การผลิตไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน จากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

Hydrogen and Methane Production by a Two-Stage Anaerobic Digestion of Palm Oil Mill Effluent

Prince of Songkla University
Pattani Campus

คอลีญะห์ สะนิ
Khaleeyah Sani

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาเคมีประยุกต์
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of
Master of Science in Applied Chemistry
Prince of Songkla University
2559

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

การผลิตไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน จากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

Hydrogen and Methane Production by a Two-Stage Anaerobic Digestion of Palm Oil Mill Effluent

Prince of Songkla University
Pattani Campus

คอลีญะห์ สะนิ
Khaleeyah Sani

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาเคมีประยุกต์
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of
Master of Science in Applied Chemistry
Prince of Songkla University
2559

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ การผลิตไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

ผู้เขียน นางสาวคอลีญะห์ สะนิ

สาขาวิชา เคมีประยุกต์

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

.....

(ดร. รัตนา จริยาบูรณ์)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

.....

(ดร. ประวิทย์ คงจันทร์)

.....

(ดร. เจริญ ภคธีรเธียร)

คณะกรรมการสอบ

.....ประธานกรรมการ

(ดร. สมรักษ์ พันธ์ผล)

.....กรรมการ

(ดร. รัตนา จริยาบูรณ์)

.....กรรมการ

(ดร. ประวิทย์ คงจันทร์)

.....กรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สมพงศ์ โอทอง)

.....กรรมการ

(ดร. เกียรติศักดิ์ พันธ์พงศ์)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเคมีประยุกต์

.....

(รองศาสตราจารย์ ดร. ธีระพล ศรีชนะ)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

Prince of Songkla University Pattani Campus

ขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้มาจากการศึกษาวิจัยของนักศึกษาเอง และได้แสดงความขอบคุณบุคคลที่มีส่วนช่วยเหลือแล้ว

ลงชื่อ .....
(ดร. รัตนา จริยาบูรณ์)
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

ลงชื่อ .....
(นางสาวคอลีญะห์ สะนิ)
นักศึกษา

Prince of Songkla University Pattani Campus

ข้าพเจ้าขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้ไม่เคยเป็นส่วนหนึ่งในการอนุมัติปริญญาในระดับใดมาก่อน และไม่ได้ถูกใช้ในการยื่นขออนุมัติปริญญาในขณะนี้

ลงชื่อ .....
(นางสาวคอลีญะห์ สะนิ)
นักศึกษา

Prince of Songkla University
Pattani Campus

ชื่อวิทยานิพนธ์ การผลิตไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม
ผู้เขียน นางสาวคอลีญะห์ สะนิ
สาขาวิชา เคมีประยุกต์
ปีการศึกษา 2558

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ ภายใต้สภาวะเทอร์โมฟิลิก (55 ±3 องศาเซลเซียส) และอุณหภูมิห้อง (30 ±3 องศาเซลเซียส) สำหรับขั้นตอนผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนตามลำดับ ในระบบแบบแบทช์และต่อเนื่อง จากการทดลองพบว่าการใช้กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน ให้ศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนดีที่สุดคือ 142.9 มิลลิลิตรไฮโดรเจนต่อกรัม-ของแข็งระเหยได้ ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเท่ากับ 10 กรัม-ของแข็งระเหยได้ต่อลิตร จากนั้นนำน้ำทิ้งหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจนเป็นซับสเตรทสำหรับการหาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนต่อไป พบว่าให้ศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนเป็น 356.4 มิลลิลิตรมีเทนต่อกรัม-ของแข็งระเหยได้ ในขณะเดียวกันศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวให้ผลได้แก๊สมีเทนเป็น 285.5 มิลลิลิตรมีเทนต่อกรัม-ของแข็งระเหยได้ ซึ่งจากศึกษาแสดงให้เห็นว่าการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนให้ผลได้แก๊สมีเทนสูงกว่าการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวร้อยละ 20 และให้ผลได้พลังงานสูงสุด 12.97 กิโลจูลต่อกรัม-ของแข็งระเหยได้ ดังนั้นการใช้กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนเป็นอีกทางเลือกหนึ่งในการเพิ่มผลผลิตแก๊สมีเทนและพลังงาน นอกจากนี้ได้ศึกษาการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนในเครื่องปฏิกรณ์แบบป้อนต่อเนื่อง โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องในขั้นตอนแรกและเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหลในขั้นตอนที่สอง พบว่าสามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนได้สูงสุดคือ 156 และ 429 มิลลิลิตรต่อกรัม-ของแข็งระเหยได้ ตามลำดับ ประสิทธิภาพรวมของการกำจัดค่าซีโอดีเท่ากับร้อยละ 81 ที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเท่ากับ 3 และ 35 สำหรับเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องในขั้นตอนแรกและเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหลในขั้นตอนที่สองตามลำดับ งานวิจัยนี้แสดงให้เห็นถึงแนวทางที่เป็นไปได้สำหรับการบำบัดน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มซึ่งเป็นของเสียอินทรีย์จากอุตสาหกรรมเพื่อผลิตเป็นพลังงานชีวภาพที่มีค่า ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

Thesis Title Hydrogen and Methane Production by a Two-Stage Anaerobic Digestion of Palm Oil Mill Effluent
Author Miss Khaleeyah Sani
Major Program Applied Chemistry
Academic Year 2015

ABSTRACT

This study aimed to investigate biochemical hydrogen and methane potential in single and two stages anaerobic digestion process from different initial concentrations of palm oil mill effluent (POME) under thermophilic (55 ±3 $^{\circ}$C) and mesophilic (30 ±3 $^{\circ}$C) conditions for biohydrogen and methane production, respectively, in batch and continuous reactor. The result shown that, the best biochemical hydrogen potential of 142.9 mL-H_2/g-VS which was obtained from anaerobic digested of POME with the initial concentration of 10 g-VS/L. Subsequently, the effluent achieved from hydrogen production stage was further used as substrate for methane production stage. The highest methane yield of 356.4 mL-CH_4/g-VS was obtained from a two-stage anaerobic digestion process, while, a single stage anaerobic digestion process yielded methane of 285.5 mL-CH_4/g-VS. The investigation revealed that approximately 20 % of methane yield achieved from a two-stage anaerobic digestion process was higher than a single stage anaerobic digestion process and the highest energy yield was about 12.97 kJ/g-VS. Therefore, a two-stage anaerobic digestion process is a processing choice to enhance methane and energy yield. Furthermore, the two-stage process for continuous hydrogen and methane production was investigated in continuously stirred sank reactor (CSTR) reactors for first stage and plug flow reactor (PFR) for second stage. Specific hydrogen and methane yields of 156 and 429 mL/g-VS, respectively were achieved simultaneously with the overall COD removal efficiency of 81% by operating with hydraulic retention time (HRT) of 3 d and 35 d for the CSTR and PFR reactor, respectively. This research work demonstrated a feasible approach of use POME, the industrial organic to generate valuable bioenergy from a two-stage anaerobic digestion process.

Prince of Songkla University Pattani Campus

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี เนื่องจากได้รับความร่วมมือ ความช่วยเหลือ คำปรึกษา คำแนะนำและกำลังใจจากหลาย ๆ ฝ่ายด้วยกัน ผู้วิจัยขอกราบขอบคุณ ดร. รัตนา จริยาบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาหลัก ดร. ประวิทย์ คงจันทร์ และ ดร. เจริญ ภคธีรเธียร อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ที่คอยให้คำแนะและคำปรึกษา ตลอดจนแก้ไขข้อบกพร่องด้วยความเอาใจใส่ดูแล ทำให้งานวิจัยสำเร็จลุล่วงได้ดี

งานวิจัยนี้ได้รับทุนอุดหนุนจากสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและบริษัทปาล์มพัฒนาชายแดนใต้ จำกัด ภายใต้โครงการพัฒนานักวิจัยเพื่ออุตสาหกรรม-พวอ. ระดับปริญญาโท และความเห็นในรายงานผลการวิจัยเป็นของผู้รับทุน สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและบริษัทปาล์มพัฒนาชายแดนใต้ จำกัด ไม่จำเป็นต้องเห็นด้วยเสมอไป

นอกจากนี้ขอขอบคุณทุนอุดหนุนการค้นคว้าวิจัยจากบัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ประจำปี 2557 ที่ได้อุดหนุนในการทำวิจัยครั้งนี้

ขอขอบคุณคณาจารย์และบุคลากร แผนกวิชาเคมี แผนกวิชาเทคโนโลยีการเกษตร ภาควิชาวิทยาศาสตร์ ศูนย์เครื่องมือกลางคณะวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี คณะวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี และหน่วยวิจัยการแปรรูปชีวมวลเพื่อพลังงานและเคมีภัณฑ์ รวมถึงบุคลากรทุกท่านที่ให้ความช่วยเหลือในด้านต่าง ๆ และอำนวยความสะดวกในการทำวิจัยในครั้งนี้ด้วยดีตลอดมา

คอลีญะห์ สะนิ

Prince of Songkla University Pattani Campus

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อ (5)

ABSTRACT (6)

กิตติกรรมประกาศ (7)

สารบัญ (8)

สารบัญตาราง (10)

สารบัญรูป (12)

บทที่ 1 บทนำ 1

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา 1
1.2 วัตถุประสงค์การวิจัย 3
1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ 3

บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 4

2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง 4
2.1.1 อุตสาหกรรมปาล์มน้ำมัน 4
2.1.2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ 4
2.1.3 น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 9
2.1.4 กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ 10
2.1.5 กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน 13
2.1.6 อัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ 15
2.1.7 เครื่องปฏิกรณ์ย่อยสลายแบบไร้อากาศ 16
2.1.8 ปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน 17
2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 20

บทที่ 3 วิธีดำเนินการวิจัย 25

3.1 วิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมีและกายภาพที่สำคัญของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 26
3.2 ทดลองหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ 27
3.2.1 การเริ่มต้นกล้าเชื้อที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน 27
30

Prince of Songkla University Pattani Campus

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

3.2.2 ศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน 30
3.2.3 ศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ 31
3.3 ศึกษาการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มแบบป้อนต่อเนื่อง 33
3.3.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบป้อนต่อเนื่อง 33
3.3.2 การศึกษาผลของระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ (HRT) 34
บทที่ 4 ผลการวิจัยและอภิปรายผล 38
4.1 สมบัติทางกายภาพและทางเคมีบางประการของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 38
4.2 ศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 39
4.2.1 การเตรียมกล้าเชื้อเทอร์โมฟิลิก 39
4.2.2 ศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจน 41
4.3.1 ศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยขั้นตอนที่สองของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน 44
4.3.3 เปรียบเทียบศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน 46
4.4 ทดลองความเป็นไปได้ในการดำเนินการในระบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง 49
4.4.1 การผลิตแก๊สไฮโรเจนในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) 49
4.4.2 การผลิตแก๊สมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบท่อไหล (Plug Flow Reactor, PFR) 54
บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ 62
5.1 สรุปผลการวิจัย 62
5.2 ข้อเสนอแนะ 63
บรรณานุกรม 64
ภาคผนวก 70
ภาคผนวก ก วิธีการวิเคราะห์ 71
ภาคผนวก ข ข้อมูลดิบ 76
ประวัติผู้เขียน 108

Prince of Songkla University Pattani Campus

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2.1	คุณลักษณะของน้ำเสียจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มที่ต่างแหล่ง	10
ตารางที่ 2.2	ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนที่ได้จากการหมักน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (POME) ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ	20
ตารางที่ 2.3	ผลของอัตราส่วนระหว่างคาร์บอนกับไนโตรเจนที่มีผลต่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน	22
ตารางที่ 2.4	เครื่องปฏิกรณ์ชนิดต่างๆที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน	24
ตารางที่ 3.1	วิธีการวิเคราะห์สมบัติทางเคมีและทางกายภาพบางประการของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	27
ตารางที่ 3.2	องค์ประกอบของ BA (basic anaerobic) medium	29
ตารางที่ 3.3	ความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (POME) ที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจน	31
ตารางที่ 3.4	ปัจจัยควบคุมในการทดลองหาศักยภาพในผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน	32
ตารางที่ 3.5	ปัจจัยควบคุมในการผลิตแก๊สโฮโดรเจนและมีเทนในระบบป้อนแบบต่อเนื่อง	36
ตารางที่ 4.1	สมบัติทางเคมีและทางกายภาพบางประการของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	38
ตารางที่ 4.2	สรุปผลการหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจน แก๊สมีเทนและพลังงานจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน	48
ตารางที่ 4.3	ประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบกวนต่อเนื่องสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	53
ตารางที่ 4.4	ผลการ blast ของ DGGE bands (รูปที่ 4.17) กับฐานข้อมูล Gen Bank	58
ตารางที่ ข.1	ผลการวิเคราะห์สมบัติบางประการทางเคมีและกายภาพของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	78
ตารางที่ ข.2	ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 1	79
ตารางที่ ข.3	ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 2	81
ตารางที่ ข.4	ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 3	83
ตารางที่ ข.5	ข้อมูลดิบการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนจากขั้นตอนแรกกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน	85

Prince of Songkla University Pattani Campus

สารบัญตาราง (ต่อ)

หน้า

ตารางที่ ข.6	ข้อมูลดิบการวิเคราะห์ pH และ COD ก่อนและหลังหาศักยภาพการผลิตไฮโดรเจน	87
ตารางที่ ข.7	ข้อมูลดิบการวิเคราะห์กรดไขมันระเหยง่ายและแอลกอฮอล์หลังหาศักยภาพการผลิตไฮโดรเจน	87
ตารางที่ ข.8	ข้อมูลดิบการทดลองหาศักยภาพของมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน	88
ตารางที่ ข.9	ข้อมูลการทดลองหาศักยภาพของมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว	90
ตารางที่ ข.10	ข้อมูลดิบการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบกวนต่อเนื่อง	93
ตารางที่ ข.11	ข้อมูลดิบการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล	110

Prince of Songkla University Pattani Campus

สารบัญรูป

หน้า

รูปที่ 2.1	ระบบอุตสาหกรรมปาล์มน้ำมันของไทย	4
รูปที่ 2.2	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มผสมแบบไม่ใช้น้ำ	6
รูปที่ 2.3	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบมาตรฐาน	8
รูปที่ 2.4	การย่อยสลายแบบไร้อากาศ	10
รูปที่ 2.5	ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์โดยแบคทีเรียในสภาวะไร้อากาศ	11
รูปที่ 2.6	การการย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลใหญ่	11
รูปที่ 2.7	การย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลเล็กให้เป็นกรดอินทรีย์	12
รูปที่ 2.8	การเปลี่ยนกรดอินทรีย์และแอลกอฮอล์เป็นกรดอะซิติก	12
รูปที่ 2.9	การผลิตแก๊สมีเทนจากขั้นตอน Methanogenesis	12
รูปที่ 2.10	ลักษณะการเจริญเติบโตของเชื้อแบคทีเรีย	15
รูปที่ 2.11	เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง	16
รูปที่ 2.12	เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล	17
รูปที่ 3.1	จุดเก็บตัวอย่างน้ำเสียและน้ำเสียจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	26
รูปที่ 3.2	(ก) เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องที่เก็บเชื้อผลิตแก๊สไฮโดรเจน (ข) กล้าเชื้อที่ผ่านการทำให้คุ้นชินกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	28
รูปที่ 3.3	กล้าเชื้อผลิตมีเทนจากระบบแบบท่อไหล	30
รูปที่ 3.4	ระบบเครื่องปฏิกรณ์ชนิด CSTR สำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจน	33
รูปที่ 3.5	ระบบเครื่องปฏิกรณ์ชนิด PFR สำหรับการผลิตแก๊สมีทน	34
รูปที่ 3.6	การผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนในระบบแบบป้อนต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ CSTR และ PFR ตามลำดับ จากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน	36
รูปที่ 4.1	ผลได้แก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ทำให้คุ้นชินกับกลุ่มเชื้อเทอร์โมไฟล์ที่สภาวะปฏิบัติการเทอร์โมฟิลิกจากเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (CSTR) ระดับห้องปฏิบัติการ (ชุด Positive control ใช้น้ำตาลซูโครส 10 g/L)	40
รูปที่ 4.2	ศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้น	41
รูปที่ 4.3	ความเข้มข้นแก๊สไฮโดรเจนที่ผลิตจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันเริ่มต้นต่าง ๆ โดยชุด Positive control ใช้น้ำตาลซูโครส 10 g/L	42
รูปที่ 4.4	เมทาบอไลท์ในของเหลวหลังผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่อุณหภูมิเทอร์โมฟิลิก (55 °C) และในน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	44

Prince of Songkla University Pattani Campus

สารบัญรูป (ต่อ)

หน้า

รูปที่ 4.5	การผลิตแก๊สมีเทนจากของเหลวหลังขั้นตอนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มต่าง ๆ ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน	45
รูปที่ 4.6	การผลิตแก๊สมีเทนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว	46
รูปที่ 4.7	เปรียบเทียบผลได้แก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ	47
รูปที่ 4.8	การกำจัดซีโอดีจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ	48
รูปที่ 4.9	อัตราการผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง ที่ HRT I) 7 วัน II) 5 วัน III) 3 วัน IV) 2 วัน V) 1 วัน และ VI) 3 วัน	50
รูปที่ 4.10	ความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนที่ผลิตจากกระบวนการย่อยสลายน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ ต่าง ๆ	51
รูปที่ 4.11	ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่เกิดขึ้นระหว่างการผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ CSTR ที่ HRT ต่าง ๆ	52
รูปที่ 4.12	ความเป็นกรดด่างเริ่มต้นและสุดท้ายในระหว่างการผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ CSTR ที่ HRT I) 7 วัน II) 5 วัน III) 3 วัน IV) 2 วัน V) 1 วัน และ VI) 3 วัน	53
รูปที่ 4.13	ความเข้มข้นของแก๊สมีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ และปริมาตรแก๊สทั้งหมด ที่ HRT I) 40 วัน II) 80 วัน III) 60 วัน IV) 40 วัน และ V) 35 วัน	54
รูปที่ 4.14	ความเป็นกรดด่างเริ่มต้นและสุดท้ายในระหว่างการผลิตแก๊สมีเทนที่ HRT I) 40 วัน II) 80 วัน III) 60 วัน IV) 40 วัน และ V) 35 วัน	55
รูปที่ 4.15	อัตราการผลิตแก๊สมีเทนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ HRT I) 40 วัน II) 80 วัน III) 60 วัน IV) 40 วัน และ V) 35 วัน	55
รูปที่ 4.16	ผลได้แก๊สมีเทนที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ จากน้ำทิ้งหลังการหมักแก๊สไฮโดรเจน HRT I) 40 วัน II) 80 วัน III) 60 วัน IV) 40 วัน และ V) 35 วัน	56
รูปที่ 4.17	โครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจน (A-D) และมีเทน (E-F) แบบป้อนต่อเนื่องจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ระยะเวลาการกักเก็บต่าง ๆ โดยที่ A) 2 วัน B) 3 วัน C) 5 วัน D) 7 วัน E) 35 วัน (แบคทีเรีย) F) 35 วัน (อาเคียร์)	57

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

โรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเป็นหนึ่งในอุตสาหกรรมหลักในภาคใต้ของประเทศไทยในปี 2557 ประเทศไทยมีกำลังการผลิตน้ำมันปาล์ม 2.5 ล้านตัน (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2558) ซึ่งในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบมาตรฐานหรือแบบเปียกเป็นกระบวนการซึ่งใช้น้ำในการสกัด จึงเป็นเหตุให้มีน้ำเสียจากขั้นตอนต่าง ๆ ในกระบวนการผลิตรวมประมาณ 2500 ลูกบาศก์เมตรต่อการผลิตน้ำมันปาล์มดิบ 1 ตัน โดยทั่วไปน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีสีน้ำตาลเข้ม มีปริมาณสารอินทรีย์ประมาณ 85 g/L มีลักษณะเป็นอีมัลชันที่ประกอบด้วยน้ำร้อยละ 95-96 น้ำตาลร้อยละ 1.5 น้ำมันร้อยละ 0.6-0.7 ของแข็งทั้งหมด (TS) ร้อยละ 4-5 และของแข็งแขวนลอย (SS) ร้อยละ 2-4 ดังนั้นน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มซึ่งมีปริมาณมากจัดเป็นของเสียก่อให้เกิดปัญหาต่อสิ่งแวดล้อมสูงเนื่องจากมีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ (ค่าบีโอดี และค่าซีโอดี) ของแข็งแขวนลอย และ น้ำมันและกรีสสูง (Mamimin *et al*., 2012; Mamimin *et al.,* 2015) นอกจากนี้ยังมีรายงานองค์ประกอบของน้ำทิ้งและแร่ธาตุต่าง ๆ ที่สำคัญ ซึ่งแร่ธาตุที่มีมากที่สุดคือโพแทสเซียม (K) ซึ่งมีสูงถึง 2260 mg/L รองลงมาคือแมกนีเซียม (Mg) ฟอสฟอรัส (P) และแคลเซียม (Ca) ในปริมาณ 490 250 และ 170 mg/L ตามลำดับ (Ismail *et al.,* 2010)

การบำบัดน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (Palm Oil Mill Effluent, POME) ด้วยกระบวนการย่อยแบบไร้อากาศเป็นอีกหนึ่งทางเลือกที่น่าสนใจสำหรับการเปลี่ยนรูปของของเสียอินทรีย์ให้เป็นแก๊สชีวภาพ ซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลได้ ในขณะเดียวกันกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสามารถกำจัดสารสารอินทรีย์ได้สูงถึงประมาณร้อยละ 90-95 (Chan *et al.*, 2010) ปัจจุบันกระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพนิยมใช้กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวซึ่งให้ผลผลิตสุดท้ายเป็นแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ ในกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศประกอบด้วยขั้นตอนการทำงาน 4 ขั้นตอน คือ 1) ขั้นตอนไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) เป็นขั้นตอนการย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลใหญ่ 2) ขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์ (Acidogenesis) หรือขั้นตอนการหมัก (Fermentation) เป็นขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจน 3) ขั้นตอนการผลิตกรดอะซิติก (Acetogenesis) เป็นขั้นตอนการผลิตกรดอะซิติก แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน และขั้นตอนสุดท้ายเป็นขั้นตอนผลิตแก๊สมีเทน (Methanogenesis) ซึ่งในแต่ละขั้นตอนจะอาศัยการทำงานของจุลินทรีย์ต่างชนิด เนื่องจากแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นในระหว่างการหมักแบบขั้นตอนเดียวจะถูกเปลี่ยนเป็นแก๊สมีเทน แต่หากแยกการหมักออกเป็นสองถังหรือที่เรียกว่าการหมักแบบสองขั้นตอน ในถังหมักแรกใช้จุลินทรีย์ที่ทำให้เกิดการไฮโดรไลซิสและการผลิตกรดอินทรีย์ แต่ไม่มีขั้นตอนการผลิตกรดอะซิติกและการผลิตแก๊สมีเทน ทำให้สามารถนำแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นไปใช้ประโยชน์ได้ จากขั้นตอนนี้ของเหลวหลังการหมักซึ่งมีกรดอินทรีย์ระเหยง่ายก็จะเป็นซับสเตรทให้กับขั้นตอนที่สองซึ่งจะผลิตมีเทนเป็นหลักต่อไป ทำให้เทคโนโลยีการหมักแบบสองขั้นตอนนี้เป็นที่น่าสนใจผลิตได้ทั้งแก๊สไฮโดรเจนและ

มีเทน เนื่องจากแก๊สไฮโดรเจนเป็นพลังงานสะอาดที่มีเพียงน้ำเป็นผลจากการเผาไหม้จึงไม่มีผลต่อการเพิ่มแก๊สเรือนกระจก และแก๊สไฮโดรเจนให้พลังงานความร้อนสูง โดย 1 กิโลกรัมของไฮโดรเจนให้พลังงานเท่ากับ 119930 กิโลจูล (Fanhau *et al*., 2008) ซึ่งสูงกว่าค่าพลังงานความร้อนจากมีเทน

กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสามารถดำเนินการที่สภาวะเทอร์โมฟิลิก (45-60 $^{\circ}$C) มีข้อดีที่เหนือกว่ากระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศที่อุณหภูมิเมโซฟิลิก (25-40 $^{\circ}$C) เช่น เพิ่มความสามารถในการละลายของสารประกอบอินทรีย์ทำให้จุลินทรีย์สามารถแทรกเข้าไปเร่งปฏิกิริยาได้ดีขึ้น เป็นการเพิ่มอัตราการผลิต ช่วยเพิ่มอัตราการตายของจุลินทรีย์กลุ่มก่อโรคและช่วยลดระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ (Hydraulic Retention Time, HRT) ให้สั้นลง (Angelidaki *et al.,* 2006; Smith *et al.;* 2005; Van Lier, 2001) น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ออกจากกระบวนการผลิตมีอุณหภูมิประมาณ 80 $^{\circ}$C ดังนั้นจึงสามารถนำไปหมักที่สภาวะเทอร์โมฟิลิกได้ โดยไม่ต้องมีการใช้พลังงานภายนอกเพิ่มเติมเพื่อเพิ่มอุณหภูมิและลดขั้นตอนของการลดอุณหภูมิของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มก่อนป้อนเข้าระบบการผลิตแก๊สชีวภาพ

การหาศักยภาพการถูกย่อยสลายของซับสเตรทด้วยจุลินทรีย์สำหรับกระบวนการย่อยสลายสองขั้นตอนประกอบด้วยศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจน (Bio-Hydrogen Potential, BHP) และศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทน (Bio-Methane Potential, BMP) วิธีมาตรฐานที่ใช้ในการวิเคราะห์หา BHP และ BMP คือดำเนินการทดลองในเครื่องปฏิกรณ์แบบแบทช์ในสภาวะที่จุลินทรีย์เพียงพอและคุ้นชินกับซับสเตรท มีธาตุอาหารครบถ้วน มีช่องว่างเหนือสารของเหลวภายในขวดหมัก (Head pace) เพียงพอ (Angelidaki *et al*., 2009) ข้อมูล BHP และ BMP ที่ได้จากการทดลองเป็นค่าที่แสดงให้เห็นว่าซับสเตรทสามารถถูกย่อยสลายได้มากน้อยเพียงใด และเป็นการทดลองเบื้องต้นเพื่อดูอัตราการผลิตแก๊สได้อีกด้วย ซึ่งใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานในการออกแบบระบบการย่อยสลายแบบไร้อากาศในระบบการป้อนต่อเนื่องต่อไปได้

เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuously Stirred Tank Reactor, CSTR) เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ในการผลิตแก๊สชีวภาพจากของเสียอินทรีย์ที่ลักษณะของสารป้อนที่เป็นของแข็งและของแข็งแขวนลอยซึ่งเหมาะกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มีค่าแขวนลอยสูง เนื่องจากภายในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้จะมีการกวนผสมอย่างต่อเนื่องเพื่อให้สารอินทรีย์กระจายตลอดเวลาทำให้จุลินทรีย์สัมผัสกับสารอินทรีย์อย่างทั่วถึงทำให้เพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สชีวภาพ (Boe, 2005) นอกจากนี้เครื่องปฏิกรณ์อีกชนิดหนึ่งที่นิยมใช้อย่างแพร่หลายในโรงงานที่มีการผลิตแก๊สชีวภาพคือเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Plug Flow Reactor, PFR) เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่ออกแบบง่าย มีลักษณะบ่อรางยาวเพื่อเพิ่มพื้นที่และระยะเวลาในการย่อยสลายสารอินทรีย์ เหมาะสำหรับสารอินทรีย์ที่ที่มีของแข็งแขวนลอยสูง

ในงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (Palm Oil Mill Effluent, POME) โดยเปรียบเทียบกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน และศึกษาประสิทธิภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องที่สภาวะเทอร์โมฟิลิกในขั้นตอนแรก (ผลิตแก๊สไฮโดรเจน) ตามด้วยในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหลที่สภาวะเมโซฟิลิกในขั้นตอนที่สอง (ผลิตแก๊สมีเทน)

1.2 วัตถุประสงค์การวิจัย

1.2.1 เพื่อศึกษาเปรียบเทียบศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน (BHP และ BMP) จากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (POME) ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนในระบบแบบแบทช์

1.2.2 เพื่อศึกษาประสิทธิภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนแบบต่อเนื่องจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (CSTR) ในขั้นตอนแรกและเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (PFR) ในขั้นที่สอง

1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.3.1 BHP และ BMP ของน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

1.3.2 สภาวะที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนในระบบถังกวนแบบต่อเนื่องและถังแบบท่อไหล

1.3.3 แก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มีคุณภาพและปริมาณที่สูง

Prince of Songkla University Pattani Campus

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

2.1.1 อุตสาหกรรมปาล์มน้ำมัน

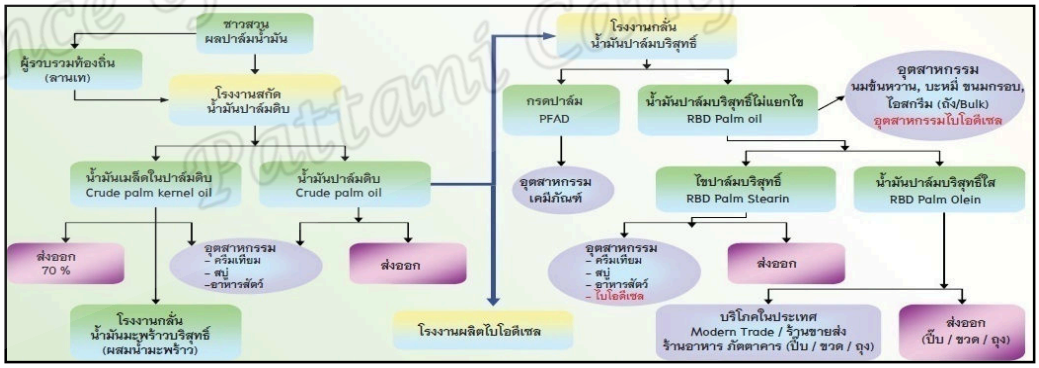
ปาล์มน้ำมันจัดเป็นพืชเศรษฐกิจทางภาคใต้ของประเทศไทย เป็นพืชน้ำมันยืนต้นที่มีอายุกว่า 25 ปี ปลูกมากในจังหวัดกระบี่ สุราษฎร์ธานี ชุมพร สตูล และตรัง ตามลำดับ ในปัจจุบันยังเป็นอุตสาหกรรมที่เน้นการแปรรูปเป็นน้ำมันพืช โดยอุตสาหกรรมปาล์มน้ำมันของไทย แบ่งเป็น 4 ส่วน ดังแสดงในรูปที่ 2.1 คือ

1) เกษตรกรชาวสวนปาล์มน้ำมัน (การผลิตวัตถุดิบต้นน้ำ)

2) โรงงานสกัดปาล์มน้ำมันดิบ (อุตสาหกรรมแปรรูปกลางน้ำ) ซึ่งเป็นแหล่งรองรับผลผลิตทะลายปาล์มน้ำมันที่ผลิตได้ทั้งหมด

3) โรงงานกลั่นน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ (อุตสาหกรรมแปรรูปปลายน้ำ) ซึ่งเป็นแหล่งใหญ่รองรับน้ำมันปาล์มดิบที่ผลิตได้เกือบทั้งหมดเพื่อมาทำการกลั่นให้บริสุทธิ์และจำหน่ายให้ผู้บริโภค

4) อุตสาหกรรมต่อเนื่อง เป็นอุตสาหกรรมที่ใช้น้ำมันปาล์มดิบเป็นวัตถุดิบ เช่น สบู่ อาหารสัตว์ และไบโอดีเซล น้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านการทำให้บริสุทธิ์เพื่อการบริโภคจะอยู่ในรูปของโอลีอีน



รูปที่ 2.1 ระบบอุตสาหกรรมปาล์มน้ำมันของไทย (กรมการค้าภายใน, 2554)

2.1.2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ

หลังจากการเก็บเกี่ยวทะลายปาล์มน้ำมันจะมีการขนส่งผลผลิตเข้าสู่โรงงานอุตสาหกรรมที่สกัดน้ำมันปาล์ม วิธีการสกัดน้ำมันปาล์มในประเทศไทยมีหลายวิธี โดยหลัก ๆ สามารถแบ่งออกเป็น 2 วิธี คือแบบไม่ใช้น้ำหรือแบบแห้งและแบบใช้น้ำหรือแบบเปียกหรือเรียกอีกอย่างว่าแบบมาตรฐาน โดยโรงงานอุตสาหกรรมที่สกัดน้ำมันแบบมาตรฐานจะเป็นโรงงานที่มีกำลังการผลิตสูงประมาณ 30 - 80 ตันต่อชั่วโมง และน้ำมันที่ได้จัดเป็นน้ำมันคุณภาพระดับเกรดเอเนื่องจากมีการแยกชนิดของน้ำมันปาล์ม สำหรับโรงงานที่สกัดน้ำมันแบบไม่ใช้น้ำหรือแบบแห้งจะเป็นโรงงานที่มีกำลังการผลิตค่อนข้าง

Prince of Songkla University Pattani Campus

ต่ำและน้ำมันที่สกัดได้จะเป็นน้ำมันที่มีส่วนผสมระหว่างน้ำมันปาล์มจากเปลือกและน้ำมันจากเมล็ดในปาล์ม ในที่นี้จะกล่าวถึงเฉพาะวิธีการสกัดน้ำมันแบบที่นิยมใช้โดยทั่วไปตามมาตรฐาน ซึ่งในกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มดังกล่าวมีกระบวนการผลิต 4 ขั้นตอน (สำนักงานพัฒนาการวิจัยการเกษตร) คือ

1) การอบทะลายด้วยไอน้ำ (Sterilization) โดยการอบที่อุณหภูมิ 130-135 °C ใช้ความดัน 2.5-3 bar ใช้ระยะเวลานาน 50-75 นาที การอบทะลายจะช่วยหยุดปฏิกิริยาไลโปไลซีส (Lipolysis) ที่ก่อให้เกิดกรดไขมันอิสระในผลปาล์ม และช่วยให้ผลปาล์มอ่อนนุ่มหลุดจากขั้วผลได้ง่าย

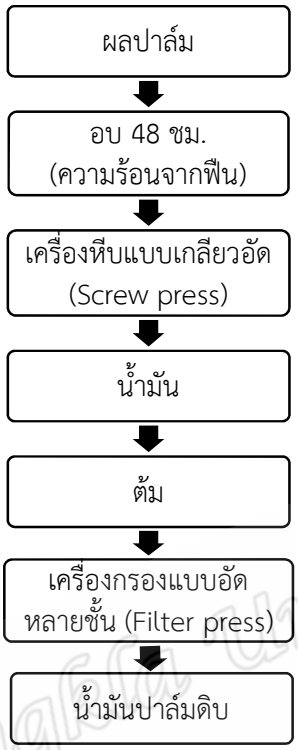
2) การแยกผล (Stripping) เป็นการส่งทะลายปาล์มเข้าเครื่องแยกผลปาล์มออกจากทะลาย สำหรับทะลายเปล่าจะถูกแยกออกไป จากนั้นนำผลปาล์มที่ได้ไปย่อยด้วยเครื่องย่อยผลปาล์ม เพื่อให้ส่วนเปลือกแยกออกจากเมล็ด

3) การสกัดน้ำมัน (Oil extraction) อบโดยการนำส่วนเปลือกมาอบที่อุณหภูมิ 90-100 °C ใช้ระยะเวลานาน 20-30 นาที หลังจากนั้นจึงผ่านเข้าเครื่องหีบแบบเกลียวอัดคู่ จะได้น้ำมันปาล์มดิบที่มีองค์ประกอบคือน้ำมันร้อยละ 66 น้ำร้อยละ 24 และของแข็งรอยละ 10

4) การทำความสะอาดน้ำมันปาล์มดิบ (Clarification) เป็นการนำน้ำมันปาล์มดิบที่ได้จากการสกัดส่งไปยังถังกรองเพื่อแยกน้ำและของแข็งออกจากกัน จากนั้นนำเข้าเครื่องเหวี่ยงเพื่อทำความสะอาดอีกครั้ง ทำการไล่น้ำออกเพื่อทำให้ปาล์มแห้ง และส่งเข้าถังเก็บน้ำมันสำหรับรอการกลั่นหรือจำหน่ายต่อไป น้ำมันปาล์มดิบที่ได้จะแยกเป็นสองส่วน คือ ส่วนบนจะมีลักษณะเป็นของเหลวสีส้มแดง (Crude palm oil olein) ปริมาณประมาณร้อยละ 30-50 ส่วนล่างมีลักษณะเป็นไขสีเหลืองส้ม (Crude palm oil stearin) ปริมาณประมาณร้อยละ 50-70 สำหรับกากผลปาล์มจะถูกนำมาแยกเส้นใยออกจากเมล็ดและนำเมล็ดที่ได้มาอบแห้งและทำความสะอาด จากนั้นนำเข้าเครื่องกะเทาะเพื่อแยกกะลาออกและนำเมล็ดในมาอบแห้งโดยให้มีความชื้นไม่เกินร้อยละ 7 จากนั้นบรรจุลงในกระสอบเพื่อรอจำหน่ายหรือหีบน้ำมันต่อไป สำหรับน้ำมันปาล์มดิบและน้ำมันเมล็ดในปาล์มที่ได้จากกระบวนการการสกัดสามารถส่งข้าสู่โรงงานอุตสาหกรรมเพื่อทำให้บริสุทธิ์หรือจะนำไปแยกส่วน (Fractionation) ก่อนก็ได้ ซึ่งจะได้น้ำมันปาล์มที่มีคุณสมบัติแตกต่างกันไป

