ผลของชนิดถังปฏิกรณ์ต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ
จากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

นายศาสตรา เชื้อวงศ์สกุล วท.บ. (วิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม)

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมกล้าธนบุรี
พ.ศ. 2551

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์
(ดร.อรรณพ นพรัตน์)

..... กรรมการและอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์
(ดร.สาโรช บุญยกิจสมบัติ)

..... กรรมการ
(ผศ.จารุรัตน์ วรนิสรากุล)

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

หัวข้อวิทยานิพนธ์	ผลของชนิดถังปฏิกรณ์ต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม
หน่วยกิต	12
ผู้เขียน	นายศาสตรา เชื้อวงศ์สกุล
อาจารย์ที่ปรึกษา	ดร. สาโรช บุญยกิจสมบัติ
หลักสูตร	วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
ภาควิชา	วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
คณะ	วิศวกรรมศาสตร์
พ.ศ.	2551

บทคัดย่อ

วิทยานิพนธ์นี้เป็นการศึกษาถึงความเป็นไปได้ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม และประสิทธิภาพระหว่างถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิคเอสบีอาร์แบบระบบขั้นตอนเดียวกับแบบระบบสองขั้นตอน ทำการเดินระบบที่ 2 ช่วงอุณหภูมิ รวมเป็นทั้งหมด 4 ระบบ ซึ่งได้แก่ระบบขั้นตอนเดียว (S30) และสองขั้นตอน (T30) ที่ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (30 องศาเซลเซียส) และระบบขั้นตอนเดียว (S55) และสองขั้นตอน (T55) ที่ช่วงอุณหภูมิสูง (55 องศาเซลเซียส) ระบบขั้นตอนเดียวประกอบด้วยถังปฏิกรณ์ขนาด 2 ลิตร มีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเท่ากับ 10 วัน ส่วนระบบสองขั้นตอนประกอบด้วยถังปฏิกรณ์ผลิตกรดขนาด 0.4 ลิตรและถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนขนาด 1.6 ลิตร มีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเท่ากับ 2 และ 8 วัน ตามลำดับ ทั้ง 4 ระบบ เริ่มต้นเดินระบบที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (OLR) ที่ 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน และเพิ่ม OLR ได้ถึง 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน จากผลการศึกษาพบว่าก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบ S30, T30, S55 และ T55 มีสัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพเฉลี่ยเท่ากับร้อยละ 69, 65, 68 และ 63 ตามลำดับ ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนเฉลี่ยจากระบบ S30, T30, S55 และ T55 เท่ากับ 231, 207, 243 และ 224 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ซึ่งจากผลการทดลองพบว่าที่อุณหภูมิในการเดินระบบเดียวกัน ระบบขั้นตอนเดียวมีประสิทธิภาพสูงกว่าระบบสองขั้นตอน และสำหรับถังปฏิกรณ์ชนิดเดียวกัน พบว่าระบบที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส มีประสิทธิภาพสูงกว่าระบบที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส

คำสำคัญ : กากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม / ระบบสองขั้นตอน / แอนแอโรบิคเอสบีอาร์ / ก๊าซชีวภาพ / ช่วงอุณหภูมิสูง

Thesis Title	Effect of Reactor Configuration on Biogas Production of Cake from Palm Oil Mill Industry
Thesis Credits	12
Candidate	Mr. Sarttra Chuawongskul
Thesis Advisor	Dr. Saroch Boonyakitsombut
Program	Master of Engineering
Field of Study	Environmental Engineering
Department	Environmental Engineering
Faculty	Engineering
B. E.	2551

Abstract

This thesis was to study the biogas production of decantered cake from palm oil mill industry and the efficiencies of single-stage and two-stage anaerobic sequencing batch reactors (ASBR). Two temperatures were investigated with the total of 4 studied systems, i.e., single-stage (S30) and two-stage (T30) units at mesophilic temperature (30°C) , and single-stage (S55) and two-stage (T55) units at thermophilic temperature (55°C). The single-stage system consisted of a 2-liter reactor with the hydraulic retention time of 10 days. The two-stage system consisted of a 0.4-liter acidogenic reactor and a 1.6-liter methanogenic reactor with the hydraulic retention times of 2 and 8 days, respectively. All 4 systems were initially operated at organic loading rate of 0.5 gCOD/L-d and gradually increased to 4 gCOD/L-d. It was found that the methane composition in the biogas were 69, 65, 68 and 63 % with the average methane gas yield of 231, 207, 243 and 224 mL $CH_4/gCOD_{added}$ for S30, T30, S55, and T55, respectively. The result indicated that, at the same operating temperature, the single-stage reactor was more efficient than the two-stage reactor. In addition, for the same reactor configuration, the systems at 55°C were more efficient than the systems at 30°C.

Keywords : Decantered Cake / Two-Stage / ASBR / Biogas / Thermophilic

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้ เสร็จสมบูรณ์ได้ด้วยดี โดยได้รับความช่วยเหลือและความร่วมมือเป็นอย่างดีจากหลายฝ่าย ผู้วิจัยจึงใคร่ขอแสดงความขอบพระคุณบุคคลเหล่านั้นดังต่อไปนี้ ดร.สาโรช บุญยกิจสมบัติ อาจารย์ที่ปรึกษาที่ให้ข้อมูล คำปรึกษา ข้อแนะนำ และวิธีการแก้ปัญหาต่างๆ รวมทั้งแนวคิดที่เป็นประโยชน์สำหรับงานวิจัยนี้เป็นอย่างดียิ่ง ตลอดจน ผศ.จารุรัตน์ วรนิสรากุล และ ดร.อรรณพ นพรัตน์ กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ คุณพิระดา ว่องเกษฎา และคุณจงกลนี ประดิษฐ์พงษ์ เจ้าหน้าที่ห้องปฏิบัติการภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม สำหรับคำปรึกษา คำแนะนำและความช่วยเหลือในการใช้เครื่องมือในห้องปฏิบัติการ คุณเด่นใจ โพธิ์ทอง และคุณนวลจันทร์ เลาหศิริชัยกุล เจ้าหน้าที่ฝ่ายธุรการ สำหรับความช่วยเหลือต่างๆ ในการทำวิทยานิพนธ์ คุณวลัยรัตน์ มาลัยหอม และคุณอมรรัตน์ บุญมี สำหรับความช่วยเหลือในด้านต่างๆ ศูนย์ความเป็นเลิศแห่งชาติด้านการจัดการสิ่งแวดล้อมและของเสียอันตราย-ศูนย์เครือข่ายมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความสนับสนุนเครื่องมือในการทำวิจัย เพื่อนๆ ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมที่ให้ความช่วยเหลือด้วยดีตลอดมา และขอขอบพระคุณเป็นอย่างยิ่งสำหรับคุณพ่อ คุณแม่ ที่ให้การอุปการะเลี้ยงดู ส่งเสียค่าใช้จ่ายในการศึกษา รวมทั้งกำลังใจที่ดีจนส่งผลให้ผู้วิจัยทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้จนสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

ประโยชน์อันใดที่เกิดจากวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ ย่อมเป็นผลมาจากความกรุณาจากทุกท่านที่กล่าวมาข้างต้น ผู้จัดทำรู้สึกซาบซึ้งเป็นอย่างยิ่ง จึงใคร่ขอขอบพระคุณเป็นอย่างสูงไว้ ณ โอกาสนี้

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย ข
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ ค
กิตติกรรมประกาศ ง
สารบัญ จ
รายการตาราง ซ
รายการรูปประกอบ ญ
รายการสัญญลักษณ์ ฎ
ประมวลศัพท์และคำย่อ ฎ

บทที่

1. บทนำ 1
1.1 ความสำคัญและที่มาของงานวิจัย 1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย 2
1.3 ขอบเขตงานวิจัย 2
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ 3

2. ทฤษฎี/งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 4
2.1 กระบวนการบำบัดแบบไร้อากาศ 4
2.1.1 ชีวเคมีและจุลชีววิทยาของกระบวนการบำบัดแบบไร้อากาศ 4
2.1.2 ปัจจัยที่มีผลต่อการทำงานของระบบบำบัดแบบไร้อากาศ 5
2.2 ความสมมูลของก๊าซมีเทนกับซีโอดี 7
2.3 ระบบที่ใช้ในการผลิตก๊าซมีเทน 8
2.3.1 การหมักแบบขั้นตอนเดียว 8
2.3.2 การหมักแบบสองขั้นตอน 8
2.4 ระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ 9
2.4.1 ขั้นตอนการเติมน้ำเสีย 9
2.4.2 ขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยา 9

2.4.3	ขั้นตอนการตกตะกอน	9
2.4.4	ขั้นตอนการระบายน้ำออก	10
2.5	ปาล์มน้ำมัน	10
2.5.1	การสกัดน้ำมันปาล์ม	10
2.6	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	13
3. แผนการดำเนินงานวิจัย		**17**
3.1	แผนการดำเนินงาน	17
3.2	ตะกอนจุลินทรีย์และของเสีย	17
3.2.1	ตะคอนจุลินทรีย์	17
3.2.2	ของเสีย	17
3.3	เครื่องมือและอุปกรณ์	18
3.3.1	ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิคเอสบีอาร์	18
3.3.2	อุปกรณ์สำหรับการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสียและก๊าซชีวภาพในห้องปฏิบัติการ	18
3.4	วิธีการทดลอง	19
3.4.1	การเดินระบบ	19
3.4.2	พารามิเตอร์และวิธีในการวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำเสีย	23
4. ผลการทดลอง		**24**
4.1	การเริ่มต้นเดินระบบ	24
4.1.1	ตะกอนจุลินทรีย์	24
4.1.2	ของเสีย	25
4.2	สภาพแวดล้อมของระบบ	26
4.2.1	อุณหภูมิ	26
4.2.2	พีเอช	27
4.2.3	สภาพด่างและกรดไขมันระเหยง่าย	28
4.2.4	สารอาหาร	30
4.3	ประสิทธิภาพของระบบ	32
4.3.1	การผลิตก๊าซชีวภาพ	32
4.3.2	ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน	35
4.3.3	การตกตะกอน	35
4.4	การเปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบ	38

4.4.1	ผลของอุณหภูมิ	38
4.4.2	ผลของชนิดถังปฏิกรณ์	39
4.5	ปริมาณและคุณภาพตะกอนจุลินทรีย์	41
4.5.1	ปริมาณตะกอนจุลินทรีย์	41
4.5.2	คุณภาพตะกอนจุลินทรีย์	42
4.5.3	ความสามารถในการรองรับสารอินทรีย์ของระบบ	43
5. สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ		**44**
5.1	สรุปผลการทดลอง	44
5.2	ข้อเสนอแนะ	45
เอกสารอ้างอิง		**47**
ภาคผนวก		**50**
ก	วิธีการวิเคราะห์	50
ข	การคำนวณ	53
ค	ตารางผลการทดลอง	55
ประวัติผู้วิจัย		**104**

รายการตาราง

ตาราง		หน้า
3.1	แผนการดำเนินงาน	17
3.2	สารอาหารเสริมสำหรับระบบบำบัดแบบแอนแอโรบิคตามสูตรของ Speece	22
3.3	พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์น้ำเสีย	23
4.1	คุณสมบัติของตะกอนจุลินทรีย์ที่อุณภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส	24
4.2	ความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทน (SMA) ที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส	24
4.3	คุณสมบัติของกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	25
4.4	ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของกากตะกอน (BMP) ที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส	25
4.5	ปริมาณสารอาหารในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบในแต่ละ OLR	31
4.6	ปริมาณไนโตรเจนและฟอสฟอรัสในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์เฉลี่ยในแต่ละ OLR	31
4.7	ปริมาณและคุณภาพของตะกอนจุลินทรีย์ในแต่ละถังปฏิกรณ์	41
4.8	ความสามารถในการรองรับสารอินทรีย์ของระบบ	43
ค.1	ปริมาณสารอินทรีย์ (ซีโอดี) ที่เข้าระบบ และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์	56
ค.2	อุณหภูมิของการเดินระบบที่ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic) และอุณหภูมิสูง (Thermophilic)	61
ค.3	พีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	64
ค.4	ค่าความเป็นด่าง (Alkalinity) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	67
ค.5	ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (VFA) ในน้ำเข้าและน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	69
ค.6	สัดส่วนระหว่างปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายต่อค่าความเป็นด่าง (VFA/Alkalinity) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	71
ค.7	คุณสมบัติของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบ	73
ค.8	ปริมาณฟอสฟอรัสทั้งหมด (TP) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	75
ค.9	ปริมาณไนโตรเจน (TKN) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	75
ค.10	ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production)	76
ค.11	สัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพในแต่ละอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์	80
ค.12	ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Yield)	81
ค.13	ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (Methane Gas Yield)	86

ค.14	ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน	91
ค.15	ปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	96
ค.16	ปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	98
ค.17	สัดสวนระหว่างปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยต่อปริมาณของแข็งแขวนลอย (VSS/SS) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	100
ค.18	ปริมาณสารอินทรีย์ละลาย (ซีโอดีละลาย) ในน้ำเข้าและออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	102

รายการรูปประกอบ

รูป		หน้า
2.1	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม	12
3.1	แผนผังการทดลอง	20
3.2	ลักษณะการเดินระบบขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน	21
4.1	อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์และค่าซีโอดีของน้ำเข้า	26
4.2	ค่าพีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์	27
4.3	สภาพด่างของน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์	28
4.4	ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์	29
4.5	อัตราส่วนระหว่างปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายและสภาพด่างของน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์	30
4.6	ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่อปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ	33
4.7	สัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพ	33
4.8	ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ	34
4.9	ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน	34
4.10	ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน	35
4.11	ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่อปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากระบบ	36
4.12	สัดส่วนระหว่างปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยต่อปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์	37
4.13	ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่อค่าซีโอดีละลายในน้ำออกจากระบบ	38
4.14	การเกิดชั้นสกัมในถังปฏิกรณ์ที่ 30 องศาเซลเซียส	39
4.15	ค่าซีโอดีละลายในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ (Influent) และค่าซีโอดีละลายในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรด	40
4.16	ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ (Influent) และปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรด	40

รายการสัญลักษณ์

%	=	Percent
°C	=	Degree Celsius
CH_4	=	Methane Gas
CO_2	=	Carbon Dioxide Gas
COD: N: P	=	COD per Nitrogen per Phosphorus
H_2O	=	Dihydrogen Monoxide (Water)
H_2S	=	Hydrogen Sulfide Gas
N	=	Nitrogen
$NaHCO_3$	=	Sodium Bicarbonate
NH_3	=	Ammonia Gas
O_2	=	Oxygen Gas
P	=	Phosphorus
Q_{in}	=	Influent Flow Rate
Q_{out}	=	Effluent Flow Rate
$Q_{transferred}$	=	Transferred Flow Rate
S	=	Single-stage Reactor
S30	=	ระบบ (ถังปฏิกรณ์) ขั้นตอนเดียวที่ 30°C
S55	=	ระบบ (ถังปฏิกรณ์) ขั้นตอนเดียวที่ 55°C
T30	=	ระบบสองขั้นตอนที่ 30°C
T30-A	=	ถังปฏิกรณ์ผลิตกรดในระบบสองขั้นตอนที่ 30°C
T30-M	=	ถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนในระบบสองขั้นตอนที่ 30°C
T55	=	ระบบสองขั้นตอนที่ 55°C
T55-A	=	ถังปฏิกรณ์ผลิตกรดในระบบสองขั้นตอนที่ 55°C
T55-M	=	ถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนในระบบสองขั้นตอนที่ 55°C
T-A	=	Acidogenic Reactor
T-M	=	Methanogenic Reactor

ประมวลศัพท์และคำย่อ

ASBR	=	Anaerobic Sequencing Batch Reactor
BMP	=	Biochemical methane potential
COD	=	Chemical Oxygen Demand
CSTR	=	Continuous Stirred Tank Reactor
gCOD/d	=	gram COD per day
gCOD/gVSS-d	=	gram COD per gram Volatile Suspended Solids per day
gCOD/L-d	=	gram COD per liter per day
gVSS	=	gram Volatile Suspended Solids
HRT	=	Hydraulic Retention Time
mg/L	=	milligram per liter
$mgCaCO_3/L$	=	milligram Calcium Carbonate per liter
mL Biogas/gCOD	=	milliliter Biogas per gram COD
mL CH_4/gCOD	=	milliliter Methane Gas per gram COD
mL/d	=	milliliter per day
OLR	=	Organic Loading Rate
SCOD	=	Soluble Chemical Oxygen Demand
SS	=	Suspended Solids
STP	=	Standard Temperature and Pressure
TCOD	=	Total Chemical Oxygen Demand
TKN	=	Total Kjeldahl nitrogen
TP	=	Total Phosphorus
VFA	=	Volatile Fatty Acid
VSS	=	Volatile Suspended Solids

บทที่ 1 บทนำ

1.1 ความสำคัญและที่มาของงานวิจัย

ปาล์มน้ำมันจัดเป็นพืชเศรษฐกิจที่มีความสำคัญ เนื่องจากผลผลิตสามารถนำไปใช้ประโยชน์อย่างกว้างขวาง ทั้งด้านการบริโภคและอุปโภค โดยเฉพาะในประเทศไทยได้ใช้น้ำมันปาล์มในกิจการต่างๆ เช่น การนำมาใช้ทำน้ำมันพืช ทำสบู่ ทำครีมเทียม และการใช้ในอุตสาหกรรมอุปโภคอื่นๆ เช่น เครื่องสำอาง และยางรถยนต์ เป็นต้น และที่น่าสนใจที่สุดก็คือ การนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซล เพื่อใช้เป็นพลังงานทดแทนในยุควิกฤตการณ์พลังงานดังเช่นปัจจุบันนี้ และในปัจจุบันรัฐบาลได้มีการส่งเสริมให้มีการผลิตไบโอดีเซลเพิ่มมากขึ้น เพื่อนำไปใช้ผสมในน้ำมันดีเซลหรือใช้ทดแทนน้ำมันดีเซล ซึ่งน้ำมันปาล์มเป็นวัตถุดิบที่มีความเหมาะสมในการนำไปผลิตไบโอดีเซล ทำให้มีความต้องการใช้น้ำมันปาล์มเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้อุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์มดิบต้องมีการเพิ่มปริมาณการผลิต ในขณะเดียวกันปริมาณการผลิตที่เพิ่มขึ้นนี้เอง ก็จะส่งผลให้มีปริมาณของเสียเกิดขึ้นมากเช่นเดียวกัน อาทิเช่น ทะลายปาล์มเก่า กะลาปาล์ม น้ำเสียและกากตะกอนจากการสกัดน้ำมันปาล์ม หากมีการจัดการที่ไม่ดีก็จะก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมได้ ซึ่งในส่วนของทะลายปาล์มและกะลาปาล์มนั้นสามารถนำไปใช้ประโยชน์เป็นเชื้อเพลิงได้ [1] ส่วนน้ำเสีย ในปัจจุบันโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มบางแห่งได้มีการนำเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศไปใช้ในการจัดการบำบัดน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันปาล์มแล้ว นอกจากจะทำให้น้ำเสียมีความสกปรกลดลงแล้ว ยังได้ก๊าซชีวภาพ (Biogas) เป็นผลตอบแทน ซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นพลังงานทดแทนได้ แต่อย่างไรก็ดีของเสียบางส่วนโดยเฉพาะกากตะกอนที่เกิดขึ้นจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ ก็ยังถูกปล่อยทิ้ง ไม่มีการนำไปใช้ประโยชน์อย่างเท่าที่ควรและยังไม่มีโรงงานใดนำไปใช้ผลิตก๊าซชีวภาพ [2] ซึ่งทะลายปาล์มสดที่ตัดจากต้นหนึ่งร้อยส่วน หลังจากผ่านกระบวนการสกัดน้ำมันจะมีส่วนของกากตะกอนนี้เหลืออยู่สูงถึงร้อยละ 14 [3] จึงมีความเป็นไปได้ที่จะสามารถนำมาใช้ผลิตก๊าซชีวภาพ ได้เป็นจำนวนมากเนื่องจากมีปริมาณสารอินทรีย์ค่อนข้างสูง งานวิจัยนี้จึงมีแนวคิดที่จะนำกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มนี้ มาทำการทดลองผลิตก๊าซชีวภาพ เพื่อศึกษาถึงความเป็นไปได้ที่จะสามารถนำมาผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างมีประสิทธิภาพ และเนื่องจากกากตะกอนนี้มีองค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นกากใยพวกเซลลูโลส ที่มีลักษณะเป็นของแข็ง ไม่ละลายน้ำ และย่อยสลายทางชีวภาพได้ยาก [4, 5, 6] ซึ่งจากหลายงานวิจัยพบว่าการเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพที่มีปริมาณของแข็งแขวนลอยในปริมาณมาก ระบบแบบสองขั้นตอนสามารถนำมาใช้ผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างมีประสิทธิภาพ [7] อีกทั้งกากตะกอนที่ออกจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มนี้มีอุณหภูมิค่อนข้างสูง (ประมาณ 75 - 90 องศาเซลเซียส) [4] ประกอบกับการเดินระบบที่อุณหภูมิสูง (55 องศาเซลเซียส) มีประสิทธิภาพการผลิตชีวภาพสูงกว่าที่อุณหภูมิปานกลาง (30 องศาเซลเซียส) [8, 11, 12, 20] ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงได้ทำการทดลองเดินระบบ

ผลิตก๊าซชีวภาพเปรียบเทียบระหว่างระบบแบบขั้นตอนเดียวกับระบบสองขั้นตอน และเดินระบบเปรียบเทียบระหว่างอุณหภูมิที่ 30 และ 55 องศาเซลเซียส เพื่อศึกษาถึงปัจจัยที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มได้อย่างมีประสิทธิภาพ

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1. เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

2. เพื่อศึกษาผลของชนิดถังปฏิกรณ์และผลของอุณหภูมิต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

1.3 ขอบเขตงานวิจัย

งานวิจัยนี้ได้ดำเนินการทดลอง ณ ห้องปฏิบัติการของภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ซึ่งมีขอบเขตในการดำเนินงานวิจัยดังนี้

1. ทำการศึกษาศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม โดยวิธีบีเอ็มพี (Biochemical methane potential, BMP)

2. ทำการทดลองศึกษาประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยถังปฏิกรณ์แบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ 2 ระบบ คือ แบบขั้นตอนเดียว (Single-stage) และแบบสองขั้นตอน (Two-stage) โดยในแบบขั้นตอนเดียว จะใช้ถังปฏิกรณ์ทั้งหมดจำนวน 2 ชุดการทดลอง ในแต่ละชุดการทดลองประกอบด้วยถังปฏิกรณ์ขนาด 2 ลิตรจำนวน 1 ถัง และในแบบสองขั้นตอนจะใช้ถังปฏิกรณ์ทั้งหมดจำนวน 2 ชุดการทดลอง ในแต่ละชุดการทดลองประกอบด้วย ถังปฏิกรณ์ใบที่หนึ่งซึ่งจะใช้ถังปฏิกรณ์ขนาด 0.4 ลิตรจำนวน 1 ถังและถังปฏิกรณ์ใบที่สองซึ่งจะใช้ถังปฏิกรณ์ขนาด 1.6 ลิตรจำนวน 1 ถัง

3. ทำการทดลองเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพ ที่ 2 ช่วงอุณหภูมิ คือ ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic) 30 องศาเซลเซียส ด้วยถังปฏิกรณ์แบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์แบบขั้นตอนเดียว 1 ชุดการทดลอง และแบบสองขั้นตอน 1 ชุดการทดลอง และช่วงอุณหภูมิสูง (Thermophilic) 55 องศาเซลเซียส ด้วยถังปฏิกรณ์แบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ขั้นตอนเดียว 1 ชุดการทดลอง และแบบสองขั้นตอน 1 ชุดการทดลอง รวมทั้งหมด 4 ชุดการทดลอง

4. ของเสียที่ใช้ในการทดลองเป็นกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

5. ตะกอนจุลินทรีย์ที่นำมาใช้ในการทดลอง เป็นตะกอนจุลินทรีย์จากระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ ในระดับห้องปฏิบัติการ ที่ใช้ในการทดลองผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลังที่อุณหภูมิ 30 และ55 องศาเซลเซียส

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

ทำให้ทราบถึงความเป็นไปได้ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม และทราบถึงผลของชนิดถังปฏิกรณ์และอุณหภูมิที่มีผลกระทบต่อประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม และสามารถนำข้อมูลที่ได้ไปใช้เป็นข้อมูลเบื้องต้นในการออกแบบและควบคุมระบบผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มได้อย่างมีประสิทธิภาพ

บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 กระบวนการบำบัดแบบไร้อากาศ [9, 10, 11, 12]

กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ (ไม่ใช้ออกซิเจน) หรือแบบแอนแอโรบิค เป็นระบบที่ไม่ต้องเติมออกซิเจน จึงเป็นระบบที่นิยมใช้กันแพร่หลายมากขึ้นในปัจจุบัน เนื่องจากสามารถประหยัดพลังงานในการเติมอากาศ และยังได้พลังงานที่เกิดจากการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนได้แก่ ก๊าซมีเทน ที่สามารถนำไปใช้เป็นพลังงานทดแทนได้ อีกทั้งยังสามารถบำบัดน้ำเสียที่มีความสกปรก (ซีโอดี) สูงๆได้ ส่วนใหญ่ระบบนี้จะถูกใช้เป็นกระบวนการบำบัดน้ำเสียขั้นต้นสำหรับน้ำเสียที่มีความสกปรกสูง เพื่อลดปริมาณสารอินทรีย์ที่ปนเปื้อนอยู่ในน้ำเสีย ก่อนจะถูกส่งไปบำบัดอีกขั้นตอนหนึ่งด้วยระบบบำบัดแบบใช้ออกซิเจน

2.1.1 ชีวเคมีและจุลชีววิทยาของกระบวนการบำบัดแบบไร้อากาศ

กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายใต้สภาวะไร้อากาศสามารถแบ่งได้ 4 ขั้นตอน ดังนี้

2.1.1.1 ขั้นตอนที่ 1 กระบวนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis)

ขั้นตอนนี้เป็นการทำงานของไฮโดรไลซิสแบคทีเรีย (Hydrolysis bacteria) สารอินทรีย์ที่มีขนาดใหญ่และไม่ละลายน้ำ เช่นโปรตีน ไขมัน และคาร์โบไฮเดรต จะถูกย่อยสลายให้มีขนาดเล็กลงและละลายน้ำได้ โดยเอนไซม์ที่ถูกขับออกมาสู่ภายนอกเซลล์ของแบคทีเรีย (Extracellular emzyme) ซึ่งทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาจนได้สารอินทรีย์ที่มีอนุภาคขนาดเล็กและไม่ซับซ้อนสามารถซึมผ่านผนังเซลล์ของแบคทีเรียได้ ในขั้นตอนนี้เป็นเพียงการลดขนาดของสารอินทรีย์เท่านั้นยังไม่มีการกำจัดซีโอดีในน้ำเสีย

2.1.1.2 ขั้นตอนที่ 2 กระบวนการผลิตกรด (Acidogenesis)

สารประกอบอินทรีย์อย่างง่ายละลายน้ำที่เกิดขึ้นโดยปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส จะถูกแบคทีเรียทั้งประเภทที่ดำรงชีพได้ในสภาพที่มีและไม่มีออกซิเจนอิสระ (Facultative bacteria) ใช้เป็นแหล่งคาร์บอนและแหล่งพลังงานโดยกระบวนการหมัก (Fermentation) ผลของปฏิกิริยาจะได้กรดไขมันระเหยง่าย (Volatile fatty acid) ที่มีคาร์บอนไม่เกิน 5 อะตอม เช่น กรดอะซิติก (Acetic acid), กรดโพรไพโอนิก (Propionic acid), และกรดบิวทีริก (Butyric acid) เป็นต้น แบคทีเรียกลุ่มนี้เรียกว่า แบคทีเรียผลิตกรด (Acid former หรือ Non-methanogenic bacteria) ซึ่งสายพันธุ์ของแบคทีเรียจะแตกต่างกันตามชนิดของสารอินทรีย์และสภาพแวดล้อมที่เหมาะสม

2.1.1.3 ขั้นตอนที่ 3 กระบวนการผลิตกรดอะซิติก (Acetogenesis)

กรดระเหยที่เกิดจากขั้นตอนการผลิตกรด จะถูกเปลี่ยนโดยแบคทีเรียผลิตกรดอะซิติก (Acetogenic bacteria) ให้เป็น อะซิเตท (Acetate), ฟอร์เมท (Formate), ไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นสารประกอบสำคัญในการสร้างมีเทน ปฏิกิริยานี้ถือเป็นปฏิกิริยาสำคัญในการหลีกเลี่ยงการสะสมของกรดระเหยและไฮโดรเจนที่มีปริมาณสูงจนสามารถยับยั้งกระบวนการสร้างมีเทนได้ แบคทีเรียกลุ่มนี้อาจเรียกว่าแบคทีเรียสร้างไฮโดรเจน (Hydrogen forming bacteria) เนื่องจากแบคทีเรียผลิตก๊าซไฮโดรเจนสามารถผลิตกรดอินทรีย์ได้ แบคทีเรียทั้งสองชนิดนี้รวมเรียกว่า แบคทีเรียไม่ผลิตก๊าซมีเทน (Non-methanogenic bacteria)

2.1.1.4 ขั้นตอนที่ 4 กระบวนการผลิตก๊าซมีเทน (Methanogenesis)

ในขั้นตอนนี้แบคทีเรียจะย่อยสลายกรดอินทรีย์ คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจน ได้เป็นก๊าซมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ โดยจุลินทรีย์กลุ่มผลิตก๊าซมีเทน (Methanogenic bacteria) จะสามารถดำรงชีวิตอยู่ได้ภายใต้สภาวะไร้อากาศเท่านั้น จึงทำให้มีความทนทานต่อการเปลี่ยนแปลงสภาพแวดล้อมได้น้อยกว่าจุลินทรีย์กลุ่มผลิตกรด

2.1.2 ปัจจัยที่มีผลต่อการทำงานของระบบบำบัดแบบไร้อากาศ

การทำงานของระบบบำบัดแบบไร้อากาศนั้นอาศัยการทำงานของจุลินทรีย์ที่อยู่ในระบบ จุลินทรีย์จะทำงานได้ดีเพียงใดก็ขึ้นอยู่กับสภาพแวดล้อมภายในระบบ ซึ่งปัจจัยที่มีผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์ได้แก่

2.1.2.1 พีเอช (pH)

