



การผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานน้ำยางชั้นร่วมกับ
กากสัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม
**Biogas Production from Concentrated Latex Industry
Wastewater and Palm Oil Mill Sludge**

จिरาพร ศิริวัฒน์

Jiraporn Sirivat

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

**A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of
Master of Engineering in Environmental Engineering
Prince of Songkla University**

2555

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์	การผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานน้ำยางเข้มข้นร่วมกับกากสัตตจจ์จาก อุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม
ผู้เขียน	นางสาวจิราพร ศิริวัฒน์
สาขาวิชา	วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

คณะกรรมการสอบ

.....
(รองศาสตราจารย์ ดร.สุเมธ ไชยประพัทธ์)

.....ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยศรี สุขสาโรจน์)

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.ดวงพร คั่นธโชติ)

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.วรรณ ฐฤทธิ)

.....กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.สุเมธ ไชยประพัทธ์)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยรับเป็น
เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรม
สิ่งแวดล้อม

.....
(ศาสตราจารย์ ดร.อมรรัตน์ พงศ์ดารุ)
คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ชื่อวิทยานิพนธ์	การผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสีย โรงงานน้ำยางชั้นร่วมกับกากสลัดจ์จาก อุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม
ผู้เขียน	นางสาวจิราพร ศิริวัฒน์
สาขาวิชา	วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
ปีการศึกษา	2554

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (Biological Methane Potential, BMP) ของกากสลัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มรวมถึงศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น โดยใช้กากสลัดจ์เป็นวัสดุหมักร่วมในการศึกษา BMP ใช้โปรแกรม RSM (Response Surface Methodology) แบบ Central Composite Design (CCD) ช่วยออกแบบการทดลองโดยศึกษา 2 ปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตก๊าซชีวภาพคือสัดส่วนเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (Inoculum to Substrate Ratio, ISR) (0.5, 0.87, 1.75, 2.63 และ 3) และ อุณหภูมิ (35, 38, 45, 52 และ 55 องศาเซลเซียส) จากการทดลองพบว่า สมการถดถอยมีความสามารถในการทำนายสูง ($R^2=0.85$) โดยที่สัดส่วน ISR สูงมี Methane yield สูง เนื่องจากระบบมีปริมาณเชื้อจุลินทรีย์มากเทียบกับอาหารการย่อยสลายจึงเกิดขึ้นสมบูรณ์กว่า และอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ Methane yield เพิ่มขึ้นแต่การทดสอบที่อุณหภูมิในช่วง thermophilic โดยใช้เชื้อจากอุณหภูมิบรรยากาศส่งผลให้ Methane yield ต่ำในการศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้นด้วยระบบต่อเนื่องโดยใช้ระบบบำบัดไร้อากาศแบบเอเอสบีอาร์และยูเอเอสบีที่มีปริมาตรใช้งาน 2,300 มิลลิลิตร ดำเนินการทดลองภายใต้อุณหภูมิห้อง (27.5-31 องศาเซลเซียส) ที่ระยะเวลาพักทางชลศาสตร์ 4 วัน โดยทำการผสมกากสลัดจ์กับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้นที่สัดส่วนต่างๆ พบว่าระบบเอเอสบีอาร์มีการผลิต Methane เพิ่มขึ้นจากการเดินระบบด้วยน้ำเสียอย่างเดียว 0.33, 0.78 และ 0.8 ลิตรมีเทนต่อลิตรน้ำเสีย หรือคิดเป็น 0.11, 0.14 และ 0.10 ลิตรมีเทนต่อกรัมของแข็งที่เติม ที่สัดส่วนกากสลัดจ์ร้อยละ 0.8, 1.6 และ 2.4 โดยน้ำหนักสดตามลำดับ ส่วนระบบยูเอเอสบีมีการผลิต Methane เพิ่มขึ้นจากการเดินระบบด้วยน้ำเสียอย่างเดียว 0.55 และ 0.12 ลิตรมีเทนต่อลิตรน้ำเสีย หรือคิดเป็น 0.18 และ 0.02 ลิตรมีเทนต่อกรัมของแข็งที่เติม ที่สัดส่วนกากสลัดจ์ร้อยละ 0.8 และ 1.6 โดยน้ำหนักสดตามลำดับ ส่วนการผสมกากสลัดจ์ลงในระบบยูเอเอสบีที่สัดส่วนร้อยละ 2.4 โดยน้ำหนักสด ส่งผลให้การผลิตก๊าซชีวภาพในระบบลดลงเนื่องจากปริมาณของแข็งในระบบที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้กวนผสมลดลงเมื่อเปรียบเทียบกับ

ประสิทธิภาพของระบบบำบัดทั้งสองพบว่าการผสมกากสัดจ์ลงในระบบยูเอเอสบีร้อยละ 0.8 โดย
น้ำหนักสด ส่งผลให้มีการผลิต Methane สูงสุดและมีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ
($P < 0.05$) โดยการประเมินความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ของการเดินระบบยูเอเอสบีขนาด 1,400
ลูกบาศก์เมตร ที่อัตราการผสมร้อยละ 0.8 นี้มีกำไรที่ได้จากการผลิตไฟฟ้า 41,580 บาทต่อเดือน
หรือจากการใช้ทดแทน LPG 47,035 บาทต่อเดือนโดยค่าขนส่งเป็นปัจจัยหลักในการตัดสินใจ
ลงทุน

Thesis Title	Biogas Production from Concentrated Latex Industry Wastewater and Palm Oil Mill Sludge
Author	Miss Jiraporn Sirivat
Major Program	Environmental Engineering
Academic Year	2011

ABSTRACT

This study aimed to investigate the biological methane potential (BMP) of decanter cake (DC) from palm oil mill and the co-digestion of concentrated rubber latex wastewater with DC. The BMP assays were carried out using Central Composite Design from the Response Surface Methodology (RSM) to examine the effects of the inoculum to substrate ratio (ISR) (0.5, 0.87, 1.75, 2.63 and 3) and temperature (35, 38, 45, 52 and 55°C). Results showed that the regression model derived from the experimental data has high predictability with R^2 of 0.85. Higher ISR gave higher methane yield due to a higher portion of microorganisms compared to the substrate causing a more complete degradation. BMP assay at temperature in the thermophilic range gave low methane yield since the seed sludge came from ambient temperature culture. In continuous anaerobic systems, UASB and ASBR at volume 2,300 mL were operated at ambient temperature (27.5-31°C), HRT 4 days. Wastewater from concentrated latex factory mixed with DC at different ratios were used as feed. Results showed that ASBR could generate methane at higher rates compared to the system fed with only wastewater at 0.33, 0.78, and 0.80 LCH₄/L wastewater, equivalent to 0.11, 0.14 and 0.10 LCH₄/gTS_{added} at DC mix ratios 0.8, 1.6, and 2.4 percent (by wet weight), respectively. For UASB, methane yield was increased at 0.55 and 0.12 LCH₄/L wastewater, equivalent to 0.18 and 0.02 LCH₄/gTS_{added} at DC mix ratios 0.8 and 1.6 percent (by wet weight), in order. At 2.4 percent, UASB generated lower methane gas due to the solid accumulation and clogging in the system. DC mix ratio at 0.8 percent for UASB operation gave higher methane yield statistically ($P < 0.05$). Economic analysis indicated that at DC mix ratio 0.8 percent, a 1,400 m³ UASB system could generate profit at 41,580 baht per month for electricity replacement or 47,035 baht per month for LPG replacement. Transportation cost of DC is a main factor for investment.

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(7)
รายการตาราง	(9)
รายการตารางภาคผนวก	(10)
รายการภาพประกอบ	(11)
สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ	(13)
บทที่	
1 บทนำ	1
1.1 บทนำสั้นเรื่อง	1
1.2 การตรวจเอกสาร	3
1.3 วัตถุประสงค์	24
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	24
1.5 ขอบเขตของการวิจัย	25
2 วิธีการวิจัย	26
2.1 วัสดุ	26
2.1.1 หัวเชื้อจุลินทรีย์	26
2.1.2 น้ำเสีย	26
2.1.3 กากสลัดจ์ (Decanter Sludge)	28
2.2 การดำเนินงานวิจัย	27
2.2.1 การทดลองที่ 1 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP) ของกากสลัดจ์	28
2.2.2 การทดลองที่ 2 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP) ของกากสลัดจ์ร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น	31
2.2.3 การทดลองที่ 3 เตินระบบ ASBR และ UASB	32
2.3 พารามิเตอร์ วิธีการวิเคราะห์และความถี่ในการวิเคราะห์น้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	35

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3 ผล และวิจารณ์ผลการวิจัย	36
3.1 ลักษณะของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นและกากสัลดจ์	36
3.2 การทดลองที่ 1 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน(BMP) ของกากสัลดจ์	38
3.3 การทดลองที่ 2 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP) ของกากสัลดจ์ร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น	49
3.4 การทดลองที่ 3 เติมนระบบบำบัดไร้อากาศแบบ ASBR และ UASB	53
3.4.1 สภาพกรด (Volatile Fatty Acid) สภาพด่าง (Alkalinity) และพีเอช (pH)	53
3.4.2 ซีโอดี (Chemical Oxygen Demand: COD)	56
3.4.3 ของแข็งแขวนลอยด์ (Suspended Solid: SS)	59
3.4.4 ซัลเฟต (Sulfate: SO_4^{2-})	61
3.4.5 การผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production)	65
3.5 การวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์	70
4 บทสรุปและข้อเสนอแนะ	76
4.1 บทสรุป	76
4.2 ข้อเสนอแนะ	77
บรรณานุกรม	78
ภาคผนวก	88
ภาคผนวก ก ผลปริมาณก๊าซชีวภาพจากชุดการศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP)	89
ภาคผนวก ข ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	94
ภาคผนวก ค ผลการวิเคราะห์ข้อมูลทางสถิติ	103
ภาคผนวก ง การประเมินอัตราการไหลขึ้นของน้ำเสียในระบบ UASB และเวลากักเก็บตะกอนของระบบ ASBR	106
ประวัติผู้เขียน	108

รายการตาราง

ตาราง	หน้า
1-1 องค์ประกอบของน้ำยางสด	4
1-2 สัดส่วนปริมาณการใช้น้ำยางข้นในการผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ประเภทต่างๆ	5
1-3 ลักษณะน้ำเสียในโรงงานน้ำยางข้น	8
2-1 ชุดการทดลอง BMP ที่ออกแบบโดยใช้โปรแกรม RSM	29
2-2 องค์ประกอบและปริมาณของสารละลายอาหารที่ใช้ในการทดลอง	30
2-3 สภาพในการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	34
2-4 พารามิเตอร์ วิธีการและความถี่ในการวิเคราะห์น้ำเสียและน้ำทิ้งสำหรับระบบ ไร้อากาศแบบ ASBR และ UASB	35
3-1 ลักษณะทางเคมีของน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง	36
3-2 ลักษณะของกากสลัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม	37
3-3 ปริมาณ Methane yield, อัตราการผลิตมีเทน และเวลาที่จุลินทรีย์ใช้ในการปรับตัว ก่อนเพิ่มจำนวนจากการศึกษา BMP ของกากสลัดจ์ที่ $ISR=1.75$ ณ อุณหภูมิต่างๆ	40
3-4 ปริมาณ Methane yield, อัตราการผลิตมีเทน และเวลาที่จุลินทรีย์ใช้ในการปรับตัว ก่อนเพิ่มจำนวนจากการศึกษา BMP ของกากสลัดจ์ที่ ณ อุณหภูมิ $45^{\circ}C$ ที่ ISR ต่างๆ	41
3-1 เปรียบเทียบ Methane yield ที่ได้จากการทดลองและจากแบบจำลอง	46
3-2 ค่า Coefficients estimate และ p -values ของแต่ละปัจจัย	48
3-3 ตาราง ANOVA แสดงผลทำการถดถอย	48
3-4 ค่าที่ได้จาก Gompertz equation จากการศึกษาศึกษา BMP ของกากสลัดจ์ร่วมกับ น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น	50
3-5 ค่าที่ได้จาก Gompertz equation จากการศึกษาศึกษา BMP ของกากสลัดจ์ร่วมกับ น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น ที่ระยะเวลา 15 days	51
3-11 สรุปประสิทธิภาพของระบบ ASBR และ UASB ที่สถานะคงตัวโดยใช้น้ำเสียจาก อุตสาหกรรมน้ำยางข้นหมักร่วมกับกากสลัดจ์	68

รายการตารางภาคผนวก

ตารางผนวก		หน้า
ก-1	ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 35°C	89
ก-2	ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 38°C	90
ก-3	ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 45°C	91
ก-4	ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 52°C	92
ก-5	ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 55°C	93
ข-1	ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และปริมาณก๊าซชีวภาพจากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB โดยใช้น้ำเสียจากอุตสาหกรรมยางพาราหมักร่วมกับกากสลัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม	94
ค-1	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยสัดส่วนก๊าซมีเทนที่ได้จากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ	103
ค-2	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยปริมาณ Biogas yield (L/gCOD _{removed}) ที่ได้จากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ	104
ค-3	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยปริมาณ Biogas yield (L/Lwastewater) ที่ได้จากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ	104
ค-4	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยปริมาณ Methane yield (L/gCOD _{removed}) ที่ได้จากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ	105
ค-5	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยปริมาณ Methane yield (L/Lwastewater) ที่ได้จากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ	105

รายการภาพประกอบ

ภาพประกอบ	หน้า
1-1 ผลผลิตยางธรรมชาติของประเทศไทย	3
1-2 กระบวนการผลิตน้ำยางข้น	6
1-3 กระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มดิบผสมแบบใช้น้ำ	10
1-4 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้อากาศ	14
1-5 แผนภาพแสดงการทำงานของระบบ UASB	19
1-6 แผนภาพแสดงการทำงานของระบบ ASBR	20
1-1 ภาพสามมิติที่ได้จากโปรแกรม RSM	23
1-2 การออกแบบ Central Composite Design แบบ 2 ปัจจัย	23
1-3 การออกแบบ Box-Behnken Design	24
2-1 การเก็บน้ำตัวอย่างน้ำเสียแบบจ้วง (Grab Sampling)	26
2-2 ลำดับการบำบัดน้ำเสียและจุดเก็บตัวอย่างน้ำเสียของบริษัท ผลิต อุตสาหกรรมน้ำยางข้น จำกัด	27
2-3 กากสลัดจ์ที่นำมาใช้ในการทดลอง BMP	28
2-4 ชุดการศึกษา BMP	30
2-5 แบบจำลองระบบบำบัดน้ำเสียแบบ ASBR	32
2-6 แบบจำลองระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB	34
3-1 ปริมาณ Methane yield ณ อุณหภูมิต่างๆ ที่ $ISR = 1.75$	39
3-2 ปริมาณ Methane yield ณ อุณหภูมิ $45^{\circ}C$ ที่ ISR ต่างๆ	41
3-3 Biogas yield ของกากสลัดจ์ที่สัดส่วน ISR และอุณหภูมิต่างๆ	43
3-1 สัดส่วนก๊าซมีเทนจากกากสลัดจ์ ที่สัดส่วน ISR และอุณหภูมิต่างๆ	43
3-5 ภาพจำลอง 3 มิติ และกราฟ Contour จากผลของอุณหภูมิและสัดส่วน เชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (ISR) ที่ต่างๆ กัน	45
3-6 ค่า Residual จากการทดลองและความสัมพันธ์ระหว่าง Methane yield ที่ได้จากการ ทดลองและการทำนายด้วยแบบจำลอง	47
3-7 ปริมาณก๊าซมีเทนสะสมในการศึกษา BMP ของกากสลัดจ์ร่วมกับน้ำเสียจาก อุตสาหกรรมน้ำยางข้น	50

รายการภาพประกอบ (ต่อ)

ภาพประกอบ	หน้า
3-8 เปรียบเทียบปริมาณ Methane yield จากการศึกษา BMP ของกากสัดจัดร่วมกับ nutrient solution น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางขึ้นที่ระยะเวลา 15 days	51
3-9 VFA และ Alkalinity ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	54
3-10 สัดส่วน VFA/Alkalinity และค่า pH ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	54
3-11 ค่า COD และประสิทธิภาพในการบำบัด COD จากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	57
3-12 ค่า COD ละลายและประสิทธิภาพในการบำบัด COD ละลายจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	57
3-13 COD loading ที่ใช้ในการเดินระบบ	59
3-14 ปริมาณของแข็งแขวนลอยได้ในน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	60
3-15 ปริมาณซัลเฟตในน้ำเสีย-น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพในการบำบัดซัลเฟตของระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	63
3-16 สัดส่วน COD/SO ₄ ²⁻ ของน้ำเสียและปริมาณก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์จากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	65
3-17 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพของระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	67
3-18 Methane yield และสัดส่วนก๊าซมีเทนที่ได้จากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB	67

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ

BMP	= Biological Methane Potential คือ ศักยภาพในการผลิตมีเทน
DAF	= Dissolved Air Floatation system คือ การลอยตัวโดยใช้อากาศ
DC	= Decanter cake คือ กากสลัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม
DI	= Deionized Water คือ น้ำปราศจากไอออน
Eff.	= Effluent คือ น้ำเสียที่ออกจากระบบ
EQ	= Equalization pond คือ บ่อปรับเสถียร
g/L	= กรัมต่อลิตร
HRT	= Hydraulic Retention Time คือ ระยะเวลาที่กักพักทางชลศาสตร์
H ₂ S	= Hydrogen sulfide คือ ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์
Inf.	= Influent คือ น้ำเสียที่เข้าระบบ
ISR	= Inoculum to Substrate Ratio คือ สัดส่วนเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร
kJ	= หน่วยไฟฟ้า กิโลจูลล์
kWh	= หน่วยไฟฟ้า กิโลวัตต์ต่อชั่วโมง
LBiogas/gCOD _{removed}	= ลิตรก๊าซชีวภาพต่อกรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด
LBiogas/Lwastewater	= ลิตรก๊าซชีวภาพต่อลิตรน้ำเสีย
LCH ₄ /gCOD _{removed}	= ลิตรมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด
LCH ₄ /Lwastewater	= ลิตรมีเทนต่อลิตรน้ำเสีย
mg	= มิลลิกรัม
mg/L	= มิลลิกรัมต่อลิตร
mL	= มิลลิลิตร
mLCH ₄ /gVS _{added}	= มิลลิลิตรมีเทนต่อกรัมของแข็งระเหยง่ายที่เติมลงในระบบ
MPB	= Methane Producing Bacteria คือ จุลินทรีย์ที่ผลิตก๊าซมีเทน
rpm	= round per minute คือ จำนวนรอบต่อนาที
RSM	= Response Surface Methodology
SO ₄ ²⁻	= Sulfate คือ ปริมาณซัลเฟต
SRB	= Sulfate Reducing Bacteria คือ จุลินทรีย์ที่รีดิวซ์ซัลเฟต
SRR	= Sulfate Reduction Reactor คือ ระบบบำบัดไร้อากาศกำจัดซัลเฟตในน้ำเสีย

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ (ต่อ)

Temp.	= Temperature คือ อุณหภูมิ
TS	= Total Solid คือ ของแข็งทั้งหมด
UASB	= Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor คือ ระบบชั้นตะกอนไร้อากาศแบบไหลขึ้น
VFA	= Volatile Fatty Acid
VS	= Volatile Solid คือ ของแข็งระเหยง่าย
v/v	= volume by volume คือ สัดส่วนปริมาตรโดยปริมาตร
w/v	= weight by volume คือ สัดส่วนน้ำหนักโดยปริมาตร
°C	= องศาเซลเซียส

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำต้นเรื่อง

ปาล์มน้ำมันเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญของประเทศไทย โดยพื้นที่ที่มีการปลูกมากที่สุดคือ กลุ่มจังหวัดกระบี่ สุราษฎร์ธานี และชุมพร เนื่องจากผลตอบแทนจากการปลูกปาล์มน้ำมันดีกว่าการปลูกพืชชนิดอื่นอีกทั้งราคาน้ำมันปาล์มในตลาดโลกมีแนวโน้มสูงขึ้นจึงเป็นแรงจูงใจให้เกษตรกรขยายพื้นที่ปลูกเพิ่มขึ้นด้วย ในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มนั้นพบว่าทะเลาะปาล์มสด 120,000 tons ก่อให้เกิดทะเลาะปาล์มเปล่าประมาณ 27,600 tons และส่วนที่เป็นของเหลือคือน้ำทิ้ง (Palm Oil Mill Effluent: POME) อีก 96,000 m³ (Schuchardt *et al.*, 2002) โดยของเสียที่เกิดขึ้นนี้มีการนำไปบำบัดในรูปแบบต่างๆ กัน เช่นเส้นใยปาล์ม (palm pericarp fiber) ประมาณ 14% และกะลาปาล์ม (palm shell) ประมาณ 6% ถูกนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิง ทะเลาะปาล์มเปล่า (empty fruit bunches) ประมาณ 24% สามารถนำไปขายแก่อุตสาหกรรมอื่นเพื่อใช้เป็นวัสดุในการเพาะเห็ดหรือทำปุ๋ยเนื่องจากมีโพแทสเซียมเป็นองค์ประกอบ และกากสลัดจ์ (Decanter cake, DC) ประมาณ 4.2% ถูกนำไปใช้เป็นอาหารสัตว์หรือทำปุ๋ย (Chavalparit *et al.*, 2006) เนื่องจากอุดมไปด้วยธาตุอาหารหลายชนิดเช่น N, P₂O₅, K₂O, CaO และ MgO (Haron *et al.*, 2008)

ยางพาราเป็นพืชเศรษฐกิจหลักที่สำคัญของประเทศไทย และมีการผลิตมากเป็นอันดับหนึ่งของโลก พื้นที่ที่มีการปลูกยางพาราส่วนใหญ่อยู่ในภาคใต้และภาคตะวันออก และกำลังมีการขยายการปลูกเพิ่มขึ้นไปยังภาคเหนือ ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ และภาคตะวันตก และมีการคาดการณ์ว่าอีก 10 ปีข้างหน้าประเทศไทยจะมีผลผลิตยางพาราเพิ่มขึ้นเฉลี่ยร้อยละ 1.44 ต่อปี และมีอัตราการส่งออกยางพาราเพิ่มขึ้นเฉลี่ย 0.33%/year โดยอุตสาหกรรมยางพาราในประเทศไทยส่วนใหญ่เป็นอุตสาหกรรมต้นน้ำมีผลผลิตคือยางแผ่นรมควัน ยางแท่ง และน้ำยางข้น ประมาณ 40.80, 33.96 และ 25.24% ตามลำดับ (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2553) ในปัจจุบันความต้องการในตลาดโลกช่วยให้ผลิตภัณฑ์น้ำยางข้นของประเทศไทยเติบโตขึ้น เนื่องจากความต้องการที่มากขึ้นทำให้ปริมาณการนำเข้าน้ำยางข้นจากประเทศไทยเพิ่มขึ้น

อุตสาหกรรมน้ำยางข้นเป็นอุตสาหกรรมที่ผลิต ถูงมือยาง ยางฟองน้ำ ยางยืด ฝักดา ยาง ถูยางอนามัย หัวนมยาง ลูกโป่ง เครื่องมือทางการแพทย์/วิทยาศาสตร์ เป็นต้น ในกระบวนการผลิตน้ำยางข้นก่อให้เกิดน้ำเสียจากการสกิมยางที่มีความสกปรกในรูปซีไอดี 15,444 mg/L (กรมควบคุมมลพิษ, 2548) รองลงมาคือน้ำเสียจากการล้างบ่อน้ำยางสด น้ำเสียเหล่านี้ถูกรวบรวมมาล้างบ่อน้ำเสียน้ำเสียรวมโดยมีค่าความสกปรกในรูปซีไอดีเฉลี่ย 5,430 mg/L และมีความเข้มข้นของซัลเฟต

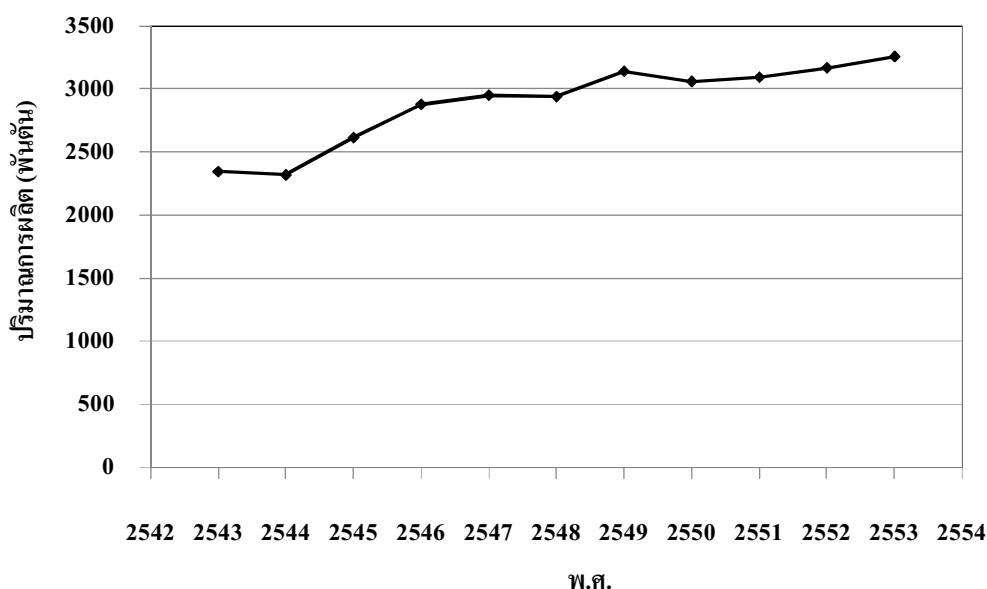
เฉลี่ย 1,819 mg/L (Kanyarat and Sumate, 2008) ระบบบำบัดน้ำเสียที่นิยมใช้ในอุตสาหกรรมน้ำยางข้น ได้แก่ ระบบบ่อบำบัดเสถียร ระบบฝั่ และบ่อเติมอากาศ สำหรับระบบบำบัดไร้อากาศนั้นยังไม่ได้รับความนิยม เนื่องจากน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นมีความสกปรกในรูปซีโอดีไม่สูงจึงส่งผลให้ได้ก๊าซชีวภาพน้อย อีกทั้งผลจากการใช้กรดซัลฟูริกในกระบวนการผลิตส่งผลให้ก๊าซชีวภาพที่ได้มีไฮโดรเจนซัลไฟด์ปนเปื้อนสูงซึ่งไม่สะดวกต่อการนำมาใช้งาน

ดังนั้นผู้วิจัยจึงสนใจศึกษาการนำกากสลัดจ์มาเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น โดยศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (Biological Methane Potential, BMP) ของกากสลัดจ์ และศึกษาการผลิตก๊าซชีวภาพของการใช้กากสลัดจ์หมักร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น โดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพของการใช้ระบบบำบัดแบบแอนเอโรบิก (Anaerobic Sequencing Batch reactor, ASBR) และยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB)

1.2 การตรวจเอกสาร

1.2.1 อุตสาหกรรมยางพารา

อุตสาหกรรมยางพาราเป็นอุตสาหกรรมขนาดใหญ่ของประเทศไทย และเป็นอุตสาหกรรมใหญ่อันดับหนึ่งของภาคใต้ เพื่อเป็นการรองรับกับผลผลิตที่ได้จากต้นยางพาราที่มีการปลูกมากในพื้นที่ อุตสาหกรรมยางพาราแบ่งเป็น 2 ส่วนคือ อุตสาหกรรมต้นน้ำซึ่งผลิตยางแผ่นรมควัน ยางแท่งมาตรฐานและน้ำยางข้น และอุตสาหกรรมปลายน้ำจะผลิตผลิตภัณฑ์ที่มีมูลค่าสูงขึ้น ภาพประกอบ 1-1 แสดงปริมาณการผลิตยางดิบและน้ำยางข้นในช่วงระหว่าง พ.ศ. 2543-2553 ซึ่งพบว่าแนวโน้มการผลิตสูงขึ้นทุกปี



ภาพประกอบ 1-1 ผลผลิตยางธรรมชาติของประเทศไทย

ที่มา: ดัดแปลงจาก สถิติยางพาราประเทศไทย สถาบันวิจัยยาง, 2554

น้ำยางสดที่ได้จากต้นยางพารามีลักษณะเป็นของเหลวสีขาวขุ่น โดยมีส่วนประกอบหลักที่สำคัญอยู่ 3 ส่วนคือ ส่วนที่เป็นน้ำ (Watery) ส่วนนี้ทำหน้าที่เป็นตัวกลาง (Medium) มีอยู่ประมาณ 60% ของน้ำยางบริสุทธิ์ ส่วนที่เป็นของแข็งแต่ไม่ใช่ยาง (Non-rubber solid) ประกอบด้วย Protein , Lipids , Carbohydrate และ Inorganic salts มีอยู่ทั้งสิ้นประมาณ 5% โดยน้ำหนักของน้ำยาง มีทั้งที่อยู่ในรูปสารละลายและสารแขวนลอยองค์ประกอบเหล่านี้ทำให้ส่วนที่เป็นน้ำกลายเป็นน้ำที่ไม่บริสุทธิ์น้ำยางที่รวมเอาส่วนนี้เข้าไปด้วยเรียกว่า Serum และส่วนที่เป็นยาง (Rubber Hydrocarbon) เป็นส่วนที่มนุษย์เรานำไปใช้ประโยชน์ พกยางแผ่น ยางแท่ง ยางเครพ

หรือยางทุกรูปแบบที่ซึ่ซอขายกันอยู่ในตลาดได้ไปจากส่วนนี้ทั้งสิ้น น้ำยางที่ยังสดอยู่ส่วนนี้จะอยู่กันเป็นเม็ดๆ เรียกว่า อนุภาคยาง (Rubber Particles) ซึ่งแขวนลอย (Suspended) อยู่ในส่วนที่เป็นของเหลว (Serum) และมีประจุไฟฟ้าเป็นลบ (Negative Charges) น้ำยางสดที่ได้จากต้นยางพารามีความหนาแน่น 0.975-0.980 g/mL มีค่าความเป็นกรดเป็นด่าง (pH) 6.5-7 อนุภาคยางมีรูปร่างกลมบริเวณผิวมีประจุลบผลัดกันตลอดเวลาทำให้สามารถคงสภาพเป็นน้ำยางอยู่ได้จนกว่าจะมีสภาพแวดล้อมและปัจจัยต่างๆ มารบกวนทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงซึ่งทำให้น้ำยางเสียเสถียรสภาพและจับตัวกันเป็นก้อน ปกติแล้วน้ำยางสดจะมีปริมาณเนื้อยาง 30-35% และส่วนที่ไม่ใช่ยาง 65% มีองค์ประกอบแสดงดังตารางที่ 1-1 จึงไม่นำมาทำเป็นผลิตภัณฑ์ น้ำยางสดจึงมักถูกนำไปแปรรูปเป็นวัตถุดิบยางขั้นต้น เช่น น้ำยางข้น ยางแผ่นรมควัน ยางแผ่นผึ่งแห้ง ยางแท่ง STR (Standard Thai Rubber) เป็นต้น แล้วจึงนำไปผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ต่อไป

ตารางที่ 1-1 องค์ประกอบของน้ำยางสด

องค์ประกอบของน้ำยางสด	% โดยน้ำหนัก
เนื้อยางแห้ง	20-45
น้ำ	50-75
โปรตีน	1-1.5
เรซิน	1-2.5
น้ำตาล	1.
สารอนินทรีย์	0.5

ที่มา: ดัดแปลงจาก ศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ, 2553

1.2.1.1 กระบวนการผลิตน้ำยางข้น

น้ำยางข้นคือน้ำยางที่มีปริมาณเนื้อยางแห้ง (Dry Rubber Content: DRC) ไม่ต่ำกว่า 60% ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากน้ำยางข้นได้แก่ กุ้งมือยาง ยางฟองน้ำ ยางยืด ตุ๊กตายาง กุ้งยางอนามัย หัวนมยาง ลูกโป่ง เครื่องมือทางการแพทย์/วิทยาศาสตร์ เป็นต้น มีส่วนร่วมในการผลิตเป็นผลิตภัณฑ์แสดงดังตารางที่ 1-2 น้ำยางข้นสามารถผลิตได้ 4 วิธีคือ วิธีการปั่น (Centrifuging) วิธีการระเหยน้ำ (Evaporation) วิธีการทำครีม (Creaming) และวิธีการแยกด้วยไฟฟ้า (Electrodecantation) แต่วิธีที่นิยมมากที่สุดคือวิธีการปั่น โดยในกระบวนการปั่นจะได้น้ำยางข้นและหางน้ำยาง (skim latex) มีกระบวนการผลิตดังนี้

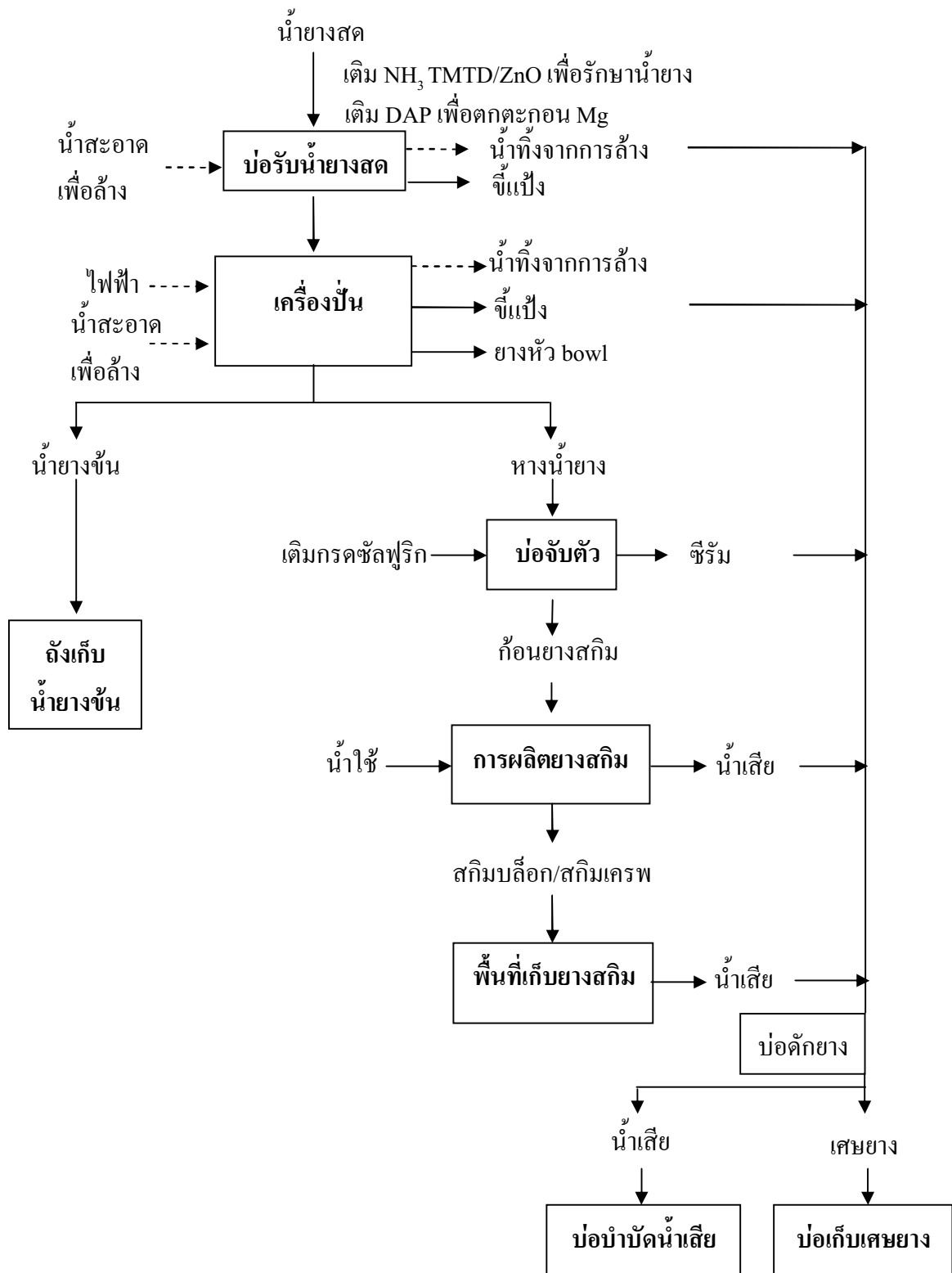
- 1) ทำการรักษาสภาพน้ำยางสดด้วยสารละลายแอมโมเนีย ร่วมกับสารเคมีประเภทอื่น เช่น ZnO/TMTD
- 2) ปรับคุณสมบัติต่างๆ ของน้ำยางสดให้ได้ตามมาตรฐานที่กำหนด
- 3) นำน้ำยางสดเข้าเครื่องปั่นแยก โดยใช้เครื่องปั่นน้ำยางชั้น (เซนตริฟิวจ์) ในชั้นตอนปั่นน้ำยางจะมีการล้างเครื่องปั่นทุก 2-3 hrs
- 4) ใต้น้ำยาง 2 ส่วนคือน้ำยางชั้นและหางน้ำยาง ส่วนของน้ำยางชั้นที่ได้จะมีเนื้อยางแห้ง 60% ทำการปรับสภาพน้ำยางให้ได้ตามมาตรฐาน และรักษาสภาพน้ำยางด้วยแอมโมเนีย . ส่วนของหางน้ำยางที่เหลือจะถูกนำไปจับตัวหางน้ำยางด้วยกรดซัลฟูริก โดยปริมาณของกรดซัลฟูริกที่ใช้ขึ้นอยู่กับปริมาณแอมโมเนียที่อยู่ในหางน้ำยางด้วย ถ้าปริมาณแอมโมเนียในหางน้ำยางมากก็ต้องใช้กรดซัลฟูริกมากขึ้น เพราะส่วนหนึ่งของกรดต้องนำไป Neutralize แอมโมเนียในหางน้ำยาง และน้ำทิ้งที่เกิดจากกระบวนการจับตัวหางน้ำยางซึ่งมีปริมาณซัลเฟตอยู่มาก จะส่งผลกระทบต่อกระบวนการบำบัดน้ำเสียต่อไป

ตารางที่ 1-2 สัดส่วนปริมาณการใช้ยางชั้นในการผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ประเภทต่างๆ ในปี

พ.ศ. 2547

ผลิตภัณฑ์	ปริมาณการใช้ยางชั้น
ถุงมือยาง	66.3
ยางยืด	27.7
เครื่องมือทางการแพทย์	3.11
ถุงยางอนามัย, ลูกโป่ง, กาว, ฟองน้ำ	2.83

ที่มา: ดัดแปลงจาก สถาบันพัฒนาการศึกษานอกระบบและการศึกษาตามอัธยาศัยภาคใต้, 2554



ภาพประกอบ 1-2 กระบวนการผลิตน้ำยางข้น

ที่มา: กรมควบคุมมลพิษ, 2548

น้ำยางชั้นมี 2 รูปแบบคือชนิดแอมโมเนียสูง (High Ammonia, HA) และ ชนิดแอมโมเนียต่ำ (Low Ammonia, LA) ซึ่งใช้สารรักษาสภาพน้ำยางที่ต่างกัน โดยชนิด HA ใช้สารรักษาสภาพน้ำยางชนิดแอมโมเนีย 0.7% ร่วมกับกรดคลอริก 0.035% น้ำยางชนิดนี้มีข้อดีคือมีอายุการเก็บน้ำยางได้นานเป็นปี ไม่เสียน้ำยางจึงมักนำไปผลิตถุงมือยาง กาวยาง ถุงยางอนามัย เป็นต้น ยกเว้นยางพองน้ำ เนื่องจากแอมโมเนียที่อยู่ในน้ำยางจะไปยับยั้งปฏิกิริยาการเกิดเจลหรือเกิดฟองในน้ำยางทำให้ได้ฟองน้ำที่ด้อยคุณภาพ ส่วนชนิด LA เป็นน้ำยางชั้นที่ใช้สารรักษาสภาพน้ำยางชนิดแอมโมเนีย 0.2% ร่วมกับทีเอ็มทีดี 0.013% ร่วมกับ ซิงค์ออกไซด์ 0.013% ร่วมกับกรดคลอริก 0.035% สำหรับน้ำยางชนิด LA นอกจากการใช้สารช่วยกลุ่มทีเอ็มทีดี ซิงค์ออกไซด์ และกรดคลอริกดังกล่าวข้างต้นแล้ว ผู้ผลิตน้ำยางชั้นประเภทอื่น ๆ ได้มีการใช้สารช่วยกลุ่มอื่น ๆ เช่น แซคคิซี ร่วมกับกรดคลอริก หรือกรดบอริกร่วมกับกรดคลอริก เป็นต้น น้ำยางชนิดนี้ส่วนใหญ่นำไปใช้ในกระบวนการผลิตยางพองน้ำ แต่ทั้งนี้อายุการเก็บของน้ำยางชนิดนี้จะสั้นกว่าน้ำยางชนิดแอมโมเนียสูง ในส่วนของหางน้ำยางมีเนื้อยางอยู่ไม่เกิน 8% จะถูกนำไปทำยางสกิมหรือยางเครพ โดยใช้กรดซัลฟูริกในการจับตัว

