	0
	8	1,983	1,983	1,983	0	823	823	823	0
	12	1,983	1,983	1,983	0	871	871	871	0
	16	1,983	1,983	1,983	0	871	871	871	0
	20	1,983	1,983	1,983	0	871	871	871	0
	24	1,983	1,983	1,983	0	871	871	871	0

สำนักวิชาวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.4 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
16	4	1,983	1,983	1,983	0	823	823	823	0
	8	1,983	1,983	1,983	0	871	871	871	0
	12	2,091	2,091	2,091	0	919	919	919	0
	16	2,091	2,091	2,091	0	823	823	823	0
	20	2,091	2,091	2,091	0	871	871	871	0
	24	2,091	2,091	2,091	0	871	871	871	0
17	4	2,091	2,091	2,091	0	919	919	919	0
	8	2,091	2,091	2,091	0	871	871	871	0
	12	2,091	2,091	2,091	0	919	919	919	0
	16	2,091	2,091	2,091	0	919	919	919	0
	20	2,091	2,091	2,091	0	871	871	871	0
	24	2,091	2,091	2,091	0	919	919	919	0
18	4	2,194	2,194	2,194	0	919	919	919	0
	8	2,194	2,194	2,194	0	967	967	967	0
	12	2,091	2,091	2,091	0	967	967	967	0
	16	2,194	2,194	2,194	0	967	967	967	0
	20	2,194	2,194	2,194	0	967	967	967	0
	24	2,298	2,298	2,298	0	919	919	919	0
19	4	2,194	2,194	2,194	0	967	967	967	0
	8	2,298	2,298	2,298	0	967	967	967	0
	12	2,298	2,298	2,298	0	967	967	967	0
	16	2,194	2,194	2,194	0	967	967	967	0
	20	2,194	2,194	2,194	0	967	967	967	0
	24	2,298	2,298	2,298	0	967	967	967	0
20	4	2,298	2,298	2,298	0	967	967	967	0
	8	2,298	2,298	2,298	0	967	967	967	0
	12	2,298	2,298	2,298	0	967	967	967	0
	16	2,298	2,298	2,298	0	967	967	967	0
	20	2,298	2,298	2,298	0	967	967	967	0
	24	2,401	2,401	2,401	0	967	967	967	0

ตารางที่ ก.5 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 0:1

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
1	4	127	127	127	0	16.9	16.9	16.9	0
	8	212	198	205	9.9	24	24	24	0
	12	240	240	240	0	31	29.6	30.3	0.99
	16	282	268	275	9.9	38	36.6	37.3	0.99
	20	325	297	311	19.8	45.1	43.7	44.4	0.99
	24	353	325	339	19.8	52.1	52.1	52.1	0
2	4	367	339	353	19.8	57.8	57.8	57.8	0
	8	395	353	374	29.7	62	62	62	0
	12	410	381	395.5	20.51	63.4	62	62.7	0.99
	16	438	395	416.5	30.41	63.4	64.8	64.1	0.99
	20	466	410	438	39.60	66.2	67.6	66.9	0.99
	24	480	438	459	29.7	69	70.5	69.75	1.06
3	4	494	452	473	29.7	71.9	71.9	71.9	0
	8	523	452	487.5	50.2	74.7	73.3	74	0.99
	12	537	466	501.5	50.2	77.5	76.1	76.8	0.99
	16	565	494	529.5	50.2	78.9	78.9	78.9	0
	20	565	508	536.5	40.31	80.3	77.5	78.9	1.98
	24	607	537	572	49.5	81.7	78.9	80.3	1.98
4	4	621	551	586	49.5	83.1	80.3	81.7	1.98
	8	636	565	600.5	50.2	84.5	81.7	83.1	1.98
	12	650	579	614.5	50.2	86	83.1	84.55	2.05
	16	678	579	628.5	70	87.4	84.5	85.95	2.05
	20	692	593	642.5	70	87.4	86	86.7	0.99
	24	706	607	656.5	70	88.8	87.4	88.1	0.99
5	4	720	621	670.5	70	90.2	87.4	88.8	1.98
	8	734	621	677.5	79.9	91.6	88.8	90.2	1.98
	12	749	636	692.5	79.9	93	91.6	92.3	0.99
	16	763	650	706.5	79.9	93	91.6	92.3	0.99
	20	777	664	720.5	79.9	95.8	93	94.4	1.98
	24	777	664	720.5	79.9	94.4	93	93.7	0.99

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.5 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 0:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
6	4	791	678	734.5	79.9	97.2	94.4	95.8	1.98
	8	805	678	741.5	89.8	97.2	95.8	96.5	0.99
	12	819	692	755.5	89.8	98.6	97.2	97.9	0.99
	16	833	706	769.5	89.8	100	100	100	0
	20	833	706	769.5	89.8	101	103	102	1.41
	24	847	720	783.5	89.8	103	104	103.5	0.71
7	4	862	720	791	100.41	104	104	104	0
	8	862	734	798	90.51	104	106	105	1.41
	12	876	749	812.5	89.8	106	108	107	1.41
	16	876	749	812.5	89.8	106	108	107	1.41
	20	890	763	826.5	89.8	107	110	108.5	2.12
	24	904	777	840.5	89.8	108	110	109	1.41
8	4	890	777	833.5	79.9	108	111	109.5	2.12
	8	904	791	847.5	79.9	110	113	111.5	2.12
	12	918	791	854.5	89.8	111	114	112.5	2.12
	16	932	805	868.5	89.8	113	114	113.5	0.71
	20	932	819	875.5	79.9	111	114	112.5	2.12
	24	932	819	875.5	79.9	113	114	113.5	0.71
9	4	946	819	882.5	89.8	114	116	115	1.41
	8	946	833	889.5	79.9	116	118	117	1.41
	12	960	833	896.5	89.8	117	120	118.5	2.12
	16	974	847	910.5	89.8	117	118	117.5	0.71
	20	989	862	925.5	89.8	117	120	118.5	2.12
	24	989	876	932.5	79.9	118	121	119.5	2.12
10	4	989	876	932.5	79.9	118	123	120.5	3.54
	8	989	890	939.5	70	120	124	122	2.83
	12	1,003	904	953.5	70	120	123	121.5	2.12
	16	1,017	918	967.5	70	121	125	123	2.83
	20	932	847	889.5	60.1	121	124	122.5	2.12
	24	1,031	946	988.5	60.1	121	125	123	2.83

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.5 ค่า BOD_{20} รายวัน ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 0:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
11	4	1,031	960	995.5	50.2	124	127	125.5	2.12
	8	1,031	960	995.5	50.2	124	127	125.5	2.12
	12	1,945	989	1,467	675.99	124	128	126	2.83
	16	1,059	989	1,024	49.5	121	123	122	1.41
	20	1,059	1,003	1,031	39.6	124	125	124.5	0.71
	24	1,073	1,017	1,045	39.6	125	127	126	1.41
12	4	1,073	1,017	1,045	39.6	125	127	126	1.41
	8	1,073	1,031	1,052	29.7	127	128	127.5	0.71
	12	1,087	1,045	1,066	29.7	127	128	127.5	0.71
	16	1,087	1,045	1,066	29.7	127	128	127.5	0.71
	20	1,102	1,059	1,080.5	30.41	128	130	129	1.41
	24	1,102	1,059	1,080.5	30.41	128	130	129	1.41
13	4	1,116	1,073	1,094.5	30.41	128	131	129.5	2.12
	8	1,116	1,073	1,094.5	30.41	130	131	130.5	0.71
	12	1,130	1,087	1,108.5	30.41	130	132	131	1.41
	16	1,130	1,087	1,108.5	30.41	130	131	130.5	0.71
	20	1,144	1,102	1,123	29.7	131	132	131.5	0.71
	24	1,158	1,116	1,137	29.7	132	134	133	1.41
14	4	1,158	1,116	1,137	29.7	132	134	133	1.41
	8	1,158	1,116	1,137	29.7	132	135	133.5	2.12
	12	1,172	1,130	1,151	29.7	134	135	134.5	0.71
	16	1,186	1,144	1,165	29.7	134	137	135.5	2.12
	20	1,186	1,158	1,172	19.8	135	137	136	1.41
	24	1,186	1,158	1,172	19.8	135	137	136	1.41
15	4	1,186	1,172	1,179	9.9	135	137	136	1.41
	8	1,200	1,172	1,186	19.8	134	135	134.5	0.71
	12	1,200	1,186	1,193	9.9	135	138	136.5	2.12
	16	1,215	1,200	1,207.5	10.61	137	138	137.5	0.71
	20	1,229	1,215	1,222	9.9	137	139	138	1.41
	24	1,215	1,229	1,222	9.9	137	139	138	1.41

ตารางที่ ก.5 ค่า BOD_{20} รายวัน ของกากตะกอนผสมที่สัดส่วน PS:SS 0:1 (ต่อ)

วันที่	ชั่วโมงที่ของวัน	$TBOD_{20}$ (mg/L)				$SBOD_{20}$ (mg/L)			
		ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD	ซ้ำที่ 1	ซ้ำที่ 2	เฉลี่ย	±SD
16	4	1,229	1,229	1,229	0	138	141	139.5	2.12
	8	1,229	1,243	1,236	9.9	138	141	139.5	2.12
	12	1,243	1,243	1,243	0	139	141	140	1.41
	16	1,243	1,243	1,243	0	139	141	140	1.41
	20	1,257	1,257	1,257	0	139	142	140.5	2.12
	24	1,271	1,257	1,264	9.9	141	142	141.5	0.71
17	4	1,271	1,257	1,264	9.9	141	144	142.5	2.12
	8	1,285	1,271	1,278	9.9	141	144	142.5	2.12
	12	1,299	1,271	1,285	19.8	141	144	142.5	2.12
	16	1,313	1,285	1,299	19.8	142	145	143.5	2.12
	20	1,328	1,285	1,306.5	30.41	142	145	143.5	2.12
	24	1,342	1,285	1,313.5	40.31	142	145	143.5	2.12
18	4	1,342	1,299	1,320.5	30.41	142	145	143.5	2.12
	8	1,356	1,299	1,327.5	40.31	142	145	143.5	2.12
	12	1,370	1,313	1,341.5	40.31	144	147	145.5	2.12
	16	1,384	1,313	1,348.5	50.2	144	147	145.5	2.12
	20	1,398	1,313	1,355.5	60.1	144	147	145.5	2.12
	24	1,412	1,328	1,370	59.4	144	147	145.5	2.12
19	4	1,412	1,328	1,370	59.4	145	148	146.5	2.12
	8	1,441	1,328	1,384.5	79.9	145	148	146.5	2.12
	12	1,455	1,342	1,398.5	79.9	147	148	147.5	0.71
	16	1,469	1,342	1,405.5	89.8	147	148	147.5	0.71
	20	1,497	1,370	1,433.5	89.8	147	148	147.5	0.71
	24	1,525	1,384	1,454.5	99.7	147	149	148	1.41
20	4	1,525	1,384	1,454.5	99.7	148	149	148.5	0.71
	8	1,525	1,384	1,454.5	99.7	148	149	148.5	0.71
	12	1,539	1,398	1,468.5	99.7	148	151	149.5	2.12
	16	1,539	1,412	1,475.5	89.8	148	151	149.5	2.12
	20	1,539	1,412	1,475.5	89.8	149	151	150	1.41
	24	1,539	1,412	1,475.5	89.8	148	152	150	2.83

2. ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test

ตารางที่ ก.6 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0 และ 3:1

วันที่ (day)	ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 1:0 (ml)				ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 3:1 (ml)			
	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม
0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	0
2	1,146	1,000	1,073	1,073	743	1,751	1,247	1,247
3	954	300	627	1,700	900	2,600	1,750	2,997
4	1,200	323	762	2,462	1,305	1,883	1,594	4,591
5	1,270	360	815	3,277	1,990	1,600	1,795	6,386
6	1,760	400	1,080	4,357	1,845	1,490	1,668	8,054
7	1,000	500	750	5,107	1,853	1,910	1,882	9,935
8	1,450	440	945	6,052	1,709	2,050	1,880	11,815
9	1,300	300	800	6,852	2,050	2,090	2,070	13,885
10	2,150	900	1,525	8,377	1,940	2,090	2,015	15,900
11	2,160	2,100	2,130	10,507	1,750	1,740	1,745	17,645
12	2,110	900	1,505	12,012	1,850	1,900	1,875	19,520
13	2,090	1,050	1,570	13,582	1,940	2,020	1,980	21,500
14	2,023	1,100	1,562	15,143	1,920	1,940	1,930	23,430
15	1,910	1,000	1,455	16,598	1,695	2,150	1,923	25,352

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.6 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:0 และ 3:1 (ต่อ)

วันที่ (day)	ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 1:0 (ml)				ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 3:1 (ml)			
	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม
16	2,120	1,300	1,710	18,308	2,100	2,150	2,125	27,477
17	2,150	2,150	2,150	20,458	2,000	2,200	2,100	29,577
18	1,820	1,012	1,416	21,874	2,000	2,250	2,125	31,702
19	2,039	1,600	1,820	23,694	2,050	2,050	2,050	33,752
20	2,250	1,440	1,845	25,539	2,185	2,200	2,193	35,945
21	2,000	1,290	1,645	27,184	2,000	2,050	2,025	37,970
22	2,100	1,750	1,925	29,109	2,445	2,060	2,253	40,222
23	2,000	1,450	1,725	30,834	2,150	2,110	2,130	42,352
24	1,850	1,340	1,595	32,429	2,090	2,100	2,095	44,447
25	1,980	1,750	1,865	34,294	2,050	2,000	2,025	46,472
26	2,100	1,950	2,025	36,319	2,100	2,150	2,125	48,597
27	2,050	1,790	1,920	38,239	2,100	1,950	2,025	50,622
28	2,198	1,498	1,848	40,087	2,049	2,095	2,072	52,694
29	2,077	1,898	1,988	42,074	2,020	2,080	2,050	54,744
30	2,100	2,000	2,050	44,124	2,140	2,050	2,095	56,839
31	1,800	2,100	1,950	46,074	1,900	1,990	1,945	58,784

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.7 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:1 และ 1:3

วันที่ (day)	ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 1:1 (ml)				ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 1:3 (ml)			
	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม
0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	0
2	1,735	1,748	1,742	1,742	1,710	1,709	1,710	1,710
3	2,066	1,910	1,988	3,730	1,950	2,055	2,003	3,712
4	1,600	2,250	1,925	5,655	1,702	1,870	1,786	5,498
5	1,548	1,600	1,574	7,229	2,100	2,322	2,211	7,709
6	1,940	1,900	1,920	9,149	2,000	2,210	2,105	9,814
7	2,200	1,990	2,095	11,244	2,061	2,200	2,131	11,945
8	1,950	2,310	2,130	13,374	2,100	2,150	2,125	14,070
9	2,050	1,900	1,975	15,349	2,000	2,150	2,075	16,145
10	1,540	2,140	1,840	17,189	2,050	2,090	2,070	18,215
11	1,980	2,200	2,090	19,279	1,840	2,000	1,920	20,135
12	2,010	2,195	2,103	21,381	2,250	1,848	2,049	22,184
13	2,085	2,190	2,138	23,519	2,200	2,100	2,150	24,334
14	2,010	2,200	2,105	25,624	2,000	1,950	1,975	26,309
15	1,990	2,125	2,058	27,681	2,100	2,050	2,075	28,384
16	1,800	2,240	2,020	29,701	2,000	2,210	2,105	30,489
17	1,895	2,150	2,023	31,724	2,128	2,018	2,073	32,562

ตารางที่ ก.7 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:1 และ 1:3 (ต่อ)

วันที่ (day)	ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 1:1 (ml)				ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 1:3 (ml)			
	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม
18	1,978	2,290	2,134	33,858	1,950	2,140	2,045	34,607
19	2,010	2,015	2,013	35,870	2,190	2,150	2,170	36,777
20	2,100	2,150	2,125	37,995	2,173	2,200	2,187	38,963
21	2,020	2,050	2,035	40,030	2,200	2,140	2,170	41,133
22	2,014	1,998	2,006	42,036	2,100	2,050	2,075	43,208
23	2,150	2,150	2,150	44,186	2,100	2,050	2,075	45,283
24	2,050	2,150	2,100	46,286	2,090	2,000	2,045	47,328
25	2,100	2,200	2,150	48,436	2,140	2,120	2,130	49,458
26	2,010	2,098	2,054	50,490	2,200	2,100	2,150	51,608
27	2,067	2,190	2,129	52,619	2,160	2,220	2,190	53,798
28	2,098	2,150	2,124	54,743	2,200	2,200	2,200	55,998
29	2,015	2,000	2,008	56,750	2,190	2,179	2,185	58,183
30	2,050	2,150	2,100	58,850	2,165	2,096	2,131	60,313
31	2,100	2,000	2,050	60,900	2,000	2,100	2,050	62,363

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.8 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 0:1 และ Blank

วันที่ (day)	ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 0:1 (ml)				ปริมาณก๊าซมีเทนของ Blank (ml)			
	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม
0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	0
2	227	2,213	1,220	1,220	-	-	-	-
3	1,970	2,140	2,055	3,275	605	45	325	325
4	1,380	1,669	1,525	4,800	200	78	139	464
5	1,690	2,210	1,950	6,750	143	389	266	730
6	1,500	1,350	1,425	8,175	410	43	227	957
7	1,276	1,800	1,538	9,713	135	454	295	1,251
8	1,390	1,400	1,395	11,108	273	594	434	1,685
9	800	1,800	1,300	12,408	85	507	296	1,981
10	2,140	2,050	2,095	14,503	542	695	619	2,599
11	1,780	1,770	1,775	16,278	927	542	735	3,334
12	1,945	2,090	2,018	18,295	300	812	556	3,890
13	2,150	2,100	2,125	20,420	530	1,162	846	4,736
14	2,150	1,990	2,070	22,490	202	1,100	651	5,387
15	1,900	2,045	1,973	24,463	250	530	390	5,777
16	1,431	2,195	1,813	26,276	535	610	573	6,349
17	1,590	2,050	1,820	28,096	533	950	742	7,091

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.8 ผลการวัดปริมาตรก๊าซในแต่ละวันของ BMP Test ของสัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 0:1 และ Blank (ต่อ)

วันที่ (day)	ปริมาณก๊าซมีเทนที่สัดส่วน 0:1 (ml)				ปริมาณก๊าซมีเทนของ Blank (ml)			
	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม	ซ้ำ 1	ซ้ำ 2	เฉลี่ย	สะสม
18	1,300	1,808	1,554	29,650	1,800	830	1,315	8,406
19	1,490	1,440	1,465	31,115	1,359	1,082	1,221	9,626
20	1,860	2,150	2,005	33,120	985	1,105	1,045	10,671
21	1,540	1,250	1,395	34,515	1,200	850	1,025	11,696
22	1,780	2,155	1,968	36,482	1,012	876	944	12,640
23	1,500	1,950	1,725	38,207	1,853	659	1,256	13,896
24	1,550	2,249	1,900	40,107	1,700	864	1,282	15,178
25	1,970	2,050	2,010	42,117	1,800	820	1,310	16,488
26	2,000	2,145	2,073	44,189	450	750	600	17,088
27	2,140	2,140	2,140	46,329	260	920	590	17,678
28	2,050	2,148	2,099	48,428	1,500	954	1,227	18,905
29	1,950	1,800	1,875	50,303	1,250	876	1,063	19,968
30	2,140	2,149	2,145	52,448	1,400	912	1,156	21,124
31	2,070	2,190	2,130	54,578	1,620	912	1,266	22,390

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.9 ค่า COD และของแข็งของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนต่าง ๆ ก่อนและหลังการทดลอง BMP Test

สัดส่วนผสม (PS:SS)	จำนวนซ้ำที่	TCOD			TS			TVS		
		Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Removal (%)	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Removal (%)	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Removal (%)
1:0	1	67,903.78	22,447.18	66.94	26,513	19,250	27.39	16,739.30	8,960.00	46.47
	2	67,903.78	22,447.18	66.94	26,513	19,250	27.39	16,739.30	8,960.00	46.47
	เฉลี่ย	67,903.78	22,447.18	66.94	26,513	19,250	51.66	16,739.30	8,960.00	46.47
3:1	1	52,749.14	14,524.65	72.46	24,661	10,705	56.59	14,480.40	4,420.00	69.48
	2	52,749.14	13,125.00	75.12	24,661	6,275	74.55	14,480.40	2,500.00	82.74
	เฉลี่ย	52,749.14	13,824.5	73.79	24,661	8,490	65.57	14,480.40	3,460	76.11
1:1	1	37,594.50	18,485.92	50.83	22,392	15,365	31.38	12,878.10	5,595.00	56.55
	2	37,594.50	18,485.92	50.83	22,392	15,365	31.38	12,878.10	5,595.00	56.55
	เฉลี่ย	37,594.50	18,485.92	50.83	22,392	15,365	31.38	12,878.10	7,352.5	56.55
1:3	1	22,439.86	10,408.45	53.62	18,972	15,365	19.01	10,021.40	8,680.40	13.38
	2	22,439.86	10,408.45	53.62	18,972	15,365	19.01	10,021.40	8,780.00	12.39
	เฉลี่ย	22,439.86	10,408.45	53.62	18,972	15,365	19.01	10,021.40	8,730.2	12.88
0:1	1	10,652.92	8,475.87	20.44	13,200	8,099	38.65	6,282.70	1,375.00	78.11
	2	10,652.92	8,475.87	20.44	15,825	8,099	48.82	6,282.70	1,375.00	78.11
	เฉลี่ย	10,652.92	8,475.87	20.44	14,512.5	8,099	43.74	6,282.70	1,375.00	78.11
Blank	1	252	130.91	48.05	4,540	3,015	33.59	2,000	1,860	7

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.9 ค่า COD และของแข็งของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนต่าง ๆ ก่อนและหลังการทดลอง BMP Test (ต่อ)

สัดส่วนผสม (PS:SS)	จำนวนซ้ำที่	TCOD			TS			TVS		
		Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Removal (%)	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Removal (%)	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Removal (%)
Blank (ต่อ)	2	252	174.55	30.73	4,530	3,210	29.88	2,000	1,860	7
	เฉลี่ย	252	152.73	39.39	4,535	3,112.5	31.74	2,000	1,860	7

ตารางที่ ก.10 ค่า pH Alkalinity และVFA ของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนต่าง ๆ ก่อนและหลังการทดลอง BMP Test

สัดส่วนผสม (PS:SS)	จำนวนซ้ำที่	pH		Alkalinity		VFA		VFA/Alkalinity	
		Inlet	Outlet	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)
1:0	1	6.02	7.82	7,380	3,519.45	2,341.18	484.50	0.32	0.14
	2	6.02	7.68	7,380	3,519.45	2,341.18	608.96	0.32	0.17
	เฉลี่ย	6.02	7.75	7,380	3,519.45	2,341.18	546.73	0.32	0.16
3:1	1	6.26	7.70	7,311.67	5,083.65	2,045.47	502.28	0.28	0.10
	2	6.26	7.55	7,311.67	4,953.30	2,045.47	462.28	0.28	0.09
	เฉลี่ย	6.26	7.63	7,311.67	5,018.48	2,045.47	482.28	0.28	0.10
1:1	1	6.51	7.51	4,646.67	3,780.15	2,579.16	373.38	0.56	0.10
	2	6.51	7.61	4,646.67	4,562.25	2,579.16	364.49	0.56	0.08
	เฉลี่ย	6.51	7.56	4,646.67	4,171.20	2,579.16	368.93	0.56	0.09

ตารางที่ ก.10 ค่า pH Alkalinity และVFA ของกากตะกอนผสมที่สัดส่วนต่าง ๆ ก่อนและหลังการทดลอง BMP Test (ต่อ)

สัดส่วนผสม (PS:SS)	จำนวนซ้ำที่	pH		Alkalinity		VFA		VFA/Alkalinity	
		Inlet	Outlet	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)	Inlet (mg/L)	Outlet (mg/L)
1:3	1	6.95	7.45	2,186.67	5,083.65	1,769.28	684.53	0.81	0.13
	2	6.95	7.51	2,186.67	5,344.35	1,769.28	604.52	0.81	0.11
	เฉลี่ย	6.95	7.48	2,186.67	5,214	1,769.28	644.52	0.81	0.12
0:1	1	7.46	7.92	751.67	3,519.45	1,225.20	231.14	1.63	0.07
	2	7.46	7.87	751.67	3,519.45	1,225.20	915.66	1.63	0.26
	เฉลี่ย	7.46	7.90	751.67	3,519.45	1,225.20	573.40	1.63	0.16
Blank	1	8.74	7.70	9,635	1,435.68	2,378.06	1,594.53	0.25	1.11
	2	8.70	7.68	9,635	1,416.11	2,378.06	1,584.27	0.25	1.12
	เฉลี่ย	8.72	7.69	9,635	1,425.89	2,378.06	1,589.40	0.25	1.11

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3. ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ต่าง ๆ

ตารางที่ ก.11 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Modified Gompertz

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	445	198,435	1,519	2,307,148	1,980	3,920,479	2,164	4,684,714	1,829	3,345,680
2	694	143,831	2,179	868,456	2,771	1,059,747	3,002	1,671,409	2,500	1,638,886
3	1,028	120,159	3,000	107,669	3,733	107,906	4,014	393,719	3,303	124,623
4	1,459	290,068	3,983	20,598	4,862	107,801	5,196	26,124	4,233	10,463
5	1,991	309,036	5,122	285,669	6,146	124,129	6,532	199,371	5,281	545,958
6	2,624	602,890	6,399	486,660	7,566	392,101	8,005	726,790	6,430	620,393
7	3,353	252,567	7,796	787,994	9,097	802,368	9,588	1,221,799	7,664	635,815
8	4,170	39,006	9,288	709,806	10,712	955,350	11,254	1,278,731	8,962	212,955
9	5,060	35,895	10,846	1,119,110	12,382	972,551	12,974	1,415,267	10,302	15,750
10	6,011	54,340	12,445	731,795	14,080	260,049	14,721	800,882	11,663	57,677
11	7,004	28,727	14,058	63,827	15,779	27,622	16,467	111,663	13,028	7,012
12	8,023	9,900	15,662	1,052	17,456	1,231	18,190	10,820	14,377	792
13	9,052	42,284	17,237	223,436	19,093	95,914	19,870	74,131	15,697	162

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.11 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Modified Gompertz (ต่อ)

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
14	10,076	102,253	18,764	519,726	20,672	188,825	21,492	324,478	16,975	16,502
15	11,084	68,691	20,230	428,933	22,180	76,165	23,042	188,860	18,201	235,274
16	12,063	10,770	21,626	247,894	23,610	66,791	24,511	138,012	19,368	312,302
17	13,005	131,305	22,943	208,502	24,955	103,942	25,894	178,827	20,470	286,139
18	13,904	189,686	24,178	776,408	26,212	577,615	27,187	971,821	21,505	68,184
19	14,755	472,230	25,327	1,443,266	27,379	1,288,588	28,389	1,533,015	22,471	966,033
20	15,554	471,392	26,392	1,251,266	28,458	1,284,913	29,500	1,459,409	23,369	847,007
21	16,301	661,148	27,373	1,209,472	29,449	1,243,849	30,523	1,179,744	24,199	1,904,759
22	16,994	276,056	28,273	478,062	30,358	924,636	31,461	797,717	24,963	1,256,193
23	17,635	485,976	29,096	409,664	31,186	803,605	32,318	866,761	25,664	1,830,582
24	18,224	947,955	29,845	332,029	31,940	692,807	33,098	899,140	26,305	1,895,688
25	18,764	919,566	30,525	293,125	32,624	457,138	33,807	700,033	26,890	1,592,114
26	19,258	752	31,141	135,225	33,243	25,380	34,448	5,138	27,422	103,317
27	19,707	728,001	31,698	1,553,613	33,801	1,298,415	35,028	1,192,115	27,905	555,845
28	20,115	1,136,782	32,199	2,528,227	34,304	2,351,745	35,551	2,377,486	28,343	1,392,424
29	20,485	2,627,868	32,650	4,519,706	34,756	4,103,866	36,022	4,807,539	28,739	2,548,397

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.11 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Modified Gompertz (ต่อ)

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
30	20,819	4,756,587	33,055	7,074,802	35,162	6,572,968	36,445	7,529,152	29,096	4,962,692
31	21,120	6,571,686	33,418	8,853,898	35,526	8,902,943	36,825	9,910,345	29,418	7,671,349
sum		22,685,843		39,977,038		39,791,438		47,675,013		35,660,968
sum/n		708,932.59		1,249,282.43		1,243,482.45		1,489,844.17		1,114,405.25
NRMSE		841.98		1,117.71		1,115.12		1,220.59		1,055.65
Max		23,684.000		36,394.000		38,510.000		39,973.000		32,187.500
Min		0		0		0		0		0
NRMSE (%)		3.56		3.07		2.90		3.05		3.28

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.12 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Modified Logistic

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
0	1,269.37	1,611,300.20	2,792.37	7,797,330.22	3,301.50	10,899,902.25	3,523.50	12,415,052.25	2,924.97	8,555,449.50
1	1,494.93	2,234,815.70	3,271.44	10,702,319.67	3,854.42	14,856,553.54	4,104.76	16,849,054.66	3,390.20	11,493,456.04
2	1,757.43	468,444.42	3,823.35	6,637,579.32	4,488.14	7,544,031.29	4,769.35	9,362,682.02	3,919.52	7,287,408.23
3	2,061.73	471,598.09	4,455.84	3,182,085.15	5,210.39	3,261,238.69	5,524.98	4,570,958.48	4,518.51	2,460,223.62
4	2,412.93	172,582.08	5,176.34	1,101,114.44	6,028.28	701,875.33	6,378.63	1,808,029.84	5,192.23	733,986.29
5	2,816.16	72,716.52	5,991.48	112,546.83	6,947.76	201,834.55	7,336.08	127,506.13	5,944.82	5,577.10
6	3,276.40	15,276.96	6,906.59	36,255.97	7,973.07	47,930.34	8,401.31	208,109.32	6,779.10	192,633.21
7	3,798.16	3,287.88	7,925.04	576,020.28	9,106.02	785,846.79	9,575.84	1,249,163.88	7,696.12	585,806.54
8	4,385.15	329.42	9,047.58	1,171,633.06	10,345.43	1,805,180.34	10,858.09	2,331,454.15	8,694.75	530,348.06
9	5,039.87	28,517.08	10,271.77	2,664,174.77	11,686.48	2,827,509.51	12,242.89	3,690,663.63	9,771.25	430,008.06
10	5,763.16	205.64	11,591.37	2,921,125.36	13,120.40	2,158,254.81	13,721.07	3,588,865.02	10,919.10	969,043.36
11	6,553.75	383,470.56	12,996.17	1,728,777.93	14,634.26	1,718,039.35	15,279.39	2,315,296.99	12,128.82	664,518.43
12	7,407.97	509,838.84	14,471.88	1,341,241.93	16,211.26	1,639,014.46	16,900.74	1,941,173.43	13,388.21	1,034,878.94
13	8,319.46	277,244.37	16,000.56	582,840.63	17,831.29	905,751.92	18,564.80	1,067,502.24	14,682.65	1,003,703.42