แบคทีเรียผลิตก๊าซมีเทน (Methanogens) จะมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงของพีเอชมากที่สุดโดยแบคทีเรียผลิตก๊าซมีเทนสามารถทำงานได้ดีในช่วงพีเอช 6.7 – 7.4 แต่ค่าพีเอชที่เหมาะสมที่สุดมีค่าเท่ากับ 7.0 – 7.2 ทั้งนี้ประสิทธิภาพของระบบจะลดลงอย่างรวดเร็วเมื่อพีเอชมีค่าต่ำกว่า 6.0ในขณะที่แบคทีเรียผลิตกรด (Acidogens) สามารถทำงานได้ดีในช่วงพีเอช 4.0 – 6.5 [8] นอกจากนี้ค่าพีเอชยังส่งผลทางอ้อมต่อแบคทีเรียผลิตก๊าซมีเทน โดยจะส่งผลต่อความเข้มข้นหรืออิออนของสารต่างๆ เช่น กรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid) แอมโมเนีย (NH_3) และไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ซึ่งจะมีความเป็นพิษต่อแบคทีเรียแตกต่างกัน ในการออกแบบระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ บางครั้งได้แยกขั้นตอนการผลิตกรดและการผลิตก๊าซมีเทนออกจากกัน (Two-Stage Anaerobic Reactor) เพื่อที่จะทำให้สามารถย่อยสลายน้ำเสียที่มีองค์ประกอบของเซลลูโลสหรือส่วนที่มีองค์ประกอบเป็นไฟเบอร์บางส่วนก่อน เช่น การหมักขยะอินทรีย์ เป็นต้น

2.1.2.2 สภาพด่าง (Alkalinity)

สภาพด่างจะแสดงถึงกำลังบัฟเฟอร์ (Buffer capacity) ของระบบ ซึ่งจะมีความสามารถในการรักษาพีเอชของระบบให้คงที่ สภาพที่เหมาะสมต่อระบบไร้อากาศที่ใช้ในการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นบีโอดีสูง ควรมีค่าประมาณ 1,500 – 2,000 มิลลิกรัมต่อลิตรในรูปแคลเซียมคาร์บอเนต นอกจากนี้ยังต้องพิจารณาถึงอัตราส่วนของกรดไขมันระเหยต่อสภาพด่างด้วย โดยค่าอัตราส่วนของกรดไขมันระเหยต่อสภาพด่างจะต้องไม่เกิน 0.4 ซึ่งถือว่าระบบยังคงทำงานได้ดี แต่ถ้าอัตราส่วนของกรดไขมันระเหยต่อสภาพด่างกว่า 0.8 หมายถึงระบบมีกำลังบัฟเฟอร์ต่ำ แสดงว่าระบบเริ่มมีปัญหา พีเอชมีแนวโน้มที่จะลดลงจนระบบอาจล่มได้ ดังนั้นจึงควรหาสาเหตุและทำการแก้ไขให้มีอัตราส่วนเพิ่มสูงขึ้นโดยด่วน

2.1.2.3 กรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid, VFA)

ปกติปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์ควรมีค่าอยู่ในช่วง 100-300 มิลลิกรัมต่อลิตรในรูปแคลเซียมคาร์บอเนต [8] ถ้าปริมาณความเข้มข้นของกรดไขมันระเหยง่ายมีการเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็ว จะเป็นสัญญาณแสดงให้เห็นถึงการเสียสมดุลของระบบ การเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วและทันทีของปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย แสดงว่ามีความผิดปกติบางอย่างเกิดขึ้น และจะทำให้เกิดการชลอการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ที่สร้างก๊าซมีเทนหรือเร่งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ที่ผลิตกรด

2.1.2.4 อุณหภูมิ (Temperature)

ช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสมกับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ในระบบบำบัดแบบไร้อากาศสามารถแบ่งได้เป็น 3 ช่วง คือ ช่วงอุณภูมิต่ำ (Psychrophilic) มีอุณหภูมิระหว่าง 5 – 20 องศาเซลเซียส ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic) มีอุณหภูมิระหว่าง 20 – 45 องศาเซลเซียส และช่วงอุณภูมิสูง (Thermophilic) มีอุณหภูมิระหว่าง 45 – 65 องศาเซลเซียส สำหรับกระบวนการผลิตก๊าซชีวภาพ การทำงานของแบคทีเรียจะอยู่ในช่วงมีโซฟิลิค และเทอร์โมฟิลิค ซึ่งการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศในช่วงเทอร์โมฟิลิค แบคทีเรียจะมีอัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์และการผลิตก๊าซชีวภาพสูงกว่าในช่วงมีโซฟิลิค

2.1.2.5 ระยะเวลากักเก็บน้ำเสีย (Hydraulic Retention Time, HRT)

ระยะเวลากักเก็บน้ำเสียที่เหมาะสมนั้นขึ้นอยู่กับคุณสมบัติของน้ำเสียและสภาพแวดล้อม ซึ่งจะต้องมีระยะเวลานานพอที่จะสามารถเกิดกระบวนการเมตาบอลิซึมของแบคทีเรียภายในถังปฏิกรณ์ได้ ถังปฏิกรณ์ที่มีจุลินทรีย์เจริญเติบโตอยู่ภายในแบบยึดติดตัวกลาง จะมีระยะเวลากักเก็บน้ำเสีย (1-10 วัน) ที่สั้นกว่าถังปฏิกรณ์ที่มีจุลินทรีย์เจริญเติบโตอยู่ภายในแบบแขวนลอย (10-60 วัน) สำหรับถังปฏิกรณ์

ที่อุณหภูมิสูงและอุณหภูมิปานกลางมีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียอยู่ในช่วงระหว่าง 25 และ 35 วัน แต่สามารถลดลงให้สั้นกว่านี้ได้

2.1.2.6 สารอาหารเสริม (Nutrients)

การที่แบคทีเรียจะทำงานได้ดีนั้น จำเป็นต้องมีสารอาหารที่เหมาะสมและเพียงพอต่อการเจริญเติบโตของแบคทีเรีย ซึ่งสารอาหารที่แบคทีเรียต้องการสามารถแบ่งได้เป็น 2 ชนิด คือ สารอาหารเสริมหลัก (Macronutrients) และสารอาหารเสริมรอง (Micronutrients) โดยทั่วไปน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบควรมีปริมาณธาตุอาหารที่เพียงพอแก่การเจริญเติบโตของแบคทีเรีย ซึ่งสัดส่วน COD: N: P ในน้ำเสียที่เหมาะสมกับแบคทีเรียไร้อากาศเท่ากับ 700: 5: 1 ส่วนอาหารเสริมรองหรือ Trace metal คือสารอาหารที่แบคทีเรียต้องการในปริมาณน้อยแต่ก็ขาดไม่ได้ เช่น เหล็ก นิกเกิล และโคบอลต์ เป็นต้น

2.1.2.7 สารพิษ (Toxic substances)

สารที่เป็นพิษต่อแบคทีเรียในระบบไร้อากาศ โดยเฉพาะแบคทีเรียผลิตก๊าซมีเทนมีหลายชนิด ความรุนแรงขึ้นอยู่กับชนิดและความเข้มข้นของสารเหล่านั้น สารที่เป็นพิษไม่ได้เป็นเพียงสารที่มีอันตรายโดยตรงเท่านั้น แต่สารอาหารบางอย่างก็จะมีความเป็นพิษได้ หากมีปริมาณที่มากเกินไป ตัวอย่างของสารพิษที่มีผลกระทบต่อระบบบำบัดแบบไร้อากาศเช่น กรดไขมันระเหยง่าย แอมโมเนีย และ ซัลไฟด์ เป็นต้น

2.2 ความสมมูลของก๊าซมีเทนกับซีโอดี (COD Equivalent of Methane) [8]

ความสมมูลของก๊าซมีเทนกับซีโอดี เป็นความสัมพันธ์ที่ใช้ในการคำนวณหาสมดุลมวลสาร (Mass Balance) แสดงดังสมการที่ 2.1

$$CH_4 + 2\,O_2 \longrightarrow CO_2 + 2\,H_2O \qquad (2.1)$$

จากสมการที่ 2.1 แสดงให้เห็นว่าก๊าซมีเทน 1 โมลที่ถูกย่อยสลาย (22.4 ลิตร ที่อุณหภูมิ 0 องศาเซลเซียส) จะสมมูลกับก๊าซออกซิเจนที่ถูกใช้ไปจำนวน 2 โมล (64 กรัม) ดังนั้น ก๊าซมีเทนปริมาตร 0.35 ลิตร (22.4 ลิตร / 64 กรัม) ที่อุณหภูมิ 0 องศาเซลเซียส และความดัน 760 มิลลิเมตรปรอท (STP) จะสมมูลกับ 1 กรัมซีโอดีที่ถูกย่อยสลายไป สำหรับที่อุณหภูมิอื่นๆ สามารถคำนวณชดเชยค่าอุณหภูมิได้เป็น 0.388 ลิตรก๊าซมีเทน ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ

2.3 ระบบที่ใช้ในการผลิตก๊าซมีเทน [7, 8, 13]

2.3.1 ระบบขั้นตอนเดียว (Single-stage System)

ระบบขั้นตอนเดียวเป็นระบบที่มีถังปฏิกรณ์เพียงถังเดียว เช่น ระบบกวนสมบูรณ์, ระบบแอนแอโรบิคฟิลเตอร์, และระบบยูเอเอสบี เป็นต้น จุลินทรีย์ทุกชนิดจะอยู่รวมกันในถังปฏิกรณ์ การทำงานของจุลินทรีย์แต่ละกลุ่มจะสัมพันธ์กัน เช่น เมื่อจุลินทรีย์กลุ่มผลิตกรดทำการย่อยกรดระเหยง่ายจนได้เป็นกรดอะซิติก เพื่อให้จุลินทรีย์กลุ่มผลิตก๊าซมีเทนย่อยต่อไป จุลินทรีย์กลุ่มผลิตกรดจะมีอัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์สูงกว่าจุลินทรีย์กลุ่มผลิตก๊าซมีเทน ทำให้เกิดการสะสมของกรดระเหยง่ายจนไปยับยั้งการผลิตก๊าซมีเทนได้ และในอีกกรณีหนึ่ง จุลินทรีย์กลุ่มผลิตกรดจะมีอัตราการสร้างเซลล์ใหม่สูงกว่า จุลินทรีย์กลุ่มผลิตก๊าซมีเทน ทำให้เกิดผลกระทบต่อการทำงานในบางระบบ เช่น ระบบยูเอเอสบี ซึ่งตะกอนของจุลินทรีย์กลุ่มผลิตกรดที่เพิ่มมากขึ้นจะดันให้จุลินทรีย์กลุ่มผลิตก๊าซมีเทนหลุดออกนอกระบบ (Wash out) พร้อมกับน้ำออก ส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซมีเทนลดต่ำลง เนื่องจากระบบมีปริมาณตะกอนจุลินทรีย์กลุ่มผลิตก๊าซมีเทนไม่เพียงพอ จนอาจทำให้ระบบล่มได้ในระยะยาว

2.3.2 ระบบสองขั้นตอน (Two-stage System)

ในการย่อยสลายแบบสองขั้นตอน ผลิตภัณฑ์ที่เกิดจากขั้นตอนแรกจะผ่านเข้าสู่ขั้นตอนที่สอง เพื่อทำการย่อยสลายให้ได้ก๊าซมีเทน ถังปฏิกรณ์ในขั้นตอนที่สองมักจะใช้เวลานานกว่าขั้นตอนแรก แต่ระยะเวลาโดยรวมแล้วจะน้อยกว่าระบบขั้นตอนเดียววัตถุประสงค์ในการออกแบบระบบสองขั้นตอน คือ ระบบนี้จะมีเสถียรภาพสูง สามารถรองรับสารอินทรีย์ได้ที่ปริมาณความเข้มข้นสูง และสามารถผลิตก๊าซมีเทนได้ในปริมาณสูง ใช้เวลาในการย่อยสลายต่ำ สาเหตุที่แยกระบบไร้อากาศออกเป็นสองขั้นตอน ก็เนื่องจากในระบบไร้อากาศจะมีจุลินทรีย์ที่สำคัญอยู่สองกลุ่ม ซึ่งทำหน้าที่แตกต่างกันและมีสภาวะแวดล้อมที่เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตแตกต่างกัน การควบคุมสภาพแวดล้อมให้เหมาะสมต่อจุลินทรีย์แต่ละกลุ่ม เพื่อเสถียรภาพที่ดีของระบบนั้นจะสามารถทำได้ง่ายกว่าการใช้ระบบไร้อากาศที่ให้จุลินทรีย์ทั้งสองชนิดเจริญเติบโตอยู่ในถังเดียวกัน (ระบบขั้นตอนเดียว) ซึ่งการเดินระบบทำได้ค่อนข้างยาก หากเกิดความไม่สมดุลของปริมาณจุลินทรีย์ของทั้งสองกลุ่มอาจทำให้ระบบล่มได้ ระบบสองขั้นตอนสามารถแบ่งขั้นตอนในการทำงานได้เป็น 2 ขั้นตอน ดังต่อไปนี้

2.3.2.1 ขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์จากสารตั้งต้น

ในขั้นตอนแรกแบคทีเรียกลุ่มไม่ผลิตก๊าซมีเทน จะทำการย่อยสลายสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน เป็นต้น ให้เป็นสารอินทรีย์ที่มีขนาดโมเลกุลเล็กลงและละลายน้ำได้ ซึ่งคาร์โบไฮเดรตจะถูกย่อยสลายเป็นน้ำตาล โปรตีนจะถูกย่อยได้เป็นกรดอะมิโน และไขมันจะถูกย่อยเป็นไขมันที่มีสายยาว จากนั้นสารเหล่านี้จะถูกนำไปย่อยสลายต่อได้เป็นกรดอินทรีย์ กรดอินทรีย์

ที่เกิดขึ้นมีอยู่หลายตัว แต่ที่สามารถนำไปผลิตก๊าซมีเทนได้คือ กรดอะซิติก นอกจากนี้ยังมีสารอื่นๆอีก เช่น กลีเซอรอล, อัลดีไฮด์, แอลกอฮอล์, ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซไฮโดรเจน

2.3.2.2 ขั้นตอนการผลิตก๊าซมีเทน

การผลิตก๊าซมีเทนเกิดขึ้นโดยการทำงานของแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทน ซึ่งจะใช้กรดอินทรีย์ที่ได้จากการย่อยสลายสารอินทรีย์โดยแบคทีเรียกลุ่มไม่ผลิตก๊าซมีเทนหรือกลุ่มผลิตกรดเป็นสารตั้งต้น ผลิตภัณฑ์สุดท้ายที่ได้คือ ก๊าซมีเทน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซชนิดอื่นๆ อีกเล็กน้อย สารตั้งต้นที่สำคัญคือ กรดอะซิติก ก๊าซไฮโดรเจนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

2.4 ระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ [14, 16]

ระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ มีชื่อเต็มว่า "Anaerobic Sequencing Batch Reactor (ASBR)" เป็นระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ ที่มีจุลินทรีย์อยู่ในระบบในลักษณะของตะกอนแขวนลอยอยู่ มีลักษณะการทำงานแบบกะ (Batch) โดยจะรวมถังปฏิกิริยาและถังตกตะกอนไว้ในใบเดียวกัน กระบวนการต่างๆ ในระบบจะถูกดำเนินการเป็นขั้นตอนภายในถังปฏิกรณ์เดียวกัน การทำงานของระบบประกอบด้วยขั้นตอนที่สำคัญ 4 ขั้นตอนดังนี้

2.4.1 ขั้นตอนการเติมน้ำเสีย (Fill phase)

เป็นขั้นตอนการเติมน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ จะต้องเติมในอัตราที่เหมาะสม และต้องมีอัตราส่วนระหว่างช่วงเวลาเติมน้ำเสียต่อช่วงเวลาการเกิดปฏิกิริยามี่เหมาะสมด้วย ทั้งนี้เนื่องจากอัตราส่วนดังกล่าวมีผลต่อประสิทธิภาพการบำบัด

2.4.2 ขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยา (Reaction phase)

เป็นการกวนผสมน้ำเสียกับตะกอนจุลินทรีย์ในระบบ เพื่อให้เกิดการกระจายตัวของน้ำเสียและแบคทีเรีย ให้แบคทีเรียมีโอกาสสัมผัสกับสารอินทรีย์ที่อยู่ในน้ำเสียได้อย่างทั่วถึง ทั้งนี้ระยะเวลาในการกวนผสมต้องนานพอที่จะทำให้แบคทีเรียย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ตามที่ต้องการ และแบคทีเรียที่เจริญเติบโตสามารถรวมตัวกันเป็นกลุ่มตะกอน (Floc) ที่จะสามารถตกตะกอนได้ในขั้นตอนต่อไป

2.4.3 ขั้นตอนการตกตะกอน (Settle phase)

เป็นขั้นตอนที่ใช้แยกตะกอนจุลินทรีย์ออกจากน้ำเสีย โดยการหยุดการกวนผสม เพื่อให้เกิดสภาพนิ่งและให้ตะกอนตกลงสู่ก้นถัง ประสิทธิภาพของการตกตะกอนขึ้นอยู่กับลักษณะของกลุ่มตะกอนที่เกิดขึ้น ความนิ่งของน้ำในถังตกตะกอน และระยะเวลาในการตะกอน

2.4.4 ขั้นตอนการระบายน้ำออก (Draw phase)

เป็นการระบายน้ำส่วนใสที่อยู่เหนือชั้นตะกอนออกจากระบบ การระบายน้ำส่วนใสออกนี้จะใช้วิธีใดก็ได้ ที่จะไม่ทำให้ตะกอนฟุ้งกระจายและหลุดออกไปกับน้ำส่วนใสได้

2.5 ปาล์มน้ำมัน [1]

ปาล์มน้ำมัน เป็นพืชน้ำมันยืนต้นขนาดใหญ่ ที่ผลผลิตสามารถนำไปใช้ประโยชน์อย่างกว้างขวางในชีวิตประจำวันของมนุษย์ ทั้งด้านการอุปโภคและบริโภค โดยเฉพาะในประเทศไทยได้ใช้น้ำมันปาล์มเพื่อกิจการต่างๆ เช่น ใช้เป็นน้ำมันพืช ใช้ทำสบู่ ใช้ในอุตสาหกรรมของขบเคี้ยว ใช้ทำครีมเทียม ใช้ในอุตสาหกรรมเครื่องสำอาง ใช้ทำส่วนผสมการผลิตยางรถยนต์ และที่น่าสนใจที่สุด ก็คือนำไปใช้ในการผลิตไบโอดีเซล ซึ่งจำเป็นสำหรับโลกวันนี้และในอนาคต ปัจจุบันอุตสาหกรรมในประเทศไทยมีความต้องการน้ำมันปาล์มประมาณ 11 ล้านตัน/ปี ซึ่งกำลังการผลิตน้ำมันปาล์มภายในประเทศยังคงไม่เพียงพอ รัฐบาลจึงได้กำหนดยุทธศาสตร์อุตสาหกรรมปาล์มน้ำมันปี พ.ศ. 2547 -2572 เพื่อมุ่งสู่การเป็นผู้ผลิตและส่งออกน้ำมันปาล์มเคียงคู่ผู้นำในระดับโลกอย่างประเทศมาเลเซียและอินโดนีเซีย รวมทั้งนโยบายกำหนดให้ปาล์มน้ำมันเป็นแหล่งพลังงานทดแทนของประเทศ ตั้งเป้าขยายพื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมันให้ได้ 10 ล้านไร่ ในปี พ.ศ. 2572

2.5.1 การสกัดน้ำมันปาล์ม

ผลผลิตที่ได้จากสวนปาล์มน้ำมันนั้นสิ่งแรกก็คือทะลายสดปาล์มน้ำมัน เป็นทะลายปาล์มน้ำมันทั้งทะลายหรือทั้งช่อ ซึ่งจะขนส่งเข้าโรงงานสกัดน้ำมัน ซึ่งขั้นตอนต่างๆในการสกัดน้ำมันปาล์มได้แสดงไว้ดังรูปที่ 2.1

2.5.1.1 ขั้นตอนการสกัดน้ำมันปาล์มจากโรงงาน

1. ทะลายสดปาล์มน้ำมัน เป็นผลผลิตปาล์มน้ำมันทั้งทะลายที่ถูกนำส่งโรงงานสกัดน้ำมัน
2. อบไอน้ำความดัน เป็นกระบวนการที่นำทะลายสดปาล์มน้ำมันเข้าไปอบด้วยความร้อนและความดัน
3. แยกผลปาล์มออกจากทะลาย กระบวนการนี้จะถูกนำเข้าเครื่องนวด ซึ่งจะทำหน้าที่แยกผลปาล์มน้ำมันออกจากทะลาย หมดขั้นตอนนี้ก็จะได้ผลปาล์มน้ำมันและทะลายเปล่าแยกจากกัน ส่วนของผลปาล์มน้ำมันจะถูกส่งต่อไปยังขั้นตอนย่อยผล และส่วนของทะลายปาล์มน้ำมันจะถูกนำไปเผาหรือไปใช้ในสวนปาล์มน้ำมันอีกครั้งโดยใช้คลุมโคนต้น
4. ย่อยผลปาล์มน้ำมัน เป็นการย่อยของผลปาล์มน้ำมัน เพื่อย่อยเปลือกออกจากเมล็ด เมื่อเสร็จสิ้นขั้นตอนนี้จะได้ส่วนของเปลือกและส่วนของเมล็ด

5. หีบน้ำมันปาล์ม เป็นกระบวนการต่อจากกระบวนการย่อยผลปาล์มน้ำมัน โดยที่จะเป็นเส้นทางของการทำน้ำมันปาล์ม ซึ่งเป็นน้ำมันที่สกัดจากชั้นเปลือกเท่านั้น เครื่องหีบน้ำมันปาล์มเป็นแบบเกลียวอัด แบบเครื่องปั่น หรือแบบอัดไฮดรอลิคซ์

6. กรองน้ำมัน กระบวนการกรองน้ำมันต่อจากน้ำมันดิบที่ได้จากการหีบ เพื่อแยกกากน้ำมันออก เครื่องกรองน้ำมันจะเป็นแบบมีแผ่นกรองหลายชั้น เมื่อเสร็จสิ้นการกรองจะได้น้ำมันที่สะอาดปราศจากกากน้ำมัน โดยเครื่องจะแยกกากออกไป

7. เครื่องเหวี่ยง เป็นการใช้เครื่องเหวี่ยงความเร็วสูง กระบวนการทำงานของเครื่องนี้ก็คือ การแยกน้ำและสิ่งเจือปนออกจากน้ำมันดิบ ซึ่งน้ำมันที่ได้จากการกรองจะยังมีน้ำและสิ่งเจือปนอยู่

8. สกัดความชื้น น้ำมันดิบที่เข้าเครื่องเหวี่ยงเรียบร้อยแล้วจะยังคงมีความชื้นอยู่ จึงต้องสกัดความชื้นออกก่อนนำไปบรรจุในถังเพื่อส่งต่อไปยังโรงงานแปรรูปต่อไป

2.5.1.2 ขั้นตอนการคัดแยกกะลาและเนื้อในของโรงงาน

1. กากใยและเมล็ด ส่วนของกากใยและเมล็ดที่ถูกแยกออกมาจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มของโรงงาน ก็คือส่วนของกากใยจากชั้น mesocarp และเมล็ดทั้งเมล็ดซึ่งประกอบด้วยชั้นของกะลา (Shell) และเนื้อใน (Kernel) ในชั้นของเนื้อในนี้จะมีน้ำมันที่เรียกว่า Palm kernel oil

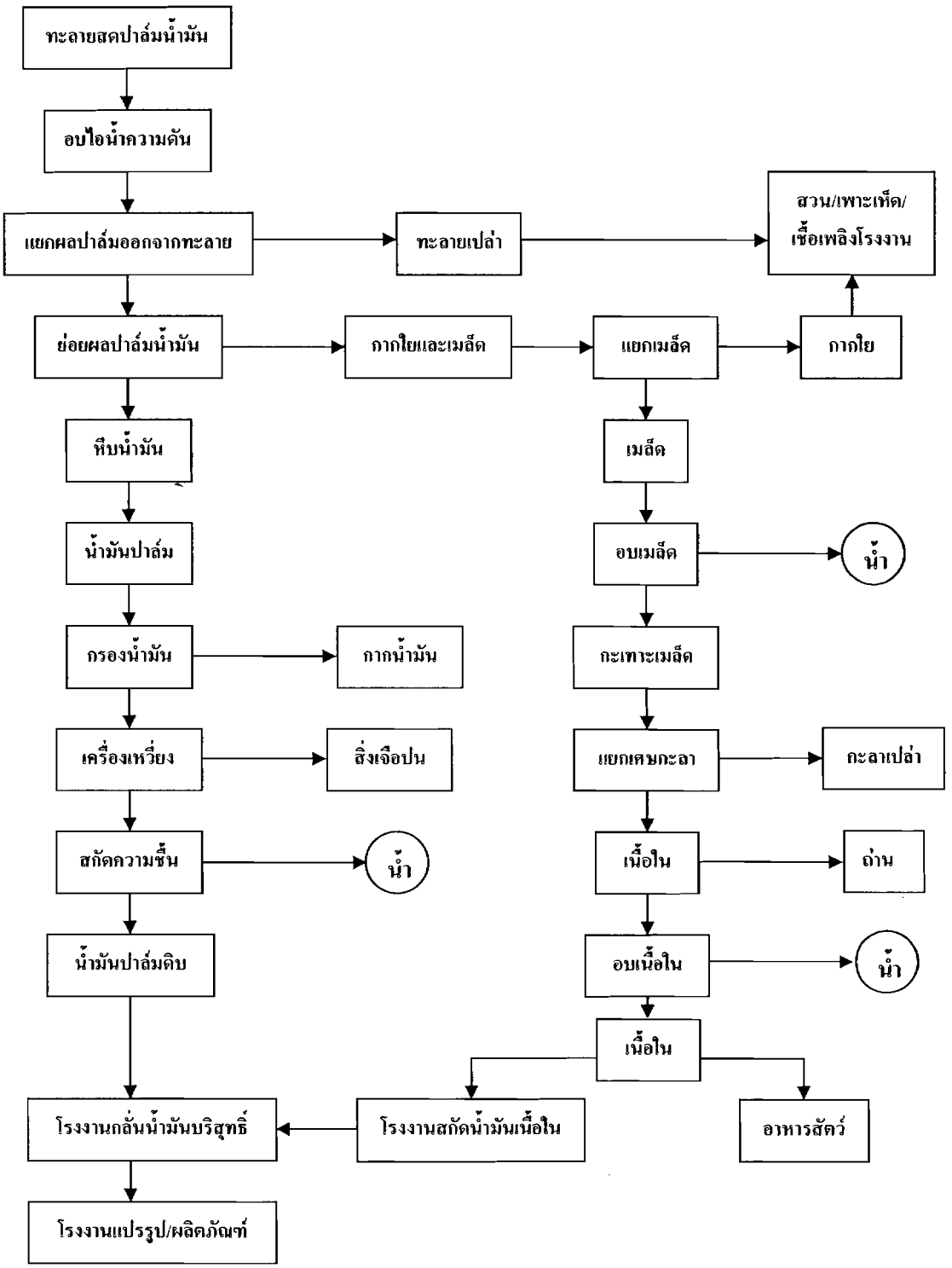
2. แยกเมล็ด ส่วนของกากใยและเมล็ดจะถูกนำเข้าสู่เครื่องแยก ซึ่งจะแยกชั้นของกากใยออกไปทางหนึ่งและเมล็ดไปทางหนึ่ง ส่วนของกากใยจะถูกส่งไปทำปุ๋ยในสวนปาล์มน้ำมันและใช้ประโยชน์ต่างๆ หรือการนำไปใช้ทำเป็นเชื้อเพลิงในโรงงานต่อไป โดยที่ส่วนของเมล็ดจะถูกส่งไปยังกระบวนการขั้นต่อไปอีกที

3. อบเมล็ด เป็นกระบวนการอบเมล็ดเพื่อไล่น้ำออกจากส่วนของเมล็ด เมื่อสิ้นสุดขั้นตอนนี้จะได้ส่วนของเมล็ด ซึ่งประกอบด้วยชั้นของกะลาและเนื้อใน ส่วนของน้ำจะถูกแยกออกไป

4. กะเทาะเมล็ด เมล็ดปาล์มน้ำมันทั้งเมล็ดที่ถูกส่งเข้าสู่ขั้นตอนนี้จะถูกกะเทาะให้แตก เพื่อให้ได้เนื้อในแยกออกมา เสร็จสิ้นขั้นตอนนี้จะได้ส่วนของกะลาและเนื้อใน

5. แยกเศษกะลา เป็นขั้นตอนการแยกเอาส่วนของกะลาออกจากส่วนของเนื้อใน ส่วนของเนื้อในจะถูกส่งไปยังขั้นตอนต่อไป

6. อบเนื้อใน ส่วนของเนื้อในที่ได้จากการกะเทาะ และแยกส่วนมาแล้ว จะมีปริมาณความชื้นอยู่ระดับหนึ่ง ในทางปฏิบัติจะต้องเอาความชื้นออก กระบวนการเอาความชื้นออกก็คือการอบเพื่อให้น้ำระเหยออก เนื้อในที่ออกมาจะถูกบรรจุกระสอบ แล้วนำส่งโรงงานสกัดน้ำมันจากส่วนของเนื้อในเพื่อทำ palm kernel oil ต่อไป



รูปที่ 2.1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม [1]

2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

1. Najafpour และคณะ [15] ศึกษาถึงการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (POME) ด้วยถังปฏิกรณ์ชีวภาพยูเอเอสเอฟเอฟ (Upflow Anaerobic Sludge Fixed Film, UASFF) ด้วยการเริ่มต้นเดินระบบด้วยระยะเวลากักเก็บน้ำเสียต่ำๆ ทำการเดินระบบที่อุณหภูมิ 38 องศาเซลเซียสและระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเท่ากับ 1.5 และ 3 วัน โดยจะค่อยๆ ทำการเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ตั้งแต่ 2.63 ไปจนถึง 23.15 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน พบว่าตะกอนเม็ดจุลินทรีย์เกิดขึ้นได้อย่างรวดเร็วภายใน 20 วัน มีขนาดตั้งแต่หัวเข็มหมุดไปจนถึง 2 มิลลิเมตร ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีสูงถึงร้อยละ 89 และ 97 ที่ระยะเวลากักเก็บน้ำเสีย 1.5 และ 3 วัน ตามลำดับ ที่อัตราภาระบรรทุกอินทรีย์สูงสุด มีศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนสูงถึง 0.346 ลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด

2. วรภรณ์ แสงหล่อ [16] ศึกษาถึงความสามารถในการผลิตก๊าซชีวภาพและประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียชะกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบยูเอเอสบีและแอนโรบิคเอสบีอาร์ โดยใช้แบบจำลองถังปฏิกรณ์ยูเอเอสบี 2 ถัง ปริมาตร 4.8 ลิตร และแบบจำลองถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิคเอสบีอร์ 2 ถัง ปริมาตร 0.8 ลิตร น้ำเสียที่ใช้ในการทดลองมาจากการชะกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ใช้ภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (OLR) เริ่มต้นที่ 1.0 และ 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน สำหรับถังปฏิกรณ์ยูเอเอสบีและแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ ตามลำดับ โดยศึกษาประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีเมื่อ OLR เพิ่มขึ้น สำหรับถังปฏิกรณ์ยูเอเอสบีผลการทดลองในช่วงระยะเวลา 7 เดือน พบว่าสามารถเพิ่ม OLR ได้ถึง 30 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์มีประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ร้อยละ 80-90 จุลินทรีย์ภายในระบบยูเอเอสบีทั้ง 2 ถังปฏิกิรณ์มีค่าความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทนเท่ากับ 0.847 และ 1.488 กรัมซีโอดีต่อกรัมของแข็งแขวนลอยระเหย-วัน ตามลำดับ ส่วนถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิคเอสบีอาร์ผลการทดลองในช่วงระยะเวลา 5 เดือน พบว่าสามารถเพิ่ม OLR ได้ถึง 1.8 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์มีประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ร้อยละ 70-80 จุลินทรีย์ภายในระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์มีค่าความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทนเท่ากับ 0.419 และ 0.400 กรัมซีโอดีต่อกรัมของแข็งแขวนลอยระเหย-วัน ตามลำดับ