น้ำเสียจากกระบวนการผลิตน้ำยางชั้น เกิดจากแหล่งต่างๆ ดังต่อไปนี้

1) บ่อรวบรวมน้ำยางสด ในกระบวนการรวบรวมน้ำยางสด จะต้องทำการถ่ายเทน้ำยางสดจากรถบรรทุกของชาวสวนมายังบ่อรับน้ำยาง จะมีการใช้น้ำฉีดทำความสะอาดรถบรรทุก การล้างทำความสะอาดน้ำยางสดที่หกเลอะเทอะขณะถ่ายน้ำยาง รวมไปถึงการล้างทำความสะอาดบ่อรับน้ำยาง

2) กระบวนการปั่นยาง บริเวณเครื่องปั่นจะมีการใช้น้ำในขั้นตอนต่างๆ ได้แก่ ใช้ทำความสะอาดจานแยก (Bowl) เพื่อล้างสลัดจ์ออกจากหัวปั่น น้ำล้างน้ำยางที่ไหลลงเครื่องปั่น น้ำล้างแท่งเก็บน้ำยางตลอดจนน้ำที่ใช้ล้างอุปกรณ์ต่างๆ และระหว่างการปั่นน้ำยางต้องทำการล้างหัวปั่นทุก 2-3 hrs เนื่องจากเกิดการอุดตันของหัวปั่นน้ำยางและการอุดตันของซี่ยางที่ต่อจ่ายน้ำยาง

3) ถังเก็บน้ำยางชั้น จะใช้น้ำในการทำสะอาดถังน้ำยาง เพื่อเป็นการลดการปนเปื้อนของน้ำยางชั้น

4) กระบวนการผลิตยางสกิม หางน้ำยางที่แยกออกจากเครื่องปั่นจะมีเนื้อยางอยู่ประมาณ 4-5% และจะถูกแยกออกในกระบวนการทำยางสกิมด้วยการเติมกรดซัลฟูริก เนื้อยางจะจับตัวเป็นก้อนและถูกแยกออกไปน้ำที่เหลือเรียกว่าน้ำซีรัมมี pH อยู่ในช่วง 2-4 จะถูกนำไปผสมกับน้ำล้างต่างๆ ก่อนเข้าบ่อดักยาง และยังมีน้ำเสียที่เกิดจากการล้างก้อนยางสกิมด้วย

ตารางที่ 1-3 ลักษณะน้ำเสียในโรงงานน้ำตาลขี้เหล็ก

ลักษณะ	น้ำเสีย
พีเอช	5.72
อุณหภูมิ (°C)	30.0
บีโอดี (mg/L)	4,430
ซีโอดี (mg/L)	7,996
ของแข็งแขวนลอย (mg/L)	1,128
ซัลไฟด์ทั้งหมด (mg/L)	< 1
ซัลไฟด์ที่ละลายน้ำ (mg/L)	< 1
ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (mg/L)	< 1
ซัลเฟต (mg/L)	1,102

ที่มา: ดัดแปลงจากแกมกาญจน์ รักษาพรหมณ์ (2539). สุพัตร เฉลียววงศ์ (2540). อภรณ์ รักเกิด (2541). พัฒนวรรณ วิทยกุล (2544). อ่างในกรมควบคุมมลพิษ (2548)

1.2.2 อุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์ม

อุตสาหกรรมน้ำมันปาล์มมีความสำคัญต่อเศรษฐกิจของภาคใต้รองจากอุตสาหกรรมยางพารา ซึ่งเห็นได้จากการขยายพื้นที่ในการปลูกปาล์มน้ำมันอย่างต่อเนื่อง โดยในปี พ.ศ. 2553 พบว่ามีพื้นที่ในการปลูก 3,640,000 ไร่ ส่งผลให้มีผลผลิต 9,030,000 tons และพบว่ามีความต้องการใช้น้ำมันปาล์มเพื่อการบริโภคอยู่ที่ 924,000 tons (วารสารเคหะการเกษตร, 2554) ผลจากนโยบายการใช้พลังงานทดแทนจึงส่งผลให้ความต้องการน้ำมันปาล์มจะเพิ่มสูงขึ้น

ปาล์มน้ำมันเป็นพืชที่ให้น้ำมันสูงเมื่อเทียบกับพืชน้ำมันอื่น โดยประเทศไทยผลิตน้ำมันปาล์มดิบได้ประมาณปีละ 700,000-800,000 tons ประเทศที่สามารถปลูกปาล์มน้ำมันได้ดีมี 4 ประเทศได้แก่ มาเลเซีย โคลัมเบีย ไทย และอินโดนีเซีย โดยในปี พ.ศ. 2550 พบว่าประเทศไทยมีพื้นที่เกี่ยวกับผลผลิตปาล์มน้ำมันประมาณ 2.7 ล้านไร่ ผลิตทะลายน้ำมันประมาณ 6,700,000 tons/year คิดเป็นมูลค่า 30,000 million bath/year (วิชาการดอทคอม, 2554) ทะลายน้ำมันที่เก็บเกี่ยวได้จะถูกส่งเข้าสู่โรงงานเพื่อทำการสกัดเป็นน้ำมันต่อไป

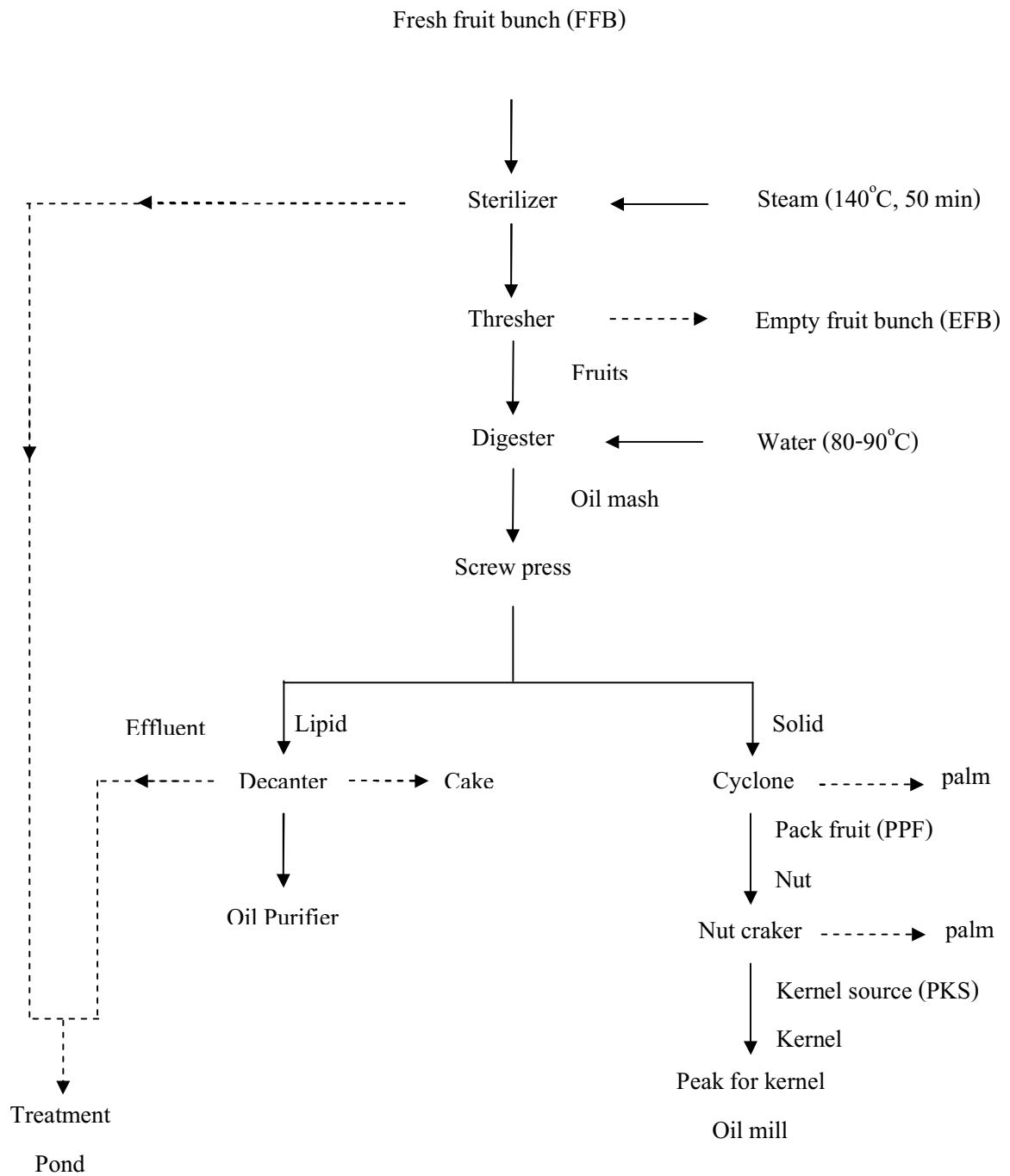
1.2.2.1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม สามารถแบ่งกระบวนการสกัดออกเป็น 2 ประเภท ดังนี้

1) การสกัดแบบไม่ใช้น้ำหรือแบบแห้ง เป็นกระบวนการผลิตแบบง่าย ๆ ซึ่งใช้ความร้อนจากฟืนในการอบผลปาล์ม หลังจากนั้นผลปาล์มจะถูกส่งไปยังเครื่องหีบแบบเกลียวอัด น้ำมันที่ได้จะถูกทำให้ร้อนและผ่านเข้าเครื่องกรองแบบหลายชั้นเพื่อขจัดสิ่งเจือปน น้ำมันดิบที่ได้เป็นส่วนผสมระหว่างน้ำมันจากเปลือกและเมล็ดในจะมีคุณภาพดีขายน้ำมันจากส่วนเปลือกเพียงอย่างเดียว วิธีนี้เหมาะกับโรงงานขนาดเล็ก อีกทั้งยังเป็นการลดปัญหาและค่าใช้จ่ายเกี่ยวกับการบำบัดน้ำเสียด้วย

2) การสกัดแบบใช้น้ำ หรือแบบมาตรฐาน สามารถแบ่งออกเป็น 2 ลักษณะคือแบบที่ใช้เครื่องดีแคนเตอร์ (Decanter) และแบบที่ไม่ใช้เครื่องดีแคนเตอร์หรือเครื่องแยก (Seperator) สำหรับแหล่งที่มาของน้ำทิ้งส่วนใหญ่มาจาก 2 ขั้นตอนได้แก่น้ำทิ้งจากหม้อนึ่งอบผลปาล์มและน้ำทิ้งจากเครื่องดีแคนเตอร์หรือจากเครื่องเหวี่ยง ซึ่งในน้ำทิ้งจะมีมลสารในรูปซีโอดี (COD) บีโอดี (BOD) ของแข็งแขวนลอยด์ (Suspended Solid) และน้ำมัน (Oil) ในระดับสูง

สำหรับขั้นตอนทั่วไปของการสกัดน้ำมันปาล์มเริ่มจากการอบทะเลลายปาล์มสดด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิระหว่าง 140°C ความดัน $40\text{-}60\text{ lb/m}^2$ ประมาณ $40\text{-}60\text{ min}$ การอบทะเลลายปาล์มสดนอกจากช่วยให้ผลปาล์มนุ่มหลุดจากทะเลลายปาล์มได้ง่ายขึ้นแล้ว ยังเป็นการยับยั้งปฏิกิริยาไลโปไลซิสที่จะทำให้เกิดกรดไขมันอิสระในผลปาล์ม ทะเลลายปาล์มที่ผ่านการอบแล้วถูกส่งเข้าเครื่องแยกผลปาล์มแล้วส่งต่อผลปาล์มเข้าเครื่องย่อยผลปาล์ม ซึ่งภายในมีใบพัดกววนผลปาล์มให้เส้นใยฉีกขาดออกจากเมล็ดและเซลล์น้ำมันแตกตัว ขณะย่อยผลปาล์มมีการเติมน้ำลงไปเล็กน้อย จากนั้นป้อนเข้าเครื่องหีบแบบอัดเกลียวเพื่อแยกน้ำมันออกจากเมล็ดในและเส้นใย นำน้ำมันที่ได้จากเครื่องหีบกรองแยกผ่านตะแกรงแบบสั่น จากนั้นแยกกรวดทรายออกด้วยเครื่องแยกกรวดทรายแบบไฮโดรไซโคลอน น้ำมันส่วนนี้จะเข้าสู่เครื่องดีแคนเตอร์เพื่อแยกน้ำมันออกจากน้ำและกากสลัดจ์ น้ำมันดิบจะเข้าสู่เครื่องเหวี่ยงแยกความเร็วสูงเพื่อกำจัดอนุภาคของแข็งก่อนผ่านการไล่ความชื้นและส่งเข้าถังเก็บรอการทำบริสุทธิ์หรือจำหน่าย กระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มแสดงดังภาพประกอบ 1-3



ภาพประกอบ 1-3 กระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มดิบผสมแบบใช้น้ำ โดยแสดงสัญลักษณ์ภายใน
กระบวนการสกัดน้ำมันดังนี้ (—>) Process ; (---->) Waste

ที่มา: Prasertsan 1996

1.2.2.2 การนำของเสียจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มมาใช้ประโยชน์

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มก่อให้เกิดเศษวัสดุเหลือทิ้งจำนวนมาก โดยในปี 2549 ประเทศไทยมีของเสียที่เกิดขึ้นจากปาล์ม 1 ton ได้แก่ เส้นใยปาล์ม 140 kg กะลาปาล์ม 60 kg ทะลายปาล์มเปล่า 240 kg และกากสลัดจ์ 42 kg (Chavalparit *et al.*, 2006) ซึ่งความแตกต่างของวัสดุเศษเหลือขึ้นอยู่กับคุณภาพวัตถุดิบที่นำมาใช้ด้วย ธีระพงษ์ จันทนิยม (2551) ได้กล่าวถึงการนำของเสียจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มมาใช้ประโยชน์ต่างๆ ดังนี้

1) ส่วนของเหลว (condensate) เป็นน้ำที่เกิดในหม้อหนึ่งทะลายที่มีความดัน 3 kg/cm² ซึ่งในสภาวะความดันดังกล่าวจะทำให้เป้งในแกนทะลายปาล์มแตกตัวเป็นน้ำตาลได้ โดยปกติส่วนของเหลวจะถูกแยกน้ำมันออก แล้วระบายสู่บ่อบำบัดน้ำเสียของโรงงาน ดังนั้นหากนำส่วนของเหลวมาทำให้เข้มข้นจะได้โมลาส (molasses) เช่นเดียวกับโมลาสที่ได้จากโรงงานหีบอ้อย

2) ทะลายปาล์มเปล่า (empty fruit bunch :EFB) เป็นส่วนของทะลายปาล์มที่สกัดผลปาล์มออกแล้วในอดีตทะลายปาล์มเปล่ามีปัญหาต่อสิ่งแวดล้อมมากเนื่องจากเป็นที่วางไข่ของด้วงแรด ซึ่งเป็นแมลงที่กัดกินยอดปาล์มและมะพร้าว ดังนั้นโรงงานจะต้องเผาทะลายเปล่าซึ่งทำได้ยากเนื่องจากมีความชื้นสูง แต่ปัจจุบันได้ใช้ทะลายเปล่าเป็นวัสดุในการเพาะเห็ดแต่อาจนำไปใช้ประโยชน์และเพิ่มมูลค่าได้มากกว่าการเพาะเห็ด เนื่องจากในแกนทะลายปาล์มเปล่ามีเส้นใยที่เหนียวสามารถนำมาใช้ทดแทนเส้นใยจากเปลือกมะพร้าวได้ นอกจากนี้ทะลายเปล่ายังมีปริมาณธาตุอาหารสูง (ในโตรเจนประมาณ 1% ฟอสฟอรัสประมาณ 0.7% และโพแทสเซียมประมาณ 3%) ซึ่งสามารถนำไปเป็นวัสดุในการผลิตปุ๋ยหมักที่มีคุณภาพได้

3) เส้นใยเปลือกผลปาล์ม (mesocarp fiber) เป็นส่วนของเปลือกนอกของผลปาล์มที่หีบน้ำมันออกแล้ว โดยปกติในโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจะใช้เส้นใยเปลือกผลปาล์มเป็นเชื้อเพลิงให้กับหม้อผลิตไอน้ำ (boiler) เพื่อนำไอน้ำไปนึ่งทะลายและผลิตกระแสไฟฟ้าสำหรับใช้ในโรงงาน เส้นใยเปลือกผลปาล์มมีปริมาณธาตุอาหารใกล้เคียงทะลายปาล์มเปล่าแต่มีปริมาณโพแทสเซียมน้อยกว่า (โพแทสเซียมประมาณ 0.5%) จึงสามารถนำไปเป็นวัสดุในการผลิตปุ๋ยหมักได้เช่นกัน

4) กากสลัดจ์ (decanter cake) เป็นเศษของเปลือกผลปาล์มหรือสิ่งเจือปนต่างๆ ที่ปะปนอยู่ในน้ำมันปาล์ม สิ่งเจือปนเหล่านี้จะถูกแยกออกในขั้นตอนสุดท้ายของการสกัดน้ำมัน กากสลัดจ์มีโปรตีนและแคลเซียมค่อนข้างสูงจะใช้เป็นอาหารเสริมสำหรับวัวนม นอกจากนี้ยังใช้ผสมกับทะลายเปล่า เปลือกผลปาล์มเพื่อผลิตปุ๋ยหมักได้อีกด้วย

5) กะลา (shell) ในปัจจุบันใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับหม้อผลิตไอน้ำ (boiler) กะลาสามารถแปรรูปเป็นถ่านกัมมันต์ (activate carbon) ได้

1.2.2.3 กากสลัดจ์ (decanter cake, DC)

กากสลัดจ์หรือเค้ก เป็นวัสดุเหลือจากกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มซึ่งมาจากส่วนของเนื้อผลปาล์ม โดยมีน้ำมันอยู่ประมาณ 8-10% (Prasertsan, 1996) เมื่อสกัดน้ำมันจะเกิดกากซึ่งเรียกว่ากากสลัดจ์ (decanter cake) ซึ่งมีโปรตีนอยู่ 7.62-13.31% ไนโตรเจน 1.22-2.13% dry weight และยังมีแร่ธาตุต่างๆ ได้แก่ ฟอสฟอรัส โพแทสเซียม โซเดียม แคลเซียม แมกนีเซียม เหล็ก และทองแดงในปริมาณเล็กน้อย (จารูวรรณ มณีศรี, 2538) เช่นเดียวกับการศึกษาของ ศุภวันจักรี พลมีศักดิ์และคณะ (2553) พบว่าในกากสลัดจ์มีโปรตีนเป็นองค์ประกอบอยู่ 14.1% จึงได้นำไปใช้เป็นอาหารสัตว์จำพวกโคเนื้อและโคนม และจากการศึกษาของ Yahya et al., (2010) พบว่าการใช้กากสลัดจ์เติมเพิ่มลงในกระบวนการหมักปุ๋ยของทะเลาะปาล์มเปล่านั้น ส่งผลให้ปุ๋ยที่ได้มีปริมาณธาตุอาหารเพิ่มขึ้น

เพ็ญศิริ ประชาภิตติกุล (2551) ได้ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิและอาหารเสริมต่อการผลิตก๊าซชีวภาพของกากสลัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม โดยใช้ระบบบำบัดแบบเอสบีอาร์ (Sequencing Batch Reactor, SBR) ที่มีปริมาตรการใช้งาน 2 L เติมน้ำในระบบที่สภาวะ thermophilic (55°C) และ mesophilic (35°C) ภายใต้อายุ HRT 10 day ที่ OLR ระหว่าง 0.5-3 kgCOD/m³.d พบว่าระบบบำบัดมีประสิทธิภาพในการบำบัด COD มากกว่า 90% มีสัดส่วนก๊าซมีเทนที่ผลิตได้ระหว่าง 40-53% โดยการทดลองที่อุณหภูมิ thermophilic และการเติมอาหารเสริมในช่วงระยะเวลาสั้นๆ ไม่มีผลต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพอย่างมีนัยสำคัญ

1.2.3 เทคโนโลยีบำบัดไร้อากาศ

การย่อยสลายแบบไร้อากาศเป็นวิธีการที่ง่ายสำหรับบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมต่างๆ เช่นการกลั่นน้ำมัน อุตสาหกรรมกระดาษ อุตสาหกรรมฟอกหนัง อุตสาหกรรมเส้นใย และอุตสาหกรรมอาหารที่มีค่าความสกปรกของน้ำสูงและต่ำ ระบบนี้เริ่มนิยมใช้กันอย่างแพร่หลายมากขึ้นเรื่อยๆ เพราะสามารถประหยัดพลังงานในการเติมอากาศ และยังได้พลังงานที่เกิดจากระบบไร้ออกซิเจน ได้แก่ ก๊าซมีเทน (Methane gas) เป็นต้น ก๊าซดังกล่าวใช้ในการหุงต้มทำอาหารได้ ปัจจุบันได้มีการพัฒนารูปแบบของถังปฏิกริยาขึ้นมาเรื่อยๆ จนสามารถบำบัดน้ำเสียที่มีความสกปรกต่ำๆ ได้ (Bodik et al., 2002) ในทวีปเอเชีย ประเทศจีนมีประสบการณ์ยาวนานในการสร้างระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ มีการนำระบบนี้มาใช้ในครัวเรือนกว่า 6 ล้านแห่ง ในอุตสาหกรรมประมาณ 500 แห่ง สำหรับประเทศไทยมีการพัฒนาเทคโนโลยีการหมักไร้อากาศในช่วงปี พ.ศ. 2515 ตั้งแต่เกิดภาวะวิกฤตด้านพลังงานจากการจำกัดการผลิตน้ำมันของกลุ่มประเทศ

โอเปค สำหรับอุตสาหกรรมน้ำยางขึ้นระบบบำบัดน้ำเสียส่วนใหญ่ไม่นิยมใช้ระบบไร้อากาศ เนื่องจากน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางขึ้นมาปริมาณซัลเฟตสูง จะส่งผลให้ก๊าซที่ได้มีไฮโดรเจนซัลไฟด์ปนเปื้อน

1.2.3.1 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้อากาศ (Step of anaerobic organic decomposition)

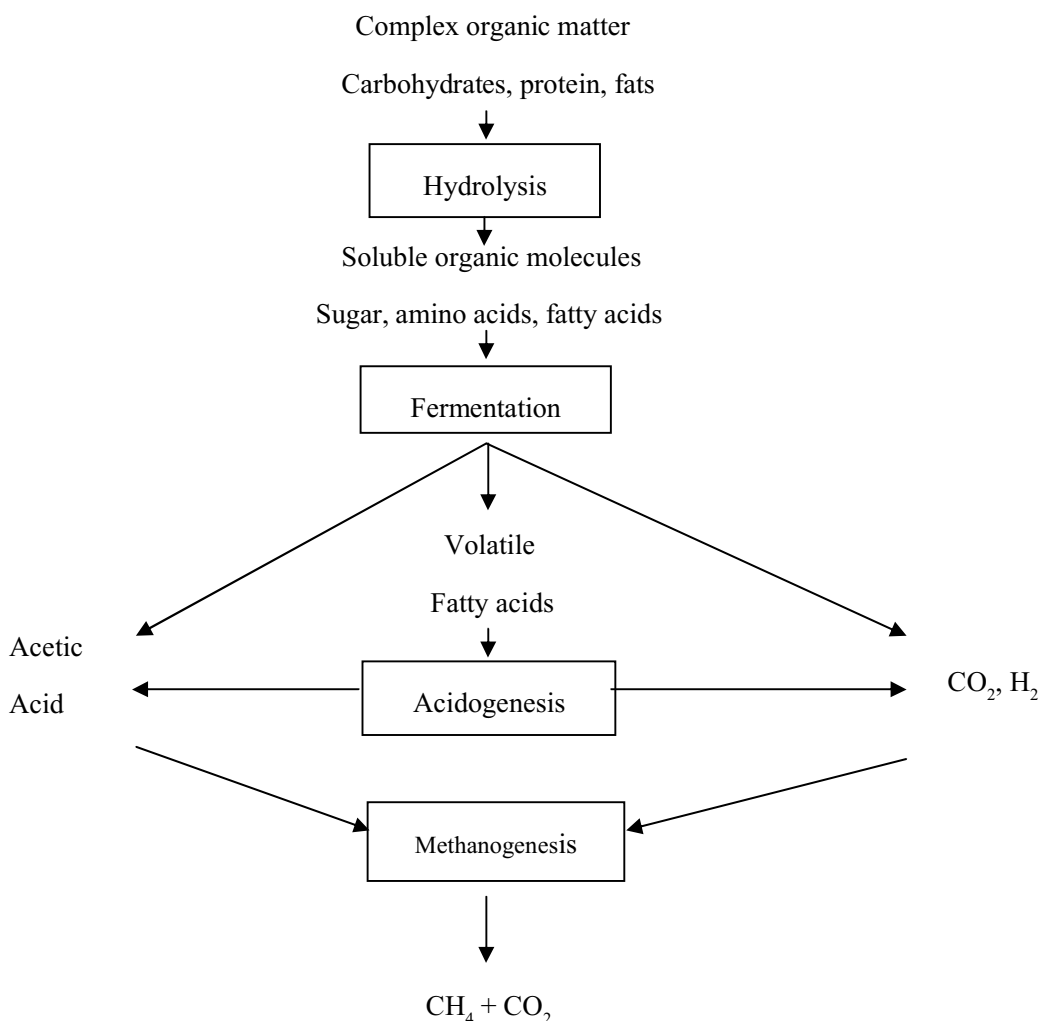
การย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศหรือออกซิเจนอิสระ (สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549) แบ่งออกเป็น 4 ขั้นตอน (ภาพประกอบ 1-4) ในแต่ละขั้นตอนจะมีกลุ่มแบคทีเรียที่เกี่ยวข้องแตกต่างกันออกไป ดังนี้

ขั้นตอนที่ 1 : เป็นขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ให้กลายเป็นโมเลกุลเล็ก (Hydrolysis) ขั้นตอนนี้จะทำให้สารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ที่มีลักษณะซับซ้อนที่ละลายและไม่ละลายในน้ำเสียให้ละลายในน้ำเสีย และถูกย่อยสลายเป็นโมเลกุลเล็กอย่างง่ายโดยเอนไซม์โดยสารประกอบอินทรีย์ที่มีโมเลกุลอย่างง่ายที่ได้จะเป็นน้ำตาลกลูโคส กรดอะมิโน กรดไขมัน เป็นต้น

ขั้นตอนที่ 2 : เป็นขั้นตอนการเปลี่ยนสารอินทรีย์โมเลกุลอย่างง่ายจากขั้นตอนที่ 1 มาเป็นกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid) โดยกระบวนการที่มีชื่อเรียกรวมๆ ว่า กระบวนการหมัก (Fermentation) โดยกระบวนการนี้ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศจะเรียกว่า กระบวนการสร้างกรด (Acidogenic step) ซึ่งจะเกิดขึ้นโดยจุลินทรีย์ในกลุ่ม Fermentative bacteria หรือ Acid forming bacteria เป็นจุลินทรีย์กลุ่มที่มีความสำคัญและเป็นกลุ่มหลักในขั้นตอนนี้ อาจเรียกรวมๆ ว่า Acid forming bacteria หรือ Acidogen ซึ่งเป็นจุลินทรีย์ในกลุ่มที่ใช้อากาศหรือออกซิเจนอิสระ (Fermentative bacteria)

ขั้นตอนที่ 3 : เป็นขั้นตอนการเปลี่ยนกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid) ที่เกิดขึ้นในขั้นตอนที่ 2 ซึ่งมีอยู่หลายชนิด เช่น Propionic acid, Lactic acid และอื่นๆ ให้เป็น กรดอะซิติก (Acetic acid) โดยจุลินทรีย์กลุ่ม Homogenic bacteria จุลินทรีย์ในกลุ่มนี้จะเป็น Facultative bacteria

ขั้นตอนที่ 4 : เป็นขั้นตอนการเปลี่ยนกรดอะซิติกให้กลายเป็นก๊าซมีเทน (Methane gas) โดยจุลินทรีย์กลุ่ม Methanogenic bacteria จุลินทรีย์ในกลุ่มนี้มีความสำคัญมาก ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศ เพราะจุลินทรีย์กลุ่มนี้จะทำหน้าที่เปลี่ยนกรดอะซิติกไปเป็นก๊าซมีเทน จะเจริญเติบโตได้ดีที่ pH 7



ภาพประกอบ 1-4 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้อากาศ

ที่มา: Zheng *et al.*, 2009

1.2.3.2 ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการทำงานของระบบบำบัดไร้อากาศ

การเดินระบบบำบัดไร้อากาศค่อนข้างจะมีความละเอียดอ่อน เนื่องจากระบบจะต้องมีความสมดุล มูลนิธิพลังงานเพื่อสิ่งแวดล้อม (2550) ได้อธิบายถึงองค์ประกอบที่มีส่วนสำคัญในการเดินระบบ ดังต่อไปนี้

1) อัตราส่วนคาร์บอนต่อไนโตรเจน (C/N Ratio) เป็นค่าความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณคาร์บอนต่อไนโตรเจนในสารอินทรีย์และมีความสำคัญมากต่อการย่อยสลายทางชีวภาพ เพราะคาร์บอนและไนโตรเจนจะถูกจุลินทรีย์นำไปสร้างโปรตีนพลาสติกซีมของเซลล์ใหม่และสร้าง

กำลังบัฟเฟอร์ให้กับระบบ ค่าอัตราส่วน C/N ที่เหมาะสมจะอยู่ในช่วง 20-30 หากอัตราส่วน C/N สูงเกินไป ไนโตรเจนจะถูกใช้หมดอย่างรวดเร็ว มีไนโตรเจนไม่เพียงพอ อัตราการเกิดเซลล์ จุลินทรีย์จะลดลง โครงการ จัดทำระบบฐานข้อมูลพลังงานเพื่อการวิเคราะห์และวางแผน ยุทธศาสตร์พลังงานของประเทศกล่าวว่อัตราส่วน C:N และ C:P ที่เหมาะสมอยู่ที่ 25:1 และ 20:1

2) อุณหภูมิ (temperature) เป็นตัวแปรที่สำคัญในกระบวนการย่อยสลายที่มีผลทางเศรษฐศาสตร์ จุลินทรีย์แต่ละกลุ่มในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศมีความต้องการสภาวะอุณหภูมิและระดับอุณหภูมิที่แตกต่างกันในการดำรงชีวิต อุณหภูมิที่เหมาะสมต่อการดำรงชีวิตแบ่งเป็น 3 ช่วงคือ ช่วงอุณหภูมิมิชอบอากาศ 20-25°C (Psychrophilic temperature) ช่วงอุณหภูมิมิชอบกลาง (mesophilic temperature) 35-40°C และช่วงอุณหภูมิสูง (thermophilic temperature) 50-60°C ซึ่งจุลินทรีย์สามารถทำงานได้ดีในช่วงอุณหภูมิต่างกัน ขึ้นกับชนิดของจุลินทรีย์ จากการศึกษาของ Ferrer *et al.* (2008) พบว่าอุณหภูมิมิชอบอากาศ (Psychrophilic temperature) สามารถบำบัดมูลสัตว์ กากตะกอน และของเสียอินทรีย์ต่างๆ ได้

Torres *et al.* (1995) ศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการย่อยสลายแบบไร้อากาศที่อุณหภูมิ 25°C และ 35°C ใช้วัสดุผสมระหว่างมูลสุกร มูลวัว และฟางจากคอกสัตว์ (VS = 10.5-0.82%) ที่อัตราการป้อนสารอินทรีย์ 10 L/d โดยวัสดุที่ใช้ไม่ผ่านการบำบัดเบื้องต้นมาก่อน ใช้ถึงปฏิกรณ์แบบพื้นลาดเอียงและมีการหมุนเวียนน้ำออกเข้าสู่ระบบใหม่ ผลการศึกษาพบว่า ที่อุณหภูมิ 35°C ใช้เวลาในการเดินระบบ 110 day ปริมาณก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนที่ได้สูงกว่าที่อุณหภูมิ 25°C และถ้าเพิ่มปริมาณของมูลสัตว์ในถังปฏิกรณ์ปริมาณก๊าซชีวภาพจะเพิ่มขึ้นด้วย

3) พีเอช (pH) เป็นพารามิเตอร์ที่บ่งชี้สภาวะภายในระบบบำบัดไร้อากาศ ในกระบวนการผลิตก๊าซชีวภาพประกอบด้วยจุลินทรีย์หลายชนิด โดยจุลินทรีย์แต่ละชนิดมีช่วง pH ที่เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตต่างกัน pH ที่เหมาะสมกับจุลินทรีย์ผลิตมีเทนอยู่ระหว่าง 6.5-7.5 ส่วน pH ที่เหมาะสมกับจุลินทรีย์สร้างกรดอยู่ระหว่าง 3.5-7.5 หากระบบบำบัดไร้อากาศมีดังเดียว จะทำการควบคุมค่า pH อยู่ระหว่าง 6.0-8.5 เพื่อให้จุลินทรีย์ทั้ง 2 กลุ่มสามารถทำงานได้

4) อัลคาไลน์ตี (Alkalinity) คือความสามารถของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศในการทนต่อการเปลี่ยนแปลงต่อความเป็นกรด-ด่าง (pH) ของน้ำเสียเมื่อมีปริมาณกรดในน้ำเสียเพิ่มขึ้น คือในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศเมื่อน้ำเสียเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียหรือถึงปฏิกรณ์ สารอินทรีย์ในน้ำเสียจะถูกเปลี่ยนไปเป็นกรดอินทรีย์ ซึ่งมีผลทำให้ค่า pH ในน้ำเสียลดลงส่งผลต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ไม่ว่าจะเป็นจุลินทรีย์ในกลุ่มสร้างกรด (Acid forming bacteria) หรือจุลินทรีย์ในกลุ่มที่สร้างก๊าซมีเทน (Methane producing bacteria) ดังนั้น Alkalinity

จะมีความสำคัญอย่างมากต่อการต่อต้านการลดลงของค่า pH ของน้ำเสีย ค่า Alkalinity ที่เหมาะสมในถังปฏิกรณ์จะอยู่ในช่วง 1,000-3,000 mg/L as CaCO₃

5) กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid, VFA) มีความสำคัญมากในการผลิตก๊าซมีเทน VFA นี้ถูกสร้างขึ้นโดยจุลินทรีย์กลุ่มสร้างกรด (Acid forming bacteria) ซึ่งจะถูกเปลี่ยนเป็นกรดอะซิติกและก๊าซมีเทนต่อไป แต่หากระบบบำบัดมีการผลิต VFA มาก จะส่งผลให้ pH ของน้ำเสียลดลงซึ่งส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์ผลิตก๊าซมีเทนได้ ค่า VFA ที่เหมาะสมสำหรับระบบบำบัดไร้อากาศไม่ควรเกิน 2,000 mg/L as CH₃COOH

Neves *et al.* (2009) ศึกษาการย่อยสลายแบบไร้อากาศของมูลวัวร่วมกับเศษอาหารและไขมันที่เหลือจากอุตสาหกรรมอาหารกระป๋อง โดยทำการเติมไขมันที่เหลือจากอุตสาหกรรมอาหารกระป๋องลงในมูลวัวที่ผสมกับเศษอาหารที่ปริมาณ 9, 12, 15 และ 18 gCOD_{oil}/L_{reactor} ทำการทดลองโดยใช้ระบบผลิตก๊าซชีวภาพแบบถังกวนสมบูรณ์ (Completely stirred tank reactor; CSTR) ศึกษาที่อุณหภูมิ 37°C (mesophilic) ภายใต้ระยะเวลาพักเก็บ 15 day อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 4.61±1 gCOD/L.d ผลการศึกษาพบว่า ไขมันที่เหลือจากอุตสาหกรรมปลากระป๋องสามารถเพิ่มประสิทธิภาพในการเกิดก๊าซชีวภาพได้ โดยที่ปริมาณไขมัน 18 gCOD_{oil}/L_{reactor} ส่งผลให้สัดส่วนก๊าซมีเทนที่เกิดลดลง เนื่องจากในระบบมีการสะสมของกรดไขมันระเหยง่ายมากเกินไป ส่งผลให้จุลินทรีย์ผลิตก๊าซมีเทนมีการทำงานลดลง

6) สารพิษ (Toxic substances) น้ำเสียที่จะนำมาบำบัดด้วยวิธีทางชีววิทยาที่ต้องอาศัยการทำงานของจุลินทรีย์ ไม่ว่าจะเป็นระบบบำบัดแบบมีอากาศหรือแบบไร้อากาศ หากมีสารประกอบบางชนิดเจือปนอยู่ในน้ำเสีย อาจเป็นส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์ที่สำคัญในระบบบำบัดได้ สารพิษต่างๆ จะมีผลต่อจุลินทรีย์ดังนี้

1) แอมโมเนีย เกิดจากการกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพของสารอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบ โดยส่วนมากอยู่ในรูปของสารพวก โปรตีน หากในระบบมีความเข้มข้นของแอมโมเนียอยู่ในช่วง 4,015-5,734 mg NH₃-N/L จะส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์ที่ผลิตก๊าซมีเทน

2) ซัลเฟต เป็นพิษต่อแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ เนื่องจากซัลเฟตจะถูกเปลี่ยนรูปไปเป็นไฮโดรเจนซัลไฟด์ซึ่งจะไปยับยั้งแบคทีเรียกลุ่มที่สร้างมีเทนทำให้ปริมาณก๊าซมีเทนที่ผลิตได้ลดลง

Lopes *et al.* (2010) ศึกษาผลของความเข้มข้นซัลไฟด์และสัดส่วน COD/SO₄²⁻ ต่อประสิทธิภาพในการกำจัดซัลเฟตและการผลิตกรดอินทรีย์ที่อุณหภูมิ 55°C โดยใช้ระบบชั้นตะกอนจุลินทรีย์ไร้อากาศแบบไหลขึ้น (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB) ใช้น้ำเสียสังเคราะห์

เดินระบบ โดยควบคุม pH ของน้ำเสียในระบบเท่ากับ 5 พบว่า การหมุนเวียนซัลไฟด์ในระบบที่ความเข้มข้น 100 mg/L ส่งผลให้ประสิทธิภาพการบำบัดซัลเฟตลดลง

Flaherty *et al.* (1999) ศึกษาการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดแบบไร้อากาศแบบ hybrid เมื่อเติมซัลเฟตลงไป พบว่าเมื่อทำการเติมซัลเฟตลงในน้ำเสีย 4,000 mg/L จะส่งผลยับยั้งการย่อยสลายของกรดโพรไพโอเนตและยับยั้งกระบวนการผลิตกรดอินทรีย์ซึ่งส่งผลต่อการผลิตก๊าซมีเทนได้ โดยปริมาณซัลไฟด์ 300 mg/L ก็สามารถยับยั้งการทำงานของกรดโพรไพโอเนตได้

