



ใบรับรองวิทยานิพนธ์

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม)

ปริญญา

วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

สาขา

วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

ภาควิชา

เรื่อง การผลิตก๊าซชีวภาพจากกระบวนการหมักแบบไร้อากาศโดยใช้น้ำเสียของโรงงานผลิตแป้ง
มันสำปะหลังแปรรูป

Biogas Production Using Anaerobic Process from Wastewater of Modified Starch
Production Plant

นามผู้วิจัย นางสาวเกื้อกุล บุญยี่

ได้พิจารณาเห็นชอบโดย

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์มงคล ดำรงค์ศรี, Dr.Ing.)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์จิมมา ศรีลัมพ์, Ph.D.)

หัวหน้าภาควิชา

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์มงคล ดำรงค์ศรี, Dr.Ing.)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์รับรองแล้ว

(รองศาสตราจารย์กัญญา ชีระกุล, D.Agr.)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

วันที่..... เดือน..... พ.ศ.....

วิทยานิพนธ์

เรื่อง

การผลิตก๊าซชีวภาพจากกระบวนการหมักแบบไร้อากาศโดยใช้น้ำเสียของโรงงานผลิตแป้งมัน
สำปะหลังแปรรูป

Biogas Production Using Anaerobic Process from Wastewater of Modified Starch
Production Plant

โดย

นางสาวเกื้อกุล บุญยี่

เสนอ

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

เพื่อความสมบูรณ์แห่งปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม)

พ.ศ. 2552

เกื้อกูล บุญยี่ 2552: การผลิตก๊าซชีวภาพจากกระบวนการหมักแบบไร้อากาศโดยใช้น้ำเสียของโรงงานผลิตแป้งมันสำปะหลังแปรรูป ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม) สาขาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ผู้ช่วยศาสตราจารย์มงคล คำรงค์ศรี, Dr.Ing.
118 หน้า

งานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อศึกษากระบวนการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ ให้มีประสิทธิภาพดียิ่งขึ้น โดยมีน้ำเสียจากโรงงานแป้งมันสำปะหลังแปรรูปเป็นกรณีศึกษา ซึ่งมีค่า COD ประมาณ 4,400 mg/l และปริมาณคลอไรด์สูง คือ 7,250 mg/l โดยใช้ถังปฏิกริยาแบบกวนสมบูรณ์ ขนาด 10 ลิตร โดยกำหนดอัตราการระบรทุกของระบบให้มีค่า 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.0 kg COD/m³.day ซึ่งอัตราการระบรทุกของระบบจะถูกควบคุมด้วยอัตราการไหลที่ 0.82, 1.22, 1.64 และ 2.05 ลิตรต่อวัน ระยะเวลาเก็บกักน้ำเสีย 4.4, 5.5, 7.4 และ 11 day

จากการวิจัยครั้งนี้พบว่า ที่อัตราการระบรทุก 0.4, 0.59, 0.80 และ 1.0 kg COD/m³.day สามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ 0.54, 0.55, 0.47 และ 0.52 m³/kg COD ที่ถูกกำจัดตามลำดับ (ที่ความดันบรรยากาศและอุณหภูมิห้อง) โดยมีอัตราส่วนก๊าซมีเทนร้อยละ 70, 62, 41 และ 34 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ในระบบ ร้อยละ 89, 73, 66 และ 62 และมีค่าไออาร์พี -421, -416, -409 และ -404 ตามลำดับ

Kuakool Boonyee 2009: Biogas Production Using Anaerobic Process from Wastewater of Modified Starch Production Plant. Master of Engineering (Environmental Engineering), Major Field: Environmental Engineering, Department of Environmental Engineering. Thesis Advisor: Assistant Professor Mongkol Damrongsri, Dr.Ing 118 pages.

According to the energy crisis that affected is the world economic problems and directly to Thailand industry, therefore the research for energy development is mush were important, the purpose of this research is to find out the appropriated condition for biogas production using complete-mix anaerobic digester for modified starch wastewater. The study use reactor volume 13 lit, influent COD 4,400 mg/l and high chloride at 7,250 mg/l varied the Organic Loading Rate (OLR) at 0.40, 0.59, 0.8 and 1.0 kg COD/m³.day. The OLR were controlled by influent flow rate at 0.82, 1.22, 1.64 and 2.05 l/day hydraulic retention time (HRT) at 4.4, 5.5, 7.4 and 11 day.

The result study in non pH controlling contain indicated that the biogas production occurred at OLR 0.4 kg COD/m³.day which produced biogas of 0.54, 0.55, 0.47 and 0.52 m³/kg COD removal respectively, at Standard Atmospheric Pressure and room temperature. The biogas contained 70, 62, 41 and 34 methane. The COD removal efficiency for this condition was 89%, 73%, 66% and 62%. The ORP are -421, -416, -409 and -404 mV respectively.