3. Borja และคณะ [17] ศึกษาถึงการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (POME) แบบไร้อากาศด้วยระบบยูเอเอสบีแบบสองขั้นตอน พบว่าสามารถบำบัดน้ำเสียได้ในอัตราสูง โดยที่ถังปฏิกรณ์ผลิตกรดสามารถปรับตัวให้ทนกับน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบซึ่งมีปริมาณของแข็งแขวนลอยสูงถึง 5.4 กรัมต่อลิตร ได้อย่างรวดเร็ว ค่อยๆทำการเพิ่มภาระสารอินทรีย์ในตลอดระยะเวลา 100 วัน ผลการทดลองพบว่าเกิดกระบวนการไฮโดรไลซิสและกระบวนการผลิตกรดเป็นที่น่าพอใจ โดยที่อัตราภาระบรรทุก

สารอินทรีย์ 16.6 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน และระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเท่ากับ 0.9 วัน มีอัตราการผลิตกรดอะซิติกสูงสุดถึง 4.1 กรัมต่อลิตร-วัน เริ่มต้นป้อนน้ำเสียเข้าถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนโดยใช้น้ำเสียที่ได้จากการเจือจางน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์ใบแรกและทำการปรับค่าพีเอชไว้แล้ว จากนั้นจะค่อยๆ เพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์จนถึง 60 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ซึ่งเป็นจุดที่พบว่าประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีเริ่มลดลงอย่างมีนัยสำคัญและพบว่าเริ่มมีการสะสมของกรดไขมันระเหยง่ายชนิดสายโซ่ยาว โดยสรุปได้ว่าถังปฏิกรณ์สามารถทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพที่อัตราภาระบรรทุกอินทรีย์เท่ากับ 30 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ซึ่งจะมีความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทนได้สูงและสามารถกำจัดซีโอดีได้มากกว่าร้อยละ 90 การนำน้ำเสียที่ระบายออกจากระบบหมุนเวียนกลับมาเข้าสู่ระบบจะช่วยลดปริมาณการเติมด่างให้กับถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนได้ อีกทั้งยังสังเกตเห็นว่าทั้งสองถังปฏิกรณ์มีการสร้างตะกอนเม็ดเกิดขึ้น โดยในถังปฏิกรณ์ผลิตกรดพบหลังวันที่ 80 ของการทดลอง และถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนพบหลังวันที่ 110 ของการทดลอง

4. Demirer และ Chen [7] ศึกษาการย่อยสลายปุ๋ยคอกจากฟาร์มโคนมที่ไม่ผ่านการกรองด้วยระบบย่อยไร้อากาศแบบสองขั้นตอน ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่าการใช้ระบบสองขั้นตอนในการย่อยสลายปุ๋ยคอกที่มีระยะเวลากักเก็บตะกอน/ระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเท่ากับ 10 วัน (2 วันสำหรับขั้นตอนผลิตกรด และ 8 วันสำหรับขั้นตอนผลิตก๊าซมีเทน) จะมีปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 5 และ 6 กรัมของแข็งแขวนลอยระเหยต่อลิตร มากกว่าระบบขั้นตอนเดียวที่มีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเท่ากับ 20 วัน สูงถึงร้อยละ 50 และ 67ตามลำดับ นอกจากนั้นระบบสองขั้นตอนยังสามารถเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ได้สูงถึง 12.6 กรัมของแข็งแขวนลอยระเหยต่อลิตร ในขณะที่ระบบขั้นตอนเดียวไม่สามารถทำได้

5. Blonskaja และคณะ [18] ศึกษาถึงการถึงการย่อยสลายของเสียจากโรงกลั่นสุรา ที่ช่วงอุณหภูมิปานกลาง ด้วยระบบแอนแอโรบิคแบบสองขั้นตอน ซึ่งประกอบด้วยถังกรองไร้อากาศและถังปฏิกรณ์ยูเอเอสบี ในขั้นตอนแรกมีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียอยู่ในช่วง 10 - 19 วัน และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 2.5 - 5.1 กิโลกรัมซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตร-วัน และในขั้นตอนที่สองมีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียอยู่ในช่วง 20 - 39 วัน และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 0.6 - 2.5 กิโลกรัมซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตร-วัน ผลการทดลองพบว่า ในขั้นตอนแรกและขั้นตอนที่สองมีประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์เท่ากับร้อยละ 54 และ 93 ตามลำดับ ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพในขั้นตอนที่สอง (6 ลิตรต่อวัน) สูงกว่าในขั้นตอนแรก (1 ลิตรต่อวัน) อย่างมีนัยสำคัญ อัตราการเจริญเติบโตของแบคทีเรียผลิตก๊าซมีเทนของระบบสองขั้นตอนสูงกว่าระบบขั้นตอนเดียว ซึ่งส่งผลให้ระบบสองขั้นตอนสามารถเริ่มต้นระบบได้เร็วกว่าและผลิตก๊าซชีวภาพได้เพิ่มขึ้น

6. สนั่น ตั้งสถิตย์ [19] ศึกษาถึงการบำบัดของเสียและผลิตพลังงานจากมูลสุกรโดยกระบวนการแอนแอโรบิคแบบ 2 ขั้นตอน ซึ่งประกอบไปด้วยขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์จากมูลสุกรด้วยถังหมักที่มีการกวนและขั้นตอนการผลิตก๊าซชีวภาพด้วยถังหมักแบบตรึงฟิล์ม ซึ่งมีการใช้ตัวกลางโพลีเอไมด์ซึ่งมีลักษณะคล้ายเส้นด้าย เพื่อให้จุลินทรีย์ยึดเกาะ การป้อนสารอาหารของถังผลิตกรดอินทรีย์และถังผลิตก๊าซชีวภาพเป็นแบบกึ่งต่อเนื่องและทำการป้อนสารอาหารทางด้านบนของถังหมัก ผลการทดลองพบว่า ในขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์ที่ระยะเวลาในการกักเก็บของเหลว 15 วันและภาระการเติมสารอินทรีย์ (OLR) 0.93 กรัมของแข็งระเหยง่ายทั้งหมดที่ป้อนต่อลิตรต่อวัน มีประสิทธิภาพการกำจัด ซีโอดี, ของแข็งทั้งหมด และของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด มีค่าร้อยละ 73, 17 และ 27 ตามลำดับ ก๊าซที่เกิดขึ้นในถังผลิตกรดอินทรีย์มีปริมาณ 0.02 ลิตรต่อลิตรต่อวัน ซึ่งมีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ร้อยละ 70 ในขั้นตอนการผลิตก๊าซชีวภาพจากกรดอินทรีย์ พบว่า ที่ระยะเวลาในการกักเก็บของเหลว 2.1 วัน และภาระการเติมสารอินทรีย์ 6.14 กรัมกรดอินทรีย์ทั้งหมดต่อลิตรต่อวัน ประสิทธิภาพการกำจัดกรดอินทรีย์ทั้งหมดและซีโอดีมีค่าสูงถึงร้อยละ 80 และ 90 ตามลำดับ ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้มีค่า 0.95 ลิตรต่อลิตรต่อวัน หรือ 0.2 ลิตรต่อกรัมกรดอินทรีย์ทั้งหมดที่ป้อน ซึ่งมีก๊าซมีเทนอยู่ร้อยละ 72 เมื่อดูประสิทธิภาพโดยรวมของระบบ พบว่า ระบบบำบัดสามารถกำจัดซีโอดีได้มากกว่าร้อยละ 90 แต่ประสิทธิของการกำจัดของแข็งทั้งหมดและของแข็งระเหยง่ายทั้งหมดมีค่าลดลง เมื่อภาระการเติมสารอินทรีย์มีค่าสูงขึ้น ที่ระยะเวลาในการกักเก็บของเหลว 2.1 วัน อัตราการเติมกรดอินทรีย์ 5 กรัมกรดอินทรีย์ทั้งหมดต่อลิตร ประสิทธิภาพการกำจัดของแข็งทั้งหมดและของแข็งระเหยง่ายทั้งหมดมีค่าร้อยละ 70 และ 60 ตามลำดับ ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้มีค่า 0.2 ลิตรต่อกรัมของมูลสุกรแห้ง (เมื่อมูลสุกรที่ใช้มีปริมาณของแข็งระเหยได้ร้อยละ 35)

7. นราทร สุวรรณเอนก [20] ศึกษาถึงผลของชนิดถังปฏิกรณ์ต่อการย่อยสลายกากมันสำปะหลัง ด้วยระบบบำบัดไร้อากาศแบบเอสบีอาร์ โดยใช้กากมันสำปะหลังละลายน้ำในการทดลอง การศึกษาได้แบ่งการทดลองออกเป็น 6 ชุดการทดลอง ได้แก่ 1. ถังปฏิกรณ์แบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิปานกลาง (Sin M) 2. ถังปฏิกรณ์แบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิสูง (Sin T) 3. ถังปฏิกรณ์แบบสองขั้นตอนที่อุณหภูมิปานกลาง (Two MM) 4. ถังปฏิกรณ์แบบสองขั้นตอนที่อุณหภูมิสูง (Two TT) 5. ถังปฏิกรณ์แบบสองขั้นตอนที่มีถังหมักกรดที่อุณหภูมิปานกลางและถังสร้างมีเทนที่อุณหภูมิสูง (Two MT) 6. ถังปฏิกรณ์แบบสองขั้นตอนที่มีถังหมักกรดที่อุณหภูมิสูงและถังสร้างมีเทนที่อุณหภูมิปานกลาง (Two TM) โดยทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดี อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนที่ภาระบรรทุกสารอินทรีย์ในช่วง 0.05-3 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ผลจากการทดลองเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงที่พบว่าประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีของถังปฏิกรณ์ทั้ง 6 ชุด มีค่ามากกว่าร้อยละ 95 ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ตั้งแต่ 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ในส่วนของการผลิตก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนพบว่าถังปฏิกรณ์แบบสองขั้นตอนมีประสิทธิภาพสูงกว่าถังปฏิกรณ์แบบขั้นตอนเดียว คือมี

อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสูงกว่าร้อยละ 14 ที่อุณหภูมิปานกลาง ร้อยละ 38 ที่อุณหภูมิสูง ที่ภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 3 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน และมีอัตราการผลิตก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีสูงกว่าร้อยละ 6-29 ที่อุณหภูมิปานกลาง ร้อยละ 13-31 ที่อุณหภูมิสูง

บทที่ 3 แผนการดำเนินงานวิจัย

3.1 แผนการดำเนินงาน

การดำเนินงานวิจัยเริ่มตั้งแต่การศึกษาทฤษฎีและรวบรวมข้อมูลที่เกี่ยวข้อง เพื่อเตรียมวิธีการทดลอง การออกแบบและสร้างถังปฏิกรณ์ ดำเนินการทดลองและรวบรวมผลการทดลอง และทำการวิเคราะห์และสรุปผลการทดลอง โดยการดำเนินงานตามขั้นตอนในช่วงเวลาต่างๆ ดังแสดงในตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 แผนการดำเนินงาน

การดำเนินงาน	พ.ศ. 2551										พ.ศ. 2552	
	มี.ค.	เม.ย.	พ.ค.	มิ.ย.	ก.ค.	ส.ค.	ก.ย.	ต.ค.	พ.ย.	ธ.ค.	ม.ค.	ก.พ.
1. เก็บรวบรวมข้อมูล	←									→		
2. จัดเตรียมอุปกรณ์		←	→									
3. ดำเนินการทดลอง				←							→	
4. วิเคราะห์และ สรุปผลการทดลอง											←	→

3.2 ตะกอนจุลินทรีย์และของเสีย

3.2.1 ตะกอนจุลินทรีย์

ตะกอนจุลินทรีย์ที่นำมาใช้ในการทดลองเป็นตะกอนจุลินทรีย์จากระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ในระดับห้องปฏิบัติการ ที่ใช้ในการทดลองผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลังที่อุณหภูมิ 30 และ55 องศาเซลเซียส มีคุณสมบัติแสดงดังตารางที่ 4.1

3.2.2 ของเสีย

ของเสียที่นำมาทำการทดลองเป็นกากตะกอน (Decantered cake) ที่ได้จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบในโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ที่ได้ทำการผสมน้ำไว้แล้ว ถูกเก็บรักษาไว้ในห้องเย็น ซึ่งคุณสมบัติของกากตะกอนแสดงไว้ในตารางที่ 4.3 โดยจะทำการเจือจางของเสียด้วยน้ำประปาให้มีความเข้มข้นซีโอดีตามอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic loading rate, OLR) ที่ใช้เดินระบบก่อนป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ที่ทำการทดลอง

3.3 เครื่องมือและอุปกรณ์

3.3.1 ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิคเอสบีอาร์

ถังปฏิกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง เป็นถังปฏิกรณ์แบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ (Anaerobic Sequencing Batch Reactor, ASBR) 2 ระบบ คือ ระบบขั้นตอนเดียว (Single-stage) และระบบสองขั้นตอน (Two-stage) ในแต่ละระบบประกอบไปด้วยอุปกรณ์ต่างๆ ดังต่อไปนี้

3.3.1.1 ระบบขั้นตอนเดียว จำนวน 2 ชุดการทดลอง แต่ละชุดการทดลองประกอบด้วย

1. ขวดแก้วรูปชมพู่ ขนาด 2 ลิตร จำนวน 1 ใบ
2. จุกยางเจาะรู สำหรับน้ำเข้า-ออก และระบายก๊าซชีวภาพ
3. ท่อนำก๊าซชีวภาพ
4. ภาชนะกักเก็บก๊าซ สำหรับเก็บก๊าซชีวภาพ
5. ชุด magnetic stirrer และ magnetic bar สำหรับการกวนผสม
6. อ่างน้ำและชุดควบคุมอุณหภูมิ (สำหรับถังปฏิกรณ์ที่เดินระบบที่อุณหภูมิ 55°C)

3.3.1.2 ระบบสองขั้นตอน จำนวน 2 ชุดการทดลอง แต่ละชุดการทดลองประกอบด้วย

1. ขวดแก้วรูปชมพู่ ขนาด 1 ลิตร จำนวน 1 ใบ
2. ขวดแก้วรูปชมพู่ ขนาด 2 ลิตร จำนวน 1 ใบ
3. จุกยางเจาะรู สำหรับน้ำเข้า-ออก และระบายก๊าซชีวภาพ
4. ท่อนำก๊าซชีวภาพ
5. ภาชนะกักเก็บก๊าซ สำหรับเก็บก๊าซชีวภาพ
6. ชุด magnetic stirrer และ magnetic bar สำหรับการกวนผสม
7. อ่างน้ำ และชุดควบคุมอุณหภูมิ (สำหรับถังปฏิกรณ์ที่เดินระบบที่อุณหภูมิ 55°C)

3.3.2 อุปกรณ์สำหรับการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสียและก๊าซชีวภาพในห้องปฏิบัติการ

1. เทอร์โมมิเตอร์
2. เครื่องวัดพีเอช (pH meter)
3. เครื่องชั่งแบบละเอียด
4. เครื่องดูดสุญญากาศ (Vacuum pump)
5. โถดูดความชื้น (Desiccator)
6. เครื่อง Gas Chromatography ของ Shimadzu รุ่น GC-8a
7. อื่นๆ

3.4 วิธีการทดลอง

3.4.1 การเดินระบบ

ในการศึกษาผลของชนิดปฏิกรณ์ต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มนั้น ได้ทำการศึกษาโดยเปรียบเทียบระหว่างปฏิกรณ์แบบขั้นตอนเดียวกับแบบสองขั้นตอน อีกทั้งยังได้ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิควบคู่กันไปด้วย ซึ่งได้เปรียบเทียบระหว่างช่วงอุณหภูมิมีโซฟิลิค (30°C) และช่วงอุณหภูมิเทอร์โมฟิลิค (55°C) โดยที่ทั้งสองช่วงอุณหภูมิจะมีการเดินระบบทั้งแบบขั้นตอนเดียวและแบบสองขั้นตอน ซึ่งการเดินระบบทั้งสองแบบที่ทั้งสองช่วงอุณหภูมิจะมีลักษณะเช่นเดียวกันทุกประการ รวมเป็นทั้งหมด 4 ชุดการทดลอง แสดงดังรูปที่ 3.1 ลักษณะการเดินระบบขั้นตอนเดียวกับสองขั้นตอนมีรายละเอียดดังต่อไปนี้

3.4.1.1 ระบบขั้นตอนเดียว ประกอบด้วยถังปฏิกรณ์จำนวน 1 ถัง แสดงดังรูปที่ 3.2 มีลักษณะการดำเนินงานแบบกะ (Batch) รอบการทำงานละ 24 ชั่วโมง ในแต่ละรอบการทำงานประกอบไปด้วยขั้นตอนการทำปฏิกิริยา การตกตะกอน การระบายน้ำเสียออกและการเติมน้ำเสียเข้าระบบ ซึ่งมีระยะเวลาสำหรับการทำปฏิกิริยาและการตกตะกอนเท่ากับ 22 และ 2 ชั่วโมง ตามลำดับ ส่วนการระบายน้ำเสียออกและการเติมน้ำเสียเข้าระบบ จะทำแบบทันทีทันใด ระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเท่ากับ 10 วัน ซึ่งรายละเอียดการดำเนินงานในแต่ละขั้นตอนมีวิธีการดังต่อไปนี้

1. การเตรียมถังปฏิกรณ์ โดยเติมตะกอนจุลินทรีย์ให้มีความเข้มข้นเริ่มต้นในรูปของแข็งแขวนลอยระเหยเท่ากับ 7,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และเติมน้ำเสียที่เตรียมจากการเจือจางกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มให้ได้ตามปริมาตรถังปฏิกรณ์

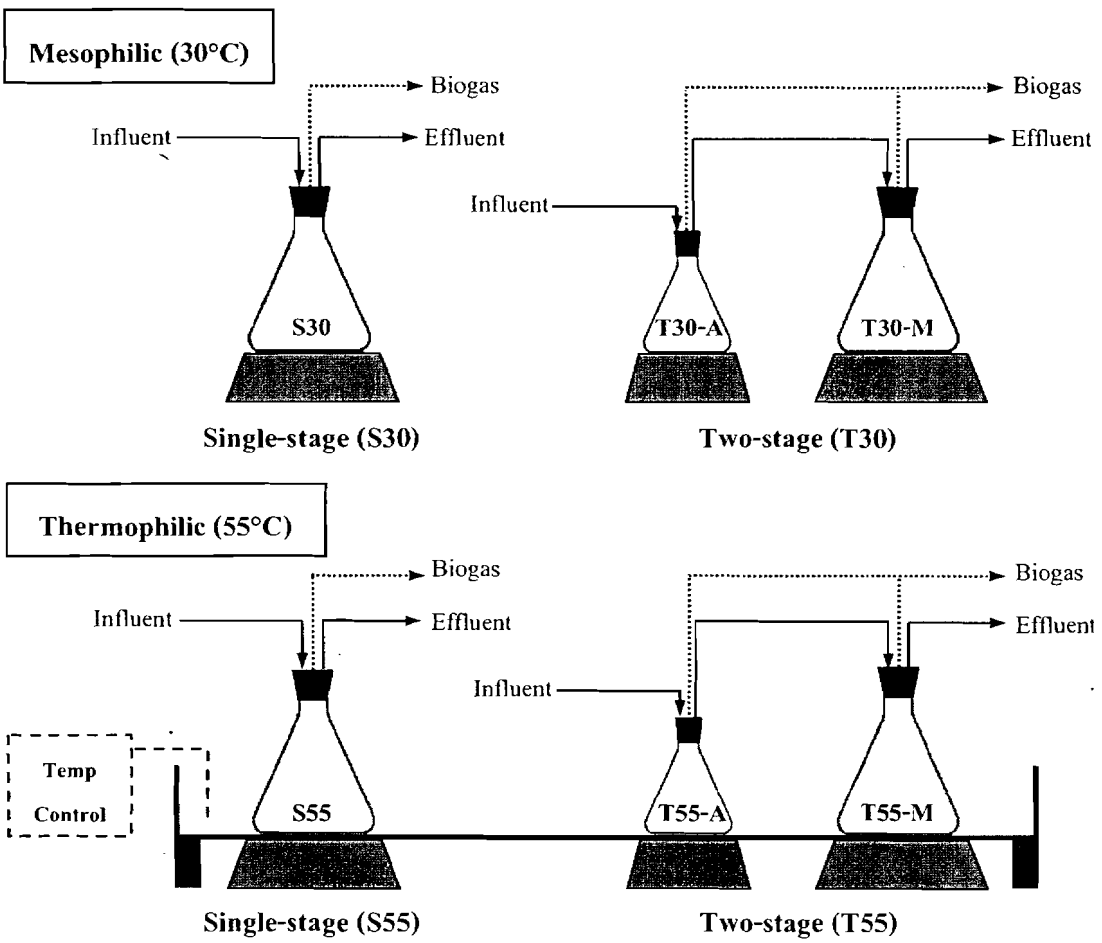
2. การป้อนน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ ทำการป้อนน้ำเสียที่เตรียมจากการเจือจางกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มให้ได้ความเข้มข้นซีโอดีตาม OLR ที่ใช้เดินระบบ โดยมี OLR เริ่มต้นเท่ากับ 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน และเนื่องจากกากตะกอนที่ใช้ป้อนเข้าสู่ระบบมีสภาพเป็นกรด (แสดงดังตารางที่ 4.3) จึงต้องทำการเติมความเป็นด่างด้วยโซเดียมไบคาร์บอเนต ($NaHCO_3$) ในน้ำเสียก่อนป้อนเข้าสู่ระบบ เพื่อปรับค่าพีเอชของน้ำเข้าให้มีค่าประมาณ 7 และเป็นการเพิ่มค่าความเป็นด่างให้กับระบบ ทั้งนี้การเติมความเป็นด่างจะต้องรักษาสัดส่วนกรดไขมันระเหยง่ายต่อค่าความเป็นด่างในถังปฏิกรณ์ให้มีค่าไม่มากกว่า 0.3 และจะต้องไม่เติมในปริมาณมากจนเกินไป เพราะจะเป็นการสิ้นเปลืองสารเคมี หรืออาจทำให้พีเอชของระบบมีค่าสูงเกินไปจนระบบมีประสิทธิภาพต่ำ หรืออาจส่งผลเป็นอันตรายต่อแบคทีเรียโดยตรงเนื่องจากความเป็นพิษของโซเดียมไอออน [10] จากนั้นเติมอาหารเสริมตามสูตรของ Speece ในสัดส่วนต่อน้ำเสีย 1 ลิตร แสดงดังตารางที่ 3.2 แล้วทำการป้อนน้ำเสียที่เตรียมไว้เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ปริมาตร 200 มิลลิลิตรต่อวัน และจะทำการเพิ่มความเข้มข้นซีโอดีของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์เมื่อสังเกตเห็นว่าระบบสามารถรองรับ OLR ที่ใช้อยู่ได้

3. การระบายน้ำทิ้ง อัตราการระบายน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดออกจากถังปฏิกรณ์เท่ากับ 200 มิลลิลิตรต่อวัน

4. ทำการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสียที่เข้าและระบายออกจากถังปฏิกรณ์

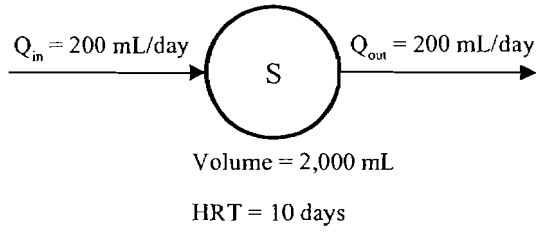
5. วัดปริมาตรก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ โดยวิธีแทนที่น้ำในภาชนะกักเก็บก๊าซ

6. วัดสัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพด้วยเครื่อง Gas Chromatography ของ Shimadzu รุ่น GC-8a

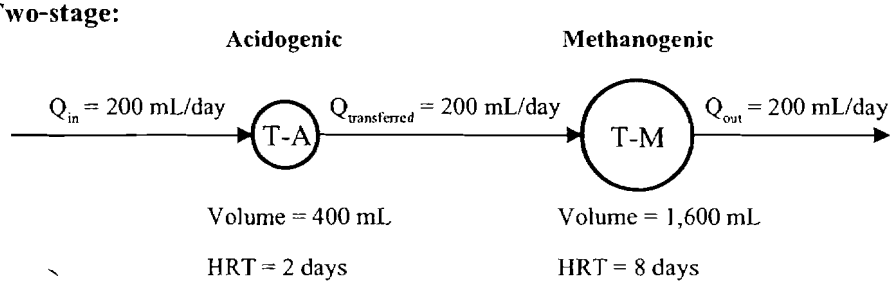


รูปที่ 3.1 แผนผังการทดลอง

Single-stage:



Two-stage:



รูปที่ 3.2 ลักษณะการเดินระบบขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน

3.4.1.2 แบบสองขั้นตอน ประกอบด้วยถังปฏิกรณ์จำนวน 2 ถัง ได้แก่ ถังปฏิกรณ์ผลิตกรด (Acidogenic reactor) และถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทน (Methanogenic reactor) แสดงดังรูปที่ 3.2 โดยที่ถังปฏิกรณ์ผลิตกรดมีลักษณะการดำเนินงานแบบกึ่งต่อเนื่อง (กวนผสมต่อเนื่อง โดยไม่มีการหยุดการกวนผสมเพื่อตกตะกอน ก่อนระบายน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดออกจากถังปฏิกรณ์) รอบการทำงานละ 24 ชั่วโมง ในแต่ละรอบการทำงาน ประกอบไปด้วยขั้นตอนการทำปฏิกิริยา การระบายน้ำเสียออกและการเติมน้ำเสียเข้าระบบ ซึ่งมีระยะเวลาสำหรับการทำปฏิกิริยาเท่ากับ 24 ชั่วโมง ส่วนการระบายน้ำเสียออกและการเติมน้ำเสียเข้าระบบจะทำแบบทันทีทันใด ส่วนถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนมีลักษณะการดำเนินงานเช่นเดียวกับถังปฏิกรณ์ของระบบขั้นตอนเดียว ซึ่งระยะเวลากักเก็บน้ำเสียสำหรับถังปฏิกรณ์ผลิตกรด, ถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนและระยะเวลากักเก็บน้ำเสียรวมสำหรับระบบสองขั้นตอน เท่ากับ 2, 8 และ 10 วัน ตามลำดับ เช่นเดียวกับงานวิจัยของ Demirer and Chen, 2005 [4] ซึ่งรายละเอียดการดำเนินงานในแต่ละขั้นตอนมีวิธีการดังต่อไปนี้

1. การเตรียมถังปฏิกรณ์ โดยเติมตะกอนจุลินทรีย์เริ่มต้นให้มีความเข้มข้นในรูปของแข็งแขวนลอยระเหยเท่ากับ 7,000 มิลลิกรัมต่อลิตรในทั้งสองถังปฏิกรณ์ และเติมน้ำเสียที่เตรียมจากการเจือจางกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มให้ได้ตามปริมาตรถังปฏิกรณ์

2. การป้อนน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ ทำการป้อนน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ผลิตกรด ในอัตรา 200 มิลลิลิตรต่อวัน โดยใช้น้ำเสียที่เตรียมจากการเจือจางกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มให้ได้ความเข้มข้นซีโอดีตาม OLR ที่ใช้เดินระบบ โดยมี OLR เริ่มต้นเท่ากับ 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน เติมความเป็นด่างและสารอาหารเสริมเช่นเดียวกับการเดินระบบขั้นตอนเดียว อัตราการป้อนน้ำเสียเข้าสู่

ถังปฏิกรณ์เท่ากับ 200 มิลลิลิตรต่อวัน และจะทำการเพิ่มความเข้มข้นซีโอดีของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์เมื่อสังเกตเห็นว่าระบบสามารถรองรับ OLR ที่ใช้อยู่ได้

3. การระบายน้ำทิ้ง ทำการระบายน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรดในอัตรา 200 มิลลิลิตรต่อวัน และระบายน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดจากถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนในอัตรา 200 มิลลิลิตรต่อวัน แล้วนำน้ำเสียที่ถูกระบายออกมาจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรดป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนในอัตรา 200 มิลลิลิตรต่อวัน เช่นเดียวกัน

4. ทำการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสียที่เข้าและระบายออกจากถังปฏิกรณ์

5. วัดปริมาตรก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากทั้งสองถังปฏิกรณ์ โดยวิธีแทนที่น้ำในภาชนะกักเก็บก๊าซ

6. วัดสัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพด้วยเครื่อง Gas Chromatography ของ Shimadzu รุ่น GC-8a

ตารางที่ 3.2 สารอาหารเสริมสำหรับระบบบำบัดแบบแอนแอโรบิคตามสูตรของ Speece [8]

สารอาหารเสริม	ความเข้มข้น (mg/L)	สารอาหารเสริม	ความเข้มข้น (mg/L)
NH_4Cl	400	NH_4VO_3	0.5
$MgSO_4.7H_2O$	400	$CuCl_2.2H_2O$	0.5
KCl	400	$ZnCl_2$	0.5
$Na_2S.9H_2O$	300	$AlCl_3.6H_2O$	0.5
$CaCl_2.2H_2O$	50	$NaMoO_4.2H_2O$	0.5
$(NH_4)_2HPO_4$	80	H_3BO_3	0.5
$FeCl_2.4H_2O$	40	$NiCl_2.6H_2O$	0.5
$CoCl_2.6H_2O$	10	$NaWO_4.2H_2O$	0.5
Kl	10	Na_2SeO_4	0.5
$(NaPO_3)_6$	10	NH_4VO_3	0.5
$MnCl_2.4H_2O$	0.5	$CuCl_2.2H_2O$	0.5

3.4.2 พารามิเตอร์และวิธีในการวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำเสีย

ในการทดลองมีการวิเคราะห์คุณลักษณะของน้ำเสียและตะกอนจุลินทรีย์ตามพารามิเตอร์ต่างๆ และมีวิธีวิเคราะห์ ตามวิธีของ Standard Methods [21] แสดงดังตารางที่ 3.3