7) การกวนผสม (mixing) เป็นการกระจายจุลินทรีย์และสารอาหารที่อยู่ในระบบบำบัดให้เกิดการสัมผัสและย่อยสลายได้อย่างทั่วถึง ทำให้กากสกปรกที่ลอยบนน้ำเสีย (scum layer) เกิดการแตกตัว และยังเป็น การป้องกันการตกตะกอนของสารอินทรีย์ในระบบ ซึ่งการเพิ่มการกวนผสมนี้จะช่วยให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพในระบบเพิ่มขึ้นด้วย

ชยันต์ กิมยงค์ (2545) ศึกษาการพัฒนาการผลิตก๊าซชีวภาพจากมูลสุกรในถังปฏิกรณ์แบบสองชั้นตอนที่มีภาระไหลวนกลับของน้ำเสีย โดยใช้ถังปฏิกรณ์ 2 ถัง ถังแรกมีหน้าที่ผลิตกรด ถังที่สองเป็นถังที่มีตัวกลางทำหน้าที่ผลิตก๊าซมีเทน พบว่าเมื่อทำการเพิ่มปริมาตรน้ำที่ไหลวนในระบบบำบัด ส่งผลให้ประสิทธิภาพในการกำจัด COD เพิ่มขึ้น ซึ่งส่งผลให้มีการผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น

8) อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR) มีผลต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ การตกตะกอนและการเกิดก๊าซชีวภาพ หากระบบบำบัดมี OLR มากเกินไป ทำให้เกิดการล้นเหลวในการเดินระบบเนื่องจากเมื่อสารอินทรีย์ในระบบสูงขึ้นจะส่งผลให้มีการผลิตกรดอินทรีย์เพิ่มขึ้น พิเศษในระบบบำบัดลดลงจนอาจส่งผลให้จุลินทรีย์ผลิตมีเทนตายได้ และหากระบบบำบัดมี OLR น้อยเกินไป จะทำให้ระบบบำบัดที่ออกแบบไว้ทำงานได้ไม่เต็มประสิทธิภาพ

Sreekanth *et al.* (2009) ศึกษาการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมผลิตยาโดยใช้ระบบผสมชั้นตะกอนจุลินทรีย์ไร้อากาศแบบไหลขึ้น (Hybrid Upflow Anaerobic Sludge Blanket, HUASB) ทำการทดลองภายใต้อุณหภูมิ $55 \pm 3^{\circ}\text{C}$ ที่ OLR 2, 5, 9 และ 13 kgCOD/m³-d พบว่าที่ OLR 9 kgCOD/m³-d เป็น OLR สูงสุดที่สามารถเดินระบบได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยมีประสิทธิภาพในการบำบัด COD ในช่วง 65-75% ก๊าซชีวภาพที่ได้มีสัดส่วนก๊าซมีเทนอยู่ในช่วง 60-70% และมี Methane yield 320 mL CH₄/gVSS

7) ระยะเวลาเก็บกัก (Hydraulic Retention Time, HRT) หมายถึงระยะเวลาทั้งหมดที่สารอินทรีย์จะอยู่ในระบบ การเดินระบบด้วย HRT ที่เหมาะสม ทำให้จุลินทรีย์ผลิตก๊าซมีเทน

เจริญเติบโตและมีปริมาณมากพอ แต่หากระบบบำบัดมี HRT นานเกินไป จะทำให้สิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างระบบ เนื่องจากต้องสร้างระบบบำบัดที่มีขนาดใหญ่ขึ้น และยังสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการดูแลระบบด้วย ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับเทคโนโลยี องค์ประกอบของสารอินทรีย์ และอุณหภูมิที่ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ด้วย

1.2.3.3 ข้อดีและข้อเสียของระบบบำบัดไร้อากาศ

ข้อดี

- 1) ได้ก๊าซมีเทนเป็นผลผลิตหลัก
- 2) ใช้พลังงานน้อย
- 3) ต้องการสารอาหารน้อย
- 4) ระบบบำบัดมีขนาดเล็ก
- 5) บำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูงๆ ได้

ข้อเสีย

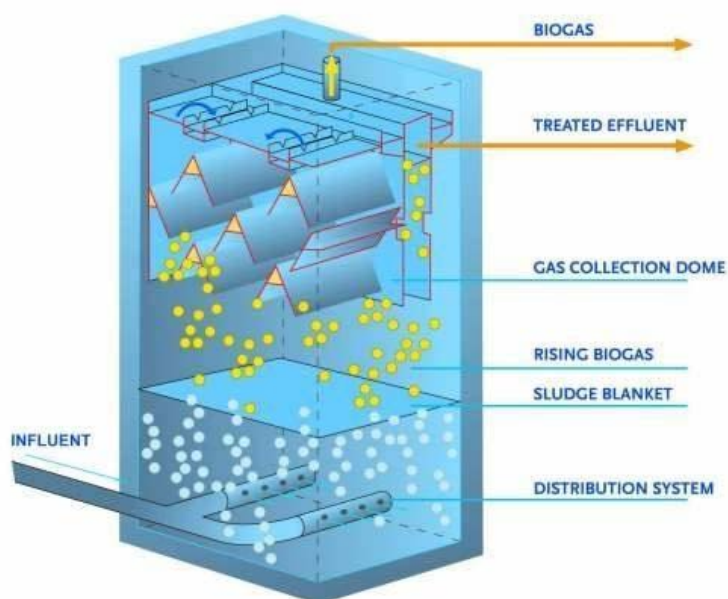
- 1) ระยะเวลาในการเริ่มต้นเดินระบบนาน
- 2) ต้องการการดูแลควบคุมระบบอย่างใกล้ชิด
- 3) ไม่สามารถบำบัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัสได้
- 4) ผลิตก๊าซที่มีกลิ่นและมีลักษณะก่อก้อน

1.2.3.4 รูปแบบระบบบำบัดแบบไร้อากาศ

1) ระบบชั้นตะกอนจุลินทรีย์ไร้อากาศแบบไหลขึ้น (Upflow Anaerobic Sludge

Blanket: UASB)

ระบบชั้นตะกอนจุลินทรีย์ไร้อากาศแบบไหลขึ้นหรือระบบยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket: UASB) เป็นระบบบำบัดไร้อากาศที่ได้รับความนิยมมาก หลักการทำงานคือจะทำการผ่านน้ำเสียเข้าทางด้านล่างของระบบบำบัด และน้ำเสียเหล่านี้จะไหลผ่านชั้นของตะกอนจุลินทรีย์ในระบบ การกวนผสมในระบบเกิดจากการไหลของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบ และเกิดจากการเคลื่อนที่ของฟองก๊าซในระบบบำบัดเอง โดยระบบบำบัดแบบ UASB นี้จะมีการฟุ้งของเชื้อจุลินทรีย์ในระบบ ดังนั้นระบบบำบัดนี้ต้องมีการออกแบบแผ่นกั้นเพื่อป้องกันตะกอนจุลินทรีย์หลุดออกจากระบบ ทำให้สามารถรักษาจุลินทรีย์ที่มีประสิทธิภาพในระบบได้



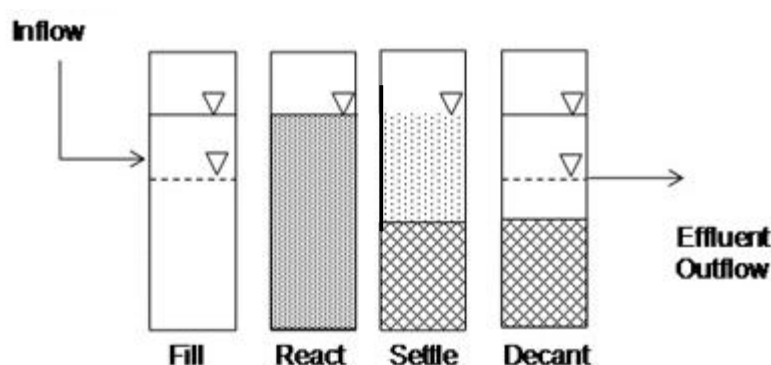
ภาพประกอบ 1-5 การทำงานของระบบ UASB

ที่มา: http://www.greenenergynet.net/tec_UASB.html

ระบบ UASB แบบสองขั้นตอนเป็นระบบที่ได้รับความนิยมอย่างแพร่หลาย สามารถแบ่งการทำงานออกเป็น 2 ขั้นตอนคือ การผลิตกรด (จะเกิดขึ้นในบ่อหมักกรด; Acidification Unit) และการผลิตมีเทน (เกิดขึ้นในถังปฏิกรณ์ ยูเอเอสบี) โดยอาศัยการทำงานของ จุลินทรีย์ 2 กลุ่มหลักคือ จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างกรด และจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทน ซึ่งมีความต้องการที่แตกต่างกันทั้งในเรื่องของสารอาหาร สภาพทางกายภาพ อัตราการเจริญเติบโตและความต้านทานต่อการเปลี่ยนแปลงสภาพแวดล้อม เป็นต้น ดังนั้นการแยกระบบทั้งสองออกจากกัน จะช่วยให้ระบบแต่ละขั้นมีประสิทธิภาพในการทำงานดีขึ้น นอกจากนี้ในกรณีที่น้ำเสียมีองค์ประกอบไม่เหมาะสมที่จะเข้าสู่ระบบ UASB โดยตรง เช่นน้ำเสียที่มีสารอินทรีย์ในน้ำเป็นสารประกอบโมเลกุลใหญ่ หรือย่อยสลายช้า การแยกเป็น 2 ระบบเช่นนี้ทำให้ระบบ UASB สามารถรับ OLR ได้มากขึ้น และมีประสิทธิภาพที่สูงขึ้นอีกด้วย ข้อดีของระบบนี้คือ มีความต้องการพลังงานต่ำ เนื่องจากไม่มีการเติมอากาศ, ไม่ต้องใช้ตัวกลางสำหรับให้แบคทีเรียเกาะ ทำให้ลดค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างลง, ไม่มีปัญหาเรื่องการอุดตันของถังปฏิกรณ์ เนื่องจากแบคทีเรียจะรวมกันเป็นเม็ดและเคลื่อนที่ได้ อย่างอิสระภายในถังปฏิกรณ์ แต่ระบบนี้ก็ยังมีข้อเสียคือ ระบบต้องมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพที่เหมาะสมเพื่อช่วยในการกวน และต้องเลี้ยงแบคทีเรียให้จับตัวเป็นเม็ด รวมถึงต้องมีวิธีการรักษาตะกอนของแบคทีเรียในระบบให้มีปริมาณเหมาะสมตลอดด้วย

2) ระบบบำบัดแบบ Anaerobic Sequencing Batch Reactor (ASBR)

มีรูปแบบเช่นเดียวกับระบบ UASB แต่มีลักษณะการทำงานต่างกัน โดยระบบ ASBR แบ่งการทำงานเป็น 4 ขั้นตอนคือ 1) การป้อนน้ำเสีย 2) การเกิดปฏิกิริยา 3) การตกตะกอน และ 4) การปล่อยน้ำทิ้ง ในขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยา จะมีการกวนผสมเป็นระยะเวลาสั้นๆ ทุกชั่วโมง เพื่อให้เกิดการกระจายตัวของสารอินทรีย์และจุลินทรีย์ในระบบ ส่วนที่สำคัญในการเดินระบบ ASBR คือขั้นตอนการตกตะกอน ในขั้นนี้ต้องทำให้จุลินทรีย์มีการตกตะกอนมากที่สุด โดยควรมีเวลาในการตกตะกอน 30 min เพื่อป้องกันจุลินทรีย์หลุดออกมากับน้ำทิ้ง ข้อดีของระบบ ASBR คือ ไม่ต้องการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ให้เป็นเม็ดเหมือนระบบ UASB และสามารถใช้น้ำเสียที่มีตะกอนแขวนลอยค์สูงๆ ได้ อีกทั้งยังมีประสิทธิภาพในการกำจัด COD และการผลิตก๊าซชีวภาพสูง และเป็นระบบที่ควบคุมง่าย (Xiangwen *et al.*, 2008)



*หมายเหตุ: ▽ คือ ระดับน้ำในระบบบำบัด

ภาพประกอบ 1-6 การทำงานของระบบ Anaerobic Sequencing Batch Reactor

ที่มา: <http://www.extension.org/pages/30307/types-of-anaerobic-digesters>

ระบบบำบัดแบบ ASBR เหมาะสำหรับใช้น้ำบำบัดน้ำเสียที่มีปริมาณของแข็งสูงเช่น น้ำเสียจากฟาร์มสุกร น้ำเสียจากโรงโคนมเป็นต้น น้ำเสียที่มีของแข็งสูงเหล่านี้จะช่วยปรับปรุงความสามารถในการตกตะกอน ส่งผลให้เกิดการแยกชั้นระหว่างของเหลวและของแข็งได้ดีขึ้น แต่ในทางกลับกันก็ส่งผลให้ของแข็งในระบบบำบัดสูงขึ้นด้วย ซึ่งปัญหานี้สามารถแก้ไขได้โดยการจำกัดความสูงของชั้นตกตะกอนและเลือก HRT ให้เหมาะสม (Zupancic *et al.*, 2006)

1.2.4 ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทน (Biological Methane Potential: BMP)

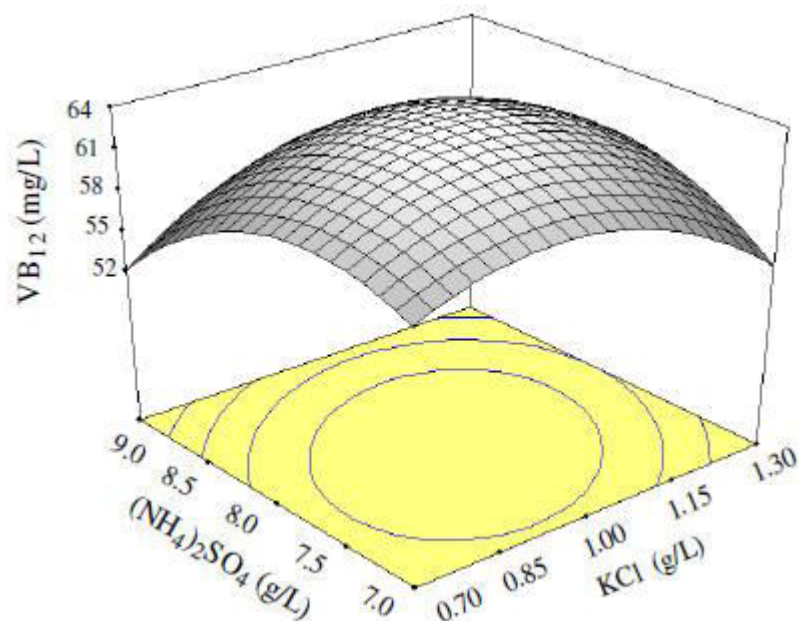
ขั้นตอนการศึกษา BMP คือขั้นตอนการศึกษาความสามารถในการย่อยสลายแบบไร้อากาศของวัสดุที่สนใจ การทดลองจะเปรียบเทียบการผลิตก๊าซชีวภาพของวัสดุที่สัดส่วนผสมต่างๆ กัน โดยคำนวณในรูปของปริมาณก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นทั้งหมดต่อปริมาณของวัสดุที่ถูกย่อยสลายไป การศึกษา BMP ทำได้โดยนำของเสียมาผสมกับตะกอนจุลินทรีย์แบบไร้อากาศในขวด ไกล์ ก๊าซออกซิเจนออกให้หมดแล้วจึงปิดขวดให้สนิท จากนั้นทำการวัดปริมาณและวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ เก็บข้อมูลจนกว่าระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัว (steady state) คือไม่มีก๊าซเกิดเพิ่มขึ้น แล้วจึงนำค่าปริมาณก๊าซมีเทนสะสมที่ได้ไปพล็อตกราฟเพื่อคำนวณหาค่า BMP ข้อมูลที่ได้จากการศึกษา BMP นั้น ถูกนำไปใช้ในการประเมินศักยภาพในการย่อยสลายแบบไร้อากาศของวัสดุนั้นๆ และเปรียบเทียบการนำไปใช้งานในระบบขนาดใหญ่ เพื่อใช้ในการออกแบบระบบบำบัดแบบไร้อากาศต่อไป

สัดส่วนเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (Inoculum to Substrate ratio, ISR) หมายถึงปริมาณของเชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ทดลองต่อปริมาณของวัสดุที่ทำการศึกษา โดยหากเติมวัสดุในปริมาณสูงน้อย ส่งผลให้สัดส่วน ISR มีค่ามาก ซึ่งหมายถึงในระบบมีปริมาณของจุลินทรีย์มากกว่าอาหาร ส่งผลให้การย่อยสลายสารอินทรีย์เกิดขึ้นสมบูรณ์กว่า ปริมาณ Methane yield จึงมากกว่า โดยในการศึกษา BMP นั้น สัดส่วน ISR ที่เหมาะสมแก่การศึกษาแตกต่างกันออกไปตามชนิดของวัสดุที่ใช้ จากงานวิจัยของ Raposo *et al.*, 2006 ศึกษาผล BMP ของข้าวโพดที่สัดส่วนเชื้อจุลินทรีย์ต่อสารตั้งต้น (Inoculum to substrate ratio: ISR) เท่ากับ 3, 2, 1.5 และ 1 ที่อุณหภูมิ 35°C พบว่ามีอัตราการผลิตก๊าซมีเทนสูงสุดอยู่ระหว่าง 10-23 mLCH₄/gVSS-d ที่สัดส่วน ISR=3 และ 1 โดยที่สัดส่วน ISR=1 ซึ่งมีปริมาณสารตั้งต้นมากที่สุดแสดงอัตราการผลิตก๊าซมีเทนสูงสุด Neves *et al.*, 2004 ทำการศึกษา BMP ของขยะจากห้องครัวที่ ISR 2, 1, 0.74 และ 0.43 โดยใช้เชื้อจุลินทรีย์แบบเป็นเม็ดและไม่เป็นเม็ด พบว่า เชื้อจุลินทรีย์ที่เป็นเม็ดไม่ทำให้เกิดการสะสมของกรดอินทรีย์ในช่วง ISR ที่ศึกษา แต่เชื้อจุลินทรีย์ที่ไม่เป็นเม็ดไม่เกิดการสะสมของกรดอินทรีย์ที่ ISR สูง Zhang *et al.*, 2012 หมักมูลสุกรร่วมกับฟาง โดยศึกษาผลของ ISR ต่อกระบวนการผลิตกรดอินทรีย์ พบว่าปริมาณสัดส่วนของกรดอะซิติกในรูปปริมาณกรดไขมันทั้งหมด (total volatile fatty acids, TVFAs) เพิ่มขึ้นเป็น 68.74, 72.02, 75.89 และ 86.65% ที่สัดส่วนของ ISR เท่ากับ 6.68, 5.92, 5.54 และ 2.67% ตามลำดับ และ Gunaseelan, 2004 ศึกษาการทำ BMP ของเศษผักและผลไม้ 54 ชนิด พบว่าเศษผลไม้ไม่มีปริมาณ Methane yield ระหว่าง 0.18-0.732 L/gVS_{added} และเศษผักมี Methane yield ระหว่าง 0.19-0.41 L/gVS_{added} ปริมาณ Methane yield แตกต่างกันตามชนิดของพืชหรือจากส่วนของพืชที่ต่างกัน

1.2.5 การออกแบบการทดลอง (Design of Experiment, DOE)

DOE เป็นเครื่องมือคุณภาพตัวหนึ่งซึ่งจะมีทำการทดลองตามรูปแบบที่ได้ถูกออกแบบไว้เพื่อหาความสัมพันธ์ของตัวแปรต่างๆ แล้วสร้างเป็นสมการทางสถิติซึ่งเป็นการสัมพันธ์แบบประมาณการระหว่างค่าตัวแปรอิสระ (ซึ่งมักเป็น Quality Characteristics) กับตัวแปรตาม (ซึ่งมักเป็น Process Product Variables) เพื่อให้ผลลัพธ์ตามที่ต้องการ วิธีการพื้นผิวผลตอบ (Response Surface Methodology, RSM) เป็นการรวบรวมเอาเทคนิคทั้งทางคณิตศาสตร์และทางสถิติที่มีประโยชน์ต่อการสร้างแบบจำลองและการวิเคราะห์ปัญหา โดยที่ผลตอบที่สนใจขึ้นอยู่กับหลายตัวแปร และมีวัตถุประสงค์ที่จะหาค่าที่ดีที่สุดของผลตอบสนอง ซึ่งนำเสนอในรูปแบบกราฟสามมิติ เพื่ออธิบายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระ 2 ตัว ซึ่งอยู่ในแนวระนาบ หรือแกน X และแกน Y กับตัวแปรตาม ซึ่งอยู่ในแนวตั้ง แกน Z โดยระดับการวัดของตัวแปรต้องอยู่ในระดับ Interval หรือ Ratio scale และความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระสองตัวกับตัวแปรตาม 1 ตัวสามารถอธิบายได้โดยการสร้างสมการทางคณิตศาสตร์ ที่เรียกว่าตัวแบบ (Model)

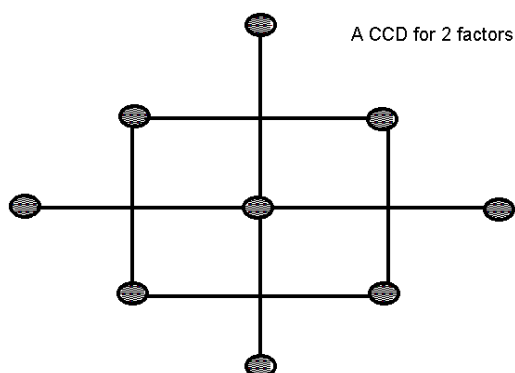
ปัญหาเกี่ยวกับ RSM ส่วนมากจะใช้แบบจำลองกำลังหนึ่งหรือแบบจำลองกำลังสองในการหาผล โดยหลักการทำ RSM ต้องทำการกำหนดตัวแปรอิสระอย่างน้อย 2 ตัวขึ้นไป และกำหนดตัวแปรตามอย่างน้อย 1 ตัว จากนั้นนำข้อมูลของตัวแปรอิสระ (x) มาสร้างเป็นแบบจำลองทางคณิตศาสตร์อาจเป็นความสัมพันธ์ในเชิงเส้นตรง ความสัมพันธ์เชิงเส้น Interaction หรือความสัมพันธ์เชิง Quadratic แล้วนำแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ไปสร้างเป็นภาพสามมิติดังภาพประกอบ 1-7 จากนั้น ทำตรวจสอบจุดหรือช่วงที่เหมาะสม (Optimization) และทำการพิสูจน์สมการตัวแบบที่สร้างได้ โดยการใช้จุดที่อยู่ในบริเวณช่วงที่เหมาะสมของตัวแปรอิสระเพื่อนำไปทำการทดลองอีกครั้ง แล้ววัดค่าตัวแปรตาม เพื่อตรวจสอบกับตัวแปรตามที่ได้จากสมการ ว่ามีความใกล้เคียงกันหรือไม่อย่างไร (เปรียบเทียบค่าสังเกตที่ได้จากการทำการทดลองและค่าที่ได้จากการทำนายจากสมการตัวแบบเพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองถ้าแบบจำลองไม่เหมาะสม ให้เริ่มต้นทดลองเพื่อได้ข้อมูลมาสร้างสมการตัวแบบใหม่)



ภาพประกอบ 1-7 ภาพสามมิติที่ได้จากโปรแกรม RSM

การออกแบบการทดลองมี 2 วิธีที่ได้รับความนิยมคือ

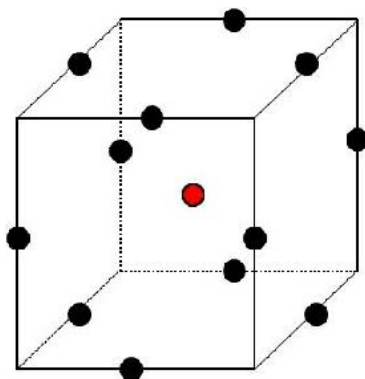
1. การออกแบบ Central Composite Design (CCD) เป็นวิธีการหาพื้นผิวผลตอบที่นิยมใช้เพื่อหากระบวนการที่เหมาะสม โดยทั่วไป CCD ประกอบด้วย 2 ปัจจัย ซึ่งมีตำแหน่งการทดลองทั้งหมด 5 ตำแหน่งคือ $(+\alpha, 0)$ $(-\alpha, 0)$ $(0, 0)$ $(0, +\alpha)$ และ $(0, -\alpha)$ ดังภาพประกอบ 1-8



ภาพประกอบ 1-8 การออกแบบ Central Composite Design แบบ 2 ปัจจัย

ที่มา: <http://www.prismtc.co.uk/tipsheets/optimization-designs-2-building-the-design.html>

2. การออกแบบบ็อกซ์-เบห์นเคน (Box-Behnken Design) เป็นการออกแบบ 3 ระดับสำหรับพื้นผิวตอบสนอง เป็นการออกแบบแบบรูปทรงกลมที่ทุกจุดวางอยู่บนรูปทรงกลม และไม่ได้เอารวมเอาจุดใดๆ ที่เป็นจุดยอดของรูปลูกบาศก์ที่สร้างขึ้นจากขีดจำกัดบนและล่างของแต่ละตัวแปรเอาไว้ดังภาพประกอบ 1-9



ภาพประกอบ 1-9 การออกแบบ Box-Behnken Design

ที่มา: <http://www.prismtc.co.uk/tipsheets/optimization-designs-2-building-the-design.html>

1.3 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.3.1 เพื่อศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP) ของกากสลัดจ์ (Decanter cake, DC) ที่สัดส่วนระหว่างเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (Inoculum to Substrate Ratio, ISR) และอุณหภูมิต่างๆ กัน

1.3.2 เพื่อเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพของระบบหมักไร้อากาศแบบ ASBR และ UASB โดยใช้กากสลัดจ์เป็นวัสดุหมักร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชัน

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ทำให้ทราบประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของกากสลัดจ์

1.4.2 สามารถนำข้อมูลที่ได้ไปประยุกต์ใช้ในการผลิตก๊าซชีวภาพสำหรับอุตสาหกรรมน้ำยางชันได้

1.4.3 สามารถเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพจากการใช้น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชันโดยใช้กากสลัดจ์เป็นวัสดุหมักร่วมได้

1.5 ขอบเขตของการวิจัย

งานวิจัยนี้มุ่งเน้นที่การเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียจากโรงงานผลิตน้ำยางชั้นร่วมกับกากของเสียจากอุตสาหกรรมผลิตน้ำมันปาล์ม โดยทำการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ (Laboratory Scale) มีขอบเขตงานวิจัยดังนี้

1.5.1 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP) ของกากสลัดจ์ที่อุณหภูมิและสัดส่วนระหว่างเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (Inoculum to Substrate Ratio, ISR) ต่างๆ กัน โดยใช้โปรแกรม RSM (Response Surface Methodology) ช่วยในการออกแบบการทดลอง

1.5.2 นำกากสลัดจ์จากอุตสาหกรรมน้ำมันปาล์มมาประยุกต์ใช้ในการเดินระบบบำบัดไร้อากาศโดยใช้ระบบเอเอสบีอาร์ (Anaerobic Sequencing Batch Reactor, ASBR) และยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB) เดินระบบที่ระยะเวลาพักเก็บ 4 วัน โดยใช้น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้นเดินระบบหมัก

1.5.3 เปรียบเทียบประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพของระบบ ASBR และ UASB โดยวิเคราะห์คุณลักษณะของน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัด (น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้นหมักร่วมกับกากสลัดจ์) ได้แก่ pH, Temperature, VFA, Alkalinity, SS, SCOD, TCOD, SO_4^{2-} , Biogas production และ Biogas composition

บทที่ 2

วิธีการวิจัย

การวิจัยนี้เป็นการวิจัยเชิงทดลองในห้องปฏิบัติการ เพื่อศึกษาประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้นร่วมกับกากสลัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม (Decanter cake, DC) ดำเนินการวิจัย ที่คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตหาดใหญ่ รายละเอียดของการดำเนินการวิจัย มีดังนี้

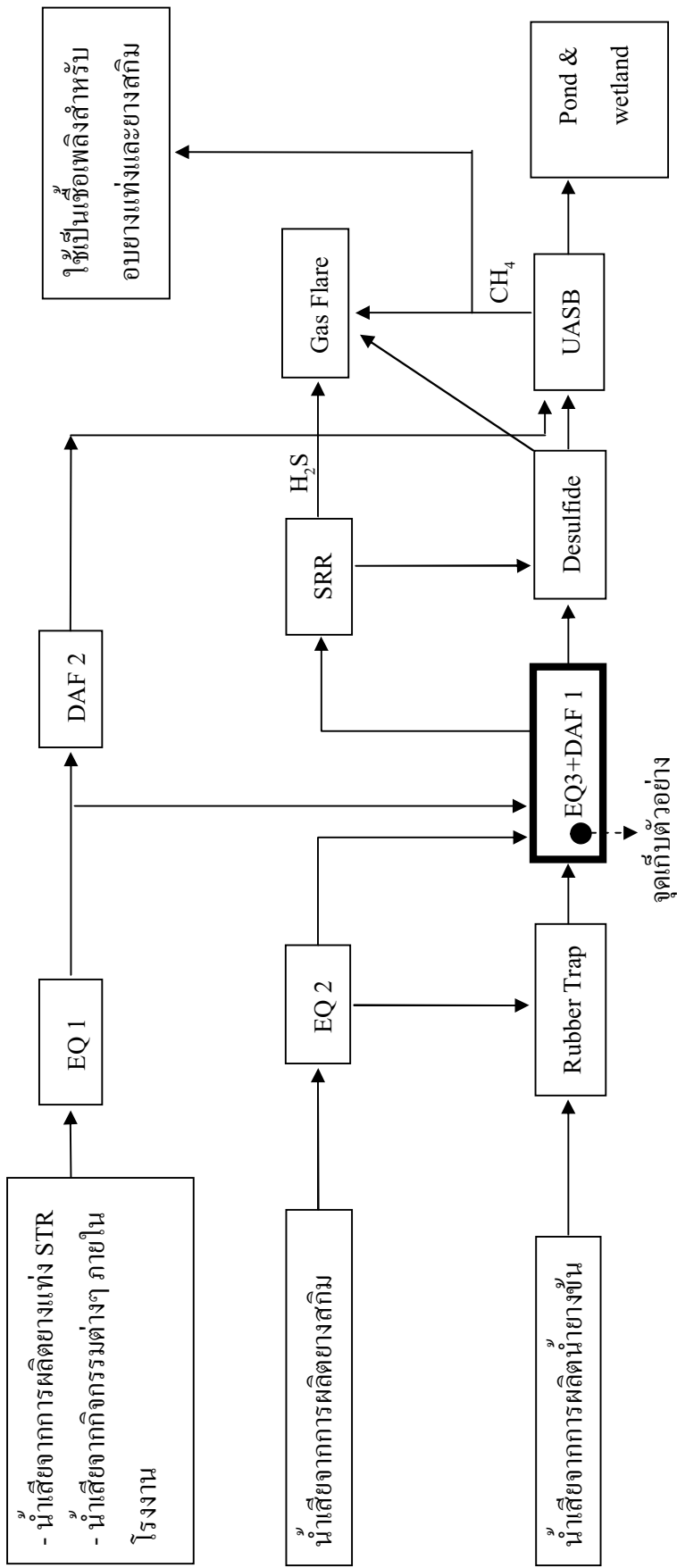
2.1 วัสดุ

2.1.1 หัวเชื้อจุลินทรีย์ (Seed) นำมาจากระบบ UASB ของบริษัททดลองอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น จังหวัดสงขลา

2.1.2 น้ำเสีย (Wastewater, WW) เก็บน้ำเสียจากกระบวนการผลิตน้ำยางชั้นและยางแท่ง Standard Thai Rubber (STR) ของบริษัท ทดลองอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น โดยเก็บตัวอย่างแบบจ้วง (Grab sampling) จากบ่อรวบรวมน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด (ภาพประกอบ 2-1) โดยมีจุดเก็บตัวอย่างแสดงดังภาพประกอบ 2-2 ทำการวิเคราะห์ค่า Temperature, pH, COD และ SO_4^{2-} มีค่าแสดงดังตารางที่ 3-1



ภาพประกอบ 2-1 การเก็บตัวอย่างน้ำเสียแบบจ้วง (Grab Sampling) จากบริษัททดลองอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น



*หมายเหตุ: EQ คือ Equalization Pond

DAF คือ Dissolved Air Flootation system

SRR คือ Sulfate Reduction Reactor

ภาพประกอบ 2-2 ลำดับการบำบัดน้ำเสียและจุดเก็บตัวอย่างน้ำเสียของบริษัท หลอดอุตสาหกรรมน้ำยางข้น จำกัด

ที่มา: บริษัท หลอดอุตสาหกรรมน้ำยางข้น จำกัด

2.1.3 กากสลัดจ์ (Decanter cake, DC) จากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มในจังหวัดกระบี่ นำมาอบที่อุณหภูมิ 60°C เพื่อป้องกันโครงสร้างเซลล์พืชถูกทำลาย (Gunaseelan, 2004) ตัวอย่างที่ผ่านการอบมีลักษณะเป็นแผ่นดินแข็ง จึงลดขนาดอนุภาคโดยการตำ จากนั้นนำมาร่อนผ่านตะแกรงขนาด 2 mm. เพื่อควบคุมขนาดอนุภาคและเพื่อให้ตัวอย่างมีลักษณะเป็นเนื้อเดียวกันมากขึ้นดังภาพประกอบ 2-3 ทำการวิเคราะห์ค่า Organic matter โดย Walkley and Black, N (nitrogen) โดย combustion analysis, P (phosphorus) โดย Spectrophotometric molybdovanadophosphate และ K (Potassium) โดย Office Method of Analysis of AOAC 2000 method 938.02 โดยเครื่อง ICP-OES (กรมวิชาการเกษตร, 2551 และ A. O. A. C, 2000)



ภาพประกอบ 2-3 กากสลัดจ์ที่นำมาใช้ในการทดลอง BMP (Biological Methane Potential)

2.2 วิธีดำเนินการวิจัย

2.2.1 การทดลองที่ 1 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (Biological Methane Potential, BMP) ของกากสลัดจ์

การศึกษา BMP ของกากสลัดจ์ (Decanter cake, DC) ใช้โปรแกรม Response Surface Methodology (RSM) แบบ Central Composite Design (CCD) ช่วยออกแบบการทดลองแปรระดับของตัวแปรอิสระ 5 ระดับ โดยศึกษา 2 ปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ ได้แก่ สัดส่วนเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (Inoculum to Substrate Ratio, ISR) ระหว่าง 0.5-3 และ อุณหภูมิระหว่าง 35-55°C โดยมีจำนวนชุดการทดลองทั้งสิ้น 11 ชุดการทดลองแสดงดังตารางที่ 2-1 ในการคำนวณสัดส่วน ISR นั้นมีการกำหนดความเข้มข้นของเชื้อจุลินทรีย์ (Inoculum) ที่ใช้ให้มีความเข้มข้นในรูปของแข็งระเหยง่าย (VS) เท่ากับ 15 g/L และทำการแปรค่าปริมาณอาหาร (Substrate) ในที่นี้คือ DC ที่เติมลงไปเพื่อให้ได้สัดส่วน ISR ตามต้องการ โดยที่สัดส่วน ISR=0.5,

0.87, 1.75, 2.63 และ 3 มีปริมาณของ DC ที่เติมลงไปเท่ากับ 30, 17.2, 8.6, 5.7 และ 5 gVS/L ตามลำดับ โดยมีวิธีการดำเนินการทดลองดังนี้

- 1) ใช้ขวดแก้วปริมาตร 120 mL สำหรับใช้เป็นขวดหมัก มีปริมาตรใช้งาน 60 mL
- 2) เติมหัวเชื้อจุลินทรีย์ให้ได้ค่า Volatile Solid (VS) ในแต่ละขวดเท่ากับ 15g/L ของปริมาตรใช้งาน
- 3) เติมสารละลายอาหาร (nutrient solution) 20% v/v องค์ประกอบของสารอาหารที่ใช้แสดงดังตารางที่ 2-2
- 4) เติมกากสลัดจ์ (Decanter cake, DC) ให้มีสัดส่วนของ ISR เท่ากับ 3, 2.63, 1.75, 0.87 และ 0.5 ตามลำดับ และเตรียมเพิ่มอีกหนึ่งขวดโดยไม่เติมกากสลัดจ์ เพื่อใช้เป็นชุดควบคุม
- 5) เติมสารละลาย NaHCO_3 เข้มข้น 50 g/L ที่สัดส่วน 10% v/v เพื่อเพิ่ม Alkalinity ให้กับระบบหมัก
- 6) เติมน้ำปราศจากไอออน (Deionized Water, DI) จนได้ปริมาตรใช้งาน ไล่อากาศภายในขวดหมักด้วยก๊าซไนโตรเจนปิดฝาขวดด้วยจุกยาง และฝาอะลูมิเนียม ต่อเข้ากับเข็มฉีดยาที่มีวาล์วเปิด-ปิด ดังภาพประกอบ 2-4

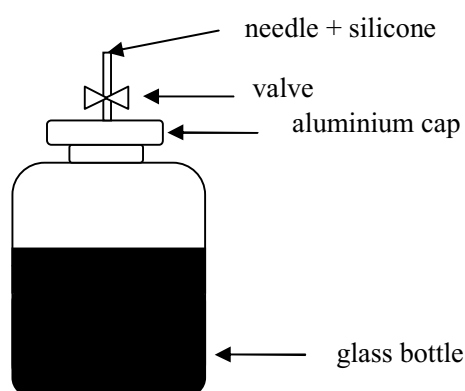
ตารางที่ 2-1 ชุดการทดลอง BMP ที่ออกแบบโดยใช้โปรแกรม RSM

ชุดการทดลอง	ปัจจัย	
	อุณหภูมิ ($^{\circ}\text{C}$)	ISR
1	52 (0.5)	2.63 (0.5)
2	38 (-0.5)	2.63 (0.5)
3	38 (-0.5)	0.87 (-0.5)
4	45 (0)	1.75 (0)
5	45 (0)	1.75 (0)
6	45 (0)	1.75 (0)
7	45 (0)	0.5 (-1)
8	45 (0)	3.0 (1)
9	55 (1)	1.75 (0)
10	52 (0.5)	0.87 (-0.5)
11	35 (-1.0)	1.75 (0)

ตารางที่ 2-2 องค์ประกอบและปริมาณของสารละลายอาหาร (nutrient solution) ที่ใช้ในการทดลอง

สารอาหาร	ความเข้มข้น
NH_4Cl	1.4 g/L
K_2HPO_4	1.25 g/L
$\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	0.5 g/L
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	0.05 g/L
Yeast extract	0.5 g/L
trace element solution	5 mL/L
Trace element solution (5 mL/L ประกอบด้วย)	
$\text{FeCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	2,000 mg/L
H_3BO_3	50 mg/L
ZnCl_2	50 mg/L
$\text{CuCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	38 mg/L
$\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	500 mg/L
$(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	50 mg/L
$\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	90 mg/L
$\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	2,000 mg/L

ที่มา: Raposo *et al.*, 2006



ภาพประกอบ 2-4 ชุดการศึกษา BMP

จากนั้นนำขวดหมักที่ใช้ในการศึกษา BMP ไปใส่ใน Incubator Shaker ณ อุณหภูมิ ที่ทำการศึกษาทันที ไม่ได้ปรับสภาพเชื้อให้คุ้นเคยกับอุณหภูมิก่อน ศึกษาที่ความเร็วรอบ 120 rpm วัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นทุกวันด้วยกระบอกฉีดยาแก้ว (Glass Syringe) และเก็บก๊าซชีวภาพที่ได้ใส่หลอดสูญญากาศ (Vacuum Tube) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาค่าประกอบของก๊าซชีวภาพด้วย เครื่อง Gas chromatography เมื่อทำการทดลองตามทีออกแบบแล้วนำค่าที่ได้มาวิเคราะห์โดยหาค่า ผลการตอบสนองคือ Methane yield โดยสามารถแสดงความสัมพันธ์ได้ดังสมการ (2-1)

$$\begin{aligned} \text{Methane yield} = & b_0 + b_1 \cdot \text{ISR} + b_2 \cdot \text{Temp} + b_3 \cdot \text{ISR} \cdot \text{ISR} \\ & + b_4 \cdot \text{Temp} \cdot \text{Temp} + b_5 \cdot \text{ISR} \cdot \text{Temp} \end{aligned} \quad (2-1)$$