ตารางที่ ก.12 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Modified Logistic (ต่อ)

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
14	9,279.15	227,863.02	17,561.37	231,967.46	19,471.84	585,469.83	20,248.90	453,063.61	15,995.75	1,227,110.06
15	10,275.52	298,094.16	19,131.59	197,056.09	21,109.25	632,422.56	21,929.29	459,290.84	17,310.16	1,892,935.71
16	11,294.98	440,922.56	20,687.99	193,608.80	22,720.03	399,386.08	23,582.40	310,360.41	18,608.46	1,737,229.44
17	12,322.63	1,091,753.32	22,208.11	77,500.99	24,282.20	123,060.64	25,186.18	81,122.43	19,874.05	1,279,047.90
18	13,343.08	15,730.18	23,671.58	140,685.01	25,776.44	105,261.31	26,721.22	270,628.85	21,092.03	23,094.88
19	14,341.37	75,004.78	25,061.11	874,430.71	27,186.93	889,116.98	28,171.57	1,042,583.94	22,249.78	579,547.24
20	15,303.81	190,366.42	26,363.20	1,187,446.09	28,501.84	1,387,307.07	29,525.25	1,520,905.56	23,337.42	790,178.77
21	16,218.72	534,682.69	27,568.36	1,676,662.42	29,713.46	1,902,909.89	30,774.35	1,788,505.02	24,347.97	2,339,278.48
22	17,076.86	370,101.89	28,671.15	1,186,247.72	30,817.99	2,022,055.56	31,914.88	1,814,085.73	25,277.30	2,060,086.09
23	17,871.71	872,748.32	29,669.75	1,473,189.06	31,815.07	2,325,838.50	32,946.28	2,431,354.12	26,123.91	3,286,642.67
24	18,599.41	1,819,558.19	30,565.47	1,680,834.46	32,707.25	2,557,600.56	33,870.91	2,961,531.23	26,888.55	3,841,796.00
25	19,258.57	2,111,412.42	31,362.12	1,899,214.73	33,499.25	2,406,376.56	34,693.37	2,970,004.16	27,573.80	3,784,192.09
26	19,849.88	383,631.58	32,065.30	309,469.69	34,197.41	632,677.07	35,419.87	809,766.02	28,183.64	1,172,109.37
27	20,375.76	34,128.87	32,681.84	68,727.87	34,809.04	17,281.73	36,057.69	3,882.54	28,723.01	5,185.44
28	20,839.85	116,724.72	33,219.26	324,603.67	35,341.97	245,549.98	36,614.63	228,837.86	29,197.44	105,989.31
29	21,246.62	738,533.98	33,685.33	1,189,561.05	35,804.12	956,249.29	37,098.66	1,245,098.91	29,612.73	521,673.95

ตารางที่ ก.12 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Modified Logistic (ต่อ)

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
30	21,601.02	1,957,145.04	34,087.73	2,648,007.65	36,203.25	2,318,767.56	37,517.61	2,793,544.53	29,974.73	1,819,180.51
31	21,908.21	3,153,430.12	34,433.82	3,842,305.63	36,546.73	3,854,429.09	37,878.94	4,385,087.28	30,289.10	3,603,922.56
sum		20,681,460		59,756,565		72,714,723		87,095,165		66,016,241
sum/n		646,295.63		1,867,392.65		2,272,335.11		2,721,723.91		2,063,007.54
NRMSE		803.93		1,366.53		1,507.43		1,649.76		1,436.32
Max		23684		36394		38510		39973		32187.5
Min		0		0		0		0		0
NRMSE (%)		3.39		3.75		3.91		4.13		4.46

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ก.13 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Pseudo First-order

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	1,127.86	1,272,068.18	2,054.86	4,222,449.62	2,261.54	5,114,563.17	2,349.57	5,520,479.18	1,846.04	3,407,863.68
2	2,202.01	1,274,663.58	3,993.69	7,544,305.96	4,390.27	7,015,982.51	4,561.04	8,131,280.37	3,586.21	5,598,949.76
3	3,225.01	3,422,537.00	5,823.06	9,929,179.12	6,393.99	8,937,050.46	6,642.52	10,598,410.47	5,226.58	5,182,816.50
4	4,199.30	4,847,923.24	7,549.14	11,711,042.18	8,280.04	9,545,257.41	8,601.65	12,728,126.52	6,772.86	5,940,723.77
5	5,127.18	6,659,909.26	9,177.76	12,402,793.50	10,055.33	12,651,039.65	10,445.63	12,017,523.56	8,230.47	4,888,388.34
6	6,010.88	6,816,694.37	10,714.43	13,085,799.80	11,726.36	12,491,700.61	12,181.22	11,047,114.64	9,604.48	5,695,286.79
7	6,852.50	8,982,009.00	12,164.34	12,112,766.52	13,299.26	10,934,661.70	13,814.79	9,742,451.26	10,899.69	5,944,770.48
8	7,654.04	10,804,631.96	13,532.38	11,576,189.66	14,779.79	9,552,982.82	15,352.35	8,805,166.02	12,120.61	7,277,099.71
9	8,417.40	12,576,952.96	14,823.18	8,521,611.87	16,173.37	7,870,100.84	16,799.53	6,946,018.38	13,271.51	8,091,237.14
10	9,144.42	11,336,150.29	16,041.10	7,510,888.36	17,485.12	8,384,615.18	18,161.64	6,482,828.90	14,356.41	6,016,767.47
11	9,836.81	7,095,883.72	17,190.25	8,290,080.56	18,719.83	7,699,681.53	19,443.69	6,983,810.44	15,379.08	5,929,614.61
12	10,496.23	5,636,968.09	18,274.52	6,993,486.03	19,882.03	5,714,633.68	20,650.38	5,552,526.70	16,343.11	3,754,332.51
13	11,124.25	5,190,423.06	19,297.57	6,418,976.94	20,975.98	4,809,161.28	21,786.15	4,788,000.42	17,251.84	2,456,554.68

ตารางที่ ก.13 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Pseudo First-order (ต่อ)

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
14	11,722.36	3,864,605.54	20,262.86	4,927,778.42	22,005.68	3,128,228.94	22,855.15	3,737,068.92	18,108.46	1,009,944.60
15	12,291.99	2,162,340.84	21,173.65	2,554,083.42	22,974.92	1,145,798.98	23,861.32	1,573,318.66	18,915.95	52,877.00
16	12,834.49	766,482.74	22,033.01	819,043.10	23,887.23	286,471.15	24,808.35	447,360.32	19,677.12	62,190.38
17	13,351.16	267.00	22,843.85	127,699.02	24,745.97	12,762.22	25,699.71	52,308.26	20,394.65	372,527.12
18	13,843.22	140,415.08	23,608.91	97,600.01	25,554.28	10,461.20	26,538.68	114,027.78	21,071.02	29,922.08
19	14,311.85	59,706.92	24,330.78	41,934.85	26,315.12	5,058.05	27,328.34	31,627.07	21,708.60	48,444.01
20	14,758.17	11,953.05	25,011.88	68,445.02	27,031.27	85,690.85	28,071.58	48,584.98	22,309.61	19,290.43
21	15,183.23	92,580.23	25,654.54	383,111.48	27,705.38	395,163.10	28,771.13	443,382.86	22,876.15	3,323.52
22	15,588.05	775,192.20	26,260.90	1,745,305.21	28,339.89	1,115,368.33	29,429.57	1,296,022.86	23,410.21	186,442.60
23	15,973.58	929,141.77	26,833.03	2,634,031.62	28,937.14	1,830,230.18	30,049.30	1,789,441.29	23,913.63	157,902.92
24	16,340.76	827,626.87	27,372.86	3,595,346.90	29,499.32	2,587,851.34	30,632.61	2,302,472.41	24,388.18	291,945.70
25	16,690.46	1,243,314.20	27,882.20	4,417,563.24	30,028.48	3,684,557.03	31,181.63	3,198,267.26	24,835.51	628,833.14
26	17,023.50	4,870,849.00	28,362.79	9,898,637.36	30,526.57	8,268,097.68	31,698.37	7,961,595.86	25,257.19	3,399,635.32
27	17,340.68	10,367,240.83	28,816.24	17,038,402.62	30,995.40	15,563,814.01	32,184.75	15,486,192.56	25,654.69	8,977,873.62
28	17,642.76	12,522,680.79	29,244.10	20,656,116.01	31,436.71	19,366,952.62	32,642.53	19,806,683.22	26,029.39	12,205,310.83
29	17,930.45	17,435,217.80	29,647.79	26,298,537.80	31,852.09	24,304,012.61	33,073.41	26,430,806.39	26,382.59	15,621,544.81

ตารางที่ ก.13 ผลผลิตก๊าซชีวภาพการทำนายด้วยโปรแกรม SPSS ที่แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ Pseudo First-order (ต่อ)

วันที่ (day)	สัดส่วนผสม (PS:SS)									
	1:0		3:1		1:1		1:3		0:1	
	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2	ปริมาณก๊าซมีเทน (ml)	Eror^2
30	18,204.44	22,997,395.71	30,028.69	32,334,121.42	32,243.09	30,062,302.07	33,478.96	32,604,556.80	26,715.54	21,233,295.36
31	18,465.39	27,233,890.33	30,388.08	36,071,075.05	32,611.12	34,796,785.25	33,860.68	37,360,455.78	27,029.40	26,605,995.61
sum		192,217,716		284,028,403		257,371,036		264,027,910		161,091,704
sum/n		6,006,803.61		8,875,887.58		8,042,844.89		8,250,872.19		5,034,115.77
NRMSE		2,450.88		2,979.24		2,835.99		2,872.43		2,243.68
Max		23,684.00		36,394.00		38,510.00		39,973.00		32,187.50
Min		0		0		0		0		0
NRMSE (%)		10.35		8.19		7.36		7.19		6.97

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

4. รูปภาพชุดทดลอง

รูปที่ ก.1 การวิเคราะห์ BOD_{20} โดยเครื่อง Oxitop

รูปที่ ก.2 ชุดทดลอง BMP Test

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ภาคผนวก ข

การติดตั้งระบบ Two-stage CSTR

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

1. รายการคำนวณการออกแบบชุดทดลองระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ข.1 ค่าการเดินระบบ Two-stage CSTR

พารามิเตอร์	สภาวะเดินระบบ	
	CSTR 1	CSTR 2
Feed	สัดส่วนผสมกากตะกอน PS:SS ที่ 1:3	Effluent CSTR 1
Volume reactor (L)	3	22.5
Dimeter (cm)	15.24 (6”)	15.24 (6”)
Height (cm)	19	126.81
HRT (d)	1.6	24
Operating days (d)	220	
OLR (kg VS/m^3-day)	0.44	

<u>รายการคำนวณ</u>

กำหนดให้ เดินระบบเป็นแบบ Semi-continuous Feed และใน 1 วัน มีระยะเวลาทำปฏิกิริยา 21 hr ระยะเวลาพักตกตะกอน 2 hr และระยะเวลาเดรนน้ำเข้า-ออก 1 hr

- CSTR 1

COD fed = 42,019 mg/L

TVS_{fed} (mg/L) = 10,641 mg/L

V = 3 L

HRT = 1.6 d

$OLR_{ระบบ}$ = COD/HRT or TVS/HRT

$$= \frac{42{,}019 \text{ mg COD/L}}{25.6 \text{ d}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1{,}000{,}000 \text{ mg}} \times \frac{1{,}000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3}$$

= 1.64 kg COD/m^3-d

$$= \frac{10{,}641 \text{ mg COD/L}}{25.6 \text{ d}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1{,}000{,}000 \text{ mg}} \times \frac{1{,}000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3}$$

= 0.44 kg VS/m^3-d

$L_{in,out}$/day = Q x t

$$= \frac{3 \text{ L}}{1.6 \text{ d}} \times \frac{21 \text{ hr}}{1 \text{ d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ hr}}$$

$L_{in,out}$/day		=	1.641	L/day
กำหนด ขนาดถัง (ท่อ PVC)		=	6	inch
		=	0.1524	m
	Ø ใน	=	153.3	mm
		=	0.1533	m
	Ø นอก	=	165	mm
		=	0.165	m
	ความหนา	=	11.7	mm
		=	0.0117	m
จาก	V ทรงกระบอก	=	$\pi r^2 h$	
จะได้	ความสูงของระดับน้ำ	=	$(V \times 4)/(\pi \emptyset^2)$	
		=	$\frac{(3\ L \times 4)}{\pi \times (0.1533\ m)^2} \times \frac{1\ m^3}{1{,}000\ L}$	
		=	0.1626	m
		=	16.262	cm
	Freebord	=	$50\% \times (V_{biogas/day\ @HRT\ 1.6\ d} \times 4)/(\pi \emptyset^2)$	
		=	$\frac{0.5 \times (4 \times (0.1710\ L))}{(\pi \times (0.1533\ m)^2)} \times \frac{1\ m^3}{1{,}000\ L}$	
(50% Biogas Production)		=	0.00463	m
		=	0.46	cm
	H รวม	=	16.262 cm + 0.463	cm
		=	16.73	cm
กำหนด ขนาดใบกวน				
	กว้าง	=	2	cm
	ยาว	=	7	cm

- CSTR 2

V	=	22.5	L
HRT	=	24	d
$L_{in,out}$/day	=	Q x t	

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

$L_{in,out}$/day = $\frac{22.5\ L}{24\ d} \times \frac{21\ hr}{1\ d} \times \frac{1\ d}{24\ hr}$

= 0.820 L/day

กำหนด ขนาดถัง (ท่อ PVC) = 6 inch

= 0.1524 m

Ø ใน = 153.3 mm

= 0.1533 m

Ø นอก = 165 mm

= 0.165 m

ความหนา = 11.7 mm

= 0.0117 m

จาก V ทรงกระบอก = $\pi r^2 h$

จะได้ ความสูงของระดับน้ำ = $(V \times 4)/(\pi \emptyset^2)$

= $\frac{(22.5\ L \times 4)}{\pi \times (0.1533\ m)^2} \times \frac{1\ m^3}{1{,}000\ L}$

= 1.2196 m

= 121.963 cm

Freebord = $50\% \times (V_{biogas/day\ @HRT\ 24\ d} \times 4)/(\pi \emptyset^2)$

= $\frac{0.5 \times (4 \times (2.045\ L))}{(\pi \times (0.1533\ m)^2)} \times \frac{1\ m^3}{1{,}000\ L}$

(50% Biogas Production) = 0.0554 m

= 5.54 cm

H รวม = 121.963 cm + 5.54 cm

= 127.50 cm

ดังนั้น ใช้ท่อ 6 “ ทั้ง 2 ถังรวม = 16.73 cm + 127.50 cm

= 144.23 cm

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

2. รายละเอียดอุปกรณ์ชุดทดลองระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ข.2 รายละเอียดอุปกรณ์ชุดทดลองระบบ Two-stage CSTR

รายการ	ขนาด	จำนวน	
		ปริมาณ	หน่วย
1. ท่อ PVC ชั้น 13.5	6 นิ้ว	1	ท่อน (4 เมตร/ท่อน)
2. ท่อสั้นหน้าแปลน PVC	6 นิ้ว	4	ชิ้น
3. ประเก็นยาง	6 นิ้ว	4	ชิ้น
4. หน้าแปลนตาบอด PVC หนา 20 มม.	6 นิ้ว	4	ชิ้น
5. Gas Counter	-	2	เครื่อง
6. ปั๊ม	-	3	เครื่อง
7. มอเตอร์กวน AC (เพลา 7 mm)	14W, 60 rpm	1	ชิ้น
8. แกนพร้อมใบกวนสแตนเลส	2*7 cm	1	ชิ้น
9. สายยางซิลิโคน	7*9 mm	10	เมตร
10. ก๊อกพลาสติก	½”	4	ชิ้น
11. เช็ควาล์วพลาสติก	ID 5.86 mm	11	ชิ้น
12. ชุดน็อตสกรูสแตนเลสสำหรับยึดหน้าแปลน	M20 x 80	32	ชุด

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ภาคผนวก ค

ผลการเดินระบบ Two-stage CSTR

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

1. ผลการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ค.1 ผลการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ Two-stage CSTR

วันที่	ปริมาณก๊าซชีวภาพรายวัน (ml)		วันที่	ปริมาณก๊าซชีวภาพรายวัน (ml)	
	CSTR 1	CSTR 2		CSTR 1	CSTR 2
0 - 34	0	0	63	0	2,108
35	0	68	64	0	1,428
36	0	68	65	0	2,040
37	0	68	66	0	1,904
38	0	68	67	0	1,768
39	0	612	68	0	2,992
40	0	204	69	0	2,924
41	0	136	70	0	2,516
42	0	204	71	0	2,652
43	0	68	72	0	2,108
44	0	204	73	0	2,040
45	0	204	74	0	1,428
46	0	238	75	0	2,312
47	0	272	76	0	1,632
48	0	68	77	0	1,904
49	0	238	78	0	2,720
50	0	408	79	0	2,720
51	0	68	80	0	2,380
52	0	204	81	0	1,768
53	0	170	82	0	1,836
54	0	136	83	0	1,224
55	0	340	84	0	1,360
56	0	272	85	0	952
57	0	544	86	0	748
58	0	408	87	0	1,088
59	0	680	88	0	544
60	0	1,224	89	0	680
61	0	1,496	90	0	476
62	0	1,632	91	0	612

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.1 ผลการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	ปริมาณก๊าซชีวภาพรายวัน (ml)		วันที่	ปริมาณก๊าซชีวภาพรายวัน (ml)	
	CSTR 1	CSTR 2		CSTR 1	CSTR 2
92	0	544	123	0	1,632
93	0	816	124	0	1,564
94	0	748	125	0	1,700
95	0	748	126	0	1,496
96	0	680	127	0	1,972
97	0	476	128	0	952
98	0	748	129	0	1,088
99	0	612	130	0	1,156
100	0	1,564	131	0	990
101	0	1,564	132	0	540
102	0	476	133	0	585
103	0	884	134	0	630
104	0	1,292	135	0	540
105	0	952	136	0	270
106	0	1,564	137	0	540
107	0	2,584	138	0	900
108	0	1,428	139	0	630
109	0	2,924	140	0	360
110	0	2,924	141	0	360
111	0	2,652	142	0	810
112	0	2,380	143	0	720
113	0	2,856	144	0	270
114	0	2,448	145	0	270
115	0	1,904	146	0	180
116	0	3,060	147	0	450
117	0	2,652	148	0	630
118	0	2,176	149	0	450
119	0	1,564	150	0	450
120	0	1,360	151	0	360
121	0	1,496	152	0	270
122	0	1,496	153	0	450

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.1 ผลการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	ปริมาณก๊าซชีวภาพรายวัน (ml)		วันที่	ปริมาณก๊าซชีวภาพรายวัน (ml)	
	CSTR 1	CSTR 2		CSTR 1	CSTR 2
154	0	150	185	0	450
155	0	450	186	0	360
156	0	270	187	0	450
157	0	450	188	0	360
158	0	450	189	0	450
159	0	450	190	0	360
160	0	180	191	0	450
161	0	450	192	0	450
162	0	720	193	0	450
163	0	360	194	0	450
164	0	90	195	0	450
165	0	360	196	0	270
166	0	270	197	0	540
167	0	270	198	0	450
168	0	450	199	0	630
169	0	360	200	0	450
170	0	450	201	0	360
171	0	360	202	0	450
172	0	450	203	0	360
173	0	360	204	0	450
174	0	450	205	0	360
175	0	450	206	0	450
176	0	450	207	0	450
177	0	450	208	0	450
178	0	450	209	0	450
179	0	270	210	0	450
180	0	540	211	0	270
181	0	450	212	0	540
182	0	630	213	0	450
183	0	360	214	0	630
184	0	450	215	0	450

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.1 ผลการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	ปริมาณก๊าซชีวภาพรายวัน (ml)		วันที่	ปริมาณก๊าซชีวภาพรายวัน (ml)	
	CSTR 1	CSTR 2		CSTR 1	CSTR 2
216	0	450	219	0	270
217	0	450	220	0	540
218	0	450			

2. ประสิทธิภาพการกำจัดค่า TVS ของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ค.2 ประสิทธิภาพการกำจัดค่า TVS ของระบบ Two-stage CSTR

วันที่	TVS (mg/L)			Efficiency
	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2	
1	6,980	1,000	210	96.99
2	2,050	1,080	550	93.73
3	1,500	880	565	93.70
4	6,795	1,105	430	93.67
5	7,140	1,055	680	90.48
6	4,650	920	120	97.42
7	5,615	795	125	97.77
8	7,780	975	420	94.60
9	9,375	3,240	655	93.01
10	10,490	5,175	555	94.71
11	9,255	4,627	455	95.08
12	8,020	4,080	290	96.38
13	4,730	4,060	610	87.10
14	3,060	2,685	230	92.48
15	3,225	665	515	84.03
16	4,465	3,235	315	92.95
17	5,090	815	360	92.93
18	5,150	2,745	570	88.93
19	3,020	2,390	335	88.91
20	6,990	3,615	725	89.63
21	6,980	4,025	615	91.19
22	15,840	4,902	565	96.43

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.2 ประสิทธิภาพการกำจัดค่า TVS ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	TVS (mg/L)			Efficiency
	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2	
23	25,695	5,780	515	98.00
25	6,235	5,105	755	87.89
27	7,655	6,165	655	91.44
28	5,090	2,875	1,340	92.83
31	13,220	11,025	765	94.21
37	21,350	18,600	800	96.25
40	17,453	1,070	465	97.34
43	13,555	4,305	725	94.65
46	9,658	7,905	610	94.16
49	5,760	450	365	93.66
52	20,205	19,370	1,090	94.61
55	21,040	3,215	1,315	93.75
58	19,621	12,355	1,090	94.44
61	18,202	16,610	1,110	93.90
64	20,445	20,445	450	97.80
67	15,365	3,405	695	95.48
71	15,680	10,095	325	97.93
73	15,995	15,995	940	94.12
77	23,110	23,110	520	97.75
79	14,965	5,355	820	94.52
82	9,295	2,290	420	95.13
85	10,203	2,040	435	95.74
87	9,749	1,790	450	95.38
90	9,522	1,300	510	94.64
93	9,295	7,880	590	95.68
96	10,657	2,890	350	96.72
99	12,020	3,700	640	94.68
102	12,020	3,190	510	95.76
105	12,020	6,870	510	95.76
108	12,020	11,810	150	98.75

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.2 ประสิทธิภาพการกำจัดค่า TVS ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	TVS (mg/L)			Efficiency
	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2	
110	12,020	10,450	590	95.09
113	14,920	11,810	1,165	94.57
115	14,965	11,810	760	94.32
118	17,082	14,990	1,015	94.06
122	18,141	16,775	737	95.93
125	19,200	18,560	460	97.60
127	14,325	10,450	220	98.46
130	9,450	2,340	420	95.56
133	5,200	660	210	95.96
136	6,560	2,850	350	94.66
139	7,920	2,025	450	94.32
140	9,280	1,200	390	95.80
142	10,640	1,860	390	96.33
145	10,640	1,780	390	96.33
148	9,289	2,040	110	98.82
151	7,938	2,840	215	97.29
152	8,694	1,250	320	96.32
156	9,072	3,750	200	97.80
159	9,450	1,430	70	99.26
162	6,990	3,011	515	92.63
165	6,980	1,411	615	91.19
168	6,235	669	335	94.63
171	7,655	753	360	95.30
174	12,295	874	515	95.81
177	7,110	1,068	610	91.42
180	9,295	796	455	95.10
183	7,933	6,143	655	91.74
186	6,570	640	125	98.10
189	5,200	2,297	520	90.00
192	9,450	1,962	565	94.02
195	14,325	2,008	210	98.53

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.2 ประสิทธิภาพการกำจัดค่า TVS ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	TVS (mg/L)			Efficiency
	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2	
198	14,920	2,992	550	96.31
201	7,655	1,170	430	94.38
204	15,840	1,826	120	99.24
207	15,840	1,411	420	97.35
210	10,640	1,036	555	94.78
213	12,020	5,309	290	97.59

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3. ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ค.3 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของระบบ Two-stage CSTR

วันที่	Influent		Effluent CSTR 1		Effluent CSTR 2		Efficiency	
	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)
1	28,571.43	25,000.00	40,145.99	21,897.81	25,547.45	7,299.27	29.76	52.88
5	34,358.71	23,448.91	40,145.99	21,897.81	25,547.45	7,299.27	25.64	68.87
7	39,651.26	23,735.96	44,943.82	22,471.91	26,217.23	14,981.27	33.88	36.88
10	28,571.43	25,000.00	25,000.00	17,857.14	14,285.71	3,571.43	50.00	85.71
13	25,000.00	19,642.86	21,428.57	14,285.71	14,285.71	7,142.86	42.86	63.64
17	29,675.57	20,501.64	25,000.00	14,285.71	21,428.57	10,714.29	27.79	47.74
19	34,351.15	26,717.56	26,717.56	15,267.18	22,900.76	7,633.59	33.33	71.43
22	32,442.75	24,809.16	30,534.35	22,900.76	22,900.76	15,267.18	29.41	38.46
25	29,962.55	14,981.27	14,981.27	7,490.64	11,235.96	3,745.32	62.50	75.00
28	69,288.39	36,816.48	67,415.73	37,453.18	11,235.96	7,490.64	83.78	79.65
31	46,816.48	21,835.21	22,471.91	7,490.64	14,981.27	3,745.32	68.00	82.85
37	71,161.05	36,179.78	26,217.23	22,471.91	14,981.27	7,490.64	78.95	79.30
40	65,320.30	40,394.72	59,479.55	44,609.67	29,739.78	22,304.83	54.47	44.78
43	46,468.40	40,892.19	44,609.67	37,174.72	40,892.19	22,304.83	12.00	45.45
44	48,327.14	44,609.67	48,327.14	44,609.67	29,739.78	22,304.83	38.46	50.00
49	48,327.14	37,174.72	48,327.14	22,304.83	33,457.25	7,434.94	30.77	80.00

ตารางที่ ค.3 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	Influent		Effluent CSTR 1		Effluent CSTR 2		Efficiency	
	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)
52	78,066.91	46,468.40	78,066.91	70,631.97	37,174.72	7,434.94	52.38	84.00
55	70,631.97	45,762.08	63,197.03	33,457.25	26,022.30	7,434.94	63.16	83.75
58	55,315.99	38,119.14	34,285.71	15,238.10	19,047.62	15,238.10	65.57	60.03
61	40,000.00	30,476.19	36,190.48	30,476.19	34,285.71	22,857.14	14.29	58.65
64	43,809.52	30,476.19	38,095.24	22,857.14	30,476.19	22,857.14	30.43	58.65
67	49,523.81	38,095.24	47,619.05	26,666.67	22,857.14	15,238.10	53.85	60.00
71	40,000.00	35,238.10	30,476.19	35,238.10	26,666.67	19,047.62	33.33	45.95
73	50,476.19	32,380.95	50,476.19	32,380.95	30,476.19	22,857.14	39.62	29.41
77	60,952.38	29,047.62	60,952.38	22,857.14	15,238.10	11,428.57	75.00	60.66
79	34,285.71	26,666.67	19,047.62	15,238.10	15,238.10	11,428.57	55.56	57.14
82	39,484.78	25,136.61	37,064.79	19,422.33	23,356.75	11,615.93	40.85	53.79
87	44,683.84	23,606.56	55,081.97	23,606.56	31,475.41	11,803.28	29.56	50.00
90	55,081.97	25,409.84	55,081.97	33,442.62	27,540.98	15,737.70	50.00	38.06
93	55,081.97	27,213.11	55,081.97	43,278.69	27,540.98	9,836.07	50.00	63.86
96	62,086.44	26,666.67	19,672.13	15,737.70	26,594.92	3,934.43	57.16	85.25
99	69,090.91	17,272.73	18,181.82	10,909.09	10,909.09	3,636.36	84.21	78.95
102	54,698.13	22,324.89	32,977.10	25,648.85	25,648.85	14,656.49	53.11	34.35
105	47,501.73	27,377.05	21,984.73	7,328.24	18,320.61	3,664.12	61.43	86.62

ตารางที่ ค.3 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	Influent		Effluent CSTR 1		Effluent CSTR 2		Efficiency	
	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)
108	40,305.34	18,320.61	29,312.98	14,656.49	25,648.85	10,992.37	36.36	40.00
110	47,693.66	22,930.80	28,426.98	19,131.52	21,984.73	14,656.49	53.90	36.08
113	55,081.97	27,540.98	27,540.98	23,606.56	27,540.98	19,672.13	50.00	28.57
115	47,272.73	18,181.82	21,818.18	7,272.73	10,909.09	3,636.36	76.92	80.00
118	51,177.35	22,861.40	14,545.45	14,545.45	18,181.82	14,545.45	64.47	36.38
121	41,952.31	20,521.61	23,636.36	9,090.91	21,818.18	11,090.91	47.99	45.95
125	32,727.27	18,181.82	32,727.27	3,636.36	25,454.55	7,636.36	22.22	58.00
128	31,493.51	17,337.66	30,259.74	5,584.42	22,900.43	6,632.03	27.29	61.75
131	30,259.74	16,493.51	27,792.21	7,532.47	20,346.32	7,627.71	32.76	53.75
134	29,951.30	16,282.47	35,411.26	9,437.23	24,155.84	7,627.71	19.35	53.15
137	28,871.75	15,543.83	29,134.20	10,432.90	19,696.97	7,623.38	31.78	50.96
140	27,792.21	14,805.19	22,857.14	11,428.57	15,238.10	7,619.05	45.17	48.54
143	27,175.32	14,383.12	38,095.24	15,238.10	22,857.14	7,619.05	15.89	47.03
146	22,857.14	11,428.57	15,238.10	11,428.57	7,619.05	3,809.52	66.67	66.67
149	22,857.14	11,428.57	22,857.14	19,047.62	19,047.62	3,809.52	16.67	66.67
152	22,857.14	11,428.57	15,238.10	15,238.10	15,238.10	3,809.52	33.33	66.67
155	55,081.97	27,213.11	55,081.97	43,278.69	27,540.98	13,606.56	50.00	50.00
158	51,177.35	22,697.47	38,450.07	25,275.71	19,225.04	9,621.46	62.43	57.61