ตารางที่ 3.3 พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์น้ำเสีย

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์	ความถี่ในการวิเคราะห์
1. พีเอช (pH)	pH test strips, pH meter	ทุกวัน
2. อุณหภูมิ (Temperature)	Thermometer	ทุกวัน
3. ซีโอดี (COD)	Titrimetric method (Close reflux)	สัปดาห์ละ 2 ครั้ง
4. ความเป็นด่าง (Alkalinity)	Titrimetric method [22]	สัปดาห์ละ 2 ครั้ง
5. VFA (Volatile fatty acid)	Titrimetric method [22]	สัปดาห์ละ 2 ครั้ง
6. ของแข็งแขวนลอย (Suspended Solids, SS)	Gravimetric method	สัปดาห์ละ 2 ครั้ง
7. ของแข็งแขวนลอยระเหย (Volatile Suspended Solids, VSS)	Gravimetric method	สัปดาห์ละ 2 ครั้ง
8. ไนโตรเจน (Total Kjeldahl Nitrogen, TKN)	Micro – Kjeldahl method	ทุกๆ สองสัปดาห์
9. ฟอสฟอรัส (Total Phosphorus, TP)	Colorimetric method (Vanadomolybdophosphoricacid)	ทุกๆ สองสัปดาห์
10. ความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทน (Specific Methanogenic Activity, SMA)	ภาคผนวก ก.1 [16]	เมื่อเริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง
11. ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทน (Biochemical Methane Potential, BMP)	ภาคผนวก ก.2 [8]	เมื่อเริ่มต้นการทดลอง

บทที่ 4 ผลการทดลอง

4.1 การเริ่มต้นเดินระบบ

4.1.1 ตะกอนจุลินทรีย์

เริ่มต้นการเดินระบบโดยการเติมตะกอนจุลินทรีย์ที่ได้จากระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ในระดับห้องปฏิบัติการ ที่ใช้ในการทดลองผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลังที่อุณหภูมิ 30 และ55 องศาเซลเซียส ลงในถังปฏิกรณ์ให้มีความเข้มข้นเริ่มต้นในรูปของแข็งแขวนลอยระเหยเท่ากับ 7,000 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยตะกอนจุลินทรีย์ที่นำมาใช้มีลักษณะเป็นตะกอนข้นสีดำ เนื้อละเอียด มีกากใยผสมอยู่เล็กน้อย คุณสมบัติของตะกอนจุลินทรีย์ที่อุณภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส แสดงดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 คุณสมบัติของตะกอนจุลินทรีย์ที่อุณภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส

พารามิเตอร์	ที่ 30 องศาเซลเซียส	ที่ 55 องศาเซลเซียส
SS (mg/L)	24,600	23,500
VSS (mg/L)	18,900	19,500

ก่อนที่จะนำตะกอนจุลินทรีย์มาใช้ในการทดลองได้ทำการวิเคราะห์หาความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทนที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียสได้เท่ากับ 0.050 และ 0.037 กรัมซีโอดีต่อกรัมของแข็งแขวนลอยละเหย - วัน ตามลำดับ แสดงดังตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 ความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทน (SMA) ที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	SMA (gCOD/gVSS-d)
30	0.050
55	0.037

4.1.2 ของเสีย

ของเสียที่ใช้ในการทดลองเป็นกากตะกอนที่ได้จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบในโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม มีลักษณะเป็นกากใยที่มีความละเอียด ผสมกับน้ำจนมีลักษณะเป็นตะกอนข้นๆ สีน้ำตาลเข้ม คุณสมบัติของกากตะกอนแสดงดังตารางที่ 4.3 กากตะกอนมีศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส เท่ากับ 168 และ 198 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนตามลำดับ แสดงดังตารางที่ 4.4 จากค่าศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ทั้งสองอุณหภูมิ พบว่ามีค่าต่ำกว่าปริมาณการผลิตก๊าซมีเทนที่ควรผลิตได้ทางทฤษฎีซึ่งเท่ากับ 388 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อน [8] เนื่องจากกากตะกอนมีองค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นสารอินทรีย์พวกเซลลูโลส [4, 5, 6] ซึ่งย่อยสลายทางชีวภาพได้ยาก สารอินทรีย์จึงไม่ถูกย่อยสลายไปเป็นก๊าซมีเทนได้ทั้งหมด จึงทำให้มีค่าต่ำกว่าค่าทางทฤษฎี

ตารางที่ 4.3 คุณสมบัติของกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

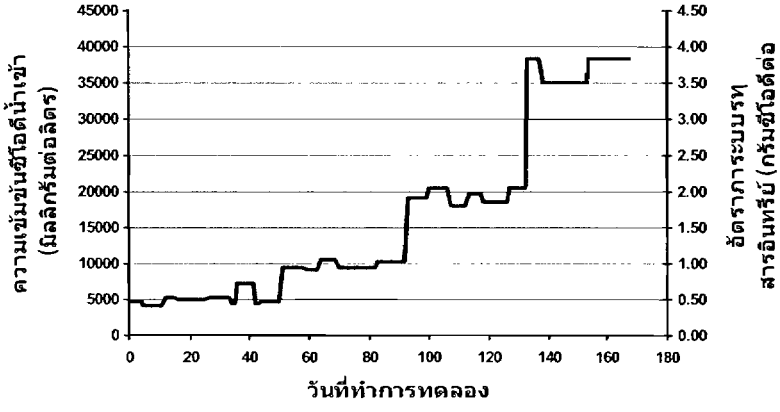
พารามิเตอร์	ผลการวิเคราะห์
pH	4.7 – 5.7
COD (mg/L)	63,000 – 73,000
TS (mg/L)	52,000 – 55,000
TVS (mg/L)	38,000 – 40,000
TKN (mg/L)	900 – 1300
TP (mg/L)	130 – 230

ตารางที่ 4.4 ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของกากตะกอน (BMP) ที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	BMP ($mLCH_4/gCOD$)
30	168
55	198

การเริ่มต้นเดินระบบในทั้ง 4 ชุดการทดลองใช้ OLR เริ่มต้นที่ 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ทำการป้อนน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกรณ์โดยใช้น้ำเสียที่เตรียมจากการเจือจางกากตะกอนด้วยน้ำประปาให้ได้ความเข้มข้นซีโอดีเท่ากับ 5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และจะทำการเพิ่ม OLR โดยการเพิ่มความเข้มข้นของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบ (ตารางที่ ค.1) เมื่อสังเกตเห็นว่าระบบมีประสิทธิภาพที่สามารถรองรับ OLR ที่

ใช้เดินระบบอยู่ได้ กล่าวคือปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ต่อวันค่อนข้างคงที่ และมีปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำที่ออกจากระบบอยู่ในช่วง 100-300 มิลลิกรัมต่อลิตรในรูปแคลเซียมคาร์บอเนต [8] อย่างไรก็ดีในการเพิ่ม OLR จะต้องคำนึงถึงปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) ของระบบ ซึ่งจะต้องมีเพียงต่อการรองรับปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายที่อาจจะเพิ่มสูงขึ้น เนื่องมาจากสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบมีปริมาณเพิ่มขึ้น ซึ่งอาจทำการเติม alkalinity เพิ่มให้แก่ระบบในช่วงเริ่มต้นของการเพิ่มโหลดและลดปริมาณการเติมลงหลังจากสังเกตเห็นว่าระบบมีค่า alkalinity เพียงพอไม่ต่ำกว่า 3,000 มิลลิกรัมต่อลิตรในรูปแคลเซียมคาร์บอเนต โดย OLR ที่ใช้ในการเดินระบบทั้ง 4 ชุดการทดลอง ตลอดการทดลองเท่ากับ 0.5 – 4.0 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ความสัมพันธ์ระหว่างค่า OLR ที่ใช้เดินระบบและค่าซีโอดีของน้ำเข้าระบบแสดงดังรูปที่ 4.1



รูปที่ 4.1 อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์และค่าซีโอดีของน้ำเข้า

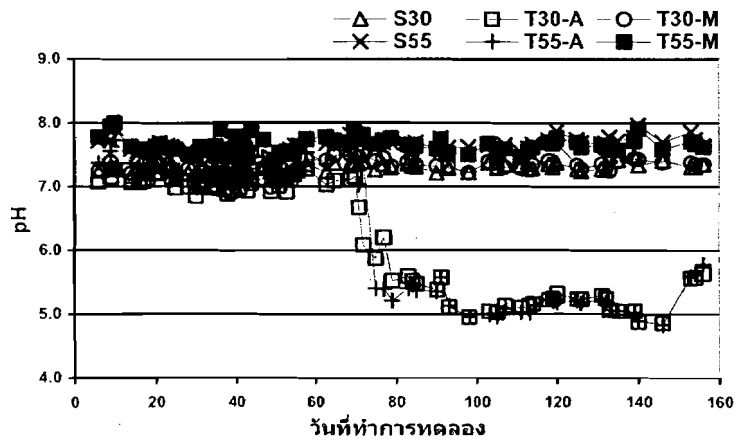
4.2 สภาพแวดล้อมของระบบ

4.2.1 อุณหภูมิ

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาเปรียบเทียบประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ 2 ช่วงอุณหภูมิ คือ ช่วงอุณหภูมิมีโซฟิลิคและช่วงอุณหภูมิเทอร์โมฟิลิค โดยในช่วงอุณหภูมิมีโซฟิลิค ได้ทำการเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพที่อุณหภูมิห้องพบว่ามีอุณหภูมิภายในถังปฏิกรณ์อยู่ในช่วง 25 – 33 องศาเซลเซียส (ตารางที่ ค.2) ซึ่งมีค่าเฉลี่ยตลอดการทดลองประมาณ 30 องศาเซลเซียสและในช่วงอุณหภูมิเทอร์โมฟิลิค ได้ทำการเดินระบบในอ่างน้ำร้อนที่มีการควบคุมอุณหภูมิไว้ที่ 55 องศาเซลเซียส จึงพบว่าตลอดการทดลองที่ช่วงอุณหภูมิเทอร์โมฟิลิคมีอุณหภูมิภายในถังปฏิกรณ์ค่อนข้างคงที่อยู่ที่ 55 องศาเซลเซียส

4.2.2 พีเอช

ค่าพีเอชเป็นตัวแปรที่มีความสำคัญต่อระบบผลิตก๊าซชีวภาพเป็นอย่างมาก เนื่องจากมีผลกระทบต่อแบคทีเรียที่ทำงานอยู่ในระบบโดยตรง ซึ่งแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนจะมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงของค่าพีเอชมากที่สุด โดยทั่วไปค่าพีเอชในถังปฏิกรณ์จะมีค่าอยู่ในช่วง 6.5 – 8.2 [8] ส่วนขั้นตอนการผลิตก๊าซชีวภาพจะเกิดขึ้นได้ดีสุดที่พีเอช 7.0 – 7.2 ทั้งนี้ประสิทธิภาพของระบบจะลดลงอย่างรวดเร็วเมื่อพีเอชมีค่าต่ำกว่า 6.0 [12] ในขณะที่แบคทีเรียกลุ่มผลิตกรดสามารถทำงานได้ดีในช่วงพีเอช 4.0 – 6.5 [8] เนื่องด้วยกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีค่าพีเอชอยู่ในช่วง 4.7 – 5.7 จึงจำเป็นต้องทำการปรับค่าพีเอชของน้ำเสียก่อนที่จะป้อนเข้าสู่ระบบให้เป็นกลาง (พีเอชประมาณ 7) ดังที่ได้กล่าวไว้ในหัวข้อ 3.4.1.1 ในระหว่างการเดินระบบจึงต้องมีการติดตามตรวจสอบพีเอชในถังปฏิกรณ์อย่างใกล้ชิด ในงานวิจัยนี้ได้ทำการตรวจวัดค่าพีเอชในน้ำที่ออกจากถังปฏิกรณ์ซึ่งใช้เป็นตัวแทนของค่าพีเอชในถังปฏิกรณ์ (ตารางที่ ค.3) แสดงดังรูปที่ 4.2



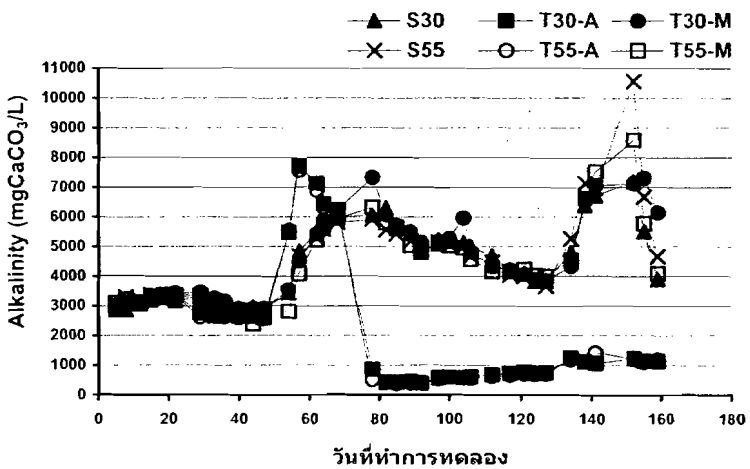
รูปที่ 4.2 ค่าพีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

หมายเหตุ: S30 = ระบบ (ถังปฏิกรณ์) ขั้นตอนเดียวที่ 30°C
T30 = ระบบสองขั้นตอนที่ 30°C
T30-A = ถังปฏิกรณ์ผลิตกรดในระบบสองขั้นตอนที่ 30°C
T30-M = ถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนในระบบสองขั้นตอนที่ 30°C
S55 = ระบบ (ถังปฏิกรณ์) ขั้นตอนเดียวที่ 55°C
T55 = ระบบสองขั้นตอนที่ 55°C
T55-A = ถังปฏิกรณ์ผลิตกรดในระบบสองขั้นตอนที่ 55°C
T55-M = ถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนในระบบสองขั้นตอนที่ 55°C

จากรูปที่ 4.2 พบว่าถังปฏิกรณ์ S30, T30-M, S55 และ T55-M ซึ่งเป็นถังปฏิกรณ์ที่มีแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนทำงานอยู่ มีค่าพีเอชอยู่ในช่วง 7.0 – 8.0 ซึ่งเป็นช่วงที่เหมาะสมต่อการทำงานของแบคทีเรียกลุ่มนี้ ส่วนถังปฏิกรณ์ T30-A และ T55-A ซึ่งเป็นถังปฏิกรณ์ที่มีแบคทีเรียกลุ่มผลิตกรดทำงานอยู่ มีค่าพีเอชในช่วงแรกของการทดลองอยู่ในช่วง 6.9 – 7.7 แต่หลังจากวันที่ 72 ของการทดลองจนถึงสิ้นสุดการทดลอง ได้ทำการเปลี่ยนตำแหน่งในการเติม alkalinity ดังจะได้กล่าวในหัวข้อต่อไป พบว่าค่าพีเอชจะลดลงมาถึงช่วง 4.8 – 5.8 ซึ่งเป็นช่วงที่เหมาะสมต่อการทำงานของแบคทีเรียกลุ่มนี้

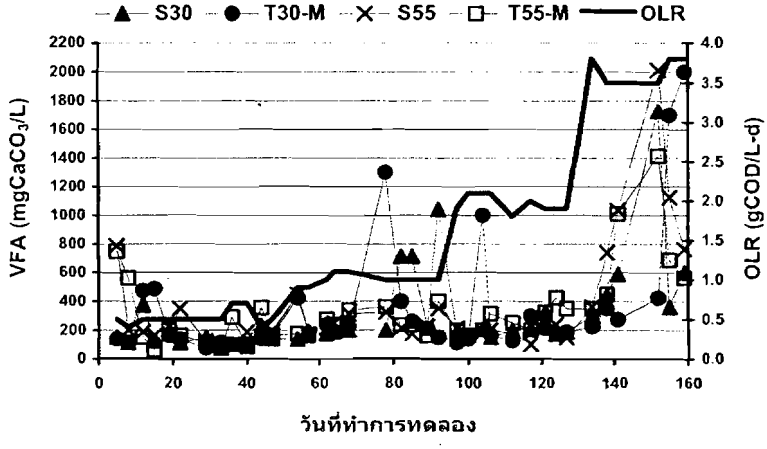
4.2.3 สภาพด่างและกรดไขมันระเหยง่าย

สภาพด่างเป็นตัวบ่งชี้ถึงกำลังบัฟเฟอร์ของระบบ ซึ่งช่วยให้ระบบมีความต้านทานในการเปลี่ยนแปลงค่าพีเอช แต่ในขณะที่กรดไขมันระเหยง่ายเป็นปัจจัยหลักที่ส่งผลให้ระบบมีค่าพีเอชลดลง หากเกิดการสะสมของกรดไขมันระเหยง่าย จนมีปริมาณมากกว่ากำลังบัฟเฟอร์ของระบบ ก็อาจทำให้พีเอชของระบบลดลงอย่างรวดเร็วได้ ซึ่งก็จะส่งผลต่อการทำงานของแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทน จนอาจทำให้ประสิทธิภาพและเสถียรภาพของระบบลดลงได้ การวิเคราะห์สภาพด่างและปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในระบบ จึงนับว่าเป็นพารามิเตอร์ที่ใช้ในการติดตามตรวจสอบประสิทธิภาพและเสถียรภาพของระบบที่สำคัญยิ่ง เนื่องจากค่าพีเอชและปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายเป็นปัจจัยที่จะส่งผลกระทบโดยตรงต่อแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทน การติดตามตรวจสอบเพื่อคอยควบคุมปัจจัยทั้งสองนี้จึงต้องมุ่งเน้นไปที่ถังปฏิกรณ์ที่แบคทีเรียกลุ่มนี้อาศัยอยู่ ซึ่งก็คือในถังปฏิกรณ์ของระบบขั้นตอนเดียวและถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนของระบบสองขั้นตอน ในงานวิจัยนี้ได้ทำการวิเคราะห์สภาพด่างและปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์ซึ่งใช้เป็นตัวแทนของสภาพด่างและปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในถังปฏิกรณ์ (ตารางที่ ค.4 – ค.6) ได้ผลแสดงดังรูปที่ 4.3 – 4.5



รูปที่ 4.3 สภาพด่างของน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์

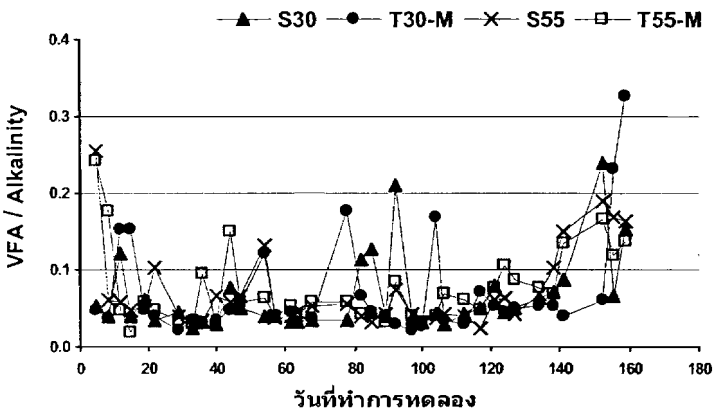
จากรูปที่ 4.3 จะพบว่าสภาพด่างในน้ำเสียที่ออกจาก T30-A และ T55-A มีค่าลดลงมากตั้งแต่วันที่ 78 ของการทดลอง เนื่องจากการเปลี่ยนตำแหน่งในการเติม alkalinity ในน้ำเสียที่จะป้อนเข้าระบบของระบบสองขั้นตอน ซึ่งในตอนเริ่มต้นเดินระบบได้เติม alkalinity ในน้ำเสียที่จะป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ผลิตกรด (T30-A และ T55-A) แต่หลังจากวันที่ 73 ของการทดลองได้เปลี่ยนไปเติม alkalinity ในน้ำเสียที่จะป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทน (T30-M และ T55-M) แทน โดยที่ไม่ได้มีการเติม alkalinityในน้ำเสียที่จะป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ผลิตกรดแต่อย่างใด และพบว่าสภาพด่างของน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์ S30, T30-M, S55 และ T55-M จะมีค่าขึ้นลงเป็นช่วงๆ นั่นก็เนื่องมาจากในช่วงของการเพิ่ม OLR จะทำการเติม alkalinity เพิ่มให้แก่ระบบในช่วงเริ่มต้นของการเพิ่มโหลดและลดปริมาณการเติมลงหลังจากสังเกตเห็นว่าระบบมีค่า alkalinity เพียงพอ แต่อย่างไรก็ดีก็ยังคงรักษาระดับของสภาพด่างในถังปฏิกรณ์ S30, T30-M, S55 และ T55-M ไว้ไม่ให้ต่ำกว่า 3,000 มิลลิกรัมต่อลิตรในรูปแคลเซียมคาร์บอเนต



รูปที่ 4.4 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์

จากรูปที่ 4.4 พบว่า ในช่วงเริ่มต้นเดินระบบที่ OLR เท่ากับ 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์ทั้ง 4 ถัง จะมีค่าค่อนข้างต่ำเนื่องจากระบบสามารถย่อยสลายกรดไขมันระเหยง่ายได้ในปริมาณมาก และเมื่อเพิ่ม OLR ในช่วง 1-2 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน พบว่าในช่วงเริ่มต้นเปลี่ยน OLR ใน S30 และ T30-M มีปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายสะสมสูงขึ้นเนื่องจากไม่สามารถย่อยสลายกรดไขมันระเหยง่ายได้ทัน และจะมีปริมาณลดลงเมื่อเดินระบบที่ OLR ดังกล่าว ผ่านไปเป็นระยะเวลาหนึ่ง เนื่องจากระบบสามารถปรับตัวให้ย่อยสลายกรดไขมันระเหยง่ายที่มีปริมาณเพิ่มขึ้นได้ แต่ในส่วนของ S55 และ T55-M พบว่ามีปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายสะสมเพิ่มขึ้นจากที่ OLR 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน เพียงเล็กน้อยเท่านั้น เนื่องจากถังปฏิกรณ์ทั้งสองถังนี้เดินระบบที่อุณหภูมิสูง (55 องศาเซลเซียส) ซึ่งแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนนั้นสามารถย่อยสลายกรด

ไขมันระเหยง่ายได้เร็วกว่าที่อุณหภูมิปานกลาง [8, 11, 12, 20] จึงทำให้มีปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายสะสมที่ OLR 1-2 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน เพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้น เมื่อเทียบกับ S30 และ T30-M ที่เดินระบบที่ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (ประมาณ 30 องศาเซลเซียส) แต่อย่างไรก็ดีเมื่อเพิ่ม OLR ไปถึง 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน พบว่าถังปฏิกรณ์ทั้ง 4 ถัง ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายมีแนวโน้มที่จะเพิ่มสูงขึ้น นั่นก็เนื่องจากแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนไม่สามารถย่อยสลายกรดระเหยง่ายที่มีปริมาณมากขึ้นได้ทัน



รูปที่ 4.5 อัตราส่วนระหว่างปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายและสภาพด่างของน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์

จากรูปที่ 4.5 จะเห็นว่าอัตราส่วนระหว่างปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายและสภาพด่างของน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์ทั้ง 4 ถัง มีค่าไม่มากกว่า 0.4 ซึ่งมีความเหมาะสมต่อการเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพ [11] แต่จะเห็นว่าในช่วงท้ายการทดลองที่ OLR 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน อัตราส่วนของทั้ง 4 ถังปฏิกรณ์มีค่าเพิ่มสูงขึ้น นั่นก็เนื่องมาจากมีการสะสมของปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในถังปฏิกรณ์เพิ่มสูงขึ้นนั่นเอง ซึ่งอาจจะส่งกระทบต่อเสถียรภาพของระบบได้

4.2.4 สารอาหาร

สารอาหารในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบมีความสำคัญต่อการทำงานและการเจริญเติบโตของแบคทีเรียในระบบซึ่งส่งผลโดยตรงต่อประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียและผลิตก๊าซชีวภาพ ดังนั้นในน้ำเสียควรมีสารอาหารที่เพียงพอแก่การเจริญเติบโตของแบคทีเรีย โดยทั่วไปในระบบบำบัดแบบไร้อากาศมีความต้องการสารอาหารในสัดส่วน COD: N: P (พิจารณาจากค่า COD, TKN และ TP) เท่ากับ 700:5:1 [12] โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการวิเคราะห์ค่าซีโอดีทั้งหมด, ค่าไนโตรเจนละลายน้ำและค่าฟอสฟอรัสละลายน้ำทั้งหมด (TKN และ TP ที่วิเคราะห์จากตัวอย่างที่ผ่านการกรองด้วยกระดาษกรอง) ซึ่งเป็น

สารอาหารในรูปที่แบคทีเรียสามารถนำไปใช้ได้ง่าย ผลการทดลองแสดงดังตารางที่ 4.5 (คุณสมบัติของน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบแสดงดังตารางที่ ค.7)

ตารางที่ 4.5 ปริมาณสารอาหารในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบในแต่ละ OLR

OLR (gCOD/L-d)	ปริมาณเฉลี่ย (mg/L)			COD: N: P
	COD	TKN	TP	
0.5 *	5,086	128	12	700: 17.6: 1.7
1.0	9,720	48	20	700: 3.5: 1.4
2.0	19,462	126	24	700: 4.5: 0.9
4.0	37,267	140	64	700: 2.6: 1.2

หมายเหตุ : * ค่า TKN และ TP ที่ OLR 0.5 gCOD/L-d เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ไม่ผ่านการกรองด้วยกระดาษกรอง จึงไม่ได้นำมาคิดรวมกับสัดส่วน COD: N: P เฉลี่ยตลอดการทดลองที่ได้แสดงไว้

ตารางที่ 4.6 ปริมาณไนโตรเจนและฟอสฟอรัสในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์เฉลี่ยในแต่ละ OLR

พารามิเตอร์	OLR (gCOD/L-d)	ปริมาณในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (mg/L)					
		S30	T30-A	T30-M	S55	T55-A	T55-M
TKN	0.5	87	214	214	128	211	112
	1.0	124	132	144	97	130	112
	2.0	167	280	193	190	249	174
	4.0	140	280	187	233	271	243
TP	0.5	27	30	28	14	31	10
	1.0	29	29	29	12	41	13
	2.0	37	48	34	10	48	9
	4.0	50	81	25	17	90	19

หมายเหตุ : ค่า TKN และ TP ที่ OLR 0.5 gCOD/L-d เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ไม่ผ่านการกรองด้วยกระดาษกรอง ส่วนที่ OLR 1.0-4.0 gCOD/L-d เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านการกรองด้วยกระดาษกรอง

จากตารางที่ 4.5 พบว่ามีสัดส่วน COD: N: P โดยเฉลี่ยตลอดการทดลองอยู่ที่ 700: 3.5: 1.2 ซึ่งถือว่าใกล้เคียงกับสัดส่วนที่แอนแอโรบิคแบคทีเรียต้องการ ดังนั้นในการเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจึงไม่จำเป็นต้องเติมสารอาหารไนโตรเจนและฟอสฟอรัสเสริมให้กับระบบอีกแต่อย่างใด ส่วนปริมาณไนโตรเจนและฟอสฟอรัสในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ตารางที่ ค.8 – ค.9) แสดงดังตารางที่ 4.6

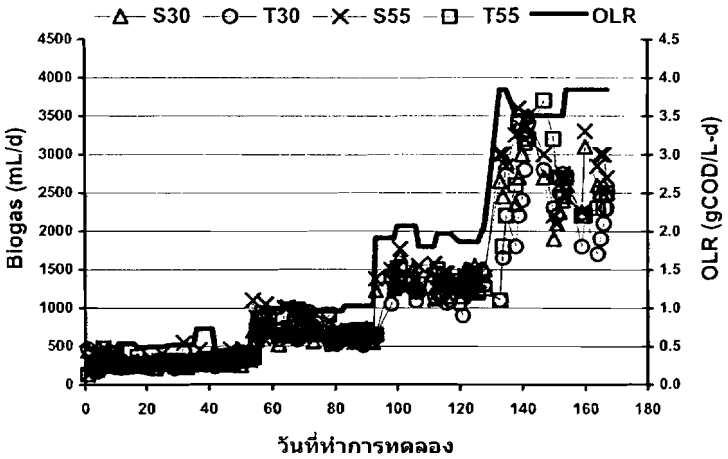
4.3 ประสิทธิภาพของระบบ

4.3.1 การผลิตก๊าซชีวภาพ

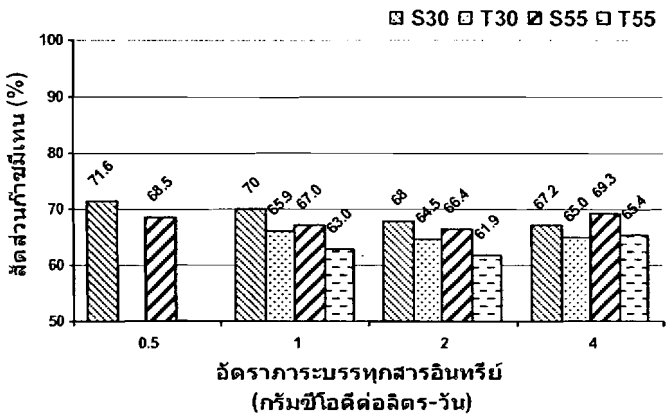
ก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากถังปฏิกรณ์จะถูกเก็บรวบรวมไว้ในอุปกรณ์กักเก็บก๊าซโดยใช้วิธีแทนที่น้ำและทำการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ต่อวัน ซึ่งในระบบสองขั้นตอนจะทำการเก็บก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากถังปฏิกรณ์ผลิตกรดและถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนแยกออกจากกัน โดยในช่วงเริ่มต้นถึงวันที่ 72 ของการทดลอง พีเอชในถังปฏิกรณ์ผลิตกรดยังมีค่าเป็นกลางอยู่ พบว่าถังปฏิกรณ์ผลิตกรดยังสามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ ดังนั้นในช่วงแรกนี้ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบสองขั้นตอนจึงเป็นผลรวมของก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากถังปฏิกรณ์ผลิตกรดและถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทน แต่หลังจากวันที่ 72 ของการทดลอง พีเอชในถังปฏิกรณ์ผลิตกรดมีค่าลดลงจนมีสภาพเป็นกรด พบว่าถังปฏิกรณ์ผลิตกรดสามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ปริมาณเพียงเล็กน้อยเท่านั้นและไม่มีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนอยู่เลย ซึ่งงานวิจัยนี้ให้ความสำคัญไปที่ก๊าซมีเทนที่ผลิตได้เท่านั้น ดังนั้นหลังจากวันที่ 72 ของการทดลอง ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบสองขั้นตอนจึงเป็นปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนเท่านั้น (ตารางที่ ค.10)

4.3.1.1 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ

ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production) เป็นปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบในแต่ละวัน (ตารางที่ ค.10) ซึ่งผลการทดลองที่ได้แสดงดังรูปที่ 4.6 จากกราฟจะเห็นว่าปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพจากทั้ง 4 ระบบ จะมีปริมาณเพิ่มมากขึ้นตาม OLR ที่เพิ่มสูงขึ้น นั่นก็เนื่องมาจากสารอินทรีย์ที่ถูกป้อนเข้าระบบมีปริมาณมากขึ้น จึงถูกย่อยสลายไปเป็นก๊าซชีวภาพได้เพิ่มสูงขึ้นนั่นเอง ซึ่งก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากแต่ละระบบมีสัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพ (ตารางที่ ค.12) แสดงดังรูปที่ 4.7 โดยที่ S30, T30, S55 และ T55 มีสัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพเฉลี่ยตลอดการทดลองเท่ากับร้อยละ 69, 65, 68 และ 63 ตามลำดับ