โดย b คือ ค่าสัมประสิทธิ์การถดถอยตามลำดับของตัวแปร

2.2.2 การทดลองที่ 2 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (Biological Methane Potential, BMP) ของกากสลัดจ์ร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น

การทดลองนี้เป็นการศึกษาความสามารถในการย่อยสลายระหว่างการหมัก DC กับ น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น โดยทำการทดลองที่อุณหภูมิ 35°C ซึ่งเป็นอุณหภูมิมาตรฐานในการศึกษา BMP และเป็นอุณหภูมิที่ใกล้เคียงกับการเดินระบบแบบต่อเนื่อง โดยมีขั้นตอนการทดลองดังนี้

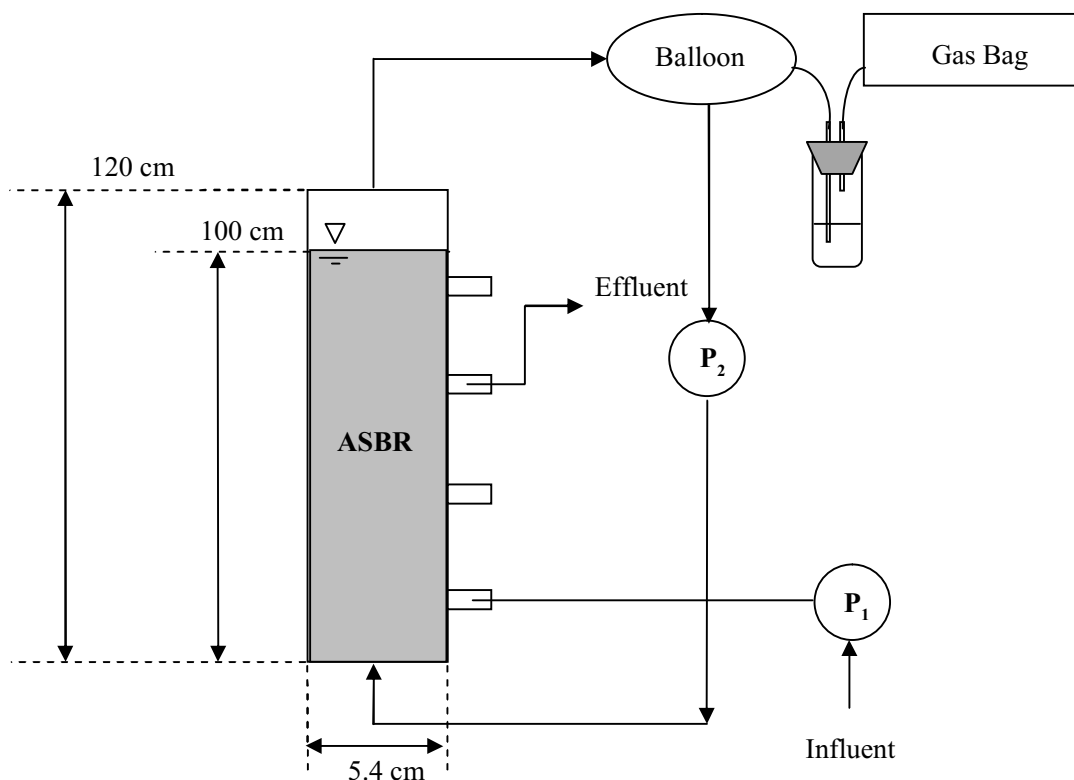
- 1) ขวดแก้วปริมาตร 120 mL สำหรับใช้เป็นขวดหมัก โดยมีปริมาตรใช้งาน 60 mL
- 2) เติมหิวเชื้อจุลินทรีย์ให้ได้ค่า VS ในแต่ละขวดเท่ากับ 15g/L ของปริมาตรใช้งาน
- 3) เติมน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น (WW) 20% v/v เพื่อใช้เป็นสารละลายอาหาร
- 4) เติม DC ลงไปให้มีสัดส่วนของ ISR เท่ากับ 2.63, 1.75 และ 0.87 ตามลำดับ และเตรียมเพิ่มอีกหนึ่งขวดโดยไม่เติมกากสลัดจ์ เพื่อใช้เป็นชุดควบคุม
- 5) เติมสารละลาย NaHCO_3 เข้มข้น 50 g/L ที่สัดส่วน 10% v/v เพื่อเพิ่ม Alkalinity ให้กับระบบหมัก
- 6) เติมน้ำ DI จนได้ปริมาตรใช้งาน ปล่อยให้ก๊าซในขวดหมักด้วยก๊าซไนโตรเจน ปิดฝาขวดด้วยจุกยาง และฝาอะลูมิเนียม ต่อเข้ากับเข็มฉีดยาที่มีวาล์วเปิด-ปิด ทำการกวนผสมด้วย Incubator Shaker ที่ความเร็วรอบ 120 rpm ภายใต้อุณหภูมิ 35°C วัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นทุก

วันด้วยกระบอกฉีดยาแก้ว และเก็บก๊าซชีวภาพที่ได้ใส่หลอดสูญญากาศเพื่อนำไปวิเคราะห์หาองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพด้วยเครื่อง Gas chromatography

2.2.3 การทดลองที่ 3 เติบระบบ Anaerobic Sequencing Batch Reactor (ASBR) และ Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)

1) ระบบ ASBR

ถังปฏิกรณ์ ASBR สร้างจากท่ออะครีลิกทรงกลมใส มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายนอก 6 cm หนา 0.3 cm สูง 120 cm มีปริมาตรใช้งาน (working volume) 2,300 mL ทางด้านบนของระบบต่อกับถุงเก็บก๊าซ (Gas Bag) ดังภาพประกอบ 2-5



*หมายเหตุ: P_1 คือ Peristaltic pump ป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบ
 P_2 คือ Peristaltic pump หมุนเวียนก๊าซในระบบ

ภาพประกอบ 2-5 แบบจำลองระบบบำบัดน้ำเสียแบบ ASBR

เริ่มต้นเดินระบบ (start-up) เติมตะกอนจุลินทรีย์ที่นำมาจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB ของอุตสาหกรรมน้ำยางข้น มีค่า MLSS เท่ากับ 23,000 mg/L จากนั้นทำการป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบจนได้เท่ากับปริมาตรใช้งาน 2,300 mL แล้วกักทิ้งไว้ 2 days เพื่อให้เชื้อจุลินทรีย์เกิดความคุ้นเคยกับน้ำเสีย จากนั้นจึงทำการเดินระบบที่ระยะเวลาพักทางชลศาสตร์ (Hydraulic Retention Time, HRT) เท่ากับ 4 days

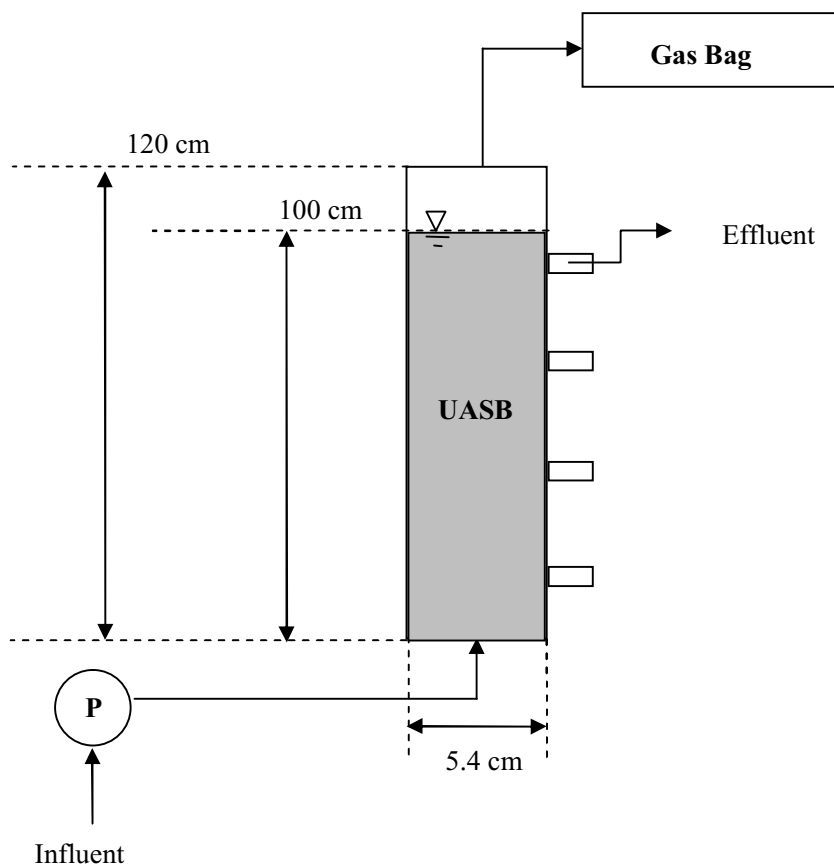
ระบบ ASBR มีรอบการทำงาน (cycle time) 12 hrs โดยทำการป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบทางด้านล่างเป็นเวลา 10 min จากนั้นทำการกวนผสมน้ำเสียและเชื้อจุลินทรีย์ด้วยการวนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจากระบบเป็นเวลา 1 min ทุกๆ 30 min พักน้ำเสียในระบบเพื่อให้เกิดการตกตะกอนเป็นเวลา 30 min และปล่อยน้ำเสียออกจากระบบทางด้านบนภายใน 10 min สุดท้าย ตามลำดับ

2) ระบบ UASB

ถังปฏิกรณ์ UASB สร้างจากท่ออะคริลิกทรงกลมใส มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายนอก 6 cm หนา 0.3 cm สูง 120 cm มีปริมาตรใช้งาน (working volume) 2,300 mL ทางด้านบนของระบบต่อกับถุงเก็บก๊าซ ดังภาพประกอบ 2-6

เริ่มต้นเดินระบบ (start-up) เติมตะกอนจุลินทรีย์ที่นำมาจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB ของอุตสาหกรรมน้ำยางข้นมีค่า MLSS เท่ากับ 23,000 mg/L จากนั้นทำการป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบหมักจนได้เท่ากับปริมาตรใช้งานที่ 2,300 mL แล้วกักทิ้งไว้ 2 days เพื่อให้เชื้อจุลินทรีย์เกิดความคุ้นเคยกับน้ำเสีย จากนั้นจึงทำการเดินระบบที่ HRT 4 days

สำหรับการเดินระบบแบบต่อเนื่อง ทำการเพิ่ม DC ลงในระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่ปริมาณ DC เท่ากับ 0.8, 1.6 และ 2.4% w/v มีอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์แสดงดังตารางที่ 2-3 เดินระบบที่สัดส่วนผสมต่างๆ จนระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว (Chemical Oxygen Demand (COD) ของน้ำทิ้งเปลี่ยนแปลงไม่เกิน 10%)



* หมายเหตุ: P คือ Peristaltic pump

ภาพประกอบ 2-6 แบบจำลองระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB

ตารางที่ 2-3 สภาวะในการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

ภาวะที่เดินระบบ	อัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์ (gCOD/m ³ .d)
WW	1.38±0.14
WW + DC 0.8% w/v	2.48±0.03
WW + DC 1.6% w/v	2.95±0.11
WW + DC 2.4% w/v	3.69±0.15

* หมายเหตุ: การเดินระบบแบบต่อเนื่อง ทดลองโดยใช้กากสลัดจ์แบบสด

2.3 ความถี่ในการตรวจวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

เก็บตัวอย่างน้ำเสียเข้าระบบและน้ำทิ้งจากระบบ ASBR และ UASB เพื่อนำไปวิเคราะห์ตามวิธีการใน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20th Edition ของ APHA, AWWA and WEF (1998) และสมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย (2553) ตามพารามิเตอร์และความถี่ในตารางที่ 2-4 องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพวิเคราะห์โดย Gas Chromatography (Shimadza GC-8A) Thermal Conductivity Detector (TCD) โดยใช้คอลัมน์ Poropak Q (ethylvinylbenzene-divinylbenzene polymer)

ตารางที่ 2-4 พารามิเตอร์ วิธีการและความถี่ในการวิเคราะห์น้ำเสียและน้ำทิ้งสำหรับระบบไร้อากาศแบบ ASBR และ UASB

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์	ความถี่ในการวิเคราะห์
pH	pH meter	3 วัน/ครั้ง
Temperature	Thermometer	3 วัน/ครั้ง
VFA	Titration Method	3 วัน/ครั้ง
Alkalinity	Titration Method	3 วัน/ครั้ง
TCOD	Dichromate Close Reflux Method	3 วัน/ครั้ง
SCOD	Dichromate Close Reflux Method	3 วัน/ครั้ง
SS	Gravimetric Method	3 วัน/ครั้ง
TS	Gravimetric Method	1 ครั้งเมื่อเข้าสู่สภาวะคงที่
VS	Gravimetric Method	1 ครั้งเมื่อเข้าสู่สภาวะคงที่
SO ₄ ²⁻	Turbidimetric Method	3 วัน/ครั้ง
MLSS	Gravimetric Method	1 ครั้งเมื่อเข้าสู่สภาวะคงที่
MLVSS	Gravimetric Method and Combustion	1 ครั้งเมื่อเข้าสู่สภาวะคงที่
Biogas production	การแทนที่น้ำ	3 วัน/ครั้ง
Biogas composition	Gas Chromatography	1 ครั้งเมื่อเข้าสู่สภาวะคงที่

บทที่ 3

ผล และวิจารณ์ผลการวิจัย

3.1 ลักษณะของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นและกากสัดจ์

น้ำเสีย (wastewater, WW) ที่นำมาทดลองเป็นน้ำเสียรวมที่ได้จากกระบวนการผลิตยางแท่ง ยางสกิม น้ำยางข้น และจากกิจกรรมอื่นๆ ในโรงงาน มีปริมาณน้ำเสียไหลเข้าระบบประมาณ 750 m³/d โดยน้ำเสียในจุดที่ทำการเก็บตัวอย่างเป็นน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดไร้อากาศ มีค่า pH โดยเฉลี่ย 4.76±0.25 ซึ่งยังคงมีสภาพความเป็นกรดสูง มีปริมาณกรดอินทรีย์ 1,624±417 mg/L as CH₃COOH และมีความเข้มข้นของ SO₄²⁻ โดยเฉลี่ย 2,188±717 mg/L ตลอดการทดลองได้ทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสีย 5 ครั้ง (ตุลาคม พ.ศ. 2553 – มิถุนายน พ.ศ.2554) ซึ่งผลจากสภาพอากาศทำให้น้ำเสียมีคุณลักษณะทางเคมีเปลี่ยนไปจากเดิม ส่งผลให้สัดส่วน COD/SO₄²⁻ ของน้ำเสียที่เก็บมาแต่ละครั้งเปลี่ยนแปลงด้วย จากตารางที่ 3-1 พบว่าตัวอย่างน้ำเสียที่เก็บในครั้งที่ 1 มีความสกปรกในรูป COD และ SO₄²⁻ สูงกว่าตัวอย่างน้ำที่เก็บในช่วงเวลาอื่น เนื่องจากเป็นช่วงมรสุมของทางภาคใต้จึงส่งผลให้น้ำเสียในบ่อรวมนั้นมีการเจือจางสูงกว่าตัวอย่างน้ำเสียช่วงอื่นๆ

กากสัดจ์ (Decanter cake, DC) จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม มีลักษณะคล้ายดิน ประกอบด้วยคาร์บอน (C), ไนโตรเจน (N), ฟอสฟอรัส (P), โพแทสเซียม (K), แคลเซียม (Ca) และแมกนีเซียม (Mg) มีสมบัติทางเคมีแสดงดังตารางที่ 3-2 งานวิจัยนี้เลือกใช้ DC เป็นวัสดุหมักร่วมในการผลิตก๊าซชีวภาพ เนื่องจาก DC มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบสูง แต่ น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นนั้นประกอบไปด้วย N จากการเติมแอมโมเนียเพื่อรักษาสภาพน้ำยาง และ P จากการเติม DAP (Diammonium hydrogen phosphate) เพื่อตกตะกอน Mg ในน้ำยางสด ดังนั้นการเติม DC สามารถเพิ่ม C ซึ่งเป็นแหล่งอาหารของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดไร้อากาศได้

ตารางที่ 3-1 ลักษณะทางเคมีของน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

พารามิเตอร์	pH	Temperature (°C)	COD (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	COD/SO ₄ ²⁻
ครั้งที่ 1 (ต.ค.-พ.ย. 53)	5.03±0.03	27.6±0.17	5,575±420	1,127±14	4.95
ครั้งที่ 2 (ธ.ค.-ก.พ. 54)	4.75±0.03	28.2±0.21	7,661±303	2,356±157	3.25

ตารางที่ 3-1 (ต่อ) ลักษณะทางเคมีของน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

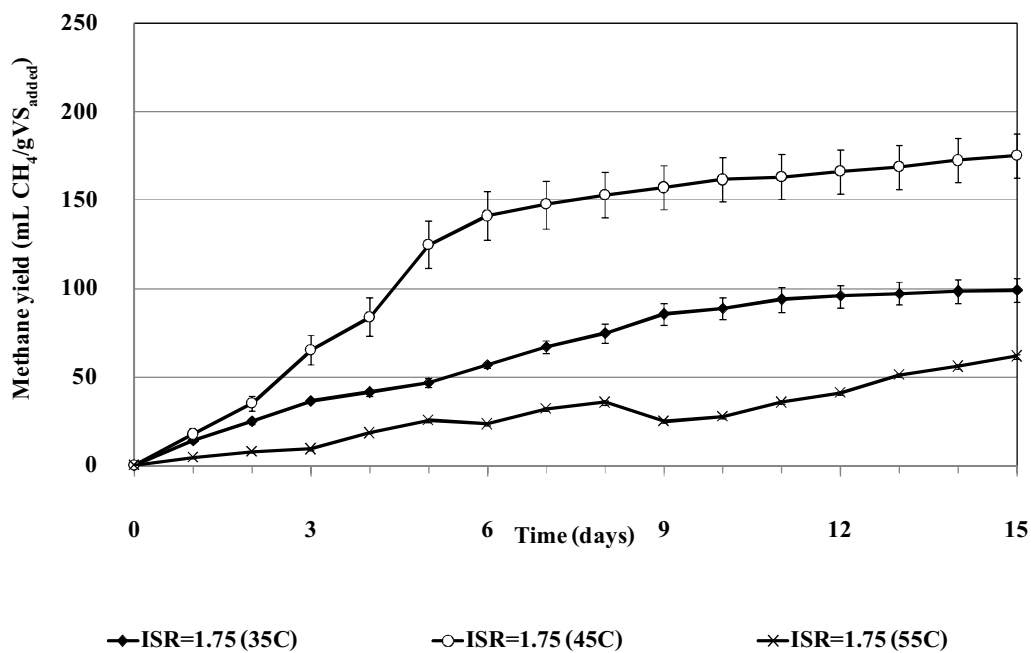
พารามิเตอร์	pH	Temperature (°C)	COD (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	COD/SO ₄ ²⁻
ครั้งที่ 3 (ก.พ.-มี.ค. 54)	4.93±0.03	31.2±0.29	6,787±120	1,835±14	3.71
ครั้งที่ 4 (เม.ย.-พ.ค. 54)	4.56±0.03	29.1±0.49	8,024±42	2,760±21	2.91
ครั้งที่ 5 (มิ.ย.-ก.ค. 54)	4.44±0.03	29.6±0.1	9,381±694	2,860±50	3.28
ค่าเฉลี่ย	4.76±0.25	29.1±1.37	7,486±1,419	2,188±717	3.62

ตารางที่ 3-2 ลักษณะของกากสลัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม

พารามิเตอร์	ค่าที่วิเคราะห์ได้		
	งานวิจัยนี้	Haron <i>et al</i> (2008)	Paepatung <i>et al</i> (2009)
pH	4.9-5.6	4.8	-
Moisture (%)	78.62	-	76.7
Volatile Solid (%)	80.80	-	83.4
COD (g/kg dry weight)	-	-	880
Organic matter (% dry weight)	44.21	-	43.6
Total Nitrogen (% dry weight)	2.57	2.4	2.21
K ₂ O (% dry weight)	1.68	1.24	-
P ₂ O ₅ (% dry weight)	-	0.51	-
CaO (% dry weight)	-	1.68	-
MgO (% dry weight)	-	0.54	-
Oil & Grease (% dry weight)	-	-	4.62

3.2 การทดลองที่ 1 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP) ของกากสัลดัจ

เมื่อพิจารณาอุณหภูมิ พบว่ามีผลต่ออัตราการเพิ่มจำนวนของจุลินทรีย์ในระบบ ซึ่งสามารถพิจารณาได้จากปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ จากภาพประกอบ 3-1 แสดงปริมาณ Methane yield ที่ได้จากการศึกษา BMP ของ Decanter cake (DC) ที่สัดส่วน Inoculum to Substrate Ratio (ISR)=1.75 (หัวเชื้อจุลินทรีย์เข้มข้น 15 gVS/L ต่อ DC =8.6 gVS/L) ภายใต้อุณหภูมิ 3 ค่าคือ 35, 45 และ 55°C โดยนำชุดทดลองใส่ใน Incubator shaker ณ อุณหภูมิที่ศึกษาทันที และใช้สมการที่ (3-1) (Gompertz equation) (Ho and Sung, 2010) มาช่วยทำนายอัตราการผลิตก๊าซมีเทน โดยศึกษาภาพในการผลิตก๊าซมีเทน (H) อัตราการผลิตมีเทนสูงสุด (R_m) และเวลาที่จุลินทรีย์ใช้ในการปรับตัวก่อนเพิ่มจำนวน (λ) ในสมการสามารถคำนวณโดยใช้ฟังก์ชัน solver ในโปรแกรม Microsoft Excel จากการทดลองพบว่า ที่อุณหภูมิ 35°C มีปริมาณการผลิต Methane yield เท่ากับ 99 ± 6.80 mLCH₄/gVS_{added} เมื่อทดลองที่อุณหภูมิ 45°C มีการผลิต Methane yield เพิ่มขึ้นเป็น 175 ± 12.64 mLCH₄/gVS_{added} เชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ทดลองเป็นเชื้อที่ทำงานในช่วงอุณหภูมิ 28-32°C (mesophilic) ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจาก 35 เป็น 45°C จึงส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซมีเทนในระบบเพิ่มขึ้นสามารถพิจารณาจากค่า R_m ที่เพิ่มขึ้นจาก 5.25 เป็น 15.42 mLCH₄/d ตามลำดับ (ตารางที่ 3-3) และเมื่อทำการทดลองที่อุณหภูมิ 55°C พบว่ามีปริมาณ Methane yield ลดลงเท่ากับ 62 ± 1.29 mLCH₄/gVS_{added} และมีค่า R_m เท่ากับ 2.57 mLCH₄/d ซึ่งมีค่าน้อยกว่าการศึกษาที่อุณหภูมิ 35 และ 45°C ในการทดลองนี้ทำการศึกษาการผลิตก๊าซมีเทนที่อุณหภูมิ 2 ช่วง คือ mesophilic (35 และ 45°C) และ thermophilic (55°C) โดยใช้เชื้อจุลินทรีย์ที่เจริญเติบโตในช่วง mesophilic เป็นหัวเชื้อเริ่มต้นในการทดลอง เมื่อนำมาทดลองที่อุณหภูมิ 35 และ 45°C ซึ่งยังเป็นอุณหภูมิในช่วง mesophilic พบว่าจุลินทรีย์ในระบบสามารถปรับตัวให้เข้ากับสภาวะแวดล้อมใหม่ได้เร็ว ซึ่งพิจารณาจากค่า λ ที่ต่ำ การผลิตก๊าซชีวภาพในระบบจึงเกิดเร็ว (ตารางที่ 3-3) แต่เมื่อทดลองที่อุณหภูมิ 55°C ส่งผลให้การผลิตก๊าซมีเทนลดลง เนื่องจากที่อุณหภูมิ 55°C เป็นอุณหภูมิในช่วง thermophilic จุลินทรีย์ที่ทำงานได้ดีเป็นจุลินทรีย์ประเภท thermophile แต่เชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ทดลองนั้นทำงานอยู่ที่อุณหภูมิ mesophilic ซึ่งประกอบด้วยจุลินทรีย์ประเภท mesophile มากกว่า thermophile เมื่อนำมาทดลองที่อุณหภูมิ 55°C ทันทีการทำงานส่วนใหญ่เกิดผ่านจุลินทรีย์ประเภท thermophile ที่มีอยู่น้อย และในการทดลองนั้นได้ทำการเปลี่ยนอุณหภูมิในการศึกษาทันที ส่งผลให้จุลินทรีย์ใช้ระยะเวลาในการปรับตัวให้เข้ากับสภาวะใหม่นาน ซึ่งพิจารณาจากค่า $\lambda=3.18$ d ซึ่งมีค่ามากกว่าที่อุณหภูมิต่ำอื่น



ภาพประกอบ 3-1 ปริมาณ Methane yield ที่ ISR = 1.75 ณ อุณหภูมิต่างๆ

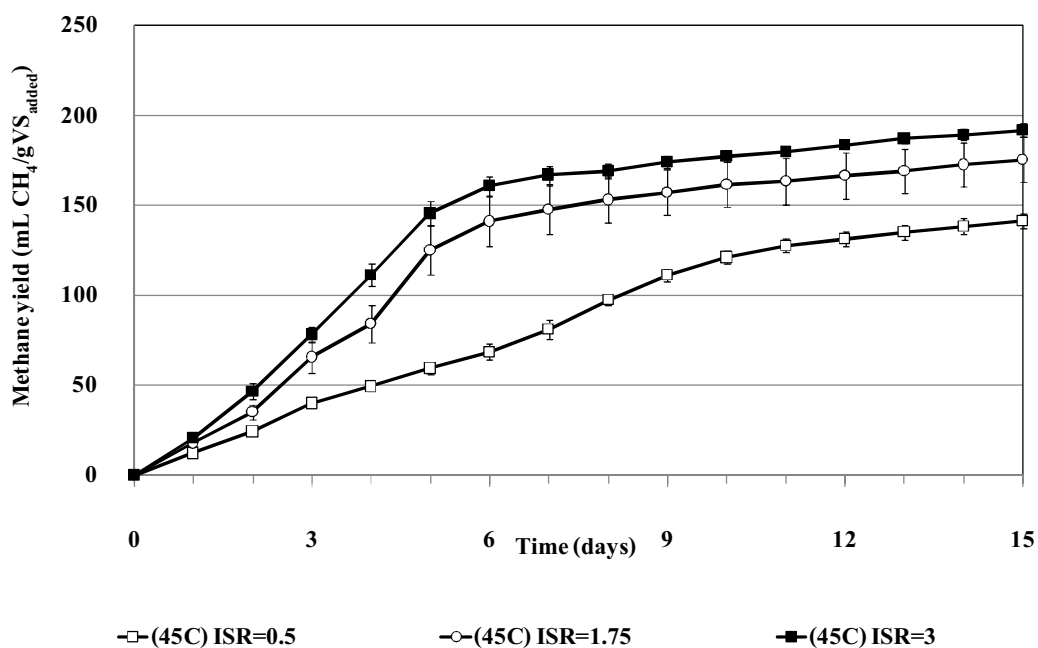
$$H(t) = H \cdot \exp\left\{-\exp\left[\frac{Rm \cdot e}{H}(\lambda - t) + 1\right]\right\} \quad (3-1)$$

- เมื่อ $H(t)$ = ก๊าซมีเทนสะสม (Cumulative methane production, mLCH₄)
 H = ศักยภาพในการผลิตมีเทน (Methane production potential, mLCH₄)
 λ = เวลาที่จุลินทรีย์ใช้ในการปรับตัวก่อนเพิ่มจำนวน (Time of Lag phase, d)
 Rm = อัตราการผลิตมีเทนสูงสุด (Maximum methane production rate, mL/d)
 t = เวลา (Time, d)
 e = ค่าคงตัวทางคณิตศาสตร์ มีค่าประมาณ 2.71828

ตารางที่ 3-3 ปริมาณ Methane yield, อัตราการผลิตมีเทน และเวลาที่จุลินทรีย์ใช้ในการปรับตัวก่อน
เพิ่มจำนวนจากการศึกษา BMP ของกากสัลดัจที่ ISR=1.75 ณ อุณหภูมิต่างๆ

อุณหภูมิ (°C)	Methane yield (mLCH ₄)	R _m (mLCH ₄ /d)	λ (d)	R ²
35	99±6.80	5.52	-	0.998
45	175±12.64	15.42	0.83	0.999
55	62±1.29	2.57	3.18	0.977

จากการเปรียบเทียบผลของอุณหภูมิต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ พบว่าที่อุณหภูมิ 45°C นั้นส่งผลให้มีการผลิต Methane yield สูงสุด จึงทำการเปรียบเทียบผลของ ISR ต่อการผลิต Methane yield ที่อุณหภูมินี้ โดยทำการศึกษาที่สัดส่วน ISR 3 ค่าที่ได้จากการออกของโปรแกรม RSM คือ ที่ ISR =0.5, 1.75 และ 3 (ISR ต่ำ, กลางและสูงสุด) ผลการทดลองพบว่าเมื่อ ISR สูงขึ้น ส่งผลให้ปริมาณ Methane yield เพิ่มขึ้น ซึ่งในการทดลองนี้ได้ควบคุมความเข้มข้นของเชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ให้มีค่าเท่ากันทุกชุดการทดลอง ดังนั้นที่สัดส่วน ISR สูง (DC น้อย) จุลินทรีย์ในระบบแย่งอาหารกันส่งผลให้การย่อยสลายอินทรีย์เกิดขึ้นได้สมบูรณ์จึงมีปริมาณ Methane yield สูง แต่ที่สัดส่วน ISR ต่ำ (DC มาก) อาหารในระบบมีปริมาณมากกว่าจุลินทรีย์ จึงส่งผลให้มีการผลิตก๊าซชีวภาพเร็ว ซึ่งพิจารณาจากค่า R_m ที่มีค่าสูงกว่า (ตารางที่ 3-4) แต่ปริมาณจุลินทรีย์มีจำกัดจึงไม่สามารถย่อยสลาย DC ได้ทั้งหมด ส่งผลให้การย่อยสลายเกิดไม่สมบูรณ์ จึงมีปริมาณ Methane yield ต่ำกว่าที่ ISR สูง และใน DC นี้ประกอบไปด้วยน้ำมันประมาณ 4.62% เมื่อน้ำมันเกิดการย่อยสลาย จึงส่งผลให้มีการผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงแรก และจากการศึกษาของ Paepatung *et al* (2009) พบว่า DC มีศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพซึ่งสามารถแปลงเป็นกระแสไฟฟ้าได้ 5.6 MWe ซึ่งสามารถทดแทนพลังงานน้ำมันได้ถึง 16x10⁶ L DC จึงเป็นตัวเลือกหนึ่งที่น่าสนใจในการนำมาผลิตก๊าซชีวภาพ

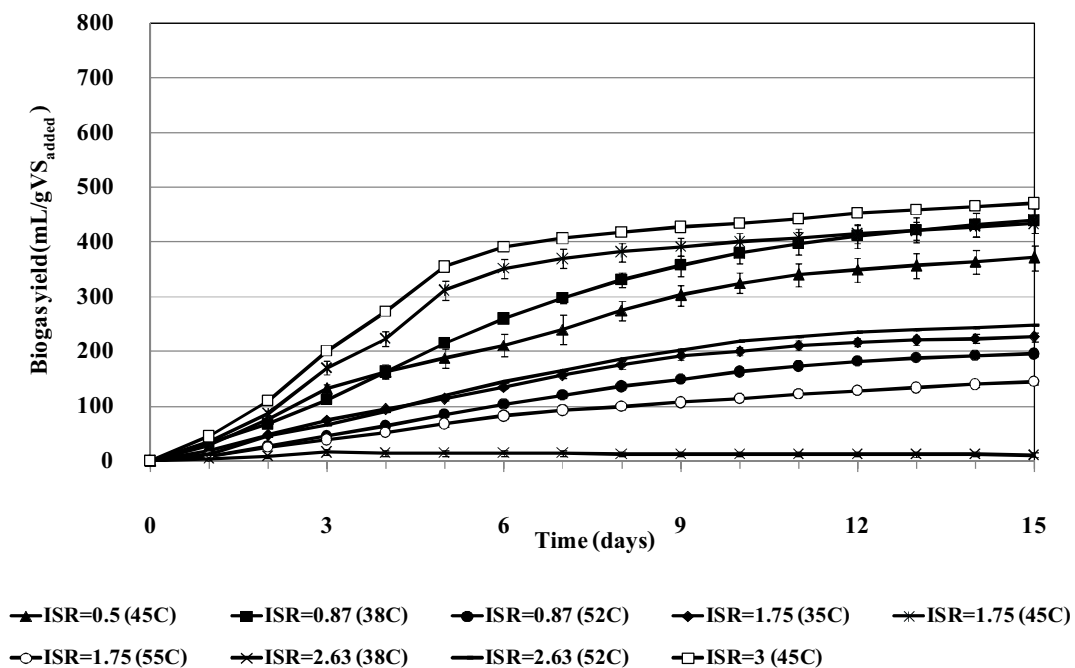


ภาพประกอบ 3-2 ปริมาณ Methane yield ณ อุณหภูมิ 45°C ที่ ISR ต่างๆ

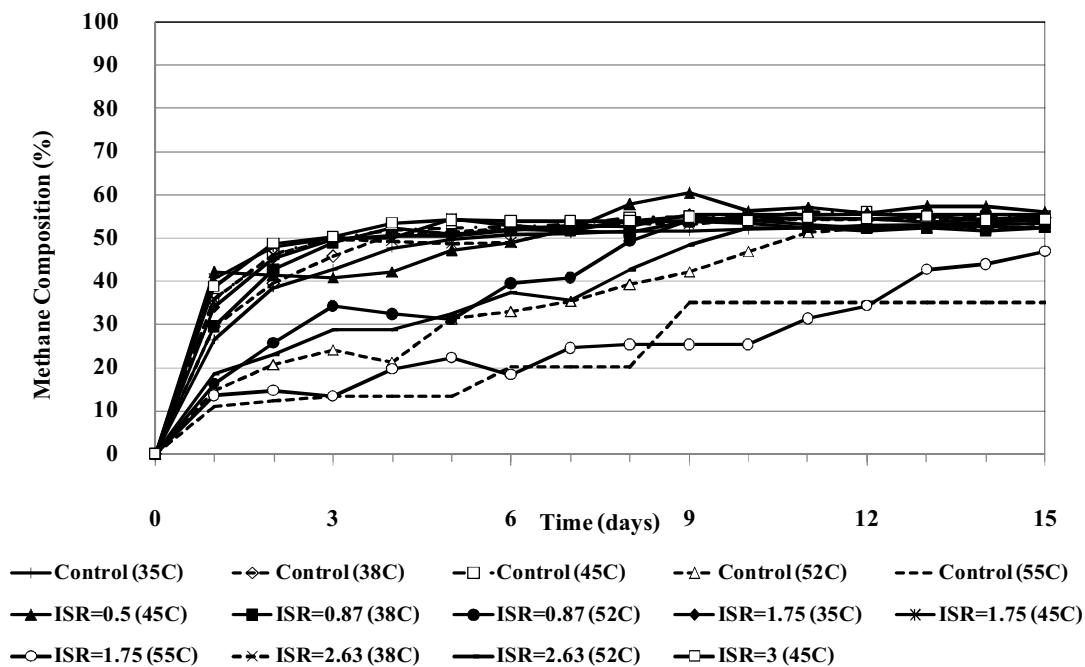
ตารางที่ 3-4 ปริมาณ Methane yield, อัตราการผลิตมีเทน และเวลาที่จุลินทรีย์ใช้ในการปรับตัวก่อน
เพิ่มจำนวนจากการศึกษา BMP ของกากสัลดจ์ ณ อุณหภูมิ 45°C ที่ ISR ต่างๆ

ISR	Methane yield (mLCH ₄ /gVS _{added})	<i>R_m</i> (mLCH ₄ /d)	λ (d)	<i>R</i> ²
0.5	141.58±4.17	24.82	0.62	0.998
1.75	174.12±12.64	15.42	0.83	0.999
3	191.97±3.5	9.63	0.58	0.999

จากผลการทดลองข้างต้นพบว่า อุณหภูมิมีผลต่ออัตราการทำงานของจุลินทรีย์ ส่วน ISR มีผลต่อความถูกต้องในช่วงของการศึกษา BMP โดยปริมาณ Methane yield ที่เกิดขึ้นถูกเปรียบเทียบตามสัดส่วน ISR ที่ต่างกัน การทดลองนี้จึงทำการศึกษาเพื่อหาช่วงอุณหภูมิและสัดส่วน ISR ที่เหมาะสมต่อการผลิตก๊าซชีวภาพของ DC โดยใช้โปรแกรมทางสถิติ Response Surface Methodology (RSM) แบบ Central Composite Design ซึ่งเป็นวิธีการออกแบบการทดลองขั้นสูงมาช่วยออกแบบการทดลอง แปรระดับของตัวแปรอิสระ 5 ระดับ โดยศึกษาตัวแปรต้น 2 ตัวแปร คือ สัดส่วนเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (Inoculum to Substrate Ratio, ISR) ในช่วง 0.5-3 และอุณหภูมิ (Temperature) ในช่วง 35-55°C ทำการเก็บข้อมูลปริมาณก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนเป็นเวลา 15 days มีผล Biogas yield ที่ลบปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดจากชุดควบคุมแล้วแสดงดังภาพประกอบ 3-3 โดยแสดงข้อมูล 9 ชุดการทดลอง (เนื่องจากที่ ISR=1.75 (45°C) เป็นชุดการทดลองซ้ำ) พบว่าที่ ISR=3 (45°C) มีปริมาณ Biogas yield สูงสุดเท่ากับ 471 mL Biogas/gVS_{added} รองลงมาคือที่ ISR=0.87 (38°C) และ ISR=1.75 (45°C) มีปริมาณ Biogas yield เท่ากับ 439 และ 434 mL Biogas/gVS_{added} ตามลำดับ ผลจากอุณหภูมิและสัดส่วน ISR นี้ ไม่เพียงแต่ส่งผลให้ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพต่างกัน ยังส่งผลให้สัดส่วนก๊าซมีเทนที่ผลิตได้ต่างกันด้วย โดยสัดส่วนก๊าซมีเทนเกิดขึ้นจากการทำงานของจุลินทรีย์ผลิตก๊าซมีเทน (Methane Producing Bacteria, MPB) ในระบบซึ่งอุณหภูมิในการทดลองเพิ่มขึ้นจาก 35 เป็น 45°C ไม่ส่งผลให้องค์ประกอบมีเทนในก๊าซชีวภาพเปลี่ยนแปลง (ภาพประกอบ 3-4) เช่นเดียวกับการศึกษาของ Gao *et al* (2011) ที่ศึกษาผลการช็อคอุณหภูมิต่อประสิทธิภาพการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดไร้อากาศแบบ SAnMBR พบว่าอุณหภูมิเพิ่มขึ้นทันที 5 และ 10°C ณ อุณหภูมิทดลอง 37°C ไม่ส่งผลให้องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้เปลี่ยนแปลงอย่างมีนัยสำคัญ แต่อุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นจากช่วง mesophilic เป็น thermophilic ทันทีนั้น ส่งผลให้สัดส่วนก๊าซมีเทนที่พบลดลง ดังเห็นได้จากที่อุณหภูมิ 52 และ 55°C มีสัดส่วนการเพิ่มขึ้นของก๊าซมีเทนช้ากว่าที่อุณหภูมิ 35-45°C จากการศึกษาของ Bouskova *et al* (2005) ได้เดินระบบบำบัดต่อเนื่องแบบ CSTR ที่ใช้ตะกอนจุลินทรีย์จากระบบบำบัดน้ำเสียแบบ activated sludge เป็นแหล่งอาหาร พบว่าอุณหภูมิเพิ่มขึ้นจาก mesophilic (37°C) เป็น thermophilic (55°C) ทันที ส่งผลให้ปริมาณและองค์ประกอบของมีเทนในก๊าซชีวภาพลดลง ซึ่งระบบบำบัดสามารถปรับตัวเข้าสู่สภาวะใหม่ได้ในวันที่ 28 ของการทดลอง แต่ในการศึกษานี้ทำการทดลองเพียง 15 day จึงยังไม่เห็นการเพิ่มขึ้นของก๊าซชีวภาพ