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.3 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	Influent		Effluent CSTR 1		Effluent CSTR 2		Efficiency	
	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)
161	49,225.04	20,439.64	30,134.13	16,274.22	15,067.06	7,628.91	69.39	62.68
164	47,272.73	18,181.82	21,818.18	7,272.73	10,909.09	5,636.36	76.92	69.00
167	42,402.60	17,337.66	22,077.92	8,311.69	11,991.34	6,132.03	71.72	64.63
170	37,532.47	16,493.51	22,337.66	9,350.65	13,073.59	6,627.71	65.17	59.82
173	30,715.35	17,388.05	26,409.06	13,427.01	14,389.93	8,618.27	53.15	50.44
176	27,792.21	14,805.19	22,857.14	11,428.57	15,238.10	7,619.05	45.17	48.54
179	30,715.35	17,388.05	26,409.06	13,427.01	14,389.93	8,618.27	53.15	50.44
182	33,638.49	19,970.90	29,960.97	15,425.45	13,541.76	9,617.49	59.74	51.84
185	36,561.64	22,553.76	33,512.88	17,423.89	12,693.60	10,616.71	65.28	52.93
188	39,484.78	25,136.61	37,064.79	19,422.33	11,845.43	11,615.93	70.00	53.79
191	37,178.52	22,975.84	34,746.65	16,449.86	19,693.21	10,118.87	47.03	55.96
194	34,872.26	20,815.06	32,428.50	13,477.40	27,540.98	8,621.82	21.02	58.58
197	32,566.00	18,654.28	30,110.35	10,504.93	20,276.34	7,124.76	37.74	61.81
200	30,259.74	16,493.51	27,792.21	7,532.47	13,011.69	5,627.71	57.00	65.88
203	37,471.79	20,050.03	41,437.09	15,569.51	14,548.94	8,715.49	61.17	56.53
206	37,471.79	20,050.03	41,437.09	15,569.51	14,548.94	8,715.49	61.17	56.53
209	44,683.84	23,606.56	55,081.97	23,606.56	16,086.18	11,803.28	64.00	50.00
212	41,000.71	21,775.53	50,164.29	20,064.23	22,857.14	10,259.39	44.25	52.89

ตารางที่ ค.3 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	Influent		Effluent CSTR 1		Effluent CSTR 2		Efficiency	
	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)
215	37,317.57	19,944.51	45,246.61	16,521.89	15,381.16	8,715.49	58.78	56.30
218	33,634.43	18,113.49	40,328.93	12,979.56	15,028.65	7,171.60	55.32	60.41
221	29,951.30	16,282.47	35,411.26	9,437.23	14,676.14	5,627.71	51.00	65.44

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

4. ค่า pH ของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ค.4 ค่า pH ของระบบ Two-stage CSTR

วันที่	pH			วันที่	pH		
	Influent	CSTR 1	CSTR 2		Influent	CSTR 1	CSTR 2
2	6.83	7.2	7.25	32	6.63	7.04	7.03
3	6.69	7.26	7.25	34	6.87	6.70	7.15
4	6.7	7.2	7.49	38	7.24	6.67	7.10
5	6.68	6.96	7.57	39	6.91	6.9	7.08
6	6.83	7.23	7.5	40	6.96	6.87	7.09
7	6.74	7.17	7.35	41	6.97	6.9	7.08
8	6.84	7.13	7.51	42	6.97	6.9	7.16
9	6.94	7.09	7.4	44	6.7	7.05	7.17
10	7.01	7.02	7.45	45	6.77	7.05	7.26
11	6.86	6.78	7.33	50	6.84	6.94	7.58
12	7.58	7.25	7.3	53	6.9	6.92	7.36
13	6.98	6.97	7.38	55	6.94	6.8	7.57
14	6.95	6.96	7.34	56	6.98	6.65	7.25
15	7.04	7.08	7.32	59	6.83	6.9	7.25
16	7.08	7.1	7.3	60	6.85	6.9	7.09
17	7.12	7.33	7	62	6.87	6.9	7.49
18	7.11	7.04	7.37	63	6.8	6.9	7.09
19	7.08	7	7.3	65	6.89	6.9	7.13
20	6.94	6.71	7.28	68	6.98	6.9	7.01
21	6.96	6.78	7.28	70	6.85	6.9	6.98
22	6.97	6.79	7.33	72	6.9	6.9	7
23	6.85	6.79	7.3	73	6.9	6.9	6.96
24	6.64	6.7	7.22	74	6.95	6.9	7.02
25	6.96	6.8	7.16	76	7	6.9	7.21
26	7.01	6.86	7.19	78	7	6.9	7.09
27	6.95	6.76	7.15	79	7.05	6.9	7.19
28	7.04	6.72	7.01	80	7.04	6.69	7.18
29	6.94	6.93	7.01	83	6.84	7.07	7.02
30	6.91	6.7	6.91	85	6.83	6.94	7.25

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.4 ค่า pH ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	pH			วันที่	pH		
	Influent	CSTR 1	CSTR 2		Influent	CSTR 1	CSTR 2
88	6.88	6.86	7.02	155	6.95	7.14	7.46
90	6.84	6.95	7.1	157	6.62	6.93	7.44
91	7.07	7	7.12	160	6.79	6.92	7.41
94	7.01	6.84	7.11	162	6.95	6.9	7.38
95	6.9	6.9	7.12	167	6.98	6.97	7.36
97	6.91	6.85	7.02	169	7.07	6.97	7.25
100	6.77	6.75	7.08	173	7.23	7.03	7.53
103	6.79	6.9	7.03	176	7.05	6.9	7.38
105	6.81	6.9	6.99	180	7.02	6.73	7.31
106	6.71	6.9	6.96	182	7.12	7.15	7.33
109	6.86	6.9	6.97	184	7.07	6.9	7.27
110	6.81	6.9	7.05	185	7.15	7.18	7.33
111	6.88	6.9	7.25	187	7.16	6.9	7.29
114	6.76	6.9	7.25	190	7.17	6.9	7.25
116	6.95	6.9	7.25	191	7.24	7.22	7.45
119	6.99	6.88	6.93	193	7.19	6.9	7.48
120	6.915	6.76	7.25	194	7.18	7.2	7.39
121	6.84	6.64	6.94	197	6.98	6.94	7.38
122	6.825	6.77	6.93	199	6.98	7.2	7.41
125	6.8175	6.835	6.96	200	7.16	6.9	7.3
126	6.81	6.9	6.93	202	7.2	7.165	7.42
128	6.89	6.73	7.06	204	7.24	6.98	7.54
131	6.87	7.17	7.18	206	7.175	6.975	7.58
134	6.93	7.15	7.21	208	7.11	6.97	7.25
137	6.98	7.13	7.24	211	6.98	7.13	7.25
141	7.07	7.16	7.28	212	6.98	7.04	7.47
143	7.25	7.18	7.31	214	6.98	6.9	7.51
145	7.22	7.15	7.32	215	6.98	7.12	7.48
147	7.18	7.12	7.33	216	7.16	7.2	7.45
149	7.23	7.24	7.41	217	6.98	7.17	7.55
152	7.27	6.9	7.48	218	7.22	7.16	7.41

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

5. ค่า VFA/Alkalinity ของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ค.5 ค่า VFA และ Alkalinity ของระบบ Two-stage CSTR

วันที่	Alkalinity (mg/L as $CaCO_3$)			VFA (mg/L as mg/L as CH_3COOH)			VFA/Alkalinity		
	Feed	CSTR 1	CSTR 2	Feed	CSTR 1	CSTR 2	Feed	CSTR 1	CSTR 2
1	1,265	1,361	1,093	1,164.34	664.44	84.23	0.92	0.49	0.08
4	1,265	1,361	1,093	1,164.34	464.05	21.09	0.92	0.34	0.02
9	1,265	1,361	1,093	1,427.15	506.24	107.62	1.13	0.37	0.10
14	1,265	1,361	1,093	1,345.27	548.42	109.68	1.06	0.40	0.10
19	1,265	1,361	1,093	1,304.33	1,062.66	162.46	1.03	0.78	0.15
20	1,427	1,369	1,045	1,263.38	1,576.89	215.24	0.89	1.15	0.21
23	1,508	1,373	1,021	2,255.37	1,066.85	280.75	1.50	0.78	0.27
24	1,589	1,377	997	1,696.21	1,293.80	264.38	1.07	0.94	0.27
27	1,480	1,129	952	1,137.04	1,520.74	248.00	0.77	1.35	0.26
29	1,371	881	906	1,438.85	1,965.88	172.96	1.05	2.23	0.19
33	1,407	1,281	1,028	1,740.66	1,745.34	238.64	1.24	1.36	0.23
34	1,442	1,680	1,149	1,552.46	1,122.16	185.62	1.08	0.67	0.16
37	1,243	1,362	944	1,289.81	1,458.48	456.39	1.04	1.07	0.48
39	1,143	1,202	842	1,870.22	1,870.22	491.12	1.64	1.56	0.58
41	1,043	1,043	739	1,250.12	1,493.20	357.18	1.20	1.43	0.48
43	1,083	1,043	863	1,622.18	1,775.97	644.90	1.50	1.70	0.75

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.5 ค่า VFA และ Alkalinity ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	Alkalinity (mg/L as $CaCO_3$)			VFA (mg/L as mg/L as CH_3COOH)			VFA/Alkalinity		
	Feed	CSTR 1	CSTR 2	Feed	CSTR 1	CSTR 2	Feed	CSTR 1	CSTR 2
44	1,124	1,043	987	1,733.80	1,798.29	135.00	1.54	1.72	0.14
47	1,164	1,043	1,111	1,845.42	1,820.61	510.96	1.59	1.75	0.46
49	1,204	1,043	1,235	1,336.14	1,257.15	413.68	1.11	1.21	0.33
54	1,184	1,154	860	826.85	1,033.57	316.40	0.70	0.90	0.37
59	1,245	1,306	1,113	1,381.60	1,590.43	210.93	1.11	1.22	0.19
64	1,235	1,797	1,346	1381.60	1754.95	126.56	1.12	0.98	0.09
69	1,377	1,194	1,255	1,936.35	2,008.07	371.24	1.41	1.68	0.30
74	1,285	1,204	1,316	1,936.35	1,767.61	624.36	1.51	1.47	0.47
79	1,103	1,336	1,468	1,936.35	295.30	371.94	1.76	0.22	0.25
84	2,186	2,186	2,571	1,034.44	783.04	119.52	0.47	0.36	0.05
89	2,368	2,247	2,611	984.99	647.04	168.97	0.42	0.29	0.06
94	2,105	2,785	2,490	984.99	395.64	160.73	0.47	0.14	0.06
99	1,903	2,348	2,591	616.02	672.85	121.47	0.32	0.29	0.05
104	2,510	2,267	2,986	587.83	950.06	134.48	0.23	0.42	0.05
108	2,075	2,186	2,146	559.63	1,258.08	125.81	0.27	0.58	0.06
115	2,115	2,308	3,077	616.02	1,197.34	858.96	0.29	0.52	0.28
120	2,126	2,328	2,834	914.77	1,524.26	895.22	0.43	0.65	0.32
125	1,660	2,247	2,814	914.77	1,524.26	895.22	0.55	0.68	0.32

ตารางที่ ค.5 ค่า VFA และ Alkalinity ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	Alkalinity (mg/L as $CaCO_3$)			VFA (mg/L as mg/L as CH_3COOH)			VFA/Alkalinity		
	Feed	CSTR 1	CSTR 2	Feed	CSTR 1	CSTR 2	Feed	CSTR 1	CSTR 2
130	1,660	2,024	2,935	1,214	1,851	931	0.73	0.91	0.32
135	1,923	1,923	1,883	1,512.26	2,178.09	967.74	0.79	1.13	0.51
140	1,356	1,761	2,267	1,512.26	2,178.09	967.74	1.12	1.24	0.43
146	2,065	1,923	2,227	1,811	2,505	1,004	0.88	1.30	0.45
151	1,599	1,862	2,571	1,634	2,457	661	1.02	1.32	0.26
156	2,065	2,238	2,530	1,547	2,150	475	0.75	0.96	0.19
161	1,194	2,446	1,883	1,457	2,267	248	1.22	0.93	0.13
166	2,507	2,614	2,857	1,945	2,411	523	0.78	0.92	0.18
171	2,213	2,654	2,966	2,053	2,353	333	0.93	0.89	0.11
177	2,462	2,620	2,825	1,752	2,052	354	0.71	0.78	0.13
182	2,583	2,748	2,930	1,656	2,250	497	0.64	0.82	0.17
187	2,184	2,630	2,807	1,356	2,267	515	0.62	0.86	0.18
192	2,301	2,710	2,830	1,558	1,956	559	0.68	0.72	0.20
197	2,546	2,680	2,870	1,680	2,351	438	0.66	0.88	0.15
202	2,459	2,638	2,934	2,009	2,166	526	0.82	0.82	0.18
208	2,551	2,651	2,809	1,854	2,450	380	0.73	0.92	0.14
213	2,322	2,701	2,983	1,981	2,250	600	0.85	0.83	0.20
40	79.81	66.40	8.83	65,320.30	65,320.30	65,320.30	818	984	7,396

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

6. ค่า TKN ของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ค.6 ค่า TKN ของระบบ Two-stage CSTR

วันที่	TKN (mg/L)			COD (mg/L)			C/N ratio		
	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2
45	79.81	51.98	11.78	48,327.14	48,327.14	48,327.14	606	930	4,104
50	69.91	33.97	12.43	48,327.14	48,327.14	48,327.14	691	1,423	3,888
55	68.93	25.07	13.73	70,631.97	70,631.97	70,631.97	648	2,817	5,145
60	66.22	23.88	15.02	40,000.00	40,000.00	40,000.00	604	1,675	2,662
65	51.84	20.93	11.56	43,809.52	43,809.52	43,809.52	845	2,093	3,791
70	76.15	1.64	0.33	40,000.00	40,000.00	40,000.00	525	2,383	4,041
75	52.98	18.88	11.76	50,476.19	50,476.19	50,476.19	953	2,674	4,291
80	52.28	29.29	11.93	34,285.71	34,285.71	34,285.71	656	1,170	2,875
85	17.65	5.69	17.45	39,484.78	39,484.78	39,484.78	2,237	6,944	2,263
90	66.27	47.25	17.71	55,081.97	55,081.97	55,081.97	831	1,166	3,110
95	13.73	49.41	17.91	62,086.44	62,086.44	62,086.44	4,523	1,257	3,467
100	85.95	30.21	18.89	69,090.91	69,090.91	69,090.91	804	2,287	3,657
105	42.60	51.05	18.95	47,501.73	47,501.73	47,501.73	1,115	931	2,506
110	36.78	79.20	17.70	47,693.66	47,693.66	47,693.66	1,297	602	2,694
115	85.20	15.76	15.89	47,272.73	47,272.73	47,272.73	555	2,999	2,975
120	99.65	11.64	21.08	41,952.31	41,952.31	41,952.31	421	3,606	1,990

ตารางที่ ค.6 ค่า TKN ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	TKN (mg/L)			COD (mg/L)			C/N ratio		
	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2	Influent	Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 2
125	99.65	47.10	19.39	32,727.27	32,727.27	32,727.27	328	695	1,688
130	83.51	15.58	17.27	30,259.74	27,792.21	20,346.32	362	1,784	1,178
135	85.39	41.85	19.45	29,951.30	35,411.26	24,155.84	351	846	1,242
140	68.12	52.73	13.70	27,792.21	22,857.14	15,238.10	408	433	1,112
146	79.92	74.15	58.00	22,857.14	15,238.10	7,619.05	286	206	131
151	86.12	66.00	45.35	22,857.14	15,238.10	15,238.10	265	231	336
156	69.02	51.87	34.80	55,081.97	55,081.97	27,540.98	798	1,062	791
161	52.09	53.41	42.00	49,225.04	30,134.13	15,067.06	945	564	359
166	52.39	36.50	31.25	42,402.60	22,077.92	11,991.34	809	605	384
171	66.31	41.75	38.50	37,532.47	22,337.66	13,073.59	566	535	340
177	51.95	52.20	28.90	27,792.21	22,857.14	15,238.10	535	438	527
182	42.79	49.30	18.00	33,638.49	29,960.97	20,649.02	786	608	1,147
187	36.87	32.45	28.00	39,484.78	37,064.79	26,059.95	1,071	1,142	931
192	73.79	67.32	50.15	37,178.52	34,746.65	24,235.22	504	516	483
197	17.74	53.21	38.75	32,566.00	30,110.35	20,585.77	1,836	566	531
202	85.04	63.50	43.60	37,471.79	41,437.09	22,115.41	441	653	507
208	66.36	52.68	31.50	44,683.84	55,081.97	25,469.79	673	1,046	809
213	83.60	44.99	27.30	41,000.71	50,164.29	23,265.57	490	1,115	852

7. ค่า F/M Ratio ของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ค.7 ค่า F/M ratio ของระบบ Two-stage CSTR

วันที่	MLVSS (mg/L)	TVS_{fed} (mg/L)	COD_{fed} (mg/L)	F/M ratio (d^{-1})	
				COD/(MLVSS*HRT)	TVS/(MLVSS*HRT)
1	392	6,980	25,547	2.71	17.79
2	231	2,050	25,547	4.61	8.88
3	255	1,500	25,547	4.17	5.88
4	364	6,795	25,547	2.93	18.69
5	514	7,140	25,547	2.07	13.90
6	593	4,650	25,547	1.80	7.85
7	798	5,615	22,901	1.20	7.04
8	525	7,780	22,901	1.82	14.83
9	592	9,375	22,901	1.61	15.83
10	614	10,490	14,286	0.97	17.08
12	767	8,020	14,286	0.78	10.46
14	683	3,060	14,286	0.87	4.48
15	686	3,225	14,286	0.87	4.70
16	630	4,465	14,286	0.94	7.09
17	862	5,090	21,429	1.04	5.90
32	1,472	13,220	14,981	0.42	8.98
34	19,852	17,285	14,981	0.03	0.87
49	14,638	5,760	33,457	0.10	0.39
55	16,164	21,040	26,022	0.07	1.30
57	17,904	19,621	19,048	0.04	1.10
64	10,612	20,445	30,476	0.12	1.93
65	26,084	20,445	22,857	0.04	0.78
99	31,896	12,020	10,909	0.01	0.38
152	61,588	8,694	15,238	0.01	0.14
156	26,628	9,072	15,238	0.02	0.34
159	20,852	9,450	15,238	0.03	0.45
176	13,725	12,295	27,792	0.08	0.90
177	14,484	9,295	33,638	0.10	0.64
178	15,030	6,570	39,485	0.11	0.44

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.7 ค่า F/M ratio ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	MLVSS (mg/L)	TVS_{fed} (mg/L)	COD_{fed} (mg/L)	F/M ratio (d^{-1})	
				COD/(MLVSS*HRT)	TVS/(MLVSS*HRT)
179	13,662	9,450	37,179	0.11	0.69
180	14,815	14,920	32,566	0.09	1.01
181	15,944	7,655	37,472	0.10	0.48
182	12,586	15,840	44,684	0.15	1.26
183	16,242	12,020	41,001	0.11	0.74

8. ค่า Yield biogas ของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ค.8 ค่า Yield biogas ของระบบ Two-stage CSTR

วันที่	Yield biogas		วันที่	Yield biogas	
	ml biogas/L-d	ml biogas/g $TVS_{removed}$-d		ml biogas/L-d	ml biogas/g $TVS_{removed}$-d
37	2.67	0.12	93	21.33	2.30
40	24.00	1.38	96	29.33	2.75
43	8.00	0.59	99	29.33	2.44
46	8.00	0.83	102	61.33	5.10
49	2.67	0.46	105	50.67	4.22
52	2.67	0.13	108	101.33	8.43
55	5.33	0.25	110	114.67	7.34
58	21.33	1.09	113	93.33	6.26
61	48.00	2.64	115	96.00	6.41
64	82.67	4.04	118	104.00	6.09
67	74.67	4.86	122	58.67	3.23
71	98.67	6.29	125	61.33	3.19
73	82.67	5.17	127	58.67	4.10
77	64.00	6.15	130	0.04	4.51
79	106.67	7.13	133	0.02	4.07
82	69.33	7.46	136	0.02	3.23
85	53.33	5.23	139	0.04	4.46
87	29.33	3.01	140	0.02	2.66
90	26.67	2.80	142	0.01	1.33

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.8 ค่า Yield biogas ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

วันที่	Yield biogas		วันที่	Yield biogas	
	ml biogas/L-d	ml biogas/g $TVS_{removed}$-d		ml biogas/L-d	ml biogas/g $TVS_{removed}$-d
145	0.01	1.00	180	0.02	2.28
148	0.02	1.90	183	0.01	1.78
151	0.02	2.22	186	0.01	2.15
152	0.01	1.62	189	0.02	2.01
156	0.02	1.95	192	0.02	1.87
159	0.02	1.87	195	0.02	1.23
162	0.03	1.94	198	0.02	1.18
165	0.01	2.02	201	0.01	1.84
168	0.02	2.83	204	0.02	1.11
171	0.01	1.84	207	0.02	1.11
174	0.02	1.44	210	0.02	1.66
177	0.02	2.48	213	0.02	1.47

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ภาคผนวก ง
ผลของสมดุลมวลในระบบ Two-stage CSTR

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

1. สมดุลมวลคาร์บอนของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ง.1 ปริมาณคาร์บอนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR

ตัวอย่าง		ซ้ำ	Flowrate (L/day)	สัดส่วน			TS (mg/L)			Carbon		Carbon (g C/day)		
				(ml)	(%)	เฉลี่ย	TS (mg/L)	เฉลี่ย	รวม	% C in dry sludge	(mg C/L)	(g C/day)	เฉลี่ย	รวม
Feed	Feed (Liquid)	1	1.64	249	53.66	60.91	2,140	2,026	22,773	-	267.90	0.24	0.25	7.36
		2		163	48.08		1,995			-	271.80	0.21		
		3		235	70.15		1,920			-	235.60	0.27		
		4		313	70.65		1,985			-	258.20	0.30		
		5		212	61.99		2,090			-	247.90	0.25		
	Feed (Solid)	1		215	46.34	39.09	78,873	55,097		19.00	-	11.39	7.10	
		2		176	51.92		63,799			19.70	-	10.70		
		3		100	29.85		25,126			18.47	-	2.27		
		4		130	29.35		46,016			18.37	-	4.07		
		5		130	38.01		61,670			18.45	-	7.09		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ง.1 ปริมาณคาร์บอนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

ตัวอย่าง		ซ้ำ	Flowrate (L/day)	สัดส่วน			TS (mg/L)			Carbon		Carbon (g C/day)		
				(ml)	(%)	เฉลี่ย	TS (mg/L)	เฉลี่ย	รวม	% C in dry sludge	(mg C/L)	(g C/day)	เฉลี่ย	รวม
CSTR 1	CSTR 1 (Liquid)	1	1.64	409	69.91	72.41	2,005	1,909	16,565	-	289.80	0.33	0.35	4.97
		2		357	70.41		1,975			-	293.60	0.34		
		3		475	81.76		1,825			-	294.60	0.39		
		4		357	71.83		1,760			-	300.00	0.35		
		5		475	68.15		1,980			-	285.10	0.32		
	CSTR 1 (Solid)	1		176	30.09	27.59	64,622	55,036		19.73	-	6.29	4.62	
		2		150	29.59		40,372			18.81	-	3.68		
		3		106	18.24		49,249			18.44	-	2.72		
		4		140	28.17		59,883			18.31	-	5.06		
		5		222	31.85		61,053			16.72	-	5.33		
Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 1 (Liquid)	1	1.64	337	77.65	66.21	1,755	1,810	21,145	-	283.60	0.36	0.33	7.56
		2		146	31.33		2,105			-	406.50	0.21		
		3		409	69.91		1,690			-	294.40	0.34		
		4		357	70.41		1,840			-	295.80	0.34		
		5		475	81.76		1,660			-	287.80	0.39		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ง.1 ปริมาณคาร์บอนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

ตัวอย่าง		ซ้ำ	Flowrate (L/day)	สัดส่วน			TS (mg/L)			Carbon		Carbon (g C/day)		
				(ml)	(%)	เฉลี่ย	TS (mg/L)	เฉลี่ย	รวม	% C in dry sludge	(mg C/L)	(g C/day)	เฉลี่ย	รวม
Effluent CSTR 1 (ต่อ)	Effluent CSTR 1 (Solid)	1		97	22.35		41,878			18.63	-	2.86		
		2		320	68.67		99,062			18.50	-	20.63		
		3		176	30.09	33.79	64,622	59,037		19.73	-	6.29	7.24	7.56
		4		150	29.59		40,372			18.81	-	3.68		
		5		106	18.24		49,249			18.44	-	2.72		
CSTR 2	CSTR 2 (Liquid)	1	0.82	148	59.68		1,755			-	300.80	0.15		
		2		108	41.86		1,810			-	308.70	0.11		
		3		119	43.43	39.73	1,915	1,640		-	310.10	0.11	0.10	
		4		116	42.03		1,755			-	302.60	0.10		
		5		29	11.65		965			-	291.40	0.03		
	CSTR 2 (Solid)	1		100	40.32		71,241		37,882	16.77	-	3.95		4.91
		2		150	58.14		57,979			17.59	-	4.86		
		3		155	56.57	60.27	52,332	61,772		15.47	-	3.76	4.81	
		4		160	57.97		68,902			15.39	-	5.04		
		5		220	88.35		58,405			15.29	-	6.47		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ง.1 ปริมาณคาร์บอนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

ตัวอย่าง		ซ้ำ	Flowrate (L/day)	สัดส่วน			TS (mg/L)			Carbon		Carbon (g C/day)		
				(ml)	(%)	เฉลี่ย	TS (mg/L)	เฉลี่ย	รวม	% C in dry sludge	(mg C/L)	(g C/day)	เฉลี่ย	รวม
Effluent CSTR 2	Effluent CSTR 2 (Liquid)	1	0.72	-	100	100	1,870	1,996	1,996	-	279.00	0.20	0.21	0.21
		2		-	100		1,990			-	291.50	0.21		
		3		-	100		2,175			-	294.90	0.21		
		4		-	100		1,985			-	281.10	0.20		
		5		-	100		1,960			-	302.40	0.22		
Excess Sludge CSTR 2		1	0.1	-	100	100	-	37,882	37,882	-	-	-	0.60	0.60
		2		-	100		-			-	-	-		
		3		-	100		-			-	-	-		
		4		-	100		-			-	-	-		
		5		-	100		-			-	-	-		
Biogas		-	1.66	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.89	0.89

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

2. สมดุลมวลไนโตรเจนของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ง.2 ปริมาณไนโตรเจนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR

ตัวอย่าง		ซ้ำ	Flowrate (L/day)	สัดส่วน			TS (mg/L)			Nitrogen		Nitrogen (g N/day)		
				(ml)	(%)	เฉลี่ย	TS (mg/L)	เฉลี่ย	รวม	% N in dry sludge	(mg N/L)	(g N/day)	เฉลี่ย	รวม
Feed	Feed (Liquid)	1	1.64	249	53.66	60.91	2,140	2,026	22,773	-	32.64	0.03	0.02880	0.59
		2		163	48.08		1,995			-	53.42	0.04		
		3		235	70.15		1,920			-	17.55	0.02		
		4		313	70.65		1,985			-	20.13	0.02		
		5		212	61.99		2,090			-	29.17	0.03		
	Feed (Solid)	1		215	46.34	39.09	78,873	55,097		1.54	-	0.92	0.57	
		2		176	51.92		63,799			1.51	-	0.82		
		3		100	29.85		25,126			1.48	-	0.18		
		4		130	29.35		46,016			1.50	-	0.33		
		5		130	38.01		61,670			1.49	-	0.57		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ง.2 ปริมาณไนโตรเจนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

ตัวอย่าง		ซ้ำ	Flowrate (L/day)	สัดส่วน			TS (mg/L)			Nitrogen		Nitrogen (g N/day)		
				(ml)	(%)	เฉลี่ย	TS (mg/L)	เฉลี่ย	รวม	% N in dry sludge	(mg N/L)	(g N/day)	เฉลี่ย	รวม
CSTR 1	CSTR 1 (Liquid)	1	1.64	409	69.91	72.41	2,005	1,909	16,565	-	38.60	0.04	0.03982	0.42
		2		357	70.41		1,975			-	41.00	0.05		
		3		475	81.76		1,825			-	27.15	0.04		
		4		357	71.83		1,760			-	24.85	0.03		
		5		475	68.15		1,980			-	37.41	0.04		
	CSTR 1 (Solid)	1		176	30.09	27.59	64,622	55,036		1.47	-	0.47	0.38	
		2		150	29.59		40,372			1.49	-	0.29		
		3		106	18.24		49,249			1.54	-	0.23		
		4		140	28.17		59,883			1.51	-	0.42		
		5		222	31.85		61,053			1.48	-	0.47		
Effluent CSTR 1	Effluent CSTR 1 (Liquid)	1	1.64	337	77.65	66.21	1,755	1,810	21,145	-	45.12	0.06	0.04255	0.61
		2		146	31.33		2,105			-	87.56	0.04		
		3		409	69.91		1,690			-	27.32	0.03		
		4		357	70.41		1,840			-	24.00	0.03		
		5		475	81.76		1,660			-	38.25	0.05		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ง.2 ปริมาณไนโตรเจนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

ตัวอย่าง		ซ้ำ	Flowrate (L/day)	สัดส่วน			TS (mg/L)			Nitrogen		Nitrogen (g N/day)		
				(ml)	(%)	เฉลี่ย	TS (mg/L)	เฉลี่ย	รวม	% N in dry sludge	(mg N/L)	(g N/day)	เฉลี่ย	รวม
Effluent CSTR 1 (ต่อ)	Effluent CSTR 1 (Solid)	1		97	22.35		41,878			1.49	-	0.23		
		2		320	68.67		99,062			1.46	-	1.63		
		3		176	30.09	33.79	64,622	59,037		1.40	-	0.45	0.56	0.61
		4		150	29.59		40,372			1.48	-	0.29		
		5		106	18.24		49,249			1.49	-	0.22		
CSTR 2	CSTR 2 (Liquid)	1	0.82	148	59.68		1,755			-	108.70	0.05		
		2		108	41.86		1,810			-	100.10	0.03		
		3		119	43.43	39.73	1,915	1,640		-	99.78	0.04	0.03	
		4		116	42.03		1,755			-	104.10	0.04		
		5		29	11.65		965		37,882	-	82.31	0.01		0.43
	CSTR 2 (Solid)	1		100	40.32		71,241			1.29	-	0.30		
		2		150	58.14		57,979			1.30	-	0.36		
		3		155	56.57	60.27	52,332	61,772		1.31	-	0.32	0.39	
		4		160	57.97		68,902			1.28	-	0.42		
		5		220	88.35		58,405			1.32	-	0.56		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ง.2 ปริมาณไนโตรเจนที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

ตัวอย่าง		ซ้ำ	Flowrate (L/day)	สัดส่วน			TS (mg/L)			Nitrogen		Nitrogen (g N/day)		
				(ml)	(%)	เฉลี่ย	TS (mg/L)	เฉลี่ย	รวม	% N in dry sludge	(mg N/L)	(g N/day)	เฉลี่ย	รวม
Effluent CSTR 2	Effluent CSTR 2 (Liquid)	1	0.72	-	100	100	1,870	1,996	1,996	-	123.30	0.09	0.08932	0.08932
		2		-	100		1,990			-	120.50	0.09		
		3		-	100		2,175			-	140.10	0.10		
		4		-	100		1,985			-	121.10	0.09		
		5		-	100		1,960			-	115.30	0.08		
Excess Sludge CSTR 2		1	0.1	-	100	100	-	37,882	37,882	-	-	-	0.05193	0.05193
		2		-	100		-			-	-	-		
		3		-	100		-			-	-	-		
		4		-	100		-			-	-	-		
		5		-	100		-			-	-	-		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3. สมดุลมวลฟอสฟอรัสของระบบ Two-stage CSTR