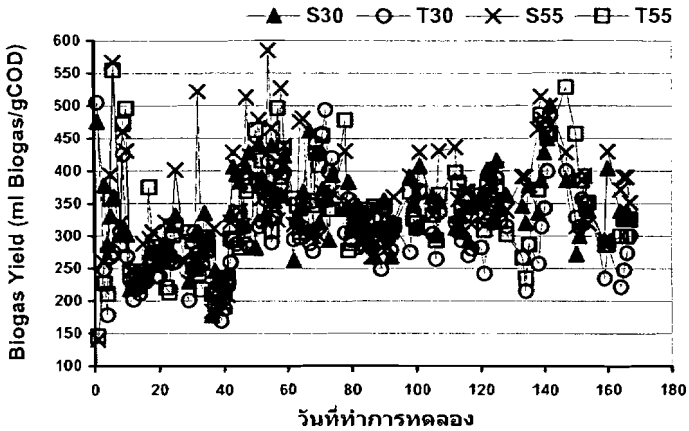
รูปที่ 4.6 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่อปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ



รูปที่ 4.7 สัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพ

4.3.1.2 ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ

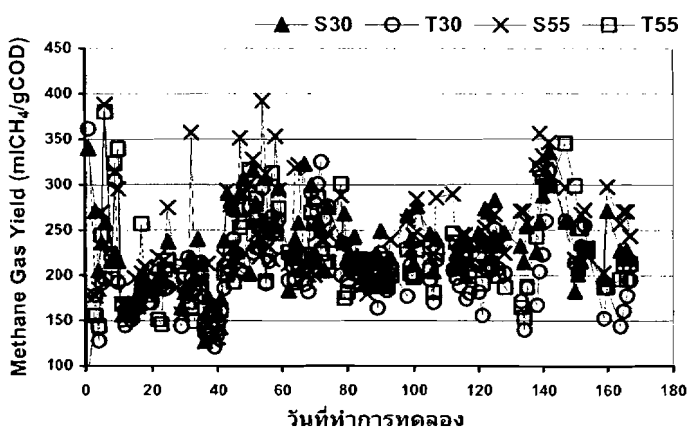
เมื่อพิจารณาถึงปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ต่อวันเทียบกับปริมาณสารอินทรีย์ที่ป้อนเข้าสู่ระบบต่อวัน สามารถคำนวณและรายงานผลไว้ในรูปของศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Yield) ได้ (ตารางที่ ค.12) แสดงดังรูปที่ 4.8 ซึ่งพบว่า S30, T30, S55 และ T55 มีศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพเฉลี่ยตลอดการทดลองเท่ากับ 335, 311, 358 และ 347 มิลลิลิตรก๊าซชีวภาพต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับ



รูปที่ 4.8 ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ

4.3.1.3 ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน

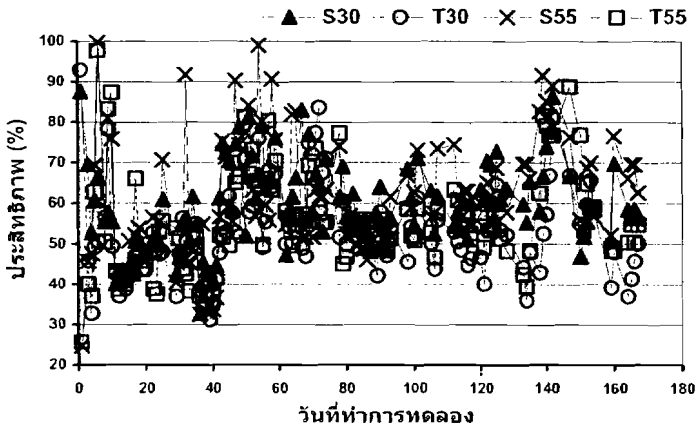
เมื่อพิจารณาถึงศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของระบบร่วมกับสัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพ สามารถรายงานได้ในรูปของศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (Methane Gas Yield) ของระบบ (ตารางที่ ค.13) แสดงดังรูปที่ 4.9 โดยที่ S30, T30, S55 และ T55 มีศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนเฉลี่ยตลอดการทดลองเท่ากับ 231, 207, 243 และ 224 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับ ซึ่งพบว่าศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนเฉลี่ยในแต่ละอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ สำหรับ S30, S55 และ T55 มีค่าสูงสุดที่ OLR 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ซึ่งมีค่าเท่ากับ 240, 276 และ 251 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัม ซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับ ส่วน T30 มีค่าสูงสุดที่ OLR 1 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน เท่ากับ 229 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ



รูปที่ 4.9 ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน

4.3.2 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน

สารอินทรีย์ในน้ำเสียที่ถูกกำจัดในระบบผลิตก๊าซชีวภาพนั้น ส่วนใหญ่จะถูกเปลี่ยนไปอยู่ในรูปของก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ ซึ่งก๊าซมีเทนนับว่าเป็นผลิตภัณฑ์หลักที่ได้จากการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายในระบบ โดยที่ก๊าซมีเทนที่ผลิตได้ปริมาตร 388 มิลลิลิตร ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส นั้นจะสมมูลกับสารอินทรีย์ (ซีโอดี) ที่ถูกกำจัดไปปริมาณ 1 กรัม [8] จากสัดส่วนนี้สามารถนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนได้ โดยการเปรียบเทียบระหว่างปริมาณสารอินทรีย์ที่ถูกย่อยสลายเปลี่ยนไปเป็นก๊าซมีเทนต่อวันกับปริมาณสารอินทรีย์ที่ป้อนเข้าสู่ระบบต่อวัน (วิธีการคำนวณแสดงดังภาคผนวก ข.3) ซึ่งค่าประสิทธิภาพที่ได้นี้นับว่าเป็นพารามิเตอร์ที่เป็นตัวชี้วัดประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ของระบบได้เป็นอย่างดี เนื่องจากในงานวิจัยนี้สารอินทรีย์ที่อยู่ในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบส่วนใหญ่อยู่ในรูปของแข็งแขวนลอยที่ไม่ละลายน้ำ ซึ่งส่วนหนึ่งจะถูกย่อยสลายเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพ แต่บางส่วนที่ไม่ถูกย่อยสลายก็จะตกตะกอนสะสมอยู่ในระบบไม่ได้ถูกกำจัดไปแต่อย่างใด ผลการวิเคราะห์ที่ได้ (ตารางที่ ค.14) แสดงดังรูปที่ 4.10 จากผลการทดลองพบว่าระบบ S30, T30, S55 และ T55 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนโดยเฉลี่ยตลอดการทดลองเท่ากับร้อยละ 59, 53, 62 และ 58 ตามลำดับ

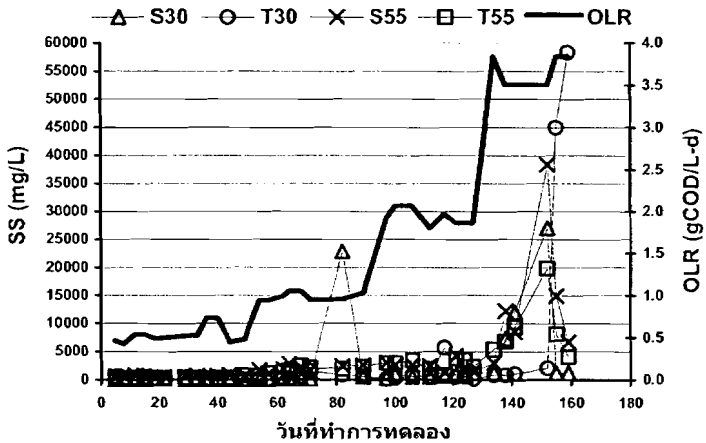


รูปที่ 4.10 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน

4.3.3 การตกตะกอน

ปริมาณของแข็งแขวนลอยที่หลุดออกไปกับน้ำออกจากถังปฏิกรณ์ สามารถตรวจวัดได้ด้วยปริมาณของแข็งแขวนลอยและของแข็งแขวนลอยระเหย พารามิเตอร์ทั้งสองตัวนี้สามารถใช้เป็นตัวชี้วัดถึงปริมาณของแข็งที่เป็นสารประกอบอนินทรีย์และสารประกอบอินทรีย์ที่อยู่ในน้ำเสียซึ่งเป็นตัวบ่งชี้ถึงความสามารถในการตกตะกอนของของแข็งแขวนลอยในถังปฏิกรณ์ได้ ของแข็งแขวนลอยระเหยซึ่งเป็นสารอินทรีย์นี้เป็นส่วนที่สำคัญเนื่องจากประกอบไปด้วย กากตะกอนของเสียและตะกอนจุลินทรีย์

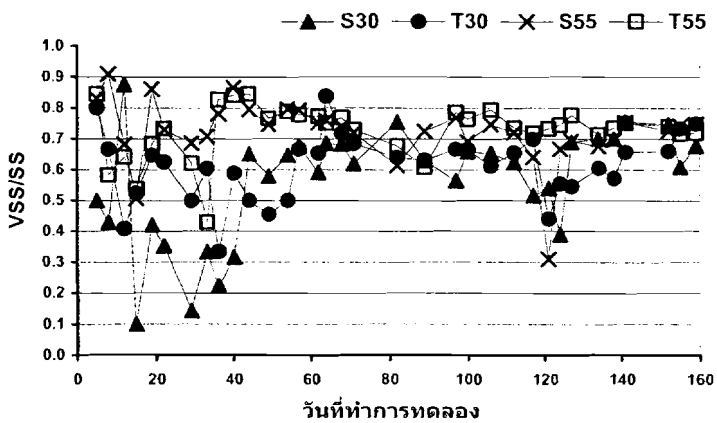
ดังนั้นหากระบบมีปริมาณของแข็งแขวนลอยหลุดออกไปกับน้ำเสียจำนวนมาก นั่นก็หมายความว่าระบบมีความสามารถในการตกตะกอนที่ไม่ดี ทำให้การกักเก็บตะกอนจุลินทรีย์ไว้ในระบบนั้นทำได้ค่อนข้างยาก จนอาจทำให้ประสิทธิภาพของระบบลดลงได้ อีกทั้งยังทำให้มีสารอินทรีย์หลุดออกไปกับน้ำเสียในปริมาณมาก ส่งผลให้มีค่าซีโอดีในน้ำเสียเพิ่มสูงขึ้น ผลการวิเคราะห์ปริมาณของแข็งแขวนลอยและสัดส่วนระหว่างปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยต่อปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์ (ตารางที่ ค.15 – ค.17) แสดงดังรูปที่ 4.11 – 4.12



รูปที่ 4.11 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่อปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากระบบ

จากรูปที่ 4.11 จะเห็นว่าปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจะมีค่าเพิ่มสูงขึ้นตามอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เพิ่มขึ้น โดยในช่วงแรกของการทดลอง ที่ OLR 0.5 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ทั้ง 4 ระบบ มีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกค่อนข้างต่ำ ซึ่งถังปฏิกรณ์ที่เดินระบบที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส จะมีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกเพียง 30 – 255 มิลลิกรัมต่อลิตร เท่านั้น ส่วนถังปฏิกรณ์ที่เดินระบบที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส จะมีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกเพียง 300 – 830 มิลลิกรัมต่อลิตร แต่เมื่อ OLR เพิ่มสูงขึ้นถึง 1 – 2 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ก็จะพบว่า ระบบที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส มีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกเพิ่มสูงขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ซึ่งโดยส่วนมากก็ยังไม่เกิน 1,000 มิลลิกรัมต่อลิตร แต่ก็จะมีเพียงบางครั้งเท่านั้นที่มีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกสูงถึง 20,000 มิลลิกรัมต่อลิตร นั่นก็เนื่องมาจากระบบยังไม่สามารถย่อยสลายน้ำเสียในระบบได้อย่างสมบูรณ์ ทำให้เกิดตะกอนลอยจากก๊าซชีวภาพที่ยังคงมีการผลิตขึ้นอีกอย่างต่อเนื่อง การตกตะกอนจึงทำได้ยาก ส่งผลให้ตะกอนหลุดออกไปกับน้ำออกในปริมาณมาก ส่วนระบบที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส ก็มีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกเพิ่มขึ้นเช่นเดียวกัน แต่มีปริมาณเพิ่มสูงขึ้นถึง 1,000 – 4,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และเมื่อเพิ่ม OLR ไปถึง 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-

วัน ทั้ง 4 ระบบ จะมีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกเพิ่มขึ้นมาก โดยที่ในบางวันจะมีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกถึง 10,000 – 60,000 มิลลิกรัมต่อลิตรเลยทีเดียว โดยเฉพาะอย่างยิ่งระบบ T30 พบว่ามีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกสูงถึงเกือบ 60,000 มิลลิกรัมต่อลิตร เนื่องจากเมื่อหยุดการกวนผสมแล้วปล่อยให้ตกตะกอน พบว่าแทบจะไม่เกิดการตกตะกอนเลย ซึ่งสาเหตุที่ทำให้ไม่เกิดการตกตะกอนในถังปฏิกณ์นั้นก็เนื่องมาจาก OLR ที่เพิ่มสูงขึ้น จะมีปริมาณสารอินทรีย์ที่เข้าระบบเพิ่มมากขึ้น จนระบบไม่สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ในปริมาณมากนี้ได้อย่างสมบูรณ์ เมื่อปล่อยให้เกิดการตกตะกอน แล้วตะกอนรวมตัวกัน ก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจากกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ยังคงเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่อง ก็จะส่งผลให้เกิดการลอยตัวของตะกอน นอกจากนี้การสะสมของกากตะกอนที่ไม่ถูกย่อยสลาย แล้วตกสะสมอยู่ในระบบตั้งแต่เริ่มต้นเดินระบบโดยไม่มีการระบายตะกอนออก จึงส่งผลให้ในถังปฏิกรณ์มีปริมาณของกากตะกอนสะสมอยู่เป็นจำนวนมาก ก็เป็นสาเหตุหนึ่งที่ทำให้การตกตะกอนทำได้ค่อนข้างยาก



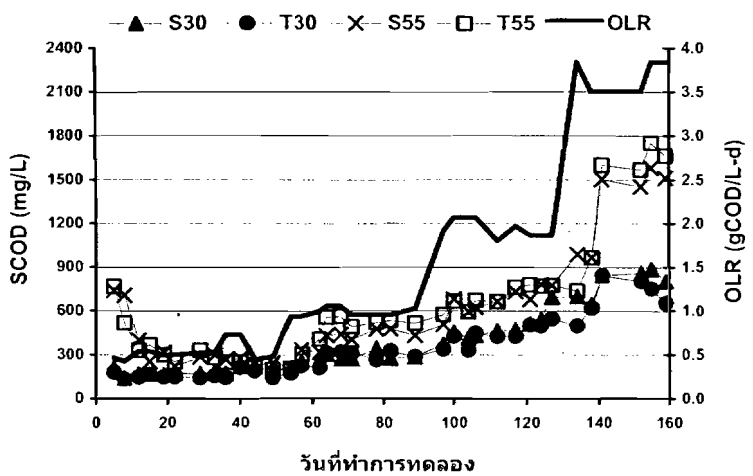
รูปที่ 4.12 สัดส่วนระหว่างปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยต่อปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์

และจากรูปที่ 4.12 จะเห็นว่าในช่วง 50 วันแรกของการทดลอง ระบบ S30 และ T30 มีสัดส่วนระหว่างปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยต่อปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์ค่อนข้างต่ำ แสดงว่าระบบสามารถตกตะกอนได้ดี ของแข็งแขวนลอยที่ออกจากระบบส่วนใหญ่เป็นสารอนินทรีย์ ซึ่งไม่ใช่กากตะกอนส่วนที่ไม่ถูกย่อยสลายและตะกอนจุลินทรีย์ ส่วนระบบ S55 และ T55 มีสัดส่วนค่อนข้างสูง นั่นก็หมายความว่า ของแข็งแขวนลอยที่ออกจากระบบส่วนใหญ่เป็นสารอินทรีย์ ซึ่งก็คือกากตะกอนส่วนหนึ่งที่ไม่ถูกย่อยสลายและตะกอนจุลินทรีย์ แต่หลังจากวันที่ 50 ของการทดลองเป็นต้นไป พบว่าทั้ง 4 ระบบ จะมีสัดส่วนที่ค่อนข้างสูงเช่นเดียวกัน ซึ่งอยู่ในช่วง 0.6 – 0.8 ของแข็ง

แขวนลอยที่ออกจากระบบส่วนใหญ่จึงเป็นสารอินทรีย์ ซึ่งก็คือกากตะกอนส่วนหนึ่งที่ไม่ถูกย่อยสลายและตะกอนจุลินทรีย์

4.4 การเปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบ

จากผลการทดลองที่ผ่านมาในช่วง 160 วัน พบว่าทั้ง 4 ระบบ ได้แก่ ระบบ S30, T30, S55 และ T55 ซึ่งเดินระบบในสภาวะที่แตกต่างกัน พบว่าแต่ละระบบมีประสิทธิภาพที่แตกต่างกัน โดยที่ระบบ S55 มีศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนโดยเฉลี่ยตลอดการทดลองสูงสุดเท่ากับ 243 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ รองลงมาเป็นระบบ S30, T55 และ T30 ตามลำดับ ซึ่งมีศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนโดยเฉลี่ยตลอดการทดลองเท่ากับ 231, 224 และ 207 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับ โดยที่ทั้ง 4 ระบบ สามารถรองรับ OLR ได้ถึง 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน แต่อย่างไรก็ดี จะเห็นว่าที่ OLR สูงนี้ การเดินระบบทำได้ยากขึ้น ดังจะเห็นได้จากรูปที่ 4.11 ซึ่งพบว่าที่ OLR สูงสุด ความสามารถในการตกตะกอนของทั้ง 4 ระบบลดลง ทำให้มีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ตะกอนจุลิทรีย์ออกจากระบบและมีปริมาณสารอินทรีย์ในน้ำออกสูงขึ้น และจากรูปที่ 4.4 และ 4.13 จะพบอีกว่าปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายและปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำในน้ำออกก็เพิ่มสูงขึ้นเช่นเดียวกันที่ OLR นี้

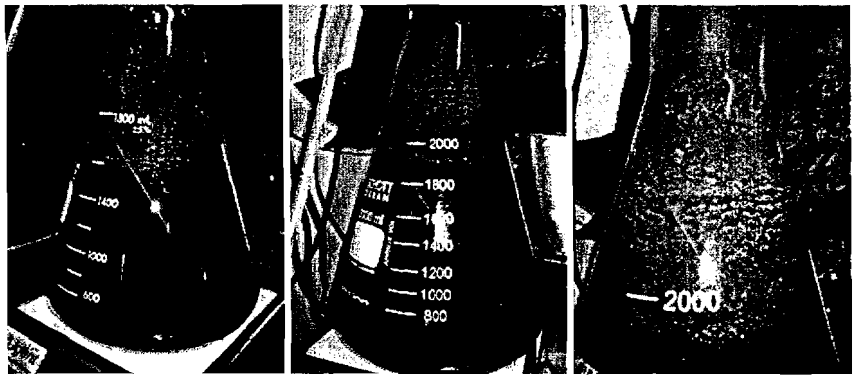


รูปที่ 4.13 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่อค่าซีโอดีละลายในน้ำออกจากระบบ

4.4.1 ผลของอุณหภูมิ

เมื่อเปรียบเทียบผลของอุณหภูมิในการเดินระบบจะพบว่า ระบบที่ 55 องศาเซลเซียส (S55 และ T55) มีประสิทธิภาพซึ่งในที่นี้จะมุ่งเน้นไปที่ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน ที่สูงกว่าระบบที่ 30 องศาเซลเซียส (S30 และ T30) เนื่องจากแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนที่อุณหภูมิสูง (55 องศาเซลเซียส) มีอัตราการ

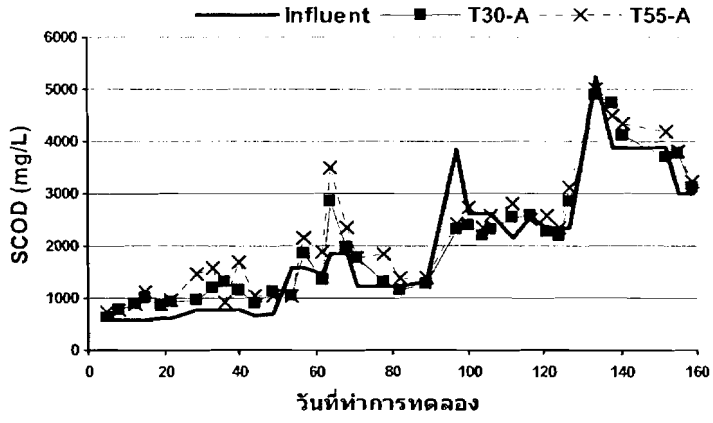
ย่อยสลายสารอาหารได้เร็วกว่าแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนที่อุณหภูมิปานกลาง (30 องศาเซลเซียส) [8, 11, 12, 20] โดยที่ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนของระบบ S55 มากกว่า S30 ซึ่งมีค่าเท่ากับ 243 และ 231 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับ และระบบ T55 มากกว่า T30 ซึ่งมีค่าเท่ากับ 224 และ 207 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับ นอกจากนั้นยังพบอีกว่าการเดินระบบที่ OLR 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน ระบบที่อุณภูมิ 30 องศาเซลเซียส จะมีชั้นสกัมเป็นชั้นหนาที่ผิวหน้าของน้ำเสียในถังปฏิกรณ์ แสดงดังรูปที่ 4.14 ซึ่งอาจส่งผลทำให้ประสิทธิภาพของระบบลดลงได้ ส่วนระบบที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส จะเกิดชั้นสกัมเพียงเล็กน้อยเท่านั้น



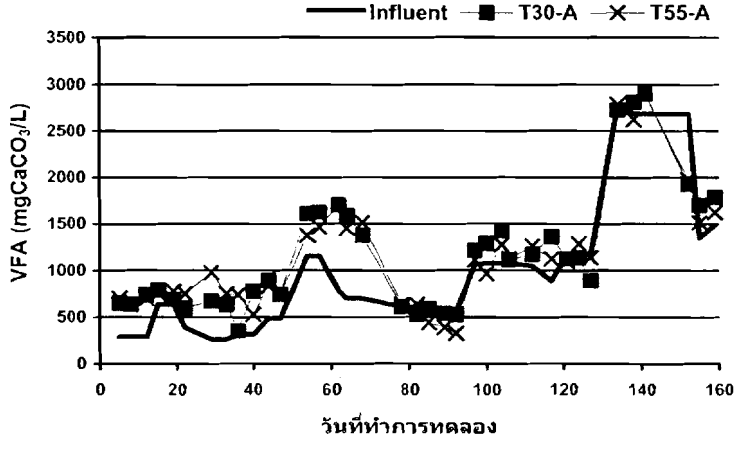
รูปที่ 4.14 การเกิดชั้นสกัมในถังปฏิกรณ์ที่ 30 องศาเซลเซียส

4.4.2 ผลของชนิดถังปฏิกรณ์

เมื่อพิจารณาเปรียบเทียบชนิดของถังปฏิกรณ์ก็จะพบว่า ระบบขั้นตอนเดียว (S30 และ S55) มีประสิทธิภาพสูงกว่าระบบสองขั้นตอน (T30 และ T55) โดยที่ประสิทธิภาพของ S30 มากกว่า T30 ซึ่งมีค่าเท่ากับ 231 และ 207 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับ และ S55 มากกว่า T55 ซึ่งมีค่าเท่ากับ 243 และ 224 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับเนื่องจากในระบบสองขั้นตอนจะมีถังปฏิกรณ์ผลิตกรด (T30-A และ T55-A) ไว้สำหรับย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ไม่ละลายน้ำ ให้เป็นสารอินทรีย์ที่ละลายน้ำและเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหยง่ายก่อนที่จะส่งต่อไปยังถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทน แต่พบว่าหลังจากวันที่ 72 ของการทดลอง ภายในถังปฏิกรณ์ผลิตกรดมีสภาพเป็นกรด ค่าพีเอชอยู่ในช่วง 4.8 – 5.8 ไม่ได้มีส่วนช่วยในการย่อยสลายกากตะกอนซึ่งมีองค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นกากใยพวกเซลลูโลส [4, 5, 6] ซึ่งไม่ละลายน้ำและสารอินทรีย์อื่นๆ ที่ไม่ละลายน้ำให้อยู่ในรูปสารอินทรีย์ละลายน้ำและกรดไขมันระเหยง่ายก่อนที่จะป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทน (T30-M และ T55-M) แสดงดังรูปที่ 4.15 และ 4.16



รูปที่ 4.15 ค่าซีโอดีละลายในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ (Influent) และค่าซีโอดีละลายในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรด



รูปที่ 4.16 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ (Influent) และปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำออกจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรด

จากรูปที่ 4.15 และ 4.16 แสดงให้เห็นว่าหลังจากวันที่ 72 ของการทดลอง ปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (ซีโอดีละลาย) ในน้ำเสียเมื่อผ่านการย่อยสลายจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรดมีค่าเพิ่มขึ้นจากก่อนป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์เพียงเล็กน้อยเท่านั้นหรือแทบจะไม่เพิ่มขึ้นเลย ส่วนปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรดก็เพิ่มขึ้นจากปริมาณในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์เพียงเล็กน้อยเท่านั้นเช่นเดียวกัน ในขณะที่ช่วงเริ่มต้นเดินระบบถึงวันที่ 72 ของการทดลอง ภายในถังปฏิกรณ์ผลิตกรดยังมีสภาพเป็นกลางอยู่ พบว่าถังปฏิกรณ์ผลิตกรดยังมีส่วนช่วยในการย่อยสลายสารอินทรีย์ ทำให้น้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์มีปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำและกรดไขมันระเหยง่ายเพิ่มขึ้นจากปริมาณในน้ำที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ ซึ่งตรงกับหลายงานวิจัยที่ได้รายงานไว้ว่าค่าพีเอช

ของสภาพแวดล้อมที่เหมาะสมในการย่อยสลายน้ำเสียที่มีองค์ประกอบเป็นพวกเซลลูโลสภายใต้สภาวะไร้อากาศควรมีค่าอยู่ในช่วง 6.8 – 7.4 และจะมีความสามารถในการย่อยสลายลดลงเมื่อค่าพีเอชลดลง [23, 24, 25, 26] ด้วยเหตุนี้ประกอบกับในถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนของระบบสองขั้นตอนมีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเพียง 8 วัน ซึ่งน้อยกว่าถังปฏิกรณ์ของระบบขั้นตอนเดียว (10 วัน) ทำให้จุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนมีระยะเวลาในการย่อยสลายสารอินทรีย์สั้นกว่าถังปฏิกรณ์ของระบบขั้นตอนเดียว จึงส่งผลให้ระบบสองขั้นตอนมีประสิทธิภาพที่ต่ำกว่าระบบขั้นตอนเดียว

4.5 ปริมาณและคุณภาพตะกอนจุลินทรีย์

ปริมาณและคุณภาพของตะกอนจุลินทรีย์ภายในถังปฏิกรณ์เป็นพารามิเตอร์ที่สามารถบอกถึงคุณภาพและประสิทธิภาพของระบบได้เป็นอย่างดี ในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ดังกล่าวในช่วงสิ้นสุดการทดลองเพื่อบ่งชี้ถึงคุณภาพของระบบหลังจากผ่านการเดินระบบมาเป็นระยะเวลาหนึ่ง

4.5.1 ปริมาณตะกอนจุลินทรีย์

ปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยใช้เป็นตัวแทนของปริมาณตะกอนจุลินทรีย์ ซึ่งผลการวิเคราะห์ปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยภายในถังปฏิกรณ์แสดงดังตารางที่ 4.7

ตารางที่ 4.7 ปริมาณและคุณภาพของตะกอนจุลินทรีย์ในแต่ละถังปฏิกรณ์

ถังปฏิกรณ์	ปริมาณตะกอนจุลินทรีย์ (gVSS)	SMA (gCOD/gVSS-d)	
		Acetic Acid	Decantered Cake
S 30	59.93	0.033	0.054
T30-A	9.13	0	0
T30-M	51.31	0.046	0.066
S 55	86.33	0.056	0.085
T55-A	9.78	0	0
T55-M	83.39	0.047	0.075

จากตารางที่ 4.7 พบว่าในถังปฏิกรณ์ S30, T30-M, S55 และ T55-M มีปริมาณตะกอนจุลินทรีย์ค่อนข้างสูง เนื่องจากถังปฏิกรณ์ทั้ง 4 ใบนี้ไม่ได้มีการควบคุมปริมาณตะกอน กล่าวคือไม่มีการระบายตะกอนส่วนเกินออกจากถังปฏิกรณ์ ดังนั้นจึงเกิดการสะสมของตะกอนจุลินทรีย์และกากตะกอนส่วนที่ไม่ได้ถูกย่อยสลายตั้งแต่เริ่มจนถึงสิ้นสุดการทดลอง ส่วนในถังปฏิกรณ์ T30-A และ T55-A มี

ปริมาณตะกอนไม่มากนัก เนื่องจากถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ใบนี้ เดินระบบแบบกึ่งต่อเนื่อง (ไม่หยุดการกวนผสมก่อนระบายน้ำออก) โดยมีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียเท่ากับ 2 วัน ดังนั้นจึงเท่ากับมีระยะเวลากักเก็บตะกอนเท่ากับ 2 วันเช่นเดียวกัน จึงไม่มีการสะสมของตะกอนจุลินทรีย์และกากตะกอนส่วนที่ไม่ได้ถูกย่อยสลาย ซึ่งกากตะกอนที่อยู่ในถังปฏิกรณ์นี้ส่วนใหญ่จึงน่าจะเป็นกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์