2.1.2.1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบไม่ใช้น้ำหรือแบบแห้ง

กระบวนการสกัดน้ำมันแบบไม่ใช้ไอน้ำกระบวนการสกัดเริ่มจากนำผลปาล์มไปอบแห้งเป็นเวลา 48 ชั่วโมง เพื่อลดความชื้นโดยใช้ความร้อนจากฟืนและหยุดปฏิกิริยาการเกิดกรดไขมันอิสระก่อน แล้วนำผลปาล์มที่ผ่านการอบไปเข้าเครื่องหีบแบบเกลียวอัดต่อให้ได้น้ำมันปาล์มออกมาดังแสดงในรูปที่ 2.2 ข้อดีของระบบคือระบบมีความยุ่งยากน้อยกว่าระบบสกัดแบบใช้ไอน้ำและไม่มีน้ำเสียเกิดขึ้นในกระบวนการผลิต



รูปที่ 2.2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มผสมแบบไม่ใช้น้ำ (พูนสุข, 2558**)**

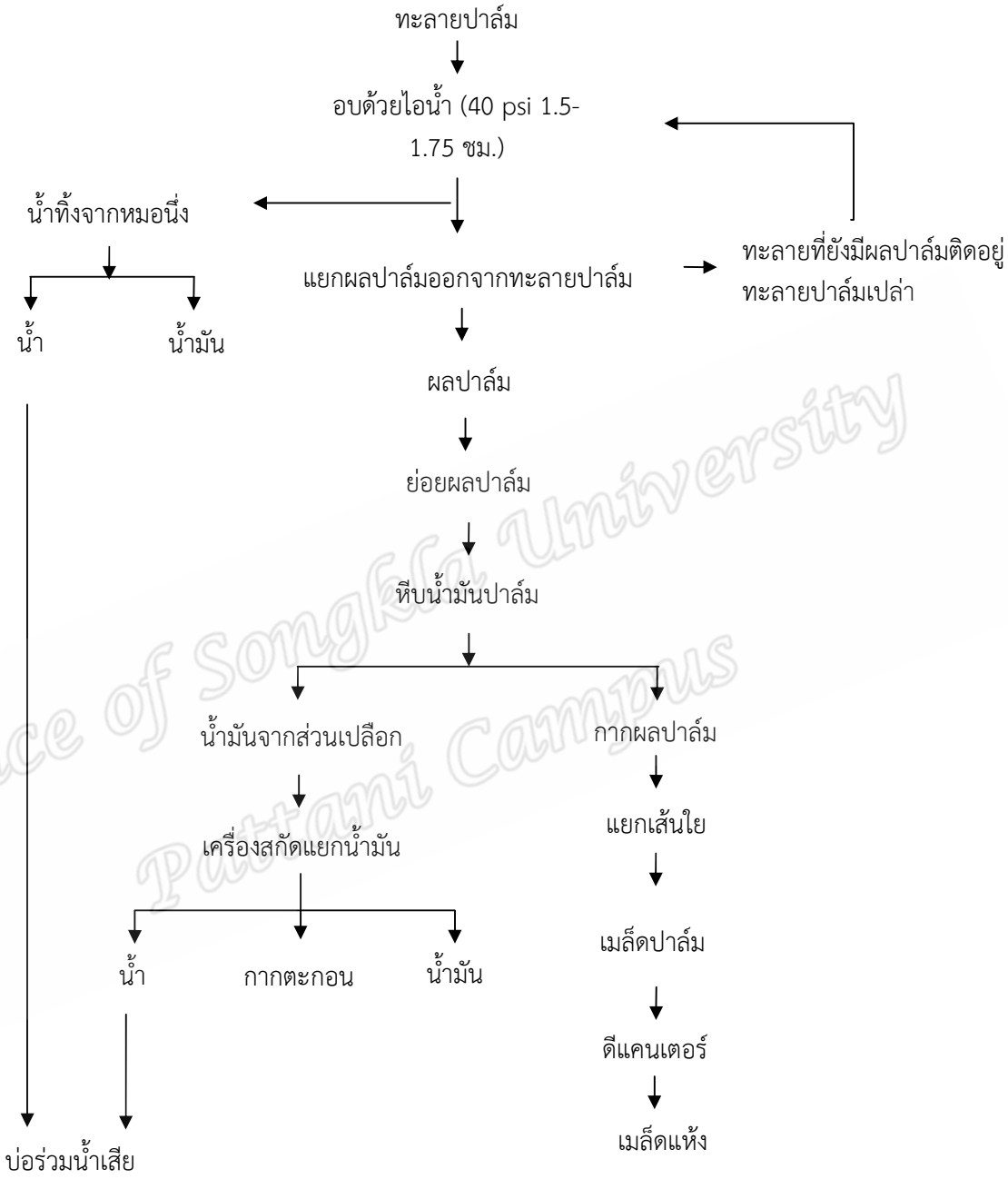
2.1.2.2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบใช้น้ำหรือแบบเปียก

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบใช้ไอน้ำเป็นเทคโนโลยีที่โรงงานส่วนใหญ่นิยมใช้มากในประเทศไทย โดยในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มจะใช้ไอน้ำร้อนในการหยุดปฏิกิริยาการเกิดกรดไขมันอิสระ (Free Fatty Acid, FFA) ในผลปาล์มและช่วยทำให้ทะลายปาล์มสดอ่อนตัวและหลุดออกจากขั้วผลได้ง่าย จากนั้นแยกผลปาล์มและทะลายออกจากกัน นำผลปาล์มไปเข้าหม้อนึ่งไอน้ำเพื่อทำให้เนื้อปาล์มหลุดจากกะลาเมล็ดในปาล์ม เนื้อปาล์มที่แยกออกได้จะถูกส่งเข้าเครื่องหีบเพื่อบีบเอาน้ำมันปาล์มดิบ (Crude Palm Oil, CPO) ออกมา น้ำมันปาล์มดิบที่ได้จะถูกนำไปผ่านกระบวนการกรองการตกตะกอนและอื่น ๆ เพื่อทำน้ำมันดิบให้สะอาดสุดท้ายนำไปผ่านกระบวนการไล่ความชื้นตกค้างออกจากน้ำมันปาล์ม ขั้นตอนทั่วไปของการสกัดน้ำมันปาล์ม เริ่มจากการนำทะลายปาล์มสดมาอบด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิระหว่าง 120-130 $^{\circ}$C ความดัน 40 psi เป็นเวลา 45 นาที (รูปที่ 2.3) การอบทะลายปาล์มมีจุดประสงค์เพื่อยับยั้งปฏิกิริยาไลโปไลซีลที่จะทำให้เกิดกรดไขมันอิสระในผลปาล์ม นอกจากนี้ไอน้ำยังทำให้ผลปาล์มอ่อนนุ่มสะดวกในการสกัดและขั้วหลุดจากทะลายได้ง่ายขึ้นด้วย ทะลายปาล์มที่อบแล้วจะถูกนำเข้าเครื่องแยกผลปาล์มซึ่งเป็นทรงกระบอกกลวงหมุนด้วยความเร็วประมาณ 23 รอบต่อนาที ผลปาล์มถูกนำไปย่อยด้วยเครื่องย่อยผลปาล์ม ซึ่งภายในมีใบพัดคอยกวนเพื่อให้เส้นใยฉีกออกจากเมล็ดและทำให้เซลล์น้ำมันแตกตัว เพื่อง่ายต่อการหีบน้ำมันในขั้นต่อไปมีการเติมน้ำร้อนอุณหภูมิประมาณ 80 $^{\circ}$C เพื่อช่วยในการสกัดน้ำมัน ขั้นตอนนี้ใช้เวลาประมาณ 15–20 นาที จากนั้นจะถูกป้อนเข้าเครื่องหีบแบบเกลียวอัด (Screw press) เพื่อสกัดน้ำมันจากส่วนเปลือก

Prince of Songkla University Pattani Campus

น้ำมันจะถูกแยกออกจากน้ำและเศษเส้นใยรวมทั้งสิ่งสกปรกอื่น ๆ โดยการใช้เครื่อง Decanter หรือเครื่อง Separator ซึ่งวิธีหลังนี้จะควบคู่กับการใช้วิธีการตกตะกอนในถังก่อนป้อนเข้าเครื่องเหวี่ยง จากนั้นนำไปไล่ความชื้นให้ได้มาตรฐาน กระบวนการผลิตแบบนี้จัดเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการสกัดน้ำมันสูง ผลผลิตของน้ำมันเท่ากับ 0.2 ตันต่อตันทะลายปาล์มน้ำมัน มีคุณภาพได้มาตรฐาน กำลังการผลิตสูง แต่มีข้อเสีย คือ จะมีน้ำทิ้งจากกระบวนการผลิตประมาณ 2500 ลูกบาศก์เมตรต่อการผลิตน้ำมันปาล์มดิบ 1 ตัน และต้องใช้ต้นทุนสูงเนื่องจากเครื่องจักรมีราคาแพง ข้อดีของระบบคือ ผลิตภัณฑ์ที่สกัดได้เป็นน้ำมันปาล์มเกรดเอ มีคุณภาพและสมบัติเหมาะต่อการใช้เป็นวัตถุดิบในอุตสาหกรรมต่อเนื่อง เช่น การผลิตน้ำมันไบโอดีเซล

Prince of Songkla University
Pattani Campus



รูปที่ 2.3 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบมาตรฐาน (พูนสุข, 2558)

Prince of Songkla University Pattani Campus

2.1.3 น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มได้น้ำมันดิบ (Crude palm oil) เป็นผลิตภัณฑ์หลัก ผลที่ได้ทางอ้อมและของเสียหรือกากอุตสาหกรรมที่เกิดจากกระบวนการผลิต ได้แก่ น้ำมันเมล็ดในปาล์ม (Palm kernel oil) ทะลายปาล์มเปล่า (Empty bunch) เส้นใย (Fiber) กะลา (Shell) น้ำเสีย (Palm oil mill effluent) และกากตะกอนน้ำมัน (Cake decanter) ซึ่งของเสียที่เกิดขึ้นสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้ทั้งหมด (Zero waste) เช่น ทะลายปาล์มเปล่า เส้นใย กะลา สามารถนำไปเป็นเชื้อเพลิงหม้อไอน้ำ น้ำเสียนำมาผลิตแก๊สชีวภาพเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า และกากตะกอนน้ำมันนำมาผลิตเป็นปุ๋ยอินทรีย์ เนื่องจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบมาตรฐานหรือแบบเปียกจะใช้ไอน้ำในการนึ่งทลาย ดังนั้นจะมีน้ำทิ้งออกมาในปริมาณมาก ส่วนใหญ่มาจากขั้นตอนการอบทะลายในรูปของน้ำนึ่งปาล์มหรือน้ำทิ้งจากหม้อฆ่าเชื้อ (Sterilizer condensate) และน้ำทิ้งจากเครื่องดีแคนเตอร์ (Decanter effluent) หรือเครื่อง Separator ก่อนจะไหลไปรวมเป็นน้ำทิ้งรวมในบ่อบำบัดน้ำเสียของโรงงาน น้ำทิ้งจากหม้อฆ่าเชื้อ (Sterilizer condensate) มีน้ำเสียจากขั้นตอนต่าง ๆ ในกระบวนการผลิตรวมประมาณ 1.5 ลูกบาศก์เมตรต่อการใช้ทลายปาล์มสด 1 ตันปาล์ม คิดเป็น 2.5-3.0 เท่าของปริมาณน้ำมันที่ผลิตได้ (Cheah *et al.,* 1988)

ลักษณะของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีสีน้ำน้ำตาลเข้ม มีปริมาณสารอินทรีย์ประมาณ 85 g/L มีลักษณะเป็นอีมัลชันที่ประกอบด้วยน้ำร้อยละ 95-96 น้ำตาลร้อยละ 1.5 น้ำมันร้อยละ 0.6-0.7 ของแข็งทั้งหมด (TS) ร้อยละ 4-5 และของแข็งแขวนลอย (SS) ร้อยละ 2-4 (Mamimin *et al*., 2012; Mamimin *et al.,* 2015) โดยลักษณะน้ำทิ้งจะขึ้นอยู่กับแหล่งที่มาของน้ำทิ้ง เช่น น้ำทิ้งจากบ่อรวมน้ำเสีย น้ำทิ้งจากหม้อฆ่าเชื้อ และน้ำทิ้งจากเครื่องดีแคนเตอร์ โดยลักษณะของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ต่างแหล่งที่มาแสดงดังตารางที่ 2.1 นอกจากนี้ยังมีรายงานองค์ประกอบของน้ำทิ้งและแร่ธาตุต่าง ๆ ที่สำคัญ ซึ่งแร่ธาตุที่มีมากที่สุดคือ โพแทสเซียม (K) ซึ่งมีสูงถึง 2260 mg/L รองลงมาคือ แมกนีเซียม (Mg) ฟอสฟอรัส (P) และแคลเซียม (Ca) ในปริมาณ 490 250 และ 170 mg/L ตามลำดับ (Ismail *et al.,* 2010) ดังนั้นจากลักษณะดังกล่าวน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มซึ่งมีปริมาณมากจัดเป็นของเสียก่อให้เกิดปัญหาต่อสิ่งแวดล้อมสูง

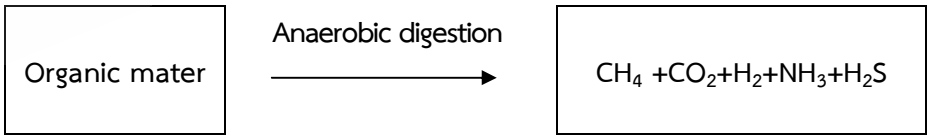
ตารางที่ 2.1 คุณลักษณะของน้ำเสียจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มที่ต่างแหล่ง

Reference / Characteristic	O-Thong *et al*., 2008	Mohammadi *et al*., 2011	Mamimin *et al*., 2015	Badiei *et al*., 2011	Yossan *et al*., 2012
pH	4.2-4.5	4.0	4.7	4.5	4.57
COD	75.2-96.3	49	85.5	100	56.3
Oil and grease	8.3-10.6	ND	10.6	ND	ND
Total solid	35-42	ND	62	72	49.5
Volatile solid	ND	25.5	55	48.6	39.9
Suspended solid	8.5-12	28.3	8.5	26.3	ND
Nitrogen	0.83-0.92	0.97	0.83	0.97	1.33
Temperature	70-80	ND	90	ND	ND

หมายเหตุ : ทุกหน่วยมีค่าเป็น g/L ยกเว้น Temperature มีหน่วยเป็น $^{\circ}C$ และ pH ไม่มีหน่วย
ND : No data

2.1.4 กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ

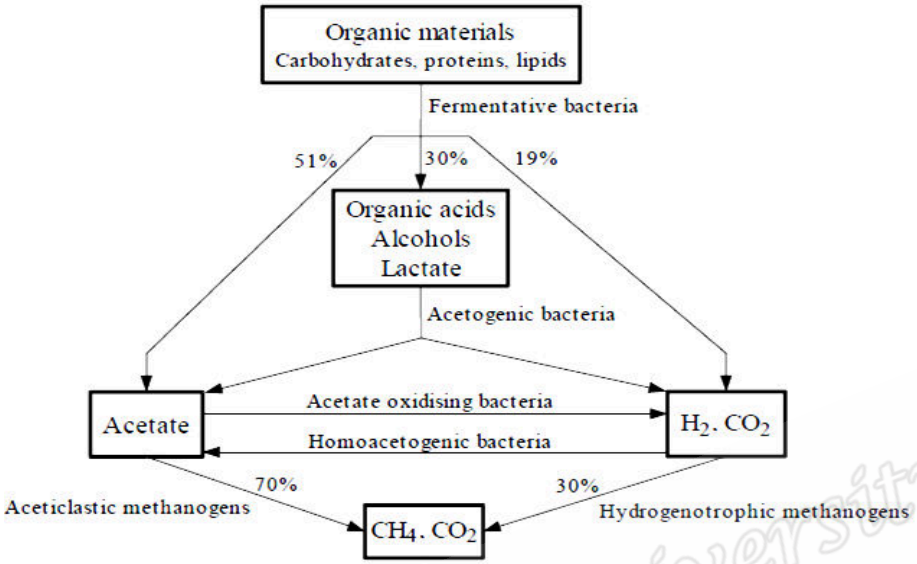
กระบวนการย่อยสารอินทรีย์แบบไร้อากาศ เป็นกระบวนการทางชีวภาพที่ซับซ้อน โดยอาศัยจุลินทรีย์ที่เจริญเติบโตแบบไม่ใช้อากาศหลายชนิด (Anaerobic Microorganisms) ซึ่งจะปลดปล่อยเอนไซม์เพื่อก่อปฏิกิริยาชีวเคมีให้ย่อยสารอินทรีย์ที่มีโมเลกุลใหญ่ไปเป็นสารอินทรีย์ที่มีโมเลกุลเล็กและสุดท้ายเปลี่ยนเป็นแก๊สมีเทน แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สอื่น ๆ (รูปที่ 2.4)



รูปที่ 2.4 การย่อยสลายแบบไร้อากาศ

ปฏิกิริยาชีวเคมีในการย่อยสลายสารอินทรีย์เพื่อเปลี่ยนแก๊สมีเทนมีขั้นตอนการทำงาน 4 ขั้นตอน ซึ่งในแต่ละขั้นตอนจะอาศัยการทำงานของจุลินทรีย์ต่างชนิดกันดังแสดงในรูปที่ 2.5

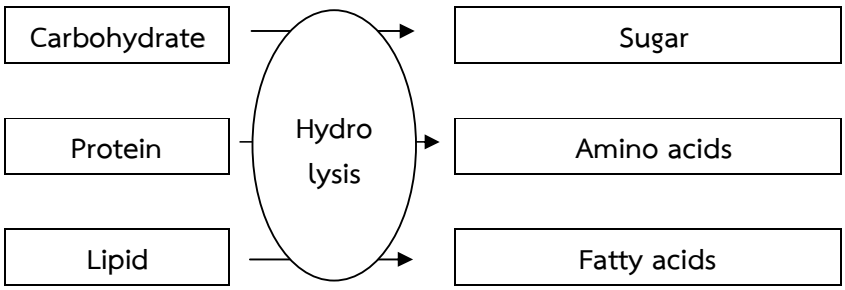
Prince of Songkla University Pattani Campus



รูปที่ 2.5 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์โดยแบคทีเรียในสภาวะไร้อากาศ (Boe, 2005)

2.1.4.1 ขั้นตอนไฮโดรไลซิส (Hydrolysis)

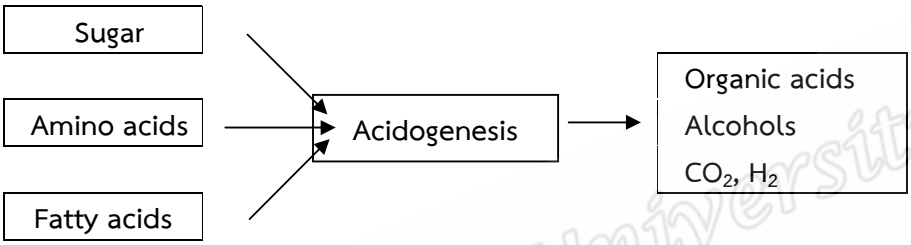
ขั้นตอนไฮโดรไลซิสเป็นขั้นตอนทำการย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลใหญ่ที่มีโครงสร้างซับซ้อน เช่นคาร์โบไฮเดรต โปรตีนและไขมัน ให้กลายเป็นสารประกอบโมเลกุลเล็ก เช่น น้ำตาล กรดอะมิโนและกรดไขมันโซ่ยาวตามลำดับ ขั้นตอนนี้สามารถเกิดขึ้นได้ภายนอกเซลล์แบคทีเรีย เนื่องจากสารอินทรีย์มีขนาดโมเลกุลใหญ่เกินกว่าที่แบคทีเรียจะดูดซึมเข้าเซลล์ จึงอาศัยเอนไซม์ที่แบคทีเรียผลิตและปล่อยออกมาภายนอกเซลล์ (Extracellular enzyme) ใช้ในการย่อยสลายสารดังกล่าวให้มีขนาดโมเลกุลเล็กลง (รูปที่ 2.6) แบคทีเรียกลุ่มนี้เรียกว่าไฮโดรไลซิงแบคทีเรีย (Hydrolysing bacteria)



รูปที่ 2.6 การการย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลใหญ่ (นคร, 2553)

2.1.4.2. ขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์ (Acidogenesis)

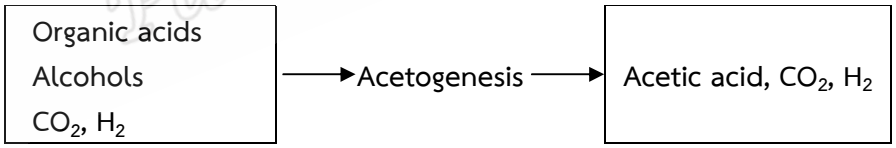
ขั้นตอนการผลิตกรดเป็นขั้นตอนการย่อยสารอินทรีย์โมเลกุลขนาดเล็ก ที่ได้จากขั้นตอนไฮโดรไลซิส เช่น น้ำตาล กรดอะมิโน และกรดไขมัน โดยแบคทีเรียสร้างกรด (Acid forming bacteria) ดูดซึมผ่านเยื่อหุ้มเซลล์เข้าไปภายในเซลล์เพื่อใช้เป็นแหล่งอาหารและพลังงาน สารอาหารต่าง ๆ จะถูกเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหยง่าย เช่น อะซิติก บิวทิริก โพรพิโอนิก เป็นต้น นอกจากนี้ยังผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (รูป 2.7) ขั้นตอนนี้มีชื่อเรียกอีกอย่างว่าการหมัก (Fermentation)



รูปที่ 2.7 การย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลเล็กให้เป็นกรดอินทรีย์ (นคร, 2553)

2.1.4.3. ขั้นตอนการผลิตกรดอะซิติก (Acetogenesis)

ขั้นตอนการผลิตกรดอะซิติกเป็นขั้นตอนที่แบคทีเรียอะซิโตจีนิก (Acetogenic bacteria) จะทำการย่อยสลายกรดไขมันระเหยง่ายที่มีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอม ได้แก่ กรดแลคติก กรดโพรพิโอนิก และกรดบิวทิริก เป็นต้น และแอลกอฮอล์ ไปเป็นเป็นกรดอะซิติก แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน ดังรูปที่ 2.8



รูปที่ 2.8 การเปลี่ยนกรดอินทรีย์และแอลกอฮอล์เป็นกรดอะซิติก (นคร, 2553)

2.1.4.4. ขั้นตอนผลิตมีเทน (Methanogenesis)

ขั้นตอนสุดท้ายคือขั้นตอนการผลิตมีเทนโดยกลุ่มจุลินทรีย์เมทาโนเจน (Methanogens) หรือกลุ่มจุลินทรีย์สร้างแก๊สมีเทน (Methane forming bacteria) โดยใช้กรดอะซิติก แก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์สร้างแก๊สมีเทน ภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจนอย่างเด็ดขาด ดังรูปที่ 2.9

รูปที่ 2.9 การผลิตแก๊สมีเทนจากขั้นตอน Methanogenesis (นคร, 2553)

Prince of Songkla University Pattani Campus

2.1.5 กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอนซึ่งได้ถูกเสนอขึ้นครั้งแรกโดย Pohland and Ghosh (1971) โดยการแยกขั้นตอนการทำงานของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศออกเป็น 2 กระบวนการย่อย (Two phase anaerobic digestion) 1) ขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์ และ 2) ขั้นตอนการผลิตแก๊สมีเทน ทั้งสองขั้นตอนนี้สามารถที่แยกดำเนินการได้ในแต่ละเครื่องปฏิกรณ์ โดยในแต่ละเครื่องปฏิกรณ์จะมีสภาพแวดล้อมที่เหมาะสมต่อเชื้อจุลินทรีย์ในแต่ละกลุ่ม ซึ่งเครื่องปฏิกรณ์แรกเหมาะสำหรับการผลิตกรด และเครื่องปฏิกรณ์ที่สองเหมาะสำหรับการผลิตแก๊สมีเทน เนื่องจากขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์และขั้นตอนการผลิตแก๊สมีเทนจะถูกดำเนินการโดยกลุ่มเชื้อจุลินทรีย์ต่างชนิดกัน โดยกลุ่มจุลินทรีย์ทั้งสองกลุ่มจะมีค่าการเจริญเติบโตจำเพาะ (Specific growth rate) ต่างกัน โดยที่กลุ่มจุลินทรีย์ในขั้นตอนการสร้างกรดจะเจริญเติบโตเร็วกว่ากลุ่มจุลินทรีย์ในขั้นตอนการสร้างมีเทนอย่างมีนัยสำคัญ ทำให้เชื้อจุลินทรีย์แต่ละชนิดทำงานได้เต็มกำลังและใช้ประโยชน์อย่างเต็มที่ โดยใช้ค่าความเป็นกรดด่างเป็นตัวกำหนดและควบคุมเชื้อจุลินทรีย์ในเครื่องปฏิกรณ์ เนื่องจากกลุ่มจุลินทรีย์สร้างกรดจะดำรงชีวิตอยู่ในสภาวะแวดล้อมที่มีค่าความเป็นกรดในช่วงความเป็นกรดด่าง 5-6 ในขณะที่กลุ่มจุลินทรีย์สร้างมีเทนจะดำรงชีวิตอยู่ในสภาวะแวดล้อมที่มีค่าเป็นด่างในช่วงความเป็นกรดด่าง 7-8 (Kongjan *et al*., 2011) ดังนั้นจึงสามารถปรับสภาวะการปฏิบัติให้อยู่ในสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในแต่ละเครื่องปฏิกรณ์ได้อย่างเป็นอิสระต่อกัน

2.1.5.1 ขั้นตอนการผลิตกรด (Acidogenesis)

ขั้นตอนการผลิตซึ่งครอบคลุมขั้นตอนการไฮโดรไลซิสสารประกอบที่มีโมเลกุลขนาดใหญ่ของคาร์โบไฮเดรต ไขมัน และโปรตีน เป็นต้น โดยแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกผลิตออกมาพร้อมกับกรดอินทรีย์ เมื่อจุลินทรีย์กลุ่ม *Enterobacter Bacillus* และ *Clostridium* ผลิตแก๊สไฮโดรเจนโดยการย่อยสลายสารอินทรีย์ประเภทคาร์โบไฮเดรตในกระบวนการหมัก โดยมีผลได้การผลิตแก๊สไฮโดรเจนสูงสุดทางทฤษฎี 498 mL-H_2/g-glucose ซึ่งจะถูกผลิตออกมาพร้อมกับกรดอะซิติก (สมการ (2.1)) ในขณะที่จะมีผลได้ของการผลิตแก๊สไฮโดรเจนเป็น 249 mL-H_2/g-glucose เมื่อจุลินทรีย์ย่อยสลายคาร์โบไฮเดรตไปเป็นกรดบิวทิริก (สมการ (2.2))

$$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \longrightarrow 2CH_3COOH + 4H_2 + 2CO_2 \quad \Delta G° = -251.7 \text{ kJ/mol} \qquad (2.1)$$

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow C_3H_7COOH + 2H_2 + 2CO_2 \quad \Delta G° = -264.0 \text{ kJ/mol} \qquad (2.2)$$

อย่างไรก็ตามค่าผลได้ของการผลิตแก๊สไฮโดรเจนในทางปฏิบัติการหมักจริงจะมีค่าน้อยกว่าค่าผลได้การผลิตแก๊สไฮโดรเจนสูงสุด เนื่องจากในระหว่างการหมักจุลินทรีย์จะย่อยสลายไปเป็นสารอื่นๆ นอกเหนือจากกรดอะซิติก และกรดบิวทิริก เช่น กรดโพรพิโอนิก กรดแลคติก กรดฟอร์มิก และแอลกอฮอล์ เป็นต้น โดยมีปัจจัยสิ่งแวดล้อมหลายประการที่มีผลต่อการเจริญของจุลินทรีย์ในกลุ่มสร้างกรด มีผลต่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจนด้วย เช่น สารอาหาร (Nutrient) ระบบบัฟเฟอร์ (Buffers) ความเป็นกรดด่าง (pH) ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ (Hydraulic retention time, HRT) และความดันย่อยของแก๊สไฮโดรเจน (Partial pressure) (O-Thong *et al*., 2008)

Prince of Songkla University Pattani Campus

การควบคุมอุณหภูมิในสภาวะเทอร์โมฟิลิกมีความได้เปรียบทางเทอร์โมไดนามิกส์สูงกว่าสภาวะเมโซฟิลิกเป็นผลให้มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีและทางชีววิทยาสูงกว่าโดยเฉพาะปฏิกิริยาการไฮโดรไลซิส (Kengen *et al*., 2009) ดังนั้นเครื่องปฏิกรณ์จึงมีขนาดเล็กลงเนื่องจากระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบสั้นลง ซึ่งเป็นผลมาจากอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่เร็วขึ้น (Lu *et al*., 2008) นอกจากนี้แล้วการดำเนินการที่สภาวะเทอร์โมฟิลิกยังช่วยเพิ่มการละลายของของเหลวทำให้ใช้พลังงานน้อยกว่าในการผสม (Lee *et al*., 2010)

2.1.5.2 ขั้นตอนการสร้างมีเทน (Methanogenesis)

ขั้นตอนการสร้างมีเทนนี้รวมถึงขั้นตอนการสร้างกรดอะซิติกด้วย โดย acetogenic bacteria เช่น *Butyribacterium methylophicum* จุลินทรีย์ผลิตแก๊สมีเทนจะใช้สารละลายที่ได้จากขั้นตอนการผลิตแก๊สไฮโดรเจน ซึ่งส่วนใหญ่จะประกอบไปด้วยกรดอินทรีย์ต่าง ๆ ที่เกิดจากการย่อยสลายสารอินทรีย์ในขั้นตอนการสร้างกรดก็จะถูกส่งต่อไปยังขั้นตอนการผลิตแก๊สมีเทนด้วยขั้นตอนการสร้างจากกรดอะซิติก (สมการ (2.3)) ในขณะเดียวกันแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกผลิตเพิ่มขึ้นมาในขั้นตอนการสร้างกรดอะซิติกจากกรดอินทรีย์ก็จะถูกเปลี่ยนไปเป็นแก๊สมีเทนได้เช่นกัน (สมการ (2.4))

จุลินทรีย์กลุ่ม Aceticlastic Methanogens จะมีความสามารถเปลี่ยนได้เฉพาะกรดอะซิติกไปเป็นแก๊สมีเทนตามสมการ (2.3) ซึ่งได้แก่จุลินทรีย์ในตระกูล *Methanosaeta* spp. ในขณะที่กลุ่มจุลินทรีย์ Hydrogenotrophic Methanogens ซึ่งได้แก่จุลินทรีย์สายพันธุ์ *Methanobrevibacter arboriphilus* สามารถเปลี่ยนแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นแก๊สมีเทน ส่วนจุลินทรีย์ในกลุ่ม *Methanosarcina* spp. นั้นสามารถใช้ได้ทั้งกรดอะซิติก แก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เปลี่ยนเป็นแก๊สมีเทน (Stams *et al*., 2005)

$$CH_3COOH \longrightarrow CH_4 + CO_2 \quad \Delta G^\circ = -31.0 \quad kJ/mol \qquad (2.3)$$

$$4H_2 + CO_2 \longrightarrow CH_4 + 2H_2O \quad \Delta G^\circ = -135.0 \quad kJ/mol \qquad (2.4)$$

กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอนมีข้อได้เปรียบกว่ากระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวดังต่อไปนี้ (Demirel *et al*., 2010; Bolzonella *et al*., 2007; Liu *et al*., 2006)

1) ประสิทธิภาพการย่อยสลายสูง จึงเป็นผลให้ได้ปริมาณแก๊สเชื้อเพลิงสูงตามไปด้วย

2) กระบวนการมีความเสถียรสูงทำให้สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ที่อัตราบรรทุกสาร อินทรีย์ที่สูงได้

3) แก๊สชีวภาพที่ได้จะมีความเข้มข้นของแก๊สมีเทนสูงกว่าประมาณร้อยละ 65-75 ของแก๊สมีเทนเปรียบเทียบกับร้อยละ 50-60 ของมีเทนในแก๊สชีวภาพที่ได้จากกระบวนการย่อยสลายขั้นตอนเดียว

4) มีประสิทธิภาพในการใช้พลังงานสุทธิและในกระบวนการซึ่งทำให้การดำเนินการของกระบวนการสองขั้นตอนประหยัด

2.1.6 อัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์

จุลินทรีย์ที่เจริญเติบโตแบบไม่ใช้อากาศเมื่อดำรงอยู่ในสภาวะไร้อากาศและมีแหล่งอาหารเกินที่จะเจริญเติบโตภายใต้สภาวะที่เหมาะสม โดยอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์เหล่านี้จะเป็นตามกราฟที่แสดงดังรูปที่ 2.10 โดยแบ่งเป็น 6 ช่วง คือ

2.1.6.1 ช่วงปรับ (Lag phase) เป็นช่วงที่จุลินทรีย์ปรับสภาพเข้ากับสภาวะแวดล้อมใหม่ ซึ่งจุลินทรีย์ไม่มีการแบ่งเซลล์และยังไม่มีการเจริญเติบโตทำให้จำนวนของจุลินทรีย์ยังไม่เพิ่มขึ้น

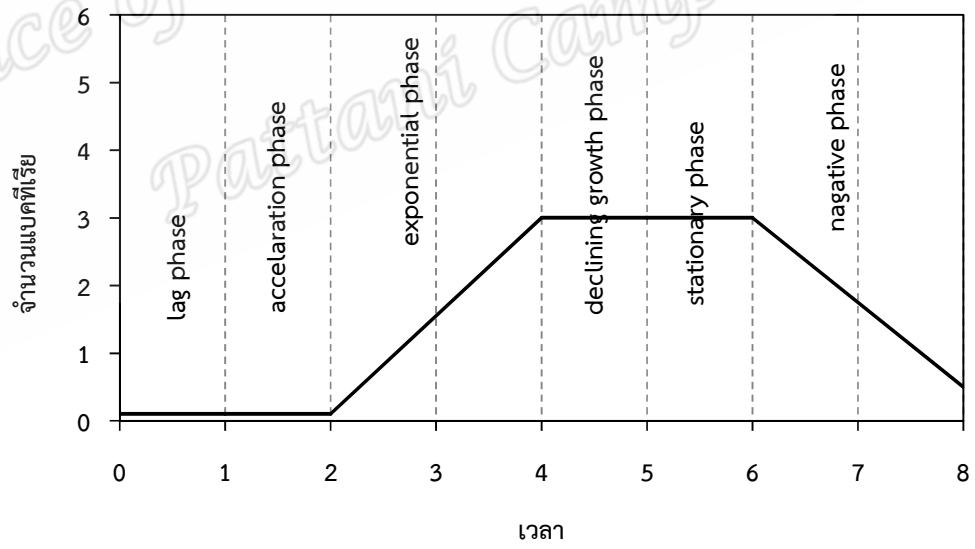
2.1.6.2 ช่วงเร่ง (Acceleration phase) เป็นช่วงที่จุลินทรีย์เริ่มมีการเจริญเติบโตทำให้มีการเพิ่มจำนวนของจุลินทรีย์มากขึ้น อัตราการเจริญเติบโตมากขึ้น

2.1.6.3 ช่วงเอกโพเนนเชียล (Exponential phase) เป็นช่วงที่มีอัตราการเจริญเติบโตคงที่ที่อัตราสูงสุด เพิ่มจำนวนได้มากเต็มที่ที่สุด

2.1.6.4 ช่วงถดถอย (Declining growth phase) เป็นช่วงที่อัตราการเจริญเติบโตลดลงเนื่องจากการค่อย ๆ ลดลงของสารอาหาร และค่อย ๆ สะสมมากขึ้นของผลพลอยได้ที่เป็นพิษกับสภาวะแวดล้อม

2.1.6.5 ช่วงนิ่ง (Stationary phase) เป็นช่วงที่มีอัตราการเจริญเติบโตเป็นศูนย์

2.1.6.6 ช่วงสูญเสีย (Negative growth phase) เป็นช่วงที่มีอัตราการเจริญเติบโตเป็นศูนย์สูญเสียของจุลินทรีย์จากการตายทำให้จำนวนจุลินทรีย์ลดลง



รูปที่ 2.10 ลักษณะการเจริญเติบโตของเชื้อแบคทีเรีย (นคร, 2553)

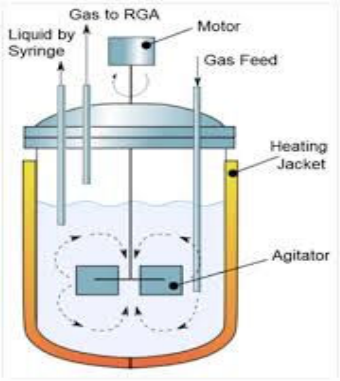
Prince of Songkla University Pattani Campus