Student's signature

Thesis Advisor's signature

____ / ____ / ____

กิตติกรรมประกาศ

ข้าพเจ้าขอขอบคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์มงคล ดำรงค์ศรี อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก ที่ได้กรุณาให้คำแนะนำการวางแผนการทดลอง และให้ความช่วยเหลือเพื่อเครื่องมือและสารเคมี ในการทำวิทยานิพนธ์ ตลอดจนแนะนำการวิเคราะห์ข้อมูลและตรวจสอบความเรียบร้อยของการทำวิทยานิพนธ์ และขอขอบคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์จิมา ศรีลัมพ์ ที่ปรึกษาร่วม ที่กรุณาให้คำแนะนำการตรวจสอบความเรียบร้อยของวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณ บริษัท สยามโมดิฟายสตาร์ช จำกัด และ บริษัท สยาม ควอลิตี้ สตาร์ช จำกัด ที่เอื้อเฟื้อข้อมูล ตัวอย่างน้ำเสีย และตัวอย่างตะกอน คุณกาญจนา ทวยเวียง นักวิทยาศาสตร์ประจำภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ที่ช่วยแนะนำการปฏิบัติการในห้องทดลอง คุณปรัชญา จันทร์ศักดิ์ เจ้าหน้าที่วิจัยประจำภาควิชาสิ่งแวดล้อม ได้ให้ความช่วยเหลือในด้านช่างเทคนิค ตลอดการวิจัย

ขอขอบคุณบัณฑิตวิทยาลัยที่เอื้อเฟื้อทุนในการวิจัย ขอขอบคุณบิดามารดา ที่คอยสนับสนุนทั้งทุนและกำลังใจมาโดยตลอด ขอขอบคุณเพื่อน ๆ ทุกคนที่มอบกำลังใจและให้คำปรึกษาตลอดจนความช่วยเหลือ ในการแก้ปัญหาต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นตลอดการวิจัย

เกื้อกูล บุญยี่
กุมภาพันธ์ 2552

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(1)
สารบัญตาราง	(2)
สารบัญภาพ	(4)
คำนำ	1
วัตถุประสงค์	3
การตรวจเอกสาร	4
อุปกรณ์และวิธีการ	46
อุปกรณ์	46
วิธีการ	49
ผลและวิจารณ์	54
สรุปและข้อเสนอแนะ	86
สรุป	86
ข้อเสนอแนะ	89
เอกสารและสิ่งอ้างอิง	90
ภาคผนวก	93
ภาคผนวก ก ผลการทดลอง	94
ภาคผนวก ข อุปกรณ์การทดลอง	111
ประวัติการศึกษา และการทำงาน	118

สารบัญตาราง

ตารางที่		หน้า
1	ค่าสัมประสิทธิ์การเพิ่มขึ้นของเซลล์แบคทีเรียและอัตราการย่อยสลายตัวของแบคทีเรียในช่วงเอน โอจินัส สำหรับแบคทีเรียในถังหมักแบบไร้อากาศ	12
2	ความเข้มข้นของอออนบวกที่กระตุ้นและยับยั้งปฏิกิริยา	18
3	การเพิ่มความเป็นพิษของอออนแต่ละชนิด	19
4	การลดความเป็นพิษของอออนแต่ละชนิด	19
5	โลหะหนักที่พบในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ	21
6	ความเข้มข้นของโลหะหนักที่สามารถยับยั้งการทำงานของระบบบำบัดแบบไร้อากาศ	21
7	การสะสมของโลหะหนักในระบบถังหมักแบบไร้อากาศ	22
8	ระดับความเป็นพิษของแอมโมเนียอออน	23
9	ค่า ΔG° ในการรีดิวซ์ซัลเฟตและสร้างมีเทน	24
10	การเปรียบเทียบกระบวนการบำบัดน้ำเสียไร้อากาศแบบต่าง ๆ	29
11	ค่าตัวแปรสำหรับการคำนวณกระบวนการย่อยสลายแอนแอโรบิก แบบอัตราปกติ และแบบอัตราสูง	43
12	คุณสมบัติทางกายภาพและเคมีของก๊าซมีเทน	45
13	แสดงพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ใช้ควบคุมระบบ	50
14	คุณสมบัติน้ำเสียที่ใช้ในการศึกษา	54
15	คุณสมบัติของตะกอนที่ใช้ในการศึกษา	55
16	สมการเชิงแสดงแนวโน้มการลดลงของค่า pH ที่เกิดขึ้นในระบบเมื่อ OLR แตกต่างกัน	57
17	สมการแสดงแนวโน้มค่า COD_{eff} ที่ค่า OLR แตกต่างกัน	63
18	ค่า ORP ของปฏิกิริยาประเภทต่าง ๆ	69

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางผนวกที่		หน้า
ก1	แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิริยาที่ OLR = 0.40 kg/m ³ -day (การทดลองส่วนที่ 1)	95
ก2	แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิริยาที่ OLR = 0.59 kg/m ³ (การทดลองส่วนที่ 1)	97
ก3	แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิริยาที่ OLR = 0.80 kg/m ³ (การทดลองส่วนที่ 1)	99
ก4	แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิริยาที่ OLR = 1.00 kg/m ³ (การทดลองส่วนที่ 1)	101
ก5	แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิริยาที่ OLR = 0.40 kg/m ³ -day (การทดลองส่วนที่ 2)	103
ก6	แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิริยาที่ OLR = 0.59 kg/m ³ (การทดลองส่วนที่ 2)	105
ก7	แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิริยาที่ OLR = 0.80 kg/m ³ (การทดลองส่วนที่ 2)	107
ก8	แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิริยาที่ OLR = 1.00 kg/m ³ (การทดลองส่วนที่ 2)	109