4.5.2 คุณภาพตะกอนจุลินทรีย์

คุณภาพของตะกอนจุลินทรีย์นั้นแทนด้วยค่าความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทน (SMA) ซึ่งวิเคราะห์ด้วยสารอาหารที่แตกต่างกัน 2 ชนิด คือ กรดอะซิติก (Acetic Acid) และกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม (Decantered Cake) ผลที่ได้แสดงดังตารางที่ 4.7 สำหรับถังปฏิกรณ์ T30-A และ T55-A ค่า SMA (จากสารอาหารทั้งสองชนิด) ของตะกอนจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ทั้งสองใบนี้พบว่ามีค่าเป็นศูนย์ เนื่องจากถังปฏิกรณ์ทั้งสองใบนี้ เป็นถังปฏิกรณ์ผลิตกรด ซึ่งมีค่าพีเอชในถังปฏิกรณ์เป็นกรด แบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนจึงไม่สามารถอาศัยและเจริญเติบโตอยู่ได้ ส่วนค่า SMA (กรดอะซิติก) ของตะกอนจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ S30 แล T30-M ซึ่งเดินระบบที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส มีค่าลดลงเล็กน้อยจากค่าเมื่อเริ่มต้นการทดลอง (ตารางที่ 4.2) ของตะกอนจุลินทรีย์ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส นั่นก็เนื่องมาจากแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนในถังปฏิกรณ์ทั้งสองใบนี้ไม่ได้มีการพัฒนาศักยภาพจากตอนเริ่มต้นเลย หรืออาจเนื่องมาจากปริมาณของตะกอนส่วนใหญ่ในถังปฏิกรณ์ เป็นกากตะกอนส่วนที่ไม่ได้ถูกย่อยสลายตกสะสมอยู่ มิได้เป็นตะกอนจุลินทรีย์เสียทั้งหมด แต่หากสังเกตที่ค่า SMA (กากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) จะพบว่ามากกว่าค่า SMA (กรดอะซิติก) นั่นก็อาจเนื่องมาจากแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนที่เป็นองค์ประกอบของตะกอนจุลินทรีย์ส่วนใหญ่ในถังปฏิกรณ์ ไม่ได้เป็นแบคทีเรียผลิตก๊าซมีเทนชนิดที่ใช้กรดอะซิติกเป็นซับสเตรตในการผลิตก๊าซมีเทนแต่อาจเป็นแบคทีเรียผลิตก๊าซมีเทนชนิดอื่นซึ่งใช้ซับสเตรตอื่นๆ นอกเหนือจากกรดอะซิติก อาทิเช่น เมทานอล, ฟอร์เมท, ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และ ก๊าซไฮโดรเจน เป็นต้น เป็นซับสเตรตในการผลิตก๊าซมีเทน [10, 11, 12] ซึ่งการย่อยสลายกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มนั้นจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นทั้งกรดอะซิติกและซับสเตรตชนิดอื่นๆ จึงทำให้แบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนมีซับสเตรทให้ใช้มากกว่ากรดอะซิติกเพียงชนิดเดียว ค่า SMA (กากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) จึงมีค่ามากกว่า SMA (กรดอะซิติก) ส่วนค่า SMA (กรดอะซิติก) ของตะกอนจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ S55 แล T55-M ซึ่งเดินระบบที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส มีค่าเพิ่มขึ้นจากค่าเมื่อเริ่มต้นการทดลอง (ตารางที่ 4.2) ของตะกอนจุลินทรีย์ที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส หมายความว่า แบคทีเรียในถังปฏิกรณ์ทั้งสองถังนี้มีการพัฒนาศักยภาพให้สามารถทำงานได้ดีขึ้น และเมื่อสังเกตที่ SMA (กากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) จะพบว่ามากกว่าค่า SMA (กรดอะซิติก) ค่อนข้างมาก นั่นก็ด้วยเหตุผลเช่นเดียวกันกับดังที่กล่าวไว้แล้วข้างต้น และเมื่อพิจารณาเปรียบเทียบ

ระหว่างแบคทีเรียในถังปฏิกรณ์ที่เดินระบบที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส จะพบว่าค่า SMA (กรดอะซิติกและกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) ของตะกอนจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส จะมีค่ามากกว่าถังปฏิกรณ์ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส เนื่องจากแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนที่อุณหภูมิสูง (55 องศาเซลเซียส) มีอัตราการย่อยสลายสารอาหารได้เร็วกว่าแบคทีเรียกลุ่มผลิตก๊าซมีเทนที่อุณหภูมิปานกลาง (30 องศาเซลเซียส) [8, 11, 12, 20]

4.4.3 ความสามารถในการรองรับสารอินทรีย์ของระบบ

เมื่อนำปริมาณตะกอนจุลินทรีย์และคุณภาพของตะกอนจุลินทรีย์ภายในระบบมาคูณกัน ก็สามารถคำนวณหาความสามารถในการรองรับสารอินทรีย์ของระบบ (Loading Capacity) ได้ โดยจะใช้ค่าของถังปฏิกรณ์ T30-M และ T55-M เป็นตัวแทนของระบบ T30 และ T55 ตามลำดับ เนื่องจากในถังปฏิกรณ์ T30-A และ T55-A มีค่า SMA เป็นศูนย์ ผลที่ได้แสดงดังตารางที่ 4.8 จากความสามารถในการรองรับสารอินทรีย์ของระบบที่คำนวณจากค่า SMA (กากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) พบว่าค่อนข้างมีความสอดคล้องกับประสิทธิภาพของระบบ กล่าวคือ จะเห็นว่าระบบขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนที่ 30 องศาเซียส สามารถรองรับปริมาณสารอินทรีย์ได้สูงสุดเพียง 3.21 และ 3.37 กรัมซีโอดีต่อวัน ตามลำดับ ซึ่งพบว่าเมื่อเดินระบบที่ OLR 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน จะมีปริมาณสารอินทรีย์เข้าระบบถึง 8 กรัมซีโอดีต่อวัน ซึ่งมากกว่าความสามารถในการรองรับสารอินทรีย์ของระบบ จึงสังเกตเห็นว่าที่ OLR นี้การเดินระบบจึงทำได้ค่อนข้างยากและประสิทธิภาพของระบบก็ยังลดลงอีกด้วย ส่วนระบบขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอนที่ 55 องศาเซียส สามารถรองรับปริมาณสารอินทรีย์ได้สูงสุด 7.35 และ 6.25 กรัมซีโอดีต่อวัน ตามลำดับ เมื่อเดินระบบที่ OLR 4 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน จะมีปริมาณสารอินทรีย์เข้าระบบถึง 8 กรัมซีโอดีต่อวัน ซึ่งใกล้เคียงกับความสามารถในการรองรับสารอินทรีย์ของระบบ ที่ OLR นี้ระบบจึงยังพอที่จะเดินระบบต่อไปได้โดยที่ประสิทธิภาพไม่ลดลง

ตารางที่ 4.8 ความสามารถในการรองรับสารอินทรีย์ของระบบ

ระบบ	Loading Capacity (gCOD/d)	
	SMA (Acetic Acid)	SMA (Decantered Cake)
S30	1.96	3.21
T30	2.37	3.37
S55	4.80	7.35
T55	3.93	6.25

บทที่ 5 สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการทดลอง

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาผลของชนิดถังปฏิกรณ์ต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ด้วยระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์แบบขั้นตอนเดียวและแบบสองขั้นตอน เดินระบบที่ช่วงอุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส รวมเป็นทั้งหมด 4 ชุดการทดลอง โดยทำการทดลองเดินระบบที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เท่ากับ 0.5 – 4.0 กรัมซีโอดีต่อลิตร-วัน สามารถสรุปผลการทดลองที่ได้ ดังต่อไปนี้

1. กากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มสามารถนำมาใช้ผลิตก๊าซชีวภาพด้วยระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ทั้งแบบขั้นตอนเดียวและแบบสองขั้นตอนได้อย่างมีประสิทธิภาพ

2. ระบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส, ระบบสองขั้นตอนที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส, ระบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียสและระบบสองขั้นตอนที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส มีศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนเท่ากับ 231, 207, 243 และ 224 มิลลิลิตรก๊าซมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ตามลำดับ และมีประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนเท่ากับร้อยละ 59, 53, 62 และ 58 ตามลำดับ

3. สำหรับถังปฏิกรณ์ที่มีอุณหภูมิในการเดินระบบเดียวกันพบว่า ระบบขั้นตอนเดียวมีประสิทธิภาพสูงกว่าระบบสองขั้นตอน เนื่องจากถังปฏิกรณ์ผลิตกรดในระบบสองขั้นตอนไม่ได้มีส่วนช่วยในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสีย ประกอบกับถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนในระบบสองขั้นตอนนั้นมีระยะเวลากักเก็บน้ำเสียที่สั้นกว่าถังปฏิกรณ์ในระบบขั้นตอนเดียว ทำให้มีระยะเวลาในการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่สั้นกว่าระบบขั้นตอนเดียว จึงส่งผลให้ระบบสองขั้นตอนมีประสิทธิภาพที่ต่ำกว่า

4. สำหรับถังปฏิกรณ์ชนิดเดียวกัน พบว่าระบบที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส มีประสิทธิภาพสูงกว่าระบบที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส

5. ความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทน (SMA) ของตะกอนจุลินทรีย์ที่ใช้ในระบบ เมื่อเริ่มต้นการทดลองมีค่าเท่ากับ 0.050 และ 0.037 กรัมซีโอดีต่อกรัมของแข็งแขวนลอยละเหย – วัน สำหรับตะกอนจุลินทรีย์ที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส ตามลำดับ และหลังจากทำการเดินระบบไปได้ 170 วัน พบว่าตะกอนจุลินทรีย์ในระบบที่อุณหภูมิ 30 และ 55 องศาเซลเซียส มีค่า SMA

(Acetic acid) เท่ากับ 0.033 – 0.046 และ 0.047 – 0.056 กรัมซีโอดีต่อกรัมของแข็งแขวนลอยละเหย – วัน ตามลำดับ และ SMA (Decantered Cake) เท่ากับ 0.054 – 0.066 และ 0.075 – 0.085 กรัมซีโอดีต่อกรัมของแข็งแขวนลอยละเหย – วัน ตามลำดับ

6. กากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีสัดส่วน COD: N: P เท่ากับ 700: 3.5: 1.2 ซึ่งถือว่าใกล้เคียงกับสัดส่วนที่แอนแอโรบิคแบคทีเรียต้องการ ดังนั้นในการเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนชนิดนี้จึงไม่จำเป็นต้องเติมสารอาหารไนโตรเจนและฟอสฟอรัสเสริมให้กับระบบอีกแต่อย่างใด

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. ควรใช้ระยะเวลาในการทดลองเดินระบบนานกว่านี้ เนื่องจากน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบมีปริมาณของแข็งแขวนลอยค่อนข้างสูง บางส่วนของน้ำเสียซึ่งเป็นของแข็งที่ไม่ถูกย่อยสลายก็จะตกสะสมอยู่ในถังปฏิกรณ์ ประกอบกับการเดินระบบในงานวิจัยนี้ไม่ได้มีการควบคุมปริมาณตะกอน กล่าวคือไม่มีการระบายตะกอนออกจากระบบ เมื่อเดินระบบเป็นระยะเวลานาน ปริมาณตะกอนที่สะสมอยู่ในถังปฏิกรณ์อยู่เป็นจำนวนมากนี้อาจส่งผลต่อประสิทธิภาพของระบบได้ อาทิเช่น ความสามารถในการกวนผสมของระบบอาจลดลง หรือการกักเก็บตะกอนจุลินทรีย์ในระบบอาจทำได้ยากขึ้น เป็นต้น ดังนั้นจึงควรใช้ระยะเวลาในการทดลองเดินระบบนานกว่านี้ เพื่อดูถึงผลกระทบที่จะเกิดขึ้นนี้ว่าจะส่งผลต่อประสิทธิภาพของระบบหรือไม่ อีกทั้งระบบผลิตก๊าซชีวภาพที่เดินระบบที่อุณหภูมิสูง ต้องใช้เวลาในการ Start Up เป็นระยะเวลานานหลายเดือน หากใช้ระยะเวลาในการทดลองเดินระบบที่นานกว่านี้ ประสิทธิภาพที่แท้จริงของระบบจึงอาจสูงกว่าประสิทธิภาพของระบบที่ได้จากงานวิจัยนี้

2. ควรทำการทดลองโดยใช้ระยะเวลากักเก็บน้ำเสียอื่นๆ เพิ่มเติมในระบบขั้นตอนเดียวเนื่องจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมีองค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นของแข็งแขวนลอยซึ่งย่อยสลายได้ยาก หากใช้ระยะเวลากักเก็บน้ำเสียที่นานกว่าในงานวิจัยนี้อาจส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพสูงกว่าจากผลการทดลองที่ได้จากงานวิจัยนี้ ส่วนระบบสองขั้นตอนก็ควรทำการทดลองโดยใช้สัดส่วนของระยะเวลากักเก็บน้ำเสียสำหรับถังปฏิกรณ์ผลิตกรดและถังปฏิกรณ์ผลิตก๊าซมีเทนอื่นๆ เพิ่มเติม ซึ่งอาจได้ผลที่แตกต่างไปจากผลการทดลองที่ได้จากงานวิจัยนี้เช่นเดียวกัน และจะได้สัดส่วนของระยะเวลากักเก็บน้ำเสียที่เหมาะสมสำหรับระบบผลิตก๊าซชีวภาพแบบสองขั้นตอนจากกากตะกอนชนิดนี้

3. เนื่องจากการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มด้วยระบบแอนแอโรบิคเอสบีอาร์ (ASBR) เมื่อเดินระบบไปเป็นระยะเวลาหนึ่งจะเกิดการสะสมของกากตะกอนภายในระบบเป็นจำนวนมาก ส่งผลให้การตกตะกอนเพื่อระบายน้ำส่วนใสออกจากระบบทำได้ค่อนข้างยาก หากยิ่งเดิน

ระบบต่อไปเป็นระยะเวลานานอาจทำให้ไม่สามารถเดินระบบด้วยระบบ ASBR ได้ ซึ่งระบบแบบกวนผสมสมบูรณ์ (Continuous Stirrered Tank Reactor, CSTR) มีความเป็นไปได้ที่จะนำมาใช้เดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพได้ง่ายกว่าระบบ ASBR ดังนั้นจึงควรทำการทดลองเปรียบเทียบประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพระหว่างระบบ ASBR และ CSTR ในทั้งระบบขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน

เอกสารอ้างอิง

1. พรชัย เหลืองอาภาพงศ์, 2549, **คัมภีร์ปาล์มน้ำมัน**, พิมพ์ครั้งที่ 1, มติชน, กรุงเทพฯ, หน้า 294-302.

2. ส่วนอนุรักษ์พลังงานและพลังงานหมุนเวียน สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน, 2550, **หนังสือฟ้าสวย น้ำใส ด้วยไบโอแก๊ส**, [Online], Available: http://www.thaibiogas.com/book.php. [2009, February 13].

3. เอกชัย พฤกษ์อำไพ, 2548, **คู่มือปาล์มน้ำมัน**, พิมพ์ครั้งที่ 1, เพ็ท-แพล้น พับลิชชิ่ง, กรุงเทพฯ, หน้า 241-284.

4. Department of Industrial Works, 1997, **Environmental Management Guideline for the Palm Oil Industry**, Thailand.

5. Gutiérrez, L.F., Sánchez, O.J. and Cardona, C.A., 2009, "Process Integration Possibilities for Biodiesel Production from Palm Oil Using Ethanol Obtained from Lignocellulosic Residues of Oil Palm Industry", **Bioresource Technology**, Vol. 100, pp. 1227-1228.

6. Ma, A.N. and Ong, A.S.H., 1985, "Pollution Control in Palm Oil Mills in Malaysia", **JAOCS**, Vol. 62, No. 2, p. 262.

7. Demirer, G.N. and Chen, S., 2005. "Two-Phase Anaerobic Digestion of Unscreened Dairy Manure", **Process Biochemistry**, Vol. 40, pp. 3542-3549.

8. Speece R.E., 1996. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**, USA: Archae Press, Nashville, Tennessee.

9. เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์, 2543, **วิศวกรรมกำจัดน้ำเสีย เล่มที่ 4**, พิมพ์ครั้งที่ 1, กรุงเทพฯ, 645 หน้า.

10. กรมควบคุมมลพิษ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม, 2546, **คู่มือวิชาการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศ เล่มที่ 1**, กรุงเทพฯ.

11. กรมควบคุมมลพิษ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม, 2546, **คู่มือวิชาการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศ เล่มที่ 2**, กรุงเทพฯ.

12. Bitton, G., 2005, **Waste Water Microbiology**, 3rd ed., John Wiley & Sons, Inc., New Jersey, pp. 347-355.

13. ณัฏฐินี ตั้งวรเกษม, 2546, **การไฮโดรไลซิสและการเกิดกรดของผลิตภัณฑ์ประเภทโครงไก่และกระดูกไก่จากโรงงานชำแหละไก่**, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, หน้า 12-14.

14. Clark, B.J. and Morriss. J.M. (Ed.), 1991, **Wastewater Engineering Treatment, Disposal, and Reuse**, McGraw-Hill, Inc., Singapore, pp. 400-402

15. Najafpour, G.D., ZinatiZadeh, A.A.L., Mohamed, A.R., Hasnain Isa, M. and Nasrollahzadeh, H., 2006, "High-Rate Anaerobic Digestion of Palm Oil Mill Effluent in an Upflow Anaerobic Sludge-Fixed Film Bioreactor", **Process Biochemistry**, Vol. 41, pp. 370-379.

16. วรภรณ์ แสงหล่อ, 2549, **การบำบัดน้ำเสียจากน้ำชะกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มโดยระบบบำบัดแบบยูเอเอสบีและแอนแอโรบิคเอสบีอาร์**, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 81 หน้า.

17. Borja, R., Banks, C.J. and Sánchez, E., 1996, "Anaerobic Treatment of Palm Oil Mill Effluent in Two-Stage Up-Flow Anaerobic Blanket (UASB) System", **Journal of Biotechnology**, Vol. 45, pp. 125-135.

18. Blonskaja, V., Menert, A. and Vilu, R., 2003, "Use of Two-Stage Anaerobic Treatment for Distillery Waste", **Advance in Environmental Research**, Vol. 7, pp. 671-678.

19. สนั่น ตั้งสถิตย์, 2538, **การบำบัดของเสียและผลิตพลังงานจากมูลสุกรโดยกระบวนการแอนแอโรบิกแบบ 2 ขั้นตอน**, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม คณะพลังงานและวัสดุ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 106 หน้า.

20. นรากร สุวรรณเอนก, 2550, **ผลของชนิดถังปฏิกรณ์ต่อการย่อยสลายกากมันสำปะหลังแบบไร้อากาศ**, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 101 หน้า.

21. APHA, AWWA & WEF, 1998. **Standard Methods for the Examinatiom of Water and Wastewater**, 20th ed., Washington D.C.

22. ธงชัย พรรณสวัสดิ์ และ วิบูลย์ลักษณ์ วิสุทธิศักดิ์, 2540. **คู่มือวิเคราะห์น้ำเสีย**, พิมพ์ครั้งที่ 3, สมาคมวิศวกรสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย.

23. Jun'Ichi, Y., 2001, [Abstract of "Effects of pH on Cellulose Degradation in Anaerobic Digestion", **Journal of Japan Sewage Works Association**, Vol. 38, No. 466, pp. 150-163], [Electronic], Available: Science Links Japan [2009, February 26].

24. Hu, Z.H., Wang, G. and Yu, H.Q., 2004, "Anaerobic Degradation of Cellulose by Rumen Microorganisms at Various pH Values", **Biochemical Engineering Journal** [Electronic], 2004, Vol. 21, pp. 59-62, Available: Elsevier/Science Direct [2009, February 26].

25. Hu, Z.H., Yu, H.Q. and Zheng, J.C., 2004, "Application of Response Surface Methodology for Optimization of Acidogenesis of Cattail by Rumen Cultures", **Bioresource Technology** [Electronic], 2006, Vol. 97, pp. 2103-2109, Available: Elsevier/Science Direct [2009, February 26].

26. Vinzant, T.B., Adney, W.S., Grohmann, K. and Rivard C.J., 1990, [Abstract of "Aerobic and Anaerobic Digestion of Processed Municipal Solid Waste Effects of Retention Time on Cellulose Degradation Scientific Note ", **Applied Biochemistry and Biotechnology**, Vol. 24-25, pp. 765], [Electronic], Available: Humana Press Inc./SpringerLink [2009, February 26].

ภาคผนวก ก

วิธีการวิเคราะห์

ก.1 การทดสอบความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทน (Specific Methanogenic Activity, SMA) [16]

วิธีการวิเคราะห์ความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทนมีขั้นตอนดังต่อไปนี้

1. เติมตะกอนจุลินทรีย์ที่ต้องการทดสอบประมาณ 20 มิลลิลิตร ลงในขวดซีรัมขนาด 120 มิลลิลิตร บันทึกปริมาณตะกอนจุลินทรีย์ที่เติม
2. วิเคราะห์หาปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหย (VSS) ของตะกอนจุลินทรีย์ เพื่อใช้คำนวณหาปริมาณตะกอนจุลินทรีย์ในขวดซีรัมในหน่วยกรัมของแข็งแขวนลอยระเหย (gVSS)
3. เตรียมสารอาหาร (ในงานวิจัยนี้ใช้กรดอะซิติกและกากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) ที่มีความเข้มข้นของปริมาณซีโอดีที่แตกต่างกันประมาณ 3 – 4 ความเข้มข้น เช่น กรดอะซิติกที่มีความเข้มข้นซีโอดี 500, 1500, 2500 และ 3,500 มิลลิกรัมต่อลิตร เป็นต้น เติมอาหารเสริมตามสูตร Speece แล้วทำการปรับพีเอชให้มีค่าประมาณ 7 ด้วยโซเดียมไบคาร์บอเนตและกรดไฮโดรคลอริกความเข้มข้น 6 นอร์มัล
4. นำสารอาหารที่เตรียมไว้ในข้อ 3. เติมลงในขวดซีรัมที่เติมตะกอนจุลินทรีย์ไว้แล้ว ปริมาตร 60 มิลลิลิตร
5. ทำ Blank เพื่อนำปริมาตรก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ไปลบออกจากขวดที่เติมสารอาหาร โดยทำตามขั้นตอนเช่นเดียวกับข้อ 1 – 4 แต่ใช้น้ำประปาแทนสารอาหาร
6. ไล่อากาศออกจากขวดซีรัม ด้วยก๊าซไนโตรเจนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ในสัดส่วน 70:30 เป็นเวลาประมาณ 30 วินาที แล้วทำการปิดฝาขวดซีรัมในทันที
7. นำขวดซีรัมไปตั้งทิ้งไว้ ณ บริเวณที่มีอุณหภูมิที่เหมาะสม แล้วทำการเขย่าขวดซีรัมอย่างสม่ำเสมอ เพื่อเป็นการกวนผสม หรืออาจนำไปใส่ไว้ในเครื่องเขย่าก็ได้
8. วัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น บันทึกปริมาตรก๊าซชีวภาพและเวลาที่ทำการวัด
9. วิเคราะห์สัดส่วนของก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากขวดซีรัม ด้วยเครื่อง Gas Chromatography ของ Shimadzu รุ่น GC-8a เพื่อใช้คำนวณหาปริมาตรก๊าซมีเทนที่ผลิตได้
10. นำผลการทดลองที่ได้มาเขียนกราฟของแต่ละความเข้มข้น โดยพล็อตระหว่างมิลลิลิตรก๊าซมีเทนสะสมต่อเวลาที่ทำการวัด เพื่อหาค่าความชัน (Slope)
11. เลือกค่าความชันของความเข้มข้นที่มีค่าสูงสุด นำไปคำนวณหาความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทนดังสูตรต่อไปนี้

$$SMA = \text{ค่าความชัน} / (388 \times gVSS)$$

เมื่อ SMA = ความสามารถจำเพาะของแบคทีเรียสร้างมีเทน (gCOD/gVSS-d)

388 = ปริมาตรก๊าซมีเทนที่สมมูลกับซีโอดี 1 กรัม ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส

gVSS = ปริมาณของแข็งแขวนลอย (ตะกอนจุลินทรีย์) ที่เติมใส่ขวดซีรัม

ก.2 การทดสอบศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของน้ำเสีย

(Biochemical Methane Potential, BMP) [8]

วิธีการวิเคราะห์ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของน้ำเสีย มีขั้นตอนดังต่อไปนี้

1. เติมตะกอนจุลินทรีย์ประมาณ 20 มิลลิลิตร ลงในขวดซีรัมขนาด 120 มิลลิลิตร
2. เตรียมน้ำเสียที่ต้องการทดสอบ (ในงานวิจัยนี้ใช้กากตะกอนจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) ให้มีความเข้มข้นซีโอดีประมาณ 5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร แบ่งน้ำเสียที่เตรียมได้ส่วนหนึ่งประมาณ 10 มิลลิลิตร เก็บไว้ไปทำตามข้อ 7 ส่วนน้ำเสียอีกส่วนให้ทำการเติมอาหารเสริมตามสูตร Speece แล้วทำการปรับพีเอชให้มีค่าประมาณ 7 ด้วยโซเดียมไบคาร์บอเนตและกรดไฮโดรคลอริกความเข้มข้น 6 นอร์มัล
3. นำสารอาหารที่เตรียมไว้ในข้อ 2. เติมลงในขวดซีรัมที่เติมตะกอนจุลินทรีย์ไว้แล้ว ปริมาตร 60 มิลลิลิตร
4. ทำ Blank เพื่อนำปริมาตรก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ไปลบออกจากขวดที่เติมน้ำเสียโดยทำตามขั้นตอนเช่นเดียวกับข้อ 1 – 3 แต่ใช้น้ำประปาแทนสารอาหาร
5. ไล่อากาศออกจากขวดซีรัม ด้วยก๊าซไนโตรเจนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ในสัดส่วน 70:30 เป็นเวลาประมาณ 30 วินาที แล้วทำการปิดฝาขวดซีรัมในทันที
6. นำขวดซีรัมไปตั้งทิ้งไว้ ณ บริเวณที่มีอุณหภูมิที่เหมาะสม แล้วทำการเขย่าขวดซีรัมอย่างสม่ำเสมอ เพื่อเป็นการกวนผสม หรืออาจนำไปใส่ไว้ในเครื่องเขย่าก็ได้
7. นำน้ำเสียที่แบ่งไว้ในข้อ 2 ไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นซีโอดีที่แน่นอน แล้วบันทึกค่าไว้
8. วัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจนกระทั่งไม่มีก๊าซชีวภาพเกิดขึ้นอีก (อาจใช้ระยะเวลาหลายวัน) บันทึกปริมาตรก๊าซชีวภาพและเวลาที่ทำการวัด
9. วิเคราะห์สัดส่วนของก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากขวดซีรัม ด้วยเครื่อง Gas Chromatography ของ Shimadzu รุ่น GC-8a เพื่อใช้คำนวณหาปริมาตรก๊าซมีเทนที่ผลิตได้
10. นำปริมาตรก๊าซมีเทนที่ผลิตได้ทั้งหมดไปคำนวณหาศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของน้ำเสียตามสูตรดังต่อไปนี้

$$BMP = \text{ปริมาตรก๊าซมีเทนที่ผลิตได้ทั้งหมด} / (\text{ปริมาตรน้ำเสียที่เติมใส่ขวดซีรัม} \times COD)$$

เมื่อ BMP = ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของน้ำเสีย (mL CH_4/gCOD)

COD = ความเข้มข้นซีโอดีของน้ำเสียที่เติมใส่ขวดซีรัม ที่ได้จากข้อ 7 (mg/L)

ภาคผนวก ข

การคำนวณ

ข.1 การคำนวณหาศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas yield)

มีวิธีการคำนวณดังนี้

$$\text{Biogas Yield} = \text{Biogas Production} / gCOD_{in}$$

เมื่อ Biogas Yield = ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (mL Biogas/$gCOD_{in}$)

Biogas Production = ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (mL Biogas/d)

$gCOD_{in}$ = ปริมาณซีโอดีที่ป้อนเข้าระบบต่อวัน (gCOD/d)

ข.2 การคำนวณหาศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (Methane Gas Yield)

มีวิธีการคำนวณดังนี้

$$\text{Methane Gas Yield} = (\text{Biogas Production} \times \%\ CH_4) / gCOD_{in}$$

เมื่อ Methane Gas Yield = ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (mL CH_4/ $gCOD_{in}$)

Biogas Production = ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (mL Biogas/d)

% CH_4 = สัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพ (%)

$gCOD_{in}$ = ปริมาณซีโอดีที่ป้อนเข้าระบบต่อวัน (gCOD/d)

ข.3 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน

มีวิธีการคำนวณดังนี้

$$\text{ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน (\%)} = (\text{Biogas Production} \times \%\ CH_4) / (388 \times gCOD_{in})$$

เมื่อ Biogas Production = ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (mL Biogas/d)

% CH_4 = สัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพ (%)

388 = ปริมาตรก๊าซมีเทนที่สมมูลกับซีโอดี 1 กรัม ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส

$gCOD_{in}$ = ปริมาณซีโอดีที่ป้อนเข้าระบบต่อวัน (gCOD/d)

ภาคผนวก ค

ตารางผลการทดลอง

ตารางที่ ค.1 ปริมาณสารอินทรีย์ (ซีโอดี) ที่เข้าระบบ และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์

วันที่ทำการทดลอง	ซีโอดีเข้าระบบ (mg/L)	ซีโอดีเข้าระบบ (gCOD/d)	OLR (gCOD/L-d)
1	4630	0.9260	0.46
3	4630	0.9260	0.46
4	4630	0.9260	0.46
5	4630	0.9260	0.46
6	4234	0.8468	0.42
8	4234	0.8468	0.42
9	4234	0.8468	0.42
10	4234	0.8468	0.42
11	5386	1.0772	0.54
12	5386	1.0772	0.54
13	5386	1.0772	0.54
14	5386	1.0772	0.54
15	5386	1.0772	0.54
16	5386	1.0772	0.54
17	4903	0.9806	0.49
18	4903	0.9806	0.49
19	4903	0.9806	0.49
20	4903	0.9806	0.49
22	4986	0.9972	0.50
23	4986	0.9972	0.50
24	4986	0.9972	0.50
25	4986	0.9972	0.50
29	5228	1.0456	0.52
30	5228	1.0456	0.52
31	5228	1.0456	0.52
32	5228	1.0456	0.52
33	5228	1.0456	0.52

ตารางที่ ค.1 ปริมาณสารอินทรีย์ (ซีโอดี) ที่เข้าระบบ และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ซีโอดีเข้าระบบ (mg/L)	ซีโอดีเข้าระบบ (gCOD/d)	OLR (gCOD/L-d)
34	5228	1.0456	0.52
35	5228	1.0456	0.52
36	7311	1.4622	0.73
37	7311	1.4622	0.73
38	7311	1.4622	0.73
39	7311	1.4622	0.73
40	7311	1.4622	0.73
41	7311	1.4622	0.73
42	4436	0.8872	0.44
43	4436	0.8872	0.44
44	4436	0.8872	0.44
45	4436	0.8872	0.44
46	4436	0.8872	0.44
47	4436	0.8872	0.44
48	4436	0.8872	0.44
50	4436	0.8872	0.44
51	4812	0.9624	0.48
52	4812	0.9624	0.48
53	4812	0.9624	0.48
54	9400	1.8800	0.94
55	9400	1.8800	0.94
56	9400	1.8800	0.94
57	9400	1.8800	0.94
58	9920	1.9840	0.99
59	9920	1.9840	0.99
62	9920	1.9840	0.99
63	9920	1.9840	0.99