2.1.7 เครื่องปฏิกรณ์ย่อยสลายแบบไร้อากาศ

เครื่องปฏิกรณ์ย่อยสลายแบบไร้อากาศดังเดิม (Conventional anaerobic digesters) ที่ใช้สำหรับการผลิตแก๊สชีวภาพได้แก่เครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบทช์ และเครื่องปฏิกรณ์ชนิดป้อน (กึ่ง) ต่อเนื่อง (Semi-continuous or Continuous) โดยที่เครื่องปฏิกรณ์ชนิดป้อน (กึ่ง) ต่อเนื่องจะได้รับความนิยมมากกว่าเนื่องจากสามารถควบคุมอัตราการเจริญเติบโตสูงสุด (Maximum growth rate) ของจุลินทรีย์ให้สม่ำเสมอได้ในสภาวะการปฏิบัติการแบบคงตัว (Steady state) ด้วยวิธีการควบคุมอัตราการป้อนสารอินทรีย์เข้าเครื่องปฏิกรณ์ ในขณะที่เครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบทช์ไม่สามารถควบคุมได้เนื่องจากความเข้มข้นของสารอินทรีย์ภายในเครื่องปฏิกรณ์จะเปลี่ยนตามเวลา (Boe, 2005) โดยทั่วไปแล้วเครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบทช์จะใช้สำหรับศึกษาการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทน (Bio-Methane Potential, BMP) และจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาซึ่งเป็นข้อมูลที่สำคัญสำหรับการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ชนิดป้อน (กึ่ง) ต่อเนื่อง (Angelidaki *et al*., 2005) ในงานวิจัยนี้ใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบป้อนต่อเนื่องสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนคือเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องและเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหลตามลำดับ

2.1.7.1 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuously Stirred Tank Reactor, CSTR)

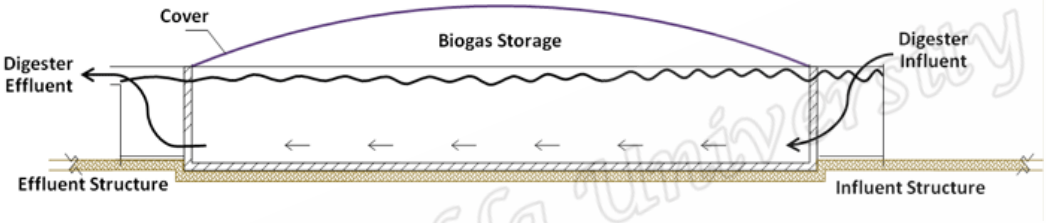
เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (รูปที่ 2.11) เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่มีการกวนผสมภายในถังตลอดเวลาทำให้จุลินทรีย์ได้สัมผัสกับสารอินทรีย์อย่างทั่วถึง ส่งผลให้ช่วยเพิ่มความสามารถในการผลิตแก๊สชีวภาพ (Boe, 2005) โดยเครื่องปฏิกรณ์นี้ถูกพัฒนาขึ้นจากการย่อยสลายสลัดจ์ ซึ่งเป็นแบบดังเดิม (Conventional anaerobic digesters) ที่มีประสิทธิภาพต่ำ เนื่องจากการกวนผสมไม่ดี ทำให้ระยะเวลาย่อยสลายนาน จึงได้มีการการพัฒนาเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการสัมผัสของจุลินทรีย์และสารอินทรีย์ในถังย่อยสลัดจ์ เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องนี้เหมาะสมกับน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูง มีสารแขวนลอยสูง หรือมีสารพิษปนอยู่ ซึ่งเป็นข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์นี้



รูปที่ 2.11 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังแบบกวนต่อเนื่อง
(https://en.wikipedia.org/wiki/Continuous_Stirred tank reactor)

2.1.7.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Plug Flow reactor (PFR)

เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหลเป็นเครื่องปฏิกรณ์อีกชนิดหนึ่งที่ได้รับความนิยมและมีการติดตั้งในระดับเชิงพาณิชย์ สำหรับผลิตแก๊สชีวภาพในโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม โดยมีลักษณะเป็นบ่อแบบราง (ดังรูปที่ 2.12) ที่มีการไหลในแนวระดับโดยให้มีการผสมในแนวตั้งฉากกับการไหลของน้ำ เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล สามารถควบคุมให้ระยะเวลาการกักเก็บของแข็งในระบบ (Solid Retention Time, SRT) มีค่าสูงกว่าระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ ทำให้ไม่เกิดปัญหาการหลุดออกจากระบบของจุลินทรีย์ เป็นผลให้สามารถออกแบบให้เครื่องปฏิกรณ์มีขนาดและสามารถรับอัตราบรรทุกและความเข้มข้นสารอินทรีย์ได้สูง (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2553)



รูปที่ 2.12 เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล
(http://www.plugflowdigester.com/)

2.1.8 ปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

ในระบบการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายใต้สภาวะไร้อากาศสองขั้นตอนเพื่อผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจำเป็นต้องรักษาสภาวะแวดล้อมให้เหมาะสมที่จะทำให้จุลินทรีย์เหล่านั้นเจริญและผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน ในการควบคุมระบบให้ทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพจะต้องทำให้จุลินทรีย์อยู่ในสภาวะที่เหมาะสมต่อการย่อยสลาย ซึ่งขึ้นกับปัจจัยด้านสิ่งแวดล้อมและปัจจัยด้านการดำเนินการของระบบดังนี้

2.1.8.1 อุณหภูมิ (Temperature)

อุณหภูมิเป็นปัจจัยที่สำคัญมากต่อกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ เนื่องจากกระบวนการนี้ใช้จุลินทรีย์ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ โดยจะมีผลโดยตรงต่ออัตราการย่อยสลายของสารอินทรีย์ จุลินทรีย์จะสามารถเจริญได้ในช่วงอุณหภูมิที่แตกต่างกันแบ่งเป็นช่วงไซโครฟิลิก (psychrophilic 0-25 $^{\circ}$C) เมโซฟิลิก (mesophili 25-40 $^{\circ}$C) และเทอร์โมฟิลิก (thermophilic > 45 $^{\circ}$C) (El-Mashad *et al*., 2004) ขึ้นกับสภาพแวดล้อมและชนิดของจุลินทรีย์ที่อาศัยอยู่ ดังนั้นอุณหภูมิที่เหมาะสมต่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนขึ้นอยู่กับชนิดของจุลินทรีย์ โดยจุลินทรีย์กลุ่ม strictly anaerobic bacteria และ facultative anaerobic bacteria สามารถเจริญและผลิตแก๊สไฮโดรเจนในขั้นตอนการสร้างกรดที่อุณหภูมิในช่วง 25-40 $^{\circ}$C เมื่อเปรียบเทียบในช่วงอุณหภูมิดังกล่าวพบว่าเชื้อ *Clostridium* sp. และ *Enterobacter* sp.จะผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้ดีที่อุณหภูมิประมาณ

Prince of Songkla University Pattani Campus

35-40 °C (Chen *et al.,* 2005) สำหรับจุลินทรีย์ที่ผลิตแก๊สมีเทนในขั้นตอนการสร้างมีเทนจะมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิมากและจะหยุดทำงานเมื่ออุณหภูมิต่ำหรือสูงเกินไป

2.1.8.2 ความเป็นกรดด่าง (pH)

ความเป็นกรดด่างเป็นอีกปัจจัยหนึ่งที่สำคัญต่อกระบวนการสร้างกรดและกระบวนการสร้างแก๊สมีเทนจะต้องรักษาให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมของช่วงการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์แต่ละกลุ่ม เพราะเมื่อจุลินทรีย์เจริญเติบโตสร้างกรดอินทรีย์ระเหยง่ายและสะสมเพิ่มมากขึ้น จะทำให้ความเป็นกรดด่างในระบบลดลงอย่างรวดเร็วซึ่งจะทำให้เป็นพิษต่อจุลินทรีย์สร้างกรดที่อยู่ในระบบ เมื่อนำผลผลิตจากกระบวนการสร้างกรดที่ประกอบด้วยกรดอินทรีย์ระเหยง่ายและความเป็นกรดด่างต่ำเข้าสู่กระบวนการสร้างมีเทนก็จะเป็นอันตรายต่อจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนต่อ ดังนั้นจึงต้องควบคุมค่าความเป็นกรดด่างให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการเจริญเติบของแต่ละกระบวนการ โดยค่าความเป็นด่างที่เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์สร้างกรดอยู่ในช่วง 5-6 ในขณะที่กลุ่มจุลินทรีย์สร้างมีเทนจะดำรงชีวิตอยู่ในสภาวะแวดล้อมที่มีค่าเป็นด่างในช่วงความเป็นกรดด่าง 7-8 (Kongjan *et al*., 2011) ความเป็นกรดด่างสามารถควบคุมได้โดยการเติมปูนขาว โซเดียมไบคาร์บอเนต และโซดาไฟหรือปรับอัตราบรรทุกสารอินทรีย์ เป็นต้น

2.1.8.3 อัตราบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR)

อัตราบรรทุกสารอินทรีย์เป็นปัจจัยหนึ่งที่สำคัญในกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ โดยอัตราบรรทุกสารอินทรีย์ไม่ควรสูงเกินไป เพราะทำให้ในกระบวนการหมักมีการผลิตกรดอินทรีย์ระเหยง่ายในจำนวนที่มากกว่าปกติ ทำให้เกิดการสะสมของปริมาณกรดอินทรีย์ในระบบปริมาณมาก ส่งผลให้ความเป็นกรดด่างในระบบลดลงอย่างรวดเร็ว และเป็นพิษต่อระบบ จุลินทรีย์ไม่สามารถเจริญต่อไปได้ อัตราบรรทุกสารอินทรีย์ในขั้นตอนการสร้างกรดและสร้างมีเทนสามารถปรับได้โดยการลดอัตราการไหลของซับสเตรทสำหรับการดำเนินในระบบการหมักแบบต่อเนื่อง และลดความเข้มข้นของสารอินทรีย์เริ่มต้นสำหรับการหมักแบบแบทช์

2.1.8.4 ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ (Hydraulic Retention Time, HRT)

ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวเป็นระยะเวลาที่สารอินทรีย์อยู่ในถังหมัก ซึ่งเป็นปัจจัยหนึ่งที่ใช้ในการศึกษาสมรรถนะของระบบการย่อยสลายแบบไร้อากาศแบบต่อเนื่อง โดยระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบที่เหมาะสมเป็นค่าที่ขึ้นอยู่กับปัจจัยสภาพแวดล้อมภายในระบบหมักและลักษณะของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบรวมถึงชนิดของแบคทีเรียด้วย อัตราการย่อยสลายของสารอินทรีย์จะขึ้นอยู่กับระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ เมื่อระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบมากอัตราการย่อยสารอินทรีย์ก็จะมากเนื่องจากระยะเวลาที่จุลินทรีย์ย่อยสารอินทรีย์มากขึ้น และเมื่อลดระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบอัตราการย่อยสลายจะเร็วกว่าการเพิ่มขึ้นของจุลินทรีย์ และทำให้จุลินทรีย์ออกจากระบบ (Wash out) นอกจากจากนี้ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเป็นตัวแปรหนึ่งในการออกแบบถังหมัก

2.1.8.5 สภาพความเป็นด่าง (Alkalinity)

ค่าความเป็นด่างหมายถึงความสามารถในการรักษาระดับความเป็นกรดและด่าง ซึ่งมีความสำคัญมากต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีความเป็นกรดสูง เพราะมีหน้าที่เป็นบัฟเฟอร์ควบคุมค่าความเป็นกรดด่างในระบบไม่ให้เกิดการเปลี่ยนแปลงมากหลังจากเติมสารอินทรีย์ ส่วนใหญ่จะอยู่ในรูปของไบคาร์บอเนต ค่าความเป็นด่างเป็นค่าที่บ่งบอกถึงความเป็นบัฟเฟอร์ที่ดีให้แก่ระบบที่จะควบคุมค่าความเป็นกรดด่างให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์

2.1.8.6 ความเป็นพิษ (Toxic)

สารบางอย่างที่มีความเข้มข้นสูงเกินไปจะเป็นพิษต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ซึ่งระดับความเป็นพิษจะขึ้นอยู่กับชนิดและปริมาณสารพิษ เช่น โซเดียม โพแทสเซียม ซัลไฟด์ สารอินทรีย์ที่มีฟีนอลเป็นองค์ประกอบ ดังนั้นซับสเตรทที่นำมาใช้ในกระบวนการย่อยสลายไม่ควรมีสารพิษในปริมาณที่มาก

Prince of Songkla University Pattani Campus

2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ในกระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายของสารอินทรีย์แบบไร้อากาศของเชื้อจุลินทรีย์ มีปัจจัยที่สำคัญหลายอย่างที่เข้ามาเกี่ยวข้อง เช่น ลักษณะทางกายภาพของสารอินทรีย์ตั้งต้น ความเป็นกรดและด่าง ระยะเวลาที่ใช้ในการหมัก อัตราการป้อนของสารอินทร์เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์และชนิดปฏิกรณ์ที่ในการหมัก (Rasdi *et al*., 2012) เป็นต้น ดังนั้นสภาพแวดล้อมการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์จึงมีความสำคัญต่อกระบวนการหมักเพื่อให้ได้ผลิตผลที่ต้องการ

โดยทั่วไปน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีสีน้ำตาลเข้ม ปริมาณสารอินทรีย์สูง มีลักษณะเป็นอีมัลชันที่ประกอบด้วยน้ำร้อยละ 95-96 น้ำตาลร้อยละ 1.5 น้ำมันร้อยละ 0.6-0.7 ของแข็งทั้งหมด (TS) ร้อยละ 4-5 และของแข็งแขวนลอย (SS) ร้อยละ 2-4 Kapdan and Kargi (2006) ได้รายงานว่าปริมาณสารอินทรีย์ที่สูงในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มสามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนได้ ปริมาณของแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนที่ได้จากการหมักน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจากงานวิจัยต่าง ๆ แสดงดังตาราง 2.2

ตารางที่ 2.2 ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนที่ได้จากการหมักน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (POME) ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ

Source of inoculum	Reactor	OLR	Hydrogen yield	Methane yield	Reference
Thermoanearo bacterium	Batch	85 g-COD/L	6.7 L-H_2/ L-POME	ND	O-Thong *et al*., 2008
POME sludge	UASB	20 g-COD/L	0.35 L-H_2/L·h	ND	Singh *et al*., 2013
Granular	AHR	18.9 kg-COD/L·d	ND	0.269 L-CH_4 /g-COD removed	Choi *et al*.,2013
POME sludge	ASBR	6.6 g COD/L·d	6.7 L-H_2/L·d	ND	Badiei *et al*., 2011
Sludge	ASBR	20 g-COD/L·d	4.7 L-H_2/L·d	ND	Prasertsan *et al*., 2009
POME sludge	Bacth	80 g-COD/L·d	1.32 L-H_2 / L-POME	ND	Rasdi *et al.,* 2012
Digested sludge	GESB	17.5 kg-COD/m^3	ND	70%	Zhang *et al.,* 2008
Cow dung	UACF	59 g-COD/L·d	4.5 L-H_2/ L-POME	ND	Vijayaraghavan *et al*., 2006

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ 2.2 ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนที่ได้จากการหมักน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (POME) ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ (ต่อ)

Source of inoculum	Reactor	OLR	Hydrogen yield	Methane yield	Reference
POME sludge	Batch	80 g-COD/L·d	144 mL/h	ND	Rasdi *et al*., 2012
Cow manure	UASB	5.8 g-VS/L-reactor	ND	436 mL/g-VS	Fang *et al*., 2011
POME sludge	Batch	ND	51%	ND	Ismail *et al*., 2010

หมายเหตุ OLR : Organic Loading Rate
UASB: Up-flow Anaerobic Sludge Blanket Reactor
AHR : Anaerobic Hybrid Reactor
ASBR: Anaerobic Sequencing Batch Reactor
CSTR: Continuous Stirred Tank Reactor
EGSB: Expanded Granular Sludge Blanket Reactor
UACF: Up-flow Anaerobic Contact Filter
ND : No data

เชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ในกระบวนการผลิตแก๊สชีวภาพต้องการแหล่งอาหารอย่างเพียงพอในการเจริญเติบโตและเพิ่มจำนวน ได้แก่คาร์บอน ไนโตรเจนและฟอสฟอรัส ซึ่งเป็นธาตุที่มีความสำคัญต่อการเจริญเติบโตของเชื้อจุลินทรีย์ (O-Thong *et al*., 2008) และปัจจัยที่สำคัญอีกอย่างคืออัตราส่วนระหว่างคาร์บอนกับไนโตรเจนที่มีผลต่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจน ถ้าหากมีน้อยเกินไปทำให้เชื้อจุลินทรีย์ไม่สามารถผลิตเอนไซม์ได้ หากมากเกินไปก็จะเป็นอันตรายต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ การศึกษาอัตราส่วนระหว่างคาร์บอนกับไนโตรเจนที่มีผลต่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนแสดงดังตารางที่ 2.3

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ 2.3 ผลของอัตราส่วนระหว่างคาร์บอนกับไนโตรเจนที่มีผลต่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน

Substrate (Reference)	Reactor	Source of inoculum	HRT	C/N range	C/N Optimum	Hydrogen yield	Methane yield
Sucrose (Lin and Lay, 2003)	Batch	Microflora	36 h	40-130	47	179.9 mL	ND
Solid waste (Zhang *et al*., 2008)	ASBR	Sludge	35 d	8.10-20.55 (C/N)	8.10 (C/N)	74 $mL/m^3 \cdot d$	96 $mL/m^3 \cdot d$
POME (O-Thong *et al*., 2008)	ASBR	*Thermoanaerobacterium*	4 d	58-82 (TCOD/TN)	70 (TCOD/TN)	6.4 L/L-POME	ND
Waste water (Obudi *et al*., 2012)	ITDAR	Cow dung	19 d	27-730 $kg\text{-}VS/m^3 d$	32 $Kg\text{-}VS/m^3 d$	ND	203 L/kg-VS
Vinasse (Syaichurrozi *et al.*, 2013)	Batch	Rumen fluid	60 d	57-100 (COD/TN)	86 (COD/TN)	133 mL-biogas /g-COD	ND

หมายเหตุ HRT : Hydroulic retention time
ITDAR : Inclined Thermophilic Dry Anaerobic Reactor
ND : No data

งานวิจัยเกี่ยวกับการประยุกต์ใช้กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ 2 ขั้นตอน ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน ซึ่งประกอบไปด้วยขั้นตอนการสร้างกรด (Acidogenesis) ซึ่งจะครอบคลุมถึงขั้นตอนการไฮโดรไลซิสสารประกอบโมเลกุลใหญ่ของคาร์โบไฮเดรต ไขมัน และโปรตีนด้วยและขั้นตอนการสร้างมีเทน (Methanogenesis) แสดงรายละเอียดดังต่อไปนี้

Lee *et al.* (2010) ได้ทำการศึกษากระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอนที่สภาวะอุณหภูมิเทอร์โมฟิลิกโดยใช้อาหารเหลือทิ้งที่มีปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ร้อยละ 10 โดยทำให้แปรผันค่าอัตราบรรทุกสารอินทรีย์ (OLR) เพื่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนควบคู่ไปกับการบำบัดค่าซีโอดี ไนโตรเจนและการปรับความเป็นกรดด่าง โดยไหลวนสลัดจ์จากถังเก็บสลัดจ์สำหรับการบำบัดสารประกอบไนโตรเจนเพื่อใช้เป็นบัฟเฟอร์ โดยที่ค่าความเป็นกรดด่างในเครื่องปฏิกรณ์สำหรับการหมักแก๊สไฮโดรเจนจะสามารถถูกควบคุมให้มีค่าอยู่ในช่วง 5.4-5.7 โดยการไหลวนสลัดจ์ในสัดส่วนของอัตราการไหลวนสลัดจ์ต่ออัตราการไหลของของเหลวขาออกเท่ากับ 1 อัตราการผลิตเฉลี่ยของไฮโดรเจนและมีเทนมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 11.1 $L\text{-}H_2/L\text{-Substrate}$ และ 47.4 $L\text{-}CH_4/L\text{-Substrate}$

Prince of Songkla University Pattani Campus

เมื่อใช้ค่าอัตราบรรทุกสารอินทรีย์เท่ากับ 39 g-COD/L· d และเท่ากับ 4.16 g-COD/L· d ตามลำดับ ผลการศึกษานี้ได้แสดงให้เห็นว่าความเสถียรระยะยาวของกระบวนการสองขั้นตอนแบบต่อเนื่องสามารถเกิดขึ้นได้โดยการไหลวนสลัดจ์ที่มีความเป็นด่างสูง ซึ่งมีค่าประมาณ 6.7-7.5 g-$CaCO_3$/L โดยไม่ต้องมีการเติมสารเคมีเพิ่ม

Han *et al*. (2005) ได้ศึกษาเพื่อหาสภาวะการดำเนินการของขั้นตอนการสร้างกรดควบคู่กับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและขั้นตอนการสร้างมีเทน จากนั้นก็ได้พัฒนากระบวนการสองขั้นตอนในระดับโรงงานนำร่องเพื่อการผลิตทั้งแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน โดยเริ่มต้นจากการทดสอบการสร้างกรดควบคู่กับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากอาหารเหลือทิ้งในเครื่องปฏิกรณ์ชนิด Leaching-bed โดยอัตราการเจือจาง (D) เป็นเครื่องมือในการปรับสภาวะของสิ่งแวดล้อมของการปฏิบัติการ โดยพบว่าประสิทธิภาพสูงสุดเท่ากับร้อยละ 71.4 ได้มาจากการปรับสภาพอัตราการเจือจางจาก 4.5 ต่อวัน เป็น 2.5 ต่อวัน ในขั้นที่สองน้ำเสียจากขั้นตอนการสร้างกรดควบคู่กับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจะถูกเปลี่ยนไปเป็นแก๊สมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์แบบชนิดยูเอเอสบีในระดับโรงงานนำร่อง โดยมีประสิทธิภาพการกำจัดค่าซีโอดีสูงเกินกว่าร้อยละ 95 เมื่อใช้อัตราบรรทุกสารอินทรีย์ในอัตรา 13.1 g-COD/L· d ซึ่งเทียบเท่ากับระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ 0.25 วัน (6 ชั่วโมง) กระบวนการแบบสองขั้นตอนในระดับโรงงานนำร่องได้รับการพัฒนาขึ้นบนพื้นฐานการบูรณการของขั้นตอนการสร้างกรดควบคู่กับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและขั้นตอนการสร้างแก๊สมีเทนในช่วงเวลาการปฏิบัติการที่เกินกว่า 120 วัน พบว่ากระบวนการแบบสองขั้นตอนในระดับโรงงานนำร่องสามารถลดความเข้มข้นของของแข็งระเหยได้ถึงร้อยละ 70.9 โดยอัตราบรรทุกสารอินทรีย์ที่อัตราสูงถึง 12.5 kg-VS/m^3· d โดยใช้ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบของแข็งสั้น (SRT) ที่เวลา 8 วัน

Kongjan *et al*. (2011) ได้ศึกษากระบวนการสองขั้นตอนของการผลิตไฮโดรเจนที่อุณหภูมิเอ็กซตรีมเทอร์โมฟิลิก (70 °C) พ่วงต่อกับการผลิตแก๊สมีเทนที่อุณหภูมิเทอร์โมฟิลิก (55 °C) โดยใช้ไฮโดรไลเสทของฟางข้าวสาลี ในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดยูเอเอสบีในระดับปฏิบัติการ จากผลการทดลองพบว่ามีค่าผลได้ของการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนเท่ากับ 89 mL-H_2/g-VS และ 307 mL-CH_4/g-VS ตามลำดับ จากการปฏิบัติที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเท่ากับ 1 วัน ในขั้นตอนการแก๊สไฮโดรเจนและ 3 วัน ในขั้นตอนการผลิตแก๊สมีเทน โดยมีประสิทธิภาพในการกำจัดของแข็งระเหยได้เท่ากับร้อยละ 81 คิดเป็นปริมาณพลังงานที่ผลิตได้ประมาณ 13.4 kJ/g-VS ผลการวิเคราะห์ประชากรกลุ่มจุลินทรีย์ในขั้นการหมักเพื่อผลิตไฮโดรเจนพบว่าจะประกอบไปด้วยแบคทีเรียสายพันธุ์ *Thermoanaerobacter wiegelii Caldanaerobacter subteraneus* และ *Caloramator fervidus* ในขณะเดียวในเครื่องปฏิกรณ์ผลิตมีเทน จะพบกลุ่มจุลินทรีย์ผลิตมีเทนสายพันธุ์ *Methanosarcina mazei*

เครื่องปฏิกรณ์สำหรับการหมักแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนมีหลากหลายชนิด ซึ่งปัจจุบันได้มีการออกแบบและพัฒนาลักษณะของถังปฏิกรณ์เพื่อให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน ความหลากหลายของเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจากงานวิจัยต่าง ๆ แสดงดังตารางที่ 2.4

ตารางที่ 2.4 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดต่างๆที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน

Substrate	Reactor	Source of inoculum	OLR	Hydrogen yield	Methane yield	Reference
Pulp, Peel	PFR	Anaerobic digestion pond	0.97 kg-COD/m^3·d	0.29 m^3/kg-$COD_{removed}$	0.14 m^3/kg-$COD_{Removed}$	Namsree *et al.,* 2012
Kitchen waste	Inclined PFR	Biogas plant slurry	86.13% VS dry wt.	72 mL H_2/g-VS_{added}	ND	Jayalakshmi *et al*., 2009
POME	CSTR	POME sludge	2.64 m^3-POME/L·d	51%H_2	ND	Ismail *et al.,* 2010
POME	ASBR	Mixed microflora	20 g-COD/L·d	340 mL/g-COD	ND	Badiei *et al*., 2011
POME	EGSB	Digested sludge	17.5 kg-COD/m^3·d	ND	70%	Zhang *et al*., 2008
POME	UASB	Cow manure	5.8 g-VS /L·d	ND	436 mL/g-VS_{added}	Fang *et al*., 2011

หมายเหตุ PFR: Plug Flow Reactor
CSTR: Continuous Stirred Tank Reactor
ASBR: Anaerobic Sequencing Batch Reactor
EGSB: Expanded Granular Sludge Blanket Reactor
UASB: Up-flow Anaerobic Sludge Blanket Reactor
ND : No data

Prince of Songkla University Pattani Campus

บทที่ 3

วิธีดำเนินการวิจัย

ในงานวิจัยนี้ศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน (Bio-Hydrogen and Methane Potential, BHP and BMP) จากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (Palm Oil Mill Effluent, POME) โดยเปรียบเทียบกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน และศึกษาประสิทธิภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนต่อเนื่อง (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) ที่สภาวะเทอร์โมฟิลิกในขั้นตอนแรก (ผลิตแก๊สไฮโดรเจน) ตามด้วยในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Plug Flow Reactor, PFR) ที่สภาวะเมโซฟิลิกในขั้นตอนที่สอง (ผลิตแก๊สมีเทน) โดยมีลำดับขั้นตอนดังนี้

แผนผังแสดงลำดับการทดลอง

Prince of Songkla University Pattani Campus

3.1 วิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมีและกายภาพที่สำคัญของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

องค์ประกอบทางเคมีและทางกายภาพของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ถือว่าเป็นปัจจัยที่สำคัญอย่างหนึ่งในกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน เช่น ความเป็นกรดด่าง ซีโอดี อุณหภูมิ ปริมาณไนโตรเจน ค่าของแข็งทั้งหมด และค่าของระเหยได้ เป็นต้น เพื่อสามารถออกแบบและควบคุมประสิทธิภาพของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ โดยมีขั้นตอนดังต่อไปนี้

3.1.1 เก็บตัวอย่างน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจากโรงงานปาล์มพัฒนาชายแดนใต้ เลขที่ 3/2 ถ.เพชรเกษม ต.บางเขา อ.หนองจิก จ.ปัตตานี 94170 เพื่อวิเคราะห์หาค่าของพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่มีอิทธิพลต่อการบำบัดแบบไร้อากาศ จุดที่เก็บตัวอย่างคือจุดที่น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มถูกปั๊มลงบ่อพักน้ำเสียบ่อแรก ดังแสดงดังรูปที่ 3.1 โดยลักษณะของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีสีน้ำตาลเข้ม

รูปที่ 3.1 จุดเก็บตัวอย่างน้ำเสียและน้ำเสียจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

3.1.2 วิเคราะห์สมบัติทางเคมีและทางกายภาพต่าง ๆ ของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ดังตารางที่ 3.1 โดยตัวอย่างน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม วิเคราะห์ภายในระยะเวลา 1 สัปดาห์ ยกเว้นอุณหภูมิวัดจากบริเวณเก็บตัวอย่างและความเป็นกรดด่างวัดที่อุณหภูมิห้องหลังจากเก็บตัวอย่าง รายละเอียดของวิธีการวิเคราะห์แสดงดังภาคผนวก ก

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ 3.1 วิธีการวิเคราะห์สมบัติทางเคมีและทางกายภาพบางประการของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

Physical and chemical characteristics	Determination method
Temperature	APHA, AWWA and WEF No. 5400-HB (1986)
pH	APHA, AWWA and WEF No. 5400-HB (1986)
Total solid content, TSC	AOAC Official Method 920.193 (1995)
Volatile solid content, VSC	AOAC Official Method 920.193 (1995)
Chemical oxygen demand, COD	AOAC Official Method (2000)
Total Kjeldahl Nitrogen, TKN	AOAC Official Method 973.48 (2000)
Oil and grease	Soxhlet extraction method
C H N O and S	CHNS-O Analyzer
Alkalinity	AOAC Official Method 973.43

3.2 ทดลองหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ (Bio-hydrogen Potential, BHP และ Bio-methane Potential, BMP)

3.2.1 การเริ่มต้นกล้าเชื้อที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน

การเริ่มต้นกล้าเชื้อมีวัตถุประสงค์เพื่อต้องการกล้าเชื้อที่แข็งแรงและอยู่ในระยะที่กำลังเจริญเติบโตอย่างรวดเร็ว และเพื่อต้องการให้กล้าเชื้อมีความคุ้นชินกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีขั้นตอนการทดลองดังนี้

3.2.1.1 การเตรียมกล้าเชื้อสำหรับผลิตแก๊สไฮโดรเจน

กล้าเชื้อเทอร์โมฟิลิกที่ใช้ในการทดลองนี้เป็นกล้าเชื้อผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มร่วมกับซีรัมน้ำยางสกิมที่สภาวะเทอร์โมฟิลิก (55 $^{\circ}$C) ในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (CSTR) ระดับห้องปฏิบัติการที่หน่วยวิจัยการแปรรูปชีวมวลเพื่อพลังงานและเคมีภัณฑ์อย่างยั่งยืน แผนกเคมี ภาควิชาวิทยาศาสตร์ คณะวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตปัตตานี (แสดงดังรูปที่ 3.2) ดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีการทำให้เกิดความคุ้นชิน (Acclimate) กับซับสเตรทของงานวิจัยนี้ก่อน โดยมีวิธีการดังนี้

Prince of Songkla University Pattani Campus

(ก) (ข)

รูปที่ 3.2 (ก) เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องที่เก็บเชื้อผลิตแก๊สไฮโดรเจน
(ข) กล้าเชื้อที่ผ่านการทำให้คุ้นชินกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

1) เก็บกล้าเชื้อจากเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (CSTR)

2) เติมกล้าเชื้อสำหรับผลิตแก๊สไฮโดรเจนปริมาตร 50 mL ในขวดซีรั่ม ขนาด 500 mL

3) เติม BA (Basic anaerobic) medium (Angelidaki and Sanders, 2004) ซึ่งมีองค์ประกอบแสดงดังตารางที่ 3.2 ปริมาตร 50 mL

4) เติมน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มีความเข้มข้นเป็น 5 10 และ 15 g-VS/L

5) ปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นให้ครบ 200 mL

6) ปิดฝาขวดซีรั่มด้วยฝาจุกซิลิโคนและฝาจุกอะลูมิเนียมโดยใช้ Hand crimper

7) จากนั้นเปลี่ยนบรรยากาศใน Head space เป็นแก๊สไนโตรเจน โดยพ่นแก๊สไนโตรเจนที่อัตราการไหล 0.5 L/min เป็นเวลา 5 นาที (Kaparaju *et al*., 2009)

8) นำตัวอย่างที่เตรียมได้ไปบ่มในตู้บ่ม (Incubator) ที่ควบคุมอุณหภูมิที่ 55 ±3 $^{\circ}$C

9) เก็บตัวอย่างแก๊สทุกวันด้วยวิธี Head space เพื่อวิเคราะห์ปริมาณและความเข้มข้นแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นโดยใช้เครื่อง GC-TCD

10) ทำการหมักจนกว่าปริมาณแก๊สไฮโดรเจนสะสมคงที่

11) ทำซ้ำเช่นเดิมตั้งแต่ข้อ 1-10 จนค่าแก๊สไฮโดรเจนสะสมสูงสุดเริ่มคงที่

เชื้อจุลินทรีย์จากการทำให้คุ้นชินกับน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ได้มาเป็นกล้าเชื้อสำหรับการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนต่อไป

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ 3.2 องค์ประกอบของ BA (Basic anaerobic) medium (Angelidaki and Sanders, 2004)

Solution	Solution composition, its concentration (g/L)	Volume (mL)
A	NH_4Cl, 100; NaCl, 10; $MgCl_2 \cdot 6H_2O$, 10; $CaCl_2 \cdot 2H_2O$, 5	10
B	$K_2HPO_4 \cdot 3H_2O$, 200	2
C	$C1_2H_6NO_4Na$, 0.5	1
D	H_3BO_3, 0.05; $ZnCl_2$, 0.05; $CuCl_2 \cdot 2H_2O$, 0.038; $MnCl_2 \cdot 4H_2O$, 0.05; $(NH_4)_6Mo_7O_{24} \cdot 4H_2O$, 0.05; $AlCl_3$, 0.05; $COl_2 \cdot 6H_2O$, 0.05; $NiCl_2 \cdot 6H_2O$, 0.092;EDTA, 0.5; $Na_2SeO_3 \cdot 5H_2O$, 0.066	1
$NaHCO_3$	$NaHCO_3$, 52	50
Vitamin	Yeast extract	1 g

Volume (mL) : Solution volume (mL) for 1 L BA-medium preparation

3.2.1.2 การเตรียมกล้าเชื้อสำหรับผลิตแก๊สมีเทน

เชื้อที่ใช้สำหรับการผลิตมีเทนในงานวิจัยนี้เป็นเชื้อที่เก็บจากระบบผลิตแก๊สมีเทนด้วยการย่อยสลายแบบไร้อากาศของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ภายใต้การควบคุมของบริษัทปาล์มพัฒนาไบโอแก๊ส จำกัด ซึ่งเป็นเชื้อจุลินทรีย์จากระบบการผลิตแก๊สมีเทนแบบท่อไหล (Plug flow anaerobic digester) ก่อนนำกล้าเชื้อไปใช้ในการทดลองต้องทำการขจัดแก๊ส (Degas) ก่อน เพื่อกำจัดแก๊สที่เกิดจากการหมักของกล้าเชื้อจุลินทรีย์ออกก่อน โดยเปิดฝาเพื่อไล่แก๊สออกวันละ 1-2 ครั้ง เป็นเวลา 2-3 วัน จนกว่าไม่มีการผลิตแก๊สเพิ่ม โดยมีขั้นตอนการทดลองดังนี้

1) เติมกล้าเชื้อที่เก็บจากบ่อดึงตะกอนสลัดจ์กล้าเชื้อจากระบบผลิตแก๊สมีเทนปริมาตร 500 mL ในขวดซีรั่มขนาด 1000 mL

2) ปิดฝาขวดซีรั่มด้วยฝาจุกซิลิโคน และฝาจุกอะลูมิเนียมโดยใช้ Hand crimper

3) จากนั้นเปลี่ยนบรรยากาศใน Head space เป็นแก๊สไนโตรเจน โดยพ่นแก๊สไนโตรเจนที่อัตราการไหล 0.5 L/min เป็นเวลา 8 นาที (Kaparaju *et al*., 2009)

4) นำตัวอย่างที่เตรียมได้ไปบ่มที่อุณหภูมิห้อง (30 ±3 $^{\circ}$C)

5) เก็บตัวอย่างแก๊สทุกวันด้วยวิธี Head space เพื่อวิเคราะห์ปริมาณและความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นโดยใช้เครื่อง GC-TCD

6) ทำการหมักจนปริมาตรมีเทนสะสมคงที่

เชื้อจุลินทรีย์ที่ได้มาจะเป็นกล้าเชื้อสำหรับการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนต่อไป

Prince of Songkla University Pattani Campus

รูปที่ 3.3 กล้าเชื้อผลิตมีเทนจากระบบแบบท่อไหล

3.2.2 ศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน (Bio-Hydrogen Potential, BHP)

ในการศึกษาศักยภาพผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มีความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มต่าง ๆ โดยมีขั้นตอนต่อไปนี้

1) เติมกล้าเชื้อสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนเตรียมจากขั้นตอน 3.1.2.1 ปริมาตร 15 mL ในขวดซีรั่มขนาด 120 mL โดยใช้ปริมาตรทำงาน 60 mL

2) เติมน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเพื่อให้มีความเข้มข้นเริ่มต้นเป็น 5 10 และ 15 g-VS/L

3) เติม BA-medium ปริมาตร 15 mL

4) ปรับปริมาตรให้ครบ 60 mL ด้วยน้ำกลั่น

5) ปิดฝาขวดซีรั่มด้วยฝาจุกซิลิโคน และฝาจุกอะลูมิเนียมโดยใช้ Hand crimper

6) จากนั้นเปลี่ยนบรรยากาศใน Head space เป็นแก๊สไนโตรเจน โดยพ่นแก๊สไนโตรเจนที่อัตราการไหล 0.5 L/min เป็นเวลา 3 นาที (Kaparaju *et al*., 2009)

7) นำตัวอย่างที่เตรียมได้ไปบ่มในตู้บ่ม (Incubator) ที่ควบคุมอุณหภูมิที่ 55 ±3 $^{\circ}$C