ตารางที่ ง.3 ปริมาณฟอสฟอรัสที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR

ตัวอย่าง	ซ้ำ	Flowrate (L/day)	TS (mg/L)		Phosphorus (mg P/L)		Phosphorus (g P/day)
			TS (mg/L)	เฉลี่ย	P (mg P/L)	เฉลี่ย	
Feed	1	1.64	3,640	7,358	32.92	48.45	0.079
	2		4,770		44.46		
	3		8,190		56.00		
	4		10,100		54.96		
	5		10,090		53.92		
CSTR 1	1	1.64	4,530	6,774	58.08	62.58	0.103
	2		7,480		55.58		
	3		5,220		53.08		
	4		7,520		66.42		
	5		9,120		79.75		
Effluent CSTR 1	1	1.64	4,530	6,774	58.08	62.58	0.103
	2		7,480		55.58		
	3		5,220		53.08		
	4		7,520		66.42		
	5		9,120		79.75		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ง.3 ปริมาณฟอสฟอรัสที่จุดต่าง ๆ ของระบบ Two-stage CSTR (ต่อ)

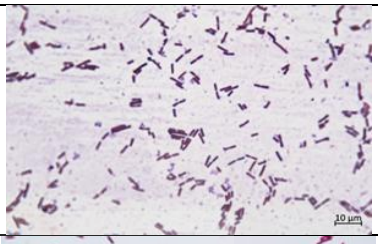
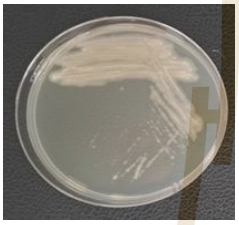
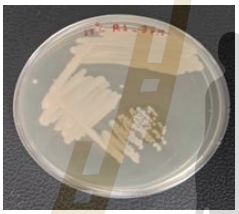
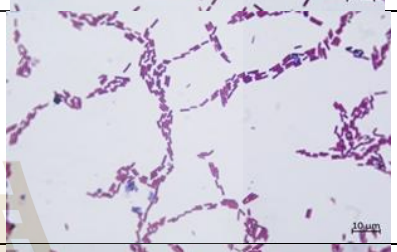
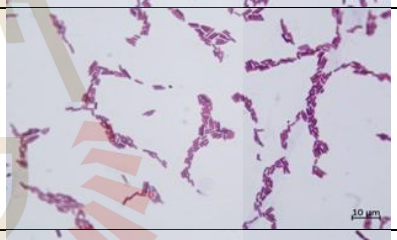
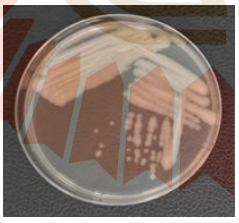
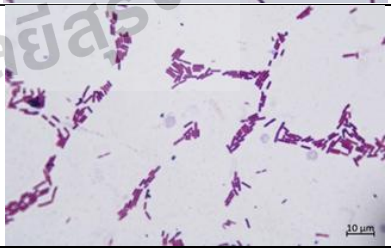
ตัวอย่าง	ซ้ำ	Flowrate (L/day)	TS (mg/L)		Phosphorus (mg P/L)		Phosphorus (g P/day)
			TS (mg/L)	เฉลี่ย	P (mg P/L)	เฉลี่ย	
CSTR 2	1	0.82	42,970	35,018	60.58	59.50	0.049
	2		25,120		57.67		
	3		30,800		54.75		
	4		42,690		59.75		
	5		33,510		64.75		
Effluent CSTR 2	1	0.72	1,930	1,762	64.75	69.50	0.050
	2		1,820		67.88		
	3		1,670		71.00		
	4		1,720		71.63		
	5		1,670		72.25		
Excess Sludge CSTR 2	1	0.1	-	35,018	60.58	59.50	0.0060
	2		-		57.67		
	3		-		54.75		
	4		-		59.75		
	5		-		64.75		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ภาคผนวก จ
ผลการวิเคราะห์ชุมชนทางจุลินทรีย์ของระบบ Two-stage CSTR

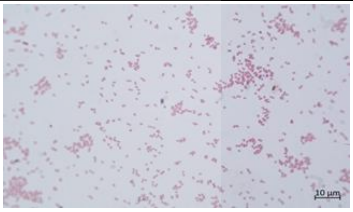
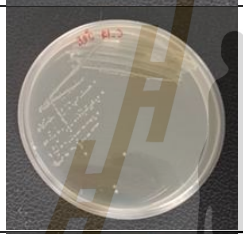
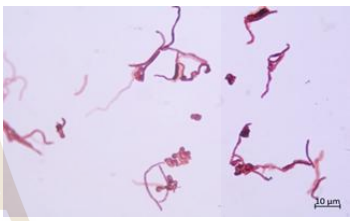
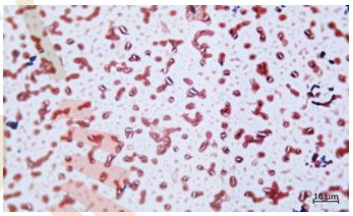
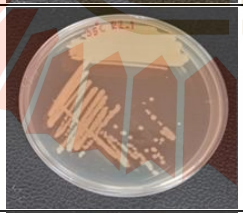
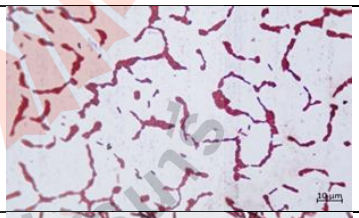
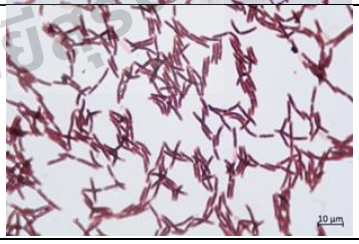
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ จ.1 ลักษณะโคโลนีของเชื้อจุลินทรีย์บนอาหารเลี้ยงเชื้อและลักษณะภายใต้กล้องจุลทรรศน์

ตัวอย่าง	รูปภาพ	รูปภาพใต้กล้องจุลทรรศน์หลังย้อมแกรม
28°C CSTR 1_1+M		
28°C CSTR 1_2+M		
28°C CSTR 1_3+M		
28°C CSTR 2_1+M		
28°C CSTR 2_2+M		
28°C CSTR 2_3+M		

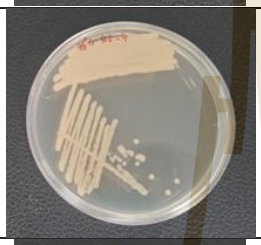
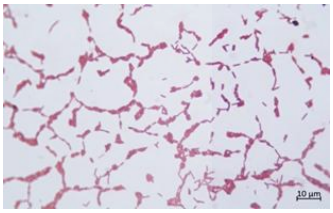
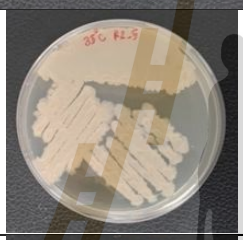
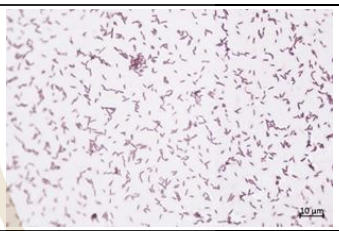
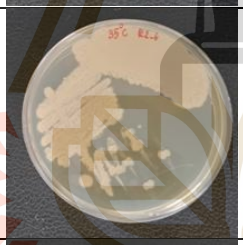
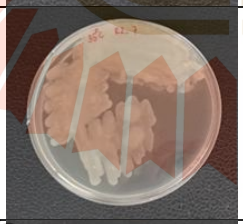
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ จ.1 ลักษณะโคโลนีของเชื้อจุลินทรีย์บนอาหารเลี้ยงเชื้อและลักษณะภายใต้กล้องจุลทรรศน์ (ต่อ)

ตัวอย่าง	รูปภาพ	รูปภาพใต้กล้องจุลทรรศน์หลังย้อมแกรม
35°C CSTR 1_1		
35°C CSTR 1_2		
35°C CSTR 1_3		
35°C CSTR 1_4		
35°C CSTR 2_1		
35°C CSTR 2_2		

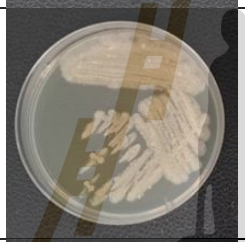
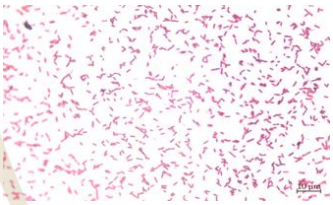
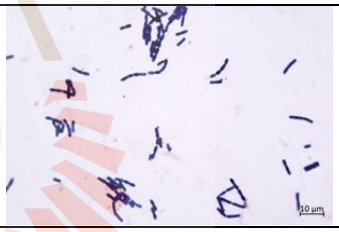
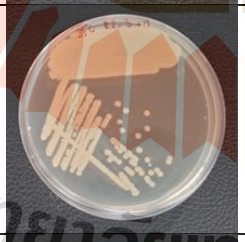
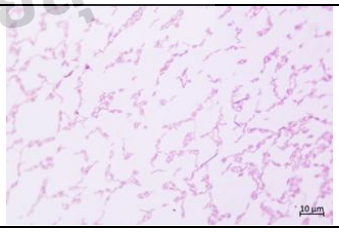
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ จ.1 ลักษณะโคโลนีของเชื้อจุลินทรีย์บนอาหารเลี้ยงเชื้อและลักษณะภายใต้กล้องจุลทรรศน์ (ต่อ)

ตัวอย่าง	รูปภาพ	รูปภาพใต้กล้องจุลทรรศน์หลังย้อมแกรม
35°C CSTR 2_3		
35°C CSTR 2_4		
35°C CSTR 2_5		
35°C CSTR 2_6		
35°C CSTR 2_7		
35°C CSTR 1_1+M		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

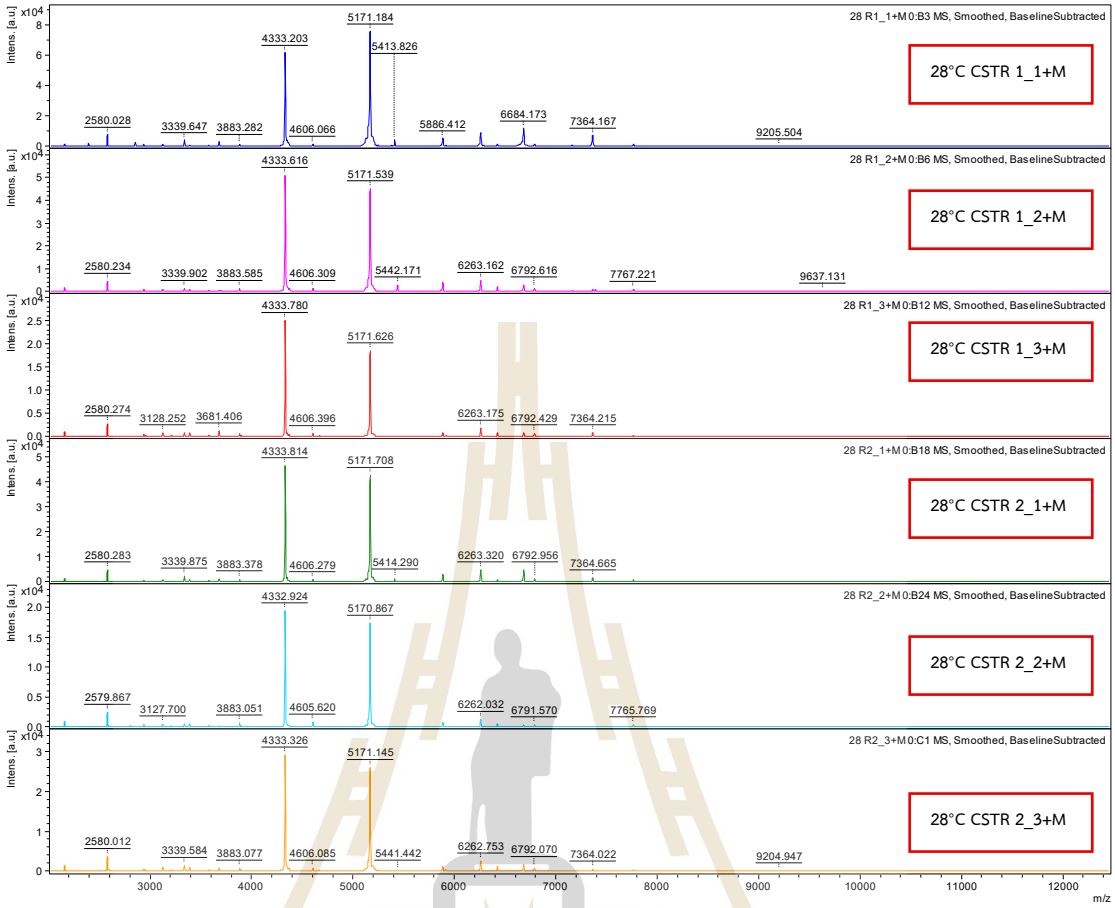
ตารางที่ จ.1 ลักษณะโคโลนีของเชื้อจุลินทรีย์บนอาหารเลี้ยงเชื้อและลักษณะภายใต้กล้องจุลทรรศน์ (ต่อ)

ตัวอย่าง	รูปภาพ	รูปภาพใต้กล้องจุลทรรศน์หลังย้อมแกรม
35°C CSTR 1_2+M		
35°C CSTR 1_3+M		
35°C CSTR 2_1+M		
35°C CSTR 2_2+M		
35°C CSTR 2_3+M		
35°C CSTR 2_4+M		

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

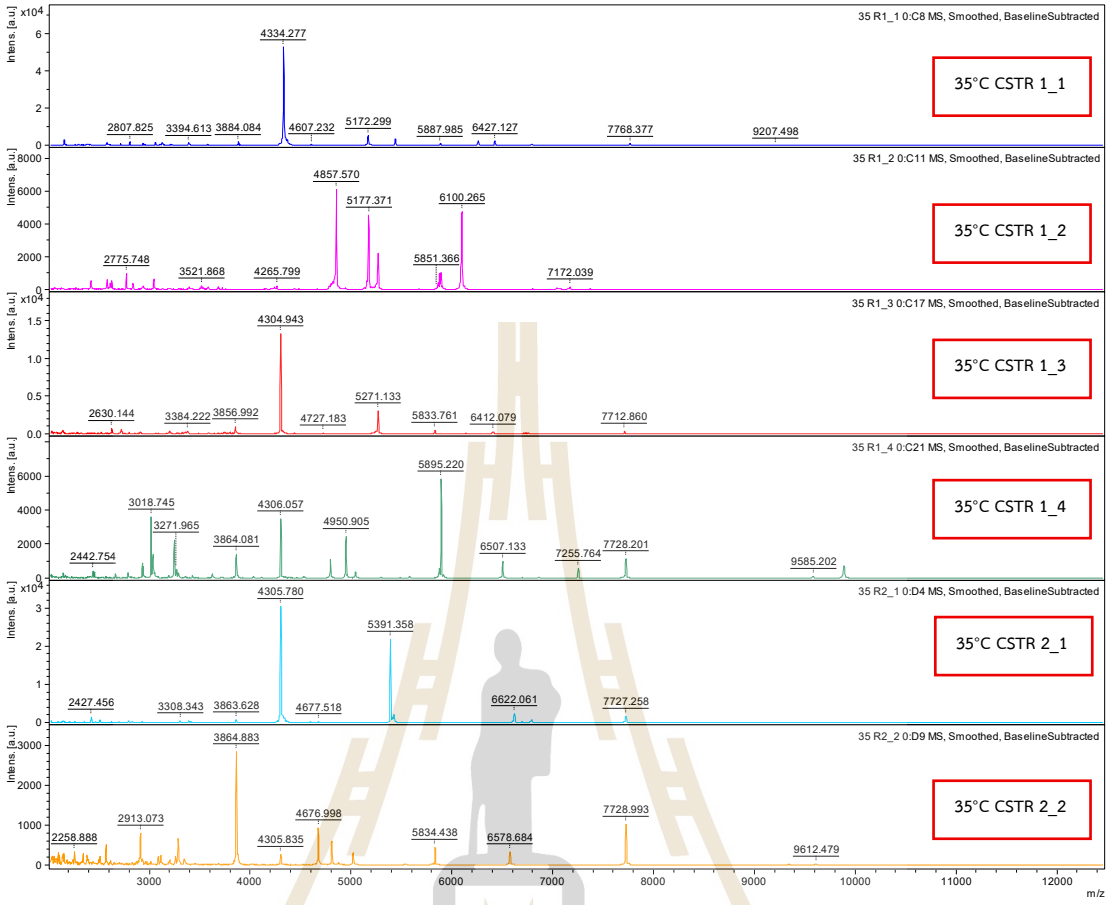
ตารางที่ จ.2 ผลการระบุสายพันธุ์จุลินทรีย์

ตัวอย่าง	ผลการระบุสายพันธุ์	คะแนน	หมายเหตุ
28°C CSTR 1_1+M	*Bacillus cereus*	2.189	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
28°C CSTR 1_2+M	*Bacillus cereus*	2.303	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
28°C CSTR 1_3+M	*Bacillus cereus*	2.238	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
28°C CSTR 2_1+M	*Bacillus cereus*	2.201	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
28°C CSTR 2_2+M	*Bacillus cereus*	2.260	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
28°C CSTR 2_3+M	*Bacillus cereus*	2.312	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
35°C CSTR 1_1	*Bacillus cereus*	2.001	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
35°C CSTR 1_2	*Stenotrophomonas maltophilia*	1.997	*Stenotrophomonas maltophilia* LMG 980T HAM
35°C CSTR 1_3	*Bacillus flexus*	1.899	*Bacillus flexus* DSM 1320T DSM
35°C CSTR 1_4	*Bacillus licheniformis*	1.706	*Bacillus licheniformis* 992000432 LBK
35°C CSTR 2_1	*Bacillus pumilus*	1.631	*Bacillus pumilus* DSM 354 DSM
35°C CSTR 2_2	*Bacillus megaterium*	1.516	*Bacillus megaterium* DSM 32T DSM
35°C CSTR 2_3	*Bacillus pumilus*	1.757	*Bacillus pumilus* IAM 12469 PAH
35°C CSTR 2_4	*Bacillus pumilus*	1.749	*Bacillus pumilus* IAM 12050 PAH
35°C CSTR 2_5	*Bacillus subtilis*	1.886	*Bacillus subtilis* DSM 5552 DSM
35°C CSTR 2_6	*Lactobacillus plantarum*	1.475	*Lactobacillus plantarum* DSM 20205 DSM
35°C CSTR 2_7	*Bacillus licheniformis*	1.843	*Bacillus licheniformis* CS 54_1 BRB
35°C CSTR 1_1+M	*Acinetobacter schindleri*	1.715	*Acinetobacter schindleri* DSM 16038T DSM
35°C CSTR 1_2+M	*Bacillus cereus*	2.204	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
35°C CSTR 1_3+M	*Bacillus cereus*	2.182	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
35°C CSTR 2_1+M	*Bacillus subtilis*	1.739	*Bacillus subtilis* ssp subtilis DSM 5660 DSM
35°C CSTR 2_2+M	*Bacillus cereus*	2.200	*Bacillus cereus* DSM 31T DSM
35°C CSTR 2_3+M	*Bacillus megaterium*	2.232	*Bacillus megaterium* DSM 32T DSM
35°C CSTR 2_4+M	*Bacillus firmus*	2.012	*Bacillus firmus* DSM 12T DSM



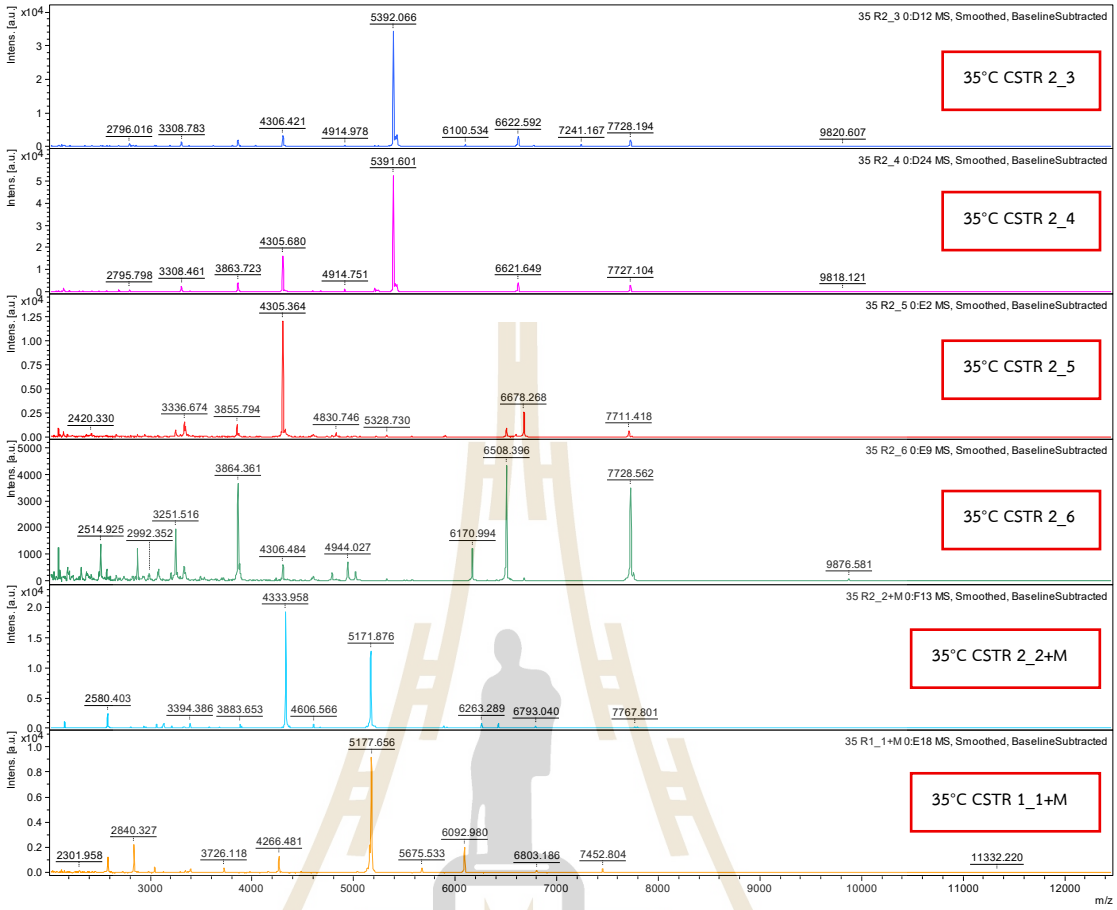
รูปที่ จ.1 Mass Spectrum แต่ละตัวอย่างที่บ่มที่อุณหภูมิ 28°C และมีการเติม Methanol 1%

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



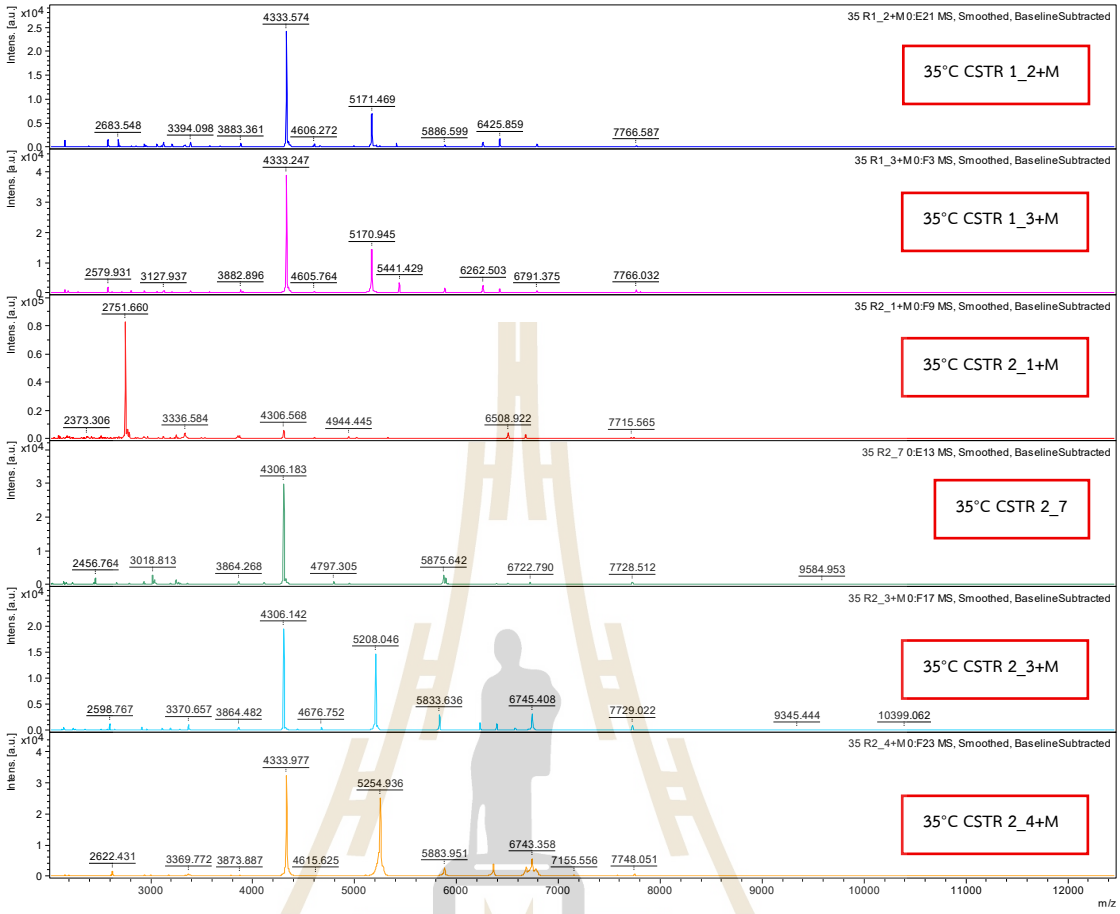
รูปที่ จ.2 Mass Spectrum แต่ละตัวอย่างที่บ่มที่อุณหภูมิ 35°C

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปที่ จ.3 Mass Spectrum แต่ละตัวอย่างที่บ่มที่อุณหภูมิ 35°C และมีการเติม Methanol 1%-1

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปที่ จ.4 Mass Spectrum แต่ละตัวอย่างที่บ่มที่อุณหภูมิ 35°C และมีการเติม Methanol 1%-2

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ภาคผนวก ฉ
ข้อมูลพื้นฐานของโรงงานกระดาษรีไซเคิลที่ศึกษา

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

1. ลักษณะการดำเนินกิจการของโรงงานกระดาษรีไซเคิลที่ศึกษา

โรงงานกระดาษรีไซเคิลที่ศึกษา เป็นหนึ่งในผู้ผลิตกระดาษและบรรจุภัณฑ์ครบวงจรรายใหญ่ของประเทศไทย ครองส่วนแบ่งตลาดภายในประเทศกว่า 30% และส่งออกกว่า 20% ของกำลังการผลิตไปยังประเทศในเอเชียตะวันออกเฉียงใต้ โดยมีกำลังการผลิตกระดาษ 2,500 ตันต่อวันจากโรงงาน 7 สาขา ผลิตภัณฑ์หลัก ได้แก่ กระดาษคราฟท์ กระดาษผิวหน้า กระดาษลอนลูกฟูก แผ่นกระดานลูกฟูก กล่องกระดาษลูกฟูก ถุงกระดาษคราฟท์ และกระดาษกาวชนิดต่าง ๆ ซึ่งรองรับทั้งอุตสาหกรรมก่อสร้าง อาหารสัตว์ พลาสติก เคมีภัณฑ์ และสินค้าอุปโภคบริโภค นอกจากนี้ โรงงานยังมุ่งเน้นการพัฒนาอย่างยั่งยืนด้วยการใช้เส้นใยรีไซเคิลเป็นหลัก เพื่อลดการใช้เยื่อไม้บริสุทธิ์ควบคู่กับการควบคุมคุณภาพและระบบบำบัดน้ำเสียที่มีประสิทธิภาพสูงกว่ามาตรฐานทางกฎหมาย เพื่อป้องกันผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมในท้องถิ่น

2. ข้อมูลพื้นฐานของโรงงานกระดาษรีไซเคิลที่ศึกษา

การสำรวจหน่วยการผลิตในแผนกต่าง ๆ ในโรงงาน ได้แก่ กระบวนการผลิตกระดาษ ระบบบำบัดน้ำเสีย ระบบผลิตก๊าซชีวภาพ ระบบการจัดการกากตะกอนส่วนเกิน และโรงจักรไฟฟ้า มีรายละเอียดดังนี้

2.1 กระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิล

โรงงานนี้มีโรงผลิตกระดาษจำนวน 5 โรง โดยมีขั้นตอนการผลิตหลักที่เหมือนกัน คือ ขั้นตอนการเตรียมเยื่อ (Stock Preparation) และขั้นตอนการทำกระดาษ (Paper Machine) วัตถุดิบที่ใช้ ได้แก่ กระดาษรีไซเคิล น้ำที่ผ่านการบำบัดและนำกลับมาใช้ (Reuse Water) เยื่อจากกากตะกอนที่ผ่าน Belt Press และสารเคมีปรับปรุงคุณภาพ เช่น Filler ($CaCO_3$, Clay, TiO_2) เพื่อเพิ่มความหนาแน่นและความสว่างของกระดาษ, Retention Aid เพื่อช่วยให้เยื่อและสารเติมแต่งคงตัว, Sizing Agent และ Surface Sizing เพื่อเพิ่มความต้านทานการซึมน้ำ, Wet-end Strength Agent และ Sizing-press Starch เพื่อเพิ่มความแข็งแรงและความเรียบของผิว, รวมถึงสารช่วยอื่น ๆ เช่น Optical Brightening Agent, Dye และ Biocide

ขั้นตอนการเตรียมเยื่อประกอบด้วย การตีเยื่อผสมกับน้ำและกากตะกอน, การทำความสะอาดด้วยเครื่องปั่นเหวี่ยง, การบดเยื่อและแยกเส้นใย, การต้มเยื่อด้วยไอน้ำและสารเคมีที่เหมาะสม ตลอดจนการกรองเยื่อเพื่อลดสิ่งปนเปื้อนก่อนเข้าสู่การผลิต ส่วนขั้นตอนการทำกระดาษเริ่มจากการแยกน้ำออกที่ Wire Part ตามด้วยการกดรีด (Press Section) การอบแห้ง การฉาบแป้งด้วย Sizing-press การอบซ้ำ การขัดมัน และการม้วนเก็บพร้อมตัดแบ่งตามขนาด