ตารางที่ ค.1 ปริมาณสารอินทรีย์ (ซีโอดี) ที่เข้าระบบ และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ซีโอดีเข้าระบบ (mg/L)	ซีโอดีเข้าระบบ (gCOD/d)	OLR (gCOD/L-d)
64	10520	2.1040	1.05
65	10520	2.1040	1.05
67	10520	2.1040	1.05
68	10520	2.1040	1.05
69	10520	2.1040	1.05
70	10520	2.1040	1.05
71	9526	1.9052	0.95
72	9526	1.9052	0.95
73	9526	1.9052	0.95
74	9526	1.9052	0.95
78	9526	1.9052	0.95
79	9526	1.9052	0.95
80	9526	1.9052	0.95
81	9526	1.9052	0.95
82	9526	1.9052	0.95
83	10266	2.0532	1.03
84	10266	2.0532	1.03
85	10266	2.0532	1.03
86	10266	2.0532	1.03
87	10266	2.0532	1.03
89	10266	2.0532	1.03
90	10266	2.0532	1.03
91	10266	2.0532	1.03
92	10266	2.0532	1.03
93	19140	3.8280	1.91
98	19140	3.8280	1.91
99	19140	3.8280	1.91

ตารางที่ ค.1 ปริมาณสารอินทรีย์ (ซีโอดี) ที่เข้าระบบ และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ซีโอดีเข้าระบบ (mg/L)	ซีโอดีเข้าระบบ (gCOD/d)	OLR (gCOD/L-d)
100	20658	4.1316	2.07
101	20658	4.1316	2.07
105	20658	4.1316	2.07
106	20658	4.1316	2.07
107	18000	3.6000	1.80
112	18000	3.6000	1.80
113	19666	3.9332	1.97
114	19666	3.9332	1.97
115	19666	3.9332	1.97
116	19666	3.9332	1.97
117	19666	3.9332	1.97
120	18632	3.7264	1.86
121	18632	3.7264	1.86
122	18632	3.7264	1.86
123	18632	3.7264	1.86
124	18632	3.7264	1.86
125	18632	3.7264	1.86
126	18632	3.7264	1.86
128	20675	4.1350	2.07
133	38375	7.6750	3.84
134	38375	7.6750	3.84
135	38375	7.6750	3.84
138	35025	7.0050	3.50
139	35025	7.0050	3.50
140	35025	7.0050	3.50
141	35025	7.0050	3.50
142	35025	7.0050	3.50

ตารางที่ ค.1 ปริมาณสารอินทรีย์ (ซีโอดี) ที่เข้าระบบ และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ซีโอดีเข้าระบบ (mg/L)	ซีโอดีเข้าระบบ (gCOD/d)	OLR (gCOD/L-d)
147	35025	7.0050	3.50
150	35025	7.0050	3.50
151	35025	7.0050	3.50
152	35025	7.0050	3.50
153	35025	7.0050	3.50
154	38400	7.6800	3.84
159	38400	7.6800	3.84
160	38400	7.6800	3.84
164	38400	7.6800	3.84
165	38400	7.6800	3.84
166	38400	7.6800	3.84
167	38400	7.6800	3.84

ตารางที่ ค.2 อุณหภูมิของการเดินระบบที่ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic) และอุณหภูมิสูง (Thermophilic)

วันที่ทำการทดลอง	อุณหภูมิ (°C)		วันที่ทำการทดลอง	อุณหภูมิ (°C)	
	Mesophilic	**Thermophilic**		**Mesophilic**	**Thermophilic**
1	31.0	55.0	35	30.0	55.0
6	30.0	55.0	36	30.0	55.0
9	31.0	55.0	37	31.5	55.0
10	31.0	55.0	38	31.0	55.0
11	30.0	55.0	39	31.0	55.0
12	30.5	55.0	40	31.0	55.0
13	30.0	55.0	41	31.5	55.0
14	30.5	55.0	42	31.5	55.0
15	30.5	55.0	43	30.0	55.0
16	31.0	55.0	44	31.0	55.0
17	30.5	55.0	45	30.5	55.0
18	32.0	55.0	46	31.0	55.0
19	31.0	55.0	47	30.5	55.0
20	31.0	55.0	48	31.0	55.0
21	30.5	55.0	49	31.0	55.0
22	30.0	55.0	50	31.0	55.0
23	31.0	55.0	51	31.0	55.0
24	32.0	55.0	52	31.0	55.0
25	31.5	55.0	53	31.0	55.0
28	30.5	55.0	54	31.5	55.0
29	30.0	55.0	55	29.5	55.0
30	30.0	55.0	56	29.0	55.0
31	31.5	55.0	57	31.5	55.0
32	31.5	55.0	58	30.5	55.0
33	31.5	55.0	61	30.5	55.0
34	29.0	55.0	62	30.5	55.0

ตารางที่ ค.2 อุณหภูมิของการเดินระบบที่ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic) และอุณหภูมิสูง (Thermophilic) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	อุณหภูมิ (°C)		วันที่ทำการทดลอง	อุณหภูมิ (°C)	
	Mesophilic	**Thermophilic**		**Mesophilic**	**Thermophilic**
65	30.0	55.0	97	30.0	55.0
66	30.5	55.0	98	31.0	55.0
67	30.5	55.0	99	31.0	55.0
68	30.5	55.0	103	29.0	55.0
69	31.0	55.0	105	30.0	55.0
70	31.0	55.0	107	29.0	55.0
71	31.0	55.0	111	29.0	55.0
72	32.5	55.0	113	31.0	55.0
73	32.0	55.0	114	31.0	55.0
74	32.0	55.0	117	27.5	55.0
75	32.0	55.0	118	27.0	55.0
76	31.5	55.0	119	25.5	55.0
77	31.0	55.0	120	26.0	55.0
78	31.0	55.0	125	29.5	55.0
79	31.0	55.0	126	27.0	55.0
80	31.0	55.0	131	28.0	55.0
81	31.0	55.0	132	28.0	55.0
82	31.0	55.0	133	29.0	55.0
83	31.0	55.0	134	28.0	55.0
84	31.5	55.0	135	28.0	55.0
85	31.5	55.0	139	27.0	55.0
86	31.5	55.0	140	27.0	55.0
89	31.5	55.0	146	28.0	55.0
90	31.5	55.0	149	28.0	55.0
91	31.5	55.0	153	28.0	55.0
93	31.5	55.0	154	28.5	55.0

ตารางที่ ค.2 อุณหภูมิของการเดินระบบที่ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic) และอุณหภูมิสูง (Thermophilic) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	อุณหภูมิ (°C)	
	Mesophilic	**Thermophilic**
156	28.5	55.0
160	31.0	55.0
162	31.0	55.0
163	30.5	55.0

ตารางที่ ค.3 พีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	พีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์					
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**S55**	**T55-A**	**T55-M**
6	7.2	7.1	7.3	7.7	7.4	7.8
9	7.3	7.2	7.4	7.7	7.6	8.0
10	7.3	7.3	7.3	7.9	7.7	8.0
14	7.2	7.1	7.2	7.6	7.4	7.6
16	7.2	7.1	7.2	7.5	7.4	7.6
17	7.3	7.1	7.2	7.5	7.4	7.6
18	7.3	7.1	7.3	7.6	7.4	7.6
20	7.3	7.2	7.4	7.6	7.4	7.6
21	7.4	7.2	7.4	7.7	7.6	7.7
23	7.3	7.3	7.4	7.7	7.6	7.6
24	7.2	7.2	7.3	7.6	7.4	7.6
25	7.2	7.0	7.2	7.5	7.2	7.6
28	7.2	7.0	7.3	7.6	7.1	7.5
30	7.1	6.9	7.1	7.5	7.1	7.5
31	7.2	7.0	7.2	7.6	7.2	7.6
32	7.2	7.0	7.2	7.5	7.2	7.6
34	7.1	7.0	7.2	7.5	7.3	7.6
35	7.1	7.0	7.2	7.5	7.4	7.6
36	7.3	7.1	7.4	7.9	7.6	7.9
37	7.1	7.0	7.2	7.6	7.4	7.6
38	7.1	6.9	7.2	7.5	7.3	7.6
39	7.1	6.9	7.1	7.4	7.2	7.6
40	7.3	7.2	7.4	7.7	7.4	7.8
41	7.1	7.0	7.2	7.4	7.2	7.4
42	7.2	7.1	7.2	7.6	7.3	7.6
43	7.1	6.9	7.2	7.5	7.2	7.5
44	7.4	7.1	7.5	7.9	7.6	7.9

ตารางที่ ค.3 พีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	พีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์					
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**S55**	**T55-A**	**T55-M**
47	7.3	7.1	7.3	7.7	7.5	7.7
49	7.2	6.9	7.0	7.5	7.2	7.3
50	7.2	7.1	7.1	7.4	7.5	7.4
51	7.2	7.0	7.2	7.5	7.4	7.5
53	7.1	6.9	7.1	7.5	7.2	7.6
54	7.2	7.1	7.2	7.6	7.6	7.5
55	7.3	7.2	7.3	7.7	7.7	7.5
56	7.3	7.3	7.3	7.7	7.6	7.6
58	7.4	7.3	7.4	7.7	7.5	7.8
63	7.2	7.0	7.4	7.7	7.4	7.8
65	7.4	7.1	7.5	7.7	7.7	7.7
69	7.4	7.1	7.5	7.8	7.5	7.7
70	7.4	7.2	7.5	7.7	7.4	7.9
71	7.4	6.7	7.5	7.7	7.0	7.8
72	7.4	6.1	7.6	7.7	7.5	7.8
75	7.3	5.9	7.4	7.6	5.4	7.7
77	7.4	6.2	7.5	7.7	5.4	7.7
79	7.3	5.5	7.3	7.7	5.2	7.8
83	7.4	5.6	7.4	7.7	5.4	7.7
84	7.3	5.5	7.4	7.7	5.5	7.6
85	7.3	5.5	7.3	7.7	5.4	7.6
90	7.2	5.4	7.3	7.6	5.4	7.6
91	7.5	5.6	7.6	7.8	5.6	7.7
93	7.3	5.1	7.3	7.6	5.1	7.5
98	7.2	5.0	7.2	7.6	5.0	7.5
103	7.4	5.0	7.4	7.7	5.0	7.7
105	7.3	5.0	7.3	7.5	5.0	7.4

ตารางที่ ค.3 พีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำ	พีเอชของน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์					
การทดลอง	S30	T30-A	T30-M	S55	T55-A	T55-M
107	7.3	5.1	7.3	7.7	5.1	7.6
111	7.3	5.1	7.3	7.6	5.0	7.5
113	7.3	5.1	7.3	7.6	5.0	7.6
114	7.3	5.2	7.4	7.7	5.1	7.6
118	7.4	5.2	7.4	7.7	5.2	7.7
119	7.3	5.2	7.4	7.7	5.2	7.7
120	7.4	5.3	7.7	7.9	5.2	7.8
125	7.3	5.2	7.3	7.7	5.2	7.7
126	7.2	5.2	7.3	7.7	5.2	7.6
131	7.3	5.3	7.4	7.7	5.2	7.7
132	7.3	5.2	7.3	7.7	5.2	7.6
133	7.5	5.1	7.3	7.8	5.1	7.6
135	7.4	5.1	7.4	7.7	5.1	7.6
139	7.5	5.1	7.4	7.8	5.0	7.7
140	7.3	4.9	7.4	8.0	4.9	7.9
146	7.4	4.9	7.4	7.7	4.8	7.6
153	7.3	5.6	7.4	7.9	5.6	7.7
154	7.3	5.6	7.4	7.7	5.6	7.7
156	7.4	5.6	7.4	7.6	5.8	7.6

ตารางที่ ค.4 ค่าความเป็นด่าง (Alkalinity) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	Alkalinity ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ ($mgCaCO_3/L$)					
	S30	T30-A	T30-M	S55	T55-A	T55-M
5	2875	2938	2900	3100	3000	3100
8	2838	3088	2988	3288	3225	3213
12	3075	3050	3125	3188	3088	3113
15	3188	3250	3213	3375	3275	3325
19	3275	3313	3350	3325	3300	3388
22	3188	3375	3438	3375	3338	3375
29	3313	2763	3450	3225	2625	3363
33	3188	2650	3250	3125	2713	3175
36	3125	2700	3138	2925	2625	3013
40	2928	2646	2903	2842	2585	2854
44	2965	2634	2916	2622	2830	2377
47	2867	2585	2903	2879	2560	2805
54	3463	5475	3538	3438	5538	2813
57	4838	7700	4513	4675	7563	4088
62	5500	7125	5413	5300	6888	5225
64	5775	6438	5863	5575	6325	5600
68	6000	6250	6238	5813	6200	5950
78	6063	863	7325	5925	513	6325
82	6300	425	6063	5563	413	5800
85	5613	425	5713	5413	375	5650
89	5438	450	5488	5188	388	5038
92	4913	400	5138	4813	388	4813
97	5225	575	5163	5150	538	5075
100	5175	600	5263	5088	588	5025
104	5125	588	5963	5000	575	4950
106	5000	613	4813	4688	563	4563
112	4675	675	4313	4475	625	4150

ตารางที่ ค.4 ค่าความเป็นด่าง (Alkalinity) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	Alkalinity ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ ($mgCaCO_3/L$)					
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**S55**	**T55-A**	**T55-M**
117	4225	725	4213	4050	663	4163
121	4100	763	4063	4000	700	4225
124	3838	713	3888	3838	675	4025
127	3838	738	3850	3663	688	3988
134	4788	1250	4325	5250	1188	4538
138	6400	1125	6625	7125	1113	6625
141	6725	1075	7063	6975	1413	7513
152	7188	1238	7125	10563	1200	8588
155	5513	1150	7300	6675	1100	5775
159	3900	1125	6138	4663	1175	4088

ตารางที่ ค.5 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (VFA) ในน้ำเข้าและน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	VFA น้ำเข้า ($mgCaCO_3/L$)	VFA น้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ ($mgCaCO_3/L$)					
		S30	T30-A	T30-M	S55	T55-A	T55-M
5	288	150	650	138	788	700	750
8	288	113	638	113	200	638	563
12	288	375	738	475	188	700	150
15	638	125	788	488	163	750	63
19	638	200	688	163	175	775	200
22	388	113	600	137	350	750	163
29	263	150	675	75	125	975	113
33	263	75	638	113	100	750	88
36	313	100	350	100	100	738	288
40	313	85	780	100	185	530	84
44	485	230	893	140	153	829	357
47	485	140	740	166	191	740	166
54	1150	138	1613	425	450	1375	175
57	1150	188	1625	175	175	1463	163
62	775	175	1700	238	213	1700	275
64	700	188	1588	188	250	1450	238
68	700	200	1375	225	313	1513	338
78	613	200	613	1300	325	638	363
82	613	713	525	400	213	638	238
85	613	713	588	263	175	438	238
89	563	213	538	213	225	388	163
92	563	1038	525	150	350	325	400
97	1063	188	1213	113	213	1113	200
100	1075	163	1288	138	163	963	163
104	1075	213	1425	1000	188	1275	200
106	1075	150	1113	163	200	1125	313
112	1050	200	1175	125	175	1263	250

ตารางที่ ค.5 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (VFA) ในน้ำเข้าและน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	VFA น้ำเข้า ($mgCaCO_3/L$)	VFA น้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ ($mgCaCO_3/L$)					
		S30	T30-A	T30-M	S55	T55-A	T55-M
117	888	213	1363	300	100	1125	200
121	1175	325	1125	213	238	1100	325
124	1175	175	1138	175	238	1288	425
127	1175	188	888	188	150	1138	350
134	2775	300	2725	225	363	2788	350
138	2688	450	2813	350	738	2625	450
141	2688	588	2900	275	1038	2900	1013
152	2688	1725	1925	425	2013	1975	1413
155	1350	363	1700	1700	1125	1513	688
159	1488	600	1788	2000	763	1625	563

ตารางที่ ค.6 สัดส่วนระหว่างปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายต่อค่าความเป็นด่าง (VFA/Alkalinity) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำ	VFA/Alkalinity					
การทดลอง	S30	T30-A	T30-M	S55	T55-M	T55-M
5	0.05	0.22	0.05	0.25	0.23	0.24
8	0.04	0.21	0.04	0.06	0.20	0.18
12	0.12	0.24	0.15	0.06	0.23	0.05
15	0.04	0.24	0.15	0.05	0.23	0.02
19	0.06	0.21	0.05	0.05	0.23	0.06
22	0.04	0.18	0.04	0.10	0.22	0.05
29	0.05	0.24	0.02	0.04	0.37	0.03
33	0.02	0.24	0.03	0.03	0.28	0.03
36	0.03	0.13	0.03	0.03	0.28	0.10
40	0.03	0.29	0.03	0.07	0.21	0.03
44	0.08	0.34	0.05	0.06	0.29	0.15
47	0.05	0.29	0.06	0.07	0.29	0.06
54	0.04	0.29	0.12	0.13	0.25	0.06
57	0.04	0.21	0.04	0.04	0.19	0.04
62	0.03	0.24	0.04	0.04	0.25	0.05
64	0.03	0.25	0.03	0.04	0.23	0.04
68	0.03	0.22	0.04	0.05	0.24	0.06
78	0.03	0.71	0.18	0.05	1.24	0.06
82	0.11	1.24	0.07	0.04	1.54	0.04
85	0.13	1.38	0.05	0.03	1.17	0.04
89	0.04	1.20	0.04	0.04	1.00	0.03
92	0.21	1.31	0.03	0.07	0.84	0.08
97	0.04	2.11	0.02	0.04	2.07	0.04
100	0.03	2.15	0.03	0.03	1.64	0.03
104	0.04	2.42	0.17	0.04	2.22	0.04
106	0.03	1.82	0.03	0.04	2.00	0.07

ตารางที่ ค.6 สัดส่วนระหว่างปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายต่อค่าความเป็นด่าง (VFA/Alkalinity) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	VFA/Alkalinity					
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**S55**	**T55-M**	**T55-M**
112	0.04	1.74	0.03	0.04	2.02	0.06
117	0.05	1.88	0.07	0.02	1.70	0.05
121	0.08	1.47	0.05	0.06	1.57	0.08
124	0.05	1.60	0.05	0.06	1.91	0.11
127	0.05	1.20	0.05	0.04	1.65	0.09
134	0.06	2.18	0.05	0.07	2.35	0.08
138	0.07	2.50	0.05	0.10	2.36	0.07
141	0.09	2.70	0.04	0.15	2.05	0.13
152	0.24	1.55	0.06	0.19	1.65	0.16
155	0.07	1.48	0.23	0.17	1.38	0.12
159	0.15	1.59	0.33	0.16	1.38	0.14

ตารางที่ ค.7 คุณสมบัติของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบ

วันที่ทำ	COD (mg/L)		SS	VSS	VFA	Alkalinity[a]	TP	TKN
การทดลอง	TCOD	SCOD	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)
5	4181	-	3480	2920	-	-	-	-
8	4234	-	3880	3100	288	2838	-	-
12	5386	585	-	-	-	-	-	-
15	5386	690	4920	3680	638	3150	-	-
19	4903	600	-	-	-	-	-	-
22	4986	630	5160	3580	388	3413	9.0	128.3
29	5228	775	3380	2780	263	2475	14.5	-
36	7311	787	4660	4140	313	2475	13.5	-
44	4436	655	3440	2900	485	2377	-	-
49	4812	711	3340	2700	-	-	-	-
54	9400	1566	7300	6340	1150	7938	-	-
57	9920	1468	9040	7560	775	7750	-	-
64	10520	1865	8160	6940	700	6300	23.6[b]	50.4[b]
68	8880	1323	7000	5860	-	-	-	-
71	9526	1246	7340	6140	-	-	-	-
78	9526	1246	8000	6620	613	213	17.2[b]	46.2[b]
89	10266	1322	11030	9210	563	250	-	-
92	19140	3828	15520	12200	1063	438	-	-
100	20658	2599	15940	11840	1075	463	-	-
106	18000	2160	15400	12400	1050	475	53.1 (24.5[b])	520.8 (112.0[b])
112	19666	2545	14340	11940	888	388	-	-
121	18632	2334	16860	12820	1175	500	-	-
127	20675	2843	17100	12960	863	513	40.2 (23.6[b])	560.0 (140.0[b])
134	38375	5233	29975	25575	2775	1163	-	-
141	35025	3871	30275	25850	2688	1138	-	-

ตารางที่ ค.7 คุณสมบัติของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	COD (mg/L)		SS (mg/L)	VSS (mg/L)	VFA (mg/L)	ALK (mg/L)	TP (mg/L)	TKN (mg/L)
	TCOD	SCOD						
155	38400	3011	30440	25380	1350	1013	108.5 (64.1[b])	896 (140.0[b])

หมายเหตุ : a ค่า Alkalinity ตั้งแต่วันที่ 8 – 64 ของการทดลอง เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่เติม alkalinity แล้ว ส่วนวันที่ 78 – 155 ของการทดลอง เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ไม่ได้เติม alkalinity

b วิเคราะห์ตัวอย่างที่ผ่านการกรองด้วยกระดาษกรอง

- ไม่ได้ทำการวิเคราะห์

ตารางที่ ค.8 ปริมาณฟอสฟอรัสทั้งหมด (TP) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	TP (mg/L)					
	S30	T-A 30	T-M 30	S55	T-A 55	T-M 55
22	26.9	29.3	27.3	13.8	31.6	9.6
29	27.2	29.5	30.6	12.7	30.5	10.3
36	25.9	31.1	26.7	14.9	32.0	11.1
64	29.4	31.2	33.1	10.2	38.1	11.3
78	27.9	27.3	25.4	12.9	43.6	14.8
106	30.9	43.4	31.8	10.7	49.5	9.7
127	43.2	52.7	36.2	9.1	47.4	8.4
145	50.0	81.3	24.9	17.1	90.3	18.8

หมายเหตุ : ปริมาณฟอสฟอรัสตั้งแต่วันที่ 22 – 36 ของการทดลอง เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ไม่ผ่านการกรอง ส่วนวันที่ 64 – 145 ของการทดลอง เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านการกรองด้วยกระดาษกรอง

ตารางที่ ค.9 ปริมาณไนโตรเจน (TKN) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	TKN (mg/L)					
	S30	T-A 30	T-M 30	S55	T-A 55	T-M 55
22	86.5	213.5	213.5	128.3	210.8	112.1
64	120.4	106.4	149.8	95.2	99.4	107.8
78	127.7	157.5	138.5	97.8	160.2	116.8
106	134.0	297.0	157.0	162.0	246.0	157.0
127	201.6	263.2	229.6	218.4	252.0	190.4
145	140.0	280.0	186.7	233.3	270.7	242.7

หมายเหตุ : ปริมาณไนโตรเจนในวันที่ 22 ของการทดลอง เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ไม่ผ่านการกรอง ส่วนวันที่ 64 – 145 ของการทดลอง เป็นค่าที่วิเคราะห์ได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านการกรองด้วยกระดาษกรอง

ตารางที่ ค.10 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production)

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละถังปฏิกรณ์ (mL/d)							
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**T30**	**S55**	**T55-A**	**T55-M**	**T55**
1	440	93	375	468	130	15	120	135
3	350	55	175	230	240	40	170	210
4	265	30	135	165	250	30	165	195
5	305	38	210	248	365	50	280	330
6	305	28	205	233	480	40	430	470
8	255	15	245	260	270	43	200	243
9	265	20	340	360	390	50	350	400
10	255	13	215	228	365	55	365	420
11	235	10	240	250	265	55	210	265
12	245	13	205	218	265	33	205	238
13	255	18	220	238	260	50	205	255
14	240	23	205	228	265	55	190	245
15	260	23	225	248	310	45	220	265
16	270	23	225	248	260	55	210	265
17	270	20	230	250	290	78	290	368
18	270	20	235	255	300	53	215	268
19	250	18	215	233	255	48	230	278
20	255	23	210	233	275	55	200	255
22	275	35	250	285	320	0	220	220
23	280	28	235	263	285	3	210	213
24	270	23	235	258	315	50	250	300
25	330	25	235	260	400	50	265	315
29	240	5	205	210	240	60	260	320
30	265	30	240	270	290	55	250	305
31	315	30	290	320	270	50	210	260
32	320	38	250	288	545	53	200	253
33	290	43	225	268	270	48	180	228

ตารางที่ ค.10 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละถังปฏิกรณ์ (mL/d)							
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**T30**	**S55**	**T55-A**	**T55-M**	**T55**
34	350	33	265	298	290	55	250	305
35	310	33	280	313	295	53	240	293
36	260	30	275	305	270	53	255	308
37	360	28	285	313	455	55	230	285
38	345	38	265	303	275	55	235	290
39	340	18	230	248	290	53	280	333
40	325	10	265	275	280	48	265	313
41	355	28	300	328	305	50	295	345
42	295	20	210	230	285	53	210	263
43	360	30	230	260	380	50	210	260
44	350	25	230	255	360	53	245	298
45	340	33	265	298	300	45	205	250
46	280	3	275	278	280	48	305	353
47	360	20	235	255	455	48	280	328
48	380	20	230	250	375	45	290	335
50	250	13	330	343	390	5	405	410
51	425	28	275	303	460	28	340	368
52	375	30	280	310	345	55	345	400
53	320	23	320	343	310	43	315	358
54	700	73	325	398	1100	33	320	353
55	825	70	475	545	875	38	540	578
56	665	75	540	615	650	90	675	765
57	685	75	680	755	610	138	795	933
58	720	90	660	750	1045	130	645	775
59	840	88	700	788	870	133	730	863
62	520	15	570	585	630	50	660	710
63	640	100	535	635	650	150	540	690

ตารางที่ ค.10 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละถังปฏิกรณ์ (mL/d)							
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**T30**	**S55**	**T55-A**	**T55-M**	**T55**
64	720	90	535	625	1000	158	485	643
65	775	98	560	658	1010	123	615	738
67	970	88	520	608	630	235	510	745
68	650	93	490	583	630	210	520	730
69	900	100	830	930	640	130	770	900
70	675	70	825	895	630	260	600	860
71	710	90	780	870	700	295	570	865
72	680	80	860	940	680	128	550	678
73	560	0	760	760	680	0	650	650
74	750	0	800	800	700	0	650	650
78	650	0	580	580	820	0	910	910
79	730	0	680	680	670	0	530	530
80	600	0	560	560	580	0	550	550
81	600	0	600	600	630	0	640	640
82	660	0	630	630	610	0	640	640
83	610	0	660	660	590	0	660	660
84	630	0	680	680	580	0	700	700
85	610	0	630	630	580	0	700	700
86	600	0	610	610	550	0	620	620
87	550	0	670	670	620	0	710	710
89	650	0	510	510	580	0	680	680
90	730	0	700	700	630	0	710	710
91	620	0	660	660	580	0	620	620
92	550	0	570	570	630	0	630	630
93	1230	0	650	650	1380	0	650	650
98	1500	0	1050	1050	1500	0	1410	1410
99	1340	0	1250	1250	1320	0	1250	1250

ตารางที่ ค.10 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละถังปฏิกรณ์ (mL/d)							
	S30	T30-A	T30-M	T30	S55	T55-A	T55-M	T55
100	1290	0	1280	1280	1520	0	1320	1320
101	1680	0	1530	1530	1770	0	1520	1520
105	1490	0	1250	1250	1370	0	1370	1370
106	1240	0	1090	1090	1390	0	1210	1210
107	1270	0	1210	1210	1550	0	1310	1310
112	1120	0	1150	1150	1570	0	1430	1430
113	1300	0	1200	1200	1400	0	1500	1500
114	1200	0	1150	1150	1300	0	1350	1350
115	1350	0	1300	1300	1450	0	1410	1410
116	1150	0	1060	1060	1450	0	1350	1350
117	1350	0	1100	1100	1250	0	1300	1300
120	1350	0	1050	1050	1310	0	1350	1350
121	1300	0	900	900	1180	0	1150	1150
122	1500	0	1200	1200	1420	0	1400	1400
123	1480	0	1350	1350	1350	0	1250	1250
124	1200	0	1190	1190	1320	0	1280	1280
125.	1550	0	1450	1450	1500	0	1400	1400
126	1300	0	1200	1200	1300	0	1200	1200
128	1500	0	1300	1300	1400	0	1250	1250
133	2650	0	1100	1100	3000	0	1100	1100
134	2450	0	1650	1650	3000	0	1800	1800
135	2900	0	2200	2200	2850	0	2200	2200
138	2350	0	1800	1800	3250	0	2600	2600
139	2700	0	2200	2200	3600	0	3400	3400
140	3000	0	2400	2400	3350	0	3300	3300
141	3150	0	2800	2800	3200	0	3200	3200
142	3500	0	3400	3400	3500	0	3200	3200

ตารางที่ ค.10 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละถังปฏิกรณ์ (mL/d)							
	S30	T30-A	T30-M	T30	S55	T55-A	T55-M	T55
147	2700	0	2800	2800	3000	0	3700	3700
150	1900	0	2300	2300	2200	0	3200	3200
151	2100	0	2200	2200	2100	0	2700	2700
152	2250	0	2500	2500	2700	0	2700	2700
153	2400	0	2750	2750	2750	0	2450	2450
154	2600	0	2700	2700	2450	0	2700	2700
159	2250	0	1800	1800	2250	0	2200	2200
160	3100	0	2200	2200	3300	0	2200	2200
164	2600	0	1700	1700	2850	0	2300	2300
165	2500	0	1900	1900	3000	0	2500	2500
166	2600	0	2100	2100	3000	0	2300	2300
167	2500	0	2300	2300	2700	0	2500	2500

ตารางที่ ค.11 สัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพในแต่ละอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์

OLR (gCOD/L-d)	สัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพในแต่ละระบบ (%)			
	S30	T30	S55	T55
0.5	71.6	-	68.5	-
1.0	70.0	65.9	67.0	63.0
2.0	68.0	64.5	66.4	61.9
4.0	67.2	65.0	69.3	65.4

ตารางที่ ค.12 ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Yield)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละระบบ (mL Biogas/gCOD)			
	S30	**T30**	**S55**	**T55**
1	475.16	504.86	140.39	145.79
3	377.97	248.38	259.18	226.78
4	286.18	178.19	269.98	210.58
5	329.37	267.28	394.17	356.37
6	360.18	274.56	566.84	555.03
8	301.13	307.04	318.85	286.37
9	312.94	425.13	460.56	472.37
10	301.13	268.66	431.03	495.98
11	218.16	232.08	246.01	246.01
12	227.44	201.91	246.01	220.48
13	236.72	220.48	241.37	236.72
14	222.80	211.20	246.01	227.44
15	241.37	229.76	287.78	246.01
16	250.65	229.76	241.37	246.01
17	275.34	254.95	295.74	374.77
18	275.34	260.04	305.94	272.79
19	254.95	237.10	260.04	282.99
20	260.04	237.10	280.44	260.04
22	275.77	285.80	320.90	220.62
23	280.79	263.24	285.80	213.10
24	270.76	258.22	315.88	300.84
25	330.93	260.73	401.12	315.88
29	229.53	200.84	229.53	306.04
30	253.44	258.22	277.35	291.70
31	301.26	306.04	258.22	248.66
32	306.04	274.96	521.23	241.49
33	277.35	255.83	258.22	217.58