8) ทำการหมักจนกว่าจะไม่มีการผลิตแก๊สไฮโดรเจน

9) เก็บตัวอย่างแก๊สทุกวันด้วยวิธี Head space เพื่อวิเคราะห์ปริมาณและความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นโดยใช้เครื่อง GC-TCD

10) วิเคราะห์ความเป็นกรดด่าง ซีโอดี กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFAs) และแอลกอฮอล์ ได้แก่ กรดแลคติก กรดอะซิติก กรดโพรพิโอนิก กรดบิวทิริก และเอทานอล ของของเหลวที่ได้หลังจากการหมักแก๊สไฮโดรเจน

11) เก็บของเหลวที่ได้หลังจากการหมักแก๊สไฮโดรเจนเพื่อเป็นซับสเตรทในการหาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนต่อไป

ในแต่ละชุดการทดลองจะเตรียม 3 ซ้ำ มีชุดควบคุมการทดลองเชิงลบ (Blank) และ เชิงบวก (Control) ซึ่งใช้น้ำและน้ำตาลซูโครสแทนซับสเตรทตามลำดับอีก 2 ชุด โดยชุดการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนแสดงดังตารางที่ 3.3

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ 3.3 ความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (POME) ที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจน

Substrate	Concentration (g-VS/L)
POME	5
POME	10
POME	15
Sucrose	10
Water	30 mL

3.2.3 ทดลองหาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ (Bio-Methane Potential, BMP)

ในขั้นตอนนี้เปรียบเทียบการศึกษาศักยภาพผลิตแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน โดยมีขั้นตอนดังต่อไปนี้

3.2.3.1 ศึกษาศักยภาพผลิตแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

1) เติมกล้าเชื้อสาหรับการผลิตแก๊สมีเทนที่ได้จากขั้นตอน 3.2.1.2 ปริมาตร 140 mL ในขวดซีรั่มขนาด 500 mL โดยใช้ปริมาตรทำงาน 200 mL

2) เติมของเหลวที่ได้จากขั้นตอนการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจน (3.2.2) ของแต่ละชุดการทดลอง ปริมาตร 60 mL ใช้เป็นซับสเตรท

3) ปิดฝาขวดซีรั่มด้วยฝาจุกซิลิโคนและฝาจุกอะลูมิเนียมโดยใช้ Hand crimper

4) จากนั้นเปลี่ยนบรรยากาศใน Head space เป็นแก๊สไนโตรเจน โดยพ่นแก๊สไนโตรเจนที่อัตราการไหล 5 L/min เป็นเวลา 5 นาที (Kaparaju *et al*., 2009)

5) นำตัวอย่างที่เตรียมได้ไปบ่มที่อุณหภูมิห้อง (30 ±3 $^{\circ}$C)

6) เก็บตัวอย่างแก๊สทุกวันด้วยวิธี Head space เพื่อวิเคราะห์ปริมาณและความเข้มข้นของแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้นโดยใช้เครื่อง GC-TCD

7) ทำการหมักจนปริมาตรมีเทนสะสมคงที่ประมาณ 80 วัน

3.2.3.2 ศึกษาศักยภาพผลิตแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว

ทำการผลิตมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวด้วยความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดปาล์มแตกต่างกัน ในขวดซีรั่มขนาด 500 mL โดยใช้ปริมาตรการทำงาน 200 mL โดยมีขั้นตอนดังนี้

1) เติมกล้าเชื้อสำหรับการผลิตแก๊สมีเทนปริมาตร 140 mL ในขวดซีรั่มขนาด 500 mL

Prince of Songkla University Pattani Campus

2) เติมน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเพื่อให้ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเท่ากับ 1.5 3 และ 4.5 g-VS/L ซึ่งจะเท่ากับปริมาตรเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ใช้ในขั้นตอนแรกของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

3) เติม BA-medium ปริมาตร 15 mL (Angelidaki and Sanders, 2004)

4) ปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นให้ครบ 200 mL

5) ปิดฝาขวดซีรั่มด้วยฝาจุกซิลิโคนและฝาจุกอะลูมิเนียมโดยใช้ Hand crimper

6) จากนั้นเปลี่ยนบรรยากาศใน head space เป็นแก๊สไนโตรเจน โดยพ่นแก๊สไนโตรเจนที่อัตราการไหล 5 L/min เป็นเวลา 5 นาที (Kaparaju *et al*., 2009)

7) นำตัวอย่างที่เตรียมได้ไปบ่ม ที่สภาวะอุณหภูมิห้อง (30 ±3 $^{\circ}$C)

8) ทำการหมักจนปริมาตรมีเทนสะสมคงที่ประมาณ 80 วัน

9) เก็บตัวอย่างแก๊สทุกวันด้วยวิธี Head space เพื่อวิเคราะห์ปริมาณและความเข้มข้นของแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้นโดยใช้เครื่อง GC-TCD

ในแต่ละชุดการทดลองจะเตรียม 3 ซ้ำ มี Blank และ Control ซึ่งใช้น้ำและน้ำตาลซูโครสแทนซับสเตรทตามลำดับอีก 2 ชุด

ในขั้นตอนการทดลองหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศแบบขั้นตอนเดียวและแบบสองขั้นตอนสามารถสรุปปัจจัยควบคุมในการทดลองได้ดังตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3.4 ปัจจัยควบคุมในการทดลองหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน

Control parameter	Single digestion, BMP	Two-stage digestion	
		1st stage, BHP	2nd stage, BMP
ปริมาตรของถังหมัก (mL)	500	120	500
ปริมาตรการทำงาน (mL)	200	60	200
ปริมาตรของกล้าเชื้อ (mL)	140	15	140
BA-medium (mL)	15	15	-
ความเข้มข้นเริ่มต้นของ POME (g-VS/L)	1.5, 3 และ 4.5	5, 10 และ 15	ND
ปริมาตรของ POME (mL)	7.1, 14.2 และ 21.3	7.1, 14.2 และ 21.3	ของเหลวจากขั้นตอนที่หนึ่ง 60 mL
อุณหภูมิ ($^{\circ}$C)	30 ±3	55 ±3	30 ±3
ระยะเวลาหมัก (วัน)	80	8	80

หมายเหตุ : ปรับปริมาตรการทำงานโดยใช้น้ำกลั่น

ND : No data

Prince of Songkla University Pattani Campus

3.3 ศึกษาการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มแบบป้อนต่อเนื่อง

3.3.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบป้อนต่อเนื่อง

การศึกษาประสิทธิภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มแบบป้อนต่อเนื่อง โดยดำเนินการทดลองในเครื่องปฏิกรณ์ดังนี้

3.3.1.1 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง

เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) สำหรับผลิตแก๊สไฮโดรเจน (แสดงดังรูปที่ 3.4) ประกอบด้วย

1) เครื่องปฏิกรณ์ CSTR ขนาดปริมาตรทั้งหมด 2 L ที่มีปริมาตรการทำงาน 1.35 L

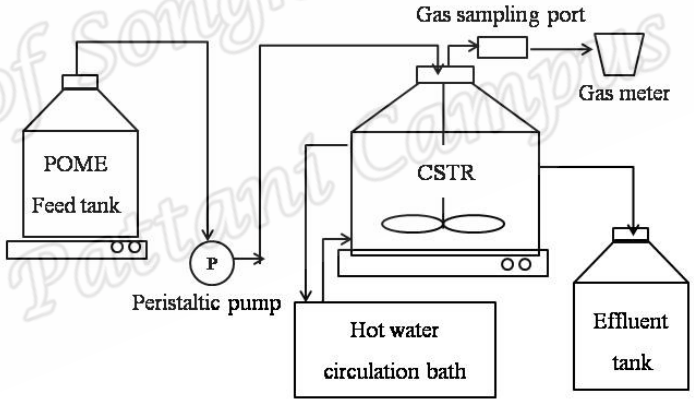
2) เครื่องกวนผสมจำนวน 1 เครื่อง

3) ปั๊มป้อนสารชนิดรีดท่อ (Peristaltic pump) จำนวน 1 เครื่อง

4) มิเตอร์วัดแก๊สชนิดแทนที่น้ำ จำนวน 1 เครื่อง

5) ถังบรรจุสารป้อนและของเหลวขาออก (Influent และ effluent) จำนวน 2 ถัง

6) อ่างน้ำร้อน (Water bath) สำหรับควบคุมอุณหภูมิให้คงที่ที่ 55˚C



รูปที่ 3.4 ระบบเครื่องปฏิกรณ์ชนิด CSTR สำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจน

3.3.1.2 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบท่อไหล

เครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบท่อไหล (Plug Flow Reactor, PFR) ใช้สำหรับผลิตแก๊สมีเทน (แสดงดังรูปที่ 3.5) ประกอบด้วย

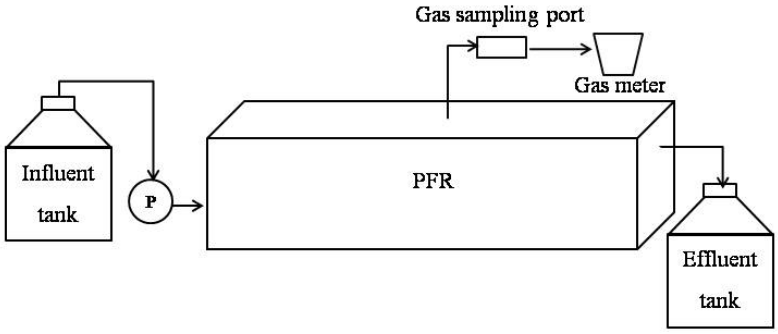
1) เครื่องปฏิกรณ์ชนิด PFR ทำจากแผ่นอะคิลิกขนาด กว้าง×ยาว×สูง เท่ากับ 8 cm x 65 cm x 18 cm คิดเป็นปริมาตรทั้งหมด 9.36 L ภายในประกอบด้วยแผ่นกั้น (Baffle) จำนวน 4 แผ่น เครื่องปฏิกรณ์ PFR มีปริมาตรการทำงาน 7 L

2) ปั๊มป้อนสารชนิดรีดท่อ (Peristaltic pump) จำนวน 1 เครื่อง

3) มิเตอร์วัดแก๊สชนิดแทนที่น้ำ จำนวน 1 เครื่อง

4) ถังบรรจุสารป้อนและของเหลวขาออก จำนวน 2 ถัง

Prince of Songkla University Pattani Campus



รูปที่ 3.5 ระบบเครื่องปฏิกรณ์ชนิด PFR สำหรับการผลิตแก๊สมีทน

3.3.2 การศึกษาผลของระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ (HRT)

การทดลองความเป็นไปได้ในการดำเนินการในระบบแบบป้อนต่อเนื่องในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน ใช้เครื่องปฏิกรณ์ชนิด CSTR ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและขั้นตอนที่สองใช้เครื่องปฏิกรณ์ชนิด PFR ในการผลิตแก๊สมีเทน โดยมีขั้นตอนดังนี้

3.3.2.1 การผลิตแก๊สไฮโดรเจนในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (CSTR)

1) เติมกล้าเชื้อจากขั้นตอน 3.2.1.1 ปริมาตร 1000 mL เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ที่มีปริมาตรการทำงาน 1350 mL ที่ควบคุมความเร็วรอบในการกวน 50 รอบต่อนาที (ดัดแปลงจาก Lee *et al*., 2010)

2) เตรียมน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มในขวดปริมาตร 1 L จากนั้นจึงป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องปริมาตร 350 mL

3) ใช้แก๊สไนโตรเจนที่อัตราการไหล 2 L/min พ่นภายในเครื่องปฏิกรณ์ประมาณ 30 นาที เพื่อให้ระบบอยู่ในสภาพไร้อากาศ

4) เครื่องปฏิกรณ์จะถูกควบคุมอุณหภูมิ โดยใช้น้ำร้อนจากอ่างน้ำร้อน (Water bath) ผ่าน Water jacket ของเครื่องปฏิกรณ์

5) เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องจะเริ่มป้อนแบบต่อเนื่องหลังจากเริ่มต้นระบบ 2 วัน โดยเริ่มต้นระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ 7 วัน

6) เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวซึ่งตรวจสอบจากปริมาตรการผลิตแก๊สในแต่ละวันเบี่ยงเบนไม่เกินร้อยละ 10 (Kaparaju *et al*., 2009) และดำเนินการหมักเป็นระยะเวลาอย่างน้อย 2 เท่าของระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ

7) ปรับลดระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ (HRT) เป็น 5 3 2 และ 1 วัน ตามลำดับ เพื่อทดสอบสรรถนะของเครื่องปฏิกรณ์ ที่อัตราการป้อนสารอินทรีย์ (OLR) สูงขึ้น

8) วัดปริมาตรแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ทุกวันโดยใช้เครื่องวัดปริมาตรแก๊สชนิดแทนที่น้ำ

9) วิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊ส (H_2 CO_2 และ H_2S) ทุกวันโดยใช้เครื่อง GC-TCD

Prince of Songkla University Pattani Campus

10) วิเคราะห์ค่าความเป็นกรดด่าง กรดอินทรีย์ระเหยง่าย ค่าความเป็นด่าง ซีโอดี ของสารละลายขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์ CSTR

11) ก่อนปรับลดระยะระยะเวลาการกักของเหลวในระบบ เก็บตะกอนจุลินทรีย์เพื่อศึกษาโครงสร้างประชากรจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Polymerase Chain Reaction-denaturing Gradient Gel Electrophoresis (PCR-DGGE)

3.3.2.2 การผลิตแก๊สมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบท่อไหล (PFR)

1) นำกล้าเชื้อจากขั้นที่ 3.2.1.2 ปริมาตร 5 L ลงในเครื่องปฏิกรณ์ ชนิด PFR ที่มีปริมาตรทำการ 7 L (ปริมาตรทั้งหมด 9.2 L)

2) ป้อนสารละลายที่ได้จากผลิตแก๊สไฮโดรเจนในถังปฏิกรณ์ชนิด CSTR เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ชนิด PFR ใช้อัตราการไหลเริ่มต้นที่เทียบเท่ากับ HRT 40 วัน

3) ใช้แก๊สไนโตรเจนที่อัตราการไหล 2 L/min พ่นภายในเครื่องปฏิกรณ์ประมาณ 30 นาที เพื่อให้ระบบอยู่ในสภาวะไร้อากาศ

4) เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวซึ่งตรวจสอบจากปริมาตรการผลิตแก๊สในแต่ละวันเบี่ยงเบนไม่เกินร้อยละ 10

5) ปรับลดระยะเวลาเก็บกักน้ำเพื่อทดสอบความสามารถของเครื่องปฏิกรณ์ ที่อัตราบรรทุกสารอินทรีย์ (OLR) สูงขึ้น

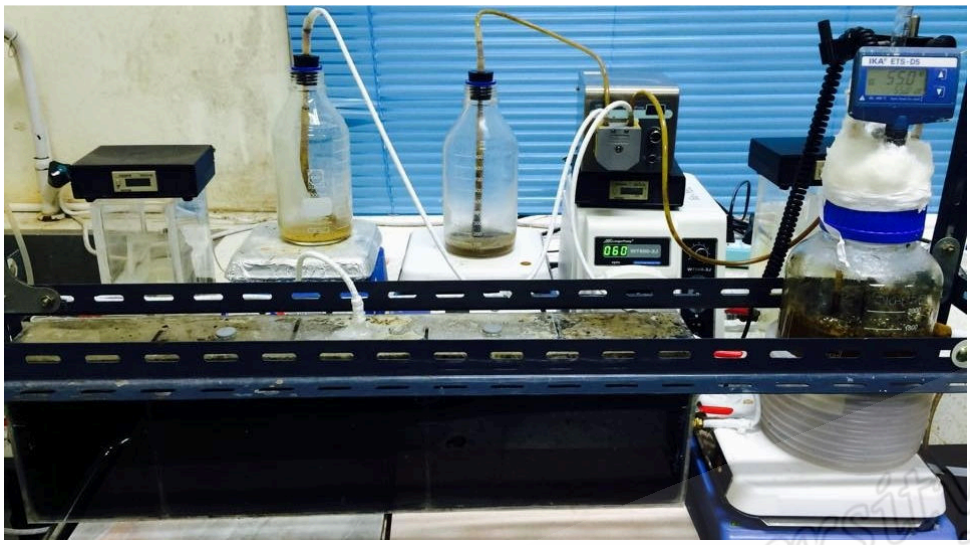
6) วัดปริมาตรแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ทุกวันโดยใช้เครื่องวัดปริมาตรแก๊สชนิดแทนที่น้ำ วิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊ส (CH_4 CO_2 และ H_2S) ทุกวันโดยใช้เครื่อง GC-TCD

7) วิเคราะห์ค่าความเป็นกรดด่าง กรดอินทรีย์ระเหยง่าย ซีโอดี ของสารละลายขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์ PFR

8) เก็บตะกอนจุลินทรีย์เพื่อศึกษาโครงสร้างประชากรจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Polymerase Chain Reaction-denaturing Gradient Gel Electrophoresis (PCR-DGGE)

ในขั้นตอนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนในระบบแบบป้อนต่อเนื่องจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนสามารถแสดงดังรูปที่ 3.6 และสรุปปัจจัยการควบคุมในการทดลองได้ดังตารางที่ 3.5

Prince of Songkla University Pattani Campus



รูปที่ 3.6 การผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนในระบบแบบป้อนต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ CSTR และ PFR ตามลำดับ จากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

ตารางที่ 3.5 ปัจจัยควบคุมในการผลิตแก๊สโฮโดรเจนและมีเทนในระบบป้อนแบบต่อเนื่อง

Control parameter	CSTR, Hydrogen production	PFR, Methane production
ปริมาตรของถังหมัก (mL)	2000	9200
ปริมาตรการทำงาน (mL)	1350	7000
ปริมาตรของกล้าเชื้อ (mL)	1000	5000
อุณหภูมิ (^{o}C)	55 ±3	30 ±3
HRT (วัน)	7 5 3 2 และ 1	40 80 60 40 และ 35

Prince of Songkla University Pattani Campus

3.4 สารเคมีและอุปกรณ์

Experiment	Chemical	Equipment
pH	Buffer solution	pH meter
Total Solid Content (TSC)		Balance, Oven, Desiccators, Crucible, Pipette
Volatile Solid Content (VSC)		Balance, Oven, Desiccators, Crucible, Pipette, Muffle Furnace
Chemical Oxygen Demand (COD)	$K_2Cr_2O_7$, H_2SO_4, $HgSO_4$, $(NH_4)_2SO_4$, $FeSO_4 \cdot 6H_2O$, Phenanthrolein, monohydrate	Test tube, Buret, Pipette, Oven, Ground glass, Erlenmayer flask, Beaker
Volatile Fatty Acid (VFA)	CHOOH, CH_3COOH, CH_3CH_2COOH, H_2SO_4 , $CH_3CH_2CH_2COOH$	Pipette, Beaker, Volumetric flask, Vail, Syringe filter, HPLC
Oil and grease (Soxhlet extraction)	Hexane	Pipette, Beaker, Oven, Balance, Rotary evaporator, Round bottom flask, Heating mentle, Cellulose thimble, Soxhlet extraction
TKN	Conc.H_2SO_4 , Na_2CO_3, H_3BO_3, NaOH, $CuSO_4 \cdot 5H_20$, K_2SO_4, methyl red, bromoglyceral	Micro Kjeldahl Distillation and Digestion, Buret, Pipette, Beaker

Prince of Songkla University Pattani Campus

บทที่ 4

ผลการวิจัยและอภิปรายผล

การวิจัยครั้งนี้เป็นการทดลองเพื่อศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม และศึกษาการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทนในระบบแบบต่อเนื่อง โดยมีผลการทดลองดังนี้

4.1 สมบัติทางกายภาพและทางเคมีบางประการของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

สมบัติทางกายภาพและทางเคมีของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม เป็นข้อมูลพื้นฐานเบื้องต้นที่จำเป็นในการออกแบบระบบบำบัดด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ จากการเก็บข้อมูลของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจำนวน 10 ครั้ง ตั้งแต่เดือนมีนาคม 2557 ถึงเดือน ตุลาคม 2558 สมบัติทางกายภาพและทางเคมีบางประการของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มแสดงดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 สมบัติทางเคมีและทางกายภาพบางประการของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

Parameter	Results	n
pH	4.14 ±0.38	10
Temperature (^{O}C)	79 ±3.19	10
Total solid (g/L)	50.91 ±5.37	10
Volatile solid (g/L)	40.06 ±4.07	10
Chemical oxygen demand (g/L)	78.29 ±10.76	10
Total Kjeldahl Nitrogen (mg/L)	702.61 ±93.04	10
Oil and grease (g/L)	14.11 ±0.89	10
Alkalinity (mg-$CaCO_3$/L)	734.16 ±8.24	2
Nitrogen (% total solid)	1.57 ±8.33×10^{-4}	1
Carbon (% total solid)	43.3 ±0.50	1
Hydrogen (% total solid)	6.06 ±8.41×10^{-2}	1
Sulfur (% total solid)	0.27 ±0.27×10^{-2}	1
Oxygen (% total solid)	23.54 ±0.34	1
Palm oil mill effluent production rate (m^3/d)	248.7 ± 26.7	

n = จำนวนครั้งตัวอย่างที่วิเคราะห์

Prince of Songkla University Pattani Campus

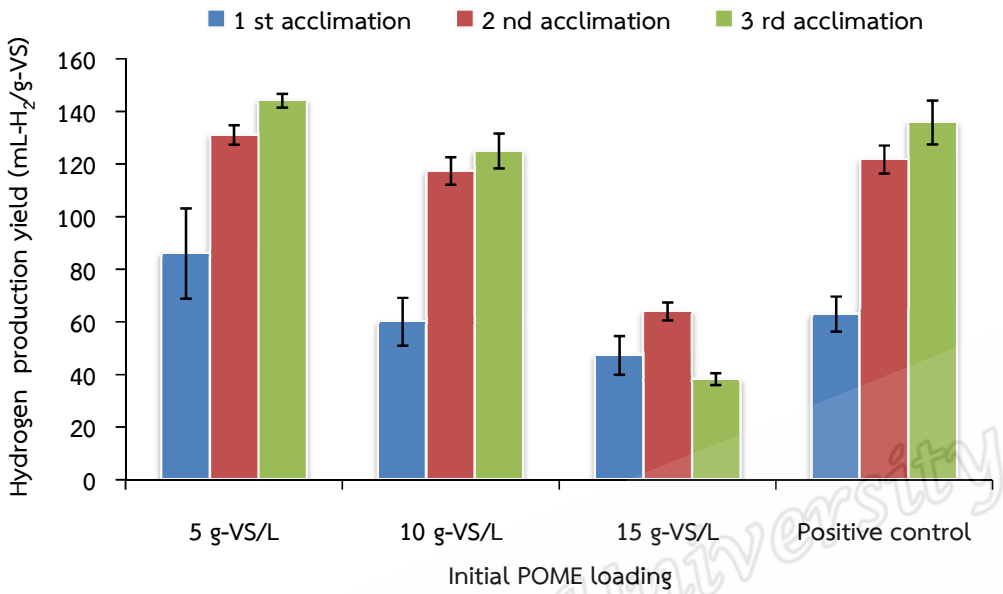
จากตาราง 4.1 น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีองค์ประกอบหลักเป็นสารอินทรีย์ซึ่งมีค่าซีโอดีเฉลี่ยสูงถึง 78.29 ±10.76 g/L ในขณะเดียวกันมีของแข็งทั้งหมดและของแข็งที่ระเหยได้เฉลี่ยในปริมาณสูงถึง 50.91 ±5.37 และ 40.06 ±4.07 g/L ตามลำดับ ดังนั้นน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจัดเป็นของเสียที่ก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมสูง ต้องผ่านการบำบัดสารอินทรีย์ อย่างไรก็ตามน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีความเข้มข้นสารอินทรีย์สูงสามารถใช้เป็นซับสเตรทสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทนได้ แต่เนื่องจากน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีความเป็นกรดด่างเฉลี่ยเท่ากับ 4.14 ซึ่งอยู่ในระดับที่ต่ำ จำเป็นต้องมีการปรับความเป็นกรดด่างให้สูงขึ้นเป็น 5-6 ซึ่งเป็นช่วงความเป็นกรดด่างที่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่มสร้างกรด (Acidogens) ในขั้นตอนการผลิต (Kongjan *et al*., 2011) ในขณะที่อัตราส่วนเฉลี่ยของ COD/TKN เท่ากับ 111.5 ซึ่งเป็นค่าที่ค่อนข้างสูง แสดงถึงปริมาณไนโตรเจนที่มีอยู่ในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีปริมาณที่น้อย จำเป็นต้องเพิ่มไนโตรเจนจากแหล่งอื่นเพิ่มเติม (O-Thong *et al*., 2008) ดังนั้นในกระบวนการหมักจึงได้มีการใช้สารละลาย BA (Basic Anaerobic) Medium (Angelidaki and Sanders, 2004) สำหรับเป็นแหล่งของธาตุอาหารที่จำเป็นและสารละลายบัฟเฟอร์สำหรับการหมักแบบไร้อากาศสองขั้นตอน น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีอุณหภูมิเฉลี่ยสูงถึง 79 °C การดำเนินการในขั้นตอนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนที่อุณหภูมิสูงเป็นอีกทางเลือกหนึ่งเพื่อประหยัดเวลาและลดค่าใช้จ่ายในการลดอุณหภูมิของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ซึ่งการหมักที่อุณหภูมิสูงมีข้อดีกว่าการหมักที่อุณหภูมิห้อง เช่น เพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีและเอนไซม์ เสริมการเกิดเทอร์โมไดมิกของปฏิกิริยาการย่อยสลายปราศจากเชื้อก่อโรคและลดผลพลอยได้ที่ไม่ต้องการหลังการหมัก (Mamimin *et al*., 2012; Mamimin *et al.,* 2015)

4.2 ศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

ในการหาศักยภาพของการผลิตแก๊สไฮโดรเจนนั้นมีวัตถุประสงค์หลักเพื่อหาปริมาณสูงสุดของสารอินทรีย์ในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่สามารถถูกย่อยสลายแบบไร้อากาศได้ ดังนั้นในระบบการหมักต้องเป็นระบบที่มีสารอาหารที่จำเป็นเกินพอ จุลินทรีย์ที่ใช้จะต้องเป็นจุลินทรีย์ที่คุ้นชินกับซับสเตรทและมีปริมาณเพียงพอสำหรับทำหน้าที่ย่อยสลายสารอินทรีย์ ดังนั้นจึงเริ่มต้นด้วยการเตรียมกล้าเชื้อสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและนำเชื้อที่เตรียมได้ทดลองหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนต่อไป โดยผลการทดลองแสดงดังต่อไปนี้

4.2.1 การเตรียมกล้าเชื้อเทอร์โมฟิลิก

กล้าเชื้อเทอร์โมฟิลิกที่ใช้ในการทดลองนี้เป็นกล้าเชื้อผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มร่วมกับซีรัมน้ำยางสกิมที่สภาวะเทอร์โมฟิลิก (55 °C) ในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuously Stirred Tank Reactor, CSTR) ระดับห้องปฏิบัติการดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีการทำให้เกิดความคุ้นชิน (Acclimate) กับซับสเตรทของงานวิจัยนี้ก่อน โดยทำการหมักจนกว่าปริมาณสะสมคงที่ การทำให้คุ้นชินของกล้าเชื้อกับน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มแสดงดังรูปที่ 4.1



รูปที่ 4.1 ผลได้แก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ทำให้คุ้นชินกับกลุ่มเชื้อเทอร์โมไฟล์ที่สภาวะปฏิบัติการเทอร์โมฟิลิกจากเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (CSTR) ระดับห้องปฏิบัติการ (ชุด Positive control ใช้น้ำตาลซูโครส 10 g/L)

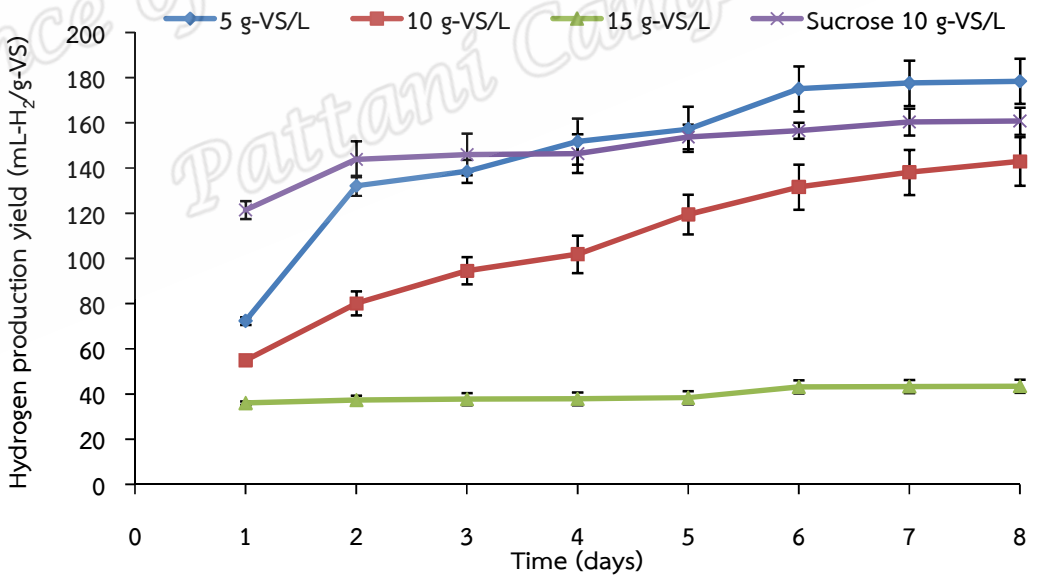
จากรูปที่ 4.1 แสดงผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากการทำให้กลุ่มเชื้อเทอร์โมไฟล์คุ้นชินกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มสำหรับการหมักเป็นระยะเวลา 8 วัน พบว่าการหมักในครั้งที่ 1 ให้ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนคือ 86 60 และ 47 mL-H_2/g-VS ของความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 5 10 และ 15 g-VS/L ตามลำดับ ซึ่งจากผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากการหมักในครั้งที่ 1 ถือว่าน้อยเมื่อเทียบกับการหมักในครั้งที่ 2 เนื่องจากเชื้อจุลินทรีย์ยังไม่สามารถปรับสภาพเข้ากับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ป้อนเข้าไปได้ และยังไม่สามารถทนต่อตัวยับยั้งการเจริญเติบโตของเชื้อที่มีอยู่ในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มได้แก่ ฟีนอลและสารประกอบฟีนอล (Limkhuansuwan and Chaiprasert, 2010; Alam *et al*., 2009) เมื่อนำกล้าเชื้อไปหมักต่อในครั้งที่ 2 ให้ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนคือ 131 117 และ 64 mL-H_2/g-VS ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากการหมักในครั้งที่ 2 เพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับการหมักในครั้งที่ 1 เนื่องจากเชื้อจุลินทรีย์เริ่มปรับสภาพหรือคุ้นชินกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มและตัวยับยั้งบางตัว เช่น ฟีนอลและสารประกอบฟีนอลที่มีอยู่ในน้ำทิ้งน้ำมันปาล์มโดยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศ (Mamimin *et al*., 2012) และเมื่อนำกล้าเชื้อไปหมักต่อในครั้งที่ 3 ให้ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนคือ 144 125 และ 38 mL-H_2/g-VS จะเห็นได้ว่าการหมักในครั้งที่ 2 และ 3 ให้ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนไม่ต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($P>0.05$) เพราะเชื้อจุลินทรีย์ปรับสภาพและคุ้นชินกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม และสามารถทนสารที่เป็นตัวยับยั้งในการเจริญเติบโตในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มได้ จนเข้าสู่สภาวะสมดุลระหว่างเชื้อและน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ยกเว้นความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 15 g-VS/L เพราะความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในระบบเป็นปัจจัยสำคัญที่สุดสำหรับการหมักแบบไร้อากาศ หากในระบบมี

ความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูง เชื้อที่ผลิตกรด (Acidogens) จะผลิตกรดระเหยง่ายและมีการสะสมของกรดระเหยง่ายในระบบมากขึ้น ทำให้เกิดการยับยั้งการเจริญเติบโตของเชื้อจุลินทรีย์สร้างกรด ไม่สามารถที่จะผลิตแก๊สไฮโดรเจนต่อไปได้ (Badiei *et al*., 2011)

เนื่องจากผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากการปรับสภาพให้เชื้อคุ้นชินกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้น 5 และ 10 g-VS/L คือ 144 และ 125 mL-H_2/g-VS คิดเป็นร้อยละ 24 และ 20 ของผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำตาลกลูโคสทางทฤษฎี (498 mL-H_2/g-glucose) สามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้ไม่แตกต่างกันมาก ดังนั้นจึงเลือกใช้เชื้อที่ผ่านการปรับสภาพให้คุ้นชินกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้น 10 g-VS/L ซึ่งเป็นเชื้อที่สามารถทนต่อความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในระบบได้มากกว่าเชื้อที่หมักในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้น 5 g-VS/L เพื่อหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มต่อไปในขั้นตอน 4.2.2 ต่อไป

4.2.2 ศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจน

ศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนโดยใช้กล้าเชื้อที่ได้จากการเตรียมในหัวข้อ 4.2.1 ซึ่งเป็นเชื้อ Thermophilic inoculums โดยแปรผันความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเป็น 5 10 และ 15 g-VS/L ศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากกระบวนการย่อยสลาย แบบไร้อากาศสองขั้นตอนแสดงดังรูปที่ 4.2

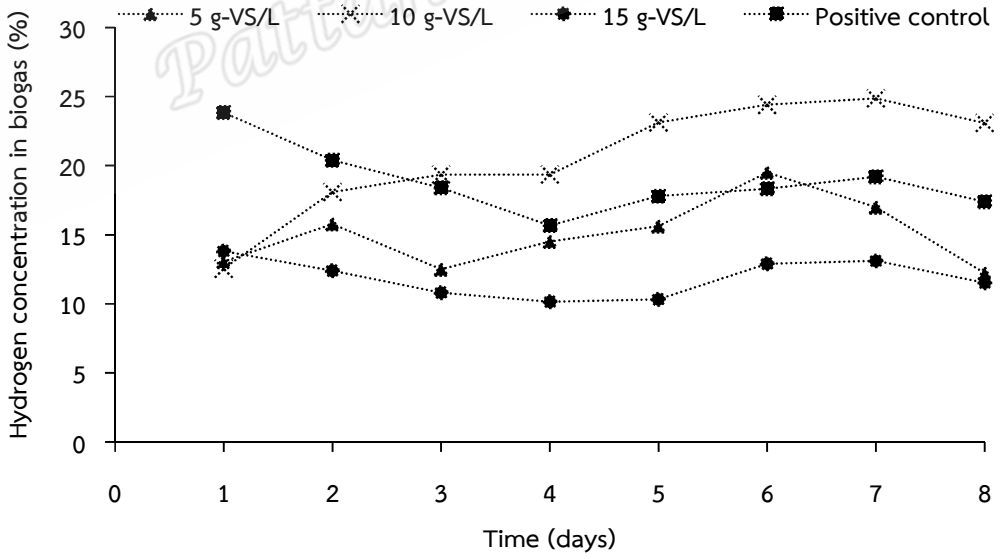


รูปที่ 4.2 ศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ ภายใต้อุณหภูมิเทอร์โมฟิลิก (55 °C) ด้วยหัวเชื้อเทอร์โมฟิลิก โดยน้ำตาลซูโครส 10 g/L เป็นชุด Positive control

Prince of Songkla University Pattani Campus

จากการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ ภายใต้อุณหภูมิเทอร์โมฟิลิก (55 °C) โดยใช้กล้าเชื้อที่เตรียมได้จากหัวข้อ 4.2.1 พบว่าความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 5 g-VS/L สามารถผลิตได้สูงถึง 178.44 mL-H_2/g-VS ซึ่งคิดเป็นร้อยละ 29.82 ของผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำตาลกลูโคสทางทฤษฎี (498 mL-H_2/g-glucose) ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่ความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 5 10 และ 15 g-VS/L คือ 178.44 142.97 และ 43.51 mL-H_2/g-VS ตามลำดับ คิดเป็น 6.2 4.92 และ 1.37 L-H_2/L-POME ตามลำดับ ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากชุด Positive control โดยใช้น้ำตาลซูโครส 10 g/L ให้ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจน 160.79 mL-H_2/g-sucrose ซึ่งใกล้เคียงกับงานวิจัยที่รายงานโดย Oh et al. (2004) โดยใช้ซูโครส 10 g/L ให้ผลผลิตเป็น 151 mL-H_2/g-sucrose

จากการผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่ความเข้มข้น 5 และ 10 g-VS/L สามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้ไม่แตกต่างกันมาก การเลือกใช้น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้น 10 g-VS/L จะช่วยลดปริมาณน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่จะปล่อยทิ้งออกสู่สิ่งแวดล้อมได้ดีที่สุด เมื่อเปรียบเทียบผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจากงานวิจัยของ O-Thong *et al.* (2008) ซึ่งผลิตแก๊สไฮโดรเจนในขวดหมักปริมาตร 150 mL โดยใช้น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มีค่าซีโอดี 85 g/L ปริมาตร 50 mL กลุ่มเชื้อ *Thermoanaerobacterium-rich* 5 mL และธาตุอาหารที่จำเป็น เช่น เหล็ก อัตราส่วนระหว่างคาร์บอนต่อไนโตรเจน และคาร์บอนต่อฟอสฟอรัส 100 mg/L 70 และ 550 ตามลำดับ พบว่าให้ผลผลิตได้แก๊สไฮโดรเจน 6.15 L-H_2/L-POME ซึ่งได้ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนใกล้เคียงกับงานวิจัยนี้ (6.2 L-H_2/L-POME) และเพื่อให้เกิดมูลค่าเพิ่ม ควรนำน้ำทิ้งหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจนไปผลิตแก๊สมีเทนต่อเพื่อเก็บเกี่ยวพลังงานในรูปแบบของแก๊สมีเทนต่อไป