ภาพประกอบ 3-3 Biogas yield ของกากสลัดจ์ ที่สัดส่วน ISR และอุณหภูมิต่างๆ



ภาพประกอบ 3-4 สัดส่วนก๊าซมีเทนจากกากสลัดจ์ ที่สัดส่วน ISR และอุณหภูมิต่างๆ

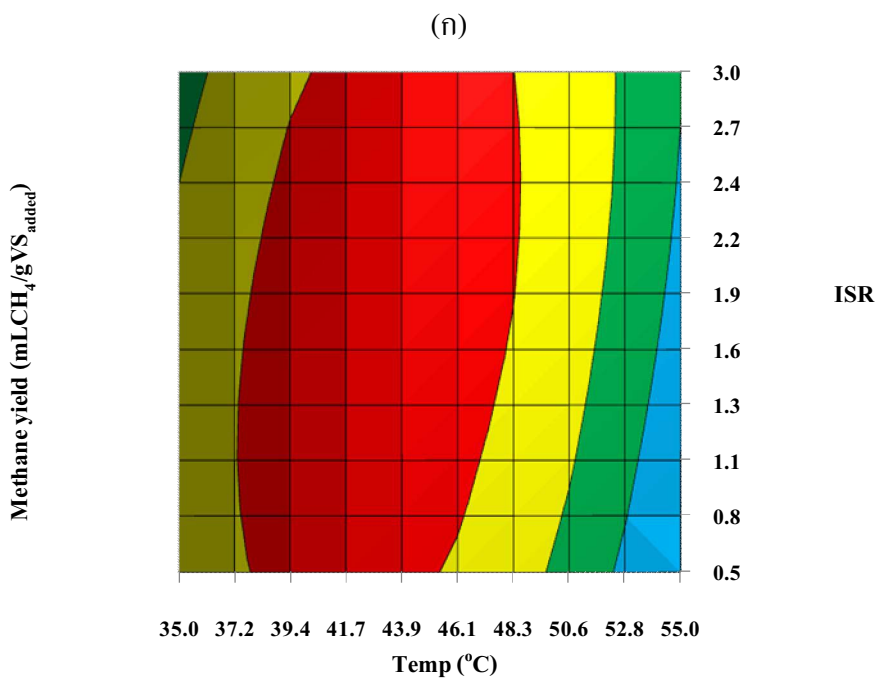
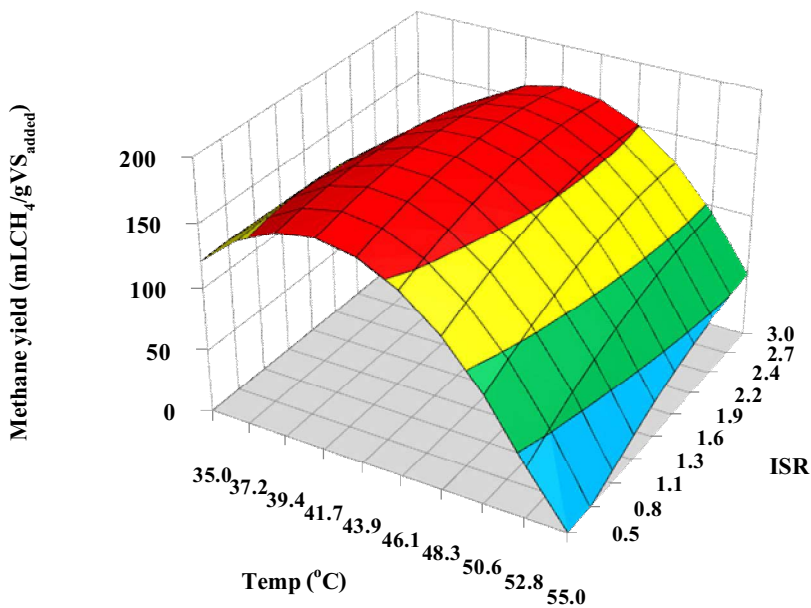
เมื่อนำผลปริมาณ Methane yield ที่ได้จากการทดลองมาวิเคราะห์การถดถอยของพื้นที่ตอบสนองโดยใช้โปรแกรม Essential regression พบว่าค่าการตอบสนองของ Methane yield สามารถเขียนได้ดังสมการที่ 3-2 ซึ่งสามารถแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ISR และอุณหภูมิต่อการผลิต Methane yield ด้วยแบบจำลอง 3 มิติแสดงดังภาพประกอบ 3-5

$$\begin{aligned} \text{Methane yield} &= -1540.2 + 82.39*X_1 - 58.65*X_2 - 1.002*X_1*X_1 \\ (\text{mLCH}_4/\text{gVS}_{\text{added}}) &-8.928*X_2*X_2 + 2.109*X_1*X_2 \end{aligned} \quad (3-2)$$

เมื่อ X_1 คือ อุณหภูมิ ($^{\circ}\text{C}$)

X_2 คือ สัดส่วนเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (Inoculum to Substrate Ratio, ISR)

ผลของปริมาณ Methane yield ที่ได้จากการทดลองและจากแบบจำลองสามารถเปรียบเทียบได้ดังตารางที่ 3-5 และพบว่าผลการทดลองที่ได้บางชุดมีค่าสูงกว่าค่าที่ได้จากแบบจำลองและในบางชุดก็มีค่าน้อยกว่าแบบจำลอง มีการกระจายของข้อมูลไม่มีทิศทางใดแน่นอนคือไม่ได้อยู่ทางด้านบวกหรือลบอย่างเดียว ถือว่าความเป็นอิสระอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ (ภาพประกอบ 3-6 (ก)) และสามารถสร้างความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณ Methane yield ที่ได้จากการทดลองและจากการทำนายของแบบจำลองแสดงได้ดังภาพประกอบ 3-6 (ข) โดยมีค่า R^2 ระหว่างข้อมูลกับเส้นความสัมพันธ์สมบูรณ (Methane yield from model = Methane yield from experimental) เท่ากับ 0.983 และแบบจำลองดังสมการที่ 3-2 ได้ทำนายสภาวะที่เหมาะสมแก่การผลิต methane yield คือที่ $\text{ISR}=1.79$ อุณหภูมิ 43°C มีการผลิต Methane yield เท่ากับ $178.36 \text{ mLCH}_4/\text{gVS}_{\text{added}}$ ในการทดลองนี้ไม่ได้ทำการทดลองซ้ำที่สภาวะดังกล่าวเพื่อยืนยันผล เนื่องจากเพียงต้องการทราบความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิและ ISR ต่อการวิเคราะห์ BMP



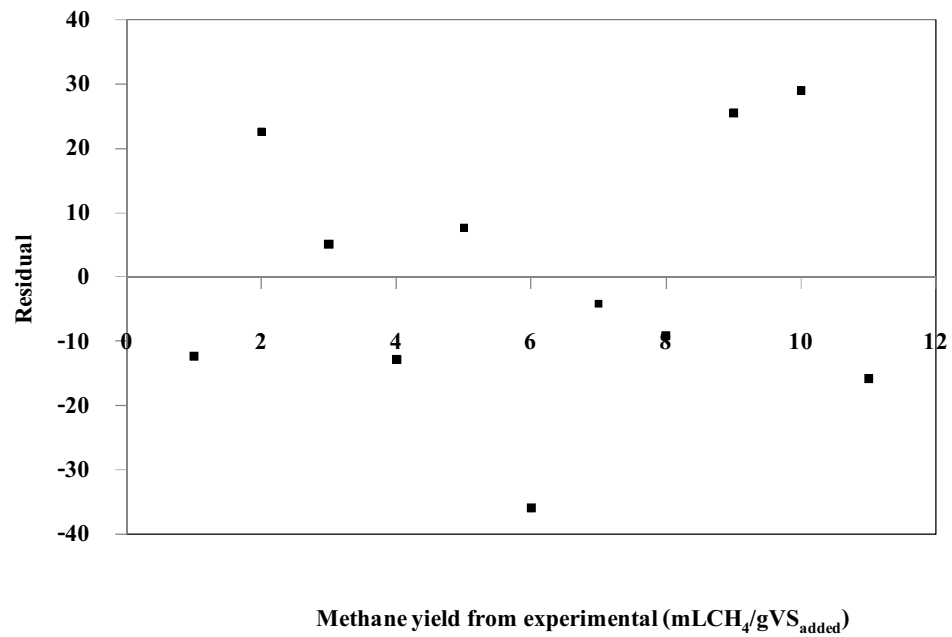
(ข)

ภาพประกอบ 3-5 (ก) ภาพจำลอง 3 มิติ (ข) กราฟ Contour จากผลของอุณหภูมิและสัดส่วนเชื้อจุลินทรีย์ต่ออาหาร (ISR) ที่ต่างๆ กัน

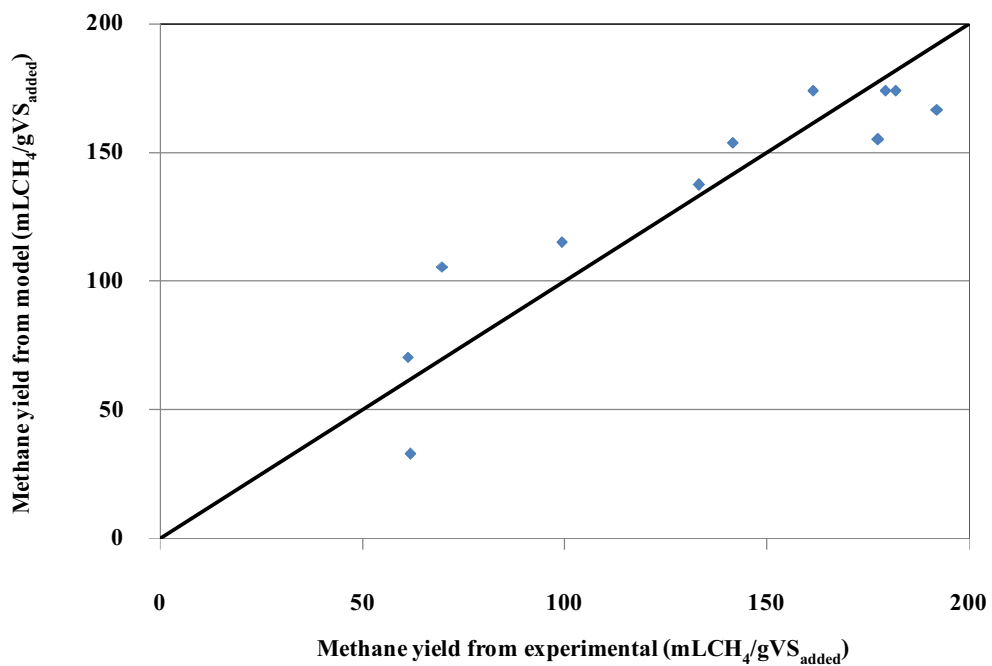
ตารางที่ 3-5 เปรียบเทียบ Methane yield ที่ได้จากการทดลองและจากแบบจำลอง

ชุดการทดลอง	X_1	X_2	Methane yield	
			ค่าจากการทดลอง	ค่าจากแบบจำลอง
1	52 (0.5)	2.63 (0.5)	69.71	105.54
2	38 (-0.5)	2.63 (0.5)	133.26	137.38
3	38 (-0.5)	0.87 (-0.5)	177.48	154.86
4	45 (0)	1.75 (0)	181.77	174.12
5	45 (0)	1.75 (0)	161.35	174.12
6	45 (0)	1.75 (0)	179.22	174.12
7	45 (0)	0.5 (-1)	141.58	153.88
8	45 (0)	3.0 (1)	191.97	166.45
9	55 (1)	1.75 (0)	61.78	32.74
10	52 (0.5)	0.87 (-0.5)	61.18	70.28
11	35 (-1.0)	1.75 (0)	99.23	115.05

โดยที่ X_1 คือ อุณหภูมิ ($^{\circ}\text{C}$) และ X_2 คือ ISR



(ก)



(ข)

ภาพประกอบ 3-6 (ก) ค่า Residual จากการทดลอง (ข) ความสัมพันธ์ระหว่าง Methane yield ที่ได้จากการทดลองและการทำนายด้วยแบบจำลอง

เมื่อพิจารณาปัจจัยที่มีผลร่วมกันโดยทำการวิเคราะห์ทางสถิติ พบว่าปัจจัยที่มีผลต่อการผลิต Methane yield ในสมการที่ 3-2 อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($P < 0.05$) คือ X_1 (อุณหภูมิ) รวมถึงค่าสัมประสิทธิ์ของ X_1^2 ด้วย (ตารางที่ 3-6) เนื่องจากการทดลองได้แบ่งออกเป็น 2 ช่วงอุณหภูมิและไม่ได้ทำการปรับสภาพเชื้อจุลินทรีย์ให้คุ้นเคยกับสภาวะใหม่ก่อนทดลอง ดังนั้นอุณหภูมิจึงมีผลต่อการผลิต Methane yield โดยตรง และเมื่อทำการวิเคราะห์ค่าสถิติโดยใช้ ANOVA (ตารางที่ 3-7) พบว่าสมการที่สร้างขึ้นไม่มี Lack of fit นั่นคือสมการที่ได้นั้น fit กับผลการทดลอง สามารถใช้สมการเพื่อทำนายค่าของ Methane yield ได้ และมีค่าสัมประสิทธิ์ความแปรปรวน (Coefficient of variation, CV) ซึ่งเป็นค่าใช้วัดการกระจายของข้อมูลตั้งแต่สองกลุ่มขึ้นไปไม่เกิน 30

ตารางที่ 3-6 ค่า Coefficients estimate และ p -values ของแต่ละปัจจัย

ปัจจัย	Coefficient estimate	p -value
Temp (X_1)	82.39	0.0132 ^a
ISR (X_2)	-58.65	0.635
Temp*Temp (X_1^2)	-1.002	0.0086 ^a
ISR*ISR (X_2^2)	-8.928	0.585
Temp*ISR ($X_1 * X_2$)	2.109	0.396

^a มีนัยสำคัญทางสถิติ ($P < 0.05$)

ตารางที่ 3-7 ตาราง ANOVA แสดงผลทำการถดถอย

Source	Sum of squares	Mean square	F value	P value
Regression	22183.9	4436.8	5.493	0.0425 ^a
Lack of fit	3791.2	1263.7	10.2077	0.0905
Pure error	319.53	159.76		
Coefficient of variance (C. V.)	21.435			
R^2	0.85			

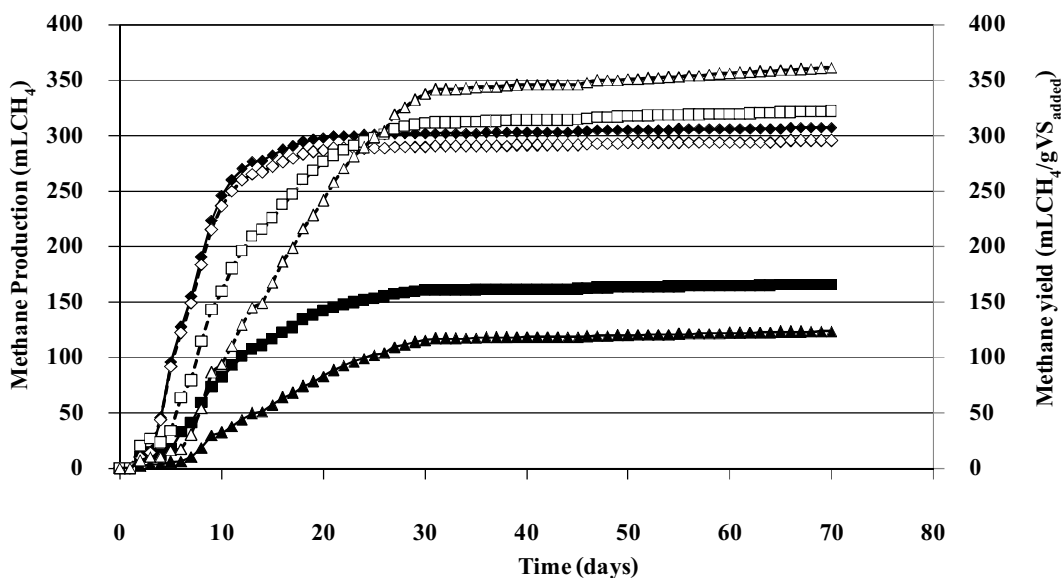
^a มีนัยสำคัญทางสถิติ ($P < 0.05$)

3.3 การทดลองที่ 2 ศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP) ของกากสลัดจ์ร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น

การทดลองนี้เป็นการศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซชีวภาพร่วมกันระหว่างกากสลัดจ์ (Decanter cake, DC) และน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น (wastewater, WW) ผลจากการทดลองที่ 1 ทำให้ทราบว่าช่วงอุณหภูมิระหว่าง 37-48°C, ISR ระหว่าง 0.5-3 ส่งผลให้มีปริมาณการผลิต Methane yield สูงสุด แต่ในการเดินระบบบำบัดแบบต่อเนื่องนั้นพบว่า ณ อุณหภูมิบรรยากาศส่งผลให้เกิดความคั่งค่าต่อการลงทุนมากที่สุด ดังนั้นในการทดลองที่ 2 นี้ จึงทำการศึกษา BMP ของ DC ที่อุณหภูมิ 35°C เนื่องจากเป็นอุณหภูมิมาตรฐานที่ใช้ในการศึกษา BMP และเป็นอุณหภูมิใกล้เคียงที่ใช้ในการเดินระบบบำบัดแบบต่อเนื่อง ทำการศึกษาที่สัดส่วน ISR 3 ค่าที่อยู่ในช่วงกลางจากการออกแบบของโปรแกรม RSM คือ 0.87, 1.75 และ 2.63 โดยใช้ WW เป็นแหล่งอาหารแทน nutrient solution จากผลการศึกษาที่ระยะเวลา 70 days มีปริมาณก๊าซมีเทนสะสมและปริมาณ Methane yield ที่เพิ่มขึ้นจากชุดควบคุมแสดงดังภาพประกอบ 3-7 จากภาพพบว่าที่สัดส่วน ISR=0.87 ซึ่งมีปริมาณ DC สูงที่สุด มีการผลิตก๊าซมีเทนสูงที่สุดรองลงมาคือที่สัดส่วน ISR=1.75 และ 2.63 ตามลำดับ และพบว่าที่สัดส่วน ISR ต่ำ (DC สูง) มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ (R_m) สูงกว่าที่สัดส่วน ISR สูง (DC ต่ำ) เนื่องจากเมื่อระบบมีปริมาณอาหารมาก จุลินทรีย์ในระบบมีการเจริญเติบโตและเพิ่มจำนวนอย่างรวดเร็ว จุลินทรีย์จึงใช้เวลาในการปรับตัวก่อนเพิ่มจำนวนขึ้น (พิจารณาจากค่า λ) (ตารางที่ 3-8) เมื่อพิจารณาปริมาณ Methane yield พบว่าที่สัดส่วน ISR สูงมีปริมาณ Methane yield ที่ผลิตได้สูง แต่ปริมาณ Methane yield ที่เกิดขึ้นนี้ไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($P < 0.05$)

จากผลการทดลองข้างต้นแสดงให้เห็นว่า WW เป็นแหล่งอาหารที่ดีสำหรับจุลินทรีย์ในการผลิตก๊าซชีวภาพร่วมกับ DC โดยเมื่อเปรียบเทียบประสิทธิภาพการผลิต Methane yield ของ DC จากการใช้น้ำ nutrient solution และ WW เป็นแหล่งอาหาร โดยทำการเปรียบเทียบปริมาณ Methane yield ที่เกิดขึ้นต่อ gCOD ของแหล่งอาหาร (nutrient solution และ WW) ที่ระยะเวลาทดลอง 15 days ผลจากการทดลองที่ 1 ทำให้ทราบว่า DC มีผลิตก๊าซชีวภาพสูงสุดวันที่ 3-5 ของการทดลอง ดังนั้นที่ระยะเวลา 15 days จึงเป็นช่วงเวลาเพียงพอที่จะนำข้อมูลมาพิจารณาจากภาพประกอบ 3-8 พบว่า ชุดการทดลองที่ใช้ nutrient solution มีการผลิต Methane yield ในช่วงแรกสูงกว่าชุดการทดลองที่ใช้ WW เป็นแหล่งอาหาร เนื่องจากใน nutrient solution ประกอบด้วยสารอาหารชนิด micro nutrients จำพวกกรดอะมิโนซึ่งจุลินทรีย์สามารถนำไปใช้เป็นอาหารในการผลิตก๊าซชีวภาพได้ทันที ต่างจาก WW ซึ่งประกอบด้วยสารอินทรีย์ ดังนั้นจุลินทรีย์ในระบบทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ให้เป็นกรดอินทรีย์ก่อนจากนั้นจึงทำการเปลี่ยนกรดอินทรีย์เป็นก๊าซชีวภาพจึง

แสดงการผลิตก๊าซชีวภาพช้ากว่า ซึ่งพิจารณาได้จากค่า λ ที่นานกว่า (ตารางที่ 3-9) แต่หลังวันที่ 9 ชุดที่ใช้ WW มีปริมาณการผลิต Methane yield สูงขึ้น โดยมีค่า R_m (อัตราการผลิตก๊าซมีเทน) เท่ากับ $12.76 \pm 0.51 \text{ mLCH}_4/\text{d}$ ส่วนชุดการทดลองที่ใช้ nutrient solution มีค่า R_m เพียง $0.01 \pm 0.01 \text{ mLCH}_4/\text{d}$ แม้ว่า nutrient solution ประกอบด้วยสารอาหารที่อยู่ในรูปแบบที่จุลินทรีย์พร้อมใช้งาน แต่มีคาร์บอนซึ่งอยู่ในรูปของ yeast extract ปริมาณน้อย ต่างจาก WW ซึ่งมีปริมาณคาร์บอนมาก จึงแสดงอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสูงกว่า

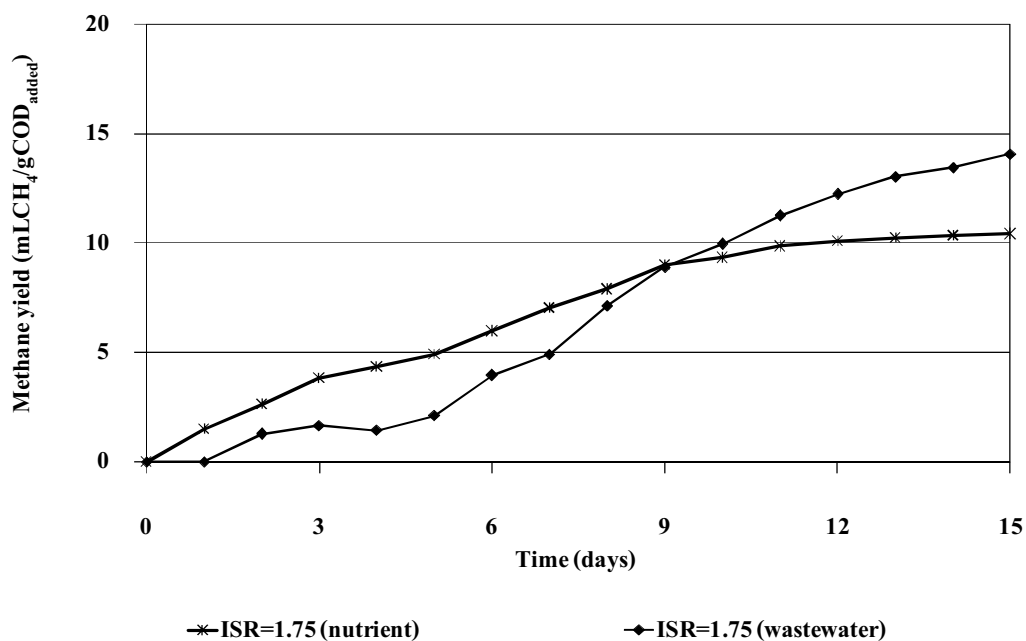


—●— ISR=0.87 —■— ISR=1.75 —▲— ISR=2.63 -○- Yield ISR=0.87 -□- Yield ISR=1.75 -△- Yield ISR=2.63

ภาพประกอบ 3-7 ปริมาณก๊าซมีเทนสะสมและ Methane yield ในการศึกษา BMP ของกากสัลดจ์ร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น

ตารางที่ 3-8 ค่าที่ได้จาก Gompertz equation จากการศึกษาศักยภาพ BMP ของกากสัลดจ์ร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น

ISR	Methane yield ($\text{mLCH}_4/\text{gVS}_{\text{added}}$)	R_m (mLCH_4/d)	λ (d)	R^2
0.87	295 ± 7.70	37.9 ± 1.04	2.74 ± 0.25	0.929
1.75	321 ± 11.41	10.67 ± 0.67	2.81 ± 0.27	0.984
2.63	360 ± 34.71	6.23 ± 0.66	5.40 ± 0.17	0.984



ภาพประกอบ 3-8 เปรียบเทียบปริมาณ Methane yield จากการศึกษาค่า BMP ของกากสลัดจ์ร่วมกับ nutrient solution น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นที่ระยะเวลา 15 days

ตารางที่ 3-9 ค่าที่ได้จาก Gompertz equation จากการศึกษาค่า BMP ของกากสลัดจ์ร่วมกับน้ำเสียจาก อุตสาหกรรมน้ำยางข้น ที่ระยะเวลา 15 days

ISR	Methane yield (mLCH ₄ /gCOD _{added})	Rm (mL/d)	λ (d)	R ²
1.75 (wastewater)	13.88±0.89	12.76±0.51	3.47±0.37	0.972
1.75 (nutrient)	10.14±0.24	0.01±0.01	0.10±0.14	0.985

จากผลการทดลองทำให้ทราบว่า DC จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มนั้นสามารถผลิตก๊าซชีวภาพที่มีสัดส่วนก๊าซมีเทนสูงสุดประมาณ 52% ซึ่งใกล้เคียงกับงานวิจัยของนันท์นภัส ชันธุ์ราพันธ์ชัย (2552) ที่ทำการศึกษาการผลิตก๊าซชีวภาพของ DC จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม โดยใช้ระบบบำบัดไร้อากาศแบบ Sequencing Batch Reactor (SBR) เติมน้ำที่อุณหภูมิ 30°C พบว่า DC สามารถผลิตก๊าซชีวภาพที่มีสัดส่วนก๊าซมีเทนประมาณ 46% ดังนั้น DC มีศักยภาพเพียงพอที่จะนำไปใช้เป็นวัสดุหมักร่วมในการผลิตก๊าซชีวภาพร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น และจากการทดลอง BMP โดยใช้โปรแกรม RSM นั้นพบว่าที่อุณหภูมิ 43°C ส่งผลให้เกิด Methane yield สูงสุดแต่อุณหภูมิดังกล่าวไม่เหมาะสมแก่การนำไปใช้งานจริงเนื่องจากส่งผลให้มีต้นทุนในการผลิตเพิ่มขึ้น และจากการทดลองที่ 1 พบว่าในช่วงอุณหภูมิ mesophilic นั้น DC ยังคงแสดงศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนสูง ดังนั้นในการทดลองเดินระบบแบบต่อเนื่องจึงเลือกทำการทดลองที่อุณหภูมิบรรยากาศ ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่ใกล้เคียงกับช่วงอุณหภูมิ mesophilic เพื่อสามารถนำข้อมูลที่ได้ออกไปประยุกต์ใช้กับการเดินระบบจริงได้ต่อไป

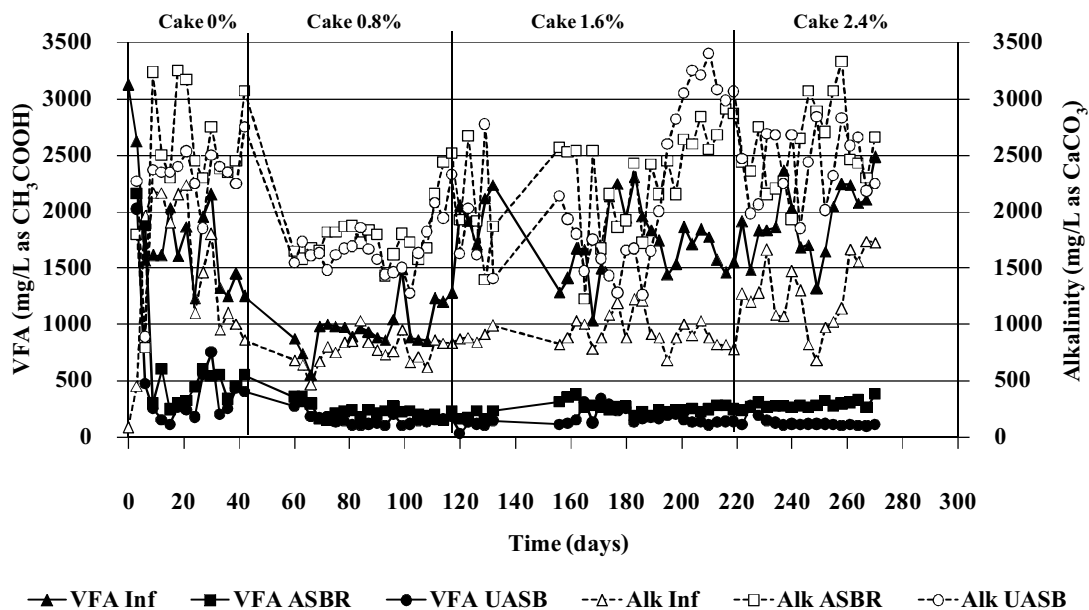
3.4 การทดลองที่ 3 เติมน้ำเสียจากระบบบำบัดไร้อากาศแบบ ASBR (Anaerobic Sequencing Batch Reactor) และ UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)

เมื่อนำน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นผสมกับ DC (Decanter cake) ส่งผลให้น้ำเสียที่ได้มีตะกอนแขวนลอยสูง จึงเลือกศึกษาระบบบำบัดแบบ ASBR เนื่องจากเป็นระบบที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียที่มีของแข็งสูง (Lou *et al.*, 2009) สำหรับระบบบำบัดแบบ UASB นั้นเป็นระบบที่นิยมนำไปใช้ในการผลิตก๊าซชีวภาพเนื่องจากมีประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์สูง อีกทั้งยังเป็นระบบที่โรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางข้นเลือกใช้ในการบำบัดน้ำเสีย จึงได้เลือกมาทำการศึกษาในงานวิจัยนี้

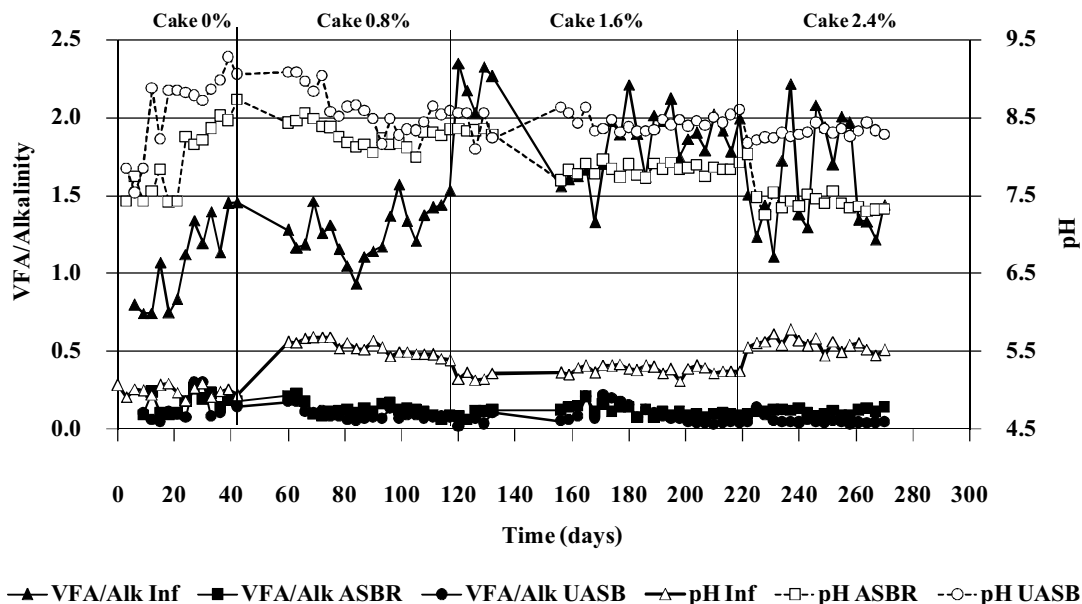
3.4.1 สภาพกรด (Volatile Fatty Acid) สภาพด่าง (Alkalinity) และพีเอช (pH)

จากการเติมน้ำเสียจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นที่ระยะเวลาพักทางชลศาสตร์ (HRT) 4 days โดยน้ำเสียที่นำมาทดลองมีค่า pH ระหว่าง 4.8-5.2 ซึ่งในการเดินระบบไม่ได้ทำการปรับสภาพ pH ของน้ำเสียก่อนนำมาใช้งาน Jin *et al.*, (2007) พบว่าน้ำเสียที่มีค่า pH ระหว่าง 4.2-5.6 ไม่ส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ เมื่อพิจารณาน้ำทิ้งพบว่าระบบบำบัดไร้อากาศทั้ง 2 สามารถสร้างสภาพบัฟเฟอร์ได้อย่างเพียงพอเนื่องจากน้ำทิ้งมีค่า pH ปรับตัวสูงขึ้น โดยที่สถานะคงตัวน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB มีค่า pH เท่ากับ 8.45 ± 0.19 และ 8.97 ± 0.21 ตามลำดับ (ภาพประกอบ 3-9) โดย pH ของน้ำทิ้งมีค่าต่ำกว่า 9.5 จึงไม่ส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์ผลิตก๊าซมีเทน (Poh and Chong, 2009) ส่วนปริมาณ VFA ของน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB มีค่าเท่ากับ 443 ± 182 และ 406 ± 215 mg/L as CH_3COOH ตามลำดับ ซึ่งยังอยู่ในช่วงแนะนำสำหรับการเดินระบบไร้อากาศที่ไม่ควรมีค่าเกิน 2,000 mg/L as CH_3COOH (Clisso, 2012)

เมื่อเพิ่ม DC ลงไปในระบบ 0.8%w/v (wet weight) ส่งผลให้น้ำเข้าระบบมีค่า pH ปรับตัวสูงขึ้นเล็กน้อย เป็นผลจาก pH ของ DC ที่มีค่าระหว่าง 4.9-5.6 ซึ่งสูงกว่าน้ำเสีย และเมื่อผ่านระบบบำบัดทั้งสองน้ำทิ้งมีค่า pH ปรับตัวเพิ่มขึ้นเป็น 8.3-8.55 ซึ่งมีค่าต่ำกว่าการใช้น้ำเสียเดินระบบเพียงอย่างเดียว จากภาพประกอบ 3-9 พบว่า ระบบบำบัดทั้งสองมีปริมาณ VFA สะสมในน้ำทิ้งลดลง แสดงว่ากรดอินทรีย์ที่ผลิตขึ้นในระบบถูกนำไปใช้ในการก๊าซชีวภาพ ซึ่งพิจารณาได้จากการผลิตก๊าซชีวภาพที่เพิ่มขึ้น (ภาพประกอบ 3-17) แต่ค่า pH ที่ลดลงนั้นเกิดจากการลดลงของ Alkalinity ในระบบบำบัด



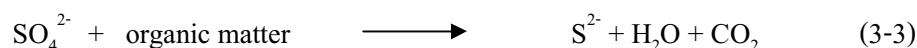
ภาพประกอบ 3-9 VFA และ Alkalinity ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB



ภาพประกอบ 3-10 สัดส่วน VFA/Alkalinity และค่า pH ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

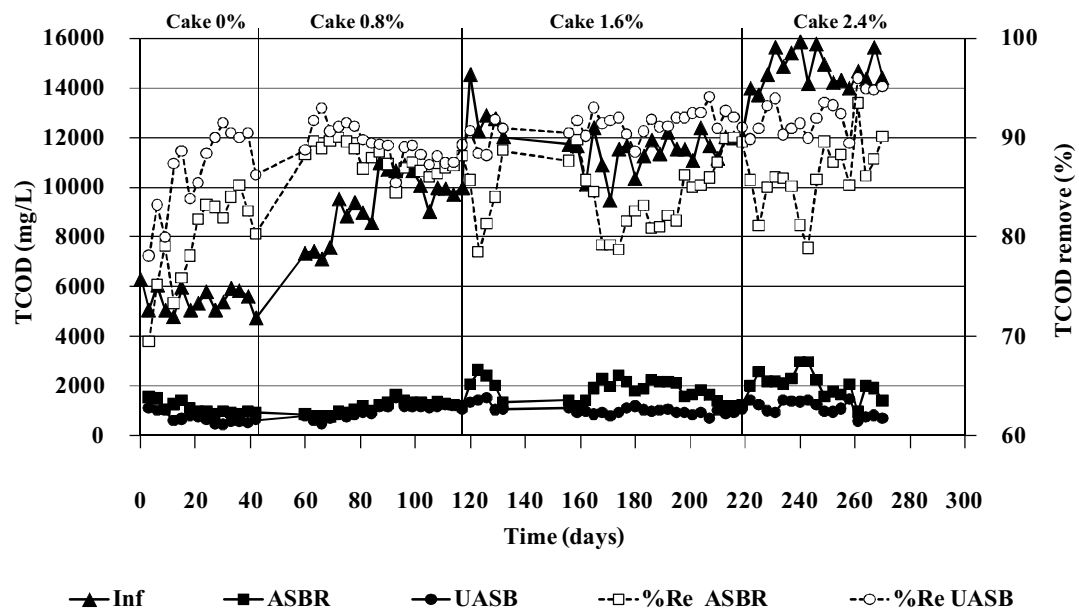
เมื่อเพิ่มปริมาณ DC ลงในระบบ 1.6%w/v พบว่าน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR มีค่า pH ลดลงเหลือ 7.84 ± 0.06 โดยมีการผลิต VFA เพิ่มขึ้นเป็น 264 ± 21 mg/L as CH_3COOH เนื่องจากการเติม DC ส่งผลให้ปริมาณสารอาหารในระบบเพิ่มขึ้น เมื่อจุลินทรีย์มีแหล่งอาหารมากขึ้นเกิดการย่อยสลายสารอินทรีย์มากขึ้น ปริมาณกรดอินทรีย์ในน้ำทิ้งจึงเพิ่มขึ้นด้วย เช่นเดียวกับชุดการทดลองที่เติม DC 2.4%w/v ที่พบว่า มีปริมาณ VFA สะสมในน้ำทิ้งมากขึ้น สำหรับระบบ UASB พบว่า การเติม DC 1.6%w/v ไม่ส่งผลให้ค่า pH ของน้ำทิ้งเปลี่ยนแปลงมากนัก และยังพบว่าน้ำทิ้งมีปริมาณ VFA ลดลง โดยที่สัดส่วน DC 0.8%w/v ของระบบ UASB มีปริมาณ VFA เท่ากับ 155 ± 20 mg/L as CH_3COOH เมื่อเพิ่มปริมาณ DC เป็น 1.6 และ 2.4%w/v ปริมาณ VFA ในน้ำทิ้งเท่ากับ 126 ± 14 และ 103 ± 6.5 mg/L as CH_3COOH ตามลำดับ ปริมาณ VFA ที่เกิดขึ้นในระบบถูกนำไปใช้ในการผลิตก๊าซชีวภาพ โดยระบบที่มีการผลิต VFA มากและจุลินทรีย์สามารถนำไปใช้ผลิตก๊าซชีวภาพได้ทัน ระบบนั้นมีการผลิตก๊าซชีวภาพสูง แต่หากระบบใดมีปริมาณ VFA มากเกินไปจนจุลินทรีย์เปลี่ยนกรดอินทรีย์ไปเป็นก๊าซชีวภาพไม่ทัน เกิดการสะสม VFA ในระบบส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์ผลิตมีเทน ซึ่งอาจพิจารณาได้จากสัดส่วน VFA/Alkalinity ของน้ำทิ้ง หากน้ำทิ้งมีสัดส่วน VFA/Alkalinity มากกว่า 0.8 แสดงว่า เกิดการสะสมของกรดอินทรีย์ขึ้นในระบบ สำหรับการทดลองนี้พบว่า ระบบบำบัดทั้งสองมีสัดส่วน VFA/Alkalinity ต่ำกว่า 0.4 แสดงว่ายังอยู่ในช่วงเหมาะสมแก่การเดินระบบไร้อากาศ (ภาพประกอบ 3-10) ปริมาณ VFA ที่เกิดขึ้นในระบบบำบัดนี้สามารถปรับเปลี่ยนตามอุณหภูมิและ HRT จากการศึกษาก่อนของ Maharaj and Elefsiniotis (2001) พบว่า เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นส่งผลให้อัตราการเกิด hydrolysis และ acidogenesis เพิ่มขึ้น ส่งผลให้มีปริมาณ VFA สูงกว่าที่อุณหภูมิต่ำ และ HRT ที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้จุลินทรีย์ในระบบมีการผลิตกรดอินทรีย์มากขึ้น แต่หากระบบมี HRT นานเกินไปส่งผลให้ปริมาณ VFA ในระบบลดลง เนื่องจากถูกจุลินทรีย์นำไปใช้เป็นแหล่งอาหารในการผลิตก๊าซชีวภาพ