สารบัญภาพ

ภาพที่		หน้า
1	ขั้นตอนการเกิดกระบวนการหมักย่อยแบบไร้อากาศและการเกิดก๊าซชีวภาพ	6
2	รูปแบบของระบบบำบัดแบบไร้อากาศแบบต่างๆ	29
3	ถังย่อยชนิดอัตราต่ำ	30
4	ถังย่อยแบบอัตราสูง	31
5	ถังย่อยแบบอัตราสูงที่มีการแยกตะกอน	31
6	ระบบถังย่อยแบบสัมผัส	32
7	ระบบถังย่อยแบบแยกเชื้อ	33
8	ระบบเครื่องกรองไร้อากาศ	34
9	ระบบชั้นลอยตัวแบบไร้อากาศ (AFB)	35
10	ระบบยูเอเอสบี	36
11	ภาพตัดขวางของถังหมักแบบ EGSB	37
12	Flow Diagram ของระบบบำบัดน้ำเสียซึ่งใช้ถังหมัก EGSB	38
13	ระบบ Anaerobic Rotating Biological Reactor	39
14	ระบบถังปฏิกริยาที่ใช้ออกใช้ในการวิจัย	47
15	ก) ถังปฏิกริยาเมื่อให้ความร้อนจากหลอดไฟ 100 วัตต์ จำนวน 4 หลอด ข) ถังเก็บก๊าซ และจุดเก็บก๊าซเพื่อนำไปวิเคราะห์ ค) ถังปฏิกริยา 4 ถัง	48
16	แผนการทดลองในส่วนที่ 1 ไม่มีการควบคุม pH	52
17	แผนการทดลองในส่วนที่ 2 เมื่อมีการควบคุมค่า pH	53
18	กราฟเปรียบเทียบค่า pH ที่เกิดขึ้นในระบบเมื่อ OLR แตกต่างกัน	56
19	กราฟแสดงปริมาณ VFA ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน	58
20	กราฟแสดงปริมาณ Alkalinity ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน	59

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
21	กราฟแสดงปริมาณ VFA/Alkalinity ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน	61
22	กราฟแสดงปริมาณ COD _{eff} ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน	62
23	กราฟแสดงปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบที่ OLR แตกต่างกัน	64
24	กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH ₄ :CO ₂ :etc ของถังปฏิกริยา OLR = 0.40 kg/m ³ .day	65
25	กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH ₄ :CO ₂ :etc ของถังปฏิกริยา OLR = 0.59 kg/m ³ .day	66
26	กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH ₄ :CO ₂ :etc ของถังปฏิกริยา OLR = 0.80 kg/m ³ .day	66
27	กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH ₄ :CO ₂ :etc ของถังปฏิกริยา OLR = 1.00 kg/m ³ .day	67
28	กราฟเปรียบเทียบค่า ORL ในระบบที่ OLR แตกต่างกัน	68
29	กราฟแสดงปริมาณของแข็งแขวนลอยที่ออกจากระบบที่ OLR แตกต่างกัน	70
30	กราฟเปรียบเทียบค่า pH ที่เกิดขึ้นในระบบเมื่อ OLR แตกต่างกัน ในสภาวะควบคุม pH > 6.8	71
31	กราฟแสดงปริมาณ VFA ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน ในสภาวะควบคุม pH > 6.8	72
32	กราฟแสดงปริมาณ Alkalinity ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน ในสภาวะควบคุม pH > 6.8	73
33	กราฟแสดงปริมาณ VFA/Alkalinity ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน ในสภาวะควบคุม pH > 6.8	74
34	กราฟแสดงปริมาณ COD _{eff} ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน ในสภาวะควบคุม pH > 6.8	75

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่		หน้า
35	กราฟแสดงปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบที่ OLR แตกต่างกันใน สภาวะควบคุม pH > 6.8	76
36	กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH ₄ :CO ₂ :etc ของถังปฏิกริยา OLR = 0.40 kg/m ³ .day ในสภาวะควบคุม pH > 6.	77
37	กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH ₄ :CO ₂ :etc ของถังปฏิกริยา OLR = 0.59 kg/m ³ .day ในสภาวะควบคุม pH > 6.	77
38	กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH ₄ :CO ₂ :etc ของถังปฏิกริยา OLR = 0.80 kg/m ³ .day ในสภาวะควบคุม pH > 6.	78
39	กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH ₄ :CO ₂ :etc ของถังปฏิกริยา OLR = 1.00 kg/m ³ .day ในสภาวะควบคุม pH > 6.	78
40	กราฟแสดงปริมาณก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove กับก๊าซที่เกิดขึ้น จริงของถังปฏิกริยา OLR = 0.40 kg/m ³ .day ในสภาวะควบคุม pH > 6.	79
41	กราฟแสดงปริมาณก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove กับก๊าซที่เกิดขึ้น จริงของถังปฏิกริยา OLR = 0.59 kg/m ³ .day ในสภาวะควบคุม pH > 6.	80
42	กราฟแสดงปริมาณก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove กับก๊าซที่เกิดขึ้น จริงของถังปฏิกริยา OLR = 0.80 kg/m ³ .day ในสภาวะควบคุม pH > 6.	80
43	กราฟแสดงปริมาณก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove กับก๊าซที่เกิดขึ้น จริงของถังปฏิกริยา OLR = 1.00 kg/m ³ .day ในสภาวะควบคุม pH > 6.	81
44	กราฟแสดงสัดส่วนก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนของ OLR ที่แตกต่างกัน ในสภาวะควบคุม pH > 6.	82
45	กราฟเปรียบเทียบค่า ORL ในระบบที่ OLR แตกต่างกัน ในสภาวะควบคุม pH > 6.	83
50	กราฟแสดงปริมาณของแข็งแขวนลอยที่ออกจากระบบที่ OLR แตกต่างกันใน สภาวะควบคุม pH > 6.	84