ตารางที่ ค.12 ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Yield) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละระบบ (mL Biogas/gCOD)			
	S30	T30	S55	T55
34	334.74	284.53	277.35	291.70
35	296.48	298.87	282.13	279.74
36	177.81	208.59	184.65	210.30
37	246.20	213.72	311.17	194.91
38	235.95	206.88	188.07	198.33
39	232.53	169.27	198.33	227.40
40	222.27	188.07	191.49	213.72
41	242.78	223.98	208.59	235.95
42	332.51	259.24	321.24	295.87
43	405.77	293.06	428.31	293.06
44	394.50	287.42	405.77	335.32
45	383.23	335.32	338.14	281.79
46	315.60	312.78	315.60	397.32
47	405.77	287.42	512.85	369.14
48	428.31	281.79	422.68	377.59
50	281.79	386.05	439.59	462.13
51	441.60	314.32	477.97	381.86
52	389.65	322.11	358.48	415.63
53	332.50	355.88	322.11	371.47
54	372.34	413.03	585.11	366.27
55	438.83	289.89	465.43	307.18
56	353.72	327.13	345.74	406.91
57	364.36	401.60	324.47	496.01
58	362.90	378.02	526.71	390.63
59	423.39	396.93	438.51	434.73
62	262.10	294.86	317.54	357.86
63	322.58	320.06	327.62	347.78

ตารางที่ ค.12 ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Yield) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละระบบ (mL Biogas/gCOD)			
	S30	T30	S55	T55
64	342.21	297.05	475.29	305.37
65	368.35	312.50	480.04	350.52
67	461.03	288.74	299.43	354.09
68	308.94	276.85	299.43	346.96
69	427.76	442.02	304.18	427.76
70	320.82	425.38	299.43	408.75
71	372.66	456.64	367.42	454.02
72	356.92	493.39	356.92	355.61
73	293.93	398.91	356.92	341.17
74	393.66	419.90	367.42	341.17
78	341.17	304.43	430.40	477.64
79	383.16	356.92	351.67	278.19
80	314.93	293.93	304.43	288.68
81	314.93	314.93	330.67	335.92
82	346.42	330.67	320.18	335.92
83	297.10	321.45	287.36	321.45
84	306.84	331.19	282.49	340.93
85	297.10	306.84	282.49	340.93
86	292.23	297.10	267.87	301.97
87	267.87	326.32	301.97	345.80
89	316.58	248.39	282.49	331.19
90	355.54	340.93	306.84	345.80
91	301.97	321.45	282.49	301.97
92	267.87	277.62	306.84	306.84
93	321.32	316.58	360.50	316.58
98	391.85	274.29	391.85	368.34
99	350.05	326.54	344.83	326.54

ตารางที่ ค.12 ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Yield) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละระบบ (mL Biogas/gCOD)			
	S30	T30	S55	T55
100	312.23	309.81	367.90	319.49
101	406.62	370.32	428.41	367.90
105	360.64	302.55	331.59	331.59
106	300.13	263.82	336.43	292.86
107	352.78	336.11	430.56	363.89
112	311.11	319.44	436.11	397.22
113	330.52	305.10	355.94	381.37
114	305.10	292.38	330.52	343.23
115	343.23	330.52	368.66	358.49
116	292.38	269.50	368.66	343.23
117	343.23	279.67	317.81	330.52
120	362.28	281.77	351.55	362.28
121	348.86	241.52	316.66	308.61
122	402.53	322.03	381.06	375.70
123	397.17	362.28	362.28	335.44
124	322.03	319.34	354.23	343.50
125	415.95	389.12	402.53	375.70
126	348.86	322.03	348.86	322.03
128	362.76	314.39	338.57	302.30
133	345.28	266.02	390.88	266.02
134	319.22	214.98	390.88	234.53
135	377.85	286.64	371.34	286.64
138	335.47	256.96	463.95	371.16
139	385.44	314.06	513.92	485.37
140	428.27	342.61	478.23	471.09
141	449.68	399.71	456.82	456.82
142	499.64	485.37	499.64	456.82

ตารางที่ ค.12 ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Yield) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพแต่ละระบบ (mL Biogas/gCOD)			
	S30	**T30**	**S55**	**T55**
147	385.44	399.71	428.27	528.19
150	271.23	328.34	314.06	456.82
151	299.79	314.06	299.79	385.44
152	321.20	356.89	385.44	385.44
153	342.61	392.58	392.58	349.75
154	338.54	351.56	319.01	351.56
159	292.97	234.38	292.97	286.46
160	403.65	286.46	429.69	286.46
164	338.54	221.35	371.09	299.48
165	325.52	247.40	390.63	325.52
166	338.54	273.44	390.63	299.48
167	325.52	299.48	351.56	325.52

ตารางที่ ค.13 ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (Methane Gas Yield)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (mL CH_4/gCOD)			
	S30	T30	S55	T55
1	340.22	361.48	96.17	99.87
3	270.63	177.84	177.54	155.35
4	204.90	127.58	184.94	144.25
5	235.83	191.37	270.01	244.11
6	257.89	196.59	388.29	380.20
8	215.61	219.84	218.41	196.16
9	224.07	304.39	315.48	323.57
10	215.61	192.36	295.26	339.75
11	156.20	166.17	168.52	168.52
12	162.85	144.57	168.52	151.03
13	169.49	157.86	165.34	162.16
14	159.52	151.22	168.52	155.80
15	172.82	164.51	197.13	168.52
16	179.47	164.51	165.34	168.52
17	197.14	182.54	202.58	256.72
18	197.14	186.19	209.57	186.86
19	182.54	169.76	178.13	193.85
20	186.19	169.76	192.10	178.13
22	197.45	204.63	219.82	151.12
23	201.04	188.48	195.77	145.97
24	193.86	184.89	216.38	206.08
25	236.94	186.68	274.77	216.38
29	164.35	143.80	157.23	209.64
30	181.47	184.89	189.99	199.81
31	215.70	219.13	176.88	170.33
32	219.13	196.87	357.04	165.42
33	198.58	183.18	176.88	149.04

ตารางที่ ค.13 ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (Methane Gas Yield) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (mL CH_4/gCOD)			
	S30	T30	S55	T55
34	239.67	203.72	189.99	199.81
35	212.28	213.99	193.26	191.62
36	127.32	149.35	126.49	144.06
37	176.28	153.02	213.15	133.51
38	168.94	148.13	128.83	135.86
39	166.49	121.19	135.86	155.77
40	159.14	134.66	131.17	146.40
41	173.83	160.37	142.88	161.62
42	238.07	185.62	220.05	202.67
43	290.53	209.83	293.39	200.74
44	282.46	205.79	277.95	229.70
45	274.39	240.09	231.63	193.02
46	225.97	223.95	216.19	272.16
47	290.53	205.79	351.30	252.86
48	306.67	201.76	289.53	258.65
50	201.76	276.41	301.12	316.56
51	316.19	225.05	327.41	261.57
52	278.99	230.63	245.56	284.70
53	238.07	254.81	220.65	254.46
54	260.64	295.73	392.02	250.90
55	307.18	191.04	311.84	193.52
56	247.61	215.58	231.65	256.36
57	255.05	264.65	217.39	312.49
58	254.03	249.12	352.90	246.09
59	296.37	261.57	293.80	273.88
62	183.47	194.31	212.75	225.45
63	225.81	210.92	219.51	219.10

ตารางที่ ค.13 ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (Methane Gas Yield) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (mL CH_4/gCOD)			
	S30	T30	S55	T55
64	239.54	195.76	318.44	192.38
65	257.84	205.94	321.63	220.83
67	322.72	190.28	200.62	223.08
68	216.25	182.45	200.62	218.58
69	299.43	291.29	203.80	269.49
70	224.57	280.33	200.62	257.51
71	260.87	300.93	246.17	286.03
72	249.84	325.14	239.13	224.03
73	205.75	262.88	239.13	214.94
74	275.56	276.72	246.17	214.94
78	238.82	200.62	288.37	300.91
79	268.21	235.21	235.62	175.26
80	220.45	193.70	203.97	181.87
81	220.45	207.54	221.55	211.63
82	242.49	217.91	214.52	211.63
83	207.97	211.84	192.53	202.51
84	214.79	218.25	189.27	214.79
85	207.97	202.21	189.27	214.79
86	204.56	195.79	179.48	190.24
87	187.51	215.04	202.32	217.86
89	221.61	163.69	189.27	208.65
90	248.88	224.67	205.58	217.86
91	211.38	211.84	189.27	190.24
92	187.51	182.95	205.58	193.31
93	218.50	208.63	239.37	199.44
98	266.46	176.92	260.19	228.00
99	238.04	210.62	228.97	202.13

ตารางที่ ค.13 ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (Methane Gas Yield) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (mL CH_4/gCOD)			
	S30	T30	S55	T55
100	212.31	199.83	244.28	197.76
101	276.50	238.85	284.46	227.73
105	245.23	195.14	220.18	205.25
106	204.09	170.16	223.39	181.28
107	239.89	216.79	285.89	225.25
112	211.56	206.04	289.58	245.88
113	224.75	196.79	236.35	236.07
114	207.46	188.59	219.47	212.46
115	233.40	213.19	244.79	221.90
116	198.82	173.83	244.79	212.46
117	233.40	180.39	211.02	204.59
120	246.35	181.74	233.43	224.25
121	237.23	155.78	210.26	191.03
122	273.72	207.71	253.03	232.56
123	270.07	233.67	240.55	207.64
124	218.98	205.98	235.21	212.62
125	282.85	250.98	267.28	232.56
126	237.23	207.71	231.64	199.33
128	246.67	202.78	224.81	187.12
133	232.03	171.58	270.88	164.67
134	214.51	139.74	270.88	153.38
135	253.92	186.32	257.34	187.47
138	225.44	167.02	321.52	242.74
139	259.01	204.14	356.15	317.43
140	287.79	222.70	331.41	308.09
141	302.18	259.81	316.57	298.76
142	335.76	315.49	346.25	298.76

ตารางที่ ค.13 ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทน (Methane Gas Yield) (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ศักยภาพการผลิตก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (mL CH_4/gCOD)			
	S30	T30	S55	T55
147	259.01	259.81	296.79	345.44
150	182.27	213.42	217.64	298.76
151	201.46	204.14	207.75	252.08
152	215.85	231.98	267.11	252.08
153	230.24	255.17	272.06	228.74
154	227.50	228.52	221.07	229.92
159	196.88	152.34	203.03	187.34
160	271.25	186.20	297.77	187.34
164	227.50	143.88	257.17	195.86
165	218.75	160.81	270.70	212.89
166	227.50	177.73	270.70	195.86
167	218.75	194.66	243.63	212.89

ตารางที่ ค.14 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน

วันที่ทำการทดลอง	ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (%)			
	S30	T30	S55	T55
1	87.46	92.93	24.72	25.67
3	69.57	45.72	45.64	39.93
4	52.67	32.80	47.54	37.08
5	60.63	49.20	69.41	62.75
6	66.30	50.54	99.82	97.74
8	55.43	56.51	56.15	50.43
9	57.60	78.25	81.10	83.18
10	55.43	49.45	75.90	87.34
11	40.15	42.72	43.32	43.32
12	41.86	37.16	43.32	38.82
13	43.57	40.58	42.50	41.69
14	41.01	38.87	43.32	40.05
15	44.43	42.29	50.68	43.32
16	46.14	42.29	42.50	43.32
17	50.68	46.93	52.08	65.99
18	50.68	47.86	53.87	48.04
19	46.93	43.64	45.79	49.83
20	47.86	43.64	49.38	45.79
22	50.76	52.60	56.51	38.85
23	51.68	48.45	50.33	37.52
24	49.84	47.53	55.62	52.98
25	60.91	47.99	70.63	55.62
29	42.25	36.97	40.42	53.89
30	46.65	47.53	48.84	51.37
31	55.45	56.33	45.47	43.79
32	56.33	50.61	91.79	42.52
33	51.05	47.09	45.47	38.31

ตารางที่ ค.14 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (%)			
	S30	T30	S55	T55
34	61.61	52.37	48.84	51.37
35	54.57	55.01	49.68	49.26
36	32.73	38.39	32.52	37.03
37	45.32	39.34	54.80	34.32
38	43.43	38.08	33.12	34.92
39	42.80	31.16	34.92	40.04
40	40.91	34.62	33.72	37.63
41	44.69	41.23	36.73	41.55
42	61.20	47.72	56.57	52.10
43	74.69	53.94	75.42	51.61
44	72.61	52.90	71.45	59.05
45	70.54	61.72	59.54	49.62
46	58.09	57.57	55.57	69.96
47	74.69	52.90	90.31	65.00
48	78.84	51.87	74.43	66.49
50	51.87	71.06	77.41	81.38
51	81.28	57.85	84.17	67.24
52	71.72	59.29	63.13	73.19
53	61.20	65.50	56.72	65.41
54	67.00	76.02	99.00	64.50
55	78.97	49.11	80.16	49.75
56	63.65	55.42	59.55	65.90
57	65.57	68.03	55.89	80.33
58	65.30	64.04	90.72	63.26
59	76.19	67.24	75.53	70.41
62	47.16	49.95	54.69	57.96
63	58.05	54.22	56.43	56.32

ตารางที่ ค.14 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (%)			
	S30	**T30**	**S55**	**T55**
64	61.58	50.32	81.86	49.46
65	66.28	52.94	82.68	56.77
67	82.96	48.91	51.57	57.35
68	55.59	46.90	51.57	56.19
69	76.97	74.88	52.39	69.28
70	57.73	72.06	51.57	66.20
71	67.06	77.36	63.28	73.53
72	64.23	83.58	61.47	57.59
73	52.89	67.58	61.47	55.25
74	70.84	71.14	63.28	55.25
78	61.39	51.57	74.13	77.36
79	68.95	60.47	60.57	45.05
80	56.67	49.79	52.43	46.75
81	56.67	53.35	56.95	54.40
82	62.34	56.02	55.15	54.40
83	53.46	54.46	49.49	52.06
84	55.22	56.11	48.65	55.22
85	53.46	51.98	48.65	55.22
86	52.59	50.33	46.14	48.90
87	48.20	55.28	52.01	56.00
89	56.97	42.08	48.65	53.64
90	63.98	57.76	52.85	56.00
91	54.34	54.46	48.65	48.90
92	48.20	47.03	52.85	49.69
93	56.17	53.63	61.54	51.27
98	68.50	45.48	66.89	58.61
99	61.19	54.14	58.86	51.96

ตารางที่ ค.14 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (%)			
	S30	T30	S55	T55
100	54.58	51.37	62.80	50.84
101	71.08	61.40	73.13	58.54
105	63.04	50.17	56.60	52.76
106	52.46	43.74	57.43	46.60
107	61.67	55.73	73.49	57.90
112	54.38	52.97	74.44	63.21
113	57.78	50.59	60.76	60.69
114	53.33	48.48	56.42	54.62
115	60.00	54.80	62.93	57.04
116	51.11	44.69	62.93	54.62
117	60.00	46.37	54.25	52.59
120	63.33	46.72	60.01	57.65
121	60.98	40.05	54.05	49.11
122	70.37	53.40	65.05	59.78
123	69.43	60.07	61.84	53.38
124	56.29	52.95	60.46	54.66
125	72.71	64.52	68.71	59.78
126	60.98	53.40	59.55	51.24
128	63.41	52.13	57.79	48.10
133	59.65	44.11	69.63	42.33
134	55.15	35.92	69.63	39.43
135	65.27	47.90	66.15	48.19
138	57.95	42.94	82.65	62.40
139	66.58	52.48	91.55	81.60
140	73.98	57.25	85.20	79.20
141	77.68	66.79	81.38	76.80
142	86.31	81.10	89.01	76.80

ตารางที่ ค.14 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนแต่ละระบบ (%)			
	S30	**T30**	**S55**	**T55**
147	66.58	66.79	76.30	88.80
150	46.86	54.86	55.95	76.80
151	51.79	52.48	53.41	64.80
152	55.49	59.63	68.67	64.80
153	59.19	65.60	69.94	58.80
154	58.48	58.74	56.83	59.11
159	50.61	39.16	52.19	48.16
160	69.73	47.87	76.55	48.16
164	58.48	36.99	66.11	50.35
165	56.23	41.34	69.59	54.73
166	58.48	45.69	69.59	50.35
167	56.23	50.04	62.63	54.73

ตารางที่ ค.15 ปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (mg/L)					
	S30	T30-A	T30-M	S55	T55-M	T55-M
5	120	3970	50	590	3920	580
8	140	3010	30	550	3160	360
12	80	4240	110	820	3040	390
15	100	3560	105	730	3340	520
19	95	4660	255	360	3900	380
22	85	4780	80	480	4660	300
29	70	3640	100	510	3100	370
33	60	3920	215	720	3060	350
36	45	1680	45	500	2340	290
40	95	3200	85	670	2480	380
44	100	3180	40	830	2240	390
49	95	3160	110	710	3360	770
54	85	5220	70	1720	5200	660
57	185	5560	210	1010	6620	1170
62	195	6620	245	1970	6360	1360
64	95	6520	185	2860	5140	1720
68	85	5820	585	2230	6300	2460
71	105	6540	1520	1680	6320	2110
82	22840	7740	860	2380	8000	1920
89	540	7460	570	2580	9430	2300
97	310	14820	165	3020	14660	3000
100	1070	15680	360	2580	15240	3010
106	490	16640	630	2560	18940	3460
112	530	15040	565	2430	15020	1890
117	660	16980	5700	1250	15200	850
121	890	15060	500	4260	15780	3740
124	720	16600	560	1320	15580	3520

ตารางที่ ค.15 ปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (mg/L)					
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**S55**	**T55-M**	**T55-M**
127	1205	15340	165	1500	15700	2280
134	1300	25500	810	2900	26075	5380
138	7370	31475	840	12220	31525	6800
141	11990	30050	1050	8520	29625	9320
152	27040	31350	2060	38380	30675	19840
155	1150	30640	45020	14900	31800	8140
159	1210	30340	58340	6660	30420	4040

ตารางที่ ค.16 ปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (mg/L)					
	S30	T30-A	T30-M	S55	T55-M	T55-M
5	60	3050	40	490	2860	490
8	60	2290	20	500	2340	210
12	70	3000	45	560	2220	250
15	10	2520	55	370	2360	280
19	40	3240	165	310	2720	260
22	30	3560	50	350	3360	220
29	10	2740	50	350	2400	230
33	20	3080	130	510	2320	150
36	10	1320	15	390	1900	240
40	30	2660	50	580	1960	320
44	65	2520	20	660	1640	330
49	55	2440	50	530	2700	590
54	55	4140	35	1370	4160	520
57	125	4700	140	800	5320	910
62	115	5600	160	1480	5280	1050
64	65	5280	155	2170	4200	1290
68	58	4700	420	1650	4960	1890
71	65	4780	1040	1210	4960	1540
82	17220	6100	550	1460	6200	1300
89	340	5560	360	1870	8390	1400
97	175	11660	110	2320	11740	2360
100	705	12100	240	1780	11880	2300
106	320	12900	385	1910	15380	2750
112	330	11660	370	1750	11640	1390
117	340	13320	3980	800	12100	610
121	480	11820	220	1320	12280	2740
124	280	12800	310	880	12360	2620

ตารางที่ ค.16 ปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (mg/L)					
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**S55**	**T55-M**	**T55-M**
127	830	12400	90	1040	12200	1770
134	910	21250	490	1960	21675	3840
138	5160	26900	480	8500	27050	5000
141	9060	25650	690	6420	24975	7000
152	20180	25550	1360	27880	25450	14700
155	700	25460	33020	11080	26400	5840
159	820	24880	43720	4990	25260	2910

ตารางที่ ค.17 สัดส่วนระหว่างปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยต่อปริมาณของแข็งแขวนลอย (VSS/SS) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	VSS/SS					
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**S55**	**T55-M**	**T55-M**
5	0.50	0.77	0.80	0.83	0.73	0.84
8	0.43	0.76	0.67	0.91	0.74	0.58
12	0.88	0.71	0.41	0.68	0.73	0.64
15	0.10	0.71	0.52	0.51	0.71	0.54
19	0.42	0.70	0.65	0.86	0.70	0.68
22	0.35	0.74	0.63	0.73	0.72	0.73
29	0.14	0.75	0.50	0.69	0.77	0.62
33	0.33	0.79	0.60	0.71	0.76	0.43
36	0.22	0.79	0.33	0.78	0.81	0.83
40	0.32	0.83	0.59	0.87	0.79	0.84
44	0.65	0.79	0.50	0.80	0.73	0.85
49	0.58	0.77	0.45	0.75	0.80	0.77
54	0.65	0.79	0.50	0.80	0.80	0.79
57	0.68	0.85	0.67	0.79	0.80	0.78
62	0.59	0.85	0.65	0.75	0.83	0.77
64	0.68	0.81	0.84	0.76	0.82	0.75
68	0.68	0.81	0.72	0.74	0.79	0.77
71	0.62	0.73	0.68	0.72	0.78	0.73
82	0.75	0.79	0.64	0.61	0.78	0.68
89	0.63	0.75	0.63	0.72	0.89	0.61
97	0.56	0.79	0.67	0.77	0.80	0.79
100	0.66	0.77	0.67	0.69	0.78	0.76
106	0.65	0.78	0.61	0.75	0.81	0.79
112	0.62	0.78	0.65	0.72	0.77	0.74
117	0.52	0.78	0.70	0.64	0.80	0.72
121	0.54	0.78	0.44	0.31	0.78	0.73

ตารางที่ ค.17 สัดสวนระหว่างปริมาณของแข็งแขวนลอยระเหยต่อปริมาณของแข็งแขวนลอย (VSS/SS) ในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	VSS/SS					
	S30	**T30-A**	**T30-M**	**S55**	**T55-M**	**T55-M**
124	0.39	0.77	0.55	0.67	0.79	0.74
127	0.69	0.81	0.55	0.69	0.78	0.78
134	0.70	0.83	0.60	0.68	0.83	0.71
138	0.70	0.85	0.57	0.70	0.86	0.74
141	0.76	0.85	0.66	0.75	0.84	0.75
152	0.75	0.81	0.66	0.73	0.83	0.74
155	0.61	0.83	0.73	0.74	0.83	0.72
159	0.68	0.82	0.75	0.75	0.83	0.72

ตารางที่ ค.18 ปริมาณสารอินทรีย์ละลาย (ซีโอดีละลาย) ในน้ำเข้าและออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์

วันที่ทำการทดลอง	ซีโอดีละลายน้ำเข้า (mg/L)	ซีโอดีละลายในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (mg/L)					
		S30	T30-A	T30-M	S55	T55-A	T55-M
5	585	210	614	179	739	739	765
8	585	141	776	134	706	753	517
12	585	169	894	148	400	893	329
15	585	166	1013	166	253	1105	368
19	600	165	851	150	315	876	300
22	630	173	918	150	220	971	252
29	775	173	951	143	285	1476	330
33	775	187	1210	156	297	1562	281
36	787	175	1295	145	267	914	251
40	787	222	1145	214	273	1698	251
44	655	218	873	189	233	1054	218
49	711	185	1102	142	242	1044	199
54	1566	209	1044	174	209	1044	209
57	1566	254	1865	222	333	2143	302
62	1468	270	1351	210	315	1876	405
64	1865	302	2857	310	429	3492	555
68	1865	272	1966	318	438	2344	559
71	1246	268	1768	312	402	1786	491
78	1246	344	1319	264	476	1832	520
82	1246	274	1155	325	476	1371	534
89	1322	285	1253	285	432	1392	515
97	3828	372	2298	338	507	2434	575
100	2599	453	2399	426	680	2732	666
104	2599	414	2209	331	594	2347	594
106	2599	432	2320	448	624	2560	672
112	2160	463	2545	424	663	2815	663
117	2545	472	2589	426	731	2513	762

ตารางที่ ค.18 ปริมาณสารอินทรีย์ละลาย (ซีโอดีละลาย) ในน้ำเข้าและออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (ต่อ)

วันที่ทำการทดลอง	ซีโอดีละลายน้ำเข้า (mg/L)	ซีโอดีละลายในน้ำออกจากแต่ละถังปฏิกรณ์ (mg/L)					
		S30	T30-A	T30-M	S55	T55-A	T55-M
121	2334	512	2258	504	678	2560	778
124	2334	543	2195	498	781	2344	769
127	2334	694	2843	546	775	3101	775
134	5233	699	4876	499	987	4995	737
138	3871	644	4718	621	967	4488	967
141	3871	843	4099	843	1503	4327	1600
152	3871	860	3697	803	1453	4206	1568
155	3011	885	3764	753	1581	3800	1750
159	3011	803	3113	654	1513	3238	1663

ประวัติผู้วิจัย

ชื่อ – สกุล	นายศาสตรา เชื้อวงศ์สกุล
วัน เดือน ปีเกิด	25 สิงหาคม 2527
ประวัติการศึกษา	
ระดับมัธยมศึกษา	ประโยคมัธยมศึกษาตอนปลาย โรงเรียนสาธิตแห่งมหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตกำแพงแสน พ.ศ. 2544
ระดับปริญญาตรี	วิทยาศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยศิลปากร พ.ศ. 2548
ระดับปริญญาโท	วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี พ.ศ. 2551
ทุนการศึกษา หรือทุนวิจัย	ทุนอุดหนุนสนับสนุนการวิจัยระดับบัณฑิตศึกษา ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ทุนเพชรพระจอมเกล้าธนบุรี
ผลงานที่ได้รับการตีพิมพ์	สาโรช บุญยกิจสมบัติ และ ศาสตรา เชื้อวงศ์สกุล, 2552, "ผลของชนิดถังปฏิกรณ์ต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม", **การประชุมวิชาการสิ่งแวดล้อมแห่งชาติ**, ครั้งที่ 8, 25-27 มีนาคม 2552.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
ข้อตกลงว่าด้วยการโอนสิทธิในทรัพย์สินทางปัญญาของนักศึกษาระดับบัณฑิตศึกษา

วันที่ **20** เดือน **เมษายน** พ.ศ. **2552**

ข้าพเจ้า (นาย/~~นาง/นางสาว~~) **ศาสตรา เชื้อวงศ์สกุล** รหัสประจำตัว **50400414** เป็นนักศึกษาองมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ระดับ ○ ประกาศนียบัตรบัณฑิต ◉ ปริญญาโท ○ ริญญาเอก หลักสูตร **วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต** สาขาวิชา **วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม** คณะ **ศวกรรมศาสตร์** อยู่บ้านเลขที่ **11** หมู่ **21** ตำบล **สระสี่มุม** อำเภอ **กำแพงแสน** จังหวัด **นครปฐม** หัสไปรษณีย์ **73140** เป็น "ผู้โอน" ขอโอนสิทธิในทรัพย์สินทางปัญญาให้ไว้กับมหาวิทยาลัยทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรีโดยมี **รศ.ดร.บุญเจริญ ศิริเนาวกุล** ตำแหน่ง คณบดีคณะ **ศวกรรมศาสตร์** เป็นตัวแทน "ผู้รับโอน" สิทธิในทรัพย์สินทางปัญญาและมีข้อตกลงดังนี้

1. ข้าพเจ้าได้จัดทำวิทยานิพนธ์เรื่อง **ผลของชนิดถังปฏิกรณ์ต่อประสิทธิภาพการเลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม** ซึ่งอยู่ในความควบคุมของ **ดร.สาโรช บุญยกิจสมบัติ** อาจารย์ที่ปรึกษา ตามพระราชบัญญัติลิขสิทธิ์ พ.ศ. 2537 และถือว่าเป็นส่วนหนึ่งของารศึกษาตามหลักสูตรของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

2. ข้าพเจ้าตกลงโอนลิขสิทธิ์จากผลงานทั้งหมดที่เกิดขึ้นจากการสร้างสรรค์ของข้าพเจ้าในวิทยานิพนธ์ให้กับมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ตลอดอายุแห่งการคุ้มครองลิขสิทธิ์ตามพระราชบัญญัติลิขสิทธิ์ พ.ศ. 2537 ตั้งแต่วันที่ได้รับอนุมัติโครงร่างวิทยานิพนธ์จากมหาวิทยาลัย

3. ในกรณีที่ข้าพเจ้าประสงค์จะนำวิทยานิพนธ์ไปใช้ในการเผยแพร่ในสื่อใดๆ ก็ตาม ข้าพเจ้าจะต้องระบุว่าวิทยานิพนธ์เป็นผลงานของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรีทุกครั้งที่มีการเผยแพร่

4. ในกรณีที่ข้าพเจ้าประสงค์จะนำวิทยานิพนธ์ไปเผยแพร่ หรือให้ผู้อื่นทำซ้ำหรือดัดแปลงหรือเผยแพร่ต่อสาธารณชนหรือกระทำการอื่นใด ตามพระราชบัญญัติลิขสิทธิ์ พ.ศ. 2537 โดยมีค่าตอบแทนในเชิงธุรกิจ ข้าพเจ้าจะกระทำได้เมื่อได้รับความยินยอมเป็นลายลักษณ์อักษรจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรีก่อน

5. ในกรณีที่ข้าพเจ้าประสงค์จะนำข้อมูลจากวิทยานิพนธ์ไปประดิษฐ์หรือพัฒนาต่อยอดเป็นสิ่งประดิษฐ์หรืองานทรัพย์สินทางปัญญาประเภทอื่น ภายในระยะเวลาสิบ (10) ปีนับจากวันลงนามในข้อตกลงฉบับนี้ ข้าพเจ้าจะกระทำได้เมื่อได้รับความยินยอมเป็นลายลักษณ์อักษรจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี และมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรีมีสิทธิในทรัพย์สินทางปัญญานั้น พร้อมกับได้รับชำระค่าตอบแทนการอนุญาตให้ใช้สิทธิดังกล่าว รวมถึงการจัดสรรผลประโยชน์อันพึงเกิดขึ้นจากส่วนใดส่วนหนึ่งหรือทั้งหมดของวิทยานิพนธ์ในอนาคต โดยให้เป็นไปตามระเบียบ

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ว่าด้วย การบริหารผลประโยชน์อันเกิดจากทรัพย์สินทางปัญญา พ.ศ. 2538

6. ในกรณีที่มีผลประโยชน์เกิดขึ้นจากวิทยานิพนธ์หรืองานทรัพย์สินทางปัญญาอื่นที่ข้าพเจ้าทำขึ้นโดยมีมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรีเป็นเจ้าของ ข้าพเจ้าจะมีสิทธิได้รับการจัดสรรผลประโยชน์อันเกิดจากทรัพย์สินทางปัญญาดังกล่าวตามอัตราที่กำหนดไว้ในระเบียบสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ว่าด้วย การบริหารผลประโยชน์อันเกิดจากทรัพย์สินทางปัญญา พ.ศ. 2538

ลงชื่อ.....ผู้โอนสิทธิ
(นายศาสตรา เชื้อวงศ์สกุล)

ลงชื่อ.....ผู้รับโอนสิทธิ
(รศ.ดร.บุญเจริญ ศิริเนาวกุล)

ลงชื่อ.....พยาน
(ดร.สาโรช บุญยกิจสมบัติ)

ลงชื่อ.....พยาน
(ผศ.จารุรัตน์ วรนิสรากุล)