ระดับของพีเอชในน้ำทิ้งสามารถบอกถึงชนิดและความเข้มข้นของสารประกอบซัลไฟด์ โดยพบว่าน้ำที่มี pH ต่ำมีไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) มากที่สุด ส่วนน้ำที่มีค่า pH เป็นกลางพบไฮดรอกไซด์ซัลไฟด์ (HS^-) ซึ่งไม่มีกลิ่นเหม็น ส่วนที่ pH เป็นด่าง (12-15) พบซัลไฟด์ (S^{2-}) มากที่สุด จากการทดลองนี้พบว่า น้ำทิ้งจากระบบบำบัดมีค่า pH อยู่ระหว่าง 7.3-8.8 แสดงว่าในน้ำทิ้งประกอบไปด้วย HS^- ซึ่งสามารถเปลี่ยนรูปเป็นก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ได้ดังสมการที่ (3-3), (3-4) และ (3-5) โดย HS^- นี้เป็นพิษต่อการทำงานของ MPB ในระบบ จึงส่งผลให้ระบบแสดงการผลิตมีเทนลดลง (ภาพประกอบ 3-18)

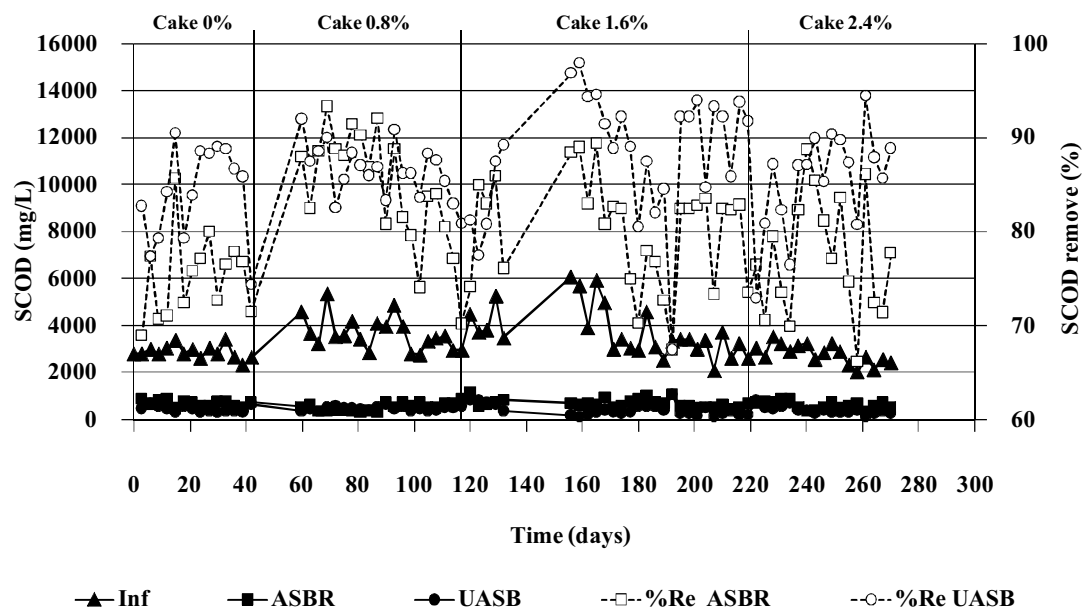


3.4.2 ซีโอดี (Chemical Oxygen Demand: COD)

น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นที่ใช้เป็นน้ำเสียจากบ่อรวมซึ่งมีค่า COD โดยเฉลี่ย $6,394 \pm 798$ mg/L เมื่อเข้าสู่ระบบบำบัดไร้อากาศแบบ ASBR และ UASB พบว่า ประสิทธิภาพในการบำบัด COD ของน้ำเสียเข้าสู่สถานะคงตัวในวันที่ 30 ของการเดินระบบ มีประสิทธิภาพในการบำบัด COD เท่ากับ $82.80 \pm 1.89\%$ และ $89.69 \pm 2.02\%$ และมีค่า COD ในน้ำทิ้งเท่ากับ 940 ± 45 และ 561 ± 70 mg/L ตามลำดับ (ภาพประกอบ 3-11) เห็นได้ว่าระบบบำบัดแบบ ASBR มีค่าความสกปรกของน้ำทิ้งสูงกว่าระบบ UASB เนื่องจากระบบ UASB มีท่อปล่อยน้ำทิ้งอยู่ทางด้านบน ซึ่งระดับน้ำในท่อน้ำทิ้งเท่ากับระดับน้ำในระบบบำบัด เมื่อมีการป้อนน้ำเสียเข้าระบบทำให้มวลน้ำที่อยู่ปลายท่อน้ำทิ้งที่มีค่าความสกปรกน้อยไหลออกจากระบบต่างจากระบบ ASBR ที่มีท่อปล่อยน้ำทิ้งอยู่ต่ำกว่าระดับน้ำที่ใช้ทดลอง ดังนั้น เมื่อทำการปล่อยน้ำทิ้งออกจากระบบส่งผลให้เชื้อจุลินทรีย์ที่ฟุ้งกระจายอยู่หลุดลอยออกมาด้วย ทำให้ปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำทิ้งสูงกว่า (ภาพประกอบ 3-14) ส่งผลให้แสดงประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ที่ต่ำกว่า



ภาพประกอบ 3-11 ค่า COD และประสิทธิภาพในการบำบัด COD จากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

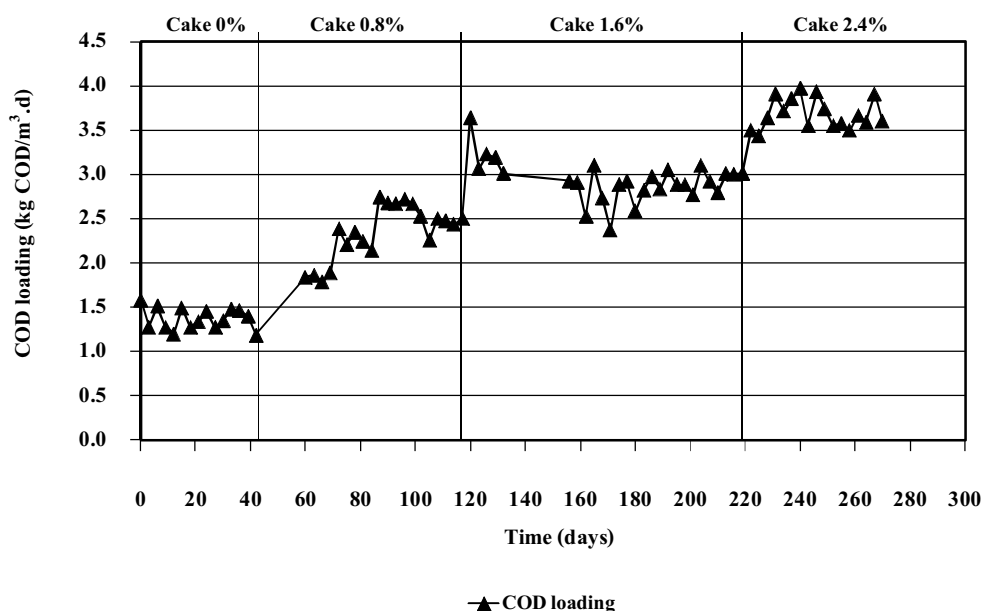


ภาพประกอบ 3-12 ค่า COD ละลายและประสิทธิภาพในการบำบัด COD ละลายจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

DC จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม มีค่า COD ทั้งหมดเท่ากับ 1,037 mg/g dry weight (สินิจนันท์ เสียงเสนาะ, 2553) เมื่อเติม DC ลงในระบบที่สัดส่วน 0.8%w/v พบว่า COD เท่ากับ 4,079 mg/g dry weight ดังนั้น เมื่อนำน้ำเสียผสมร่วมกับ DC จึงส่งผลให้มีค่าความสกปรกสูงขึ้น โดยมี COD เฉลี่ย $9,725 \pm 414$ mg/L เมื่อผ่านระบบบำบัด ไร้อากาศทั้งสอง พบว่า น้ำทิ้งที่ได้มีค่าความสกปรกในรูป COD ลดลงเป็น $1,270 \pm 66$ และ $1,174 \pm 67$ mg/L สำหรับระบบ ASBR และ UASB ตามลำดับ ผลการทดลองดังกล่าวพบว่า น้ำทิ้งที่เกิดจากการเติม DC ที่สัดส่วน 0.8 %w/v มีค่าความสกปรกสูงกว่าน้ำทิ้งจากการใช้น้ำเสียเดินระบบเพียงอย่างเดียว เนื่องจากในการบำบัดสารอินทรีย์นั้น สารอินทรีย์ที่อยู่ในรูปละลายน้ำได้ (SCOD) ถูกใช้เป็นอาหารของจุลินทรีย์ในการนำไปผลิตเป็นก๊าซชีวภาพก่อน ซึ่งใน DC มีสารอินทรีย์ที่ละลายน้ำอยู่น้อย จึงมีความจำเป็นต้องย่อยสลายสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ให้อยู่ในรูปของสารอินทรีย์ละลายน้ำก่อน ผลการศึกษา BMP ทำให้ทราบว่า DC มีการผลิตก๊าซชีวภาพสูงสุดในวันที่ 3-5 ซึ่งในการเดินระบบแบบต่อเนื่องนั้น มี HRT เท่ากับ 4 day ดังนั้น DC ที่เติมลงไปเกิดการย่อยสลายไม่หมด ส่งผลให้มีสารอินทรีย์บางส่วนที่เกิดการย่อยสลายไม่สมบูรณ์และมีน้ำหนักเบาหลุดลอยออกมาพร้อมกับน้ำทิ้ง

เมื่อทำการเพิ่มปริมาณ DC ลงในระบบเป็น 1.6 และ 2.4%w/v พบว่า ระบบบำบัดแบบ ASBR มีประสิทธิภาพในการบำบัด COD ลดลง เป็นผลให้ระบบมีปริมาณสารอินทรีย์สูงขึ้น ทำให้จุลินทรีย์มีการทำงานมากขึ้น และผลจากการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบรวมถึงฟองก๊าซที่เกิดขึ้นในระบบ ส่งผลให้มีสารอินทรีย์หลุดออกมากับน้ำทิ้งเพิ่มขึ้นนั่นเอง ต่างจากระบบบำบัดแบบ UASB ที่พบว่า เมื่อเพิ่มปริมาณ DC ในระบบ 1.6 และ 2.4%w/v มีประสิทธิภาพในการบำบัด COD เพิ่มขึ้น (ภาพประกอบ 3-11 และภาพประกอบ 3-12) แต่สำหรับระบบ UASB พบว่า สารอินทรีย์ที่หายไปนรูป COD ไม่ได้ถูกนำไปใช้ในการผลิตเป็นก๊าซชีวภาพซึ่งพิจารณาได้จากปริมาณก๊าซชีวภาพที่ลดลง (ภาพประกอบ 3-17) แต่ปริมาณ COD ที่หายไปนี้เกิดจากการตกตะกอนของ DC ในระบบบำบัด จากงานวิจัยนี้พบว่า ประสิทธิภาพในการบำบัด COD ของระบบบำบัดไร้อากาศทั้งสองไม่สามารถนำไปเปรียบเทียบกับข้อมูลปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ตามทฤษฎี เนื่องจากน้ำเสียที่ผสม DC นั้นมีปริมาณของแข็งอยู่สูงเมื่อทำการป้อนเข้าสู่ระบบบำบัด ตะกอนเหล่านั้นเกิดการตกอยู่ทางด้านล่างของระบบเป็นผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัด COD สูงกว่าความเป็นจริง ผลจากการเติม DC ส่งผลให้ระบบบำบัดมีปริมาณ COD loading สูงขึ้น (ภาพประกอบ 3-13) โดยเมื่อทำการเติม DC ที่สัดส่วน 1.6 และ 2.4% w/v พบว่า มี COD loading เท่ากับ 2.95 ± 0.09 และ 3.65 ± 0.16 kg COD/m³.d ตามลำดับ อย่างไรก็ตาม แม้ว่าค่า COD loading สูงขึ้นแต่ก็ยังอยู่ในช่วงแนะนำที่ 3-7 kgCOD/m³.d ก็ตาม (MetCalf and Eddy, 2004)

สำหรับระบบ UASB พบว่า เมื่อเพิ่มปริมาณ DC เป็น 1.6 และ 2.4% w/v มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพลดลงแม้ว่ามีปริมาณ COD loading อยู่ในช่วงแนะนำก็ตาม ในการศึกษาครั้งนี้ได้ทำการป้อนน้ำเสียเข้าระบบเท่ากับ 575 mL/d ซึ่งคิดเป็น upflow velocity เท่ากับ 0.262 m/h (ภาคผนวก ค) ซึ่งมีค่าต่ำกว่าค่าที่แนะนำในการออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB ที่ควรอยู่ในช่วง 1-1.25 m/h (Metcalf and Eddy, 2004) ดังนั้นเมื่อเพิ่ม DC ลงไปในระบบจึงทำให้เกิดการสะสมของแข็งแขวนลอยในระบบมากขึ้น ส่งผลให้อัตราการกวนผสมในระบบลดลง จนระบบบำบัดแบบ UASB ไม่สามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้

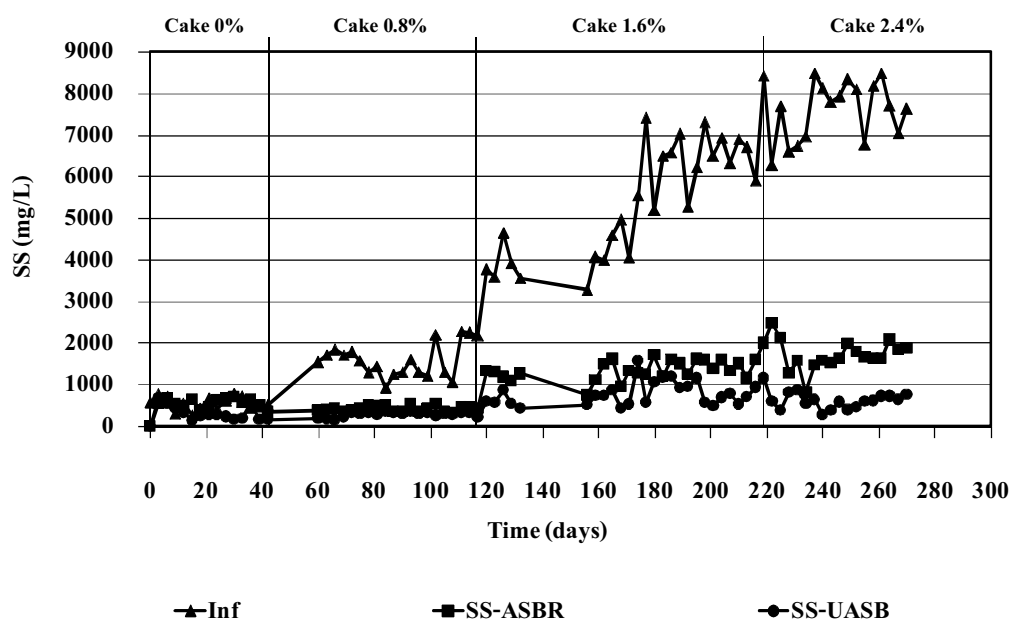


ภาพประกอบ 3-13 COD loading ที่ใช้ในการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

3.4.3 ของแข็งแขวนลอย (Suspended Solid: SS)

DC จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มมีลักษณะเป็นตะกอนดิน เมื่อนำมาผสมร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นส่งผลให้น้ำเสียมีค่าความสกปรกและมีปริมาณของแข็งแขวนลอยสูงขึ้น ดังนั้นการวิเคราะห์ SS ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจึงเป็นอีกปัจจัยที่สำคัญในการเดินระบบบำบัดไร้อากาศในการทดลองนี้ จากภาพประกอบ 3-14 พบว่า ระหว่างเดินระบบโดยใช้ น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นเพียงอย่างเดียว นั้น ระบบบำบัดแบบ ASBR มีความสามารถในการตกตะกอนของเชื้อจุลินทรีย์ไม่ดี ส่งผลให้มีเชื้อจุลินทรีย์บางส่วนหลุดออกมากับน้ำทิ้ง เป็นผลให้มีประสิทธิภาพในการบำบัด COD, SO_4^{2-} และปริมาณก๊าซชีวภาพต่ำกว่าระบบ UASB (ภาพประกอบ 3-14, ภาพประกอบ 3-15 และภาพประกอบ 3-17) แต่เมื่อเพิ่ม DC ลงในระบบบำบัด 0.8% w/v

ส่งผลให้น้ำเสียมีปริมาณของแข็งเพิ่มขึ้นจาก 582 ± 156 เป็น $1,806 \pm 583$ mg/L ซึ่งส่งผลให้ระบบบำบัด ASBR มีประสิทธิภาพในการรักษาของแข็งดีขึ้น เนื่องจาก DC ที่เติมลงไปเกิดการตกตะกอนสะสมทางด้านล่างของระบบ ทำให้เชื้อจุลินทรีย์ที่มีขนาดเล็กและไม่จับตัวเป็นกลุ่มก้อนเกิดการฟุ้งกระจายลดลง



ภาพประกอบ 3-14 ปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

เมื่อเพิ่ม DC ลงในระบบเป็น 1.6%w/v พบว่า น้ำทิ้งจากระบบบำบัดทั้ง 2 มีปริมาณของแข็งแขวนลอยสูงขึ้น การทดลองนี้ได้ควบคุมความสูงของชั้นสารอินทรีย์ในระบบให้มีความสูงระหว่าง 30-35% ของความสูงระดับน้ำในระบบ เมื่อระบบบำบัดมีปริมาณสารอินทรีย์มากขึ้น ส่งผลให้จุลินทรีย์มีการทำงานเพิ่มขึ้น สารอินทรีย์จึงฟุ้งกระจายในระบบมากขึ้น ดังนั้นน้ำทิ้งที่ออกมาจากระบบจึงมีค่าความสกปรกสูงขึ้น แต่สำหรับระบบ UASB พบว่า DC ที่เติมลงไปนั้นส่งผลให้การกวนผสมที่เกิดขึ้นในระบบลดลง เนื่องจาก DC เป็นของแข็งแขวนลอยเมื่อเติมลงในระบบจึงเกิดการตกตะกอนทางด้านล่าง และระบบ UASB นั้น มีการป้อนน้ำเสียเข้าทางด้านล่างของระบบ โดยอัตราการไหลของน้ำเสียที่ป้อนเข้าส่งผลให้เกิดการกวนผสมขึ้น การทดลองนี้ใช้ระบบบำบัดที่มีขนาด 2,300 mL และมี HRT เท่ากับ 4 days ส่งผลให้ระบบมีค่าอัตราการไหลของน้ำต่ำ เมื่อระบบมีปริมาณของแข็งสูงขึ้น ชั้นของสารอินทรีย์ที่สะสมนี้ขัดขวางการไหลของน้ำเสียทำให้เกิดการกวนผสมที่เกิดขึ้นในระบบ UASB ลดลง ปริมาณของแข็งจึงหลุดออกจากระบบบำบัดน้อย แต่

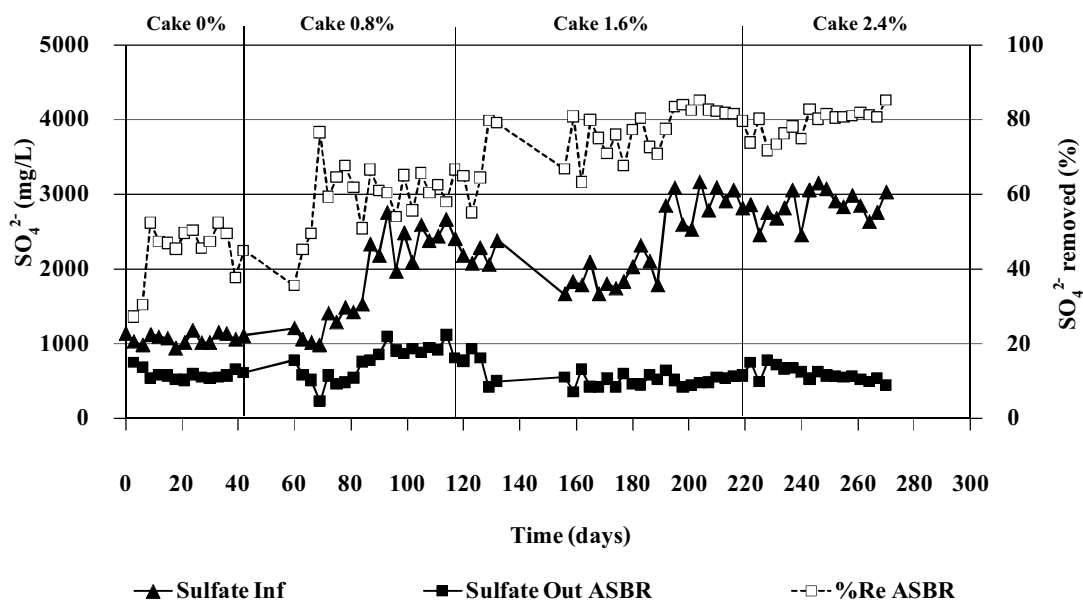
สำหรับระบบบำบัด ASBR พบว่า เมื่อเพิ่มปริมาณ DC ลงในระบบ มีปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำทิ้งสูงกว่าระบบ UASB เนื่องจากการกวนผสมในระบบ ASBR นั้น อาศัยก๊าซชีวภาพหมุนเวียนในระบบ โดยก๊าซที่ผ่านมาทางด้านล่างของระบบ เกิดการลอยตัวขึ้นบนผิวน้ำอย่างรวดเร็วจึงส่งผลให้การกวนผสมในระบบบำบัด ASBR เกิดได้ดีกว่า ดังนั้นเมื่อระบบมีสารอินทรีย์มากขึ้นจึงมีสารอินทรีย์หลุดออกมากับน้ำทิ้งมากขึ้น ระบบบำบัดแบบ ASBR นี้เป็นที่นิยมในการนำไปใช้บำบัดน้ำเสียที่มีปริมาณของแข็งสูงมากกว่าระบบ UASB (Bouallagui *et al.*, 2004) ซึ่งสอดคล้องกับลักษณะน้ำเสียที่นำมาใช้ทดลองครั้งนี้ที่มีตะกอนแขวนลอยสูง

3.4.4 ซัลเฟต (Sulfate: SO_4^{2-})

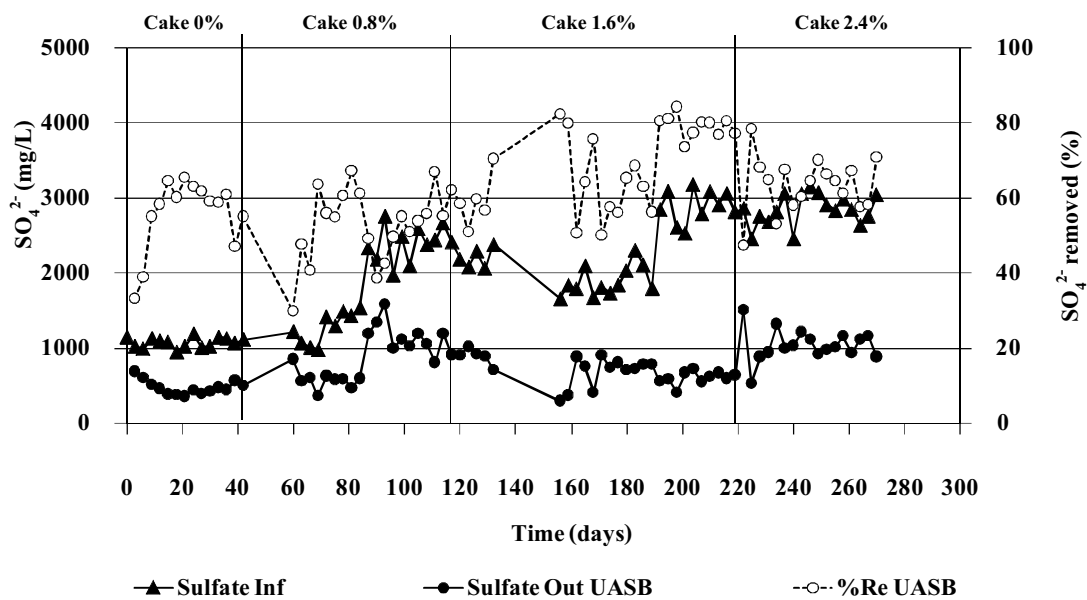
น้ำเสียที่นำมาทดลองเป็นน้ำเสียจากบ่อรวมมีปริมาณซัลเฟตระหว่าง 1,000-3,500 mg/L เมื่อทำการเดินระบบบำบัดโดยใช้น้ำเสียเพียงอย่างเดียวพบว่า ระบบ ASBR และ UASB มีประสิทธิภาพในการบำบัดซัลเฟตเท่ากับ $50.14 \pm 1.82\%$ และ $59.39 \pm 1.14\%$ ตามลำดับ (ภาพประกอบ 3-15) พบว่าระบบ ASBR มีประสิทธิภาพในการบำบัดซัลเฟตต่ำกว่าระบบ UASB เนื่องจากในช่วงแรกของการเดินระบบนั้น ระบบ ASBR มีประสิทธิภาพในการตกตะกอนของเชื้อจุลินทรีย์ไม่ดีเป็นผลให้มีเชื้อจุลินทรีย์บางส่วนหลุดออกมากับน้ำทิ้งประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์จึงต่ำกว่าระบบ UASB น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นที่นำมาทดลองมีสัดส่วน COD/ SO_4^{2-} เฉลี่ย 4.72 ± 0.67 เมื่อเพิ่มปริมาณ DC ลงในระบบ 0.8%w/v ส่งผลให้น้ำเสียมีความสกปรกในรูป COD เพิ่มขึ้น โดยมีสัดส่วน COD/ SO_4^{2-} ของน้ำเสียปรับสูงขึ้นไปเป็น 7.07 ± 0.37 ซึ่งส่งผลดีแก่ระบบไร้อากาศ เนื่องจากหากระบบบำบัดมีสัดส่วน COD/ SO_4^{2-} ของน้ำเสียต่ำกว่า 10 มากๆ จะส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์ผลิตมีเทนได้ (Hulshoff *et al.*, 2001) แต่ในระหว่างดำเนินการทดลองมีการเก็บตัวอย่างน้ำเสียหลายครั้ง ซึ่งผลจากการเก็บตัวอย่างน้ำในฤดูที่ต่างกันและผลจากกระบวนการผลิตส่งผลให้น้ำเสียที่เก็บมาแต่ละครั้งมีค่าความสกปรกเปลี่ยนไปจากเดิม (ตารางที่ 3-1) โดยน้ำเสียที่เก็บมาแต่ละครั้งถูกใช้ในการดำเนินการทดลองระหว่างอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์สองค่า ดังนั้นเมื่อปริมาณซัลเฟตของน้ำเสียเปลี่ยนแปลงไปจึงส่งผลให้สัดส่วน COD/ SO_4^{2-} ของน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองครั้งนี้เปลี่ยนแปลงด้วย (ภาพประกอบ 3-16) ในการทดลองนี้ทำการเติม DC เพื่อเพิ่มสัดส่วน COD/ SO_4^{2-} ของน้ำเสีย ซึ่งส่งผลให้ระบบบำบัดมีปริมาณคาร์บอนอินทรีย์ซึ่งเป็นแหล่งอาหารของจุลินทรีย์ที่ทำหน้าที่ผลิตก๊าซมีเทน (Methane producing bacteria: MPB) มากขึ้น ส่งผลให้ MPB ในระบบมีการทำงานมากขึ้น ปริมาณซัลเฟตที่มีค่าเท่าเดิมเป็นตัวจำกัดการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate reducing bacteria: SRB) ในระบบ

ชุดการทดลองที่เติม DC 1.6% และ 2.4%w/v พบว่า ตัวอย่างน้ำเสียมีปริมาณซัลเฟตเพิ่มขึ้นเป็น 3,000 mg/L ซึ่งมีค่าสูงกว่าชุดการทดลองที่ใช้ น้ำเสียในระบบด้วยน้ำเสียเพียงอย่างเดียว (DC 0%) ผลจากปริมาณซัลเฟตที่เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ SRB ในระบบมีแหล่งอาหารเพิ่มขึ้น ระบบบำบัดทั้งสองจึงมีการทำงานของ SRB เด่นกว่า MPB ซึ่งพิจารณาได้จากประสิทธิภาพการบำบัดซัลเฟตสูงขึ้น (ภาพประกอบ 3-15) เช่นเดียวกับการศึกษาของอุรชา เศรษฐ์ธีรกิจ (2542) รายงานว่าเมื่อเพิ่มปริมาณซัลเฟตลงในระบบบำบัดส่งผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัดซัลเฟตสูงขึ้น เนื่องจากการทำงานของ SRB ในระบบเพิ่มขึ้น จากการทดลองพบว่า ระบบบำบัดแบบ ASBR มีประสิทธิภาพในการบำบัดซัลเฟตสูงถึง 80% มีปริมาณก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่ผลิตได้ประมาณ 14,000 ppm หรือเท่ากับ 18.79 mg/L ซึ่งยังไม่ส่งผลให้เกิดการยับยั้งการทำงานของ MPB ในระบบ เนื่องจากมีค่าต่ำกว่า 200 mg/L (ธีระ เกรอด, 2539) และจากสมการที่ (3-6) แสดงปฏิกิริยาซัลเฟตรีดักชันพบว่า ปริมาณซัลเฟตที่ลดลง 96 g จะเทียบเท่ากับปริมาณ COD 64 g นั่นคือที่สัดส่วน COD/SO₄²⁻ เท่ากับ 0.67 MPB และ SRB ในระบบจะทำงานร่วมกัน หากสัดส่วน COD/SO₄²⁻ มีค่าระหว่าง 1.7-2.7 จะเกิดการแข่งขันระหว่าง MPB และ SRB และเมื่อสัดส่วน COD/SO₄²⁻ ต่ำกว่า 1.7 SRB ในระบบจะทำงานที่เด่น (Nikzad, 2007)





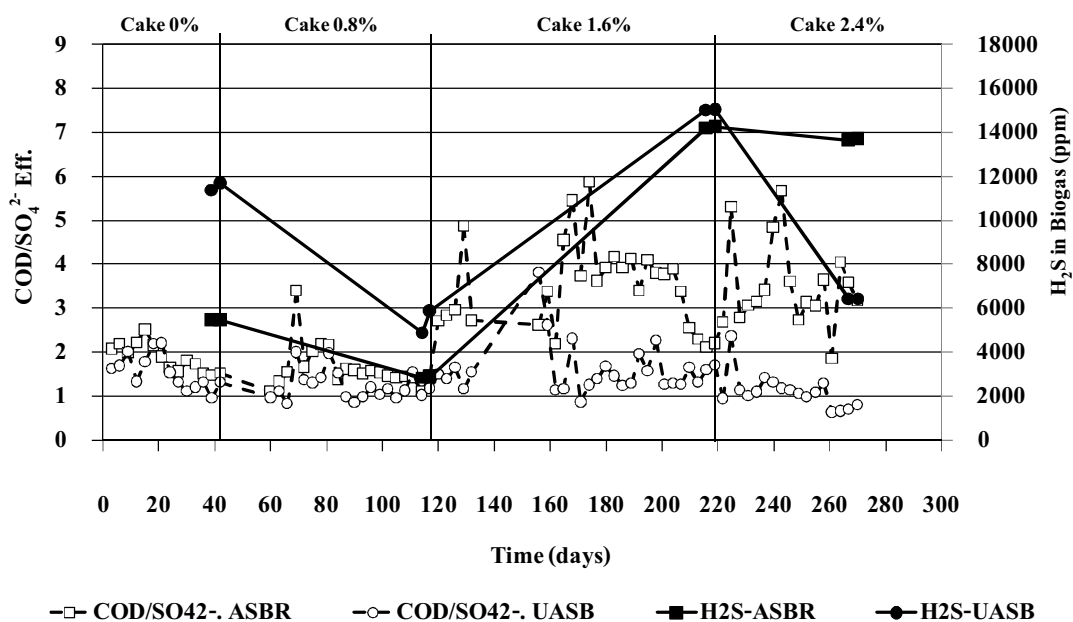
(ก)



(ข)

ภาพประกอบ 3-15 ปริมาณซัลเฟตในน้ำเสีย-น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพในการบำบัดซัลเฟตของระบบบำบัดแบบ (ก) ASBR และ (ข) UASB

เพิ่มปริมาณ DC ลงในระบบ 1.6 และ 2.4%w/v ลงในระบบบำบัดแบบ UASB เกิดการสะสมของสารอินทรีย์แขวนลอยในระบบ และชั้นของสารอินทรีย์ขัดขวางการไหลของน้ำเสีย ทำให้กวนผสมลดลงจนเกิดจุดอับ (dead zone) ขึ้นในระบบ การทดลองนี้ไม่สามารถเปรียบเทียบสัดส่วน COD/SO₄²⁻ ของน้ำเสียที่เกิดจากการผสม DC ได้ตลอดการทดลอง เนื่องจากน้ำเสียที่ใช้ทดลองมีปริมาณซัลเฟตไม่คงที่ ดังนั้นเมื่อเติม DC จึงส่งผลให้สัดส่วน COD/SO₄²⁻ ของน้ำเสียเปลี่ยนแปลงโดยมีค่าเพิ่มขึ้นและลดลงตลอดการทดลอง เมื่อพิจารณาน้ำทิ้งจากระบบทั้งสองพบว่า ในชุดการทดลองที่เติม DC 1.6 และ 2.4%w/v ระบบ ASBR มีสัดส่วน COD/SO₄²⁻ ในน้ำทิ้งสูงกว่าระบบ UASB (ภาพประกอบ 3-16) โดยมีสัดส่วน COD/SO₄²⁻ ระหว่าง 3-5 ต่างจากระบบ UASB ที่มีสัดส่วน COD/SO₄²⁻ ในน้ำทิ้งระหว่าง 1-2 จากการพิจารณาสัดส่วน COD/SO₄²⁻ ของน้ำทิ้งสามารถกล่าวได้ว่า ระบบ UASB มีการทำงานของ SRB สูงกว่าระบบ ASBR ซึ่งพิจารณาได้จากสัดส่วนก๊าซมีเทนที่ลดลง (ภาพประกอบ 3-18) โดยปกติแล้วจุลินทรีย์จำพวก SRB มีการเคลื่อนไหวในการย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดีกว่า MPB ดังนั้นเมื่อระบบบำบัดมีปริมาณซัลเฟตเพิ่มขึ้น SRB ในระบบจึงมีการทำงานเพิ่มขึ้นจึงส่งผลให้เกิดสารประกอบของซัลไฟด์ปริมาณมาก (McCartney *et al.*, 1993) ซึ่งเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบ ปริมาณก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่เกิดขึ้นสามารถควบคุมโดยเพิ่มปริมาณคาร์บอนอินทรีย์ในระบบเพื่อเพิ่มสัดส่วน COD/SO₄²⁻, ควบคุม pH ของระบบบำบัด, เติมเกลือเฟอร์ริกเพื่อตกตะกอนซัลไฟด์ (Matz *et al.*, 1995) รวมถึงและการควบคุมศักย์ภาพการให้-รับอิเล็กตรอน (Oxidation Reduction Potential, ORP) เพื่อควบคุมการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันของซัลไฟด์ น้ำเสียที่มีความเข้มข้นของซัลเฟต 3,000 mg/L มีค่า ORP ที่แนะนำคือ -180 mV (Khanal and Huang, 2003)



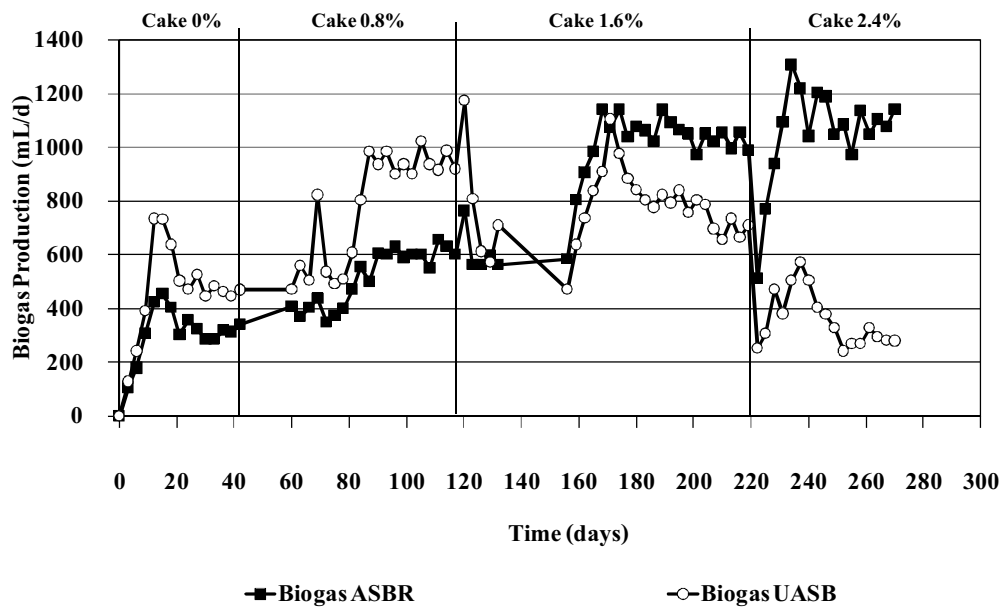
ภาพประกอบ 3-16 สัดส่วน $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ ในน้ำทิ้งและก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์จากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

3.4.5 การผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production)