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพผนวกที่	หน้า
ข1 ถึงปฏิกิริยาก่อนทำการเสริมฉนวนกันความร้อน	112
ข2 ถึงปฏิกิริยาหลังจากการเสริมฉนวนกันความร้อน	112
ข3 ก) ใบพัดควมผสมภายในถึงปฏิกิริยา ข) มอเตอร์ใบพัด ค) แผงควบคุมใบพัด	113
ข4 ก) ถึงปฏิกิริยาหลังจากที่ติดตั้งแผ่นฉนวนความร้อน ข) ติดตั้ง หลอดไฟขนาด 100 วัตต์ จำนวน 2 หลอด เพื่อให้ความร้อน ค) การคลุมผ้าใบป้องกันกันไม่ให้ความร้อนออกมา	114
ข5 ชุดอุปกรณ์เก็บตัวอย่างก๊าซ	115
ข6 กล้องวัดปริมาตรก๊าซ	116
ข7 เคาเตอร์นับการพลิกของกล้องก๊าซ	116
ข8 รายละเอียดของกล้องวัดปริมาตรก๊าซ	123

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

BOD	=	Biochemical Oxygen Demand
Cl ⁻	=	Chloride หรือ คลอไรด์
COD	=	Chemical Oxygen Demand
CO ₂	=	Carbon dioxide
CH ₃ COOH	=	Acetic Acid หรือ กรดอะซิติก
CH ₄	=	Methane
F/M ratio	=	Food to Microorganisms Rate หรือ อัตราส่วนอาหารกับแบคทีเรีย
HRT	=	Hydraulic Retention Time หรือ ระยะเวลาที่กักเก็บน้ำ
MLSS	=	Mixed Liquor Suspended Solids
MLVSS	=	Mixed Liquor Volatile Suspended Solids
mV	=	มิลลิโวลต์
ORP	=	ความต่างศักย์โออาร์พี
OLR	=	Organic Loading Rate หรือ อัตราภาระบรรทุก
pH	=	ค่าความเป็นกรด-ด่าง
Q	=	Flow Rate หรือ อัตราการป้อนน้ำเข้าสู่ระบบ
R ²	=	ความน่าเชื่อถือของสมการ
SCOD	=	Soluble Chemical Oxygen Demand
ss	=	Suspended Solids หรือ ของแข็งแขวนลอยในน้ำ
TCOD	=	Total Chemical Oxygen Demand
VFA	=	Volatile Fatty Acid หรือ กรดอินทรีย์ระเหยง่าย

การผลิตก๊าซชีวภาพจากกระบวนการหมักแบบไร้อากาศโดยใช้น้ำเสียของโรงงานผลิต แป้งมันสำปะหลังแปรรูป

Biogas Production Using Anaerobic Process from Wastewater of Modified Starch Production Plant

คำนำ

ประเทศไทยกำลังเผชิญกับวิกฤตการณ์ด้านพลังงาน เมื่อราคาน้ำมันดิบในตลาดโลกได้เพิ่มสูงขึ้นจากระดับ 34 ดอลลาร์สหรัฐต่อบาร์เรล ในปี 2547 เป็น 133 ดอลลาร์สหรัฐต่อบาร์เรล (พฤษภาคม 2551) โดยที่ประเทศไทยมีความสามารถในการจัดหาพลังงานจากภายในประเทศได้เพียงร้อยละ 37 ของความต้องการใช้ในประเทศเท่านั้น (สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน, 2548) ความมั่นคงด้านพลังงานจึงเป็นเรื่องเร่งด่วน โดยมีเป้าหมายในเพิ่มสัดส่วนการใช้พลังงานทดแทนเชิงพาณิชย์หรือการใช้เพื่อการผลิตไฟฟ้า/อุตสาหกรรม จากร้อยละ 0.5 เป็นร้อยละ 8 ของการใช้พลังงานรวมทั้งประเทศภายในปี 2554 (กุลวรงค์, 2550)