ผลิตภัณฑ์ที่ได้ ได้แก่ กระดาษคราฟท์ กระดาษลอนลูกฟูก กล่องและถุงกระดาษชนิดต่าง ๆ รวมถึงกระดาษกาวและกระดาษพิเศษ ขยะจากกระบวนการผลิตส่วนใหญ่คือสิ่งปนเปื้อนจากการแยกเยื่อ เช่น เศษหิน พลาสติก หรือโลหะ ซึ่งนำไปฝังกลบ ขณะที่น้ำเสียเกิดขึ้นหลักจากกระบวนการแยกน้ำออกในช่วงต้นของการผลิต

2.2 ระบบบำบัดน้ำเสียและระบบผลิตก๊าซชีวภาพ

น้ำเสียที่เข้าสู่ระบบบำบัดมาจาก 3 แหล่งหลัก ได้แก่ กระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิล (โรงผลิต 1–5) น้ำจากบ่อป่าต้นธูปฤาษี และกากตะกอนก้นถังน้ำทิ้ง ระบบบำบัด เริ่มต้นด้วยการแยกของแข็งแขวนลอยผ่าน Curve Screen และ Dissolved Air Flotation (DAF) ก่อนเข้าสู่ถังตกตะกอนขั้นต้น (Primary Sedimentation Tank) เพื่อลดของแข็ง จากนั้นน้ำใสจะเข้าสู่ระบบผลิตก๊าซชีวภาพ ขณะที่ตะกอนถูกกดรีดด้วย Belt Filter Press เพื่อนำเยื่อกลับมาใช้

ระบบผลิตก๊าซชีวภาพประกอบด้วยการปรับสภาพน้ำทิ้ง โดยเติมสารเคมี (NaOH, H_3PO_4 และ Urea) เพื่อควบคุมสมดุลจุลินทรีย์ จากนั้นน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกิริยา Internal Circulation (IC) ซึ่งมีกระบวนการหมุนเวียนภายในเพื่อผลิตก๊าซชีวภาพ ก๊าซที่ได้จะผ่านการกำจัด H_2S ด้วย Gas Scrubber, Bio-reactor และ Sulfur Settler ก่อนเก็บไว้ใน Gas Buffer และส่งไปยัง Boiler เพื่อผลิตไอน้ำ (Steam) ใช้ในกระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิล หากมีปริมาณก๊าซส่วนเกินจะถูกระบายทิ้งโดย Biogas Flare

ด้านขั้นตอนการบำบัดน้ำเสีย น้ำจากระบบผลิตก๊าซชีวภาพเข้าสู่ถังเติมอากาศ (Aeration Tank) และถังตกตะกอนทางชีวภาพ (Secondary Sedimentation Tank) เพื่อลดค่า COD และ BOD โดยมีการเวียนตะกอนกลับเพื่อรักษาความเข้มข้นจุลินทรีย์ ส่วนน้ำใสถูกส่งไปเก็บในบ่อเก็บน้ำเพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการผลิต ส่วนของเสียที่เหลือ ได้แก่ น้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัด กากตะกอนส่วนเกิน และตะกอนซัลเฟอร์จากกระบวนการกำจัด H_2S ซึ่งปัจจุบันยังไม่มีการจัดการขั้นสุดท้าย

2.3 ระบบการจัดการกากตะกอนส่วนเกิน

กากตะกอนส่วนเกินที่เข้าสู่ระบบประกอบด้วย กากตะกอนปฐมภูมิ (Primary Sludge) จากถังตกตะกอนขั้นต้น และกากตะกอนทุติยภูมิ (Secondary Sludge) จากถังตกตะกอนทางชีวภาพของระบบ Activated Sludge (AS) โดยกากตะกอนทั้งหมดจะถูกรวบรวมในถังเก็บ Sludge ก่อนเข้าสู่กระบวนการบำบัด

ขั้นตอนการจัดการเริ่มจากการทำข้นตะกอน โดยเติม Polymer ประจุบวกเพื่อรวมตัวเป็น Floc จากนั้นทำการแยกน้ำ และรีดน้ำเพิ่มเติมด้วย Belt Filter Press น้ำที่แยกออก

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

บางส่วนเวียนกลับไปใช้ในถังเติมอากาศ หรือนำไปปล่อยที่บ่อป่าต้นธูปฤาษี ทั้งนี้การล้างอุปกรณ์ด้วยน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดยังทำให้เกิดน้ำเสียเพิ่มขึ้น กากตะกอนที่ผ่านการรีดน้ำจะถูกเก็บไว้ใน Hopper เพื่อลดปริมาตรและน้ำหนัก ก่อนรอบริษัทภายนอกนำไปกำจัด

ของเสียที่ได้จากระบบ ได้แก่ กากตะกอนแห้งและน้ำเสียจากกระบวนการแยกน้ำ ปัจจุบันกากตะกอนที่ผ่านการบำบัดส่วนใหญ่จะถูกรวบรวมส่งให้บริษัทภายนอกกำจัดต่อ ขณะเดียวกันยังมีการทดลองนำไปใช้ประโยชน์ในการผลิตปุ๋ย เพื่อลดปริมาณการกำจัดขั้นสุดท้าย

2.4 โรงจักรไฟฟ้า

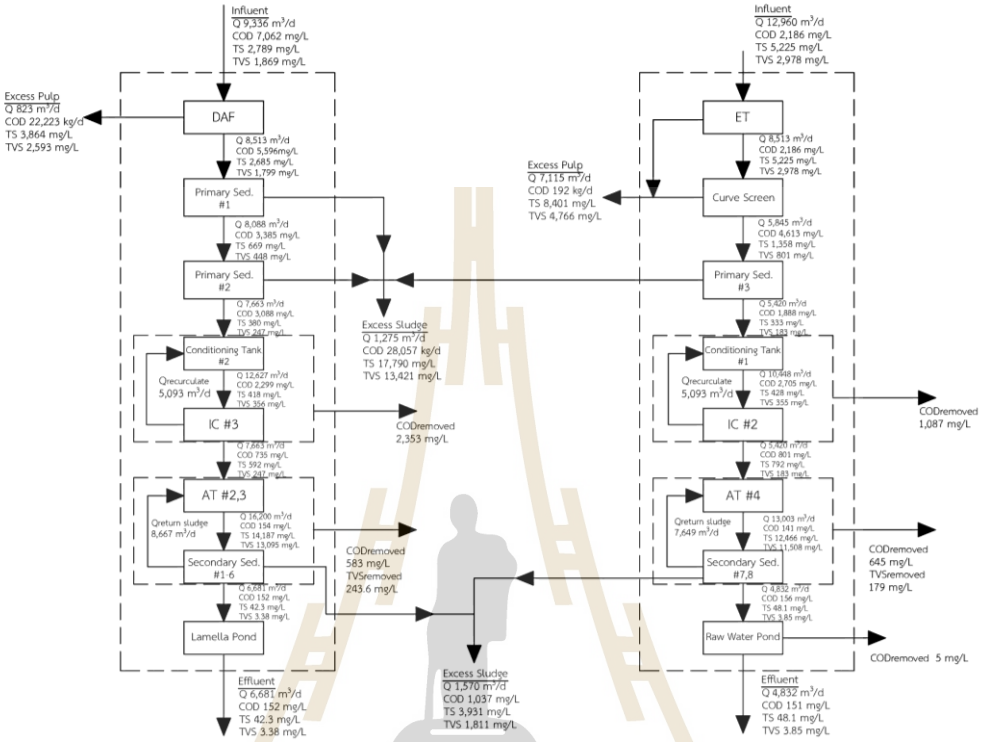
กระบวนการเริ่มจากการคัดขนาดถ่านหินผ่านตะแกรง ก่อนเข้าสู่โรงบดถ่านหิน โดยถ่านหินจะถูกย่อยและทำให้แห้งด้วย Crusher Dryer จากนั้นผ่านการบดละเอียดด้วย Mill และแยกขนาดด้วย Classifier ถ่านที่ได้บางส่วนถูกเก็บในถังเก็บถ่านหิน (Coal Bunker) และอีกส่วนถูกส่งเข้าสู่โรงไฟฟ้า

ในส่วนของโรงไฟฟ้า น้ำที่ผ่านการปรับคุณภาพด้วยระบบ Softener จุดเตาเผาเริ่มต้นด้วยน้ำมันดีเซล และป้อนถ่านหินเข้าสู่เตาเผาแบบฟลูอิดไดซ์เบด โดยมี Primary Air เป็นตัวพยุงเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ และ Secondary Air ที่ถูกให้ความร้อนผ่าน Steam Air Heater และ Gas Air Heater เพื่อช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการเผาไหม้ มลพิษที่เกิดขึ้น เช่น Fly Ash และ Flue Gas จะถูกบำบัดด้วยระบบควบคุมมลพิษทางอากาศก่อนปล่อยออกสู่บรรยากาศ

ในการผลิตพลังงาน เมื่อ Boiler ผลิตไอน้ำแรงดันสูง (High Pressure Steam; 115 bar) จะถูกส่งไปยัง Turbine Generator 1 และ 3 เพื่อผลิตไฟฟ้าขนาด 11 kV ไอน้ำแรงดันสูงที่เหลือจะถูกลดความดันลงเหลือประมาณ 5.5 bar กลายเป็นไอน้ำแรงดันต่ำ (Low Pressure Steam) เพื่อนำไปใช้ในกระบวนการผลิตกระดาษรีไซเคิล และอีกส่วนหนึ่งถูกส่งเข้าสู่ Turbine Generator 2 และ 4 เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าเพิ่มเติมสำหรับใช้ในโรงงาน

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3. ระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานกระดาษรีไซเคิล



รูปที่ ฉ.1 แผนผังการไหลของพารามิเตอร์ต่าง ๆ (COD, TS และTVS) ในระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานกระดาษรีไซเคิล

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ภาคผนวก ช
บทความทางวิชาการที่ได้รับการตีพิมพ์เผยแพร่ในระหว่างการศึกษา

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

รายชื่อบทความที่ได้รับการตีพิมพ์เผยแพร่ในระหว่างศึกษา

บทความวิจัยที่ได้รับการตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติ จำนวน 1 บทความ

Nammana, B., Racho, P., Nawong, S., Wichitsathian, B., & Tantrakarnapa, K. (2025). Feasibility of anaerobic co-digestion for biogas production from recycled paper industry sludge: optimization of mixing ratios and application in two-stage cstr system design. *Water Science & Technology, 92*(5): 683-703. Doi:10.2166/wst.2025.118

บทความวิจัยเต็มรูปแบบที่ได้รับการตีพิมพ์ในการประชุมวิชาการระดับนานาชาติ จำนวน 1 บทความ

Racho, P., Nammana, B., & Tantemsapya, N. (2024). Influence of sludge ratios and biokinetics leading to optimal design conditions for anaerobic co-digestion of excess sludge from the pulp and paper mill industry. *Proceedings of the 18th IWA World Conference on Anaerobic Digestion* (pp. 737-745). İstanbul: İTÜ Yayınevi.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Water Science & Technology

Check for updates

IWA PUBLISHING

© 2025 The Authors

Water Science & Technology Vol 92 No 5, 683 doi: 10.2166/wst.2025.118

Feasibility of anaerobic co-digestion for biogas production from recycled paper industry sludge: optimization of mixing ratios and application in two-stage CSTR system design

Boonsita Nammana [a], Patcharin Racho [a,*], Siriwan Nawong [b], Boonchai Wichitsathian [a] and Kraichat Tantrakarnapa [c]

[a] School of Environmental Engineering, Suranaree University of Technology, Nakhon Ratchasima 30000, Thailand
[b] Food and Agriculture Research Section, Synchrotron Light Research Institute (Public Organization), Nakhon Ratchasima 30000, Thailand
[c] Department of Social and Environmental Medicine, Faculty of Tropical Medicine, Mahidol University, Bangkok 10400, Thailand
*Corresponding author. E-mail: patcha@sut.ac.th

BN, 0009-0007-9391-7596; PR, 0009-0006-4510-5772; SN, 0000-0002-0825-3366; BW, 0009-0002-4851-1777; KT, 0000-0003-1943-6202

ABSTRACT

Anaerobic co-digestion (AnCoD) presents a promising route for valorizing sludge generated from recycled paper processing. This study explored the co-digestion of primary sludge (PS) and secondary sludge (SS) at various mixing ratios to enhance methane generation and system stability. Batch biochemical methane potential (BMP) assays revealed that the 1:3 PS:SS ratio produced the highest methane yield (918.66 mL CH_4/g VS_fed) with a notably short lag phase of 1.59 days. Kinetic assessment using both modified Gompertz and logistic models indicated that the former offered superior fitting accuracy ($R^2 > 0.986$), effectively describing methane production dynamics. A two-stage continuous stirred-tank reactor (CSTR) system operated under this optimal ratio showed distinct functional separation: the acidogenic stage facilitated hydrolysis and volatile fatty acid (VFA) degradation, while the methanogenic stage supported biogas generation with stable pH and low VFA/alkalinity ratios. Microbial analysis confirmed a clear differentiation between fermentative and methanogenic communities, with evidence suggesting enhanced electron transfer pathways. These findings underscore the potential of AnCoD for efficient sludge stabilization and bioenergy recovery in the pulp and paper sector.

Key words: anaerobic co-digestion, biogas production, biokinetics, pulp and paper mill sludge, sludge digestion

HIGHLIGHTS

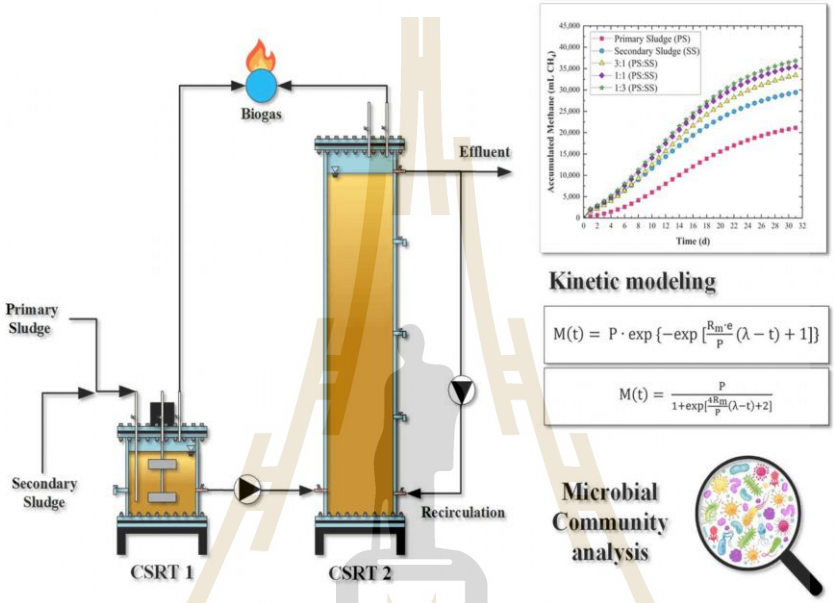
- 1:3 PS:SS ratio yielded 918.66 mL CH_4/g VS_fed with highest biogas efficiency.
- The modified Gompertz model showed a superior fit to the Modified Logistic model ($R^2 > 0.986$).
- Two-stage CSTR maintained stable pH and VFA/alkalinity with clear phase separation.
- *Bacillus cereus* dominated in optimal co-digestion.
- Findings support co-AD scale-up for recycled paper sludge under circular economy goals.

This is an Open Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Licence (CC BY-NC 4.0), which permits copying, adaptation and redistribution for non-commercial purposes, provided the original work is properly cited (http://creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/).

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

GRAPHICAL ABSTRACT



INTRODUCTION

The wastewater treatment systems in the paper industry generate substantial amounts of excess sludge, estimated to range from 200 to 400 kg/ton of paper (Balwaik & Raut 2011; Turner *et al.* 2022) and 40–50 kg of dry sludge/ton of paper (Mahmood & Elliott 2006; Jele *et al.* 2022). Typically, these sludges comprise approximately 70% PS and 30% SS. PS is generated during preliminary treatment processes, such as dissolved air flotation (DAF) or primary sedimentation. While a portion of PS can be repurposed for low-grade paper products, such as boards and crates, a significant quantity still requires proper disposal. SS, on the other hand, originates from secondary sedimentation tanks in activated sludge (AS) systems. Preliminary data from a paper mill in Samut Sakhon Province, Thailand, highlight the significant volume of excess sludge generated. This includes approximately 1,470 m^3/day or 25.87 tons (dry weight) of PS per day, and an average of 2,090 m^3/day or 36.83 tons (dry weight) of SS per day.

It is important to distinguish between paper sludge generated from virgin pulp production and recycled paper processing. Virgin pulp production generates sludge with relatively homogeneous properties and lower ash content due to fewer additives. In contrast, recycled paper sludge contains higher amounts of fillers (e.g., kaolin, calcium carbonate), printing inks, and synthetic binders, resulting in elevated ash content, lower biodegradability, and more variable chemical composition (Monte *et al.* 2009; Hubbe & Gill 2016). These characteristics make recycled paper sludge more difficult to treat using conventional biological processes, and thus it requires customized anaerobic digestion (AD) strategies. Furthermore, the increasing global demand for recycled paper – driven by environmental regulations, consumer preferences, and sustainability policies – has led to significant growth in the recycled paper market. According to market reports, the global recycled paper industry is projected to grow at a compound annual growth rate (CAGR) of over 5% through 2030 (Maximize Market Research 2024). As a result, understanding how to valorize waste from recycled paper production is becoming increasingly important for both industry and environmental management.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

AD is the most common method for sludge stabilization. Moreover, this digestion process using various anaerobic bacteria produces biogas, including methane, that can be an alternative source of energy. AD has been successfully used for sludge treatments of various kinds, for example, sewage sludge, waste AS and cow manure. However, very few studies have applied AD for PS treatment due to its low nutrient content and poor biodegradability (Lopes *et al.* 2018).

Previous studies on the properties of excess sludge generated by the paper industry have highlighted notable characteristics of both PS and SS. Both types of sludge exhibit high moisture content, ranging from 53 to 77% (Simão *et al.* 2018). However, PS poses specific challenges due to its slow biodegradability, primarily attributed to its composition. It contains approximately 5.7% lignin, 32–81% cellulose, and 6.5–12% hemicellulose (Lopes *et al.* 2018; Simão *et al.* 2018). PS is also characterized by a total solids (TS) content of 32–80%, with volatile solids (TVS) making up 32–58% of TS. A significant portion of the TVS, approximately 55%, is composed of ash. Additionally, PS has a high chemical oxygen demand (COD) of around 64,300 mg/L (Lopes *et al.* 2018; Chakraborty *et al.* 2019). Despite the presence of organic matter, PS is nutrient-poor, with a carbon-to-nitrogen (C/N) ratio ranging from 32:1 to 930:1. This ratio significantly exceeds the optimal range of 20–30:1 required for efficient AD (Veluchamy & Kalamdhad 2017).

Given the characteristics of excess sludge from the paper industry, its integration into a co-anaerobic digestion (AnCoD) system presents a promising opportunity for resource recovery and waste management. The high organic content, particularly in PS, combined with the relatively low biodegradability, makes it an ideal candidate for AnCoD when paired with substrates rich in readily degradable organic matter and nutrients (Callahan 2023). Co-digestion helps balance the nutrient profile, especially the C/N ratio, optimize buffering capacity, and enhance microbial synergy, thereby improving methane yield and process stability (Mata-Alvarez *et al.* 2014; Syaichurrozi 2018).

Moreover, AD involves complex biochemical pathways including hydrolysis, acidogenesis, acetogenesis, and methanogenesis, each governed by specific microbial communities and sensitive to substrate properties. In co-digestion systems, synergistic effects can occur when complementary substrates facilitate each stage of the biochemical process (Appels *et al.* 2008). For example, PS contributes high organic content (mainly lignocellulose), while SS contains more active microbial biomass and available nutrients, enhancing both hydrolytic and methanogenic steps.

Microbial community analysis in this study further revealed the predominance of key anaerobic groups such as *Methanosaeta* spp., *Methanosarcina* spp., *Clostridium* spp., and *Bacteroides* spp. in the optimal 1:3 PS:SS ratio. The presence of *Methanosaeta* and *Methanosarcina* is particularly important for acetoclastic and hydrogenotrophic methanogenesis, while *Clostridium* supports hydrolysis and acidogenesis. These findings align with improved methane production and shorter lag phases, indicating active syntrophic interactions within the system (Ziganshin *et al.* 2013; De Vrieze *et al.* 2015).

However, most existing studies have focused on either batch BMP testing or mono-digestion, with limited research investigating real industrial sludge co-digestion under continuous flow systems (Gievers *et al.* 2022). Additionally, biokinetic analyses often rely solely on Gompertz-type modeling without evaluating alternative models that may better reflect complex substrate degradation behaviors.

To address these gaps, this study was designed in two phases. The first phase involves batch tests using the biochemical methane potential (BMP) method to determine the optimal mixing ratio of PS and SS. These tests evaluate the synergistic effects of different proportions on digestion efficiency and biogas production while providing critical biokinetic parameters, such as methane yield, lag phase duration, and maximum methane production rate. The biokinetic data obtained from the BMP tests were used as the basis for designing the continuous anaerobic co-digestion (AnCoD) system, ensuring that the identified mixing ratios and microbial activity align with the requirements for stable and efficient operation.

The second phase focuses on operating a continuous two-stage continuous stirred-tank reactor (CSTR) system using the optimal sludge mixing ratio identified in the batch tests. This configuration allows for phase separation and improves acidogenesis-methanogenesis stability. The system's performance was evaluated under steady-state conditions by monitoring pH, volatile fatty acid (VFA)-to-alkalinity ratio, and organic matter removal efficiency.

In addition, a comparative kinetic analysis was performed using both the Modified Gompertz and Modified Logistic models to evaluate model accuracy and interpret microbial dynamics. The hypothesis of this study is that integrating PS and SS at an optimal ratio in a two-stage co-digestion system will enhance methane production and process stability, and that biokinetic behavior can be better captured using alternative models.

These contributions aim to fill key research gaps and demonstrate the feasibility of applying co-digestion to real-world paper industry sludge under scalable and sustainable conditions.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

METHODS

Excess sludge: sample collection and storage

Excess sludge used in this study was obtained from a paper mill located in Samut Sakhon Province, Thailand, prior to the dewatering process. The collected samples comprised:

- PS: Retrieved from the primary sedimentation tank of the wastewater treatment system.
- SS: Collected from the secondary sedimentation tank of the AS biological treatment system.

Following collection, all sludge samples were stored at 4 °C to preserve their physicochemical integrity for subsequent analyses. These included characterization of physical and chemical properties (as summarized in Table 1), assessment of biodegradability, BMP testing, and performance evaluation in a two-stage CSTR system.

Batch experiments

This study aims to evaluate the biodegradability and BMP of excess sludge generated from recycled paper production through both mono-digestion and co-digestion approaches. Batch experiments were conducted under mesophilic conditions (35 ± 5 °C) using various volumetric ratios of PS to SS, including 1:0 (PS only), 3:1, 1:1, 1:3, and 0:1 (SS only). These ratios were selected to investigate synergistic effects on organic matter degradation and methane yield. The initial pH of the digestion medium was carefully adjusted and maintained at 7.00 ± 0.02 throughout the experiments. All experiments were conducted in triplicate ($n = 3$).

Biodegradation experiments

The COD of the sludge was fractionated into four components, as illustrated in Figure 1, following the method described by Wentzel *et al.* (1995). These components included slowly biodegradable COD (BPCOD), which plays a critical role in anaerobic conversion pathways. Total COD (TCOD) was determined using standard procedures, while biological oxygen demand over 20 days (BOD_{20}) was measured under inhibited nitrification conditions using an OxiTop®-C measuring head (Boursier *et al.* 2005). The biodegradable COD (BCOD) fraction was subsequently calculated using the TCOD and BOD_{20} values, following the procedure outlined by Boursier *et al.* (2005).

BMP reactor setup and operation

The biochemical methane potential (BMP) tests were conducted in batch-mode anaerobic reactors with an effective working volume of 4 L. Each reactor was connected to a gas collection system comprising an external container filled with 1.5 N sodium hydroxide (NaOH) solution, which served to absorb carbon dioxide (CO_2) and hydrogen sulfide (H_2S). Methane production was quantified by the displacement of the NaOH solution, as illustrated in Figure 2.

Table 1 | Physical and chemical characteristics of primary sludge and secondary sludge (Mean ± SD)

Characteristic	PS	SS
pH	6.02 ± 0.00	7.46 ± 0.03
Moisture (%)	95.41 ± 0.77	99.70 ± 0.01
Total COD (mg/L)	67,904 ± 1,575	10,653 ± 2,232
Soluble COD (mg/L)	10,774 ± 6,494	7,407 ± 1,166
Total solids (mg/L)	24,390 ± 127	13,790 ± 1,626
Total suspended solids (mg/L)	19,550	11,340
Total volatile solids (mg/L)	15,010 ± 240	4,340 ± 665
Total Kjeldahl nitrogen (mg NH_4-N/L)	37.35 ± 2.89	37.64 ± 1.65
Alkalinity (mg $CaCO_3$/L)	7,380 ± 355	752 ± 118
Volatile fatty acid (mg CH_3COOH/L)	2,341 ± 116	1,225 ± 53
C/N	1,840	274
$TBOD_{20}$/TCOD	0.35	0.83
$TBOD_5$/TCOD	0.23	0.40

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

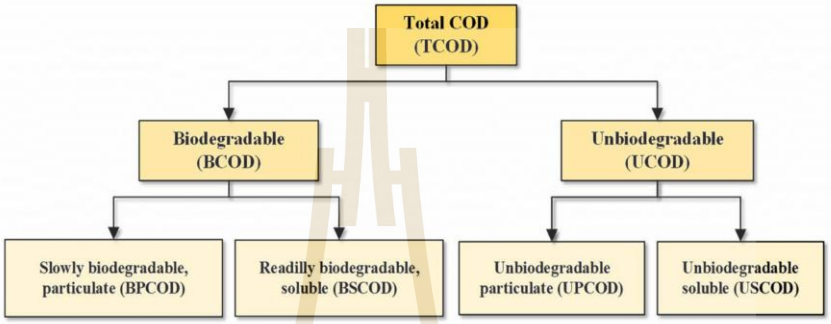


Figure 1 | COD fractionation of sludge.

All reactors were maintained under mesophilic conditions at a constant temperature of 35 ± 1.0 °C. Prior to gas volume measurements, each reactor was manually agitated for 1 min to ensure homogeneity. The digestion period was set to a hydraulic retention time (HRT) of 31 days.

All experimental sets were inoculated with anaerobic microbial sludge at a concentration of 2 g VS/L, following the method described by Rajput & Sheikh (2019), to ensure uniform microbial activity across all treatments. The initial pH of each reactor was adjusted to 7.00 ± 0.01 using either hydrochloric acid (HCl) or sodium hydroxide (NaOH), and sodium bicarbonate ($NaHCO_3$) was added as a buffering agent.

Anaerobic conditions were established by purging each reactor with nitrogen (N_2) gas for 3 min. Gas volumes were measured by collecting the displaced NaOH solution in a graduated syringe. The cumulative methane production was recorded daily throughout the experiment.

Kinetic modeling of methane production

The actual methane production in each experimental set was determined by subtracting the methane volume generated from the blank control. The specific methane yield was calculated relative to the amount of volatile solids (VS) added per HRT during the BMP test.

The experimental data were used to plot the cumulative methane production curve over time. Kinetic modeling was conducted using two well-established models: the modified Gompertz model (Lay *et al.* 1996) and the modified logistic model (Zwietering *et al.* 1990). These models were used to describe the methane production kinetics and to estimate key parameters including the methane production potential (P), maximum methane production rate (R_m), and lag phase duration (λ). Curve fitting and parameter estimation were performed using SPSS software, and the goodness-of-fit of each model was assessed using the coefficient of determination (R^2).

The modified Gompertz model is expressed as follows:

$$M(t) = P \cdot \exp\left\{-\exp\left[\frac{R_m \cdot e}{P}(\lambda - t) + 1\right]\right\} \quad (1)$$

where $M(t)$ = cumulative methane production at time t (mL CH_4); P = methane production potential (mL CH_4); R_m = maximum methane production rate (mL CH_4/day); λ = lag phase (d); e = Euler's number (~2.718).

The modified logistic model is given by:

$$M(t) = \frac{P}{1 + \exp\left[\frac{4R_m}{P}(\lambda - t) + 2\right]} \quad (2)$$

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

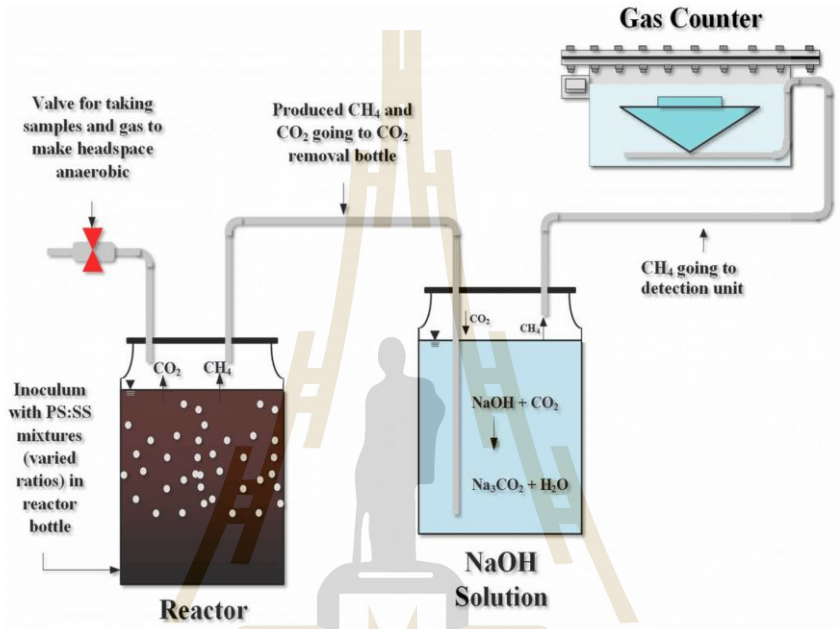


Figure 2 | BMP test setup: (1) reaction tank, (2) NaOH trap, (3) gas collection container.

This model provides a sigmoidal description of methane accumulation and has been shown to accurately fit methane production data under various substrate conditions (Zwietering *et al.* 1990).

Two-stage anaerobic co-digestion in continuous operation

Based on the findings obtained from the BMP tests, a two-stage CSTR system was developed to evaluate the anaerobic co-digestion (AnCoD) of PS and SS generated from the paper industry. The operational parameters employed in this system are summarized in Table 2.

The experimental setup was implemented under semi-continuous feeding conditions at Suranaree University of Technology, as illustrated in Figure 3. In this configuration, the first reactor (CSTR 1) was designated as the hydrolysis–acidogenesis tank, while the second reactor (CSTR 2) was operated as the methanogenic phase for biogas production.

The CSTR 1 was equipped with a mechanical impeller to ensure thorough mixing, whereas CSTR 2 utilized an internal recirculation system to facilitate uniform flow distribution and maintain anaerobic conditions. Both reactors were connected to individual gas counters for continuous biogas volume measurement.