รูปที่ 4.3 ความเข้มข้นแก๊สไฮโดรเจนที่ผลิตจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันเริ่มต้นต่าง ๆ โดยชุด Positive control ใช้น้ำตาลซูโครส 10 g/L

ความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนที่ผลิตจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันที่ปาล์มความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ ภายใต้อุณหภูมิเทอร์โมฟิลิก (55 $^{\circ}$C) ผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้สูงสุดร้อยละ 25 ของแก๊สทั้งหมดที่เกิดขึ้นในกระบวนการหมัก ที่ความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมัน 10 g-VS/L (แสดงดังรูปที่ 4.3) ซึ่งความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นในกระบวนการหมักจะขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาการย่อยสลายของสารอินทรีย์โดยจุลินทรีย์กลุ่มต่าง ๆ Batstone *et al*. (2002) ได้รายงานว่าปฏิกิริยาการย่อยสลายน้ำตาลกลูโคสที่เกิดขึ้นในกระบวนการหมักตามปฏิกิริยาที่ (1)-(5) โดยมีปฏิกิริยาที่ (1) และ (2) เท่านั้นที่ผลิตแก๊สไฮโดรเจน ซึ่งผลผลิตสูงสุดทางทฤษฎีคือ 498 mL-H_2/g-glucose จากปฏิกิริยาที่ (1) ซึ่งแก๊สไฮโดรเจนจะถูกผลิตออกมาพร้อมกรดอะซิติก รองลงมาที่ให้แก๊สไฮโดรเจนสูงคือการผลิตออกมาพร้อมกรดบิวทิริก (ปฏิกิริยาที่ (2)) ให้ผลผลิตทางทฤษฎีคือ 249 mL-H_2/g-glucose

$$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \longrightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2 \quad \Delta G^0 = -251.7 \text{ kJ/mol} \quad (1)$$

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow C_3H_7COOH + 2CO_2 + 2H_2 \quad \Delta G^0 = -264.0 \text{ kJ/mol} \quad (2)$$

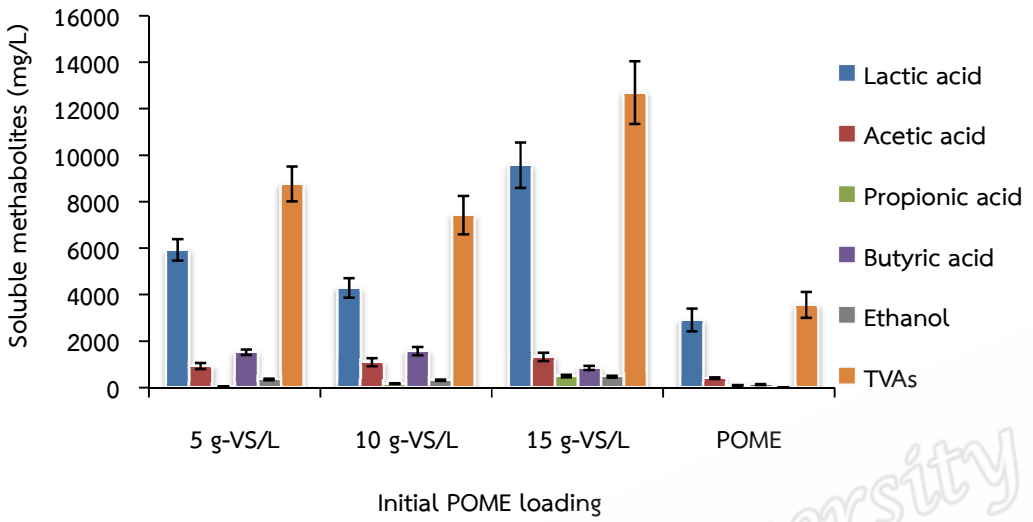
$$3C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 4CH_3CH_2COOH + 2CH_3COOH + 2CO_2 + 2H_2O \quad \Delta G^0 = -311.2 \text{ kJ/mol} \quad (3)$$

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2CH_3CHOHCOOH \quad \Delta G^0 = -118.4 \text{ kJ/mol} \quad (4)$$

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2CH_3CH_2OH + 2CO_2 \quad \Delta G^0 = -235.1 \text{ kJ/mol} \quad (5)$$

ในขณะเดียวกันหากในกระบวนการหมักเป็นไปตามสมการที่ (3) (4) และ (5) ซึ่งเป็นการผลิตกรดอะซิติกร่วมกับกรดโพรพิโอนิก การผลิตกรดแลคติก และการผลิตเอทานอล พบว่าไม่เกิดการผลิตแก๊สไฮโดรเจน ดังนั้นจึงทำให้ความเข้มข้นของในผลผลิตแก๊สแก๊สไฮโดรเจนในการทดลองนี้ลดลง โดยความเข้มข้นของกรดอินทรีย์ระเหยได้ (Volatile free fatty acid, VFA) และแอลกอฮอล์ที่เกิดขึ้นในระหว่างการหมักแก๊สไฮโดรเจน จะแสดงผลการทดลองดังรูปที่ 4.4 พบว่ากรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่ถูกผลิตขึ้นพร้อมกับการผลิตแก๊สไฮโดรเจน คือกรดแลคติก กรดอะซิติก กรดโพรพิโอนิก และกรดบิวทิริก โดยมีปริมาณความเข้มข้นอยู่ในช่วง 4289-9574 929-1320 43-496 และ 848-1516 mg/L ตามลำดับ ซึ่งเพิ่มขึ้นจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มีความเข้มข้นของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายเท่ากับ 2911 399 99 และ 132 mg/L ตามลำดับ

Prince of Songkla University Pattani Campus



รูปที่ 4.4 เมทาบอไลท์ในของเหลวหลังผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่อุณหภูมิเทอร์โมฟิลิก (55 °C) และในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

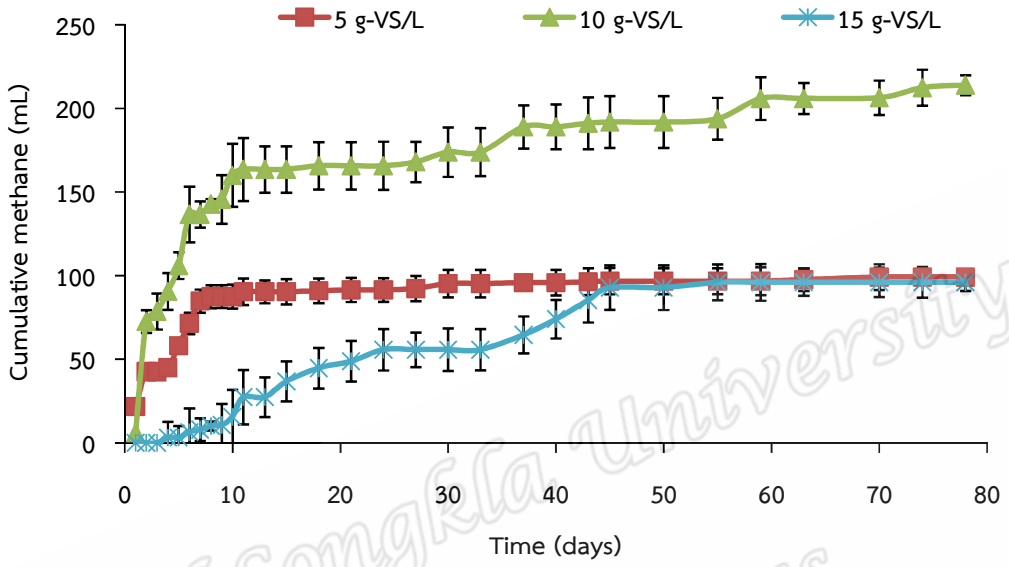
4.3 หาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนจากน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

การทดลองหาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนในงานวิจัยนี้เป็นการเปรียบเทียบระหว่างศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวโดยใช้น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มและศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยขั้นตอนที่สองของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจน แสดงผลการทดลองดังนี้

4.3.1 ศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยขั้นตอนที่สองของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

จากการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากของเหลวหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่ประกอบด้วยกรดอะซิติก กรดบิวทิริก กรดแลคติก กรดโพรพิโอนิก และแอลกอฮอล์ในขั้นตอน 4.2.2 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มต่าง ๆ ภายใต้อุณหภูมิห้อง (30 ±3 °C) ผลการทดลองแสดงดังรูปที่ 4.5 พบว่าเมื่อความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเพิ่มขึ้น ผลรวมของแก๊สมีเทนที่ผลิตจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนก็เพิ่มขึ้น ยกเว้นที่ความเข้มข้นสูงสุดของการทดลองนี้คือ 15 g-VS/L ผลรวมของแก๊สมีเทนลดลง โดยที่ความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 10 g-VS/L ให้ผลรวมของแก๊สมีเทนสูงสุดคือ 213.9 mL ในขณะที่ความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 5 และ 15 g-VS/L ให้ผลรวมแก๊สมีเทนเป็น 99.06 และ 95.94 mL ตามลำดับ ซึ่งผลรวมของแก๊สมีเทนที่ผลิตได้ที่ความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 5 และ 15 g-VS/L ไม่แตกต่างกันมีนัยสำคัญ ($P<0.5$) เมื่อความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเพิ่มขึ้น ปริมาณของคาร์โบไฮเดรตก็จะเพิ่มขึ้น ซึ่งการผลิตแก๊สไฮโดรเจนก็ควรจะเพิ่มขึ้น แต่เป็นที่ทราบดีว่าปริมาณของคาร์โบไฮเดรตที่สูงขึ้นจะมีผลต่อการยับยั้งการเจริญเติบโตของ

จุลินทรีย์เนื่องจากการสะสมของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายในปริมาณที่มากกว่าปกติ เป็นผลทำให้มีการผลิตแก๊สมีเทนลดลง (Kaparaju *et al*., 2009; Badiei *et al*., 2011)

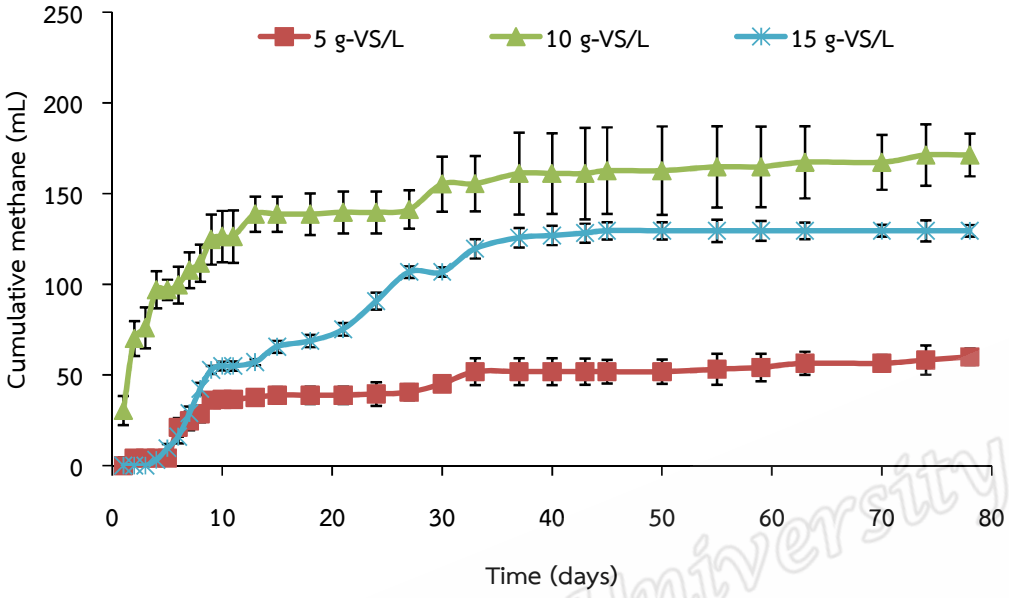


รูปที่ 4.5 การผลิตแก๊สมีเทนจากของเหลวหลังขั้นตอนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มต่าง ๆ ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

Prince of Songkla University Pattani Campus

4.3.2 ศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว

จากการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ ภายใต้อุณหภูมิเมโซฟิลิก (30 ±3) ผลการทดลองแสดงดังรูปที่ 4.6 พบว่าผลรวมของแก๊สมีเทนเพิ่มขึ้นจาก 60 mL เป็น 171.3 mL เมื่อความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มเพิ่มขึ้นจาก 5 g-VS/L เป็น 10 g-VS/L แต่เมื่อเพิ่มความเข้มข้นเป็น 15 g-VS/L ผลรวมแก๊สมีเทนลดลงเป็น 129.5 mL ซึ่งจากผลการทดลองนี้แสดงให้เห็นว่าความเข้มของสารอินทรีย์จะมีผลต่อกระบวนการหมักแบบไร้อากาศ เนื่องจากเมื่อสารอินทรีย์ในระบบการย่อยสลายเพิ่มขึ้นทำให้เกิดการผลิตกรดอินทรีย์ระเหยง่ายในระบบปริมาณมากขึ้น เป็นผลทำให้ความเป็นกรดด่างในระบบลดลงอย่างรวดเร็ว และทำให้เกิดการยับยั้งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์สร้างมีเทน (Methanogens) (Kaparaju *et al*., 2009)

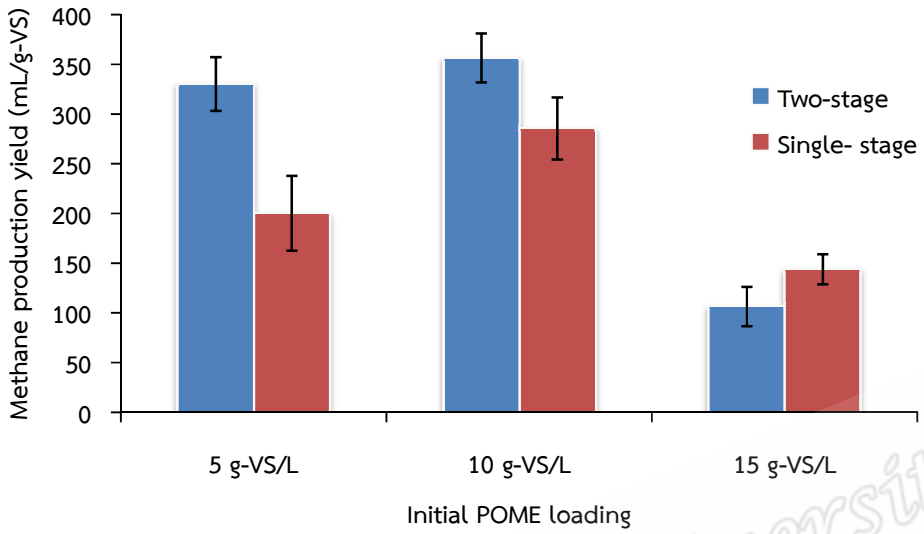


รูปที่ 4.6 การผลิตแก๊สมีเทนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว

Prince of Songkla University Pattani Campus

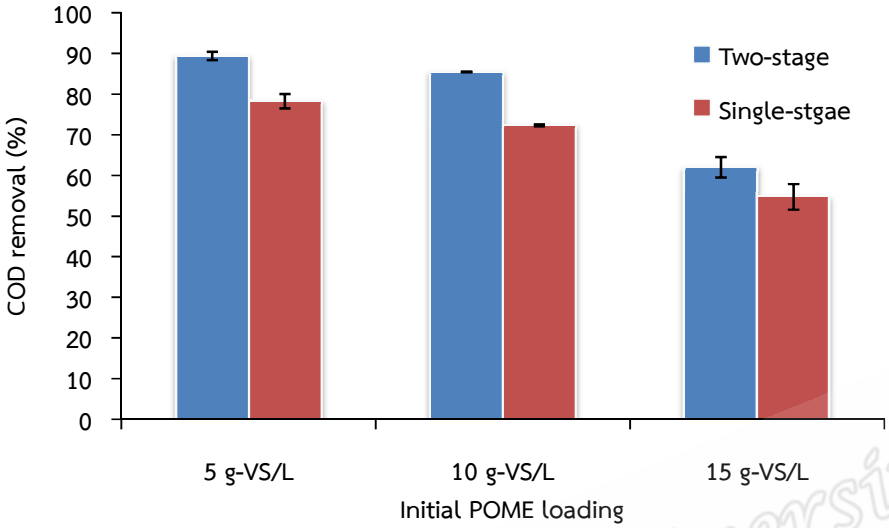
4.3.3 เปรียบเทียบศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน

การบำบัดน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยกระบวนการย่อยแบบไร้อากาศเป็นอีกหนึ่งทางเลือกที่น่าสนใจสำหรับการเปลี่ยนรูปแบบของของเสียอินทรีย์ให้เป็นแก๊สชีวภาพ ซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลได้ ในขณะเดียวกันกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสามารถกำจัดสารสารอินทรีย์ได้อีกด้วย โดยที่กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นเดียว ซึ่งเป็นกระบวนการที่นิยมใช้กันในปัจจุบัน ให้ผลผลิตสุดท้ายเป็นแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์แต่หากแยกการหมักออกเป็นสองถังหรือที่เรียกว่าการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน จะได้ผลผลิตเป็นแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน ในขั้นตอนแรกจะใช้แบคทีเรียกลุ่มผลิตกรด (Acidogens) ทำให้สามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้จากขั้นตอนนี้ ของเหลวหลังการหมักในขั้นตอนแรก ซึ่งมีกรดอินทรีย์ระเหยง่ายก็จะเป็นซับสเตรทให้กับขั้นตอนที่สอง ซึ่งจะผลิตแก๊สมีเทนเป็นหลักต่อไป โดยในการทดลองนี้เปรียบเทียบผลได้แก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายทั้งสองแบบ แสดงดังรูปที่ 4.7



รูปที่ 4.7 เปรียบเทียบผลได้แก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ

จากรูปที่ 4.7 แสดงการเปรียบเทียบผลได้แก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นต่าง ๆ พบว่าการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนให้ผลได้แก๊สมีเทนสูงกว่าการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว ยกเว้นที่ความเข้มข้นของน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 15 g-VS/L ผลได้แก๊สมีเทนจากการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนน้อยกว่าการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวเนื่องจากของเหลวหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจนในขั้นที่หนึ่งของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนซึ่งใช้เป็นซับสเตรทสำหรับผลิตแก๊สมีเทนมีปริมาณของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายสูงทำให้ความเป็นกรดด่างเริ่มต้นของการหมักต่ำเมื่อเทียบกับความเป็นกรดด่างเริ่มต้นที่ผลิตแก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว ทำให้เกิดการยับยั้งการเจริญเติบโตของกลุ่มจุลินทรีย์ผลิตแก๊สมีเทน เป็นผลทำให้ผลิตแก๊สมีเทนลดลง (Kaparaju *et al*., 2009) โดยที่ผลได้แก๊สมีเทนจากการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 5 10 และ 15 g-VS/L คือ 330.2 356.4 และ 106.6 mL-CH_4/g-VS ตามลำดับ ในขณะเดียวกันผลได้แก๊สมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 5 10 และ 15 g-VS/L คือ 200.1 285.5 และ 143.9 mL-CH_4/g-VS ตามลำดับ



รูปที่ 4.8 การกำจัดซีโอดีจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่าง ๆ

จากรูปที่ 4.8 แสดงให้เห็นว่าเมื่อสิ้นสุดการผลิตแก๊สมีเทนการกำจัดปริมาณซีโอดีรวมในระบบเท่ากับร้อยละ 89 85 และ 62 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากการสกัดน้ำมันปาล์ม 5 10 และ 15 g-VS/L ตามลำดับ ด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน การกำจัดปริมาณซีโอดีจะลดลงเมื่อความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันเพิ่มขึ้น และการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนสามารถกำจัดปริมาณซีโอดีได้มากกว่าอย่างมีนัยสำคัญ เมื่อเปรียบเทียบกับการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวซึ่งจะสอดคล้องกับผลได้ของแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้น

ตารางที่ 4.2 สรุปผลการหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจน แก๊สมีเทนและพลังงานจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน

Initial POME loading (g-VS/L)		Yield (mL/g-VS)		% of theoretical yield		Energy product (kJ/g-VS)		
		H_2	CH_4	H_2	CH_4	H_2	CH_4	Total
Two stage AD	5	178.4	330.2	29.82	79.1	1.89	10.6	12.46
	10	142.7	356.4	23.90	85.4	1.57	11.4	12.97
	15	43.51	106.6	6.55	25.5	0.46	3.4	3.86
Single stage AD	5	-	200.1	-	47.9	-	6.4	6.4
	10	-	285.5	-	68.9	-	9.1	9.1
	15	-	143.9	-	34.5	-	4.6	4.6

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ 4.2 แสดงสรุปผลการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจน แก๊สมีเทนและพลังงานจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน พบว่าจากการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนให้ผลผลิตทั้งแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน อีกทั้งยังให้ผลได้แก๊สมีเทนสูงกว่าการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว ด้วยผลดังกล่าวทำให้การย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนให้ผลได้พลังงานเพิ่มขึ้นอีกด้วย โดยพลังงานรวมที่ได้จากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนคิดเป็น 12.46 และ 12.97 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม 5 และ 10 g-VS/L ตามลำดับ ดังนั้นกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนเป็นอีกหนึ่งทางเลือกที่น่าสนใจสำหรับการเปลี่ยนรูปแบบของของเสียอินทรีย์ให้เป็นแก๊สชีวภาพ ซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลได้ และยังสามารถกำจัดสารสารอินทรีย์ในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำปาล์มได้ เพื่อลดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมต่อไป

4.4 ทดลองความเป็นไปได้ในการดำเนินการในระบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง

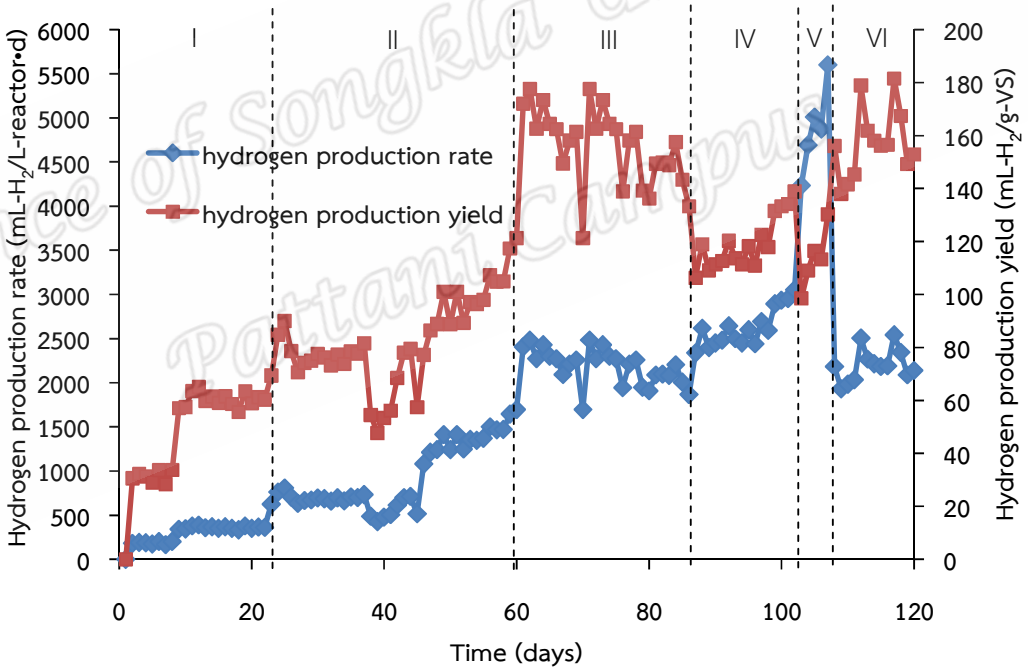
ในขั้นตอนดำเนินการในระบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องได้ออกแบบระบบเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนในขั้นตอนที่หนึ่งและแก๊สมีเทนในขั้นตอนที่สอง เริ่มต้นหมักในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) โดยใช้น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม โรงงานปาล์มพัฒนาชายแดนใต้ จำกัด เป็นซับสเตรท และผลิตแก๊สมีเทนในขั้นตอนที่สองในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบท่อไหล (Plug Flow Reactor, PFR) โดยใช้น้ำทิ้งหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจนในขั้นตอนที่หนึ่งเป็นซับสเตรท โดยมีผลการทดลองดังนี้

4.4.1 การผลิตแก๊สไฮโดรในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR)

การผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องขนาด 2 L โดยใช้โซเดียมไบคาร์บอเนต ($NaHCO_3$) 5 g/L เพื่อปรับความเป็นกรดด่างเริ่มต้นของซับสเตรทให้มีค่าอยู่ในช่วง 6-7 และเพื่อรักษาความเป็นกรดด่างในระบบให้อยู่ในช่วงของ 5-6 ซึ่งเป็นค่าที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์ชนิดสร้างกรด (Kongjan *et al*., 2011) การผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องจะเริ่มต้นหลังจากเริ่มระบบ 2 วัน และแปรผันระยะเวลาการกักกเก็บของเหลวในระบบ (Hydraulic retention time, HRT) เป็น 7 5 3 2 และ 1 วัน ซึ่งจะเทียบเท่ากับอัตราบรรทุกสาร (Organic loading rate, OLR) เป็น 6 9 14 22 และ 43 g-VS/L-reactor·d ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบจะถูกเปลี่ยนเมื่อปริมาตรแก๊สชีวภาพที่วัดโดยใช้หลักการแทนที่น้ำและค่าความเป็นกรดด่างที่มีการเปลี่ยนแปลงน้อยกว่าร้อยละ 10 โดยผลการทดลองแสดงดังรูปที่ 4.9

จากรูปที่ 4.9 แสดงอัตราการผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม พบว่าแก๊สไฮโดรเจนจะเกิดขึ้นตั้งแต่เริ่มต้นระบบที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ 7 วัน ซึ่งแสดงให้เห็นว่ากลุ่มเชื้อที่ผลิตกรด (Acidogenic bacteria) ในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องอยู่ในสภาวะกระตุ้น (Active) แต่อย่างไรก็ตามระบบจะเริ่มคงที่หลังจากสิบวันที่เริ่มระบบ โดยมีอัตราการผลิตแก๊สไฮโดรเจนเฉลี่ยเป็น 361.6 mL-

H_2/L-reactor·d เทียบเท่ากับผลได้แก๊สไฮโดรเจนเป็น 61 mL-H_2/g-VS จากนั้นทำการทดสอบสมรรถนะของระบบโดยการลดระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเป็น 5 และ 3 วัน พบว่าอัตราการผลิตและผลได้แก๊สไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้นเป็น 696.4 mL-H_2/L-reactor·d (เทียบเท่าผลได้แก๊สไฮโดรเจนเป็น 90 mL-H_2/g-VS) และ 2185.9 mL-H_2/L-reactor·d (เทียบเท่าผลได้แก๊สไฮโดรเจนเป็น 156 mL-H_2/g-VS) ตามลำดับ ในขณะเดียวกัน เมื่อลดระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเป็น 2 และ 1 วัน อัตราการผลิตและผลได้แก๊สไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้นเป็น 2647.4 mL-H_2/L-reactor·d และ 5045.3 mL-H_2/L-reactor·d แต่ผลได้แก๊สไฮโดรเจนลดลงเป็น 120 mL-H_2/g-VS และ 117 mL-H_2/g-VS ตามลำดับ ซึ่งจากผลดังกล่าวแสดงให้เห็นว่า ที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ 7 และ 5 วัน มีอัตราบรรทุกสารอินทรีย์ต่ำ อาจจะไม่เพียงพอต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ในขณะเดียวกันที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ 2 และ 1 วัน มีอัตราบรรทุกสารอินทรีย์สูงเกินไป (Overload condition) จากนั้นจึงปรับเพิ่มระยะเวลาการกักเก็บน้ำของเหลวในระบบกลับเป็น 3 วัน ซึ่งพบว่าผลของไฮโดรเจนมีค่าใกล้เคียงกับผลได้ของแก๊สไฮโดรเจนที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเท่ากับ 3 วัน ก่อนที่จะปรับลดระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเป็น 2 วัน

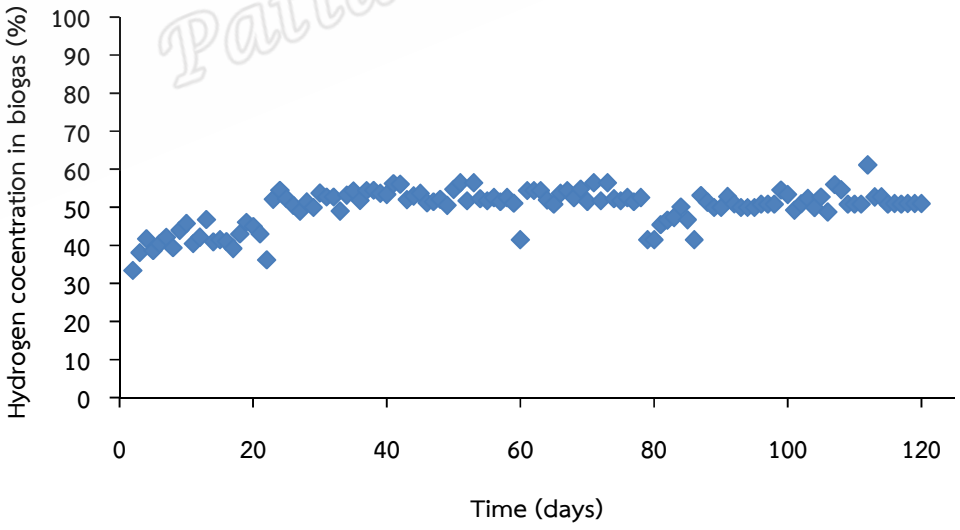


รูปที่ 4.9 อัตราการผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องที่ HRT I) 7 วัน II) 5 วัน III) 3 วัน IV) 2 วัน V) 1 วัน และ VI) 3 วัน

การผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม โดยแปรผันระเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ ในงานวิจัยครั้งนี้ ให้ผลได้แก๊สไฮโดรเจนสูงสุดคือ 156 mL-H_2/g-VS ซึ่งให้ผลได้แก๊สไฮโดรเจนที่น้อยกว่าที่รายงานโดย

Mamimin *et al.* (2015) ที่ศึกษาการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำปาล์มภายใต้อุณหภูมิ 55 °C ที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ 2 วัน เทียบเท่ากับอัตราบรรทุกสารเป็น 60 g-COD/L-reactor·d ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเอเอสบีอาร์ (Anaerobic Sequencing Batch Reactor, ASBR) ผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้เท่ากับ 210 mL-H_2/g-COD (326.4 mL-H_2/g-VS) อย่างไรก็ตามในงานวิจัยของ Mamimin *et al.* (2015) มีการเติมเหล็ก ฟอสฟอรัสจากโซเดียมไฮโดรเจนฟอสเฟต (Na_2HPO_4·$2H_2O$) และไนโตรเจนจากแพปโตน (Peptone) เพื่อปรับอัตราส่วนระหว่างคาร์บอนต่อไนโตรเจน และคาร์บอนต่อฟอสฟอรัสให้เหมาะสม ในขณะที่ในงานวิจัยนี้ไม่มีการเติมสารเคมีเพิ่มเติมนอกจากโซเดียมไบคาร์บอเนตเพื่อปรับความเป็นกรดด่างและเป็นบัฟเฟอร์

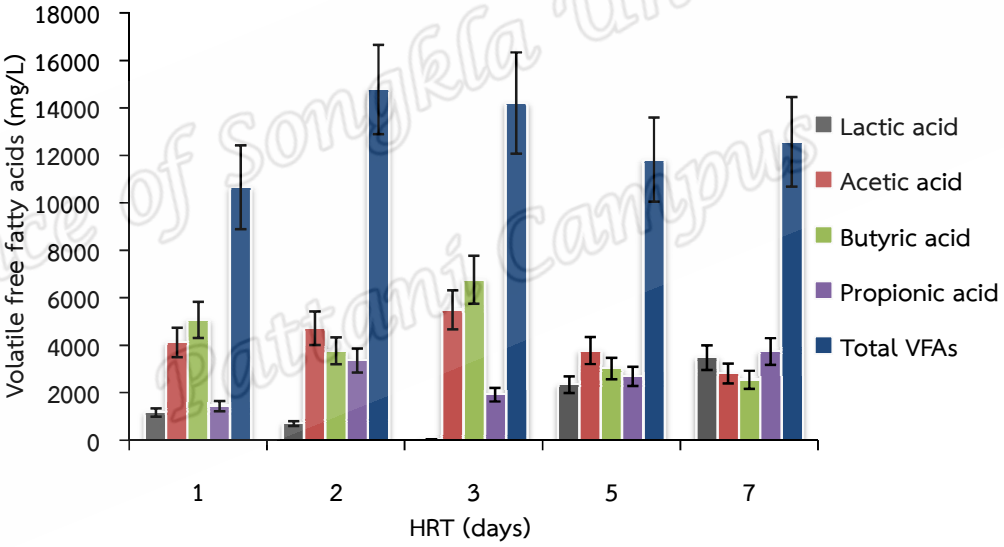
ความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ ภายใต้อุณหภูมิเทอร์โมฟิลิก (55 °C) อยู่ในช่วงร้อยละ 46-53 แสดงดังรูปที่ 4.10 ซึ่งความเข้มข้นของที่เกิดขึ้นในกระบวนการหมักจะขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาการย่อยสลายของสารอินทรีย์โดยจุลินทรีย์กลุ่มต่าง ๆ ในระหว่างการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจุลินทรีย์กลุ่มต่าง ๆ จะเปลี่ยนสารอินทรีย์ในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มไปเป็นแก๊สไฮโดรเจน โดยตามทฤษฎีสามารถผลิตที่มีความเข้มข้นสูงสุดได้ร้อยละ 67 ซึ่งจะถูกผลิตออกมาพร้อมกรดอะซิติก ดังนั้นในเชิงการทดลองความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนไม่ควรเกินร้อยละ 67 เนื่องจากตามทฤษฎีการผลิตกรดอะซิติกร่วมกับกรดโพรพิโอนิก กรดแลคติก และการผลิตเอทานอล จะไม่เกิดการผลิตแก๊สไฮโดรเจน ดังนั้นจึงทำให้ความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนการทดลองนี้น้อยกว่าน้อยกว่าร้อยละ 67 ระหว่างการย่อยสลายแบบไร้อากาศของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มในการทดลองนี้ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์จะที่ถูกผลิตขึ้นพร้อมแก๊สไฮโดรเจนในช่วงร้อยละ47-54 และ 0-0.25 ตามลำดับ



รูปที่ 4.10 ความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนที่ผลิตจากกระบวนการย่อยสลายน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ

กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศมีปริมาณของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่ถูกผลิตขึ้นพร้อมกับการผลิตแก๊สไฮโดรเจน โดยการผลิตกรดอะซิติกและกรดบิวทิริกจะให้แก๊สไฮโดรเจนสูงสุด จะสอดคล้องกับการทดลองนี้ ซึ่งแสดงดังรูปที่ 4.11 โดยมีความเข้มข้นของกรดอะซิติกอยู่ในช่วง 2810-5495 mg/L และกรดบิวทิริกอยู่ในช่วง 2543-6759 mg/L จากผลการทดลองกรดอะซิติกและกรดบิวทิริกจะลดลงเมื่อระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเพิ่มขึ้น ซึ่งจะสอดคล้องกับผลการผลิตที่ลดลงด้วยเช่นกัน

ตามทฤษฎีดังแสดงในสมการที่ (1)-(5) การผลิตแก๊สไฮโดรเจนโดยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน โดยจุลินทรีย์จะเปลี่ยนสารอินทรีย์เป็นเพียงร้อยละ 33 และในขณะเดียวกันก็ผลิตกรดอินทรีย์ระเหยง่าย ตัวอย่างเช่น กรดอะซิติก กรดบิวทิวริก กรดแลคติกและกรดโพรพิโอนิก สะสมในของเหลวหลังการหมักคิดเป็นร้อยละ 77 ของสารอินทรีย์เริ่มต้น ทำให้มีค่าซีโอดีที่สูงไม่สามารถปล่อยสู่สิ่งแวดล้อมได้โดยตรงเนื่องจากก่อให้เกิดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมตามมาดังนั้นเพื่อให้ลดปัญหามลพิษและเพื่อให้เกิดมูลค่าเพิ่ม ควรนำน้ำทิ้งหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจนไปผลิตแก๊สมีเทนต่อเพื่อเก็บเกี่ยวพลังงานในรูปแบบของแก๊สมีเทนต่อไป