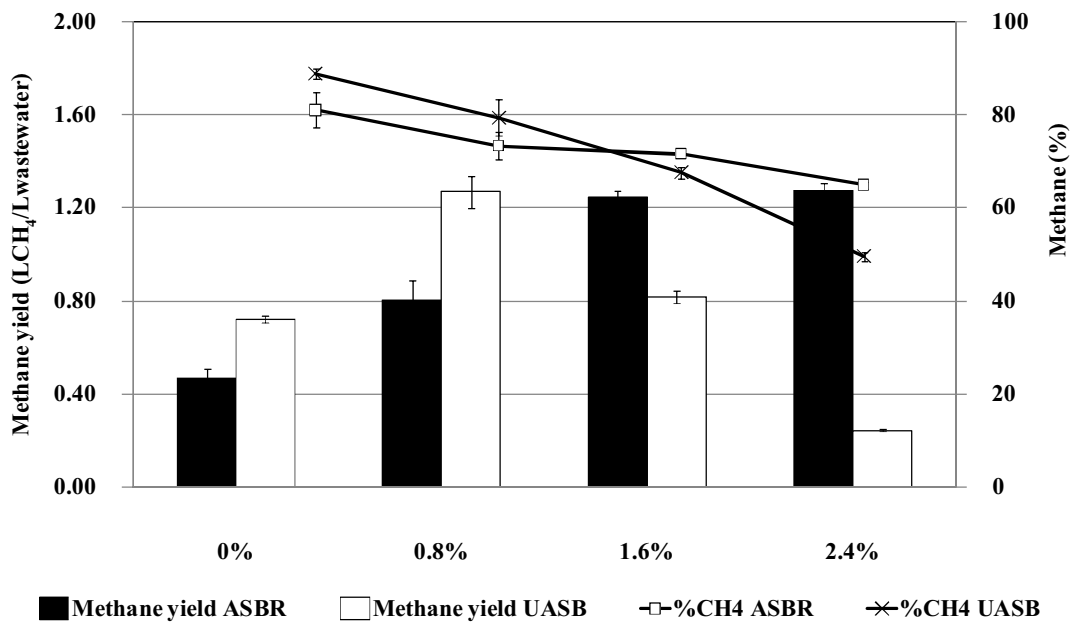
ปริมาณและองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพเป็นสิ่งสำคัญที่ได้จากระบวนการบำบัดไร้อากาศในการเดินระบบบำบัดไร้อากาศแบบต่อเนื่อง ทำการทดลองภายใต้อุณหภูมิห้อง ($27.5\text{-}31^\circ\text{C}$) ที่ HRT 4 days การใช้น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นเดินระบบเพียงอย่างเดียวพบว่า ระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพสูงสุดในวันที่ 18 ของการทดลอง และระบบบำบัดไร้อากาศทั้งสองเริ่มเข้าสู่ภาวะคงตัวในวันที่ 30 จากการทดลองพบว่า ระบบบำบัดแบบ ASBR มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพต่ำกว่าระบบบำบัดแบบ UASB (ภาพประกอบ 3-17) เนื่องจากช่วงแรกของการเดินระบบนั้น จุลินทรีย์ในระบบ ASBR ไม่จับตัวเป็นกลุ่มก้อนส่งผลให้มีการฟุ้งกระจายในระบบ ทำให้มีเชื้อจุลินทรีย์บางส่วนหลุดออกมาพร้อมกับน้ำทิ้ง โดยแสดงการผลิตก๊าซชีวภาพเฉลี่ย $310 \pm 23 \text{ mL/d}$ ซึ่งต่ำกว่าระบบบำบัดแบบ UASB ที่มีการผลิตก๊าซชีวภาพเฉลี่ย $463 \pm 15 \text{ mL/d}$ ก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้นั้นมีก๊าซมีเทนเป็นองค์ประกอบสูงถึง 80-90% (ภาพประกอบ 3-18) ซึ่งสูงกว่ารายงานการวิจัยของ Anothai *et al.*, (2007) ที่ใช้น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นมาทำการกำจัดซัลเฟตด้วยวิธีการตกตะกอนก่อน แล้วจึงนำไปบำบัดต่อโดยใช้ระบบบำบัดไร้อากาศชนิดมีตัวกลาง พบว่าก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้มีก๊าซมีเทนเป็นองค์ประกอบเพียง 52% น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นที่นำมาทดลองในงานวิจัยนี้ มีการนำพอลิ

เมอร์มาใช้จับตัวทางน้ำอย่างร่วมกับกรดซัลฟูริก จึงส่งผลให้มีปริมาณซัลเฟตในน้ำเสียต่ำกว่าน้ำเสียจากโรงงานอื่น โดยปริมาณซัลเฟตที่ต่ำเป็นตัวจำกัดการเจริญเติบโตของ SRB ในระบบ ส่งผลให้ก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้มีสัดส่วนก๊าซมีเทนสูงกว่าน้ำเสียจากโรงงานอื่น

เมื่อเติม DC ลงในระบบบำบัด 0.8% w/v พบว่า ระบบบำบัดทั้งสองมีการผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้นอย่างช้าๆ เนื่องจาก DC เป็นสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยาก เมื่อเติมลงในระบบบำบัดไร้อากาศ จุลินทรีย์ในระบบทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ละลายน้ำเพื่อนำไปผลิตเป็นก๊าซชีวภาพก่อน จากนั้นจึงทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยาก ซึ่งใน DC นี้ มีปริมาณสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากมากกว่าจึงแสดงการผลิตก๊าซชีวภาพช้า เมื่อการย่อยสลายสารอินทรีย์เกิดขึ้นสมบูรณ์ ระบบบำบัดทั้งสองแสดงการผลิตก๊าซชีวภาพสูงขึ้น โดยที่สภาวะคงตัวของระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB มีปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพเฉลี่ย 611 ± 17 และ 776 ± 104 mL/d ซึ่งคิดเป็นปริมาณ Biogas yield ที่เพิ่มขึ้นจากการเดินระบบด้วยน้ำเสียเพียงอย่างเดียว 0.52 และ 0.86 L Biogas/L wastewater และส่งผลให้ระบบบำบัดมี Methane yield สูงกว่าการเดินระบบโดยใช้น้ำเสียเพียงอย่างเดียว 0.34 และ 0.55 L CH₄/L wastewater ตามลำดับ (ตารางที่ 3-10) เนื่องจากน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นประกอบด้วยซัลเฟต ดังนั้นในระบบมีการทำงานร่วมกันระหว่างจุลินทรีย์ผลิตก๊าซมีเทนและจุลินทรีย์ผลิตก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ ซึ่งผลการเติม DC 0.8% w/v ส่งผลให้ระบบบำบัดมีการทำงานของ SRB ลดลง ซึ่งพิจารณาได้จากปริมาณก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่ผลิตได้ลดลง โดยมีความเข้มข้นของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์เท่ากับ 2,856 และ 5,378 ppm ในระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ตามลำดับ (ภาพประกอบ 3-16) ที่เป็นเช่นนี้เพราะในช่วงที่เติม DC 0.8% w/v นั้นยังคงใช้น้ำเสียชุดเดิมดำเนินการทดลอง (ใช้น้ำเสียชุดเดียวกับชุดการทดลองที่ไม่เติม DC) เมื่อเติม DC ลงไป จึงส่งผลให้สัดส่วน COD/SO₄²⁻ ของน้ำเสียในระบบเพิ่มขึ้น ขณะที่ปริมาณซัลเฟตในระบบยังคงเท่าเดิมซึ่งเป็นตัวจำกัดการเจริญเติบโตของ SRB ในระบบ เมื่อแหล่งคาร์บอนในระบบเพิ่มขึ้นการย่อยสลายส่วนใหญ่จึงเกิดผ่านการทำงานของ MPB ส่งผลให้ปริมาณมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผลิตได้เพิ่มขึ้น ขณะที่ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ยังเท่าเดิม จึงทำให้ความเข้มข้นของไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่พบลดลง



ภาพประกอบ 3-17 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพของระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB



ภาพประกอบ 3-18 Methane yield และสัดส่วนก๊าซมีเทนที่ได้จากระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB

ตารางที่ 3-10 สรุปประสิทธิภาพของระบบ ASBR และ UASB ที่สภาวะคงตัว โดยใช้น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชันหมักร่วมกับกากสัลดิจ

Decanter cake (%)	Reactor	Methane (%)	Biogas yield			CH ₄ yield		
			(L /gCOD removed)	(L /L ww)	(L /g TS _{added})	(L CH ₄ /gCOD removed)	(L CH ₄ /L ww)	(L CH ₄ /g TS _{added})
0	ASBR	80.99±3.74 ^{bc}	0.12±0.02 ^{cd}	0.54±0.04 ^e	-	0.11±0.03 ^{bc}	0.47±0.04 ^d	-
	UASB	88.80±1.02 ^a	0.16±0.02 ^{ab}	0.81±0.03 ^f	-	0.16±0.03 ^a	0.72±0.01 ^c	-
0.8 (0.19)*	ASBR	73.35±3.01 ^{cd}	0.13±0.01 ^{cd}	1.06±0.07 ^e	0.17	0.09±0.01 ^{cd}	0.80±0.08 ^{bc}	0.11
	UASB	79.45±3.95 ^a	0.20±0.02 ^a	1.66±0.08 ^c	0.28	0.14±0.01 ^a	1.27±0.07 ^a	0.18
1.6 (0.37)*	ASBR	71.58±0.26 ^b	0.17±0.01 ^{ab}	1.78±0.06 ^b	0.21	0.12±0.01 ^b	1.25±0.03 ^a	0.14
	UASB	67.55±1.23 ^d	0.11±0.01 ^d	1.21±0.06 ^d	0.07	0.08±0.01 ^d	0.84±0.03 ^b	0.02
2.4 (0.56)*	ASBR	64.89±0.69 ^{bc}	0.15±0.01 ^{bc}	1.92±0.07 ^a	0.16	0.10±0.01 ^{bc}	1.27±0.05 ^a	0.10
	UASB	49.55±1.05 ^c	0.04±0.01 ^c	0.51±0.04 ^e	-0.04	0.02±0.01 ^c	0.24±0.01 ^c	-0.06

หมายเหตุ: ^{abcde} อักษรที่แตกต่างกันในแถวเดียวกันมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (P<0.05)

* คือ ปริมาณกากสัลดิจ (DC) ในรูปของแข็งทั้งหมดหรือน้ำหนักแห้ง

เมื่อเพิ่มปริมาณ DC ลงในระบบบำบัด 1.6%w/v ส่งผลให้มีการผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น เนื่องจากระบบบำบัดมีสารอินทรีย์ซึ่งเป็นแหล่งอาหารของจุลินทรีย์มากขึ้น สำหรับระบบ ASBR มีปริมาณ Biogas yield และ Methane yield เพิ่มขึ้นจากชุดที่ไม่เติม DC เท่ากับ 1.24 L Biogas/L wastewater และ 0.78 L CH₄/L wastewater ตามลำดับ ส่วนชุดการทดลองที่เติม DC 2.4%w/v ส่งผลให้มีปริมาณ Biogas yield และ Methane yield เพิ่มขึ้นจากชุดที่ไม่เติม DC เท่ากับ 1.38 L Biogas/L wastewater และ 0.8 L CH₄/L wastewater ตามลำดับ ระบบบำบัดแบบ ASBR มีการผลิตก๊าซชีวภาพและมีเทนสูงสุดแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($P < 0.05$) ที่สัดส่วนผสม DC 1.6%w/v ในการเดินระบบ UASB พบว่า การเติม DC 0.8%w/v ส่งผลให้มีการผลิตก๊าซชีวภาพและมีเทนสูงสุดแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($P < 0.05$) โดยการเพิ่มปริมาณ DC ลงในระบบ 1.6 และ 2.4% w/v ระบบบำบัดแสดงการผลิตก๊าซชีวภาพลดลง (ภาพประกอบ 3-17) เนื่องจาก DC ที่เติมลงไปเกิดการตกตะกอนสะสมทางด้านล่างของระบบ และเนื่องจากระบบบำบัดมีขนาดเล็กและมีระยะเวลาที่เก็บนาน จึงส่งผลให้มี upflow velocity ต่ำกว่าค่าแนะนำ เมื่อป้อนน้ำเสียที่มีตะกอนแขวนลอยสูงเข้าระบบ ชั้นกาคตะกอนเหล่านี้ขัดขวางความเร็วของน้ำที่ไหลเข้าสู่ระบบให้มีค่าลดลง จนส่งผลให้การกวนผสมในระบบเกิดขึ้นน้อย เกิดการอัดตัวของชั้นตะกอนทำให้เกิดบริเวณที่ไม่ได้รับสารอาหาร (dead zone) (Mahmoud *et al.*, 2003) หากระบบบำบัดมี upflow velocity เท่ากับ 0.1 cm/sec ส่งผลให้มีปริมาตร dead zone เกิดขึ้น 50% และเมื่อเกิด dead zone ขึ้นส่งผลให้ระบบมีปริมาณใช้งานลดลง และอาจเกิดการรวมตัวของกรดไขมันขึ้นใน dead zone ซึ่งทำลายจุลินทรีย์ผลิตมีเทนในระบบ (Mehul, 2006) จากการทดลองนี้พบว่าปริมาณ Methane yield ที่เกิดขึ้นต่อ COD ที่ถูกกำจัดมีค่าต่ำกว่าค่าทางทฤษฎีในทุกชุดการทดลองที่ $0.35 \text{ LCH}_4/\text{gCOD}_{\text{removed}}$ (Tchobanoglous and Burton, 1991) เนื่องจากสารอินทรีย์ในระบบไม่ได้ถูกเปลี่ยนไปเป็นก๊าซชีวภาพได้ทั้งหมด บางส่วนอยู่ในรูปของ SS ซึ่งตกตะกอนอยู่ทางด้านล่างของระบบบำบัด แต่สัดส่วนมีเทนในก๊าซชีวภาพยังมีค่าสูงกว่า 60% (ยกเว้นการเดินระบบ UASB ที่เติม DC 2.4%w/v) ซึ่งยังสามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงได้

จากการทดลองพบว่า การเติม DC ลงไปในระบบส่งผลให้สัดส่วนก๊าซมีเทนในระบบบำบัดเปลี่ยนแปลง (ภาพประกอบ 3-18) ซึ่งเป็นผลจากน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองมีปริมาณซัลเฟตสูงขึ้น โดยปกติแล้ว SRB มีความสามารถในการรับอิเล็กตรอนได้ดีกว่า MPB ดังนั้นเมื่อระบบมีปริมาณซัลเฟตเพิ่มขึ้นจึงส่งผลให้ SRB ในระบบมีการทำงานมากขึ้นซึ่งผลจากการทำงานของ SRB ส่งผลให้ MPB ในระบบมีการทำงานลดลงจึงพบสัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพลดลง และจากการศึกษาของของ Lehtomaki *et al* (2007) ที่ทำการผลิตก๊าซชีวภาพโดยใช้หญ้าหมักและฟางข้าวไอน้ำ หมักร่วมกับมูลวัว โดยใช้ระบบบำบัดไร้อากาศแบบ CSTR พบว่าเมื่อเพิ่มปริมาณ

OLR จาก 2 เป็น 4 kg VS/m³-d ส่งผลให้ปริมาณ Methane yield ลดลง 16-26% เช่นเดียวกับ การศึกษาของ Saddoud and Sayadi (2007) ที่ทำการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียโรงงานฆ่าสัตว์ โดยใช้ระบบ Anaerobic Membrane Bioreactor (AMBR) เติกระบบที่ OLR ระหว่าง 4.37-13.27 kg COD/m³-d พบว่าเมื่อ OLR เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ Methane yield ที่ผลิตได้ลดลง เนื่องจากเกิดการสะสม ของปริมาณ VFA ในระบบบำบัด

3.5 การวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์

ในการดำเนินงานวิจัย มีความจำเป็นที่ต้องคำนวณถึงค่าใช้จ่ายที่ใช้ในการ ดำเนินงานเพื่อเป็นองค์ประกอบในการตัดสินใจเลือก DC มาใช้เพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซ ชีวภาพของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น จากผลการทดลองข้างต้นพบว่า การเดินระบบบำบัด แบบ UASB ที่ผสม DC 0.8%w/v ส่งผลให้มีการผลิต Biogas yield และ Methane yield สูงสุดและมีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ (P<0.05) เนื่องจากน้ำเสียที่ทดลองมีปริมาณของแข็งสูงดังนั้นระบบ บำบัดแบบ ASBR จึงเป็นอีกทางเลือกที่เหมาะสมในการนำมาใช้งานจริง ซึ่งจากการทดลอง พบว่าระบบ ASBR มีการผลิต Biogas yield และ Methane yield สูงสุดและมีความแตกต่างอย่างมี นัยสำคัญ (P<0.05) ที่สัดส่วนผสม DC 1.6%w/v ดังนั้นในการประเมินความคุ้มค่าในการลงทุน จึง เลือกประเมินที่สัดส่วนผสม DC เท่ากับ 0.8 และ 1.6%w/v สำหรับการเลือกใช้ระบบ UASB และ ASBR ตามลำดับ แสดงการคำนวณดังนี้

1. เติกระบบโดยใช้น้ำเสีย + DC 0.8% w/v

ระบบบำบัด UASB สามารถผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น	= 0.280	L/gTS _{added}
สมมติ ระบบบำบัดมีขนาด 1,400 m ³		
เดินระบบที่ HRT=4 day ต้องทำการเติมกากสลัดจ์	= 2,800,000	g/d
คิดเป็นปริมาณของแข็งเข้าระบบ	= 598,640	gTS/d
ส่งผลให้มีก๊าซชีวภาพ	= 167,619	L/d
	= 168	m ³ /d
	= 5,029	m ³ /month

1. กรณีนำมาผลิตไฟฟ้า

คิดเป็นปริมาณก๊าซชีวภาพที่สภาวะมาตรฐาน (STP)	= 4,546	Nm ³ /month
สัดส่วนก๊าซมีเทนที่พบ	= 79.45%	

$$\begin{aligned}
 \text{คิดเป็นปริมาณมีเทน} &= 3,612 \quad \text{Nm}^3/\text{month} \\
 \text{ก๊าซชีวภาพมีค่าความร้อน (CH}_4 &= 35,800 \text{ kJ/Nm}^3) \\
 &= 35,800 \text{ kJ/Nm}^3 \times (79.45/100) \\
 &= 28,443 \quad \text{kWh/Nm}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{อัตราการแปรรูปเป็นพลังงานไฟฟ้า (ประสิทธิภาพเครื่องยนต์ 35\%)} \\
 &= \text{ค่าความร้อน (kJ/ Nm}^3) \times \text{Efficiency} \\
 &= 28.433 \text{ kWh/Nm}^3 \times (35/100)/3600 \text{ kJ/kWh} \\
 \text{ค่าพลังงานไฟฟ้า} &= 2.77 \quad \text{kWh/Nm}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ความสามารถในการผลิตไฟฟ้าเพิ่มขึ้น} \\
 &= \text{ปริมาณก๊าซชีวภาพ Nm}^3/\text{month} \times \text{ค่าพลังงานไฟฟ้า kWh/ Nm}^3 \\
 &= 4,546 \text{ Nm}^3/\text{month} \times 2.77 \text{ kWh/Nm}^3 \\
 &= 12,570 \quad \text{kWh/month}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ค่าไฟฟ้าต่อหน่วย} &= 2.98 \quad \text{baht} \\
 &(\text{การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค ประเภทกิจการขนาดเล็ก ระดับแรงดันตั้งแต่ 400 หน่วยขึ้นไป วันที่ 23} \\
 &\text{พฤษภาคม 2555})
 \end{aligned}$$

$$\text{คิดเป็นค่าไฟฟ้าที่สามารถผลิตได้เพิ่มขึ้น} = 37,434 \quad \text{baht/month}$$

2.กรณีใช้เป็นก๊าซหุงต้ม (Liquid Petroleum Gas, LPG)

$$\begin{aligned}
 \text{ก๊าซชีวภาพ 1 m}^3 &= 0.46 \quad \text{kg LPG} \\
 &(\text{สำนักงานนโยบายและพลังงาน กระทรวงพลังงาน, 2555}) \\
 \text{เดินระบบโดยใช้น้ำเสีย + DC 0.8\% w/v มีก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น} &= 5,029 \quad \text{m}^3/\text{month} \\
 \text{คิดเป็นปริมาณ LPG} &= 5,029 \text{ m}^3/\text{month} \times 0.46 \text{ kg LPG} \\
 &= 2,313 \quad \text{kg LPG/month} \\
 \text{ราคา LPG} &= 890 \quad \text{baht/48 kg} \\
 &(\text{สำนักงานนโยบายและพลังงาน กระทรวงพลังงาน วันที่ 21 พฤษภาคม 2555}) \\
 &= 18.54 \quad \text{baht/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{คิดเป็นราคา LPG ที่ประหยัดได้เพิ่มขึ้น} &= 2,313 \text{ kg LPG/month} \times 18.54 \text{ baht/kg} \\ &= 42,890 \text{ baht/month} \end{aligned}$$

ค่าใช้จ่ายในการผลิตไฟฟ้า

ราคากากสลัดจ์	= 0.05	baht/kg
(บริษัทไทยทาโลว์แอนด์ออยล์ จำกัด วันที่ 25 กุมภาพันธ์ 2555)		
เติมกากสลัดจ์ที่สัดส่วน 0.8%w/v คิดเป็นปริมาณที่เติม	= 2,800	kg/day
ค่าขนส่ง	= 0.25	baht/kg
(ที่มา หจก.จรรยาขนส่งภาคใต้ หากขนส่งในปริมาณมากกว่า 5,000 kg)		
ราคาของวัสดุหมัก	= 840	baht/day
	= 25,200	baht/month

ในกระบวนการบำบัดส่งผลให้เกิดปุ๋ย

TS _{remove}	= 36.16%	
ปริมาณกากสลัดจ์ที่เติม	= 84,000	kg/month
จะได้ปุ๋ย	= 39,127	kg/month
กำหนดปุ๋ยมีความชื้น 20% ทำให้ได้ปุ๋ย	= 29,345	kg/month
ราคาปุ๋ย	= 1.0	baht/kg
ขายเป็นเงินได้	= 29,345	baht/month

ดังนั้นคิดเป็นกำไรที่ได้จากการผสม DC 0.8%w/v ลงในระบบ UASB

หากผลิตไฟฟ้า*	= 41,580	baht/month
หากใช้เป็น LPG*	= 47,035	baht/month

*หมายเหตุ: ไม่ได้คิดค่าบำรุงรักษาเครื่องยนต์กำเนิดไฟฟ้า

2. เตินระบบโดยใช้น้ำเสีย + DC 1.6% w/v

ระบบบำบัด ASBR สามารถผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น	= 0.210	L/gTS _{added}
สมมติ ระบบบำบัดมีขนาด 1,400 m ³		
เตินระบบที่ HRT=4 day ต้องทำการเติมกากสลัดจ์	= 5,600,000	g/d
คิดเป็นปริมาณของแข็งเข้าระบบ	= 1,197,280	gTS/d

ส่งผลให้มีก๊าซชีวภาพ	= 251,429	L/d
	= 251	m ³ /d
	= 7,543	m ³ /month

1. กรณีนำมาผลิตไฟฟ้า

คิดเป็นปริมาณก๊าซชีวภาพที่สภาวะมาตรฐาน (STP)	= 6,819	Nm ³ /month
สัดส่วนก๊าซมีเทนที่พบ	= 71.58%	
คิดเป็นปริมาณมีเทน	= 4,881	Nm ³ /month
ก๊าซชีวภาพมีค่าความร้อน (CH ₄ = 35,800 kJ/Nm ³)		
	= 35,800 kJ/Nm ³ x (71.58/100)	
	= 25,626	kWh/Nm ³

อัตราการแปรรูปเป็นพลังงานไฟฟ้า (ประสิทธิภาพเครื่องยนต์ 35%)

$$= \text{ค่าความร้อน (kJ/ Nm}^3) \times \text{Efficiency}$$

$$= 25,626 \text{ kWh/Nm}^3 \times (35/100) / 3600 \text{ kJ/kWh}$$

ค่าพลังงานไฟฟ้า	= 2.49	kWh/Nm ³
-----------------	--------	---------------------

ความสามารถในการผลิตไฟฟ้าเพิ่มขึ้น

$$= \text{ปริมาณก๊าซชีวภาพ Nm}^3/\text{month} \times \text{ค่าพลังงานไฟฟ้า kWh/ Nm}^3$$

$$= 6,819 \text{ Nm}^3/\text{month} \times 2.49 \text{ kWh/Nm}^3$$

$$= 16,988 \text{ kWh/month}$$

ค่าไฟฟ้าต่อหน่วย	= 2.98	baht
------------------	--------	------

(การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค ประเภทกิจการขนาดเล็ก ระดับแรงดันตั้งแต่ 400 หน่วยขึ้นไป วันที่ 23 พฤษภาคม 2555)

คิดเป็นค่าไฟฟ้าที่สามารถผลิตได้เพิ่มขึ้น	= 50,589	baht/month
------------------------------------------	----------	------------

2. คำนวณเป็นก๊าซหุงต้ม (Liquid Petroleum Gas, LPG)

ก๊าซชีวภาพ 1 m ³	= 0.46	kg LPG
(สำนักงานนโยบายและพลังงาน กระทรวงพลังงาน, 2555)		
เดินระบบโดยใช้น้ำเสีย + DC 1.6% w/v มีก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น	= 7,543	m ³ /month
คิดเป็นปริมาณ LPG	= 7,543 m ³ /month x 0.46 kg LPG	
	= 3,470	kg LPG/month
ราคา LPG	= 890	baht/48 kg
(สำนักงานนโยบายและพลังงาน กระทรวงพลังงาน วันที่ 21 พฤษภาคม 2555)		
	= 18.54	baht/kg
คิดเป็นราคา LPG ที่ประหยัดได้เพิ่มขึ้น	= 3,470 kgLPG/month x 18.54 baht/kg	
	= 64,334	baht/month

ค่าใช้จ่ายในการผลิตไฟฟ้า

ราคากากสลัดจ์	= 0.05	baht/kg
(บริษัทไทยทาโลว์แอนด์ออยล์ จำกัด วันที่ 25 กุมภาพันธ์ 2555)		
เติมกากสลัดจ์ที่สัดส่วน 1.6%w/v คิดเป็นปริมาณที่เติม	= 5,600	kg/day
ค่าขนส่ง	= 0.25	baht/kg
(ที่มา หจก.จรรยาขนส่งภาคใต้ หากขนส่งในปริมาณมากกว่า 5,000 kg)		
ราคาของวัสดุหมัก	= 1,680	baht/day
	50,400	baht/month

ในกระบวนการบำบัดส่งผลให้เกิดปุ๋ย

TS _{remove}	= 53.42%	
ปริมาณกากสลัดจ์ที่เติม	= 168,000	kg/month
จะได้ปุ๋ย	= 78,254	kg/month
กำหนดปุ๋ยมีความชื้น 20% ทำให้ได้ปุ๋ย	= 58,691	kg/month
ราคาปุ๋ย	= 1.0	baht/kg
ขายเป็นเงินได้	= 58,691	baht/month

ดังนั้นคิดเป็นกำไรที่ได้จากการผสม DC 1.6%w/v ลงในระบบ ASBR

หากผลิตไฟฟ้า* = 58,880 baht/month

หากใช้เป็น LPG* = 72,625 baht/month

*หมายเหตุ: ไม่ได้คิดค่าบำรุงรักษาเครื่องยนต์กำเนิดไฟฟ้า

จากการประเมินความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ในการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชันร่วมกับ DC พบว่าค่าใช้จ่ายในการขนส่งเป็นปัจจัยหลักในการเลือกตัดสินใจลงทุน เนื่องจาก DC มีปริมาณความชื้น 78% ส่งผลให้มีต้นทุนในการขนส่งที่สูงสูญเสียน้ำในรูปความชื้นสูง และ DC ที่เติมลงไปนั้นประกอบไปด้วย C, N และ K ซึ่งจากการทดลองพบว่า DC ที่เติมลงไปเกิดการย่อยสลายไม่สมบูรณ์ ดังนั้นจึงมีกากตะกอนที่เหลือในระบบซึ่งประกอบด้วยธาตุอาหารที่จำเป็นสำหรับพืช จึงสามารถนำไปจำหน่ายเป็นปุ๋ยได้ เมื่อพิจารณาค่าใช้จ่ายในการลงทุนทั้งหมดพบว่าการผสม DC ลงในระบบ UASB 0.8%w/v ส่งผลให้กำไรที่ได้จากการผลิตไฟฟ้า 41,580 baht/month และจากการใช้เป็น LPG 47,035 baht/month และหากผสม DC ลงในระบบ ASBR 1.6%w/v ส่งผลให้เกิดกำไรที่ได้จากการผลิตไฟฟ้า 58,880 baht/month และจากการใช้เป็น LPG 72,625 baht/month

บทที่ 4

บทสรุปและข้อเสนอแนะ

4.1 บทสรุป

จากการศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP) ของกากสลัดจ์ จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม (Decanter cake, DC) รวมถึงการนำ DC มาเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น โดยใช้ระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB เติมน้ำที่ระยะเวลาพักทางชีวศาสตร์ 4 days มีผลการทดลองสรุปได้ดังนี้

4.1.1 อุณหภูมิและ ISR มีผลต่อประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของ DC ผลจากการใช้โปรแกรม RSM ทำให้ทราบว่าที่อุณหภูมิ 43°C และ ISR=1.79 ส่งผลให้มีการผลิต Methane yield สูงสุดเท่ากับ 178.36 mLCH₄/gVS_{added} โดยระดับความสัมพันธ์ระหว่างข้อมูลที่ได้จากการทดลองและจากสมการมีค่าเท่ากับ 0.983

4.1.2 อุณหภูมิเพิ่มขึ้นจาก mesophilic เป็น thermophilic โดยทันที ส่งผลให้จุลินทรีย์แสดงการผลิตก๊าซชีวภาพลดลง และปริมาณ Methane yield ในระบบสูงขึ้นเมื่อสัดส่วน ISR เพิ่มขึ้น เนื่องจากที่ ISR สูงนั้นมีปริมาณของ DC อยู่น้อย เมื่อแหล่งอาหารมีจำกัด จึงส่งผลให้จุลินทรีย์เกิดการแย่งอาหารกัน การย่อยสลายสารอินทรีย์จึงเกิดได้ดี

4.1.3 การเติม DC ลงในระบบผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นส่งผลให้ระบบแสดงการผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น โดยการผสม DC 0.8% w/v ลงในระบบบำบัดแบบ UASB ส่งผลให้มีการผลิตก๊าซชีวภาพและมีเทนสูงสุดและแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (P<0.05) โดยมี Biogas yield และ Methane yield เพิ่มขึ้นจากการเติมน้ำเสียเพียงอย่างเดียว 0.28 และ 0.18 L/gTS_{added} ตามลำดับ แต่ระบบ ASBR นั้นมีความเหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียที่มีของแข็งปริมาณสูงมากกว่า โดยระบบ ASBR มีการผลิตก๊าซชีวภาพและมีเทนสูงสุดแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (P<0.05) ที่สัดส่วนผสม DC 1.6% w/v มีปริมาณ Biogas yield และ Methane yield เพิ่มขึ้นจากการเติมน้ำเสียเพียงอย่างเดียว 0.21 และ 0.14 L/gTS_{added} ตามลำดับ

4.1.4 การเลือกใช้ DC เป็นวัสดุหมักร่วมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น ส่งผลให้เกิดความคุ้มค่าในการลงทุน โดยอัตราค่าขนส่ง DC เป็นปัจจัยหลักที่ทำให้ความคุ้มค่าในการลงทุนเกิดการเปลี่ยนแปลง

4.2 ข้อเสนอแนะ

4.2.1 DC มีลักษณะเป็นของแข็งแขวนลอยซึ่งย่อยสลายค่อนข้างยาก จึงอาจเพิ่มระยะเวลาเก็บในระบบหรือลดปริมาณกากสลัดจ์ที่เข้าระบบ เพื่อให้กากสลัดจ์ในระบบเกิดการย่อยสลายอย่างสมบูรณ์

4.2.2 หากต้องการใช้ระบบบำบัดแบบ UASB ในการผลิตก๊าซชีวภาพ ควรเพิ่มอัตราเร็วในการไหลของน้ำเข้าระบบ เนื่องจากกากสลัดจ์เกิดการตกตะกอนอยู่ทางด้านล่างของระบบ ซึ่งขัดขวางการไหลของน้ำส่งผลให้การกวนผสมในระบบไม่ดี หรืออาจแยกถังปฏิกรณ์เป็น 2 ถัง เพื่อให้ระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ได้ดีขึ้น

4.2.3 หากมีการศึกษาเพิ่มเติมควรใช้ถังปฏิกรณ์ 2 ชุด เตินระบบคู่กัน โดยหนึ่งถังใช้น้ำเสียเตินระบบเพียงอย่างเดียว และอีกหนึ่งถังสำหรับเตินระบบร่วมกับกากสลัดจ์ เนื่องจากในการดำเนินการทดลองครั้งนี้ได้มีการเก็บตัวอย่างน้ำเสียหลายครั้ง ส่งผลให้ความสกปรกของน้ำเสียมีความแปรปรวนสูง เมื่อทำการเติมกากสลัดจ์ลงในระบบจึงเห็นการเปลี่ยนแปลงของผลที่เกิดขึ้นจากการเติมกากสลัดจ์ได้ไม่ชัดเจนนัก

บรรณานุกรม

- กรมควบคุมมลพิษ. 2548. *แนวปฏิบัติที่ดีด้านการป้องกันและลดมลพิษ:อุตสาหกรรมน้ำอย่างขึ้น*. กรุงเทพฯ: กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม.
- กรมส่งเสริมการเกษตร. 2553. ปาล์มน้ำมัน. กรมส่งเสริมการเกษตร <http://www.doae.go.th/plant/palm.htm> (สืบค้นเมื่อ 18 กันยายน 2553).
- กลุ่มวิจัยเกษตรเคมี. *คู่มือวิธีการวิเคราะห์ปุ๋ยอินทรีย์*. 2551. สำนักวิจัยพัฒนาปัจจัยการผลิตทางการเกษตร. กรมวิชาการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์.
- จารุวรรณ มณีศรี. 2538. การผลิตและการประยุกต์ใช้ไซลานเนสและเซลลูเลสจากกากปาล์มและกากสลัดจ์โดยเชื้อ *Aspergillus niger* ATCC 6275. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาเทคโนโลยีชีวภาพ คณะอุตสาหกรรมเกษตร, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- ชยันต์ กิมยงค์. 2545. การพัฒนาการผลิตก๊าซชีวภาพจากมูลสุกรในถังปฏิกรณ์แบบสองชั้นตอน ที่มีการไหลวนกลับของน้ำเสีย. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- บุญรักษ์ กาญจนวรวณิชย์. 2553. ศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ. สารานุกรม. http://www.mtec.or.th/index.php?option=com_content&task=view&id=773&Itemid=36 (สืบค้นเมื่อ 10 มีนาคม 2554).
- ดารณี เจริญสุข. 2553. ระบบการบำบัดน้ำเสียในโรงงานอุตสาหกรรมยาง. http://www.rubbercenter.org/files/waste_water.pdf (สืบค้นเมื่อ 15 กันยายน 2553).
- ธีระ เกروت. 2539. *วิศวกรรมน้ำเสียและการบำบัดทางชีวภาพ*. กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

ธีระพงศ์ จันทรมนิม. 2551. กระบวนการไร้ของเสียในอุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์ม. *หาดใหญ่*
วิชาการ 6(2):160-164.

นันทน์ภัส ชันธุ์ราพันธ์ชัย. 2552. ผลของอุณหภูมิและการบำบัดเบื้องต้นต่อประสิทธิภาพการผลิต
ก๊าซชีวภาพของกากตะกอนปาล์มจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม. วิทยานิพนธ์วิศวกรรม
ศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์, มหาวิทยาลัย
เทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

บริษัท กรีน เอ็นเนอร์ยี เน็ทเวอร์ค จำกัด. 2554. ระบบผลิตก๊าซชีวภาพแบบยูเอเอสบี (UASB).
http://www.greenenergynet.net/tec_UASB.html (สืบค้นเมื่อ 12 กรกฎาคม 2554).

บริษัท eXtension .Types of Anaerobic Digesters. <http://www.extension.org/pages/30307/types-of-anaerobic-digesters> (สืบค้นเมื่อ 2 กันยายน 2554).

ปาล์มน้ำมันไทย. 2554. ภาพรวมของอุตสาหกรรมปาล์มน้ำมัน. วิชาการดอทคอม.
<http://www.vcharkarn.com/varticle/38417> 30 พฤศจิกายน 2554. (สืบค้นเมื่อ 6 สิงหาคม
2554).

เพ็ญศิริ ประชาภิตตกุล. 2551. ผลของอุณหภูมิและสารอาหารเสริมต่อการผลิตก๊าซชีวภาพของกาก
ตะกอนปาล์มจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต,
สาขาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้า
ธนบุรี.

วารสารเคหะการเกษตร. 2554. ทิศทางปาล์มน้ำมันไทย. http://www.kehakaset.com/index.php?option=com_content&view=article&id=127:2011-03-03-12-48-15&catid=38:information
(สืบค้นเมื่อ 30 พฤศจิกายน 2554).

วิภาวรรณ อุบล. 2550. การใช้ประโยชน์กากอินทรีย์จากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น แปรรูปสัตัวน้ำและ
น้ำมันปาล์ม ในการเตรียมวัสดุหุ้สนาม. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต, สาขา
เคมีประยุกต์ คณะวิทยาศาสตร์, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ศุภวันจักรี พลมีศักดิ์, เมธี ษรจันทร์ศรี, ชิต ยุทธวรวิทย์. 2553. การพัฒนาวัสดุเหลือใช้จากโรงงาน
อุตสาหกรรมเพื่อใช้เลี้ยงสัตว์. สถานีพัฒนาอาหารสัตว์ชุมพร.
[http://www.dld.go.th/nutrition/Tech_Knowledge/backupdevelop_thec/techno%20010.
htm](http://www.dld.go.th/nutrition/Tech_Knowledge/backupdevelop_thec/techno%20010.htm) (สืบค้นเมื่อ 28 กันยายน 2553).

สถาบันพัฒนาการศึกษานอกระบบและการศึกษาตามอัธยาศัยภาคใต้. 2553. ผลิตภัณฑ์จากน้ำยาง
ขึ้น. สถาบันพัฒนาการศึกษานอกระบบและการศึกษาตามอัธยาศัยภาคใต้.
<http://www2.southnfe.go.th/south/> (สืบค้นเมื่อ 25 ตุลาคม 2553).

สมาคมยางพาราไทย. 2554. สถิติยางไทย. ผลผลิตยางธรรมชาติของประเทศไทย ปี 2543 - 2554
<http://www.thainr.com/th/?detail=stat-thai#.1> (สืบค้นเมื่อ 5 พฤศจิกายน 2554).

สินิจนันท์ เสียงเสนาะ. 2552. ผลของอาหารเสริมต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ จากกากตะกอนปาล์มของ
โรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ที่อุณหภูมิต่ำ. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตร
มหาบัณฑิต, สาขาสีงแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอม
เกล้าธนบุรี.

สุริรัตน์ แก้วสามดวง. 2551. การหาสภาวะที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียโรงงานน้ำยางขึ้นด้วย
ระบบตะกอนเร่ง. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาเคมี คณะ
วิศวกรรมศาสตร์, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

สันทัต ศิริอนันต์ไพบูลย์. 2549. ระบบบำบัดน้ำเสีย: การเลือกใช้ การออกแบบ การควบคุม และ การ
แก้ปัญหา. พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพฯ: โรงพิมพ์ศรีอนันต์.

สำนักเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน กระทรวงอุตสาหกรรม. 2540. คู่มือการจัดการสิ่งแวดล้อม
อุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์ม, กรุงเทพฯ : สำนักงานเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน
กรมโรงงานอุตสาหกรรม.