The optimal 1:3 PS:SS blend was identified through BMP assays, maximizing methane yield and biodegradability. HRT of CSTR 1 was calibrated using the lag phase duration (λ) specific to this substrate ratio, while HRT of CSTR 2 was determined from the intersection of the R_m (maximum methane production rate) and P (cumulative methane production) axes in bio-kinetic modeling of the same blend. This dual-metric approach ensured phase-specific retention times aligned with microbial kinetic thresholds, enhancing system stability and biogas output efficiency in lignocellulose-rich digestion systems.

The start-up process commenced by seeding both reactors with anaerobic inoculum at 10% of the effective working volume, in accordance with the recommendation by Hobson & Wheatley (1993). CSTR 1 and CSTR 2 had working volumes of 3.0 and 22.5 L, respectively, and were seeded with 0.3 and 2.25 L of inoculum. The inoculum was sourced from the anaerobic sludge of a cassava starch wastewater treatment system in Nakhon Ratchasima Province, Thailand.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

Table 2 | Operational parameters for two-stage anaerobic co-digestion of primary and secondary sludge

	Operating conditions	
Parameters	**CSTR 1**	**CSTR 2**
PS:SS ratios	1:3	–
Volume reactor (L)	3	22.5
Dimeter (cm)	15.24 (6″)	15.24 (6″)
Height (cm)	19	126.81
HRT (days)	1.6	24
Flow rate (L/day)	1.875	0.9375
Recirculation rate (L/day)	–	84
OLR (kg TVS/m^3-day)	6.65	0.21

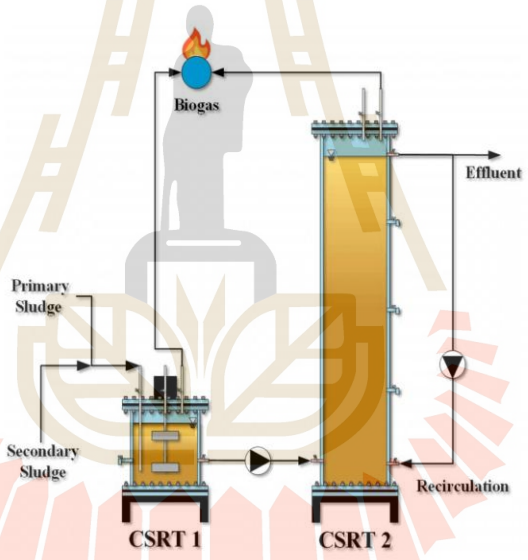


Figure 3 | Installation of a two-stage continuous stirred-tank reactor (CSTR) system.

The system was operated in a semi-continuous feeding mode. Mixed sludge was fed and withdrawn daily in equal volumes to maintain a constant HRT. For CSTR 1, 1.640 L of feed was added and withdrawn each day. The effluent from CSTR 1, following hydrolysis and acidogenesis, was used as the influent for CSTR 2, at a volume of 820 mL per day.

CSTR 1 was equipped with a mechanical impeller to maintain uniform mixing. CSTR 2 employed an internal recirculation system wherein both effluent and a portion of the generated biogas were recirculated. This mechanism enhanced contact between microorganisms and substrate, reduced the risk of stratification, and promoted stable methanogenic activity.

Each reactor underwent a daily 2-h settling phase to allow solid–liquid separation prior to effluent withdrawal. Effluent samples from both reactors were analyzed for a range of parameters, including pH, moisture content, total chemical oxygen demand (TCOD), soluble COD (SCOD), TS, total suspended solids (TSS), TVS, total Kjeldahl nitrogen (TKN), alkalinity, and volatile fatty acids (VFA). All analyses followed the Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (American Public Health Association, American Water Works Association, & Water Environment Federation (2012)).

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

Biogas production was measured daily using a gas counter, and the volume was calculated based on the number of revolutions.

Microbial community analysis

Mixed microbial cultures were collected from the two-stage CSTR system and serially diluted from 10^0 to 10^9, with each dilution plated in duplicate onto nutrient agar (NA) using the spread plate technique, as described by Madigan *et al.* (2020). Plates were incubated at 35 °C for 24 h to promote colony development. To investigate the influence of methanol as a carbon source, parallel cultures were also established on NA supplemented with 1% methanol, which supports the growth of methanotrophic and methylotrophic bacteria (Nakagawa *et al.* 2012). Incubations were performed at both 28 and 35 °C to assess the effect of temperature on microbial diversity and growth. Following incubation, plates with well-separated colonies were selected for further analysis to facilitate pure culture isolation. Colony morphology was documented, and representative isolates were subjected to Gram staining and examined under a light microscope to assess cellular and colony characteristics (Gibbs & Hayes 1988).

For species-level identification, selected isolates underwent matrix-assisted laser desorption/ionization time-of-flight mass spectrometry (MALDI-TOF MS) analysis, following the protocol outlined by Zakavi *et al.* (2022). Briefly, single colonies were prepared using the direct transfer method with formic acid extraction. Mass spectra were acquired using Flexcontrol v. 3.4 software, and protein mass fingerprints were analyzed within a 300 ppm mass tolerance. The resulting spectra were processed with MALDI Biotyper Realtime Classification (RTC) v. 4.0, and identifications were assigned based on manufacturer-recommended score thresholds: scores of 2.000–3.000 indicated highly probable species identification, 1.700–1.999 indicated probable genus identification, and 0.000–1.699 were considered unreliable. Only isolates with scores $\geq$2.0 were considered confidently identified at the genus or species level (Zakavi *et al.* 2022). The MALDI-TOF MS analysis was performed at the Synchrotron Light Research Institute (SLRI), Thailand, which provided access and technical support for microbial identification. Data on microbial diversity and abundance were visualized using tables and graphs to compare the effects of methanol supplementation and incubation temperature on community structure.

RESULTS AND DISCUSSION

Biodegradability of excess sludge

The biodegradability of excess sludge from the recycled paper industry was evaluated through the fractionation of COD into specific components, following the methodology of Wentzel *et al.* (1995). These components include total COD (TCOD), biodegradable COD (BCOD), and slowly biodegradable COD (BPCOD), as presented in Figure 1. The TCOD was determined through standard analytical techniques, while the BOD_{20} was measured using an OxiTop®-C measuring head under nitrification-inhibited conditions (Boursier *et al.* 2005). The BCOD was subsequently calculated using the TCOD and BOD20 values.

The physical and chemical characteristics testing of excess sludge generated from the wastewater treatment system of the pulp and paper industry, outlined in Table 1, reveals that both PS and SS exhibit remarkably high moisture content. This is attributed to the fact that the excess sludge collected represents the initial discharge from both the primary and the biological sedimentation tanks, which has not undergone the water separation process. This high moisture content is beneficial for the biogas digester. The TVS content of PS and SS ranges from 42 to 62% TS and 28 to 31% TS, respectively. Moreover, it was noted that the organic content in PS is approximately two to three times higher than that in SS, consistent with the findings of Simão *et al.* (2018). Specifically, the organic content of PS and SS ranges between 36–47.8 and 35–76.1%, respectively.

However, the biodegradation of only PS presents challenges due to the complex structure of fibers and cellulose, as well as excessive organic loading for the anaerobic digester. According to Veluchamy & Kalamdhad (2017), the high lignin and cellulose content in PS limits microbial access and reduces hydrolysis efficiency. Lopes *et al.* (2018) further emphasized the recalcitrant nature of PS, highlighting its low solubilization rate without co-substrates. Bokhary *et al.* (2021) reported that combining PS with nitrogen-rich substrates can improve the C/N balance and enhance microbial metabolism. Similarly, Bayr & Rintala (2012) demonstrated that co-digestion improves the overall methane yield from fiber-rich sludges. Sun *et al.* (2022) also confirmed that mixed sludges perform better in terms of VFAs conversion and microbial stability under mesophilic conditions.

Moreover, the nutrient content in PS sludge is relatively low, characterized by a significantly higher C/N ratio than the ideal range. Typically, the appropriate C/N ratio for AD systems falls within the range of 20–30 (Veluchamy & Kalamdhad 2017). A high C/N ratio can result in rapid nitrogen depletion by methanogenic bacteria during protein synthesis, thereby limiting

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

their ability to react further with the remaining carbon in the substrate. Consequently, this can lead to lower biogas production rates. In contrast, SS sludge exhibits high nutrient content, primarily nitrogen, resulting in a considerably lower C/N ratio compared to PS sludge. Additionally, both PS and SS demonstrate pH values ranging from 6.02 to 7.46, indicating a relatively neutral pH.

The assessment results of the COD fractions in the mixed sludge from the paper industry, with mixing ratios of 1:0 (only PS), 3:1, 1:1, 1:3, and 0:1 (only SS), reveal varying $TBOD_{20}$/TCOD ratios of approximately 0.35, 0.40, 0.48, 0.58, and 0.83, respectively. These ratios indicate that in the mixing ratios of 1:0, 3:1, and 1:1, the organic matter present in the form of TCOD is predominantly difficult to biodegrade. Furthermore, the $SBOD_{20}$/SCOD ratios are approximately 0.87, 0.97, 0.95, 0.95, and 0.70, respectively, suggesting that the organic matter in the form of soluble substances can be relatively easily biodegraded across all mixing ratios. Racho & Pongampornnara (2020) specifies that a BOD/COD ratio >0.45 indicates good biodegradability, 0.30–0.45 indicates relatively good biodegradability, 0.20–0.30 indicates some biodegradability, and if less than 0.20, the wastewater is not suitable for biological degradation. Based on these criteria, the findings suggest that the mixed sludge with ratios closer to 1:0 (only PS) and 3:1 exhibit relatively good biodegradability, while the ratios closer to 0:1 (only SS) may have limited biodegradability potential.

From Figure 4, it is evident that the mixing ratios of 1:3 and 0:1 result in predominantly biodegradable COD fractions, constituting 57.55 and 82.75%, respectively, of the total TCOD in the sludge. This indicates a higher proportion of SS compared to PS. Further breakdown shows that in the mixing ratios of 1:3 and 0:1, the biodegradable fraction is divided into BSCOD (rapidly biodegradable fraction), comprising 23.18 and 8.41%, respectively, and BPCOD (slowly biodegradable fraction), comprising 34.37 and 74.34%, respectively, of the total TCOD in the sludge. Consequently, the proportion of COD that cannot be biodegraded is only 42.45 and 17.25%, respectively, of the total TCOD. These findings suggest that sludge with mixing ratios of 1:3 and 0:1 possesses a high proportion of biodegradable fractions, as most of the organic matter is biodegradable, with unbiodegradable fractions, primarily found in PS, present in lesser proportions. This makes the sludge suitable for biogas production.

BMP test results

The investigation into evaluating the influence of different PS:SS ratios on BMP Test indicated that the maximum potential methane production was observed at varying proportions of 1:0, 3:1, 1:1, 1:3, and 0:1, with corresponding values of 23,684,

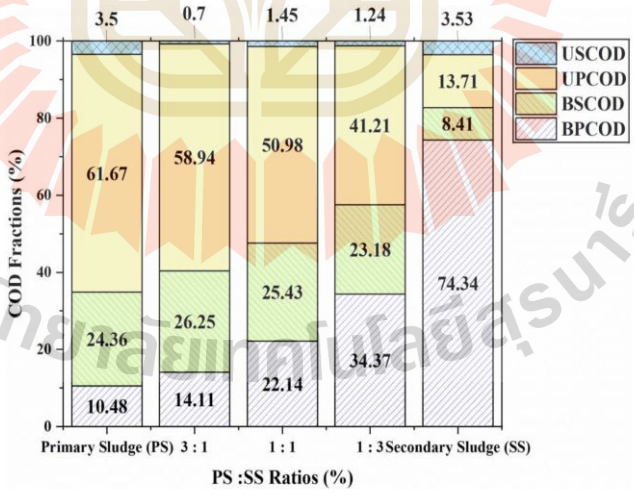


Figure 4 | The COD fractions in various PS:SS mixing ratios.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

36,394, 38,510, 39,973, and 32,188 mL CH_4, respectively, as illustrated in Figure 5(a). Of note is the proportion of 1:3, which demonstrated superior methane production potential compared to other co-digestion ratios and even outperformed the single-substrate digestion of PS and SS. The daily measurement of gas volume within the system enabled the computation of cumulative methane gas production for each blending ratio under investigation. Subsequently, these findings were subjected to analysis using the modified Gompertz equation (Lay *et al.* 1996) through the utilization of SPSS software, leading to the generation of predictive experimental outcomes, as illustrated in Figure 5(b)–5(f).

When considering the methane production potential (CH_4 Yield) from experiments with various mixing ratios, as shown in Table 3, it is evident that at the proportions of 1:0, 3:1, 1:1, 1:3, and 0:1, the methane production potentials are 315.43, 576.96, 689.66, 918.66, and 1,170.59 mL CH_4/g VS_fed, respectively. This study reveals that SS exhibits a higher methane production potential compared to other mixing ratios, consistent with the fact that SS has a higher proportion of particulate biodegradable COD than other mixtures. However, the mixing ratio of 1:3 demonstrates a higher production potential than other mixtures, including single-substrate digestion of PS, which, at a 1:3 ratio, still has a lower proportion of particulate biodegradable COD than single-substrate digestion of SS.

Mechanistically, this enhanced methane production at the 1:3 ratio may be attributed to synergistic effects from co-digestion, which improves nutrient balance, buffering capacity, and microbial community diversity (Ferdeş *et al.* 2023). The inclusion of SS contributes nitrogen and readily biodegradable components, helping to reduce the lag phase and accelerate methanogenesis. Recent studies have indicated that co-digestion with nutrient-rich substrates not only enhances hydrolysis but also supports syntrophic interactions between fermentative bacteria and methanogens, which are essential for stable and efficient biogas production (Sharma *et al.* 2024). Additionally, the balanced PS:SS ratio at 1:3 promotes more favorable

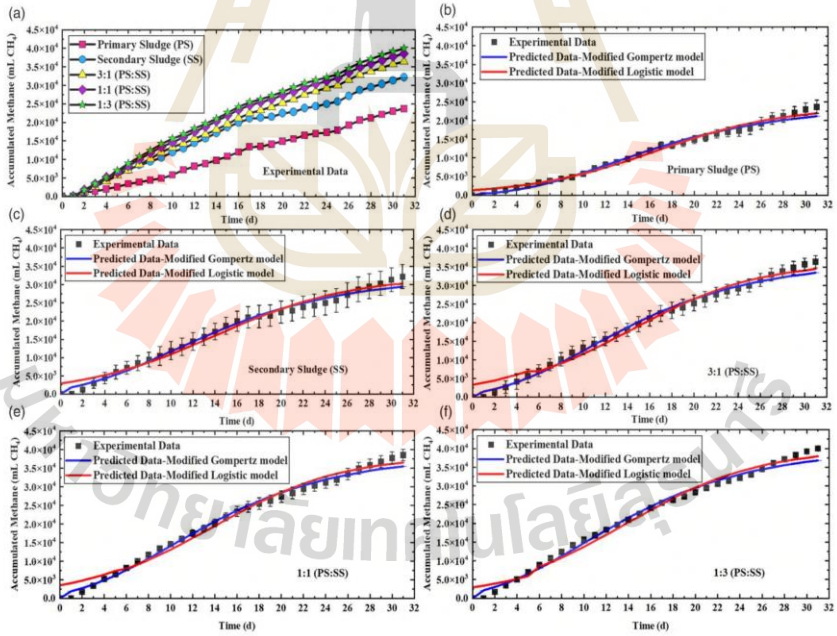


Figure 5 | Cumulative methane production from sewage sludge co-digestion experiments: (a) comparison of different sludge mixing ratios, (b–f) model fitting comparison between experimental data, modified Gompertz model, and modified logistic model for primary sludge (PS), secondary sludge (SS), and various PS:SS ratios (3:1, 1:1, 1:3).

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

Table 3 | Kinetic value for co-digestion of excess sludge from the pulp and paper mill industry with different PS:SS ratios

PS:SS ratio	Model	CH_4 yield (mL CH_4/g VS_{fed})	P (mL CH_4)	R_m (mL CH_4/day)	λ (day)	R^2
1:0	Modified Gompertz	315.43	23,684	1,030	4.21	0.986
	Modified logistic			1,028	5.02	0.988
3:1	Modified Gompertz	576.96	36,394	1,614	2.29	0.989
	Modified logistic			1,571	2.82	0.985
1:1	Modified Gompertz	689.66	38,510	1,703	1.73	0.990
	Modified logistic			1,643	2.15	0.984
1:3	Modified Gompertz	918.66	39,973	1,750	1.59	0.989
	Modified logistic			1,687	1.99	0.982
0:1	Modified Gompertz	1,170.59	32,188	1,366	1.46	0.987
	Modified logistic			1,317	1.85	0.978

The resulting data obtained through fitting to Gompertz model utilizing the SPSS program.

VFAs profiles, reducing acidification risks and stabilizing the pH within the optimum range for *Methanogenic archaea* (Wainaina *et al.* 2019).

This finding aligns with the research conducted by Sun *et al.* (2022), which found that AD of SS alone yields higher methane production compared to PS. Moreover, in mixed PS and SS, it is found that at a mixing ratio of 1:3, there is a higher potential than ratios of 3:1 and 1:1. Statistical analysis using a paired two-sample *t*-test revealed that the average methane yield at the PS:SS ratio of 3:1 was significantly different from those at the 1:1 and 1:3 ratios ($p < 0.05$), indicating a substantial impact of substrate composition on biogas production potential. Additionally, a significant difference ($p < 0.05$) was also observed between the 1:1 and 1:3 ratios, further confirming that variations in sludge mixing ratios influence the overall methane generation efficiency.

These outcomes are comparable with several recent studies. For example, Jo *et al.* (2024) reported enhanced methane production from co-digestion of cattle manure and food waste at specific mixing ratios, highlighting the importance of optimizing substrate synergy. Similarly, Siddique & Wahid (2018) found that appropriate feedstock proportions can significantly improve CH_4 yield due to improved C/N ratios and buffering capacity. In another study, Mu *et al.* (2020) achieved higher biogas production from sludge co-digested with kitchen waste at a 1:3 ratio, which closely mirrors the present findings. Furthermore, Kumar *et al.* (2020) demonstrated that co-digestion of textile sludge and agricultural residues at balanced ratios increased the biodegradability index and methane potential. Lastly, Chow *et al.* (2020) reported that pre-treated mixed sludge with optimized ratios showed superior methane yields, confirming that co-digestion can overcome individual feedstock limitations.

Comparative evaluation of kinetic models

In this study, both the modified Gompertz and modified logistic models were applied to evaluate the kinetics of methane production during the anaerobic co-digestion of recycled paper industry sludge.

Modified Gompertz model performance

The biokinetics analysis presented in Table 3 reveals that the modified Gompertz model effectively captured the cumulative methane production profiles across all tested PS:SS mixing ratios. Notably, the mixture ratio of 1:3 yielded the highest methane yield at 918.66 mL CH_4/g VS_fed, accompanied by a lag phase duration of 1.59 days. This relatively short lag phase can be attributed to the hydrolysis of constituents that are not readily biodegradable. Moreover, this ratio exhibited the highest methane production rate (R_m) of 1,750 mL CH_4/day, indicating favorable substrate availability and microbial activity.

Mechanistically, the Gompertz model assumes a sigmoid response reflecting microbial adaptation (λ), exponential growth (R_m), and substrate saturation (P). The high R^2 values (0.986–0.990) in this study support the notion that the co-digested PS:SS mixtures reached microbial adaptation quickly and sustained methanogenic activity. The elevated methane yield at the 1:3 ratio may be attributed to a more balanced C:N ratio (~26.4), enhanced buffering capacity, and greater availability of readily

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

fermentable COD (initial SCOD/TCOD ~47%) – a finding consistent with Lay *et al.* (1997) and Mata-Alvarez *et al.* (2000), who reported improved kinetics with optimally pre-treated or blended substrates.

The results are comparable to the findings by Gievers *et al.* (2022), who demonstrated that co-digestion of paper sludge can enhance methane generation and reduce lag phases under optimized mixing conditions. Although their study used a different substrate combination and system configuration, the trends in methane yield and biokinetics were similar. In addition, Kumsiri *et al.* (2021) reported similar improvements in methane kinetics when paper sludge was co-digested with food waste, noting reduced lag phases and increased R_m under optimized ratios. Likewise, Ma *et al.* (2025) confirmed that co-digestion with nitrogen-rich sludge enhanced the microbial hydrolysis rate and kinetic parameter stability across trials.

Modified logistic model performance

The modified logistic model exhibited exceptional predictive accuracy for asymmetric methane production curves, achieving R^2 values of 0.978–0.988 and R_m 1,028–1,687 mL CH_4/day (Table 3). This performance highlights its capability to simulate substrate heterogeneity-driven dynamics, where spatially segregated hydrolytic (e.g., *Clostridium spp.* activity) and methanogenic phases (*Methanosaeta* dominance) create nonlinear kinetics (Cebeci *et al.* 2019; Gong *et al.* 2019). The model's asymmetric sigmoidal structure directly correlates with substrate accessibility gradients, as demonstrated by the 23% longer lag phases in low-SS systems compared to PS:SS 1:3 conditions – a phenomenon attributed to rate-limiting hydrolysis in cohesive substrates.

Validation against previous studies supports the model's reliability across critical bioconversion phases. Sanae *et al.* (2022) reported a 79% reduction in lag phase duration, from 5.46 to 1.04 h, following thermal pretreatment. This is consistent with our observed lambda value of 1.99 days in PS to SS co-digestion systems at a 1–3 ratio. Similarly, Gong *et al.* (2019) showed that SS-enriched substrates increased VFA production by 1.8 times during secondary fermentation, which supports the model's accuracy in capturing transitional phase behavior.

Comparative studies in the literature, including those by Cebeci *et al.* (2019), Gong *et al.* (2019), Sanae *et al.* (2022), consistently report that the modified Gompertz model is generally more suitable for kinetic analysis of AD systems, particularly those involving heterogeneous substrates and multi-phase microbial dynamics. This preference is typically supported by slightly higher coefficients of determination and lower fitting errors reported for the Gompertz model in such contexts.

Comparative interpretation

Given these findings, the modified Gompertz model could serve as a complementary or alternative kinetic tool for predicting methane yields in complex sludge-based systems. Its superiority in fitting cumulative methane production curves underlines its adaptability to substrate heterogeneity and metabolic succession, especially under two-stage CSTR configurations where spatial microbial stratification enhances phased degradation. The observed differences between the two models emphasize the importance of selecting modeling approaches that not only provide statistical accuracy but also reflect underlying biological processes.

Performance of the two-stage CSTR

The 1:3 PS:SS ratio was selected not only for its high methane yield (918.66 mL CH_4/g VS_fed), but also to ensure the co-utilization of both sludge types, reducing treatment costs while improving biodegradability and buffering capacity. Although SS alone (0:1) yielded more methane, it excludes PS, which poses disposal challenges. Co-digestion thus offers a more holistic and cost-effective solution aligned with circular economy goals.

To match microbial kinetics, HRT in CSTR 1 was based on the lag phase ($\lambda = 1.59$ days), while HRT in CSTR 2 was set from the intersection of R_m and P values from Gompertz modeling. This dual-parameter design ensured stable operation and efficient biogas recovery from lignocellulose-rich substrates.

The characterization of influent and effluent from the two-stage CSTR system demonstrated significant variations in physicochemical properties, highlighting the system's efficiency in organic matter removal and sludge stabilization. These operational outcomes are indicative of phase-specific biochemical transformations occurring within the acidogenic and methanogenic reactors. A detailed summary of the influent and effluent parameters is presented in Table 4.

The pH profile of the two-stage CSTR system, as depicted in Figure 6(a), underscores the efficiency of the system in differentiating the acidogenesis and methanogenesis phases. The influent exhibited a relatively stable pH within a slightly acidic range of 6.6–7.1, indicative of consistent feedstock characteristics. In CSTR 1, the pH increased slightly to a range of 6.64–7.33, reflecting active acidogenesis and sufficient buffering capacity to mitigate excessive acid buildup. Conversely,

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

Table 4 | Characterization of influent and effluent in a two-stage CSTR system (mean ± SD)

Characteristic	Influent	Effluent
PS:SS mixed	1:3	–
pH	6.96 ± 0.16	7.25 ± 0.18
Moisture (%)	–	–
Total COD (mg/L)	42,019.17 ± 12,888.14	20,553.98 ± 7,146.08
Soluble COD (mg/L)	23,911.17 ± 8,304.86	10,113.77 ± 5,245.92
Total solids (mg/L)	35,469.62 ± 17,193.44	1,727.25 ± 882.73
Total suspended solids (mg/L)	–	–
Total volatile solids (mg/L)	10,640.89 ± 5,158.03	518.17 ± 264.82
Total Kjeldahl nitrogen (mg NH_4-N/L)	64.18 ± 22.21	34.33 ± 12.01
Alkalinity (mg $CaCO_3$/L)	2,134.37 ± 377.81	2,674.89 ± 335.66
Volatile fatty acid (mg CH_3COOH/L)	1,460.18 ± 468.68	585.89 ± 276.26
C/N	845.27 ± 758.93	655.15 ± 333.90
$TBOD_{20}$/TCOD	–	–
$TBOD_5$/TCOD	–	–

CSTR 2 maintained a consistently higher and more stable pH range of 6.91–7.58, creating optimal conditions for methanogenesis. Statistical analysis using a *T*-test confirmed a significant difference in pH between CSTR 1 and CSTR 2 at a 95% confidence level ($p < 0.05$), validating the distinct metabolic activities in each reactor.

These findings align with those reported by Meghana & Shastri (2020), who observed distinct pH separation between acidogenic and methanogenic reactors in two-stage systems treating high-strength industrial wastewater. Similarly, Sun *et al.* (2020) emphasized that maintaining pH above 6.8 in methanogenic reactors is critical for methanogen viability and methane production. Effective pH regulation in this study is also consistent with previous findings that highlight the role of inherent buffering agents such as bicarbonates and feedstock alkalinity in mitigating system acidification (Rau 2008).

The VFA-to-alkalinity ratio, as illustrated in Figure 6(d), exhibits a decreasing trend as the flow progresses from the influent to CSTR 1 and subsequently to CSTR 2. In the influent, the ratio often exceeds 1, reflecting a high acid load, whereas in CSTR 2, it consistently drops below 1 after day 80. This reduction signifies the system's transition from an acidic environment to a well-buffered and stable condition, with a ratio below 1 in CSTR 2 indicating a healthy AD process where the buffering capacity effectively neutralizes acid production. This stabilization ensures system reliability and prevents inhibition caused by acid accumulation.

The observed trends in alkalinity increase, VFA reduction, and the decline in the VFA-to-alkalinity ratio across the two stages underscore the effectiveness of the two-stage CSTR system. CSTR 1 facilitates initial acid degradation, while CSTR 2 provides further stabilization and enhances biogas production. Similar trends were noted by Hasan *et al.* (2015), who reported that VFA/alkalinity ratios below 0.8 were correlated with high biogas yields and microbial stability. Moreover, Peters *et al.* (2021) demonstrated that two-stage reactors could more effectively manage acidification than single-stage configurations, particularly under variable loading rates. These results highlight the critical role of maintaining sufficient alkalinity to support microbial activity and mitigate acidification, particularly in anaerobic systems treating high-strength organic wastewater.

Figure 7(a) illustrates the trends in TVS removal efficiency across a two-stage CSTR system over time. The solid line represents the TVS removal efficiency (%), while the dashed line shows the effluent concentration. The system exhibits fluctuating removal efficiency, ranging from approximately 84.03 to 99.06%, suggesting dynamic operational performance. Periods of peak removal efficiency correspond with lower effluent concentrations, indicating a potential correlation between operational stability and TVS degradation efficiency. These observations align with those of Li *et al.* (2019), who found that efficient TVS removal is closely linked to reactor phase balance and effective microbial retention.

Figure 7(b) shows the trends in TCOD removal efficiency and effluent TCOD concentration over 220 days. The removal efficiency (%) varies significantly, with stable conditions yielding a value of 56.55 ± 17.88. This fluctuation is likely influenced

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

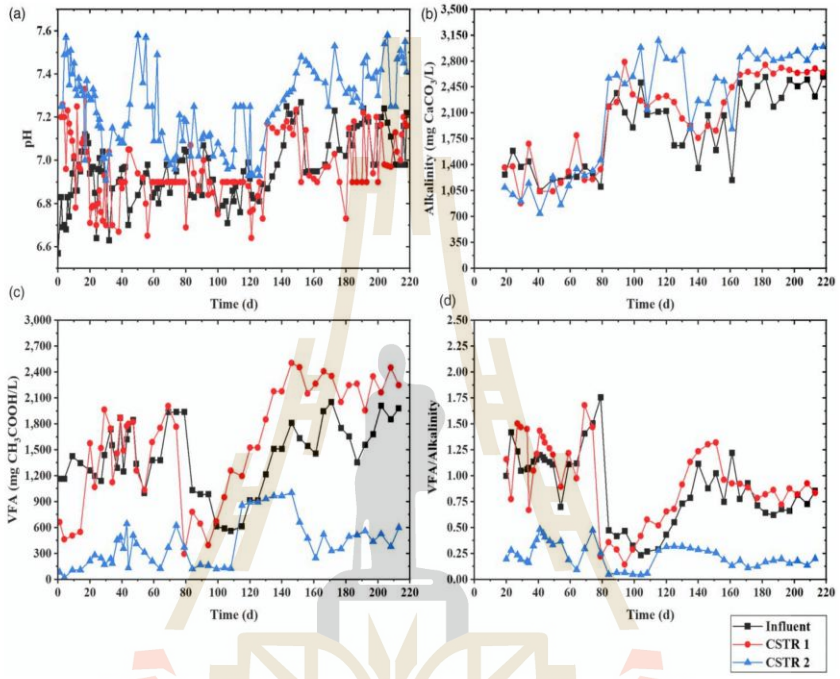


Figure 6 | (a) pH values, (b) Alkalinity ratio, (c) VFA values, and (d) VFA/Alkalinity ratio of the CSTR system.

by feedstock characteristics and reactor operational conditions. Effluent TCOD concentrations range from approximately 20,553.98 ± 146.08 mg/L, with inverse patterns observed in relation to removal efficiency. Periods of higher effluent concentrations coincide with dips in removal efficiency, highlighting the challenges of maintaining stable performance in multi-stage digestion systems. These findings are consistent with those of Tsegaye *et al.* (2023), who noted that variability in TCOD removal is often tied to organic load distribution and VFA accumulation in two-phase systems.

Figure 7(c) presents the removal efficiency of soluble chemical oxygen demand (SCOD) alongside effluent SCOD concentration. The SCOD removal efficiency exhibits a pattern like TCOD, with stable conditions showing a range of 56.80 ± 6.55 throughout the experimental period. Effluent SCOD concentrations vary from approximately 10,113.77 ± 5,245.92 mg/L. The trends suggest that the reactor's capacity to degrade soluble organics is sensitive to operational conditions, possibly influenced by feedstock variability or internal system dynamics. Enhanced SCOD removal efficiency is observed during periods of reduced effluent concentration, reinforcing the importance of optimizing system stability for effective organic matter degradation. These findings are supported by observations from Donoso-Bravo *et al.* (2015), who demonstrated that process stability directly enhances SCOD degradation kinetics in two-stage anaerobic systems.