ดังนั้นรัฐบาลจึงส่งเสริมการศึกษา และการพัฒนาเพื่อมุ่งหวังให้มีการใช้พลังงานทดแทนที่อยู่ในรูปแบบต่างๆ อาทิเช่น เชื้อเพลิงชีวภาพ เอทานอล ไบโอดีเซล ให้มากขึ้น โดยเฉพาะเชื้อเพลิงชีวภาพ เนื่องจากเป็นเทคโนโลยีที่นำน้ำเสียหรือสิ่งปฏิกูลเป็นวัตถุดิบตั้งต้น วัสดุอุปกรณ์ไม่ซับซ้อน กอปรกับความเอื้ออำนวยทางภูมิออกซิเจนของประเทศที่ค่อนข้างร้อนตลอดปี ทำให้เชื้อเพลิงชีวภาพ เป็นพลังงานทดแทนที่เหมาะสมที่จะสนับสนุนให้มีการใช้แพร่หลายต่อไปในอนาคต ซึ่งการผลิตก๊าซชีวภาพนั้น เป็นกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้อากาศ และมีกระบวนการควบคุมที่ค่อนข้างซับซ้อน โดยมักจะขึ้นอยู่กับลักษณะจำเพาะของน้ำเสียนั้น ๆ ดังนั้นแม้ว่าจะมีการศึกษาเกี่ยวกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศมาอย่างยาวนาน ก็ยังคงจำเป็นที่ต้องศึกษาวิจัยเพิ่มเติมอย่างต่อเนื่อง เพื่อให้สามารถออกแบบและควบคุมระบบให้มีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้น

โดยที่การวิจัยนี้ได้นำน้ำเสียจากโรงงานแป้งมันสำปะหลังสังเคราะห์ ที่มีปริมาณคลอไรด์ 7,500 mg./l ซึ่งปริมาณดังกล่าวสูงกว่าโรงงานแป้งมันสำปะหลังโดยทั่วไป 3-4 เท่า และมีค่า pH ต่ำกว่าโรงงานแป้งมันสำปะหลังโดยปกติ ซึ่งเป็นสถานะที่ไม่เหมาะสมในควบคุมระบบบำบัดน้ำเสีย

pH ในระบบให้อยู่ช่วง 6.8 – 7.2 เพื่อให้แบคทีเรียสร้างมีเทนสามารถดำรงชีพอยู่ได้ เนื่องจากก๊าซชีวภาพควรมีสัดส่วน ก๊าซมีเทน ไม่ต่ำกว่าร้อยละ 60 ของก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น โดยก๊าซมีเทนเป็น ก๊าซที่ให้ค่าพลังงานความร้อน $9,000 \text{ kcal/m}^3$ เราจึงสามารถนำมาเผาเพื่อใช้ประโยชน์จากความร้อน โดยตรงได้

ดังนั้นก๊าซชีวภาพจึงถือเป็นตัวเลือกด้านพลังงานทดแทนที่มีศักยภาพสูง ภายใต้กรอบนโยบายการพัฒนาเทคโนโลยีชีวภาพของประเทศไทย พ.ศ. 2547-2552 ซึ่งได้กำหนดให้ “การใช้เทคโนโลยีชีวภาพเพื่อผลิตพลังงานสะอาดและรักษาสีสิ่งแวดล้อม” ให้เป็นหนึ่งในเป้าหมายสำคัญระดับชาติ โดยมุ่งเน้นการใช้พลังงานชีวภาพในการเพิ่มความมั่นคงทางด้านพลังงานและปรับปรุงสิ่งแวดล้อม (กุลวรางค์, 2550)

วัตถุประสงค์

1. ศึกษาปัจจัยและสภาวะแวดล้อมที่ส่งผลต่อกระบวนการผลิตก๊าซชีวภาพ เพื่อให้สามารถผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานแป้งมันสำปะหลังสังเคราะห์ให้มีประสิทธิภาพสูงสุด
2. ศึกษาองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น โดยเปรียบเทียบอัตรากระบวนการที่แตกต่างกัน
3. ศึกษาประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ จากโรงงานผลิตแป้งมันสำปะหลังสังเคราะห์

ขอบเขตของงานวิจัย

1. ศึกษาปัจจัยและสภาวะแวดล้อมที่ส่งผลต่อกระบวนการผลิตก๊าซชีวภาพ เพื่อให้สามารถผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานแป้งมันสำปะหลังสังเคราะห์ให้มีประสิทธิภาพสูงสุด
2. ศึกษาองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น โดยเปรียบเทียบอัตรากระบวนการที่แตกต่าง กัน
3. ศึกษาประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ จากโรงงานผลิตแป้งมันสำปะหลังสังเคราะห์

การตรวจเอกสาร

กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ

กระบวนการย่อยทางชีววิทยาแบบไร้อากาศ (Anaerobic Process) เป็นกระบวนการย่อยสลายทางชีววิทยาที่ใช้แบคทีเรียชนิดไร้อากาศหลายกลุ่ม ทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีโครงสร้างโมเลกุลใหญ่และสลับซับซ้อนอันได้แก่คาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน ผลพลอยได้จากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศคือก๊าซชีวภาพ (Biogas) ก๊าซชีวภาพเป็นก๊าซซึ่งประกอบด้วยก๊าซหลายชนิด โดยมีก๊าซมีเทน (CH_4) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) เป็นองค์ประกอบหลัก ส่วนก๊าซอื่นๆ เช่น ก๊าซแอมโมเนีย (NH_3) และก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) จะมีปริมาณเพียงเล็กน้อย ก๊าซมีเทนเป็นก๊าซที่ให้ค่าพลังงานความร้อนสูง โดยสามารถให้พลังงานความร้อนได้ประมาณ 9,000 กิโลแคลอรี/ลูกบาศก์เมตร หรือ 21,000 กิโลจูล/ลูกบาศก์เมตร ดังนั้นจึงสามารถนำก๊าซชีวภาพไปใช้ประโยชน์ในรูปของพลังงานได้ โดยสามารถนำไปเผาเพื่อใช้ประโยชน์จากความร้อนโดยตรง ใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับขับเคลื่อนเครื่องยนต์สันดาปภายใน หรือเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไอน้ำและกระแสไฟฟ้า เป็นต้น

กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้อากาศ มีกระบวนการที่สลับซับซ้อนมาก โดยปฏิกิริยาทางชีวเคมีเกิดขึ้นนับร้อยกระบวนการ ซึ่งต้องอาศัยเอนไซม์หรือตัวเร่งปฏิกิริยาช่วยในการเข้าทำปฏิกิริยาด้วย แม้ว่าการศึกษเกี่ยวกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศจะมีการศึกษากันมาอย่างยาวนาน แต่ในปัจจุบันการศึกษาด้านนี้ก็ยังไม่หยุดนิ่ง ยังคงมีการศึกษาวิจัยเพิ่มเติมอย่างต่อเนื่อง เพื่อให้ทราบถึงกลไกและลักษณะการทำงานของแบคทีเรีย ซึ่งจะทำให้การออกแบบและควบคุมระบบเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้น การย่อยทางชีววิทยาแบบไร้อากาศเกิดขึ้นจากการทำงานร่วมกันของแบคทีเรียหลายชนิด ในการเปลี่ยนแปลงสารอินทรีย์จนกระทั่งได้ก๊าซชีวภาพมีแบคทีเรียแบบไร้อากาศหลายกลุ่มเข้ามาเกี่ยวข้อง โดยอาจแบ่งตามลักษณะสภาวะการดำรงชีพของแบคทีเรียได้เป็น 2 ชนิด คือ

- Facultative Anaerobic Bacteria เป็นแบคทีเรียที่สามารถอยู่ได้ทั้งสภาวะที่มีหรือไม่มีออกซิเจน
- Obligate Anaerobic Bacteria เป็นแบคทีเรียที่ต้องอยู่ในสภาวะที่ไม่มีออกซิเจนเท่านั้น ซึ่งแบคทีเรียในกลุ่มนี้จะไม่สามารถทำการย่อยสลายสารอินทรีย์และดำรงชีพอยู่ได้ หากระบบมีการละลายของออกซิเจนอิสระ

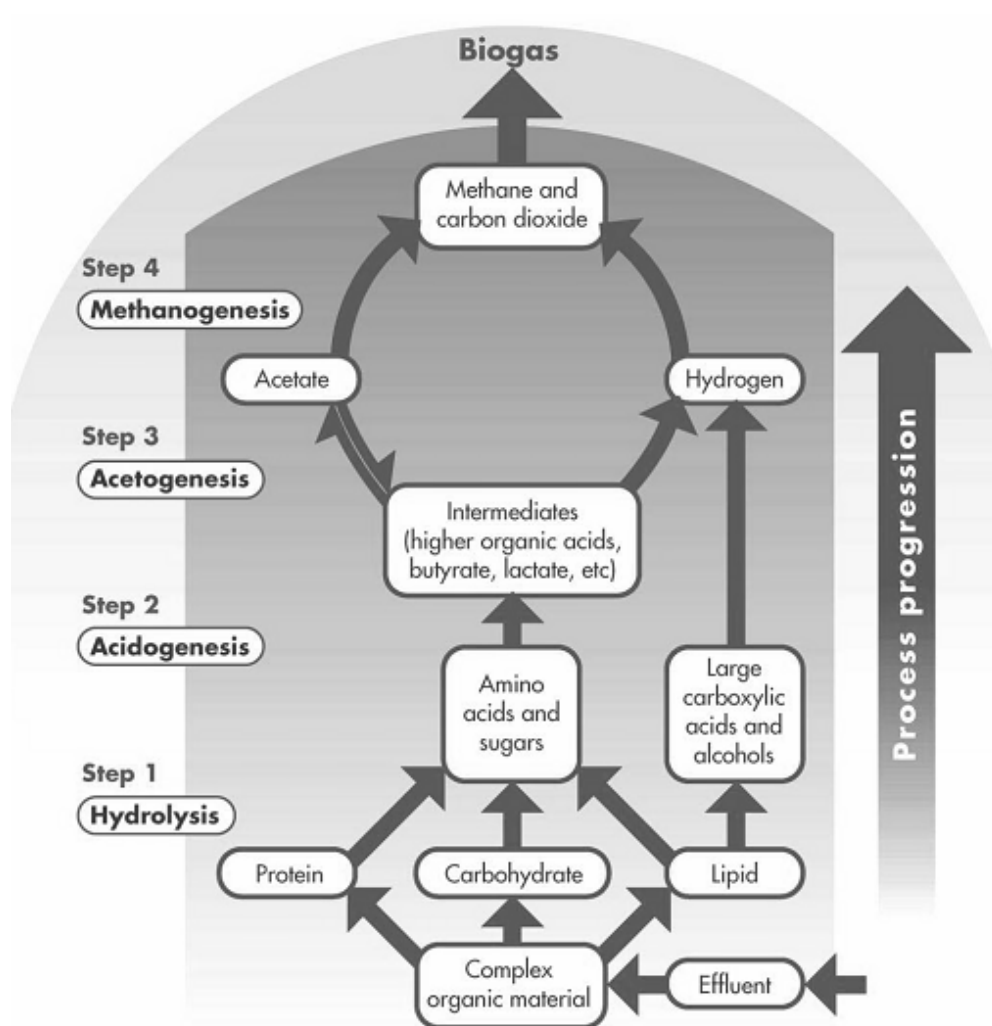
นอกจากการแบ่งตามสภาวะการดำรงชีพของแบคทีเรีย ยังสามารถแบ่งชนิดของแบคทีเรียแบบไร้อากาศตามปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น โดยสามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ชนิดคือ