- อุรชา เศรษฐ์ธีรกิจ. 2542. ผลของความเข้มข้นซีโอดีและซัลเฟตต่อระดับการเกิดซัลเฟตรีดักชัน. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- Anotai, J., Tontisirin, P., Churod, P. 2007. Integrated treatment scheme for rubber thread wastewater: Sulfide precipitation and biological processes. *Journal of Hazardous Materials* 141, no.1(March): 1–7. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304389406013938>.
- A. O. A. C. 2000. Official Methods of Analysis. Association of Office Analytical Chemist. EUA.
- APHA, AWWA and WEF. 1998. Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, 21st Edition. Maryland: American Public Health Association.
- Bodik, B., Herdova, M. Drtil. 2002. The use of upflow anaerobic filter and AnSBR for wastewater treatment at ambient temperature. *Water Research* 36, no.4(February): 1084–1088. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135401003086>.
- Bouallagui, H., Torrijos, M., Godonc, J.J., Moletta, R., Ben C. R., Touhami, Y., Delgenes, J.P., Hamdi, M. 2004. Two-phases anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: bioreactors performance. *Biochemical Engineering Journal* 21, no.2(October): 193-197. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1369703X04001287>.
- Bouskova, A., Dohanyos, M., Schmidt, J.E., Angelidaki, I. 2005. Strategies for changing temperature from mesophilic to thermophilic condition in anaerobic CSTR reactors treating sewage sludge. *Water Research* 39, no.8(April):1481-1488. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S004313540500045X>.

- Clisso M. 2012. Mountain Empire Community College. The Anaerobic Digestion Process. <http://water.me.vccs.edu/courses/env108/anaerobic.htm> (available in 5 March 2012)
- Chavalparit, O., Rulkens, W.H., Mol A.P.J., Khaodhair, S. 2006. Options for environmental sustainability of the crude palm oil industry in Thailand through enhancement of industrial ecosystems. *Environment Development and Sustainability* 8, no.2: 271–87. <http://library.wur.nl/WebQuery/wurpubs/345631>.
- Gao, W.J., Lueng, K.T., Qin, W.S., Liao, B.Q. 2011. Effect of temperature and temperature shock on the performance and microbial community structure of a submerge anaerobic membrane bioreactor. *Bioresource Technology* 102, no.19(October): 8733-8740. <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/21843933>.
- Gregor, D., Zupancic, Straziscar, M., Ros, M. 2007. Treatment of brewery slurry in thermophilic anaerobic sequencing batch reactor. *Biosource technology* 98, no.14(October):2712-2722. <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/17126547>.
- Gunaseelan V. Nallathambi. 2004. Biochemical methane potential of fruits and vegetable solid waste feedstocks. *Biomass and Bioenergy* 26, no.4(April): 389-399. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953403001545>.
- Ferrer, I., Gamiz, M., Almeida, M., Ruiz A. 2008. Pilot project of biogas production from pig manure and urine mixture at ambient temperature in Ventanilla (Lima, Peru). *Waste Management* 29, no.1(January): 168–173. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0956053X08000706>.
- Haron, K., Mohammed, A.T., Halim, R.M., Din, A.K. 2008. Palm-based bio-fertilizer from decanter cake and boiler ash of palm oil mill. *Malaysian Palm Oil Board (MPOB)* 437(412). <http://palmoilis.mpob.gov.my/publications/TOT/TT-379.pdf>.

- Ho, J. and Sung, S. 2010. Methanogenic activities in anaerobic membrane bioreactors (AnMBR) treating synthetic municipal wastewater. *Biosource Technology* 101, no.7(April): 2191-2196. <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/20022745>.
- Hulshoff pol, L.W., Lens, P.N.L., Weijma, J., Stams, A.J.M. 2001. New developments in reactor and process technology for sulfate reduction. *Water Science Technology* 44, no.8: 67-76. <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/11730138>.
- Khanal, S.K and Huang, J.C. 2003. ORP-based oxygenation for sulfide control in anaerobic treatment of high sulfate wastewater. *Water Research* 37, no. 9(May): 2053–2062. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135402006188>.
- Lehtomaki, A., Huttunen, S., Rintala, J.A. 2007. Laboratory investigations on co-digestion of energy crops and crop residues with cow manure for methane production: Effect of crop to manure ratio. *Resources Conservation and Recycling* 51, no. 3: 591–609. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0921344906002588>.
- Lens, P.N.L., Visser, A., Janssen, A.J.H., Hulshoff Pol, L.W., Lettinga, G. 1998. Biotechnological treatment of sulfate-rich wastewaters. *Environmental Science Technology* 28, no.1: 41-88. <http://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080.106433889891254160>.
- Lopes, S.I.C., Capela, M.I., Lens, P.N.L. 2007. Effect of sulfide and COD/SO₄²⁻ ratio. *Bioresource Technology* 41, no.11(June): 3179-3292. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S004313540700142X>.
- Luo, G., Xie, L., Zhou, Q. 2009. Enhanced treatment efficiency of anaerobic sequencing batch reactor (ASBR) for cassava stillage with high solids content. *Journal of Bioresource and Bioengineering* 107, no.6(June): 641-645. <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/19447342>.

- Maharaj, I. and Elefsiniotis, P. 2001. The role of HRT and low temperature on the acid-phase anaerobic digestion of municipal and industrial wastewaters, *Bioresource Technology* 76, no. 3(February): 191-197. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S096085240001280>.
- Mahmoud, N., Zeeman, G., Gijzen, H., Lettinga, G., 2003b. Solids removal in upflow anaerobic reactors, a review. *Bioresource Technology* 90, no.1(October): 1–9. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852403000956>.
- McCartney, D.M and Oleszkiewicz, J.A. 1993. Competition between methanogens and sulfate reducers : effect of COD:sulfate ratio and acclimation, *Water Environment Research* 65, no. 5(August): 655–664. <http://www.jstor.org/stable/25044355>.
- Mehul S. Vesvikar. 2006. Understanding the Hydrodynamics and Performance of Anaerobic Digester. Dissertation presented to the Henry Edwin Server graduate school Washington University.
- MetCalf and Eddy. 2004. Wastewater Engineering Treatment and Reuse. New York : McGraw-Hill, Inc.
- Matz, G., Meyerjens, T., Markl, H. 1995. On-line measurement of dissolved and gaseous hydrogen sulphide in anaerobic biogas reactors. *Environmental Science* 43, no.2: 341–345. <http://www.springerlink.com/index/GW465713X5268H16.pdf>.
- Neves, L., Oliveira, R., Alves, M.M. 2009. Co-digestion of cow manure food waste and intermittent input of fat. *Bioresource Technology* 100, no. 6(March): 1957–1962. <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/19046878>.

- Neves, L., Oliveira, R., Alves, MM. 2004. Influence of inoculum activity on the biomethanization of a kitchen waste under different waste/inoculum ratios. *Process Biochemistry* 39, No.12: 2019–24. <http://repositorium.sdum.uminho.pt/bitstream/1822/1390/1/2004-26-Neves-ProcessB.pdf>.
- Nikzad, A. V. 2007. Biological sulfate reduction in sulfate-rich industrial wastewaters by anaerobic fluidized-bed reactor: effect of electron donors. Dissertation presented to the faculty of the graduate school University of Southern California.
- O'Flaherty, V., Colohan, S., Mulkerrins, D., Colleran, E. 1999. Effect of sulphate addition on volatile fatty acid and ethanol degradation in an anaerobic hybrid reactor. II: microbial interactions and toxic effects. *Bioresource Technology* 68, no. 2(May): 109-120. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852498001461>.
- Onwueme, I.C. and Sinha, T.D. 1991. Field crop production in tropical Africa. CTA (The Technical Centre for Agricultural and Rural Co-operation). Ede, The Netherlands, 1-480.
- Paepatung, N., Nopharatana, A., Songkasiri, W. 2009. Bio-Methane Potential of Biological Solid Materials and Agricultural Wastes. *Asian Journal on Energy and Environment* 10, no.1: 19-27. <http://www.asian-energy-journal.info/Abstract/Bio-methane%20potential%20of%20biological%20solid%20materials%20and%20agricultural%20wastes.pdf>.
- Prasertsan, S. and Prasertsan, P. 1996. Biomass Residues from Palm Oil Mill in Thailand: An overview on quantity and Potential usage. *Biomass and Bioenergy* 11, no.5: 387-395. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953496000347>.
- PRISMTC smart statistical solution. Optimization Design: 2 Building the Design. <http://www.sporian.com/usrey/courses/IEOR5550/rsm.html> (accessed May 21, 2012).

- Raposo, F., Banks, C.J., Siegert, I., Heaven S., Borja, R. 2006. Influence of inoculums to substrate ratio on the biochemical methane potential of maize in batch tests. *Process Biochemistry* 41, no.6(June): 1444-1450. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1359511306000183>.
- Sabumon, P.C. 2008. Development of enhance sulfhidogenesis process for the treatment of wastewater having low COD/SO₄²⁻ ratio. *Journal of Hazardous Material* 159, no.2-3(November): 616-625. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304389408003014>.
- Saddoud, A. and Sayadi. S. 2007. Application of acidogenic fixed-bed reactor prior to anaerobic membrane bioreactor for sustainable slaughterhouse wastewater treatment. *Journal of Hazardous Materials* 149, no.3 (November): 700–706. <http://www.sciencedirect.com/sciencedirect.com/science/article/pii/S030438940700516X>.
- Saritpongteeraka, K. and Cahiprapat, S. 2008. Effect of pH adjustment by parawood ash and effluent recycle ratio on the performance of anaerobic baffled reactor treating high sulfate wastewater. *Bioresource technology* 99, no.18: 8987-8994. http://infor.eng.psu.ac.th/kpi_fac/file_link/P842FPaper.pdf.
- Schuchardt, F., Darnoko, D., Guritno, P. 2002. Composting of empty oil palm fruit bunch (EFB) with simultaneous evaporation of oil mill waste water (POME). In: The joint international conference on “International Oil Palm Conference”. Organized by Indonesian Agency for Agricultural Research and Development, (July): 1–9. <http://cdm.unfccc.int/filestorage/9/C/W/9CWFUYV8XQ03PRB4D2OAGNTLM7K1ZI/Enclosure%201.pdf?t=UjR8bTRrZ2lpfDAB24oNX5yH-jmhtcdakyCK>.

- Sreekanth, D., Sivaramakrishna, D., Himabindu, V., Anjaneyulu, Y. 2009. Thermophilic treatment of bulk drug pharmaceutical industrial wastewaters by using hybrid up flow anaerobic sludge blanket reactor. *Bioresource Technology* 100, no.9(May): 2534-2539. <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/19135360>.
- Tchobanoglous, G. and Burton, F.L. 1991. Wastewater Engineering : Treatment, Disposal and Reuse. Metcalf & Eddy, Inc., New York.
- Torres-Castillo, R., Llabres-Luengo, P., Mata-Alvarez, J. 1995. Temperature effect on anaerobic digestion of bedding straw in a one phase system at different inoculum concentration. *Agriculture Ecosystems & Environment* 54, no.1(June): 55-56. <http://www.ingentaconnect.com/content/els/01678809/1995/00000054/00000001/art00592>.
- Xiangwen, S., Dangcong, P., Zhaohua, T., Xinghua, J. 2008. Treatment of brewery wastewater using anaerobic sequencing batch reactor (ASBR). *Bioresource Technology* 99, no.8(May): 3182-3186. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852407004701>.
- Zheng, Y., Pan, Z., Zhang, R., Hamed, M., Mashad, E., Pan, J., Jenkins, B.M. 2008. Anaerobic digestion of saline creeping wild ryegrass for biogas production and pretreatment of particleboard material. *Bioresource Technology* 100, no.4(February): 1582–1588. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852408007980>.
- Zhang, L., Du, L.Z., Cui, W.W., Zhang, K.Q. 2012. Influence of Inoculum to Substrate Ratio on Solid Acidogenic Digestion with Pig Manure and Maize Straw. *Advance Material Research* 518-523: 223-228. <http://www.scientific.net/AMR.518-523.223>.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

ผลปริมาณก๊าซชีวภาพจากชุดการศึกษาความสามารถในการผลิตก๊าซมีเทน (BMP)

ตารางภาคผนวก ก-1 ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 35°C

Day	Control		ISR=1.75	
	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)
0	0.00	0.00	0.00	0.00
1	10.00	26.51	19.93	34.07
2	6.73	38.55	21.50	45.33
3	3.90	42.74	17.38	49.63
4	3.73	47.61	14.27	50.56
5	2.90	49.76	12.33	50.56
6	3.10	50.76	14.50	51.88
7	2.57	51.02	13.57	52.88
8	2.83	51.54	12.80	52.67
9	2.50	51.67	11.10	55.40
10	2.40	52.03	6.33	55.40
11	2.10	52.24	7.67	55.40
12	2.07	52.85	5.00	55.40
13	1.90	53.02	3.70	55.40
14	1.60	53.66	3.37	55.40
15	1.57	54.26	3.10	55.40

ตารางภาคผนวก ก-2 ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 38°C

Day	Control		ISR=0.87		ISR=2.63	
	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1	7.73	29.62	29.43	12.24	19.80	35.93
2	7.07	39.38	42.59	18.27	21.97	46.16
3	5.40	45.84	48.89	25.39	36.20	49.79
4	4.50	50.73	52.26	34.77	15.73	49.31
5	4.23	51.42	50.78	34.80	13.37	48.79
6	3.93	52.33	52.04	31.06	12.07	49.03
7	3.67	52.71	51.67	26.88	9.67	52.21
8	3.47	53.40	51.35	24.75	7.70	53.29
9	3.27	53.75	53.87	21.22	6.50	53.23
10	2.73	54.22	53.42	18.70	6.13	54.33
11	2.52	54.58	52.36	12.76	5.60	54.13
12	2.13	54.22	52.14	9.99	4.93	54.56
13	2.07	54.78	52.29	6.88	3.74	54.47
14	2.10	54.22	51.65	6.40	3.97	54.22
15	1.97	54.72	52.46	5.02	3.13	54.01

ตารางภาคผนวก ก-3 ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 45°C

Day	Control		ISR=0.5		ISR=1.75		ISR=3	
	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1	36.58	35.97	42.02	37.90	54.33	40.65	50.00	38.80
2	25.67	46.23	41.32	45.96	52.87	47.87	45.35	48.70
3	16.07	50.00	40.85	46.73	58.80	49.89	42.75	50.32
4	14.95	51.72	42.22	29.92	42.13	50.01	36.45	53.53
5	10.09	52.43	47.16	26.12	55.63	54.35	34.65	54.08
6	8.60	52.54	49.07	25.24	28.97	52.91	19.25	53.84
7	7.30	53.16	52.15	30.89	16.70	51.80	12.15	54.04
8	6.53	54.80	57.75	39.84	12.70	53.84	10.15	54.00
9	6.10	54.90	60.37	33.87	11.33	54.05	8.80	54.87
10	5.83	54.72	56.26	25.97	10.13	54.97	8.30	53.95
11	4.77	55.91	57.18	18.09	8.40	54.35	7.15	54.76
12	3.73	56.03	55.71	10.83	7.57	54.42	6.70	54.45
13	3.17	55.07	57.22	9.57	6.57	53.63	5.10	54.94
14	2.90	55.07	57.26	9.28	6.20	54.50	4.70	54.10
15	2.60	55.07	55.97	8.73	5.47	54.97	4.25	54.22

ตารางภาคผนวก ก-4 ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 52°C

Day	Control		ISR=0.87		ISR=2.63	
	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1	10.33	14.56	16.28	3.17	14.67	18.62
2	14.67	20.70	25.65	8.57	26.23	23.05
3	12.53	24.03	34.14	10.49	18.95	28.74
4	8.60	21.20	32.37	9.12	17.65	28.84
5	5.63	31.27	31.15	8.64	15.08	32.52
6	3.33	32.96	39.43	9.25	12.05	37.32
7	3.55	35.37	40.77	8.29	10.85	35.51
8	3.17	39.28	49.33	9.27	10.03	42.73
9	3.13	42.25	54.11	9.65	9.12	48.54
10	2.95	46.94	54.16	8.78	7.97	52.27
11	2.68	51.35	53.08	7.00	6.07	52.40
12	2.20	52.42	52.26	5.96	4.67	51.53
13	1.80	52.33	52.61	4.40	3.30	52.36
14	1.60	52.37	53.14	3.06	3.07	52.54
15	1.10	52.66	53.28	2.57	2.23	52.23

ตารางภาคผนวก ก-5 ปริมาณก๊าซชีวภาพและสัดส่วนก๊าซมีเทน ณ อุณหภูมิ 55°C

Day	Control		ISR=1.75	
	Biogas (mL)	CH ₄ (%)	Biogas (mL)	CH ₄ (%)
0	0.00	0.00	0.00	0.00
1	19.50	10.84	13.49	3.71
2	5.10	12.36	14.66	3.28
3	2.87	13.22	13.34	2.12
4	1.83	13.22	19.60	3.02
5	1.72	13.22	22.28	3.80
6	1.43	20.15	18.38	2.98
7	2.80	20.15	24.46	3.15
8	3.53	20.15	25.28	2.79
9	2.77	35.17	25.28	2.53
10	1.33	35.17	25.28	2.27
11	1.13	35.17	31.33	2.68
12	0.82	35.17	34.23	2.45
13	0.58	35.17	42.78	2.55
14	0.33	35.17	43.88	2.85
15	0.13	35.17	46.87	2.41

ภาคผนวก ข

ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบบำบัดแบบASBR และ UASB

ตารางภาคผนวก ข-1 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และปริมาณก๊าซชีวภาพจากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB โดยใช้น้ำเสียจากอุตสาหกรรมยางพาราที่มีกร่วมกับกากสัดจัดจากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม

Day	Cake (%)	pH		VFA (mg/L as CH ₃ COOH)		Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)		COD (mg/L)		Sulfate (mg/L)		Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)	
		In	Eff.	In	Eff.	In	Eff.	In	Eff.	In	Eff.	ASBR	UASB	ASBR	UASB
0	0	5.06	-	2720	-	680	-	6314	-	1137	-	-	-	-	-
3		4.92	7.42	2960	2105	560	2168	5091	1552	1027	747	687	108	129	-
6		5.02	7.74	1567	1877	1967	795	6061	1503	987	687	602	180	243	-
9		4.99	7.42	1610	297	2167	3233	5091	1067	1127	537	507	309	392	-

* หมายเหตุ: In คือ น้ำเสียเข้าระบบ (Influent)
 Eff. คือ น้ำทิ้งจากระบบบำบัด (Effluent)
 A คือ ระบบบำบัด ASBR

#N/A คือ ไม่สามารถหาค่าได้
 - คือ ไม่ได้ทำการวิเคราะห์ตัวอย่าง
 U คือ ระบบบำบัด UASB

ตารางภาคผนวก ข-1 (ต่อ)

Day	Cake (%)	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			COD (mg/L)			Sulfate (mg/L)			Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)	
		In	Eff.	U	In	Eff.	A	U	In	Eff.	A	U	In	Eff.	A	U	ASBR	UASB	ASBR	UASB
0	0	5.06	-	-	3123	-	-	85	-	-	-	6314	-	-	-	-	-	-	-	-
3		4.92	7.42	7.84	2623	2105	2050	452	2168	2600	1115	5091	1552	747	687	108	129	-	-	
6		5.02	7.74	7.53	1567	1877	473	1967	795	887	1018	6061	1503	687	602	180	243	-	-	
9		4.99	7.42	7.84	1610	297	253	2167	3233	2367	1018	5091	1067	537	507	309	392	-	-	
12		4.94	7.55	8.87	1610	600	150	2167	2500	2350	608	4800	1280	577	457	426	735	-	-	
15		5.07	7.83	8.22	2035	245	110	1900	2300	2350	680	5968	1440	572	382	457	733	-	-	
18		5.09	7.42	8.85	1605	300	260	2150	3250	2400	824	5091	1115	517	377	404	638	-	-	
21		4.97	7.42	8.84	1863	320	243	2233	3167	2533	776	5333	970	512	352	305	504	-	-	
24		4.87	8.25	8.81	1230	440	175	1100	2450	2250	673	5794	972	587	437	358	472	-	-	
27		5.03	8.15	8.78	1950	600	550	1460	2300	1850	508	5079	863	552	387	325	526	-	-	
30		5.09	8.21	8.71	2150	540	750	1800	2750	2500	462	5385	974	537	417	286	448	76.17	86.73	
33		4.91	8.36	8.86	1325	550	200	950	2375	2400	569	5926	948	547	472	289	485	-	-	
36		4.99	8.52	8.97	1250	335	250	1100	2350	2350	585	5848	865	572	442	321	465	78.34	88.08	

ตารางภาคผนวก ข-1 (ต่อ)

Day	Cake (%)	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			COD (mg/L)			Sulfate (mg/L)			Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)	
		In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	A	U	ASBR	UASB	ASBR
39	0	5.02	8.46	9.27	1450	450	430	1000	2450	2250	5614	978	538	1063	663	563	314	448	-	-
42		4.94	8.73	9.06	1250	550	400	860	3070	2750	4749	936	655	1113	613	500	341	470	83.63	89.52
45	0.8	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	-	-
48		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	-	-
51		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	-	-
54		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	-	-
57		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	-	-
60		5.62	8.43	9.08	875	355	273	685	1643	1545	7356	864	828	1213	781	850	409	471	-	-
63		5.61	8.46	9.08	745	355	310	640	1580	1730	7448	772	621	1063	581	556	370	561	-	-
66		5.67	8.56	8.96	550	295	178	465	1670	1610	7126	791	501	1013	513	600	404	505	-	-
69		5.68	8.48	8.83	985	160	169	675	1650	1630	7556	782	711	981	230	356	438	824	-	-
72		5.69	8.38	9.03	1005	148	178	800	1815	1480	9536	956	853	1413	575	623	351	537	-	-
75		5.69	8.37	8.57	980	205	133	750	1815	1615	8832	922	755	1288	456	580	375	492	-	-

ตารางภาคผนวก ข-1 (ต่อ)

Day	Cake (%)	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			COD (mg/L)			Sulfate (mg/L)			Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)	
		In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	ASBR	UASB	ASBR	UASB
78	0.8	5.54	8.25	8.51	970	225	143	840	1865	1670	9376	1050	832	1488	481	585	402	511	-	-
81		5.61	8.18	8.64	895	235	106	855	1870	1690	8985	1182	923	1425	544	468	473	609	-	-
84		5.54	8.12	8.66	962	175	104	1030	1720	1855	8567	1033	907	1538	756	597	557	803	-	-
87		5.53	8.15	8.58	935	240	115	845	1835	1665	10961	1260	1172	2338	781	1190	502	985	-	-
90		5.64	8.05	8.49	886	205	121	775	1795	1575	10709	1361	1159	2188	855	1345	607	937	-	-
93		5.55	8.23	8.16	862	230	100	735	1430	1440	10647	1655	1554	2763	1094	1588	604	985	-	-
96		5.44	8.15	8.49	1040	270	200	760	1620	1460	10878	1424	1194	1975	906	995	630	901	-	-
99		5.49	8.17	8.27	1490	220	100	950	1800	1500	10676	1338	1151	2488	869	1119	592	937	-	-
102		5.49	8.11	8.35	880	229	115	660	1725	1275	10079	1348	1184	2088	925	1025	604	902	66.77	78.35
105		5.47	7.99	8.33	864	196	147	715	1581	1630	9008	1260	1146	2588	888	1194	602	1023	-	-
108		5.47	8.32	8.44	852	184	130	620	1675	1820	9984	1365	1188	2388	944	1056	551	937	-	-
111		5.46	8.31	8.64	1230	200	155	865	2150	2075	9921	1295	1248	2438	913	806	657	915	75.48	76.66
114		5.41	8.27	8.53	1200	150	158	835	2440	1940	9731	1248	1216	2663	1119	1194	632	987	-	-

ตารางภาคผนวก ข-1 (ต่อ)

Day	Cake (%)	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			COD (mg/L)			Sulfate (mg/L)			Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)	
		In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	ASBR	UASB	ASBR	UASB
117	0.8	5.39	8.35	8.58	1280	230	178	835	2520	2325	9984	1185	1074	2413	806	913	602	921	71.22	82.24
120	1.6	5.15	8.35	8.55	2052	160	29	875	1925	1625	14531	2076	1357	2188	769	906	765	1174	-	-
123		5.23	8.33	8.55	1917	171	128	883	2667	2027	12272	2641	1429	2075	931	1019	565	807	-	-
126		5.13	8.33	8.09	1710	230	117	845	1917	1617	12914	2413	1524	2288	813	919	565	613	-	-
129		5.15	8.35	8.55	2113	162	102	910	1397	2773	12758	2039	1046	2063	419	894	598	574	-	-
132		5.22	8.28	8.23	2233	231	147	987	1867	1403	12026	1359	1098	2388	500	706	564	710	-	-
135		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A
138		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A
141		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A
144		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A
147		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A
150		#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A
117		5.39	8.35	8.58	1280	230	178	835	2520	2325	9984	1185	1074	2413	806	913	602	921	71.22	82.24

ตารางภาคผนวก ข-1 (ต่อ)

Day	Cake (%)	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			COD (mg/L)			Sulfate (mg/L)			Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)	
		In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	A	U	ASBR	UASB	ASBR
153	1.6	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	#N/A	-	-
156		5.23	7.69	8.63	1285	314	111	825	2570	2135	11712	1446	1120	1663	553	294	585	471	-	-
159		5.21	7.82	8.55	1410	353	119	880	2530	1930	11648	1190	966	1838	353	369	805	638	-	-
162		5.30	7.77	8.43	1670	377	151	1030	2540	1800	10098	1443	997	1788	656	881	907	738	-	-
165		5.31	7.91	8.63	1664	259	309	1000	1225	1470	12383	1920	870	2100	423	750	985	838	-	-
168		5.23	7.78	8.33	1035	282	127	780	2540	1750	10909	2274	939	1675	418	406	1141	910	-	-
171		5.32	7.95	8.36	1495	267	342	880	1670	1580	9467	1973	787	1813	528	906	1075	1105	-	-
174		5.31	7.84	8.47	2135	240	287	1080	2150	1430	11513	2449	925	1738	418	738	1141	977	-	-
177		5.33	7.74	8.31	2246	267	230	1190	1860	1280	11687	2157	1127	1838	595	806	1040	883	-	-
180		5.28	7.90	8.37	1943	270	256	880	1920	1655	10357	1800	1186	2038	460	706	1078	843	-	-
183		5.26	7.76	8.32	2310	188	130	1220	2430	1670	11262	1895	1056	2313	453	725	1063	804	-	-
186		5.31	7.72	8.32	1957	220	161	1210	1720	1260	11883	2268	971	2113	578	781	1024	777	-	-
189		5.30	7.90	8.34	1833	190	170	910	2420	1650	11346	2154	1015	1788	522	781	1139	824	-	-

ตารางภาคผนวก ข-1 (ต่อ)

Day	Cake (%)	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			COD (mg/L)			Sulfate (mg/L)			Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)	
		In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	ASBR	UASB	ASBR	UASB
192	1.6	5.22	7.84	8.47	1740	240	164	880	2150	2000	12194	2175	1087	2850	641	553	1093	793	-	-
195		5.27	7.92	8.40	1440	220	190	680	2450	2600	11513	2115	925	3088	516	584	1064	840	-	-
198		5.12	7.84	8.47	1535	240	203	880	2150	2820	11513	1586	925	2600	418	406	1050	757	-	-
201		5.28	7.85	8.39	1860	244	156	1000	2640	3050	11096	1670	842	2538	443	669	972	804	-	-
204		5.31	7.89	8.46	1710	253	130	900	2600	3250	12383	1837	932	3175	473	719	1050	787	-	-
207		5.29	7.75	8.39	1840	220	137	1030	2840	3210	11687	1642	696	2788	485	550	1022	697	71.76	68.38
210		5.22	7.86	8.50	1775	245	105	880	2550	3400	11162	1402	1013	3088	548	613	1054	658	-	-
213		5.25	7.83	8.43	1570	283	131	820	2680	3080	12038	1219	884	2913	533	669	995	736	71.69	68.12
216		5.25	7.83	8.53	1460	283	136	820	2907	2985	12000	1200	954	3063	568	594	1058	665	-	-
219		5.25	7.92	8.60	1550	247	134	778	2867	3064	12038	1265	1082	2813	573	638	989	710	71.28	66.14
222	2.4	5.55	8.03	8.17	1910	236	113	1270	2440	2470	14000	2000	1429	2863	748	1506	515	255	-	-
225		5.60	7.48	8.21	1480	265	275	1200	2360	1980	13725	2588	1255	2463	488	531	771	308	-	-
228		5.62	7.25	8.24	1830	305	188	1280	2750	2063	14545	2182	1000	2763	781	881	940	473	-	-

ตารางภาคผนวก ข-1 (ต่อ)

Day	Cake (%)	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			COD (mg/L)			Sulfate (mg/L)			Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)	
		In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	In	Eff.	U	ASBR	UASB	ASBR	UASB
231	2.4	5.73	7.53	8.23	1835	267	145	1660	2150	2688	15619	2190	952	2688	716	944	1095	382	-	-
234		5.59	7.34	8.30	1862	274	127	1080	2200	2680	14857	2095	1448	2813	668	1319	1307	505	-	-
237		5.78	7.42	8.25	2370	271	106	1070	2270	2250	15407	2296	1407	3063	673	994	1218	572	-	-
240		5.64	7.36	8.28	2025	263	115	1470	1930	2680	15870	2992	1366	2463	618	1031	1041	505	-	-
243		5.58	7.51	8.31	1680	275	110	1300	2650	1850	14179	2992	1431	3063	528	1213	1205	405	-	-
246		5.66	7.45	8.43	1705	259	114	820	3070	2440	15740	2244	1268	3150	623	1119	1189	381	-	-
249		5.45	7.39	8.36	1320	282	117	680	2890	2840	14959	1561	976	3075	573	919	1048	329	-	-
252		5.63	7.55	8.30	1645	320	117	970	2702	2010	14222	1778	963	2913	568	981	1083	243	-	-
255		5.49	7.40	8.36	2045	277	108	1020	3070	2320	14297	1680	1094	2838	550	1006	973	271	-	-
258		5.58	7.34	8.26	2240	295	100	1140	3330	2830	13984	2070	1484	2988	568	1156	1138	271	65.11	50.23
261		5.61	7.35	8.33	2235	306	110	1665	2460	2581	14667	963	593	2850	518	931	1048	329	-	-
264		5.52	7.30	8.43	2074	327	100	1556	2427	2655	14370	2000	741	2638	495	1119	1105	295	64.11	48.34
267		5.45	7.32	8.33	2105	259	96	1735	2295	2183	15636	1909	818	2763	533	1156	1078	284	-	-

ตารางภาคผนวก ข-1 (ต่อ)

Day	Cake (%)	pH		VFA (mg/L as CH ₃ COOH)		Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)		COD (mg/L)		Sulfate (mg/L)		Biogas Production (mL)		CH ₄ (%)				
		In	Eff.	In	Eff.	In	Eff.	In	Eff.	In	Eff.	ASBR	UASB	ASBR	UASB			
270	2.4	5.52	7.32	2481	381	108	2655	2250	14400	1422	711	3038	448	881	1140	281	65.44	50.07

ภาคผนวก ก
ผลการวิเคราะห์ข้อมูลทางสถิติ

ตารางภาคผนวก ก-1 ผลการจับกลุ่มค่าเฉลี่ยสัดส่วนก๊าซมีเทนที่ได้จากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ

Decanter cake (%)	Subset for alpha = 0.05				
	1	2	3	4	5
0% in ASBR		0.1033	0.1033		
0.8% in ASBR			0.0867	0.0867	
1.6% in ASBR		0.1167			
2.4% in ASBR		0.1033	0.1033		
0% in UASB	0.1533				
0.8% in UASB	0.1433				
1.6% in UASB				0.767	
2.4% in UASB					0.0200

ตารางภาคผนวก ก-2 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยปริมาณ Biogas yield (L/gCOD_{removed}) ที่ได้จากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ

Decanter cake (%)	Subset for alpha = 0.05				
	1	2	3	4	5
0% in ASBR			0.1300	0.1300	
0.8% in ASBR			0.1267	0.1267	
1.6% in ASBR	0.1633	0.1633			
2.4% in ASBR		0.1500	0.1500		
0% in UASB	0.1667	0.1667			
0.8% in UASB	0.1867				
1.6% in UASB				0.1067	
2.4% in UASB					0.0367

ตารางภาคผนวก ก-3 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยปริมาณ Biogas yield (L/Lwastewater) ที่ได้จากการเดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ

Decanter cake (%)	Subset for alpha = 0.05						
	1	2	3	4	5	6	7
0% in ASBR							0.5667
0.8% in ASBR					1.0967		
1.6% in ASBR		1.7633					
2.4% in ASBR							
0% in UASB						0.8033	
0.8% in UASB			1.6367				
1.6% in UASB				1.2267			
2.4% in UASB	1.9233						0.4967

ตารางภาคผนวก ค-4 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยปริมาณ Methane yield (L/gCOD_{removed}) ที่ได้จากการ
เดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ

Decanter cake (%)	Subset for alpha = 0.05				
	1	2	3	4	5
0% in ASBR		0.1033	0.1033		
0.8% in ASBR			0.0867	0.0867	
1.6% in ASBR		0.1167			
2.4% in ASBR		0.1033	0.1033		
0% in UASB	0.1533				
0.8% in UASB	0.1433				
1.6% in UASB				0.0767	
2.4% in UASB					0.0200

ตารางภาคผนวก ค-5 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยปริมาณ Methane yield (L/Lwastewater) ที่ได้จากการ
เดินระบบบำบัดแบบ ASBR และ UASB ที่สัดส่วนผสมกากสลัดจ์ต่างๆ

Decanter cake (%)	Subset for alpha = 0.05				
	1	2	3	4	5
0% in ASBR				0.4400	
0.8% in ASBR		0.7700	0.0700		
1.6% in ASBR	1.2500				
2.4% in ASBR	1.2733				
0% in UASB			0.7067		
0.8% in UASB	1.2567				
1.6% in UASB		0.8400			
2.4% in UASB					0.2433

ภาคผนวก ง
การประเมินอัตราการไหลขึ้นของน้ำเสียในระบบ UASB
และเวลากักเก็บตะกอนของระบบ ASBR

ในการผลิตก๊าซชีวภาพ การออกแบบระบบเป็นสิ่งสำคัญที่ควรพิจารณา เนื่องจาก หากออกแบบระบบผิดพลาดส่งผลให้การผลิตก๊าซชีวภาพไม่ดี มีตัวแปรต่างๆ ที่ควรพิจารณาดังนี้

- ความสูงของระดับน้ำในถังปฏิกรณ์ การทดลองนี้มีการกำหนดปริมาตรที่ใช้ทดลอง 2.3 L มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 5.4 cm. สามารถคำนวณความสูงของระดับน้ำในถังได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{ความสูงของระดับน้ำ, m (H}_L) &= \frac{\text{ปริมาตรของเหลว, m}^3 (V_L)}{\text{พื้นที่หน้าตัด, m}^2 (A)} \\ H_L &= \frac{(0.0023 \text{ m}^3)}{((3.14) \cdot (0.054)^2)} \\ &= 1 \text{ m.} \end{aligned}$$

ดังนั้นระบบบำบัดควรมีความสูงของระดับน้ำ 1 m

- อัตราการไหลของน้ำ (Flow Rate, Q)
- ระยะเวลาที่กักเก็บน้ำ (Hydraulic Retention Time, HRT) มีค่าเท่ากับ

$$\text{HRT (d)} = \frac{\text{ปริมาตรถัง (m}^3\text{)}}{\text{Q (m}^3\text{/d)}}$$

ในการทดลองนี้มีขนาดถังปฏิกรณ์ 2.3 L (0.0023 m³) และมี HRT = 4 days ดังนั้นระบบมีอัตราการไหลของน้ำเสีย

$$\begin{aligned} Q &= \frac{0.0023 \text{ m}^3}{4 \text{ d}} \\ &= 0.000575 \text{ m}^3\text{/d} \end{aligned}$$

- COD loading น้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นเมื่อผสมร่วมกับ DC มีค่า COD สูงสุด 15,000 mg/L คิดเป็นปริมาณ COD loading ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{COD loading} &= \frac{\text{COD, mg/L} \times \text{อัตราการไหลของน้ำ, L/d (Q)}}{\text{ปริมาตรน้ำ, L (V)}} \\ &= \frac{(15,000 \text{ mg/L} \times 0.575 \text{ L/d})}{2.3 \text{ L}} \end{aligned}$$

$$= 3,750 \text{ mg/L.d}$$

$$= 3.75 \text{ kgCOD/m}^3.\text{d}$$

ระบบบำบัดมีปริมาณ COD loading เท่ากับ $3.75 \text{ kgCOD/m}^3.\text{d}$ มีค่าอยู่ในช่วงแนะนำที่ $4-8 \text{ kgCOD/m}^3.\text{d}$

- ความเร็วน้ำไหลขึ้น (upflow velocity) เป็นค่าที่ใช้ควบคุมการทำงานของถังปฏิกรณ์ที่มีลักษณะการไหลของน้ำแบบไหลขึ้น หมายถึงปริมาตรของน้ำที่ไหลผ่านหน้าตัดของถังปฏิกรณ์ ซึ่งในการเดินระบบครั้งนี้ได้กำหนดให้ระบบมีระยะเวลาพักเก็บ 4 days ส่งผลให้มีปริมาณน้ำเสียเข้าระบบ 0.575 L/d สามารถคำนวณหา upflow velocity ได้ดังนี้

$$\text{Upflow velocity} = \frac{\text{อัตราไหลของน้ำเข้า, m}^3/\text{h (Q)}}{\text{พื้นที่หน้าตัดของถัง, m}^2 \text{ (A)}}$$

$$= \frac{0.575 \text{ L/d}}{(3.14) \times (0.054)^2}$$

$$= 251.19 \text{ L/h}$$

$$= 0.01 \text{ m/h}$$

ดังนั้นระบบบำบัดมีค่า upflow velocity ที่ใช้คือ 0.01 m/h ซึ่งต่ำกว่าค่าแนะนำที่ $1.0-1.25 \text{ m/h}$ สำหรับน้ำเสียที่มี COD ละลายน้อย (Metcalf and Eddy, 2004) ในการทดลองนี้ได้ออกแบบระบบบำบัดที่มีความสูงของถังปฏิกรณ์เหมาะสมกับปริมาตรที่ใช้ทดลอง แต่เนื่องจากการปรับระยะเวลาพักเก็บเป็น 4 day เพื่อให้สอดคล้องกับระบบที่ใช้งานจริง จึงส่งผลให้ upflow velocity ต่ำกว่าค่าแนะนำ

- ระยะเวลาพักตะกอน (Solid Retention Time, SRT) ในถังปฏิกรณ์แบบกวนสมบูรณ์ ระยะเวลาพักเก็บตะกอนเท่ากับเวลาพักเก็บน้ำ สำหรับระบบบำบัด ASBR นั้น ค่า SRT สามารถคำนวณได้จาก

$$\text{SRT} = \frac{\text{ปริมาณตะกอนในถัง}}{\text{ปริมาณตะกอนที่สูญเสียไป}} \times \text{HRT}$$

ในการทดลองนี้ทำการควบคุม SRT โดยการควบคุมระดับความสูงของชั้นตะกอนในระบบที่ 30% ของความสูงปริมาตรน้ำในระบบ สำหรับระบบ ASBR นั้นสิ่งสำคัญในการเดินระบบคือ ความเร็วในการตกตะกอนของสลัดจ์ในช่วงที่ทำให้เกิดการตกตะกอน ก่อนที่จะมีการถ่ายตะกอนออก โดยเวลาในการตกตะกอนที่เหมาะสมคือ 30 min ช่วงแรกของการเดินระบบนั้นจุลินทรีย์ยังมีความหนาแน่นไม่สูงพอจึงเกิดปัญหาการชะล้างจุลินทรีย์ออกจากระบบ

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล	นางสาวจิราพร ศิริวัฒน์	
รหัสประจำตัวนักศึกษา	5110120103	
วุฒิการศึกษา		
วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา
วิทยาศาสตรบัณฑิต (วิทยาศาสตร်พอลิเมอร์)	มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์	2551

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

จิราพร ศิริวัฒน์และสุเมธ ไชยประพัทธ์. 2554. การผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานน้ำยางชั้นร่วมกับกากสัดจ์จากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม. เอกสารประกอบการประชุมวิชาการสิ่งแวดล้อมแห่งชาติครั้งที่ 10. ณ โรงแรมบีพี สมิหลาบีช จังหวัดสงขลา ระหว่างวันที่ 23-25 มีนาคม 2554.