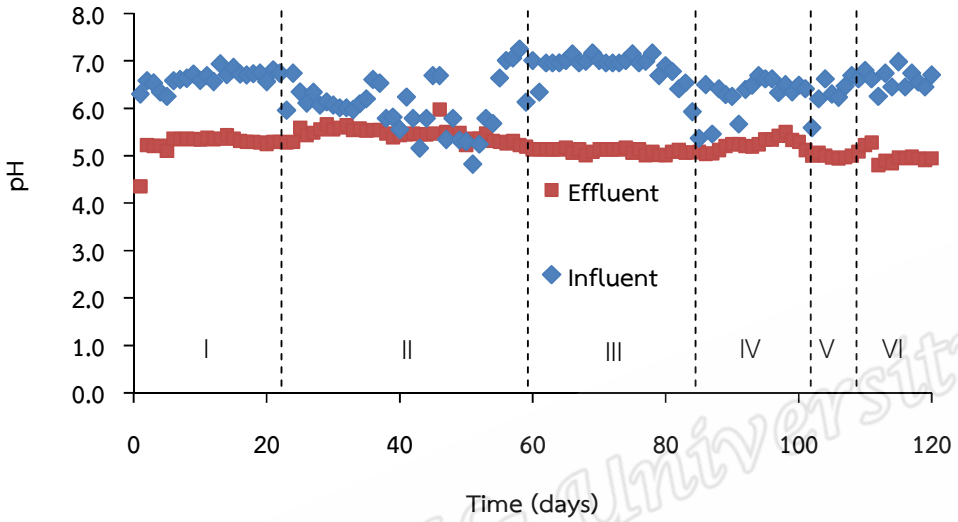


รูปที่ 4.11 ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่เกิดขึ้นระหว่างการผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ CSTR ที่ ที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ

การสะสมของปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายในระหว่างการผลิต จึงทำให้ค่าความเป็นกรดด่างของของเหลวขาออกลดลงเมื่อเทียบกับความเป็นกรดด่างของซับเตรทขาเข้า ซึ่งจะแสดงผลดังรูปที่ 4.12 พบว่า ความเป็นกรดด่างก่อนเข้าระบบจะถูกควบคุมให้อยู่ในช่วง 6-7 ด้วย 5 g-$NaHCO_3$/L เพื่อให้ความเป็นกรดด่างในระบบหมักอยู่ในช่วง 5-6 ซึ่งเป็นค่าที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์ชนิดสร้างกรด (Kongjan *et al.*, 2011) เนื่องจากความเป็นกรดด่างเป็นตัวแปรหนึ่งที่มีความสำคัญต่อการเจริญเติบโตของกลุ่มจุลินทรีย์ที่ผลิตแก๊สไฮโดรเจน ดังนั้นจึงจำเป็นต้องควบคุมความเป็นกรดด่างของสารอินทรีย์ก่อนเข้าระบบ เมื่อเกิดการย่อยสลายของสารอินทรีย์ทำให้เกิดการสะสมของกรด

Prince of Songkla University Pattani Campus

อินทรีย์ระเหยง่าย ส่งผลทำให้ความเป็นกรดด่างที่ออกจากระบบซึ่งเป็นตัวแทนของความเป็นกรดด่างในระบบลดลง โดยความเป็นกรดด่างที่ออกจากระบบในการทดลองนี้อยู่ในช่วง 5.52-4.98



รูปที่ 4.12 ความเป็นกรดด่างเริ่มต้นและสุดท้ายในระหว่างการผลิตแก๊สไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ CSTR ที่ HRT I) 7 วัน II) 5 วัน III) 3 วัน IV) 2 วัน V) 1 วัน และ VI) 3 วัน

กระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนด้วยขั้นตอนที่หนึ่งของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ดำเนินการในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องที่แปรผันระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ สามารถสรุปสรรถนะของเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องได้ดังแสดงในตารางที่ 4.3 พบว่าระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ 3 วัน เทียบเท่าอัตราการป้อนสารอินทรีย์ 14 g-VS/L-reactor·d ให้ประสิทธิภาพสูงสุด โดยสามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจน 2185.9 mL-H_2/L-reactor·d เทียบเท่าผลได้ไฮโดรเจน 156 mL-H_2/g-VS สามารถกำจัดซีโอดีร้อยละ 15.3

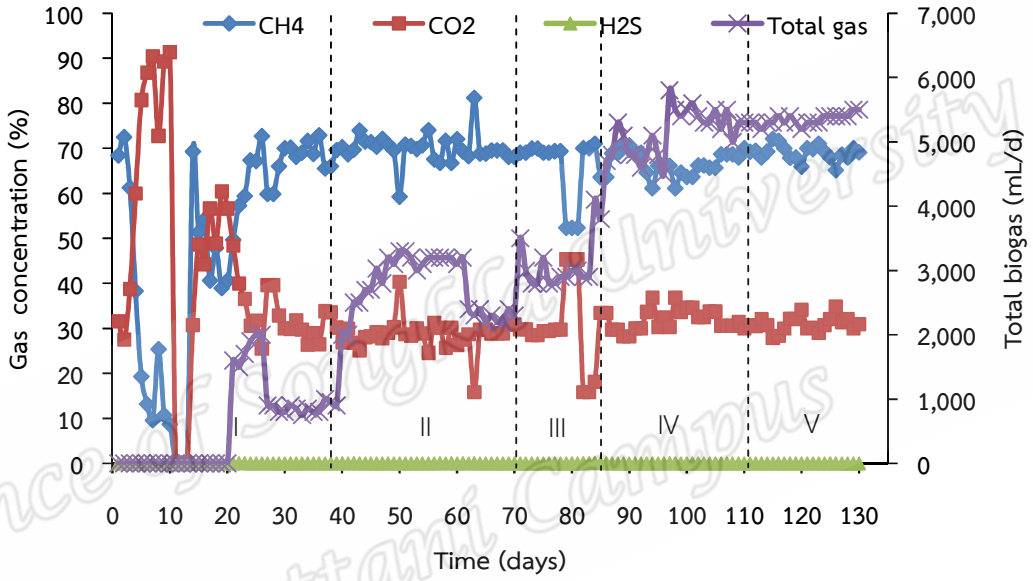
ตารางที่ 4.3 ประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบกวนต่อเนื่องสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

HRT (days)	7	5	3	2	1
OLR (g-VS/L-reactor·d)	6	9	14	22	43
H_2 Yield (mL-H_2/g-VS)	61±2.64	90±5.06	156±15.63	120±9.7	117±9.13
H_2 production rate (mL-H_2/L-reactor·d)	0.36±0.016	0.70±0.05	2.18±0.201	2.65±0.215	5.04±0.392
% H_2	46±3.29	50±1.94	53±4.08	50±1.51	50±2.8
pH	5.52±0.05	5.46±0.08	5.20±0.04	5.3±0.1	4.98±0.02
COD removal (%)	12.1±0.02	13.1±0.05	15.3±0.15	14.1±0.25	13.9±0.27

Prince of Songkla University Pattani Campus

4.4.2 การผลิตแก๊สมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบท่อไหล (Plug Flow Reactor, PFR)

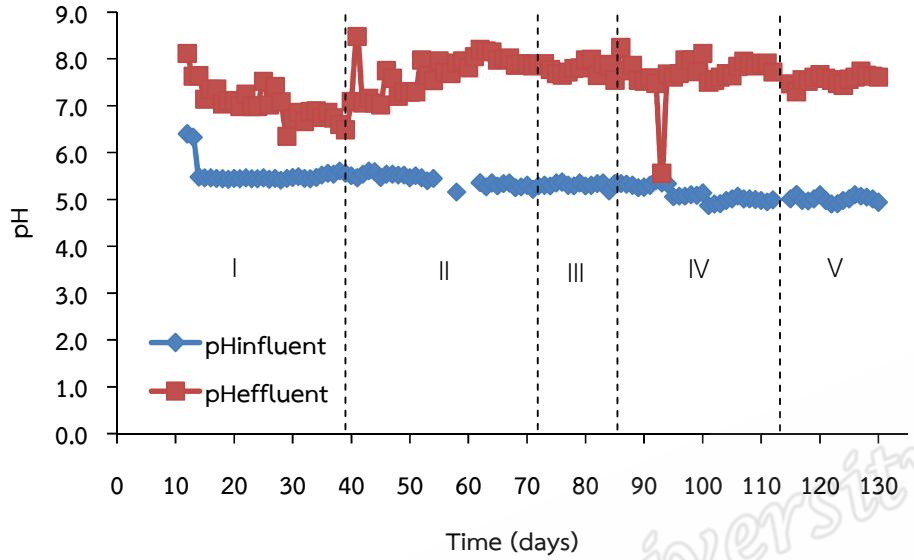
ในขั้นตอนนี้เป็นผลิตแก๊สมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดแบบท่อไหล (Plug Flow Reactor, PFR) ขนาด 9020 mL โดยมีปริมาตรการทำงาน 7000 mL โดยใช้อัตราการไหลเริ่มต้นที่เทียบเท่ากับ HRT 40 วัน เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวซึ่งตรวจสอบจากปริมาตรการผลิตแก๊สในแต่ละวันเบี่ยงเบนไม่เกินร้อยละ 10 โดยทำการไหลวนของเหลวด้วยอัตราการไหลวน 60 mL/min เป็นเวลา 24 ชั่วโมง และแปรผันระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ เป็น 40 80 60 40 และ 35 วัน โดยแสดงผลดังรูปที่ 4.12



รูปที่ 4.13 ความเข้มข้นของแก๊สมีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ ไฮโดรเจนซัลไฟด์ และปริมาตรแก๊สทั้งหมด ที่ HRT I) 40 วัน II) 80 วัน III) 60 วัน IV) 40 วัน และ V) 35 วัน

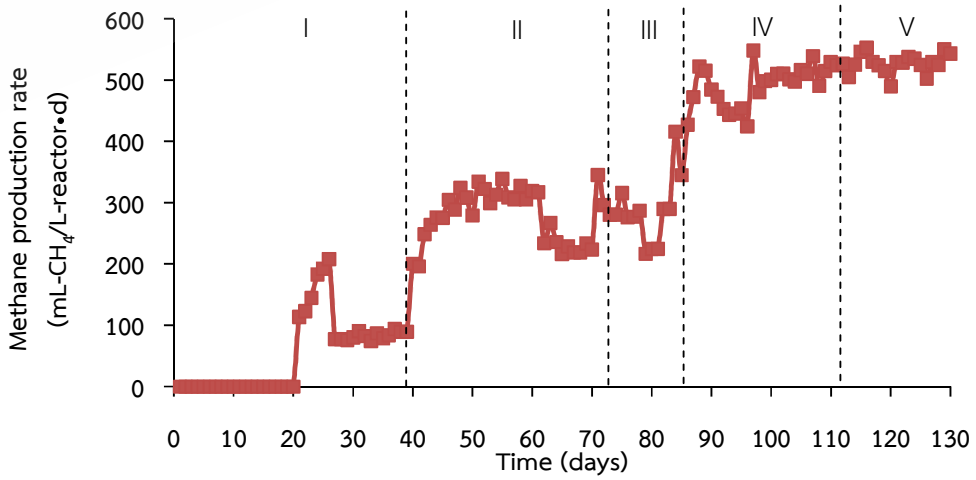
จากรูปที่ 4.13 พบว่าในช่วงเริ่มต้นระบบ 20 วันแรก ความเข้มข้นแก๊สมีเทนในแก๊สชีวภาพมีประมาณร้อยละ 45 แต่อัตราการผลิตแก๊สเป็นศูนย์ เนื่องจากถังปฏิกรณ์รั่ว และจึงทำการซ่อมแซมและเริ่มระบบใหม่ จากนั้นตั้งแต่วันที่ 20-40 ความเข้มข้นแก๊สมีเทนในแก๊สชีวภาพเพิ่มขึ้นประมาณร้อยละ 60 อัตราการผลิตแก๊สมีเทนเพิ่มขึ้นเฉลี่ยเป็น 107.4 mL-CH_4/L-reactor$\cdot$d เทียบเท่ากับผลได้แก๊สมีเทนเท่ากับ 103.4 mL-CH_4/g-VS ซึ่งถือว่าน้อยมากเมื่อเทียบกับแก๊สมีเทนทางทฤษฎี เนื่องจากจุลินทรีย์ผลิตแก๊สมีเทนยังมีปริมาณน้อยและมีการเจริญเติบโตช้ากว่าแบคทีเรียสร้างกรด ทำให้เกิดการสะสมของกรดไขมันระเหยง่ายในเครื่องปฏิกรณ์ในปริมาณที่สูง ซึ่งสัมพันธ์กับความเป็นกรดด่างเฉลี่ยขาออกที่ลดลงเท่ากับ 7.03 (แสดงดังรูปที่ 4.14) ดังนั้นจึงเพิ่มระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเป็น 80 วัน เพื่อให้จุลินทรีย์กลุ่ม methanogens สามารถย่อยกรดไขมันระเหยง่ายได้ทัน และเป็นการเพิ่มจำนวนประชากรของจุลินทรีย์

Prince of Songkla University Pattani Campus



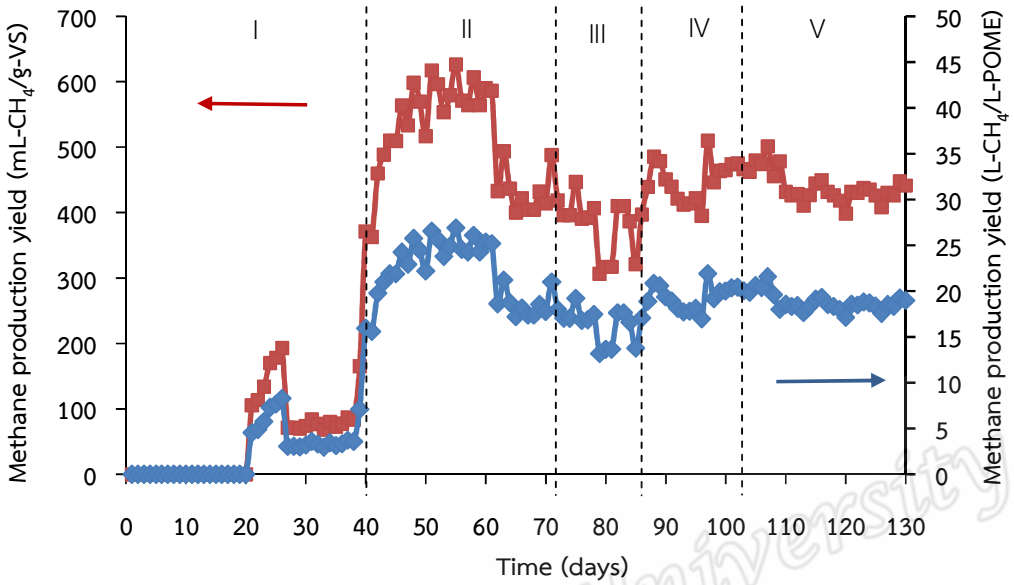
รูปที่ 4.14 ความเป็นกรดด่างเริ่มต้นและสุดท้ายในระหว่างการผลิตแก๊สมีเทน ที่ HRT I) 40 วัน II) 80 วัน III) 60 วัน IV) 40 วัน และ V) 35 วัน

การเพิ่มระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเป็น 80 วัน เพื่อให้จุลินทรีย์กลุ่ม methanogen ย่อยกรดไขมันระเหยง่ายได้เพิ่มขึ้น สามารถทำให้อัตราการผลิตแก๊สมีเทนเฉลี่ยสูงขึ้นเป็น 286 mL-CH_4/L-reactor·d (แสดงดังรูปที่ 4.15) ความเป็นกรดด่างขาออกเพิ่มขึ้นเป็น 8.15 แสดงให้เห็นการเริ่มต้นระบบที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบสูงสามารถทำให้จุลินทรีย์สามารถเจริญเติบโตและแข็งแรงมากขึ้น จากนั้นทำการทดสอบสมรรถนะของระบบโดยลดระยะเวลาการกักเก็บเป็น 60 40 และ 35 วัน ให้อัตราการผลิตแก๊สมีเทนเฉลี่ยเป็น 271 484 และ 527 mL-CH_4/L-reactor·d ตามลำดับ



รูปที่ 4.15 อัตราการผลิตแก๊สมีเทนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ ที่ HRT I) 40 วัน II) 80 วัน III) 60 วัน IV) 40 วัน และ V) 35 วัน

Prince of Songkla University Pattani Campus

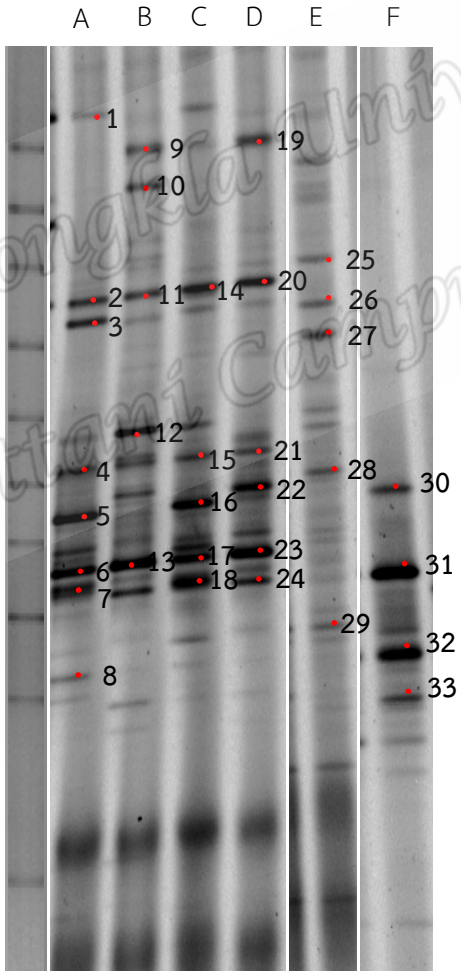


รูปที่ 4.16 ผลได้แก๊สมีเทนที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบต่าง ๆ จากน้ำทิ้งหลังการหมักแก๊สไฮโดรเจน ที่ HRT I) 40 วัน II) 80 วัน III) 60 วัน IV) 40 วัน และ V) 35 วัน

รูปที่ 4.16 แสดงผลได้แก๊สมีเทนจากน้ำทิ้งหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจนในขั้นตอนที่หนึ่ง โดยในช่วงที่ I-II หรือระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเท่ากับ 40 และ 80 วัน เป็นช่วงของการเริ่มต้นระบบเพื่อให้จุลินทรีย์คุ้นชินและเป็นการเพิ่มจำนวนประชากร ผลได้มีเทนในช่วงการหมักที่ III–V หรือที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบเท่ากับ 60 40 และ 35 วัน พบว่าให้ผลได้แก๊สมีเทนเฉลี่ยเป็น 398 450 และ 429 mL-CH_4/g-VS เทียบเท่ากับ 18.3 19.3 และ 18.5 L-CH_4/L-POME ตามลำดับ (แสดงดังรูปที่ 4.16) และสามารถบำบัดซีโอดีรวมเท่ากับร้อยละ 81 การทดลองนี้แสดงให้เห็นว่าการใช้น้ำทิ้งหลังการผลิตจากขั้นตอนแรกของกระบวนการย่อยแบบไร้อากาศสองขั้นตอน ทำให้เพิ่มศักยภาพในการผลิตแก๊สมีเทนได้ในขั้นตอนที่สองของกระบวนการย่อยแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

การผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล จากน้ำทิ้งหลังการผลิตไฮโดรเจนในโดยแปรผันระเวลาการกักเก็บต่าง ๆ ในงานวิจัยครั้งนี้ ให้ผลได้แก๊สมีเทนสูงสุดคือ 429 mL-CH_4/g-VS ซึ่งให้ผลแก๊สมีเทนที่น้อยกว่าที่รายงานโดย Mamimin *et al*. (2015) ที่ศึกษาการผลิตมีเทนจากน้ำทิ้งหลังการผลิตไฮโดรเจนภายใต้อุณหภูมิห้อง ที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในระบบ 15 วัน เทียบเท่ากับอัตราบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 15 g-COD/L reactor·d ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเอเอสบีอาร์ (Anaerobic sequencing batch reactor, ASBR) ในงานวิจัยของ Mamimin *et al.* (2015) ซึ่งผลิตแก๊สมีเทนได้เท่ากับ 489 mL-CH_4/g-VS (315 mL-CH_4/g-COD) แต่อย่างไรก็ตามมีการเติมเหล็ก ฟอสฟอรัสและไนโตรเจนเพื่อปรับอัตราส่วนระหว่าง คาร์บอนต่อไนโตรเจน และคาร์บอนต่อฟอสฟอรัสที่เหมาะสมในขั้นตอนการผลิตไฮโดรเจน ในขณะที่ในงานวิจัยนี้ไม่มีการเติมสารเคมีเพิ่มเติม นอกจากโซเดียมไบคาร์บอเนตเพื่อปรับความเป็นกรดด่างและเป็นบัฟเฟอร์

การผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนแบบป้อนต่อเนื่องด้วยกระบวนการย่อยลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม เมื่อวิเคราะห์โครงสร้างประชากรจุลินทรีย์ที่เกี่ยวข้องการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน พบว่าในขั้นตอนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกักเก็บต่าง ๆ กลุ่มเชื้อจุลินทรีย์ที่เด่นด้วย *Clostridium* sp. *Enterobacter* sp. ดังแสดงในรูปที่ 4.17 และตารางที่ 4.4 โดยที่ *Clostridium* sp. และ *Enterobacter* sp. เป็นจุลินทรีย์ที่พบในระบบที่ผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้ดี (Chen *et al.,* 2005) นอกจากนี้ยังพบ *Lactobacillus* sp ซึ่งเป็นกลุ่มแบคทีเรียที่ผลิตกรดแลคติก และ *Pelotomaculum* sp. ซึ่งเป็นกลุ่มแบคทีเรียที่ผลิตกรดโพรพิโอนิก ในขณะเดียวกันขั้นตอนการผลิตแก๊สมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล พบว่าโครงสร้างประชากรอาเคียร์เด่นด้วย *Methanocorpusculum* sp. และ *Methanothrix* sp. ดังแสดงในรูปที่ 4.17 และตารางที่ 4.4



Prince of Songkla University Pattani Campus

รูปที่ 4.17 โครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจน (A-D) และมีเทน (E-F) แบบป้อนต่อเนื่องจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ระยะเวลาการกักเก็บเหลวในระบบต่าง ๆ โดยที่ A) 2 วัน B) 3 วันC) 5 วัน D) 7 วัน E) 35 วัน (แบคทีเรีย) F) 35 วัน (อาเคียร์)

ตารางที่ 4.4 ผลการ blast ของ DGGE bands (รูปที่ 4.17) กับฐานข้อมูล Gen Bank

Band	Blast match	Acess No.	Sequence
1	*Weissella* sp.	JX44n1804	TCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGAATCTTCCACAATGGGCGAAAGCCTGATGGAGCAACGCCGCGTGTGTGATGAAGGGTTTCGGCTCGTAAAACACTGTTGTAAGAGAAGAATGACATTGAGAGTAACTGTTCAATGTGTGACGGTATCTACCAGAAGAACGGAAC
2	*Enterobacter* sp.	CP000653	CTCTAAGGGGAGGAAGCAGGAGGGATTCTTACAGAAGGGAGGAAGAGGGGGATGAGAGCAAAACGGGGGGAGGAAGAGGGATTGGGGTTGGGAAAGGTAAGAAGGTGGTGAGGAAGGAGAGAGGTGGAAACGGGTCGGTAAAGATGACCGTATCGAGAGGAGCAGAGTGCC
3	*Pseudomonas* sp.	GU335250	TCTTACGGGAGGAGCAGTGGGGATTCTTCCGCAAGGGGGCAGTGGGGGATGGAGCACCACGGGGGGAGGAAGAAGGTTTTGGGTTGGTAAAGCTATGTTGGTGGGAGGAAGTAAGGGGTGGTAAGGTGTCTGTAAGTTGACCGTATCAAGAGGAGCACGAGCGCC
4	Acinetobacter sp.	DQ859900	GTGTTTTTTCCTCTTACGGAAGGAACAAGTGGGAAATTCCACCAGAGGGAGCAATGGGGGATGAAGCAACCGGAGGAAAGTAAGAAGCGTTTGGGCTCGAAAAGCTAAGAAGGTGAGAGGAACGTAAAGCAGAGAAACCTGTGAGAAAGATGACGTACTAAGAGAAGCACGATGGCG
5	*Lactobacillus* sp.	KF933803	TTCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGAATTTTCCACAATGGGCGCAATCCTGATGGAGCAACACCGCGTGAGTGAAGAAGGGTTTCGGCTCGTAAAGCTCTGTTGTTAGAGAAGAACGTGCGTGAGAGCAACTGTGCACACAGTGACGGTATCTACCAGAGTCCGCTGC
6	*Clostridium* sp.	JX099828	TCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGTCTCCTACGGGAGGCAGCAGTGGGGGATATTGCACAATGGAGGAAACTCTGAAGCAGCGACGCCGCGTGAGGGAAGAAGGTCTTCGGATTGTAAACCTTTGTCCTTGGTGACGATAATGACGGAGCCAACAGGAAGTCGGATTC
7	*Pelotomaculum* sp.	KP009944	TCTCCTACGGGAGGCCGCCGTGGGGTATCTTTCCCCCACGGCAGCCAACCGTACGGAGCCACCCCGGAGGAATGAAGGAAGCGTTCCGGTTGGAAAGGTGAAGTTTCTGGTAGGATGTGACCTGTGAATACCCGCCGCAGTGACGGTATCGAAGAGAAGTACGTGC
8	*Candidatus* sp.	CP000084	ACGGAAGCAACAAGTAGGAAATCTTACAAAATGGAGAAATGGGTAATATAGCACAATGGAGGAAATTAAGAAGCTTTAGGCTGTAAAGTTAATTTAGTGTTAGGATTGTAAAGCTTTTAAACTGTTTAGATAAAATTGAACGTACCTAAAGAGAAGCCAGATCGCC
9	*Enterococcus* sp.	FJ871041	ATTTCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGAATCTTACAGAATGGGAGCAAGCGGTGATGAGAGCAAAATGGAGTAAATTAAGAAGGATTTAGGCTGGTAAAAGTAAGAAGTTGAAGAAGAATGTAAATGAGAGTAAATGTGAAGATAGATGACGTATCAAG
10	*Lactobacillus* sp.	KF588355	TCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGAATCTTCCACAATGGGCGCAAGCCTGATGGAGCAACACCGCGTGAGTGAAGAAGGGTTTCGGCTCGTAAAGCTAAGATGTTAAGAAGAACAAAACGAGAGTAACTGTTAAGACAATGACGTATCACGAGTCGTACGATGC
11	*Enterobacter* sp.	CP000653	CTCTAAGGGGAGGAAGCAGGAGGGATTCTTACAGAAGGGAGGAAGAGGGGGATGAGAGCAAAACGGGGGGAGGAAGAGGGATTGGGGTTGGGAAAGGTAAGAAGGTGGTGAGGAAGGAGAGAGGTGGAAACGGGTCGGTAAAGATGACCGTATCGAGAGGAGCAGAGTGCC

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ 4.4 ผลการ blast ของ DGGE bands (รูปที่ 4.17) กับฐานข้อมูล Gen Bank (ต่อ)

Band	Blast match	Acess No.	Sequence
12	*Enterococcus* sp.	FJ871041	ATTTCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGAATCTTACAGAATGGG AGCAAGCGGTGATGAGAGCAAAATGGAGTAAATTAAGAAGGATT TAGGCTGGTAAAAGTAAGAAGTTGAAGAAGAATGTAAATGAGAG TAAATGTGAAGATAGATGACGTATCAAG
13	*Clostridium* sp.	AY949859	ATTTAAATTTTTTTTCTCTTAGGGAAGGCAGCAGTAGGTTCTCC TACGGGAGGCAGCAGTGGGGGATATTGCACAATGGAGGAAACT ATGATGCAGCGACGCCGCGTGAGGGAAGAAGGTCTTAGGATTG TAAACCTTTGTCCTTGGTGGACGAATAATGACCGTAGCCAAGAG AGTTCAGCTATCGC
14	*Enterococcus* sp.	FJ871041	ATTTCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGAATCTTACAGAATGGG AGCAAGCGGTGATGAGAGCAAAATGGAGTAAATTAAGAAGGATT TAGGCTGGTAAAAGTAAGAAGTTGAAGAAGAATGTAAATGAGAG TAAATGTGAAGATAGATGACGTATCAAG
15	*Lactobacillus* sp.	DQ857092	TTCTCCTACGGGAGCCACCAGTAGGGAATTTTCCACAATGGGCG CAATCCTGATGGAGCAACACCGCGGAAGTGAAGAAGGGTTTCG GTTCGTAAAGCTATGTTGTTGAGAAGAACGTGCGTCTGAGAAAC TCCGCACTCAGTGACGGTATCTACGAGAGTACGATTC
16	*Lactobacillus* sp.	JQ805650	TTCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGAATCTTCCACAATGGGCG CAAGCCTGATGGAGCAACACCGCGTGAGTGAAGAAGGGTTTCG GCTCGTAAAGCTCTGTTGTTAGAGAAGAACGTGCGTGAGAGCAA CTGTGCACGCAGTGACGGTATCTACCAGAGTCCGAAGC
17	*Clostridium* sp.	AY949859	ATTTAAATTTTTTTTCTCTTAGGGAAGGCAGCAGTAGGTTCTCC TACGGGAGGCAGCAGTGGGGGATATTGCACAATGGAGGAAACT ATGATGCAGCGACGCCGCGTGAGGGAAGAAGGTCTTAGGATTG TAAACCTTTGTCCTTGGTGGACGAATAATGACCGTAGCCAAGAG AGTTCAGCTATCGC
18	*Pelotomaculum* sp.	KP009944	TCTCCTACGGGAGGCCGCCGTGGGGTATCTTTCCCCCACGGCA GCCAACCGTACGGAGCCACCCCGGAGGAATGAAGGAAGCGTTC CGGTTGGAAAGGTGAAGTTTCTGGTAGGATGTGACCTGTGAATA CCCGCCGCAGTGACGGTATCGAAGAGAAGTACGTGC
19	*Enterococcus* sp.	FJ871041	ATTTCTCCTACGGGAGGCAGCAGTAGGGAATCTTACAGAATGGG AGCAAGCGGTGATGAGAGCAAAATGGAGTAAATTAAGAAGGATT TAGGCTGGTAAAAGTAAGAAGTTGAAGAAGAATGTAAATGAGAG TAAATGTGAAGATAGATGACGTATCAAG
20	*Melissococcus* sp.	FJ435678	TAAAAAAAATATTTTTTATAGTGGGAGATAAGTTTTTTTTTTTCC TACGGGAGGCAGCAGTAGTATTCTATAGGAGAGAGAAGAGAGG AAGATAGAGCAAAAGGGGAAAAACTAAGAAAGAGACACGCGCG TGAGAGAAAAAAAAGCTTGAGGAGTAAAAATCAATATAATGGAAG AAAAGAATGAACGGGAATCCCAAAGAAGCCCGATATGAC
21	*Lactobacillus* sp.	DQ857092	TTCTCCTACGGGAGCCACCAGTAGGGAATTTTCCACAATGGGCG CAATCCTGATGGAGCAACACCGCGGAAGTGAAGAAGGGTTTCG GTTCGTAAAGCTATGTTGTTGAGAAGAACGTGCGTCTGAGAAAC TCCGCACTCAGTGACGGTATCTACGAGAGTACGATTC

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ 4.4 ผลการ blast ของ DGGE bands (รูปที่ 4.17) กับฐานข้อมูล Gen Bank (ต่อ)

Band	Blast match	Acess No.	Sequence
22	*Thermoanaerobacterium* sp.	KT274717	TCTTCTTCGGGAAGCCGCCGTGGGGTCTCCTACGGGAGGCAGC AGTGGGGAATATTGTGCAATGGGGGAAACCCTGACACAGCGAC GCCGCGTGAGTGAAGAAGGCCTTCGGGTCGTAAAGCTCAATAGT ATGGGAAGAAAGAAATGACGGTACCATGCGAAGTACGACGG
23	*Clostridium* sp.	AY949859	ATTTAAATTTTTTTTCTCTTAGGGAAGGCAGCAGTAGGTTCTCC TACGGGAGGCAGCAGTGGGGGATATTGCACAATGGAGGAAACT ATGATGCAGCGACGCCGCGTGAGGGAAGAAGGTCTTAGGATTG TAAACCTTTGTCCTTGGTGGACGAATAATGACCGTAGCCAAGAG AGTTCAGCTATCGC
24	*Pelotomaculum* sp.	KP009944	TCTCCTACGGGAGGCCGCCGTGGGGTATCTTTCCCCCACGGCA GCCAACCGTACGGAGCCACCCCGGAGGAATGAAGGAAGCGTTC CGGTTGGAAAGGTGAAGTTTCTGGTAGGATGTGACCTGTGAATA CCCGCCGCAGTGACGGTATCGAAGAGAAGTACGTGC
25	*Alcanivorax* sp.	AY726801	TAGGGAGGGAGGAGTGAGGAATTTTTGATGAAGGGGGAGAAGT GTGAAATAGTGCAAAGGCGTGAAAGAAGAAGGTCTTCGGGTTGT AAAATGGAAGATATTTTAAAAATGAAATGTTGATTGTATAGTAA GGGAAAGTGACCGGTGAGGGAATGGAGGATTACCCTACTCCTG
26	*Microbacterium* sp.	AY536577	TAGGGGAGGTATTTTTTACTAAGGGAGGCAGATAGTGGGAAATA TTGAAAAAGGGAAGAAACTATAAGGAAGAGATCGCCTTTTGGAT TGAAAAATTTTTTTTGGTATATAATATTTTTTCTAGTTAGAATATG ACGTAGCGCGGAATGAATTACCCCTCCTTCTGAC
27	*Proteiniphilum* sp.	KC820887	GGGGAGGCAGTTTTCTTTGATAGGGGCAATGGGGGATAATGTGA AAAGGGGAAATAGTTGTAAGGAAGAGGCGCTTTGGGGTTGAAAA TTTTTTTGGTATTGAAATATTGTTTTCTGGTGAAGGGAGGGTGG CGGTGGGTAAGATGTACGTTGGGATGGC
28	*Thiobacillus* sp.	FJ933304	TACGGGAGGCAGCAGTGTTTTCTTTTGGGGGAGGGAGGGGGGG ATAATGGGGCAAGGGGGGGAGACTGAAGAAGGAATTCCGCTTG AAGAGAGAAGATGTTTGGGGAGGAAAAGTCTTGTTGTAGGGTGT AGGAAAGACCGTGGGTGAGGTGTCGCCCGTGGATCTCTAGGAC
29	*Anaerobaculum* sp.	AY654411	TTCTCCTACGGGAGGCAGCAGTGGGGAATATTGGGCAATGGGG GAAACCCTGACCCAGCGACGCCGCGTGGGTGAAGAAATCCTTC GGGATGTAAAGCCCTGTTGTACTGGGAAGAGCGGAAGACGGTA
30	*Methanosarcina* sp.	AB850020	ATTGTCCCTCCCTACGGGGTGCACCAGTCGCGAAAACTTTGCAA TACACGAAAGTGTGACAGGGCTATCCCGAGTGCCATCCGCTGAG GAAGGCTTTTACCCAGTCTAGAACGCTGGGAANNNANNAANNN
31	*Methanocorpusculum* sp.	KJ957620	GACTTACCGGGTGCACCAGGCGCGCAAACTTTACAATCCGAGCA CTCGTGATAAAGAAACCTTTAATTCCTGTCGATCCAGGCTGTCA TATTTCTAATCATCGAAAATCCGCGGGCTTCCGGGGCCCATCG
32	*Methanothrix* sp.	N649280	TGGCATCCTACGGGGTGCACCAGTCGCGAAAACTTTGCAATACA CGAAAGTGTGACAGGGCTATCCCGAGTGCCATCCGCTGAGGAA GGCTTTTACCCAGTCTAGAAAGCTGNGAAAANNNTANACNNNN
33	*Candidatus* sp.	CP000084	ACGGAAGCAACAAGTAGGAAATCTTACAAAATGGAGAAATGGGT AATATAGCACAATGGAGGAAATTAAGAAGCTTTAGGCTGTAAAG TTAATTTAGTGTTAGGATTGTAAAGCTTTTAAACTGTTTAGATAA AATTGAACGTACCTAAAGAGAAGCCAGATCGCC

Prince of Songkla University Pattani Campus

งานวิจัยนี้ผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและแบบท่อไหลสำหรับผลิตแก๊สมีเทน โดยให้ผลได้การผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนสูงสุดเป็น 6.71 L-H_2/L-POME และ 19.3 L-CH_4/L-POME ตามลำดับ เมื่อเปรียบเทียบกับกำลังการผลิตแก๊สชีวภาพจากโรงงานปาล์มพัฒนาชายแดนใต้ กำจัด โดยผลิตแก๊สมีเทนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยกระบวนการย่อยสลายแบบขั้นตอนเดียวในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหลสามารถผลิตแก๊สชีวภาพเฉลี่ยเป็น 32.54 L-Biogas/L-POME ที่มีความเข้มข้นของแก๊สมีเทนเท่ากับร้อยละ 50 คิดเป็นผลผลิตแก๊สมีเทนเป็น 16 27 L-CH_4/L-POME ซึ่งมีค่าน้อยกว่ากับงานวิจัยนี้ เนื่องจากงานวิจัยนี้ได้ใช้กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนหรือที่เรียกว่าการหมักสองขั้นตอนจะได้ผลผลิตเป็นแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน ในขั้นตอนแรกจะใช้แบคทีเรียกลุ่มผลิตกรด (Acidogens) ทำให้สามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้จากขั้นตอนนี้ ของเหลวหลังการหมักในขั้นตอนแรกซึ่งมีกรดอินทรีย์ระเหยง่ายเป็นองค์ประกอบหลักก็จะเป็นซับสเตรทให้กับขั้นตอนที่สองเพื่อผลิตแก๊สมีเทนเป็นหลักต่อไป ทั้งสองขั้นตอนจะถูกดำเนินการโดยกลุ่มเชื้อจุลินทรีย์ต่างชนิดกัน โดยกลุ่มจุลินทรีย์ทั้งสองกลุ่มจะมีค่าการเจริญเติบโตจำเพาะต่างกัน ทำให้เชื้อจุลินทรีย์แต่ละชนิดทำงานได้เต็มกำลังและใช้ประโยชน์อย่างเต็มที่ ทำให้ได้แก๊สชีวภาพและความเข้มข้นของแก๊สมีเทนสูง นอกจากนี้การใช้กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนมีข้อดีหลายอย่าง เช่น การมีแก๊สไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบในแก๊สชีวภาพทำให้แก๊สมีคุณภาพมากขึ้น ลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจก การหมักแบบสองขั้นตอนไม่ต้องบ่อพักน้ำเสีย เป็นต้น

Prince of Songkla University Pattani Campus

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้น 5 10 และ 15 g-VS/L ในระบบแบบแบทช์ โดยผลิตแก๊สไฮโดรเจนในขั้นตอนแรกและมีเทนในขั้นตอนที่สอง ให้ศักยภาพสำหรับผลิตไฮโดรเจนเป็น 178.4 142.7 และ 43.5 mL-H_2/g-VS ตามลำดับ ของเหลวหลังการผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำทิ้งโรงงานสัดน้ำมันปาล์ม 5 10 และ 15 g-VS/L ถูกใช้เป็นซับสเตรทสำหรับการผลิตแก๊สมีเทนในขั้นตอนที่สองให้ศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนเป็น 330.2 356.4 และ 106.6 mL-CH_4/g-VS ตามลำดับ คิดเป็นพลังความร้อนรวมที่ได้จากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนเป็น 12.46 12.97 และ 3.86 kJ/g-VS ตามลำดับ ในขณะเดียวกันกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ความเข้มข้นเริ่มต้น 5 10 และ 15 g-VS/L (ความเข้มข้นเมื่อเทียบกับการผลิตแก๊สไฮโดรเจน) ในระบบแบบแบทช์ โดยผลิตแก๊สมีเทนเป็นผลผลิต มีศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนเป็น 200.1 285.5 และ 143.9 mL-CH_4/g-VS ตามลำดับ คิดเป็นพลังความร้อนที่ได้จากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวเป็น 6.4 9.1 และ 4.6 kJ/g-VS ตามลำดับ เมื่อเปรียบเทียบทั้งสองกระบวนการพบว่าการใช้กระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนให้ผลผลิตแก๊สมีเทนและพลังงานความร้อนสูงกว่าการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวร้อยละ 20 และ 29 ตามลำดับ โดยสามารถบำบัดค่าซีโอดีรวมเท่ากับร้อย 89

การใช้น้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มผสมกับ 5 g-$NaHCO_3$/L ที่อัตราบรรทุกสารอินทรีย์ 14 g-VS/L-reactor·d (HRT 3 วัน) เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง สามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนดีที่สุดเท่ากับ 2.18 L-H_2/L-reactor·d เทียบเท่ากับผลผลิตได้แก๊สไฮโดรเจน 156 mL-H_2/g-VS โดยมีกลุ่มเชื้อแบคทีเรียผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่เด่นคือ *Clostridium* sp. และ *Enterobacter* sp. นอกจากนี้ยังพบ *Lactobacillus* sp. ซึ่งเป็นกลุ่มแบคทีเรียที่ผลิตกรดแลคติก และ *Pelotomaculum* sp. ซึ่งเป็นกลุ่มแบคทีเรียที่ผลิตกรดโพรพิโอนิก เมื่อนำน้ำหมักจากเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่องป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหลที่อัตราบรรทุกสารอินทรีย์ 1.3 g-VS/L-reactor·d (HRT 35 วัน) ผลผลิตแก๊สมีเทนเท่ากับ 527 mL-CH_4/L-reactor·d เทียบเท่าผลผลิตได้มีเทน 429 mL-CH_4/g-VS โดยมีกลุ่มอาเคียร์เด่นด้วย *Methanocorpusculum* sp. และ *Methanothrix* sp.