- แบคทีเรียชนิดสร้างกรด (Acid Former Bacteria) เป็นแบคทีเรียในกลุ่ม Facultative Anaerobic Bacteria และแบคทีเรียที่ไร้อากาศ แบคทีเรียกลุ่มนี้จะย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำทิ้งไปเป็นกรดอินทรีย์ต่างๆ แบคทีเรียในกลุ่มนี้ได้แก่ *Pseudomonas*, *Flavobacteria*, *Aerobacter* และ *Escherichia* เป็นต้น

- แบคทีเรียสร้างมีเทน (Methane Former Bacteria) เป็นแบคทีเรียชนิดที่ไร้อากาศอย่างแท้จริง จะย่อยสลายพวกกรดอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ แบคทีเรียกลุ่มนี้ได้แก่ *Methanobacterium*, *Methanosarcina*, *Methanococcus* และ *Methanobacillus* เป็นต้น โดยเป็นจีแนส (Genus) ในตระกูล *Methanobacteriaceae* ซึ่งมีการเจริญเติบโตได้ช้า โดยทั่วไปต้องการเวลากักเก็บตะกอน (Solid Retention Time, SRT) มากกว่า 4 วัน ทั้งนี้แบคทีเรียในกลุ่มสร้างกรดและสร้างมีเทน จะต้องดำรงชีพแบบพึ่งพาซึ่งกันและกัน

- แบคทีเรียรีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate Reducing Bacteria, SBR) ปริมาณของแบคทีเรียชนิดนี้จะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของซัลเฟต (SO_4^{2-}) ในน้ำเสีย โดยเป็นแบคทีเรียที่ทำหน้าที่ในการเปลี่ยนซัลเฟตในน้ำให้กลายเป็นก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ทั้งนี้แบคทีเรียชนิดดังกล่าวจะทำงานได้ดีในสภาวะที่เป็นกรดอ่อนๆ (pH ประมาณ 5) แต่ในขณะที่แบคทีเรียรีดิวซ์ซัลเฟตทำงานได้ดีจะส่งผลให้แบคทีเรียสร้างมีเทนลดการผลิตก๊าซมีเทนลง เนื่องจากช่วง pH และสภาพแวดล้อมที่เหมาะสมในการทำงานของแบคทีเรียทั้งสองชนิดแตกต่างกัน ดังนั้นในน้ำเสียที่มีซัลเฟตสูงจะต้องมีการปรับ pH ให้เหมาะสมต่อการทำงานของแบคทีเรียสร้างมีเทนอยู่เสมอ หรือต้องทำการกำจัดซัลเฟตออกก่อนที่จะเจ้าน้ำเสียเข้าสู่กระบวนการผลิตก๊าซชีวภาพ

สำหรับขั้นตอนในการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีอยู่ในน้ำเสีย ซึ่งเป็นสารประกอบจำพวกโปรตีน คาร์โบไฮเดรต และไขมัน ทั้งที่อยู่ในรูปของของแข็ง และสารละลาย สามารถแบ่งออกได้เป็น 4 ขั้นตอน ดังรูปที่ 1



ภาพที่ 1 ขั้นตอนการเกิดกระบวนการหมักย่อยแบบไร้อากาศและการเกิดก๊าซชีวภาพ

ที่มา: Wheatley, A.D (1997)

จากภาพอาจจะอธิบายกระบวนการเกิดก๊าซจากภาพอาจจะอธิบายกระบวนการเกิดก๊าซชีวภาพได้ว่า ในขั้นตอนที่ 1 (Solubilisation หรือ Hydrolysis) ขั้นตอนที่ 2 (Acid genesis) และขั้นตอนที่ 3 (Acetogenesis) จะไม่เกิดการสร้างก๊าซมีเทนขึ้น กระบวนการสร้างก๊าซมีเทนจะเกิดขึ้นจากขั้นตอนที่ 4 (Methanogenesis) เท่านั้น

การย่อยสลายแบบไม่มีการสร้างก๊าซมีเทน

ในกระบวนการสร้างมีเทนจำเป็นอย่างยิ่งที่จะต้องทำการเปลี่ยน โมเลกุลขนาดใหญ่ของ สารอินทรีย์จำพวก โปรตีน คาร์โบไฮเดรต และไขมัน ให้มีขนาดเล็กลงจนถึงขั้นของกรดไขมัน ระเหยง่ายขนาดเล็ก เช่น กรดอะซิติก (Acetic Acid, CH_3COOH) ซึ่งขั้นตอนนี้เรียกรวมกันว่าเป็น ขั้นตอนการสร้างกรด (Acid Formation Phase) โดยกลไกการสร้างกรดแบ่งออกได้เป็นสองส่วนคือ กระบวนการที่เกิดขึ้นภายนอกเซลล์แบคทีเรียและกระบวนการที่เกิดขึ้นภายในเซลล์แบคทีเรีย