The first two graphs in Figure 8 reveal insights into nitrogen dynamics, biomass concentration, and substrate utilization in the reactors. In Figure 9(a), TKN levels in CSTR 1 exhibit significant fluctuations, with peaks above 70 mg/L around days 110 and 170, indicating inconsistent nitrogen removal or varying substrate loads, while CSTR 2 demonstrates more stable TKN trends. Figure 9(b) complements this by showing that mixed liquor volatile suspended solids (MLVSS) concentration peaks dramatically (above 60,000 mg/L) around day 152, likely reflecting microbial growth stimulated by substrate accumulation. The inverse relationship between MLVSS and F/M highlights the balance between substrate availability and microbial

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

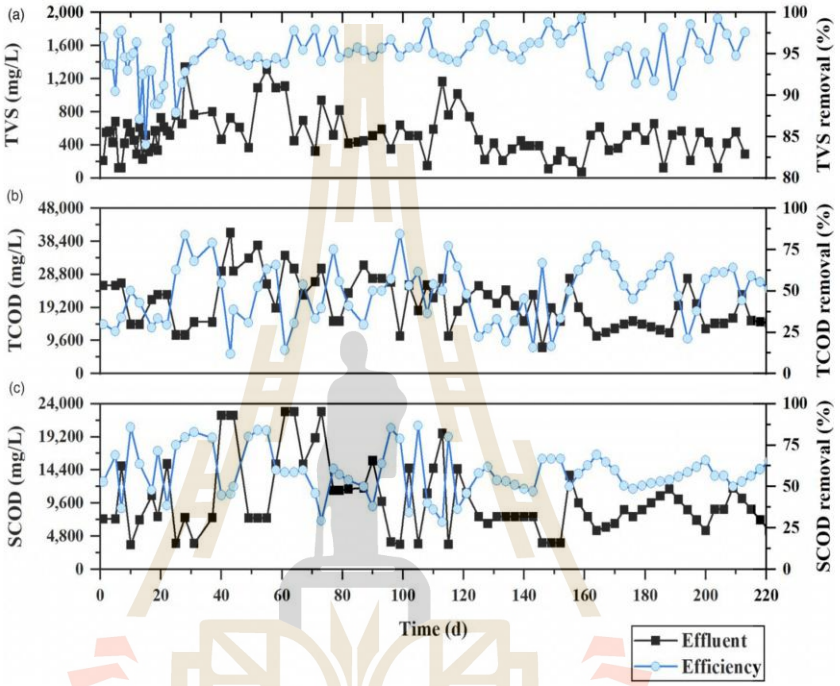


Figure 7 | Treatment removal efficiencies.

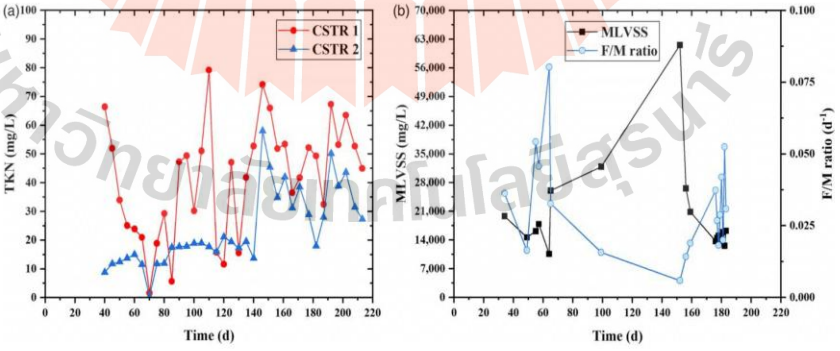


Figure 8 | (a) TKN values and (b) F/M ratio of the two-stage CSTR system.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

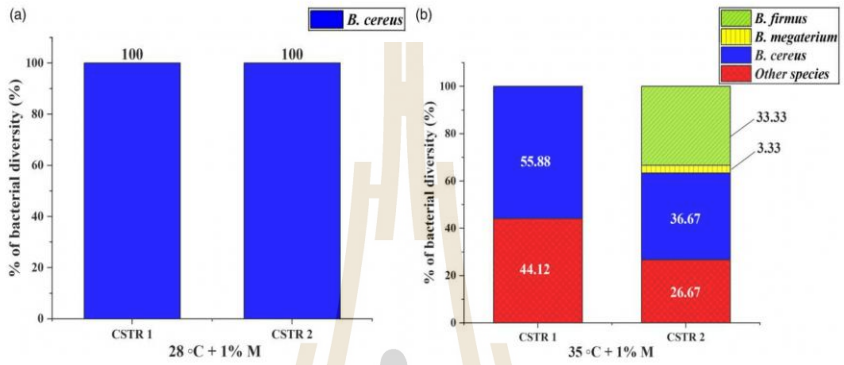


Figure 9 | Diversity of microbiome isolates collected from the two-stage CSTR system under methanol-supplemented conditions using MALDI-TOF MS: (a) incubated at 28 °C and (b) incubated at 35 °C.

activity, underscoring the reactors' operational dynamics. This pattern is in line with the findings of Chen *et al.* (2023), who reported that elevated biomass concentrations can suppress gas production if F/M ratio is not well balanced.

The biogas production results, as shown in Figure 6, indicate that CSTR 1 did not produce biogas throughout the entire operational period from the start. This was due to the low HRT, which prevented fermentation within the system. Additionally, no biogas production was observed in CSTR 2 during days 0–35, as this period was required for the acclimatization of the microbial community. Biogas production began on day 36, with an initial volume of 68 mL, and continued to increase, peaking at 2,545 mL as time progressed. However, the current average daily biogas production is 430 mL. This reduction is likely due to the high microbial concentration in the system, which may have resulted in a high food-to-microorganism (F/M) ratio, leading to a decrease in biogas production. The impact of microbial overpopulation on methanogenic inhibition has been similarly observed by Zhou *et al.* (2022).

In Table 5, the biogas production is examined across two continuous stirred-tank reactors (CSTR 1 and CSTR 2) under different operational conditions. The operational days were set to 220 days for both reactors. The co-substrate (PS:SS) feed rate varied, with CSTR 1 using 0.41 L/day and CSTR 2 using 1.23 L/day. The organic loading rate (OLR) was much higher in CSTR 1 (6.65 kg TVS/m^3-day) compared to CSTR 2 (0.21 kg TVS/m^3-day), indicating a more intensive substrate input in CSTR 1. The HRT was considerably shorter in CSTR 1 (1.6 days) than in CSTR 2 (24 days), which may reflect differences in the digestion rate and overall system design.

Table 5 provides insight into the operational performance of the reactors, particularly focusing on biogas yield. CSTR 2 achieved a biogas yield of 1.8 ± 0.48 mL biogas/g TVS_removed-day, reflecting moderate efficiency in substrate conversion

Table 5 | Summarizes the operational performance results

Parameters	CSTR 1	CSTR 2	Unit
Operating days	220	220	Days
Co-substrate (PS:SS)	0.41	1.23	L/day
OLR	6.65	0.21	kg TVS/m^3-day
HRT	1.6	24	Days
Working volume of digester	3	22.5	Litres
Biogas yield	–	1.8	TVS_removed-day ± S.D.
Biogas production	–	0.43 ± 0.13	L/day ± S.D.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

Table 6 | Bacterial isolates, morphological and gram characteristics, MALDI-TOF MS identification, and population data in CSTR 1 and CSTR 2 of a two-stage CSTR system under different cultivation conditions (Mean ± S.D.)

Reactor	Condition	Isolate	Bacterial name	Morphological characterization	Gram staining	MALDITOF MS Score	Bacteria ($\times 10^5$ CFU/ml)	Total population ($\times 10^5$ CFU/ml)	VSS (g/L)	Number of bacteria gVSS^{-1} ($\times 10^8$)
CSTR 1	28 °C + 1% M[a]	1	*B. cereus*	Transparent, mucoid colony	+	2.189	5.65 ± 0.21	6.35 ± 0.7	4.32 ± 0.63	1.47
		2	*B. cereus*	Opaque with undulate margin	+	2.303	0.3 ± 0.42			
		3	*B. cereus*	Opaque with transparent margin, mucoid	+	2.238	0.4 ± 0.14			
	35 °C[b]	7	*B. cereus*	Opaque with undulate margin	+	2.001	2 ± 0.00	42.00 ± 2.2		9.72
		8	*S. maltophilia*	Transparent, mucoid colony	–	1.997	3 ± 1.24			
		9	*B. flexus*	Transparent with dull surface	+	1.899	36 ± 18.38			
		10	*B. licheniformis*	Mucoid, transparent, with undulate center	+	1.706	1 ± 1.41			
	35 °C + 1% M[c]	18	*A. schindleri*	Transparent, mucoid colony	–	1.715	7.5 ± 4.95	17.00 ± 0.6		3.94
		19	*B. cereus*	Opaque, circular colony	–	2.204	7 ± 2.83			
		20	*B. cereus*	Opaque with undulate margin	+	2.182	2.5 ± 2.12			
CSTR 2	28 °C + 1% M[a]	4	*B. cereus*	Transparent, mucoid colony	+	2.201	5.6 ± 1.27	6.55 ± 1.7	14.56 ± 1.22	0.45
		5	*B. cereus*	paque with undulate margin	+	2.260	0.35 ± 0.07			
		6	*B. cereus*	Opaque with transparent margin	+	2.312	0.6 ± 0.14			
	35 °C[b]	11	*B. pumilus*	Transparent, mucoid colony	+	1.631	0.5 ± 0.71	8.00 ± 4.0		0.55
		12	*B. megaterium*	Circular, opaque colony	+	1.516	2.5 ± 0.71			
		13	*B. pumilus*	Transparent, circular colony	+	1.757	1 ± 0.00			
		14	*B. pumilus*	Transparent with yellow pigmentation	–	1.749	1 ± 1.41			
		15	*B. subtilis*	White, mucoid colony	+	1.886	1.5 ± 2.12			
		16	*L. plantarum*	Transparent with undulate center	–	1.475	0.5 ± 0.71			
		17	*B. licheniformis*	Circular, transparent with dull surface	–	1.843	1 ± 0.00			
	35 °C + 1% M[c]	21	*B. subtilis*	Mucoid, transparent with undulate margin	–	1.739	4 ± 2.83	15.00 ± 0.8		1.03
		22	*B. cereus*	Opaque, circular, dull surface	+	2.200	5.5 ± 3.54			
		23	*B. megaterium*	Opaque, circular colony	+	2.232	0.5 ± 0.71			
		24	*B. firmus*	Transparent, circular colony	–	2.012	5 ± 1.41			

Note: CFU, colony forming units; VSS, volatile suspended solids. [a]Cultivated on nutrient agar (NA) with 1% methanol and incubated at 28 °C for 24 h.
[b]Cultivated on NA and incubated at 35 °C for 24 h.
[c]Cultivated on NA supplemented with 1% methanol and incubated at 35 °C for 24 h.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

to gas despite its low OLR (0.21 kg TVS/m^3-day) and long HRT (24 days). The daily biogas production was 0.43 ± 0.13 L/day. The lack of biogas yield data for CSTR 1 prevents direct comparison, but its significantly higher OLR (6.65 kg TVS/m^3-day) and shorter HRT (1.6 days) suggest it prioritizes throughput over efficiency. These findings highlight the critical balance between operating conditions and biogas production efficiency, with optimization necessary to enhance gas yield and methane content.

Microbial community

The two-stage CSTR system demonstrated distinct functional stratification of microbial communities between reactors, with CSTR 1 primarily facilitating hydrolysis/acidogenesis and CSTR 2 supporting acetogenesis/methanogenesis (Table 6, Figure 9). In CSTR 1, *Bacillus cereus* dominated under all conditions (MALDI-TOF MS scores: 2.189–2.303), consistent with its role in hydrolyzing cellulose and hemicellulose in paper mill sludge via extracellular enzymes such as cellulases and xylanases (Normand *et al.* 2017; Morel *et al.* 2018). In CSTR 2, the microbial shift toward *Bacillus megaterium* (2.232 score) and *Bacillus firmus* (2.012 score) indicated acetogenic activity, where these species typically oxidize fatty acids to acetate and hydrogen (Hsueh *et al.* 2014; Mörtelmaier *et al.* 2019). *Methanogenic archaea*, critical for biogas production, were not identified due to MALDI-TOF MS's bacterial profiling bias (Vianna *et al.* 2021), highlighting a key methodological gap in resolving methanogen activity.

Temperature profoundly influenced microbial functionality, with 35 °C incubation driving a 5.6-fold increase in bacterial populations (42.00 ± 2.2 × 10^5 CFU/mL vs. 6.35 ± 0.7 × 10^5 CFU/mL at 28 °C) in CSTR 1 (Table 6). This aligns with mesophilic optima for hydrolytic enzymes (Zakavi *et al.* 2022) and supports enhanced substrate degradation rates. Methanol supplementation at 35 °C enriched methylotrophs like *B. firmus*, correlating with a 1.8-fold rise in VSS-normalized bacterial density (9.72 × 10^8 vs. 1.47 × 10^8 cells/gVSS at 28 °C) (Khot *et al.* 2012). The temperature-dependent community restructuring mirrors findings in full-scale paper sludge digesters, where 35 °C optimizes hydrolytic-methanogenic synergies while mitigating VFA accumulation (Kim *et al.* 2015; Schulthess *et al.* 2016). However, the lack of methanogen quantification (e.g., *Methanosarcina* or *Methanobacterium*) prevented direct links between temperature and methane yield, underscoring the need for complementary methods such as mcrA gene quantification (Schulthess *et al.* 2016).

CONCLUSIONS

This study identified the 1:3 PS:SS ratio as optimal for anaerobic co-digestion of recycled paper sludge, achieving the highest methane yield (918.66 mL CH_4/g VS_fed) with a short lag phase (1.59 days), reflecting balanced nutrient availability. In the two-stage CSTR system, CSTR 1 removed up to 70% of TCOD with stable acidogenic conditions (pH 6.64–7.33), while CSTR 2 maintained methanogenic conditions (pH 6.91–7.58), reduced the VFA/alkalinity ratio below 1, and sustained biogas production, yielding 1.8 ± 0.48 mL/g TVS_removed-day.

Kinetic modeling using Modified Gompertz and Logistic models confirmed good fit, with the Gompertz model offering better accuracy ($R^2 > 0.986$). The two-stage CSTR system exhibited clear functional stratification, driven by shifts in *Bacillus* species composition. Dominance of *Bacillus cereus* in CSTR 1 suggests a key role in the initial hydrolysis of lignocellulosic substrates, while the diversified consortium in CSTR 2 facilitated enhanced acidogenesis and methanogenesis. These findings highlight the metabolic adaptability of *Bacillus* spp. as a critical factor in stage-specific optimization of AD.

To enhance methane content and system performance, further development could focus on strategies such as extended HRT, selective enrichment of methanogens, and integration with biogas upgrading technologies. Additionally, pilot-scale validation and life cycle assessment are recommended to assess upscaling feasibility, supporting industrial applications, and circular economy implementation.

FUNDING

This work was supported by Suranaree University of Technology, Thailand Science Research, and Innovation (TSRI), and National Science, Research and Innovation Fund (NSRF) (Code number 195598).

DATA AVAILABILITY STATEMENT

All relevant data are included in the paper or its Supplementary Information.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

CONFLICT OF INTEREST

The authors declare there is no conflict.

REFERENCES

American Public Health Association, American Water Works Association, & Water Environment Federation (2012) *Standard methods for the examination of water and wastewater*, 22nd ed., Denver, CO: American Water Works Association.

Appels, L., Baeyens, J., Degrève, J. & Dewil, R. (2008) Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge, *Progress in Energy and Combustion Science*, **34** (6), 755–781. https://doi.org/10.1016/j.pecs.2008.06.002.

Balwaik, S. A. & Raut, S. P. (2011) Utilization of waste paper pulp by partial replacement of cement in concrete, *International Journal of Engineering Research and Applications*, **1** (2), 300–309.

Bayr, S. & Rintala, J. (2012) Thermophilic anaerobic digestion of pulp and paper mill primary sludge and co-digestion of primary and secondary sludge, *Water Research*, **46** (15), 4713–4720. https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.06.033.

Bokhary, A., Leitch, M. & Liao, B. Q. (2021) Effect of organic loading rate on the biological performance of the thermophilic anaerobic membrane bioreactor treating pulp and paper primary sludge, *Clean Technologies and Environmental Policy*, **23** (9), 2669–2681. https://doi.org/10.21203/rs.3.rs-195625/v1.

Boursier, H., Béline, F. & Paul, E. (2005) Piggery wastewater characterisation for biological nitrogen removal process design, *Bioresource Technology*, **96** (3), 351–358. https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.03.007.

Callahan, J. L. (2023) *Modeling, Statistical Analyses, and Life Cycle Assessment of Anaerobic Bioreactors for the Treatment of Organic Wastes and Resource Recovery*. *PhD thesis*, Colorado School of Mines, Golden, CO. Available at: https://www.proquest.com/openview/13109a959a47f8ef2f4f7ee7c1a89bdd/1?pq-origsite=gscholar&cbl=18750&diss=y (Accessed: 29 November 2024).

Cebeci, M., Bişgin, T., Şenol, H. & Şentürk, İ. (2019) Anaerobic co-digestion of sewage sludge with food waste: kinetic models, *Scientific Journal of Mehmet Akif Ersoy University*, **2** (4), 84–89.

Chakraborty, D., Dahiya, S., Amulya, K., Srivastav, V. & Mohan, S. V. (2019) Valorization of paper and pulp waste: opportunities and prospects of biorefinery. In: Prasad, M. N. V., de Campos Favas, P. J., Vithanage, M. & Mohan, S. V. (eds). *Industrial and municipal sludge: Emerging Concerns and Scope for Resource Recovery*, Oxford, UK: Butterworth-Heinemann, pp. 623–656. https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815907-1.00027-1.

Chen, Y., Wang, Y., Xie, H., Cao, W. & Zhang, Y. (2023) Varied promotion effects and mechanisms of biochar on anaerobic digestion (AD) under distinct food-to-microorganism (F/M) ratios and biochar dosages, *Waste Management*, **155**, 118–128. https://doi.org/10.1016/j.wasman.2022.10.030.

Chow, W. L., Chong, S., Lim, J. W., Chan, Y. J., Chong, M. F., Tiong, T. J., Chin, J. K. & Pan, G. T. (2020) Anaerobic co-digestion of wastewater sludge: a review of potential co-substrates and operating factors for improved methane yield, *Processes*, **8** (1), 39. https://doi.org/10.3390/pr8010039.

De Vrieze, J., Saunders, A. M., He, Y., Fang, H. H. & Verstraete, W. (2015) Ammonia and temperature determine potential clustering in the anaerobic digestion microbiome, *Water Research*, **75**, 312–323. https://doi.org/10.1016/j.watres.2015.02.016.

Donoso-Bravo, A., Pérez-Elvira, S. & Fdz-Polanco, F. (2015) Simplified mechanistic model for the two-stage anaerobic degradation of sewage sludge, *Environmental Technology*, **36** (10), 1334–1346. https://doi.org/10.1080/09593330.2014.988186.

Ferdeș, M., Paraschiv, G., Ionescu, M., Dincă, M. N., Moiceanu, G. & Zăbavă, B. Ș. (2023) Anaerobic co-digestion: a way to potentiate the synergistic effect of multiple substrates and microbial diversity, *Energies*, **16** (5), 2116. https://doi.org/10.3390/en16052116.

Gibbs, R. A. & Hayes, C. R. (1988) The use of R2A medium and the spread plate method for the enumeration of heterotrophic bacteria in drinking water, *Letters in Applied Microbiology*, **6** (2), 19–21. https://doi.org/10.1111/j.1472-765X.1988.tb01205.x.

Gievers, F., Walz, M., Loewe, K., Bienert, C. & Loewen, A. (2022) Anaerobic co-digestion of paper sludge: feasibility of additional methane generation in mechanical-biological treatment plants, *Waste Management*, **144**, 502–512. https://doi.org/10.1016/j.wasman.2022.04.016.

Gong, L., Yang, X., Wang, Z., Zhou, J. & You, X. (2019) Impact of hydrothermal pre-treatment on the anaerobic digestion of different solid–liquid ratio sludges and kinetic analysis, *RSC Advances*, **9** (33), 19104–19113. https://doi.org/10.1039/C9RA01662G.

Hasan, S. D. M., Giongo, C., Fiorese, M. L., Gomes, S. D., Ferrari, T. C. & Savoldi, T. E. (2015) Volatile fatty acids production from anaerobic treatment of cassava waste water: effect of temperature and alkalinity, *Environmental Technology*, **36** (20), 2637–2646. https://doi.org/10.1080/09593330.2015.1041426.

Hobson, P. N. & Wheatley, A. P. (1993) *Anaerobic Digestion*. London: Elsevier Applied Science. Essex, UK.

Hsueh, P. R., Lee, T. F., Du, S. H., Teng, S. H., Liao, C. H., Sheng, W. H. & Teng, L. J. (2014) Bruker biotyper matrix-assisted laser desorption ionization–time of flight mass spectrometry system for identification of *Nocardia*, *Rhodococcus*, *Kocuria*, *Gordonia*, *Tsukamurella*, and *Listeria* species, *Journal of Clinical Microbiology*, **52** (7), 2371–2379. https://doi.org/10.1128/jcm.00456-14.

Hubbe, M. A. & Gill, R. A. (2016) Fillers for papermaking: a review of their properties, usage practices, and their mechanistic role, *BioResources*, **11** (1), 2886–2963. https://doi.org/10.15376/biores.11.1.2886-2963.

Jele, T. B., Sithole, B., Lekha, P. & Andrew, J. (2022) Characterisation of pulp and paper mill sludge for beneficiation, *Cellulose*, **29** (8), 4629–4643. https://doi.org/10.1007/s10570-022-04578-7.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

Jo, S., Bae, J., Kadam, R., Lee, J., Park, J. & Jun, H. (2024) Enhanced anaerobic co-digestion of cattle manure with food waste and pig manure: Statistical optimization of pretreatment condition and substrate mixture ratio, *Waste Management*, **183**, 32–41. https://doi.org/10.1016/j.wasman.2024.04.043.

Khot, P. D., Couturier, M. R., Wilson, A., Croft, A. & Fisher, M. A. (2012) Optimization of matrix-assisted laser desorption ionization–time of flight mass spectrometry analysis for bacterial identification, *Journal of Clinical Microbiology*, **50** (12), 3845–3852. https://doi.org/10.1128/jcm.00626-12.

Kim, T. S., Lee, K., Hong, Y. J., Hwang, S. M., Park, J. S., Park, K. U., Song, J. & Kim, E. C. (2015) MALDI-TOF MS: its application in the clinical laboratory and a paradigm shift in clinical microbiology, *Laboratory Medicine Online*, **5** (4), 176. https://doi.org/10.3343/lmo.2015.5.4.176.

Kumar, P., Samuchiwal, S. & Malik, A. (2020) Anaerobic digestion of textile industries wastes for biogas production, *Biomass Conversion and Biorefinery*, **10** (3), 715–724. https://doi.org/10.1007/s13399-020-00601-8.

Kumsiri, B., Pekkoh, J., Pathom-Aree, W., Lumyong, S., Phinyo, K., Pumas, C. & Srinuanpan, S. (2021) Enhanced production of microalgal biomass and lipid as an environmentally friendly biodiesel feedstock through actinomycete co-culture in biogas digestate effluent, *Bioresource Technology*, **337**, 125446. https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125446.

Lay, J. J., Li, Y. Y. & Noike, T. (1996) Effect of moisture content and chemical nature on methane fermentation characteristics of municipal solid wastes, *Doboku Gakkai Ronbunshu*, **552**, 101–108. https://doi.org/10.2208/jscej.1996.552_101.

Lay, J. J., Li, Y. Y. & Noike, T. (1997) Influence of pH and ammonia concentration on the methane production in high-solids sludge digestion, *Water Research*, **31** (6), 1518–1524. https://doi.org/10.1016/S0043-1354(96)00413-7.

Li, S., Wu, Z. & Liu, G. (2019) Degradation kinetics of toilet paper fiber during wastewater treatment: Effects of solid retention time and microbial community, *Chemosphere*, **225**, 915–926. https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2019.03.097.

Lopes, A. D. C. P., Silva, C. M., Rosa, A. P. & de Ávila Rodrigues, F. (2018) Biogas production from thermophilic anaerobic digestion of kraft pulp mill sludge, *Renewable Energy*, **124**, 40–49. https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.08.044.

Ma, Z., Yu, L., Wang, Z., Tian, X., Zheng, L. & Liu, R. (2025) Anaerobic co-digestion of winery wastewater with sewage sludge for methane production: Complementary feedstocks and potential direct interspecies electron transfer, *Fuel*, **381**, 133190. https://doi.org/10.1016/j.fuel.2024.133190.

Madigan, M. T., Bender, K., Buckley, D. H., Sattley, W. M. & Stahl, D. A. (2020) *Brock Biology of Microorganisms*, 15th edn. New York, USA: Pearson Education.

Mahmood, T. & Elliott, A. (2006) A review of secondary sludge reduction technologies for the pulp and paper industry, *Water Research*, **40** (11), 2093–2112. https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.04.001.

Mata-Alvarez, J., Mace, S. & Llabres, P. (2000) Anaerobic digestion of organic solid wastes. an overview of research achievements and perspectives, *Bioresource Technology*, **74** (1), 3–16. https://doi.org/10.1016/S0960-8524(00)00023-7.

Mata-Alvarez, J., Dosta, J., Romero-Güiza, M. S., Fonoll, X., Peces, M. & Astals, S. (2014) A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **36**, 412–427. https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.039.

Maximize Market Research (2024) Waste Paper Recycling Market: Global Industry Analysis and Forecast (2024–2030). Pune, Maharashtra, India: Maximize Market Research. Available at: https://www.maximizemarketresearch.com/market-report/global-waste-paper-recycling-market/84320/.

Meghana, M. & Shastri, Y. (2020) Sustainable valorization of sugar industry waste: Status, opportunities, and challenges, *Bioresource Technology*, **303**, 122929. https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.122929.

Monte, M. C., Fuente, E., Blanco, A. & Negro, C. (2009) Waste management from pulp and paper production in the European union, *Waste Management*, **29** (1), 293–308. https://doi.org/10.1016/j.wasman.2008.02.002.

Morel, F., Jacquier, H., Desroches, M., Fihman, V., Kumanski, S., Cambau, E., Decousser, J. W. & Berçot, B. (2018) Use of Andromas and Bruker MALDI-TOF MS in the identification of Neisseria, *European Journal of Clinical Microbiology & Infectious Diseases*, **37**, 2273–2277. https://doi.org/10.1007/s10096-018-3368-6.

Mörtelmaier, C., Panda, S., Robertson, I., Krell, M., Christodoulou, M., Reichardt, N. & Mulder, I. (2019) Identification performance of MALDI-ToF-MS upon mono-and bi-microbial cultures is cell number and culture proportion dependent, *Analytical and Bioanalytical Chemistry*, **411** (26), 7027–7038. https://doi.org/10.1007/s00216-019-02080-x.

Mu, L., Zhang, L., Zhu, K., Ma, J., Ifran, M. & Li, A. (2020) Anaerobic co-digestion of sewage sludge, food waste and yard waste: Synergistic enhancement on process stability and biogas production, *Science of the Total Environment*, **704**, 135429. https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.135429.

Nakagawa, T., Mitsui, R., Tani, A., Sasa, K., Tashiro, S., Iwama, T., Hayakawa, T. & Kawai, K. (2012) A catalytic role of xoxf1 as La3 + -dependent methanol dehydrogenase in methylobacterium extorquens strain AM1, *PloS one*, **7** (11), e50480. https://doi.org/10.1371/journal.pone.0050480.

Normand, A. C., Cassagne, C., Gautier, M., Becker, P., Ranque, S., Hendrickx, M. & Piarroux, R. (2017) Decision criteria for MALDI-TOF MS-based identification of filamentous fungi using commercial and in-house reference databases, *BMC Microbiology*, **17**, 1–17. https://doi.org/10.1186/s12866-017-0937-2.

Peters, C. D., Rantissi, T., Gitis, V. & Hankins, N. P. (2021) Retention of natural organic matter by ultrafiltration and the mitigation of membrane fouling through pre-treatment, membrane enhancement, and cleaning – A review, *Journal of Water Process Engineering*, **44**, 102374. https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2021.102374.

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

Racho, P. & Pongampornnara, A. (2020) Enhanced biogas production from modified tapioca starch wastewater, *Energy Reports*, **6**, 744–750. https://doi.org/10.1016/j.egyr.2019.09.058.

Rajput, A. A. & Sheikh, Z. (2019) Effect of inoculum type and organic loading on biogas production of sunflower meal and wheat straw, *Sustainable Environment Research*, **29**, 1–10. https://doi.org/10.1186/s42834-019-0003-x.

Rau, G. H. (2008) Electrochemical splitting of calcium carbonate to increase solution alkalinity: Implications for mitigation of carbon dioxide and ocean acidity, *Environmental Science & Technology*, **42** (23), 8935–8940. https://doi.org/10.1021/es800366q.

Sanae, H., Nabila, L., Fadoua, K., Ikram, N., Yahya, L., Mohammed, B., Brahim, S. S. & Hassan, E. B. (2022) Effect of thermal pretreatment on the kinetic parameters of anaerobic digestion from recycled pulp and paper sludge, *Ecological Engineering & Environmental Technology*, **23** (1), 192–201. https://doi.org/10.12912/27197050/143568.

Schulthess, B., Bloemberg, G. V., Zbinden, A., Mouttet, F., Zbinden, R., Böttger, E. C. & Hombach, M. (2016) Evaluation of the Bruker MALDI biotyper for identification of fastidious gram-negative rods, *Journal of Clinical Microbiology*, **54** (3), 543–548. https://doi.org/10.1128/jcm.03107-15.

Sharma, P., Parakh, S. K., Tsui, T. H., Bano, A., Singh, S. P., Singh, V. P., Lam, S. S., Nadda, A. K. & Tong, Y. W. (2024) Synergetic anaerobic digestion of food waste for enhanced production of biogas and value-added products: strategies, challenges, and techno-economic analysis, *Critical Reviews in Biotechnology*, **44** (6), 1040–1060. https://doi.org/10.1080/07388551.2023.2241112.

Siddique, M. N. I. & Wahid, Z. A. (2018) Achievements and perspectives of anaerobic co-digestion: a review, *Journal of Cleaner Production*, **194**, 359–371. https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.05.155.

Simão, L., Hotza, D., Raupp-Pereira, F., Labrincha, J. A. & Montedo, O. R. K. (2018) Wastes from pulp and paper mills-a review of generation and recycling alternatives, *Cerâmica*, **64**, 443–453. https://doi.org/10.1590/0366-69132018643712414.