จากผลการทดลองแสดงให้เห็นว่ามีความเป็นไปได้ในการใช้กระบวนการย่อยสลายแบบสองขั้นตอนในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม และผลผลิตเป็นเชื้อเพลิงแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนเพื่อการเก็บกับพลังงานไปใช้และการบำบัดน้ำเสียอย่างมีประสิทธิภาพสูงสุด

หมายเหตุ : งานวิจัยนี้ได้รับทุนอุดหนุนจากสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและบริษัทปาล์มพัฒนาชายแดนใต้ จำกัด ภายใต้โครงการพัฒนานักวิจัยเพื่ออุตสาหกรรม-พวอ. ระดับปริญญาโท ความเห็นในรายงานผลการวิจัยเป็นของผู้รับทุน สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและบริษัทปาล์มพัฒนาชายแดนใต้ จำกัด ไม่จำเป็นต้องเห็นด้วยเสมอไป

5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 สามารถพัฒนาการเพิ่มความเป็นกรดด่างและความจุบัฟเฟอร์ให้กับระบบการหมักแบบไร้อากาศโดยใช้เถ้าปาล์ม

5.2.2 การศึกษาความคุ้มทุนทางเศรษฐศาสตร์ระหว่างการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนจะทำให้สามารถพัฒนาสู่ระดับอุตสาหกรรมต่อไปได้

5.2.3 การย่อยสลายร่วม (Co-digestion) แบบไร้อากาศสองขั้นตอนระหว่างน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มและชีวมวลชนิดอื่นที่มีศักยภาพ เช่น สาหร่ายและกลีเซอรอลจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซล จะสามารถเพิ่มผลผลิตของแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนได้และเป็นการเพิ่มเสถียรภาพของกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอนอีกด้วย

Prince of Songkla University Pattani Campus

บรรณานุกรม

กองนโยบายและแผนพัฒนาเกษตร. 2558. ภาวะเศรษฐกิจการเกษตรปี 2558 และแนวโน้มปี 2559 สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์

กรมการค้าภายใน. 2554. การตลาดน้ำมันปาล์ม ปี 2554. สำนักงานส่งเสริมการสินค้าเกษตร กรมการค้าภายใน กระทรวงพานิชย์

กรมโรงงานอุตสาหกรรม. 2553. เทคโนโลยีการออกแบบระบบก๊าซชีวภาพ คู่มือการปฏิบัติงานเกี่ยวกับการออกแบบ การผลิต การควบคุมคุณภาพและหลักการใช้ก๊าซชีวภาพ (Biogas) สำหรับโรงงานอุตสาหกรรม

พูนสุข ประเสริฐสรรพ์. 2558. การใช้ประโยชน์จากวัสดุเศษทางอุสาหกรรมการเกษตร, พิมพ์ครั้งที่ 2, สำนักพิมพ์โอเดียนสโตร์, กรุงเทพมหานคร, หน้า 59-76.

นคร ทิพยาวงศ์. 2553. เทคโนโลยีการแปลงสภาพชีวมวล, พิมพ์ครั้งที่ 1, สำนักพิมพ์สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย-ญี่ปุ่น), กรุงเทพมหานคร, หน้า 151-165.

สำนักงานพัฒนาการวิจัยการเกษตร (องค์การมหาชม) คลังข้อมูลสารสนเทศระดับภูมิภาค (ภาคใต้)

Alam, M.Z., Ameen, E.S., Muyibi, A.S. and Kabbashi, A.N. 2009. The factors affecting the performance of activated carbon prepared from oil palm empty fruit bunches for adsorption of phenol. Chemical Engineering Journal. 155,191-198.

Angelidaki, I. and Sanders, W. 2004. Assesment of the anaerobic biodegradability of macropollutants. Reviews in Environmental Science and Biotechnology. 3, 117-129.

Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J.L., Guwy, A.J., Kalyuzhnyi, S., Jenicek, P. and van Lier, J.B. 2005. Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops : a proposed protocol for batch assays. Water Science and Technology. 59.5, 927-934.

Angelidaki, I., Petersen, S.P. and Ahring, B.K. 2006. Effects of lipids on thermophilic anaerobic digestion and reduction of lipid inhibition upon addition of bentonite. Applied Microbiology and Biotechnology. 33, 469-472.

Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, L., Campos, J.L., Guwy, A.J., Kalyuzhnyi, S., Jenicek, P. and Van Lier, J.B. 2009. Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch acsays. Water Science and Technology. 40, 927-934.

Badiei, M., Md. Jahim, J., Anuar, N. and Sheikh Abdullah, S.R. 2011. Effect of hydraulic retention time on biohydrogen production from palm oil mill effluent in anaerobic sequencing batch reactor. International Journal of Hydrogen Energy. 36, 5912-5919.

Prince of Songkla University Pattani Campus

Batstone, D.J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S.V., Pavlostathis, S.G. and Rozzi, A. 2002. Anaerobic digestion model No.1, IWA task group for mathematical modeling of anaerobic digestion processes. Water Science Technology. 45, 65–73.

Boe K, 2005. Online monitoring and control of the biogas process. Ph.D. dissertation, Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark.

Bolzonenella, D., Pavan, P., Zanette, M. and Cecchi, F. 2007. Two-phase anaerobic digestion of waste activated sludge: Effect of an extreme thermophilic prefermentation. Industrial and Engineering Chemistry Research. 46, 6650-6655.

Chan, Y.J., Chong, M.F. and Law, C.L. 2010. Biological treatment of anaerobically digested palm oil mill effluent (POME) using a lab scale sequencing batch reactor (SBR) start up and operation of anaerobic EGSB reactor treating palm oil mill effluent. journal environmental management. 91(8), 1738-46.

Chen, S.C., Ma, A.N., Ooi, L.C.L. and Ong, A.S.H. 1988. Biotechnological application for the utilization of wastes from palm oil mill. Fat Sciences Technology. 90, 536-540.

Chen, W.M., Tseng, Z.J., Lee, K.S. and Chang, J.S. 2005. Fermentative hydrogen production with *Clostridium butyricum* CGS5 isolated from anaerobic sewage sludge. International Journal of Hydrogen Energy. 30, 1063-1070.

Choi, W.H., Shin, C.H., Son, S.M., Ghorpade, P.A., Kim, J.J. and Park, J.Y. 2013. Anaerobic treatment palm oil mill effluent using combined high rate anaerobic reactors. Bioresource Technology. 141, 138-144.

Chungsiriporn, J., Prasertsan,S. and Bunyakan, C. 2006. Minimization of water consumption and process optimization of palm oil mill. Clean Technologies and Environmental Policy. 8(3), 151-158.

Demirel, B., Scherer, P., Yenigun, O. and Onay, T. 2010. Production of methane and hydrogen anaerobic from biomass through conventional and high rate anaerobic digestion processes. Critical Reviews in Environmental Science and Technology. 40, 116-146.

El-Mashad, H.M., Zeeman, G., Van Loon, W.K.P., Bot, G. and Lettinnga, G. 2004. Effect of temperature and temperature fluctuation on thermophilic anaerobic digestion of cattle manure. Bioresoure Technology, 118, 502-511.

Prince of Songkla University Pattani Campus

Fang, C., O-Thong, S., Boe, K. and Angelidaki, I. 2011. Comparison of UASB and EGSB reactors performance, for treatment of raw and de-oiled palm oil mill effluent (POME). Journal of Hazardous Materials. 189, 229–234.

Fanhua, M., Wang, Y., Haiquan, L., Yong, L., Wang, J. and Ding, S. 2008. Effects of hydrogen addition cycle-by-cycle variations in a lean burn natural gas spark-ignition engine. International Journal of hydrogen energy. 33, 823–831.

Ismail, I., Hassan, M.A., Rahman, N.A.A. and Soon, C.S. 2010. Thermophilic biohydrogen production from palm oil mill effluent (POME) using suspended mixed culture. Biomass and Bioenergy. 34, 42–47.

Jayalakshmi, S., Joseph, K. and Sukumaran, V. 2009. Bio hydrogen generation from kitchen waste in an inclined plug flow reactor. International Journal of Hydrogen Energy. 34, 885-8858.

Kaparaju, P., Serrano, M. and Angelidaki, I. 2009. Effect of reactor configuration biogas production from wheat straw hydrolysate. Bioresource Technology. 100, 6317–6323.

Kapdan, I.K. and Kargi, F. 2006 Bio-hydrogen production from waste materials. Enzyme and Microbial Technology. 38, 569-582.

Kengen, S., Goorissen, H., Verhaart, M., Stams, A., van Niel, E. and Claassen, P. 2009 . Biological hydrogen production by anaerobic microorganisms. Biofuels. 197–221.

Kongjan P. 2010. Biohydrogen production from sugar rich substrates using the dark fermentation process. Ph.D. Thesis, Technical University of Denmark.

Kongjan, P., O-Thong, S. and Angelidaki, I. 2011. Performance and microbial community analysis of two-stage process with extreme thermophilic hydrogen and thermophilic methane production from hydrolysate in UASB reactors. Bioresource Technology. 102, 4028-4035.

Lee, D., Ebie, Y., Xu, K., Li, Y., Inamori, Y. 2010. Continuous H_2 and CH_4 production from high-solid food waste in the two-stage thermophilic fermentation process with the recirculation of digester sludge. Bioresource Technology. 101, S42-S47.

Limkhuansuwan, V. and Chaiprasert, P. 2010. Decolorization of molasses melanoidins and palm oil mill effluent phenolic compounds by fermentative lactic acid bacteria. Journal of Environmental Sciences. 22(8), 1209-1217.

Liu, D., Zeng, R., and Angelidaki, I. 2006. Hydrogen and methane production from household solid waste in the two-stage fermentation process. Water Research. 40, 2230-2236.

Prince of Songkla University Pattani Campus

Lu, J., Gavala, H., Skiadas, I., Mladenovska, Z. and Ahring, B. 2008. Improving anaerobic sewage sludge digestion by implementation of a hyper-thermophilic prehydrolysis step. Journal Environmental Management. 88 (4), 881-889.

Mamimin, C., Thongdumyu, P., Hniman, A., Prasertsan, S., Imai, T. and O-Thong, S. 2012. Simultaneous thermophilic hydrogen production and phenol removal from palm oil mill effluent by *thermoanaerobacterium*-rich sludge. International Journal of Hydrogen Energy. 37, 15598-15606.

Maminin, C., Singkhala, A., Kongjan, P., Suraraksa, B., Prasertsan, P., Imai, T. and O-Thong, S. 2015. Two-stage thermophilic fermentation and methanogen process for biohythane production from palm oil mill effluent. International Journal of Hydrogen Energy. 40, 6319 -6328.

Mohammadi, P. Ibrahim, S., Mohamad Annuar, M.A. and Law, S. 2011. Effect of different pretreatment methods on anaerobic mixed microflora for hydrogen production and COD reduction from palm oil mill effluent. Journal of Cleaner Production. 19, 1654-1658.

Namsree, P., Suvajittanont, W., Puttanlek, C., Uttapap, D. and Rungsardthong, V. 2012. Anaerobic digestion of pineapple pule and peel in plug flow reactor. Journal of Environmental Management. 110, 40-47.

Nasr, N., Elsayed, E., Hafez, H., Nakhla, G. and El Nagger, M.H. 2012. Comparative assessment of single-stage and two-stage anaerobic digestion for the treatment of thin stillage. Bioresource Technology. 111, 122-126.

Obudi, Z., Karthikeyan, P. and Visvanathan, C. 2012. Effect of C/N ratio and ammonia-N accumulation in a pilot-scale thermophilic dry anaerobic digester. Bioresource Technology. 113, 294-302.

O-Thong, S., Prasertsan P., Intrasungkha, N., Dhamwichukorn, S. and Birkaland, N.K. 2008. Optimization of simultaneous thermophilic fermentative hydrogen production and COD reduction from palm oil mill effluent by *Thermoanaerobacterium-rich* sludge. International Journal of Hydrogen Energy. 33, 1221-1231.

O-Thong S, Prasertsan P, Karakashev D, Angelidaki I. 2008. Thermophilic fermentative hydrogen production by the newly isolated *Thermoanaerobacterium thermosacch- arolyticum* PSU-2. International Journal of Hydrogen Energy. 33(4), 1204-1214.

Prince of Songkla University Pattani Campus

Prasertsan, P., O-Thong, S. and Birkeland, N.K. 2009. Optimization and microbial community analysis for production of biohydrogen from palm oil mill effluent by thermophilic fermentative process. International Journal of Hydrogen Energy. 34, 7448–7459.

Pohland F, Ghosh S. 1971. Developments in anaerobic stabilization of organic wastes: the two-phase concept. Environmental letters. 1(4), 255-266.

Rasdi, Z., Mumtaz, T., Abdul Rahman, A.A. and Hassan, M.A. 2012. Kinetic analysis biohydrogen production from anaerobically treated POME in bioreactor under optimazed condition. International Journal of Hydrogen Energy. 37, 17724-17730.

Renewable Energy Institute. 2007. Plug Flow Digester. Available online: http://www.plugflowdigester.com/ [December 15, 2015]

Singh, L., Siddiqui, M.F., Ahmad, A., Ab. Rahim, M.H., Sakihah,M. and A. Wahid, Z. 2013. Biohydrogen production from palm oil mill effluent using immobilized mixed culture. Journal of Industrial and Engineering Chemistry. 19, 659-664.

Smith S, Lang N, Cheung K, Spanoudaki K. 2005. Factors controlling pathogen destruction during anaerobic digestion of biowastes. Waste Management. 25(4), 417-425.

Stams, A., Plugge, C., Bok, F., Van Houten, B., Lens, P., Dijkman, H. and Weijma J. 2005. Metabolic interactions in methanogenic and sulfate-reducing bioreactors. Water Science and Technology. 52(1-2), 13-20.

Syaichurrozi, L., Budiyono, A. And Sumardiono, N. 2013. Predicting kinetic model of Biogas production and biodegradability organic materials: Biogas production from vinasse at variation of COD/N ratio. Bioresource Technology. 149, 390–397.

Van Lier, J. 1996. Limitations of thermophilic anaerobic wastewater treatment and the consequences for process design. Antonie van Leeuwenhoek. 69(1), 1-14.

Vijayaraghavan, K. and Ahmad, D. 2006. Biohydrogen generation from palm oil mill effluent using anaerobic contact filter. International Journal of Hydrogen Energy. 31, 1284-1291.

Wikipedia. 2012. Continuous stirred-tank reactor. Available online: https://en.Wiki pe dia. org/wiki/Continuous_stirred-tank _reactor [December 15, 2015]

Yossan, S., O-Thong, S. and Prasertsan, P. 2012. Effect of initial pH, nutrients and temperature on hydrogen production from palm oil mill effluent using

Prince of Songkla University Pattani Campus

thermotolerantconsortia and corresponding microbial communities. International Journal of Hydrogen Energy. 37 ,13806-13814.

Zhang, P., Zeng, G., Zhang, G. and Li, Y. 2008. Anaerobic co-digestion of biosolids an organic fraction of municipal solid waste by sequencing batch process. Fuel Production Technology. 89, 485-489.

Zhang, Y., Liu, G. and Shen, J. 2005. Hydrogen production in batch culture of mixed bacteria with sucrose under different iron concentrations. International Journal of Hydrogen Energy. 30, 855-860.

Prince of Songkla University
Pattani Campus

ภาคผนวก

Prince of Songkla University
Pattani Campus

ภาคผนวก ก
วิธีการวิเคราะห์

1 การวิเคราะห์ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TSC) และปริมาณของแข็งที่ระเหยได้ (VSC) ด้วยวิธีมาตรฐาน AOAC Official Method 920.193

1.1 วิธีการทดลอง

ก. อบ Crucible ที่อุณหภูมิ 100 $^{\circ}$C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง

ข. วางทิ้งไว้ให้เย็นใน Desiccator

ฃ. ชั่งน้ำหนักของ Crucible หลังอบ (A)

ค. เขย่าน้ำตัวอย่าง และปิเปตน้ำตัวอย่าง 10.0 mL โดยไม่ต้องกรองตะกอนออก เติมลงไปใน Crucible แล้วบันทึกน้ำหนัก (B)

ฅ. นำไประเหยให้แห้งที่อุณหภูมิ 100 $^{\circ}$C

ฆ. นำไปอบที่อุณหภูมิ 100 $^{\circ}$C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง

ง. นำไปวางทิ้งไว้ให้เย็นใน Desiccator

จ. นำไปชั่งน้ำหนัก (C)

ฉ. นำไปเผาโดยใช้เตาเผาที่อุณหภูมิ 550 ± 50 $^{\circ}$C เป็นเวลา 20 นาที

ช. นำไปวางทิ้งไว้ให้เย็นใน Desiccator

ซ. นำไปชั่งน้ำหนัก (D)

1.2 การคำนวณ

$$TSC = (Y)\ (100) / (X)$$

$$VSC = [(Y-Z)\ (100)] / (X)$$

เมื่อ X คือ ตัวอย่างน้ำเริ่มต้น (B-A) (g)
Y คือ ตัวอย่างน้ำหลังอบ (B-C) (g)
Z คือ ตัวอย่างน้ำหลังเผา (C-D) (g)

2. การวิเคราะห์ Chemical Oxygen Demand (COD) วิเคราะห์ด้วยวิธีมาตรฐาน AOAC Official Method 973.46

2.1 การเตรียมสารละลาย

ก. การเตรียมสารละลายมาตรฐาน 0.1 N $K_2Cr_2O_7$

(1) นำ $K_2Cr_2O_7$ ประมาณ 5.100 g อบที่อุณหภูมิ 103 $^{\circ}$C เป็นเวลา 2 ชั่วโมง

(2) นำไปวางให้เย็นใน Desiccator เป็นเวลา 2 ชั่วโมง

Prince of Songkla University Pattani Campus

(3) ชั่ง $K_2Cr_2O_7$ 4.931 g

(4) เติมน้ำกลั่นปรับปริมาตรเป็น 500 mL แล้วคนให้ $K_2Cr_2O_7$ ละลายให้หมด

(5) เติม H_2SO_4 ปริมาตร 167 mL

(6) เติม $HgSO_4$ 33.3 g

(7) วางทิ้งไว้ให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง

(8) ปรับปริมาตรเป็น 1000 mL ด้วยน้ำกลั่น

ข. การเตรียมสารละลายกรด H_2SO_4 reagent

(1) ชั่ง Ag_2SO_4 22 g

(2) เติมลงไปในขวด Conc. H_2SO_4 ปริมาตร 2.5 L

(3) วางทิ้งไว้ 1 สัปดาห์ แล้วจึงนำมาใช้งาน

ข. การเตรียมสารละลายมาตรฐาน 0.05 N $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$

(1) ชั่ง $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$ 19.6 g

(2) เติมน้ำกลั่นปรับปริมาตรเป็น 500 mL แล้วคนให้ $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$ ละลายให้หมด

(3) ปิเปต H_2SO_4 20.0 mL วางทิ้งไว้ให้เย็น

(4) ปรับปริมาตรเป็น 1000 mL ด้วยน้ำกลั่น

ค. การเตรียมสารละลายเจือจาง 20% H_2SO_4

(1) เติมน้ำกลั่นปริมาตร 180 mL ลงในบีกเกอร์ขนาด 250 mL

(2) ปิเปต H_2SO_4 ปริมาตร 50.0 mL เติมลงไป แล้วคนให้เข้ากัน

(3) ถ่ายใส่ในขวดปรับปริมาตรขนาด 250 mL ปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นจนครบ 200 mL

ค. การเตรียมเฟอโรอิน (Feroin indicator)

(1) ละลาย 1,10-phenanthroline monohydrate ($C_{12}H_8N_2H_2O$) 1.48 g

(2) เติม Ferrous sulfate heptahydrate ($FeSO_4{\cdot}7H_2O$) 0.70 g

(3) ปรับปริมาตรเป็น 100 mL ด้วยน้ำกลั่น

2.2 วิธีการทดลอง

ก. ล้างหลอดทดลองและฝาด้วย 20% H_2SO_4 ก่อนทำการทดลอง

ข. เจือจางน้ำตัวอย่างให้อยู่ในช่วงค่าซีโอดี (COD) ที่จะวิเคราะห์

ข. ปิเปตสารละลาย 0.1 N $K_2Cr_2O_7$ ปริมาตร 3.0 mL เติมลงไปในหลอดทดลอง

ค. ปิเปตตัวอย่างน้ำที่เจือจางแล้วปริมาตร 5.0 mL เติมลงไปในหลอดทดลอง

ค. ปิเปต H_2SO_4 reagent ปริมาตร 7.0 mL เติมลงไปในหลอดทดลอง

ฆ. ปิดฝาหลอดทดลอง แล้วเขย่าให้เป็นเนื้อเดียวกัน

ง. นำไปอบที่อุณหภูมิ 150 ^{0}C เป็นเวลา 2 ชั่วโมง

จ. วางทิ้งไว้ให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง

ฉ. นำไปไทเทรตด้วย 0.05 N $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$ โดยใช้เฟอโรอินเป็นอินดิเคเตอร์

ช. จุดยุติจะได้สารละลายสีน้ำตาลแดง

Prince of Songkla University Pattani Campus

ซ. บันทึกปริมาตรของ $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$ ที่ใช้

ฌ. สารละลาย Blank จะต้องทำทุกขั้นตอน (ทุกหลอดเท่าที่เจือจาง) แต่ใช้น้ำกลั่นแทนน้ำตัวอย่าง

2.3 การหาความเข้มข้นของ $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$

ก. ปิเปตน้ำกลั่น 50.0 mL เติมลงไปในขวดรูปชมพู่

ข. ปิเปตสารละลาย 0.1 N $K_2Cr_2O_7$ ปริมาตร 5.0 mL เติมลงไปในขวดรูปชมพู่

ฃ. ปิเปต H_2SO_4 reagent ปริมาตร 15.0 mL เติมลงไปในขวดรูปชมพู่ แล้วเขย่าให้เข้ากัน

ค. วางทิ้งไว้ให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง

ฅ. หยดเฟอโรอิน 3 หยด

ฆ. นำไปไทเทรตกับสารละลาย $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$

ง. จุดยุติจะได้สารละลายสีน้ำตาลแดง

จ. บันทึกปริมาตรของ $Fe(NH_4)_2(SO_4)_26H_2O$ ที่ใช้

2.4 การคำนวณความเข้มข้นของ $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$,

$$N = (0.1)\ (5)\ /$$ ปริมาตรของ $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$ ที่ใช้

2.5 การคำนวณค่าซีโอดี (COD)

COD, mL (หลอดทดลอง) = (A-B) (N) (8000) / (ปริมาตรของน้ำตัวอย่างที่ใช้)

COD, mL (น้ำตัวอย่าง) = (COD ในหลอดทดลอง) (จำนวนเท่าของการเจือจาง)

เมื่อ A คือ ปริมาตร $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$ ที่ใช้ไทเทรตสารละลาย Blank (mL)

B คือ ปริมาตร $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2{\cdot}6H_2O$ ที่ใช้ไทเทรตน้ำตัวอย่าง (mL)

3 การวิเคราะห์ปริมาณไนโตรเจนทั้งหมด (TKN) และปริมาณโปรตีนด้วยวิธีมาตรฐาน AOAC Official Method 973.48

3.1 การเตรียมสารละลาย

ก. การเตรียม Digestion reagent

(1) ละลาย K_2SO_4 134 g ในน้ำกลั่นปริมาตร 650 mL

(2) นำมาผสมกับ Conc. H_2SO_4 ปริมาตร 200 mL

(3) เติม $CuSO_4$ 2 g

(4) ปรับปริมาตรเป็น 1000 mL ด้วยน้ำกลั่น

ข. การเตรียมสารละลาย NaOH

(1) ละลาย NaOH ประมาณ 500 g และ $Na_2S_2O_3{\cdot}5H_2O$ 25 g ในน้ำกลั่น

(2) ปรับปริมาตรเป็น 1000 mL ด้วยน้ำกลั่น

ข. การเตรียมสารละลาย H_3BO_3

(1) ละลาย H_3BO_3 20 g ในน้ำกลั่น

Prince of Songkla University Pattani Campus

(2) ปรับปริมาตรเป็น 1000 mL ด้วยน้ำกลั่น

ข. การเตรียมสารละลายมาตรฐาน 0.01 M H_2SO_4

(1) ปิเปต Conc. H_2SO_4 0.54 mL

(2) ปรับปริมาตรเป็น 1000 mL ด้วยน้ำกลั่น

ค. การเตรียม Mix indicator

(1) ละลาย Methyl red indicator 200 mg ใน Ethyl alcohol 100 mL

(2) ละลาย Methylene blue indicator 200 mg ใน Ethyl alcohol 100

(3) ผสมสารละลายทั้งสองชนิดเข้าด้วยกัน

3.2 วิธีการทดลอง

ก. การย่อย

(1) ปิเปตตัวอย่าง 5.0 mL ใส่ลงไปในขวด Kjeldahl

(2) เติม Boiling ships 2-3 ชิ้น

(3) เติม Digestion reagent 50.0 mL

(4) นำเข้าเครื่องย่อย

(5) ย่อยที่อุณหภูมิ 375 $^{\circ}C$ จนได้สารละลายใส จากนั้นย่อยต่อไปอีก 20-30 นาที

ข. การกลั่น

(1) นำสารที่ย่อยเสร็จแล้วเข้าเครื่องกลั่นแอมโมเนีย

(2) จุ่มสายจาก Condenser ลงไปในขวดรูปชมพู่ขนาด 250 mL ที่มีสารละลายกรด H_3BO_3 50 mL

(3) กลั่นโดยใช้ความร้อนที่เหมาะสม เก็บส่วนที่กลั่นออกมาโดยให้มีปริมาตร 200 mL

(4) นำสารที่กลั่นออกมาได้ไปไทเทรต

ข. การไทเทรต

(1) นำสารที่กลั่นออกมาได้ไทเทรตด้วยสารละลายมาตรฐาน 0.01 M H_2SO_4

(2) หยด Mix indicator 3 หยด

(3) ไทเทรตจนสารละลายเปลี่ยนจากสีเขียวเป็นสีม่วง

(4) ให้ทำสารละลาย Blank โดยใช้น้ำกลั่นแทนตัวอย่าง

ค. การคำนวณ

ไนโตรเจนอินทรีย์ (ppm) = [(A-B) (C) (28000)] / ปริมาตรของตัวอย่าง (mL)

โปรตีน (ppm) = (ปริมาณไนโตรเจน) (6.25)

4 การวิเคราะห์ความเป็นด่าง (Alkalinity) ด้วยวิธีมาตรฐาน AOAC Official Method 973.43

4.1 การเตรียมสารละลาย

ก. การเตรียมสารละลายมาตรฐาน 0.1 N H_2SO_4

(1) ปิเปต Conc. H_2SO_4 2.66 mL

(2) ปรับปริมาตรเป็น 1000 mL ด้วยน้ำกลั่น

Prince of Songkla University Pattani Campus

ข. วิธีการทดลอง

(1) ปิเปตตัวอย่าง 20 mL ใส่ในบีกเกอร์ขนาด 100 mL

(2) นำไปวัด pH

(3) ถ่ายตัวอย่างลงในขวดรูปชมพู่ขนาด 150 mL

(4) ไทเทรตตัวอย่างน้ำจนตัวอย่างน้ำมี pH 4.5 ด้วย 0.1 N H_2SO_4

(6) บันทึกปริมาตรของ 0.1 N H_2SO_4 ที่ใช้เพื่อนำไปคำนวณหาค่าความเป็นด่าง (Alkalinity)

ฆ. การคำนวณ

$$\text{Alkalinity} = \frac{(\text{ปริมาตรของ 0.1 N } H_2SO_4 \text{ ที่ใช้})(\text{ความเข้มข้นของ } H_2SO_4)(50)(100)}{\text{ปริมาตรของตัวอย่างที่ใช้}}$$

5 การวิเคราะห์ Volatile Fatty Acid (VFA) (Prasertsan *at el*., 2009)

วิเคราะห์ด้วยวิธี high performance liquid chromatography (HPLC) รุ่น HP1100, Hewlett-Packard GMGH โดยใช้ตัวตรวจวัด ultraviolet (UV) ด้วยสภาวะดังนี้

ก. คอลัมน์ Pinnacle® II C18 Columns

ข. เฟสเคลื่อนที่ใช้ 2.5 mM H_2SO_4 อัตราการไหล 0.8 mL/min

ฆ. อุณหภูมิ detector 45°C

ค. ใช้ปริมาณสารตัวอย่าง 0.5 µL

6 การวิเคราะห์ แก๊สไฮโดรเจน (H_2) และแก๊สมีเทน (CH_4)

วิเคราะห์ด้วยวิธี Gas Chromatography รุ่น SHIMADZU GC 8A และใช้หัววัด thermal conductivity detectors (TCD) ด้วยสภาวะดังนี้

ก. คอลัมน์ stainless steel ที่ประกอบด้วย Chincarbon (80/100 mesh) ยาว 2 m

ข. Carrier gas Argon ที่อัตราการไหล 35 mL/min

ฆ. อุณหภูมิ Injection port, oven และ detector 100 °C, 100 °C และ 100 °C

ค. ใช้ปริมาณสารตัวอย่าง 0.5 mL

Prince of Songkla University Pattani Campus

ภาคผนวก ข
ข้อมูลดิบ

ตารางที่ ข.1 ผลการวิเคราะห์สมบัติบางประการทางเคมีและกายภาพของน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

Date	Temperature	pH	Total solid (g/L)	Volatile solid (g/L)	TKN (mg/L)	COD (g/L)	Oil and grease (g/L)	Alkalinity (g-HCO_3/L)
2/23/2014	75	3.65	57.11	41.75	638.40	71.87	-	-
2/5/2014	79	4.02	59.04	43.85	628.88	89.07	-	-
15/5/2014	75	3.86	47.54	34.82	593.79	70.13	14.64	-
16/5/2014	80	3.79	46.28	39.11	700.00	86.93	12.72	-
27/5/2014	82	3.99	54.13	44.19	826.56	77.47	14.00	-
4/5/2014	85	4.11	45.50	35.89	709.33	70.27	-	-
18/6/2014	78	4.15	51.88	42.76	670.51	67.20	15.08	-
19/6/2014	79	4.51	42.40	33.26	853.44	101.20	-	-
10/8/2015	76	4.91	54.03	42.96	-	75.2	-	74
30/9/2015	81	4.45	51.19	41.06	-	73.6	-	72.8

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.2 ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 1

Initial POME loading (g-VS/L)	Time (d)	%H_2	Biogas (mL)	H_2 volume (mL)	Head space (mL)	H_2 production rate (mL/d)	Cumulative (mL)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)
5	1	3.61	530	19.11	7.21	26.32	26.32	17.54
	2	13.42	196	26.39	19.64	46.03	72.35	48.23
	3	14.72	246	36.28	2.59	38.87	111.22	74.15
	4	12.13	125	15.14	0.00	15.14	126.36	84.24
	5	11.01	25	2.73	0.00	2.73	129.10	86.06
10	1	3.36	846	28.41	6.72	35.13	35.13	11.71
	2	18.38	436	80.20	30.04	110.25	145.38	48.46
	3	21.53	77	16.53	6.31	22.83	168.21	56.07
	4	14.58	79	11.57	0.00	11.57	179.78	59.93
	5	11.92	3	0.39	0.00	0.39	180.17	60.06

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.2 ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 1 (ต่อ)

Initial POME loading (g-VS/L)	Time (d)	%H_2	Biogas (mL)	H_2 volume (mL)	Head space (mL)	H_2 production rate (mL/d)	Cumulative (mL)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)
15	1	2.29	834	19.14	4.59	23.73	23.73	5.27
	2	17.47	725	126.59	30.34	156.94	180.67	40.15
	3	20.56	125	25.78	6.18	31.96	212.62	47.25
	4	19.14	0.00	0.00	0.00	0.00	212.62	47.25
	5	18.66	0.00	0.00	0.00	0.00	212.62	47.25

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.3 ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 2

Initial POME loading (g-VS/L)	Time (d)	%H_2	Biogas (mL)	H_2 volume (mL)	Head space (mL)	H_2 production rate (mL/d)	Cumulative (mL)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)
5	1	18.56	470	87.23	37.12	124.35	124.35	82.90
	2	9.62	43	4.11	0.00	4.11	128.46	85.64
	3	18.12	205	37.15	17.01	54.16	182.61	121.74
	4	16.71	31	5.18	0.00	5.18	187.79	125.20
	5	19.69	12	2.38	5.96	8.34	196.13	130.76
	6	19.62	1	0.20	0.00	0.20	196.33	130.89
	7	18.19	2	0.28	0.00	0.28	196.61	131.07
10	1	15.44	962	148.58	30.88	179.46	179.46	59.82
	2	26.80	439	117.78	22.71	140.49	319.96	106.65
	3	25.51	78	19.89	0.00	19.89	339.85	113.28
	4	25.62	16	4.22	0.23	4.45	344.30	114.77
	5	25.49	22	5.66	0.00	5.66	349.96	116.65
	6	22.84	7	1.66	0.00	1.66	351.62	117.21
	7	18.64	3	0.51	0.00	0.51	352.12	117.37

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.3 ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 2 (ต่อ)

Initial POME loading (g-VS/L)	Time (d)	%H_2	Biogas (mL)	H_2 volume (mL)	Head space (mL)	H_2 production rate (mL/d)	Cumulative (mL)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)
15	1	13.28	642	85.29	26.55	111.85	111.85	24.86
	2	18.55	194	35.97	10.54	46.51	158.36	35.19
	3	24.43	208	50.86	11.77	62.63	220.99	49.11
	4	26.46	139	36.92	4.06	40.98	261.97	58.22
	5	25.44	64	16.20	0.00	16.20	278.18	61.82
	6	23.99	37	8.82	0.00	8.82	287.00	63.78
	7	22.93	4	0.89	0.00	0.89	287.89	63.97

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.4 ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 3

Initial POME loading (g-VS/L)	Time (d)	%H_2	Biogas (mL)	H_2 volume (mL)	Head space (mL)	H_2 production rate (mL/d)	Cumulative (mL)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)
5	1	-	-	-	-	-	-	-
	2	13.89	915	127.17	27.78	154.95	154.95	103.30
	3	20.11	160	32.20	12.43	44.63	199.58	133.05
	4	17.30	49	8.42	0.00	8.42	208.00	138.67
	5	16.87	25	4.19	0.00	4.19	212.19	141.46
	6	15.30	19	2.94	0.00	2.94	215.12	143.42
	7	14.09	7	0.99	0.00	0.99	216.11	144.07
10	1	-	-	-	-	-	-	-
	2	12.75	657	83.84	25.50	109.34	109.34	36.45
	3	13.68	72	9.87	1.85	11.72	121.06	40.35
	4	19.63	292	57.26	11.91	69.17	190.24	63.41
	5	29.93	446	133.53	20.60	154.13	344.37	114.79
	6	28.53	79	22.49	0.00	22.49	366.86	122.29
	7	26.30	31	8.11	0.00	8.11	374.97	124.99

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.4 ข้อมูลดิบขั้นตอนการทำให้คุ้นชินของเชื้อกับน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มครั้งที่ 3 (ต่อ)

Initial POME loading (g-VS/L)	Time (d)	%H_2	Biogas (mL)	H_2 volume (mL)	Head space (mL)	H_2 production rate (mL/d)	Cumulative (mL)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)
15	1	-	-	-	-	-	-	-
	2	14.46	720	104.08	28.91	133.00	133.00	29.55
	3	12.31	38	4.73	0.00	4.73	137.72	30.61
	4	12.65	54	6.87	0.69	7.56	145.28	32.29
	5	12.31	52	6.35	0.00	6.35	151.64	33.70
	6	15.24	95	14.48	5.85	20.33	171.97	38.22
	7	12.75	1	0.16	0.00	0.16	172.13	38.25

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.5 ข้อมูลการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนจากขั้นตอนแรกกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

Initial POME loading (g-VS/L)	Time (d)	Biogas (mL)	%H_2	Head spece (mL)	H_2 production rate (mL/d)	Cumulative (mL)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	% of theoretical yield
5	1	106	13.0	60	21.70	21.70	72.32	12.09
	2	103	15.8	60	17.95	39.65	132.17	22.09
	3	15	12.5	60	1.93	41.58	138.59	23.16
	4	19	14.5	60	3.94	45.51	151.71	25.36
	5	6	15.6	60	1.63	47.14	157.14	26.26
	6	15	19.5	60	5.37	52.52	175.05	29.26
	7	4	17.0	60	0.75	53.26	177.55	29.67
	8	2	12.2	60	0.27	53.53	178.44	29.82
10	1	202	12.5	60	32.91	32.91	54.86	9.17
	2	65	18.1	60	15.18	48.09	80.16	13.40
	3	41	19.4	60	8.66	56.75	94.59	15.81
	4	22	19.4	60	4.32	61.08	101.80	17.01
	5	36	23.1	60	10.60	71.67	119.46	19.96

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.5 ข้อมูลการศึกษาศักยภาพการผลิตแก๊สมีเทนจากขั้นตอนแรกกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน (ต่อ)

Initial POME loading (g-VS/L)	Time (d)	Biogas (mL)	%H_2	Head spece (mL)	H_2 production rate (mL/d)	Cumulative (mL)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	% of theoretical yield
10	6	27	24.4	60	7.27	78.94	131.57	21.99
	7	16	24.9	60	4.20	83.15	138.58	23.16
	8	13	23.1	60	1.84	84.99	141.65	23.67
15	1	174	13.8	60	32.37	32.37	35.97	5.41
	2	16	12.4	60	1.16	33.54	37.26	5.61
	3	13	10.8	60	0.43	33.97	37.75	5.68
	4	5	10.1	60	0.14	34.11	37.90	5.70
	5	3	10.3	60	0.41	34.52	38.35	5.77
	6	21	12.9	60	4.32	38.83	43.15	6.49
	7	1	13.1	60	0.31	39.15	43.50	6.54
	8	1	11.5	60	0.15	39.30	43.67	6.57

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.6 ข้อมูลการวิเคราะห์ pH และ COD ก่อนและหลังหาศักยภาพการผลิตแก๊สไฮโดรเจน

Initial POME loading (g-VS/L)	pH				COD (mg/L)			
	Influent	SD	Final	SD	Influent	SD	Final	SD
5	5.97	-	5.24	0.11	12140	370	11520	349
10	5.48	-	4.99	0.27	16640	276	14080	910
15	5.25	-	4.23	0.02	20587	336	26027	1120

ตารางที่ ข.7 ข้อมูลการวิเคราะห์กรดไขมันระเหยง่ายและแอลกอฮอล์หลังหาศักยภาพการผลิตไฮโดรเจน

Initial POME loading (g-VS/L)	VFAs and alcohol (mM)									
	Lactic acid	SD	Acetic acid	SD	Propionic acid	SD	Butyric acid	SD	Ethanol	SD
5	65.89	5.10	15.49	2.15	0.67	0.11	17.23	1.32	7.56	0.81
10	47.66	4.64	18.20	2.97	2.15	0.20	17.87	2.04	6.87	0.75
15	106.38	10.91	22.00	3.01	6.70	0.74	9.56	1.01	10.24	0.96

หมายเหตุ SD : Standard deviation

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.8 ข้อมูลการทดลองหาศักยภาพของมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน

Time (d)	5 g-VS/L			10 g-VS/L			15 g-VS/L		
	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)
1	323	89.9	21.8	278.8	83.9	6.1	269.0	78.3	0.0
2	87	83.4	42.6	148.5	82.1	72.6	31.2	81.5	0.0
3	31	84.0	42.6	62.8	82.9	78.6	27.5	87.5	0.0
4	23	80.2	44.9	34.5	81.2	90.6	12.2	78.3	3.2
5	12	57.3	58.2	34.5	82.5	106.0	8.2	53.4	3.2
6	14	84.1	71.5	20.0	85.3	136.6	5.0	76.1	6.4
7	12	84.1	84.8	13.7	85.3	136.6	67.5	78.1	8.0
8	19	85.6	87.4	22.8	83.2	142.7	11.2	75.2	10.1
9	10	83.8	87.4	15.2	83.2	145.6	20.8	80.7	10.7
10	11	84.6	87.4	15.5	50.1	159.9	7.5	81.2	15.5
11	10	85.0	90.3	10.8	51.2	163.4	5.5	81.2	27.3
13	15	84.4	90.3	21.8	82.2	163.4	12.5	65.2	27.3
15	2	83.4	90.3	5.5	81.3	163.4	8.2	52.9	36.8
18	2	83.6	90.9	5.5	82.4	165.6	1.8	85.7	44.7

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.8 ข้อมูลการทดลองหาศักยภาพของมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน (ต่อ)

Time (d)	5 g-VS/L			10 g-VS/L			15 g-VS/L		
	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)
21	12	81.5	91.4	5.5	81.5	165.6	11.8	76.6	48.8
24	6	80.9	91.4	8.2	80.4	165.6	4.2	78.2	55.7
27	9	81.7	92.2	10.5	79.9	168.0	10.2	79.6	55.7
30	12	87.2	95.2	13.5	86.2	173.8	73.2	83.9	55.7
33	10	83.1	95.2	10.2	78.3	173.8	8.5	92.3	55.7
37	7	82.4	95.8	11.5	81.1	188.9	9.2	77.4	64.5
40	7	79.4	95.8	8.5	78.8	188.9	7.8	75.8	73.9
43	4	79.9	96.4	4.2	79.4	191.1	60.5	74.9	85.3
45	7	80.6	96.7	8.2	80.3	191.8	8.8	77.1	92.8
50	4	78.5	96.7	5.2	77.6	191.8	5.5	75.9	92.8
55	4	78.0	96.7	5.2	78.1	193.8	60.5	77.9	96.0
59	7	78.3	96.7	10.5	78.7	205.9	9.8	79.1	96.0
63	3	79.4	97.6	8.8	78.9	205.9	8.8	80.7	96.0
70	10	78.5	99.1	4.2	79.7	206.3	7.5	76.3	96.0

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.8 ข้อมูลการทดลองหาศักยภาพของมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศสองขั้นตอน (ต่อ)

Time (d)	5 g-VS/L			10 g-VS/L			15 g-VS/L		
	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)
74	2	81.9	99.1	1.5	77.9	212.4	1.2	80.1	96.0
78	1	78.0	99.1	8.2	78.2	213.9	7.5	76.7	96.0

ตารางที่ ข.9 ข้อมูลการทดลองหาศักยภาพของมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว

Time (d)	5 g-VS/L			10 g-VS/L			15 g-VS/L		
	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)
1	384	82.1	0.0	366.8	77.5	30.4	283.5	72.9	0.0
2	31	81.5	4.2	89.5	74.0	70.1	31.2	81.5	0.0
3	31	78.2	4.2	62.8	49.5	76.0	31.5	75.5	0.0
4	12	78.3	4.2	38.8	29.6	97.0	12.2	78.3	3.2
5	8	53.3	4.2	15.8	12.5	97.0	8.2	53.4	9.6
6	5	76.1	21.1	14.8	11.9	99.6	5.0	76.1	16.0
7	5.5	77.7	24.7	9.8	8.0	107.8	99.0	76.3	28.9
8	11	75.1	28.6	19.8	14.2	111.6	11.2	75.2	42.3

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.9 ข้อมูลการทดลองหาศักยภาพของมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว (ต่อ)

Time (d)	5 g-VS/L			10 g-VS/L			15 g-VS/L		
	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)
9	7	84.8	36.1	10.5	8.5	124.7	28.0	79.5	52.8
10	7	81.2	36.5	12.2	5.1	126.4	7.5	81.2	55.0
11	5	81.1	36.5	11.2	4.5	126.4	5.5	81.2	55.0
13	12	65.2	37.6	17.8	14.5	138.7	12.5	65.2	57.1
15	2	77.1	38.8	3.5	2.6	138.7	28.0	78.9	65.6
18	2	85.7	38.8	3.5	2.9	138.7	1.8	85.7	68.8
21	11	76.6	38.8	13.5	10.5	139.6	11.8	76.6	75.2
24	4	78.2	39.6	6.2	4.8	139.6	4.2	78.2	90.7
27	10	80	40.5	12.5	9.7	141.2	10.2	79.6	106.8
30	11	87	45.1	11.8	10.3	155.3	82.0	84.1	106.8
33	8.5	92.2	51.9	8.5	5.6	155.5	8.5	92.3	119.6
37	9	77.	51.9	11.5	8.6	161.1	9.2	77.4	125.7
40	9	75.7	51.9	9.2	6.8	161.1	7.8	75.8	126.9
43	9	75.9	51.9	9.2	7.0	161.1	8.8	75.9	128.2

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.9 ข้อมูลการทดลองหาศักยภาพของมีเทนจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศขั้นตอนเดียว (ต่อ)

Time (d)	5 g-VS/L			10 g-VS/L			15 g-VS/L		
	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)	Biogas (mL/d)	% CH_4	CH_4 Cumulative (mL)
45	9	77.1	51.9	9.2	7.3	162.7	8.8	77.1	129.5
50	6	76	51.9	6.5	4.9	162.7	5.5	75.9	129.5
55	6	78	53.2	6.5	5.0	164.8	5.8	78.2	129.5
59	10	79	54.2	4.0	3.1	164.8	9.8	79.1	129.5
63	9	81	56.5	9.2	7.1	167.3	8.8	80.7	129.5
70	8	76	56.5	6.8	5.2	167.3	7.5	76.3	129.5
74	1	80	58.2	1.5	1.3	171.3	1.2	80.1	129.5
78	8	77	60.0	6.8	5.2	171.3	7.5	76.7	129.5

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.10 ข้อมูลการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง

Time (d)	%H_2	Total biogas (mL/d)	H_2 production (mL-H_2/d)	H_2 production rate (mL-H_2/L•d)	H_2 yield (mL-H_2/L-POME)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
1		#DIV/0!	1.70	1.3	0.3	6.3	6.30	4.36
2	33.43	750	250.7	185.7	30.6	681.0	6.58	5.22
3	38.10	700	266.7	197.6	32.2	715.9	6.53	5.20
4	41.75	600	250.5	185.5	31.3	695.8	6.34	5.21
5	38.67	600	232.0	171.9	29.0	644.5	6.25	5.10
6	40.46	650	263.0	194.8	33.7	749.3	6.58	5.36
7	42.14	550	231.8	171.7	28.4	630.0	6.61	5.35
8	39.35	700	275.5	204.0	33.9	752.6	6.63	5.36
9	43.95	1050	461.5	341.8	57.2	1270.6	6.72	5.35
10	45.81	1000	458.1	339.3	57.5	1277.7	6.59	5.34
11	40.50	1250	506.3	375.0	63.5	1411.6	6.69	5.38
12	42.10	1250	526.3	389.8	65.1	1445.8	6.56	5.35
13	46.80	1050	491.4	364.0	59.9	1331.3	6.94	5.36
14	40.98	1200	491.8	364.3	61.5	1366.1	6.71	5.44
15	41.50	1150	477.3	353.5	59.1	1312.4	6.86	5.36
16	41.02	1200	492.2	364.6	61.5	1367.3	6.72	5.31

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.10 ข้อมูลการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง (ต่อ)

Time (d)	%H_2	Total biogas (mL/d)	H_2 production (mL-H_2/d)	H_2 production rate (mL-H_2/L•d)	H_2 yield (mL-H_2/L-POME)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
17	39.18	1200	470.2	348.3	58.8	1306.1	6.70	5.29
18	43.00	1050	451.5	334.4	55.7	1237.9	6.73	5.29
19	46.12	1100	507.3	375.8	63.4	1408.4	6.75	5.28
20	45.00	1050	472.5	350.0	59.0	1311.3	6.56	5.25
21	43.00	1050	451.5	334.4	61.2	1361.0	6.81	5.29
22	36.20	1350	488.8	362.0	60.3	1340.9	6.74	5.29
23	52.07	1600	833.2	617.2	69.4	1714.3	5.96	5.28
24	54.48	1900	1035.1	766.8	84.7	2092.5	6.74	5.29
25	52.26	1100	574.8	425.8	90.0	2222.2	6.35	5.59
26	50.55	1900	960.4	711.4	78.6	1941.4	6.11	5.43
27	48.95	1750	856.6	634.5	70.7	1745.8	6.34	5.49
28	51.36	1750	898.8	665.8	74.2	1831.7	6.07	5.56
29	49.97	1850	924.4	684.7	75.0	1850.6	6.14	5.66
30	53.76	1750	940.7	696.8	77.6	1917.2	6.07	5.56
31	52.75	1750	923.2	683.9	76.2	1881.5	6.01	5.6
32	52.75	1700	896.8	664.3	73.3	1809.1	6.01	5.65

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.10 ข้อมูลการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง (ต่อ)

Time (d)	%H_2	Total biogas (mL/d)	H_2 production (mL-H_2/d)	H_2 production rate (mL-H_2/L•d)	H_2 yield (mL-H_2/L-POME)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
33	49.00	1900	931.0	689.6	77.4	1912.0	5.97	5.54
34	53.19	1700	904.3	669.8	73.9	1824.1	6.10	5.57
35	54.35	1750	951.1	704.5	78.5	1938.3	6.20	5.53
36	51.80	1800	932.4	690.7	77.7	1918.5	6.61	5.54
37	54.40	1800	979.2	725.3	81.6	2014.7	6.53	5.54
38	54.50	1200	654.0	484.4	54.5	1345.7	5.79	5.47
39	53.66	1100	590.3	437.3	47.7	1177.8	5.81	5.39
40	53.34	1200	640.1	474.2	53.3	1317.2	5.55	5.43
41	56.25	1200	675.0	500.0	56.2	1388.9	6.24	5.45
42	56.04	1500	840.6	622.7	68.5	1691.2	5.79	5.47
43	52.01	1800	936.2	693.5	78.0	1926.3	5.16	5.46
44	52.94	1800	952.9	705.8	79.4	1960.6	5.79	5.45
45	53.68	1300	697.8	516.9	57.5	2208.9	6.69	5.47
46	51.20	1850	947.2	701.6	77.3	1781.8	6.69	5.97
47	51.50	1200	618.0	457.8	86.5	1994.0	5.34	5.51
48	52.10	1200	625.2	463.1	88.8	2046.7	5.79	5.47

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.10 ข้อมูลการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง (ต่อ)

Time (d)	%H_2	Total biogas (mL/d)	H_2 production (mL-H_2/d)	H_2 production rate (mL-H_2/L•d)	H_2 yield (mL-H_2/L-POME)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
49	50.50	3800	1919.0	1421.5	101.0	2327.9	5.33	5.49
50	54.71	3050	1668.7	1236.1	88.7	2044.5	5.30	5.23
51	56.49	3400	1920.7	1422.7	101.0	2328.1	4.82	5.37
52	51.71	3250	1680.5	1244.8	89.4	2059.5	5.24	5.36
53	56.49	3250	1835.9	1360.0	97.1	2238.6	5.79	5.47
54	52.29	3500	1830.2	1355.7	96.4	2221.9	5.68	5.31
55	51.70	3600	1861.3	1378.8	98.0	2258.0	6.64	5.29
56	52.57	3850	2023.8	1499.1	107.3	2472.9	7.01	5.26
57	51.46	3850	1981.4	1467.7	104.9	2417.7	7.06	5.32
58	52.57	3800	1997.5	1479.6	105.1	2421.4	7.25	5.22
59	51.08	4350	2221.9	1645.9	117.5	2707.0	6.13	5.19
60	41.49	5500	2282.1	1690.4	147.2	3393.2	7.01	5.13
61	54.40	6000	3263.9	2417.7	172.0	3962.7	6.34	5.14
62	54.40	6150	3345.5	2478.1	177.5	4091.5	6.96	5.13
63	54.40	5650	3073.5	2276.6	162.5	3745.0	6.96	5.13
64	51.92	6300	3270.7	2422.8	173.5	3998.5	6.96	5.13

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.10 ข้อมูลการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง (ต่อ)

Time (d)	%H_2	Total biogas (mL/d)	H_2 production (mL-H_2/d)	H_2 production rate (mL-H_2/L•d)	H_2 yield (mL-H_2/L-POME)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
65	50.81	6100	3099.2	2295.7	164.3	3787.4	7.01	5.17
66	53.65	5750	3085.1	2285.2	162.5	3744.8	7.15	5.06
67	54.40	5200	2828.7	2095.3	149.5	3444.4	6.96	5.13
68	52.54	5700	2994.6	2218.2	158.1	3642.7	6.99	5.01
69	54.82	5550	3042.3	2253.6	161.5	3720.7	7.17	5.08
70	51.53	4450	2293.3	1698.7	147.2	3393.2	7.01	5.13
71	56.49	5940	3355.5	2485.6	177.5	4091.5	6.96	5.13
72	51.71	5950	3076.6	2278.9	162.5	3745.0	6.96	5.13
73	56.49	5800	3276.5	2427.0	173.5	3998.5	6.96	5.13
74	52.29	5950	3111.4	2304.7	164.3	3787.4	7.01	5.17
75	51.70	5950	3076.4	2278.8	162.5	3744.8	7.15	5.06
76	52.57	5000	2628.3	1946.9	138.9	3201.5	6.96	5.13
77	51.46	5800	2984.9	2211.1	158.1	3642.7	6.99	5.01
78	52.57	5800	3048.8	2258.4	161.5	3720.7	7.17	5.08
79	41.49	6350	2634.8	1951.7	139.3	3210.1	6.69	5.02

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.10 ข้อมูลการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง (ต่อ)

Time (d)	%H_2	Total biogas (mL/d)	H_2 production (mL-H_2/d)	H_2 production rate (mL-H_2/L•d)	H_2 yield (mL-H_2/L-POME)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
80	41.49	6200	2572.5	1905.6	136.3	3141.8	6.90	5.01
81	45.46	6200	2818.5	2087.8	149.4	3442.2	6.78	5.08
82	46.65	6100	2845.9	2108.1	150.0	3455.9	6.41	5.12
83	47.33	6950	3289.3	2436.5	148.7	3427.8	6.54	5.06
84	50.13	5950	2983.0	2209.6	157.6	3631.1	5.93	5.07
85	46.69	5800	2707.8	2005.8	143.4	3304.5	5.37	5.09
86	41.49	6100	2531.0	1874.9	133.4	3073.5	6.50	5.04
87	53.13	6000	3188.1	2361.5	106.3	2565.6	5.46	5.05
88	51.35	6900	3543.4	2624.7	119.0	2874.1	6.41	5.12
89	50.00	6500	3250.0	2407.4	109.1	2633.7	6.29	5.20
90	50.00	6600	3300.0	2444.4	111.4	2688.6	6.25	5.25
91	52.79	6400	3378.9	2502.9	112.8	2723.0	5.67	5.24
92	50.88	7000	3561.5	2638.2	120.3	2903.4	6.40	5.20
93	50.00	6750	3375.0	2500.0	113.6	2743.5	6.49	5.19
94	50.00	6600	3300.0	2444.4	111.4	2688.6	6.69	5.24
95	50.00	7000	3500.0	2592.6	118.2	2853.2	6.62	5.34

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.10 ข้อมูลการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง (ต่อ)

Time (d)	%H_2	Total biogas (mL/d)	H_2 production (mL-H_2/d)	H_2 production rate (mL-H_2/L•d)	H_2 yield (mL-H_2/L-POME)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
96	50.85	6500	3305.0	2448.2	110.9	2678.3	6.62	5.34
97	50.85	7150	3635.5	2693.0	122.5	2957.3	6.33	5.42
98	50.85	6900	3508.4	2598.8	117.9	2845.7	6.50	5.51
99	54.59	7150	3903.4	2891.4	131.5	3175.2	6.35	5.33
100	53.35	7400	3947.5	2924.1	133.4	3219.7	6.49	5.29
101	49.24	8100	3988.1	2954.1	134.3	3241.8	6.41	5.12
102	50.93	8100	4125.3	3055.8	138.9	3353.4	5.59	5.00
103	52.31	10950	5727.5	4242.6	98.5	2324.7	6.20	5.06
104	49.93	12700	6341.4	4697.3	109.2	2575.4	6.62	5.00
105	52.75	12800	6752.1	5001.5	116.5	2749.7	6.30	4.96
106	48.75	13500	6581.2	4874.9	113.4	2674.9	6.23	4.94
107	56.01	13500	7561.7	5601.2	130.3	3073.4	6.47	4.97
108	54.61	5400	2949.0	2184.5	156.0	3595.8	6.69	5.00
109	50.85	5150	2618.6	1939.7	138.0	3180.5	6.62	5.09
110	49.87	5250	2669.4	1977.4	141.6	3264.2	6.80	5.22
111	50.85	5400	2745.7	2033.9	145.3	3347.9	6.62	5.28

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.10 ข้อมูลการดำเนินการผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบกวนต่อเนื่อง (ต่อ)

Time (d)	%H_2	Total biogas (mL/d)	H_2 production (mL-H_2/d)	H_2 production rate (mL-H_2/L•d)	H_2 yield (mL-H_2/L-POME)	H_2 yield (mL-H_2/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
112	61.09	5550	3390.5	2511.5	178.9	4123.0	6.25	4.80
113	52.72	5800	3057.5	2264.8	161.9	3731.3	6.74	4.90
114	52.72	5650	2978.5	2206.3	158.1	3644.6	6.45	4.84
115	50.85	5800	2949.1	2184.5	156.2	3599.0	6.98	4.96
116	50.97	5800	2956.5	2190.0	156.6	3608.0	6.45	4.95
117	50.85	6750	3432.1	2542.3	181.6	4184.9	6.74	4.98
118	51.05	6200	3160.4	2341.0	167.5	3859.8	6.55	4.95
119	50.25	5550	2829.1	2095.6	149.3	3440.2	6.45	4.91
120	49.85	5650	2880.0	2133.4	152.9	3524.1	6.70	4.95

หมายเหตุ Time (day) 1-23 ดำเนินการที่ HRT=7 วัน
Time (day) 24-46 ดำเนินการที่ HRT=5 วัน
Time (day) 47-87 ดำเนินการที่ HRT=3 วัน
Time (day) 89-103 ดำเนินการที่ HRT=2 วัน
Time (day) 104-108 ดำเนินการที่ HRT=1 วัน
Time (day) 109-120 ดำเนินการที่ HRT=3 วัน

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
1	68.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
2	72.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
3	61.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
4	38.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
5	19.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
6	13.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
7	9.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
8	25.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
9	10.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
10	8.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
11	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00		
12	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	6.40	8.12
13	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	6.33	7.63
14	69.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	5.48	7.64
15	51.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	5.46	7.14
16	54.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	5.46	7.35

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (ต่อ)

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
17	40.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	5.45	7.36
18	47.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	5.44	7.04
19	38.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	5.43	7.11
20	40.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	5.45	7.10
21	49.6	1600.0	794.2	113.5	4538.5	105.55	5.44	6.99
22	57.2	1500.0	858.2	122.6	4904.2	114.05	5.46	7.25
23	59.4	1700.0	1009.8	144.3	5770.3	134.19	5.44	6.99
24	67.3	1900.0	1278.8	182.7	7307.2	169.93	5.44	6.99
25	67.2	2000.0	1343.4	191.9	7676.5	178.52	5.46	7.52
26	72.7	2000.0	1453.2	207.6	8303.9	193.11	5.43	7.02
27	59.8	900.0	538.5	76.9	3077.0	71.56	5.45	7.41
28	59.8	900.0	538.5	76.9	3077.0	71.56	5.41	7.08
29	66.0	800.0	528.1	75.4	3017.7	70.18	5.45	6.35
30	70.0	800.0	560.2	80.0	3201.2	74.45	5.47	6.72
31	70.2	900.0	631.5	90.2	3608.5	83.92	5.49	6.86
32	68.1	850.0	579.0	82.7	3308.3	76.94	5.45	6.67

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (ต่อ)

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
33	69.0	750.0	517.6	73.9	2957.9	68.79	5.44	6.88
34	71.6	850.0	609.0	87.0	3479.8	80.93	5.47	6.89
35	68.7	800.0	549.8	78.5	3141.8	73.06	5.52	6.75
36	72.9	800.0	583.4	83.3	3333.5	77.52	5.56	6.86
37	65.5	1000.0	655.1	93.6	3743.7	87.06	5.54	6.74
38	66.0	950.0	626.8	89.5	3581.7	83.29	5.61	6.60
39	69.6	900.0	626.2	89.5	7116.4	165.50	5.56	6.49
40	71.0	3000.0	2129.2	304.2	24195.1	562.68	5.56	6.61
41	71.0	3000.0	2129.2	304.2	24195.1	562.68	4.49	7.03
42	70.2	2000.0	1404.6	200.7	15961.9	371.21	5.51	7.09
43	68.7	2000.0	1373.5	196.2	15608.4	362.99	5.46	8.48
44	69.7	2500.0	1741.8	248.8	19793.2	460.31	5.54	7.06
45	73.9	2500.0	1848.4	264.1	21004.4	488.48	5.61	7.16
46	71.5	2700.0	1929.4	275.6	21925.4	509.89	5.6	7.06
47	71.4	2700.0	1926.9	275.3	21896.2	509.21	5.47	7.02
48	70.3	3033.3	2133.3	304.8	24242.4	563.78	5.54	7.75

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (ต่อ)

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
49	72.1	2800.0	2018.8	288.4	22940.4	533.50	5.54	7.59
50	70.8	3200.0	2266.2	323.7	25752.5	598.90	5.52	7.21
51	69.5	3100.0	2155.3	307.9	24492.0	569.58	5.52	7.3
52	59.2	3300.0	1955.1	279.3	22216.9	516.67	5.46	7.29
53	70.8	3300.0	2337.7	334.0	26565.1	617.79	5.51	7.3
54	70.5	3200.0	2257.4	322.5	25651.8	596.55	5.46	7.98
55	69.8	3000.0	2094.1	299.2	23796.7	553.41	5.4	7.65
56	70.7	3100.0	2192.1	313.2	24910.4	579.31	5.45	7.54
57	74.0	3200.0	2369.3	338.5	26923.4	626.13		7.96
58	67.5	3200.0	2160.6	308.7	24552.5	570.99		7.71
59	66.7	3200.0	2135.5	305.1	24266.9	564.35		7.69
60	71.7	3200.0	2294.9	327.8	26078.6	606.48	5.16	7.91
61	66.7	3200.0	2135.5	305.1	24266.9	564.35		7.96
62	72.0	3100.0	2232.7	319.0	25371.3	590.03		7.81
63	69.3	3200.0	2218.4	316.9	25209.4	586.27		8.05

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (ต่อ)

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
64	68.3	2400.0	1638.6	234.1	18620.5	433.04	5.36	8.2
65	81.2	2300.0	1868.1	266.9	21228.5	493.69	5.27	8.17
66	68.8	2400.0	1652.1	236.0	18773.5	436.59	5.35	8.15
67	68.5	2200.0	1507.0	215.3	17125.0	398.26	5.29	7.98
68	69.5	2300.0	1599.1	228.4	18171.5	422.59	5.34	8.01
69	70.0	2200.0	1540.2	220.0	17502.5	407.03	5.35	8.02
70	68.9	2200.0	1515.8	216.5	17225.0	400.58	5.25	7.87
71	68.1	2400.0	1634.1	233.4	18569.8	431.86	5.27	7.9
72	70.0	2300.0	1610.0	230.0	18295.5	425.48	5.3	7.9
73	69.0	3500.0	2415.1	345.0	21001.2	488.40	5.22	7.85
74	69.0	3000.0	2070.1	295.7	18001.0	418.63	5.29	7.87
75	70.0	2800.0	1959.3	279.9	17037.0	396.21	5.3	7.9
76	70.0	2800.0	1959.3	279.9	17037.0	396.21	5.29	7.78
77	69.0	3200.0	2208.5	315.5	19204.2	446.61	5.35	7.69
78	68.5	2800.0	1918.0	274.0	16678.3	387.87	5.37	7.66
79	69.3	2800.0	1941.0	277.3	16878.2	392.52	5.3	7.72

Library of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (ต่อ)

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
80	70.1	2900.0	2032.9	290.4	17677.4	411.10	5.29	7.8
81	52.3	2900.0	1517.9	216.8	13199.1	306.96	5.35	7.81
82	57.3	3000.0	1719.0	245.6	14947.8	347.62	5.29	7.98
83	69.2	3000.0	2076.0	296.6	18052.2	419.82	5.3	7.99
84	70.0	2900.0	2030.0	290.0	17652.2	410.52	5.34	7.65
85	69.6	2900.0	2018.4	288.3	17551.3	408.17	5.35	7.89
86	71.0	4100.0	2911.3	415.9	16635.8	386.88	5.18	7.85
87	63.6	3800.0	2415.9	345.1	13805.3	321.05	5.34	7.55
88	65.7	4700.0	3087.9	441.1	17645.1	410.35	5.34	8.25
89	68.9	4800.0	3307.4	472.5	18899.3	439.52	5.33	7.75
90	69.1	5300.0	3662.3	523.2	20927.4	486.68	5.3	7.86
91	70.7	5100.0	3605.6	515.1	20603.4	479.15	5.25	7.55
92	71.0	4800.0	3408.0	486.9	19474.3	452.89	5.26	7.53
93	69.0	4800.0	3310.8	473.0	18918.9	439.97	5.3	7.6
94	69.0	4600.0	3172.9	453.3	18130.6	421.64	5.4	7.48
95	64.6	4800.0	3101.9	443.1	17725.1	412.21	5.35	5.56

Prince of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (ต่อ)

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
96	61.1	5100.0	3115.6	445.1	17803.7	414.04	5.34	7.68
97	66.1	4800.0	3174.7	453.5	18140.9	421.88	5.06	7.61
98	65.9	4500.0	2965.5	423.6	16945.7	394.09	5.07	7.69
99	69.1	5800.0	4007.8	572.5	22901.7	532.60	5.07	7.98
100	61.1	5500.0	3360.0	480.0	19200.0	446.51	5.1	7.98
101	64.6	5400.0	3489.6	498.5	19940.7	463.74	5.09	7.73
102	63.7	5500.0	3502.1	500.3	20012.2	465.40	5.14	8.12
103	65.2	5600.0	3651.2	521.6	20864.0	485.21	4.87	7.5
104	66.2	5400.0	3575.8	510.8	20433.2	475.19	4.9	7.55
105	64.1	5300.0	3397.3	485.3	19413.1	451.47	4.91	7.61
106	65.7	5300.0	3481.2	497.3	19892.8	462.62	4.98	7.69
107	67.3	5500.0	3701.5	528.8	21151.4	491.89	5.01	7.64
108	68.6	5200.0	3569.6	509.9	20397.9	474.37	5.07	7.84
109	69.1	5500.0	3800.5	542.9	21717.1	505.05	5.01	7.95
110	69.4	5000.0	3470.0	495.7	19828.6	461.13	5.01	7.91
111	68.0	5300.0	3602.0	514.6	18010.0	418.84	5	7.85

Science of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (ต่อ)

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
112	70.0	5300.0	3710.0	530.0	18550.0	431.40	4.98	7.89
113	69.2	5300.0	3667.6	523.9	18338.0	426.47	4.95	7.91
114	69.5	5300.0	3683.5	526.2	18417.5	428.31	4.99	7.72
115	68.0	5200.0	3534.0	504.9	17670.2	410.94		
116	69.3	5300.0	3672.9	524.7	18364.5	427.08		
117	72.1	5300.0	3821.3	545.9	19106.5	444.34	5.01	7.47
118	71.6	5400.0	3866.4	552.3	19332.0	449.58	5.11	7.3
119	70.0	5300.0	3710.0	530.0	18550.0	431.40	4.98	7.56
120	67.9	5400.0	3666.6	523.8	18333.0	426.35	4.97	7.53
121	68.0	5300.0	3602.0	514.6	18010.0	418.84	5.01	7.61
122	65.9	5200.0	3426.8	489.5	17134.0	398.47	5.1	7.67
123	70.0	5300.0	3710.0	530.0	18550.0	431.40	4.98	7.59
124	69.8	5300.0	3699.4	528.5	18497.0	430.16	4.9	7.55
125	71.0	5300.0	3763.0	537.6	18815.0	437.56	4.91	7.48
126	69.3	5400.0	3742.2	534.6	18711.0	435.14	4.98	7.44

ance of Songkla University Pattani Campus

ตารางที่ ข.11 ข้อมูลการดำเนินการผลิตมีเทนแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (ต่อ)

time (d)	%CH_4	Total biogas (mL/d)	CH_4 production (mL-CH_4/d)	CH_4 production rate (mL-CH_4/L•d)	CH4 yield (mL-CH_4/L-POME)	CH4 yield (mL-CH_4/g-VS)	$pH_{influent}$	$pH_{effluent}$
127	68.0	5400.0	3670.0	524.3	18349.8	426.74	5.01	7.57
128	65.1	5400.0	3515.4	502.2	17577.0	408.77	5.1	7.61
129	68.6	5400.0	3704.4	529.2	18522.0	430.74	5.07	7.74
130	68.0	5400.0	3670.0	524.3	18349.8	426.74	5.05	7.65
131	70.0	5500.0	3850.0	550.0	19250.0	447.67	5.01	7.63
132	69.1	5500.0	3800.5	542.9	19002.5	441.92	4.94	7.61

หมายเหตุ Time (day) 1-39 ดำเนินการที่ HRT=40วัน
Time (day) 40-73 ดำเนินการที่ HRT=80วัน
Time (day) 74-86 ดำเนินการที่ HRT=60 วัน
Time (day) 87-112 ดำเนินการที่ HRT=40 วัน
Time (day) 113-132 ดำเนินการที่ HRT=35 วัน

Thammasat University Rangsit Campus

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล คอลีญะห์ สะนิ
รหัสประจำตัวนักศึกษา 5620320303
วุฒิการศึกษา

วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี	มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์	2556

ทุนการศึกษา

ทุนอุดหนุนการค้นคว้าวิจัยจากบัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ประจำปี 2557

ทุนอุดหนุนจากสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและบริษัทปาล์มพัฒนาชายแดนใต้ จำกัด ภายใต้โครงการพัฒนานักวิจัยเพื่ออุตสาหกรรม-พวอ. ระดับปริญญาโท ประจำปี 2556 ตามสัญญาเลขที่ MSD56I0158

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

Khaleeyah Sani, Charoen Pakhateratian, Prawit Kongjan and Rattana Jariyaboon. 2014. Bio-hydrogen potential of two-stage anaerobic digestion from palm oil mill effluent Asia Biohydrogen and Biorefinery Symposium. Mahkota Hotel, Melaka, Malaysia, 16-18 December, 2014.

Khaleeyah Sani, Charoen Pakhateratian, Prawit Kongjan and Rattana Jariyaboon. 2015. Continuously bio-hydrogen production from palm oil mill effluent using dark fermentation. The 27th Annual Meeting of the Thai Society for Biotechnology and International Conference. Mandarin Hotel Bangkok by Centre Point, Bangkok, Thailand, 17-20 November, 2015.

Prince of Songkla University Pattani Campus