Sun, M., Liu, B., Yanagawa, K., Ha, N. T., Goel, R., Terashima, M. & Yasui, H. (2020) Effects of low pH conditions on decay of methanogenic biomass, *Water Research*, **179**, 115883. https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115883.

Sun, C., Guo, L., Zheng, Y., Yu, D., Jin, C., Zhao, Y., Yao, Z., Gao, M. & She, Z. (2022) Effect of mixed primary and secondary sludge for two-stage anaerobic digestion (AD), *Bioresource Technology*, **343**, 126160. https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.126160.

Syaichurrozi, I. (2018) Biogas production from co-digestion Salvinia molesta and rice straw and kinetics, *Renewable Energy*, **115**, 76–86. https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.08.023.

Tsegaye, D., Khan, M. M. & Leta, S. (2023) Optimization of operating parameters for two-phase anaerobic digestion treating slaughterhouse wastewater for biogas production: focus on hydrolytic-acidogenic phase, *Sustainability*, **15** (6), 5544. https://doi.org/10.3390/su15065544.

Turner, T., Wheeler, R. & Oliver, I. W. (2022) Evaluating land application of pulp and paper mill sludge: a review, *Journal of Environmental Management*, **317**, 115439. https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2022.115439.

Veluchamy, C. & Kalamdhad, A. S. (2017) Influence of pretreatment techniques on anaerobic digestion of pulp and paper mill sludge: a review, *Bioresource Technology*, **245**, 1206–1219. https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.08.179.

Vianna, E. D. F., Pentagna, L. S. D. S., Menezes, N. I. M., de Freitas, F. A. D., Leite, C. D. C. F., Albano, R. M., Leão, R. S. & Marques, E. A. (2021) Decreasing the cut-off score value of MALDI-ToF MS increase the identities of burkholderia cepacia complex species, *Current Microbiology*, **78** (6), 2259–2263. https://doi.org/10.1007/s00284-021-02493-x.

Wainaina, S., Lukitawesa, Kumar Awasthi, M. & Taherzadeh, M. J. (2019) Bioengineering of anaerobic digestion for volatile fatty acids, hydrogen or methane production: a critical review, *Bioengineered*, **10** (1), 437–458. https://doi.org/10.1080/21655979.2019.1673937.

Wentzel, M. C., Mbewe, A. & Ekama, G. A. (1995) Batch test for measurement of readily biodegradable COD and active organism concentrations in municipal waste waters, *Water SA – Pretoria*, **21**, 117–117.

Zakavi, M., Askari, H. & Shahrooei, M. (2022) Characterization of bacterial diversity between two coastal regions with heterogeneous soil texture, *Scientific Reports*, **12** (1), 18901. https://doi.org/10.1038/s41598-022-23487-0.

Zhou, Q., Feng, F., Li, F. L., Liu, J., Wang, M., Huang, S. & Sun, Y. (2022) Acylated homoserine lactones regulate the response of methane metabolism and nitrogen metabolism to florfenicol in anaerobic fermentation, *Science of the Total Environment*, **832**, 155035. https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2022.155035.

Ziganshin, A. M., Liebetrau, J., Pröter, J. & Kleinsteuber, S. (2013) Microbial community structure and dynamics during anaerobic digestion of various agricultural waste materials, *Applied Microbiology and Biotechnology*, **97** (11), 5161–5174. https://doi.org/10.1007/s00253-013-4867-0.

Zwietering, M. H., Jongenburger, I., Rombouts, F. M. & van't Riet, K. (1990) Modeling of the bacterial growth curve, *Applied and Environmental Microbiology*, **56** (6), 1875–1881. https://doi.org/10.1128/aem.56.6.1875-1881.1990.

First received 1 December 2024; accepted in revised form 14 July 2025. Available online 6 August 2025

Downloaded from http://iwaponline.com/wst/article-pdf/doi/10.2166/wst.2025.118/1587545/wst2025118.pdf
by guest

18th IWA World Conference on Anaerobic Digestion
2-6 June 2024
Istanbul-Türkiye

AD-610

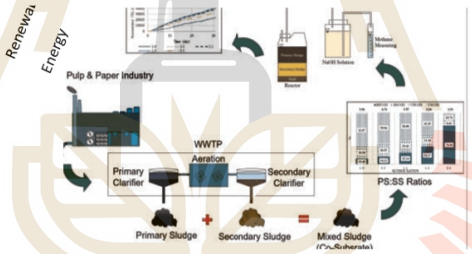
Influence of sludge ratios and biokinetics leading to optimal design conditions for anaerobic co-digestion of excess sludge from the pulp and paper mill industry

Patcharin Racho*, Boonsita Nammana and Netnapid Tantemsapya*****

*Assistant Professor, **Master Student, ***Associate Professor in School of Environmental Engineering, Suranaree University of Technology, Nakhon Ratchasima 30000, Thailand
*Corresponding author. E-mail: patcha@sut.ac.th (Patcharin Racho)

Abstract: This study investigates the optimization of co-digestion ratios of primary sludge (PS) and secondary sludge (SS) to enhance biogas production. The experiment evaluates various mixing ratios of PS and SS through biochemical methane potential (BMP) tests. Results indicate that the mixing ratio of 1:3 (PS:SS) exhibits the highest methane production potential at 997.19 ml CH_4/g VS_{fed}, with a lag phase duration of 1.59 days and a maximum methane production rate of 1,750 ml CH_4/d. Furthermore, statistical analysis reveals significant differences in average methane production potentials between mixing ratios, with the ratio of 3:1 showing notable disparities from ratios of 1:1 and 1:3. The study underscores the importance of optimizing co-digestion ratios for efficient biogas production and highlights the potential of the 1:3 ratio for practical implementation in biogas production systems.

Graphical Abstract:



Keywords: Anaerobic co-digestion; pulp and paper mill sludge; biogas production; biokinetics; COD fractions; circular economy

Introduction

The wastewater treatment system from the paper industry generates excess sludge in the range of 200-400 kg/ton-paper (Balwaik and Raut, 2011; Turner et al., 2022) and in the range of 40-50 kg-dry sludge/ton-paper (Mahmood et al., 2006; Jele et al., 2022). Generally, these sludges are consisting of 70% primary sludge (PS) and 30% secondary sludge (SS). The PS is generated from preliminary treatment processes such as dissolved air flotation (DAF) or primary sedimentation. Although a portion of PS can be repurposed for low-grade paper products like boards and crates, a significant amount still requires proper disposal. The SS is produced from secondary sedimentation tanks in the activated sludge

(AS) system. Preliminary data from a paper mill in Samut Sakhon Province, Thailand, indicate that there is a significant amount of excess sludge to be disposed of. This includes approximately 1,470 m^3/d or 25.87 ton-dry PS/d, and an average of 2,090 m^3/d or 36.83 ton-dry SS/d.

Previous studies on the properties of excess sludge generated by the paper industry. Both primary sludge (PS) and secondary sludge (SS) exhibit high moisture content, ranging from 53% to 77% (Simão et al., 2018). However, PS presents unique challenges due to its slow biodegradability. This is attributed to its composition, which includes approximately 5.7% lignin, 32-81% cellulose, and 6.5-12% hemicellulose (Simão et al., 2018; Lopes et al., 2018). PS also has a total solids (TS) content of 32-80%, with volatile solids (TVS) ranging from 32-58% of TS. Notably, a significant portion of the TVS (around 55%) is ash. Additionally, PS has a high chemical oxygen demand (COD) of approximately 64,300 mg/L (Lopes et al., 2018; Chakraborty et al., 2019). Despite containing organic matter, PS suffers from a low nutrient content. Its C/N ratio falls between 32:1 and 930:1, exceeding the optimal range of 20-30 for efficient anaerobic digestion (Veluchamy and Kalamdhad, 2017).

Several research suggest that anaerobic co-digestion (AnCoD) of PS and SS offers a promising solution for improved biogas production. Studies have demonstrated that a PS:SS ratio of 2:3 can generate significantly higher biogas yields (150-170 ml CH_4/g VS_{fed}) compared to pure PS substrate (Veluchamy and Kalamdhad, 2017; Bokhary et al., 2021; Lopes et al., 2018; Bayr and Rintala, 2012). AnCoD also outperforms pure SS as a substrate, with potential biogas production improvements of up to 59% (Bayr and Rintala, 2012; Sun et al., 2022). Based on these findings, this research aims to evaluate the impact of different sludge mixing ratios from the pulp and paper industry on the biodegradation ability and biochemical methane potential (BMP) through anaerobic co-digestion and biokinetic studies.

Material and Methods

Excess sludge sample collection and storage: This study utilizes excess sludge obtained from a paper mill located in Samut Sakhon province, Thailand, before the dewatering process. The samples comprise:

- *Primary Sludge (PS):* Collected from the primary sedimentation tank of the wastewater treatment system.
- *Secondary Sludge (SS):* Derived from the biological treatment tank (secondary sedimentation tank) of the activated sludge (AS) wastewater treatment system.

Following collection, the samples are stored at 4°C to maintain their integrity for subsequent analysis of physical and chemical characteristics. The collection is used to characterize biodegradation and BMP.

Experimental design: This research investigates the biodegradation ability and methane production potential of excess sludge from the paper industry through single digestion and co-digestion approaches. Batch assays under mesophilic conditions (@35±1.0°C) are employed to assess the impact of different mixing ratios on these processes. **Table 1** is shown the initial mixing and sludge characteristics.

- Initial pH: The initial pH of the digestion medium is maintained at 7.0 ± 0.01
- Mixing Ratios: The co-digestion experiments utilize PS and SS at various volumetric ratios (v/v): 1:0 (PS only), 3:1, 1:1, 1:3, and 0:1 (SS only)

Table 1 The initial mixing and sludge characteristics.

›S:SS ratios	Influent Substrate (mg/L)	
l:3	22,440	10,021

Biodegradation experiments:

The COD (Chemical Oxygen Demand) of the sludge was fractionated into four categories in Figure 2, following the method described by Wentzel et al. (1995). These categories are:

- Unbiodegradable Soluble COD (USCOD)
- Unbiodegradable Particulate COD (UPCOD)
- Readily Biodegradable COD (BSCOD)
- Slowly Biodegradable COD (BPCOD)

The total COD (TCOD) was measured, and the BOD (Biological Oxygen Demand) was determined after 20 days with inhibited nitrification using the OxiTop®-C measuring head (Boursier et al., 2005). The biodegradation fraction (BCOD) was then calculated from the TCOD and BOD20 values.

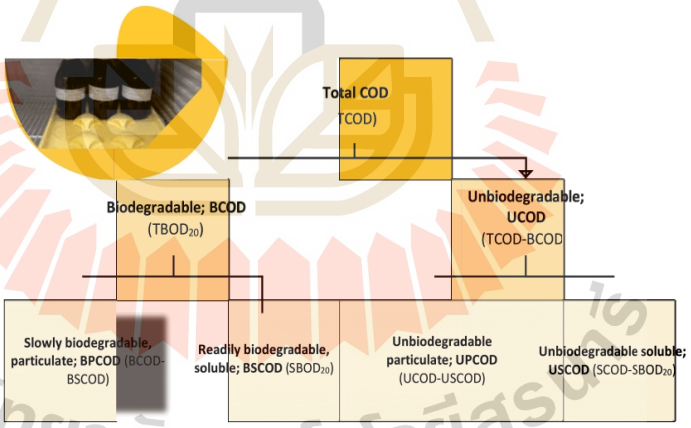


Figure 2 Biodegradation experimental set-up.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Figure 3 Installation of the BMP Test consists of 1) reaction tank, 2) container containing NaOH solution, and 3) graduated container for measuring the volume of NaOH solution replaced by methane gas.

Biochemical methane potential test (BMP Test) experiments: The reaction vessel was connected to a container filled with a 1.5 N sodium hydroxide (NaOH) solution for the absorption of CO2 and H2S. As methane gas was produced, it displaced the NaOH solution. The BMP Test installation is depicted in Figure 3. The temperature of all reaction vessels was maintained at 35±1.0 °C (mesophilic temperature). Prior to gas volume measurement, the reaction was shaken for 1 minute. The system operated with a Hydraulic Retention Time (HRT) of 31 days. All experimental sets were inoculated with 2 g VS/L (Rajput and Sheikh, 2019) of microbial inoculum, ensuring consistent inoculation across all sets. The pH was adjusted to 7±0.01 using HCl or NaOH prior to system initiation. NaHCO3 was utilized as a buffer, and anaerobic conditions were established by introducing N2 gas into the reaction for 3 minutes. Gas volume measurements were obtained by substituting the NaOH solution with a graduated syringe. Methane gas production was quantified daily through BMP test results. To minimize errors, each experimental set was conducted twice.

Biokinetics: The actual methane production in each experimental set can be assessed by subtracting the methane production from the blank experiment. The methane production potential will be calculated relative to the volatile solids (VS) concentration added per hydraulic retention time (HRT) in the BMP Test. The experimental results obtained can be used to generate a graph showing the relationship between the accumulated methane gas volume produced each day. This can be achieved using kinetic equations for the BMP Test, such as the modified Gompertz equation (Lay et al., 1996), as shown in Equation 1. SPSS software will be utilized for curve fitting and estimating kinetic parameters from the experimental data in the BMP Test. The efficiency of the model will be determined by the coefficient of determination, R-squared (R2).

$$M(t) = P \cdot \exp\{-\exp[(R_m \cdot e)/P\ (\lambda - t) + 1]\} \quad (1)$$

Where M(t) is the accumulated methane gas volume produced (mL CH4), t is the cumulative time of methane gas production (d), P is the maximum potential methane production (mL CH4), Rm is the maximum methane gas production rate (mL CH4/d), λ is the lag phase duration (d), and e is the constant value (2.718).

Results and Discussion

Sludge Characteristics and COD Fractions

The physical and chemical characteristics testing of excess sludge generated from the wastewater treatment system of the pulp and paper industry, outlined in Table 2, reveals that both PS and SS exhibit remarkably high moisture content. This is attributed to the fact that the excess sludge collected represents the initial discharge from both the primary and the biological sedimentation tanks, which has not undergone the water separation process. This high moisture content is beneficial for the biogas digester. The total volatile solids (TVS) content of PS and SS ranges from 42 to 62% TS and 28 to 31% TS, respectively. There was evident that PS exhibits relatively high COD and VS values, indicating a substantial potential for biogas production, which can reach as high as 0.22 m^3 CH4/kg-dry PS. Furthermore, it was observed that the organic content in PS is 2-3 times higher than that of SS. However, the biodegradation of only PS presents challenges due to the complex structure of fibers and cellulose, as well as excessive organic loading for the anaerobic digester. Numerous studies have highlighted that anaerobic co-digestion processes can effectively mitigate these challenges (Veluchamy and Kalamdhad, 2017; Bokhary et al., 2021; Lopes et al., 2018; Bayr and Rintala, 2012; Sun et al., 2022).

Table 2 Characterization of secondary sludge samples (Mean ± SD).

Characteristic	PS	SS
pH	6.02 ± 0.00	7.46 ± 0.03
Moisture (%)	95.41 ± 0.77	99.70 ± 0.01
Total COD (mg/L)	67,904 ± 1,575	10,653 ± 2,232
Soluble COD (mg/L)	10,774 ± 6,494	7,407 ± 1,166
Total Solids (mg/L)	24,390 ± 127	13,790 ± 1,626
Total Suspended Solids (mg/L)	19,550	11,340
Total Volatile Solids (mg/L)	15,010 ± 240	4,340 ± 665
Total Kjeldahl Nitrogen (mg NH_4-N/L)	37.35 ± 2.89	37.64 ± 1.65
Alkalinity (mg $CaCO_3$/L)	7,380 ± 355	752 ± 118
Volatile Fatty Acid (mg CH_3COOH/L)	2,341 ± 116	1,225 ± 53
C/N	1,840	274
$TBOD_{20}$/TCOD	0.35	0.83
$TBOD_5$/TCOD	0.23	0.40

Moreover, the nutrient content in PS sludge is relatively low, characterized by a significantly higher C/N ratio than the ideal range. Typically, the appropriate C/N ratio for anaerobic digestion systems falls within the range of 20 - 30 (Veluchamy and Kalamdhad, 2017). A high C/N ratio can result in rapid nitrogen depletion by methanogenic bacteria during protein synthesis, thereby limiting their ability to react further with the remaining carbon in the substrate. Consequently, this can lead to lower biogas production rates. In contrast, SS sludge exhibits high nutrient content, primarily nitrogen, resulting in a considerably lower C/N ratio compared to PS sludge. Additionally, both PS and SS demonstrate pH

values ranging from 6.02 to 7.46, indicating a relatively neutral pH. Furthermore, their alkalinity, predominantly in the form of HCO3-, is relatively high. This elevated alkalinity aids in the better precipitation of positively charged ions in water, such as Ca2+, and can act as a buffer for acids generated during the acidogenesis process (Racho et al., 2012).

The assessment results of the COD fractions in the mixed sludge from the paper industry, with mixing ratios of 1:0 (only PS), 3:1, 1:1, 1:3, and 0:1 (only SS), reveal varying TBOD20/TCOD ratios of approximately 0.35, 0.40, 0.48, 0.58, and 0.83 respectively. These ratios indicate that in the mixing ratios of 1:0, 3:1, and 1:1, the organic matter present in the form of TCOD is predominantly difficult to biodegrade. Furthermore, the SBOD20/SCOD ratios are approximately 0.87, 0.97, 0.95, 0.95, and 0.70 respectively, suggesting that the organic matter in the form of soluble substances can be relatively easily biodegraded across all mixing ratios. Racho and Pongampornnara (2020) specifies that a BOD/COD ratio >0.45 indicates good biodegradability, 0.30-0.45 indicates relatively good biodegradability, 0.20-0.30 indicates some biodegradability, and if less than 0.20, the wastewater is not suitable for biological degradation. Based on these criteria, the findings suggest that the mixed sludge with ratios closer to 1:0 (only PS) and 3:1 exhibit relatively good biodegradability, while the ratios closer to 0:1 (only SS) may have limited biodegradability potential.

From **Figure 4**, it is evident that in the mixing ratios of 1:3 and 0:1, predominantly biodegradable COD fractions constitute 57.55% and 82.75% respectively of the total TCOD in the sludge, indicating a higher proportion of SS compared to PS. Further breakdown reveals that in the mixing ratios of 1:3 and 0:1, this biodegradable fraction is divided into BSCOD (Rapidly Biodegradable fraction), comprising 23.18% and 8.41% respectively of the total TCOD in the sludge, and BPCOD (Slowly Biodegradable fraction), comprising 34.37% and 74.34% respectively of the total TCOD in the sludge. Consequently, the proportion of COD that cannot be biodegraded is only 42.45% and 17.25% respectively of the total TCOD. These findings suggest that sludge with mixing ratios of 1:3 and 0:1 possesses high biodegradable fractions, as most of the organic matter comprises unbiodegradable fractions in lesser proportions, primarily found in PS. This makes it suitable for biogas production.

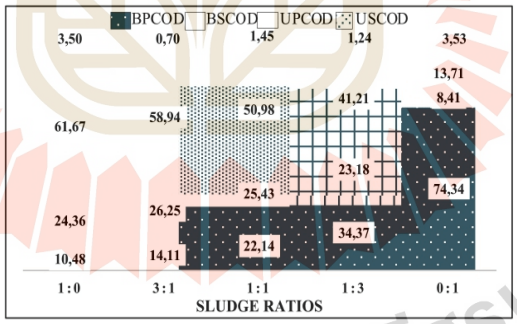


Figure 4 The COD fractions in various PS:SS mixing ratios.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Influencing of Sludge Mixing Ratio on Biogas Production

The investigation into evaluating the influence of different PS:SS ratios on BMP Test indicated that the maximum potential methane production was observed at varying proportions of 1:0, 3:1, 1:1, 1:3, and 0:1, with corresponding values of 23,684, 36,394, 38,510, 39,973, and 32,188 ml-CH4, respectively, as illustrated in **Figure 5a.** Of note is the proportion of 1:3, which demonstrated superior methane production potential compared to other co-digestion ratios and even outperformed the single-substrate digestion of PS and SS. The daily measurement of gas volume within the system enabled the computation of cumulative methane gas production for each blending ratio under investigation. Subsequently, these findings were subjected to analysis using the modified Gompertz equation (Lay et al., 1996) through the utilization of SPSS software, leading to the generation of predictive experimental outcomes, as illustrated in **Figure 5b.**

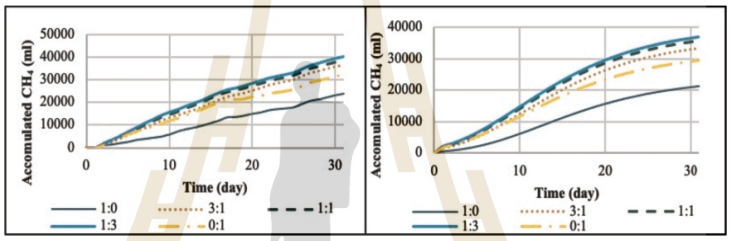


Figure 5 The Cumulative methane production resulting from the co-digestion of sludge at varying mixing ratios; (a) observed in the experiment and (b) obtained through fitting to Gompertz model utilizing the SPSS program.

When considering the methane production potential (CH4 Yield) from experiments with various mixing ratios, as shown in Table 3, it is evident that at the proportions of 1:0, 3:1, 1:1, 1:3, and 0:1, the methane production potentials are 353.72, 628.33, 747.59, 997.19, and 1,280.80 ml CH4/g VSfed, respectively. This study reveals that SS exhibits a higher methane production potential compared to other mixing ratios, consistent with the fact that SS has a higher proportion of particulate biodegradable COD than other mixtures. However, the mixing ratio of 1:3 demonstrates a higher production potential than other mixtures, including single-substrate digestion of PS, which, at a 1:3 ratio, still has a lower proportion of particulate biodegradable COD than single-substrate digestion of SS. Additionally, this finding aligns with the research conducted by Sun et al. (2022), which found that anaerobic digestion of SS alone yields higher methane production compared to PS. Moreover, in mixed PS and SS, it is found that at a mixing ratio of 1:3, there is a higher potential than ratios of 3:1 and 1:3. The results of the statistical testing for the differences in average methane production potentials in this paper indicate that the average CH4 Yield at the mixing ratio of 3:1 differs significantly from the mixing ratios of 1:1 and 1:3 at a confidence level of 95%.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Biokinetics

In the biokinetics analysis presented in **Table 3**, it is observed that the mixture ratio of 1:3, which yields the highest CH4 Yield at 997.19 ml CH4/g VSfed, exhibits a Lag phase duration of 1.59 days. This lag phase duration is attributed to the hydrolysis of substances that are not easily biodegradable. Moreover, this mixture ratio achieves the maximum methane production rate (Rm) of 1,750 ml CH4/d. These findings indicate that the mixture ratio of 1:3 is well-suited for implementation in a biogas production system. Conversely, the mixing ratios of 1:0, 3:1, 1:1, and 0:1 exhibit longer Lag phase durations. However, it is worth noting that the modified Gompertz equation effectively explains the variability of cumulative methane production (M(t)) at any given time with an accuracy exceeding 98.6% to 99% (as observed from R2). This high level of accuracy underscores the reliability of the model in predicting methane production kinetics across different mixing ratios.

Table 3 Kinetic value for Co-Digestion of Excess Sludge from the Pulp and Paper Mill Industry with diferent PS:SS ratio. (The resulting data obtained through fitting to Gompertz model utilizing the SPSS program.)

PS:SS ratio	CH_4 Yield (ml CH_4/g VS_{fed})	P (mL CH_4)	R_m (mL CH_4/d)	λ (d)	R^2
1:0	353.72	23,684	1,030	4.21	0.986
3:1	628.33	36,394	1,614	2.29	0.989
1:1	747.59	38,510	1,703	1.73	0.99
1:3	997.19	39,973	1,750	1.59	0.989
0:1	1,280.80	32,188	1,366	1.46	0.987

Conclusions

In conclusion, this study demonstrates the effectiveness of co-digestion of primary sludge and waste acticated sludge for enhanced biogas production. The findings reveal that the 1:3 mixing ratio of PS and SS yields the highest methane production potential, surpassing single-substrate digestion and other co-digestion ratios. The optimized ratio exhibits a shorter lag phase duration and a higher maximum methane production rate, indicating its suitability for biogas production systems. Additionally, the modified Gompertz equation provides accurate predictions of methane production kinetics across different mixing ratios. These results emphasize the significance of optimizing co-digestion ratios to maximize biogas production efficiency and underscore the potential of paper sludge and sewage sludge co-digestion as a sustainable waste-to-energy solution in wastewater treatment facilities. Further research could focus on scaling up the optimized ratio for practical application and exploring additional factors influencing biogas production kinetics in mixed sludge digestion systems.

Acknowledgements

This work was supported by Suranaree University of Technology, Thailand Science Research and Innovation (TSRI), and National Science, Research and Innovation Fund (NSRF) (Code number 179348).

References

Balwaik S. A. and Raut S. P. (2011). Utilization of waste paper pulp by partial replacement of cement in concrete. Int J Eng Res Appl, 1(2), 300-309.
Bayr S. and Rintala J. (2012). Thermophilic anaerobic digestion of pulp and paper mill primary sludge and co-digestion of primary and secondary sludge. Water research, 46(15), 4713-4720.
Bokhary A., Leitch M. and Liao B. Q. (2021). Effect of organic loading rate on the biological performance of the thermophilic anaerobic membrane bioreactor treating pulp and paper primary sludge. Clean Technologies and Environmental Policy, 23(9), 2669-2681.
Boursier H., Béline F. and Paul E. (2005). Piggery wastewater characterisation for biological nitrogen removal process design. Bioresource Technology, 96(3), 351-358.
Chakraborty D., Dahiya S., Amulya K., Srivastav V. and Mohan S. V. (2019). Valorization of paper and pulp waste: opportunities and prospects of biorefinery. In Industrial and Municipal Sludge, 623-656. Butterworth-Heinemann.
Jele T. B., Sithole B., Lekha P. and Andrew J. (2022). Characterisation of pulp and paper mill sludge for beneficiation. Cellulose, 29(8), 4629-4643.
Lay J. J., Li Y. Y. and Noike T. (1996). Effect of moisture content and chemical nature on methane fermentation characteristics of municipal solid wastes. Doboku Gakkai Ronbunshu, 552, 101-108.
Lopes A. D. C. P., Silva C. M., Rosa A. P. and de Ávila Rodrigues F. (2018). Biogas production from thermophilic anaerobic digestion of kraft pulp mill sludge. Renewable Energy, 124, 40-49.
Mahmood T. and Elliott A. (2006). A review of secondary sludge reduction technologies for the pulp and paper industry. Water research, 40(11), 2093-2112.
Racho P., Jindal R. and Wichitsathian B. (2012). Posttreatment of UASB effluents of tapioca starch wastewater using downflow hanging sponge system. Journal of Hazardous, Toxic, and Radioactive Waste, 16(1), 9-17.
Racho P. and Pongampornnara A. (2020). Enhanced biogas production from modified tapioca starch wastewater. Energy Reports, 6, 744-750.
Rajput A. A. and Sheikh Z. (2019). Effect of inoculum type and organic loading on biogas production of sunflower meal and wheat straw. Sustainable Environment Research, 29, 1-10.
Simão L., Hotza D., Raupp-Pereira F., Labrincha J. A. and Montedo O. R. K. (2018). Wastes from pulp and paper mills-a review of generation and recycling alternatives. Cerâmica, 64, 443-453.
Sun C., Guo L., Zheng Y., Yu D., Jin C., Zhao Y., Yao Z., Gao M. and She Z. (2022). Effect of mixed primary and secondary sludge for two-stage anaerobic digestion (AD). Bioresource Technology, 343, 126160.
Turner T., Wheeler R. and Oliver I. W. (2022). Evaluating land application of pulp and paper mill sludge: a review. Journal of Environmental Management, 317, 115439.
Veluchamy C. and Kalamdhad A. S. (2017). Influence of pretreatment techniques on anaerobic digestion of pulp and paper mill sludge: a review. Bioresource technology, 245, 1206-1219.
Wentzel M. C., Mbewe A. and Ekama G. A. (1995). Batch test for measurement of readily biodegradable COD and active organism concentrations in municipal waste waters. WATER SA-PRETORIA-, 21, 117-117.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ประวัติผู้เขียน

นางสาวบุญสิตา นามมะนะ เกิดเมื่อวันที่ 1 มีนาคม พ.ศ. 2543 ณ จังหวัดสิงห์บุรี สำเร็จการศึกษาระดับมัธยมศึกษาตอนปลายจากโรงเรียนสิงห์บุรี อำเภอเมือง จังหวัดสิงห์บุรี ต่อมาได้สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม) จากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี จังหวัดนครราชสีมา เมื่อปี พ.ศ. 2565 โดยได้รับทุนการศึกษาจากมหาวิทยาลัยตลอดระยะเวลาการศึกษา หลังจากนั้นได้ศึกษาต่อในระดับวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี และได้รับทุนการศึกษาจากมหาวิทยาลัยตลอดระยะเวลาศึกษาเช่นเดียวกัน ซึ่งในระหว่างที่ทำการศึกษานั้น ได้มีโอกาสเป็นผู้ช่วยสอนในรายวิชาปฏิบัติการของสาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม และยังมีหน้าที่เป็นผู้ช่วยวิจัยของ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พัชรินทร์ ราโช โดยรับผิดชอบในการเตรียมและวิเคราะห์ตัวอย่าง การรวบรวมและประมวลผลข้อมูล รวมถึงการสนับสนุนการทดลองภาคปฏิบัติ ซึ่งช่วยเสริมสร้างประสบการณ์ตรงด้านการทำวิจัยเชิงลึกและการทำงานร่วมกับคณาจารย์และทีมวิจัย

นอกจากนี้ ได้มีการเผยแพร่บทความทางวิชาการที่เกี่ยวข้องกับหัวข้อวิจัย ดังแสดงในภาคผนวก ช จำนวน 2 บทความ ประกอบด้วย บทความวิจัยที่ได้รับการตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติ จำนวน 1 บทความ และบทความวิจัยเต็มรูปแบบที่ได้รับการตีพิมพ์ในการประชุมวิชาการระดับนานาชาติ จำนวน 1 บทความ ดังนี้

Nammana, B., Racho, P., Nawong, S., Wichitsathian, B., & Tantrakarnapa, K. (2025). Feasibility of anaerobic co-digestion for biogas production from recycled paper industry sludge: optimization of mixing ratios and application in two-stage cstr system design. *Water Science & Technology, 92*(5): 683-703. Doi:10.2166/wst.2025.118

Racho, P., Nammana, B., & Tantemsapya, N. (2024). Influence of sludge ratios and biokinetics leading to optimal design conditions for anaerobic co-digestion of excess sludge from the pulp and paper mill industry. *Proceedings of the 18th IWA World Conference on Anaerobic Digestion* (pp. 737-745). İstanbul: İTÜ Yayınevi.