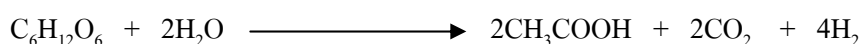
การย่อยสลายภายนอกเซลล์ได้แก่ขั้นตอนที่ 1 คือกระบวนการ Solubilisation หรือ กระบวนการ Hydrolysis โดยสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่จะถูกแบคทีเรียย่อยสลายโดยใช้เอนไซม์ ปล่อยออกมาภายนอกเซลล์ (Extracellular Enzyme) ให้กลายเป็นสารประกอบเชิงเดี่ยว (Monomer) สำหรับใช้ในกระบวนการสร้างกรด แบคทีเรียที่ทำหน้าที่ในการย่อยสลายคือแบคทีเรีย จำพวกแฟคัลตาทิฟแอนแอโรบิกแบคทีเรีย (Facultative Anaerobic Bacteria) โดยกลุ่มของ แบคทีเรียในขั้นตอนนี้แบ่งได้ตามชนิดของเอนไซม์ที่ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์คือ Cellulytic, Lipolytic และ Proteolytic สำหรับความเร็วของกระบวนการย่อยสลายในขั้นตอนนี้ขึ้นอยู่กับ เอนไซม์ที่ถูกปล่อยออกมาจากแบคทีเรีย ซึ่งเอนไซม์ที่ปล่อยออกมาจะเลือกชนิดของปฏิกิริยา ชนิด ของสารที่เข้าทำปฏิกิริยา รวมถึงการทำงานของเอนไซม์ยังขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายประการเช่น ความ เข้มข้นของสารอินทรีย์ ความเข้มข้นของเอนไซม์ อุณหภูมิ และการสัมผัสระหว่างเอนไซม์กับ สารอินทรีย์เป็นต้น จากการศึกษากระบวนการแตกสลายโพลีเมอร์จากของเสียหลายๆ ประเภท พบว่าการย่อยสลายโดยใช้แบคทีเรียหลายชนิดร่วมกันจะได้ผลดีมากกว่าการย่อยสลายโดยใช้ แบคทีเรียเพียงชนิดเดียว (Diaz *et al.*, 1993)

หลังจากเกิดกระบวนการย่อยสลายภายนอกเซลล์ การย่อยสลายก็จะเข้าสู่ขั้นตอนการย่อย สลายภายในเซลล์ ซึ่งได้แก่ขั้นตอนที่ 2 และขั้นตอนที่ 3 ในรูปที่ 1 โดยในขั้นตอนที่ 2 หรือการเกิด กระบวนการ Acidogenesis การย่อยสลายในขั้นตอนนี้จะใช้สารที่ได้จากการย่อยสลายในขั้นตอน แรกเป็นสารตั้งต้นสำหรับแบคทีเรียประเภทสร้างกรด โดยแบคทีเรียกลุ่มนี้จะเปลี่ยนสารอาหาร ดังกล่าวให้เป็นกรดอินทรีย์ชนิดโมเลกุลเล็ก เช่น กรดอะซิติก (Acetic acid) กรดโพรไพโอนิก (Propionic acid) กรดวาเลอริก (Valeric acid) และกรดแลคติก (Lactic acid) เป็นต้น โดยกรดที่ เกิดขึ้นทั้งหมดมีส่วนของกรดอะซิติกสูงสุด นอกจากนี้ยังมีการเกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ขึ้น ในขั้นตอนนี้ด้วย แบคทีเรียสร้างกรดมีอัตราการเจริญเติบโตสูงและทนทานต่อสภาพแวดล้อมได้ดี เป็นผลสืบเนื่องมาจากการอยู่ร่วมกันของแบคทีเรียหลายสปีชีส์ (Species) กรณีที่กลุ่มของแบคทีเรีย

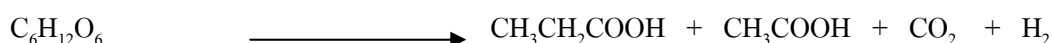
สร้างกรดมีการสร้างกรดมากเกินไป จะก่อให้เกิดปัญหาเกี่ยวกับระบบผลิตก๊าซชีวภาพโดยรวม โดยจะยับยั้งการทำงานของแบคทีเรียสร้างมีเทน เนื่องจากกรดที่มากเกินไปทำให้ค่า pH ของระบบลดลง และส่งผลกระทบต่ออัตราการดำรงชีพของกลุ่มแบคทีเรียสร้างมีเทนได้ สำหรับแบคทีเรียในขั้นตอนการสร้างกรด (Acidogenesis) คือแบคทีเรียในกลุ่มของ Fermentative Bacteria หรือ Acidogens ซึ่งเป็นแบคทีเรียที่สามารถทำให้เกิดปฏิกิริยา Hydrolysis ได้อีกด้วย

การกำหนดชนิดของผลผลิตในขั้นตอนนี้ขึ้นอยู่กับปัจจัย 2 ประการคือ ชนิดของสารตั้งต้นที่มาจากขั้นตอนที่ 1 และความดันย่อยของก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen Partial Pressure) ตัวอย่างเช่นในการย่อยสลายของกลูโคส ในสถานะที่ความดันย่อยของก๊าซไฮโดรเจนมีค่าต่ำ (Low Hydrogen Partial Pressure) ผลผลิตที่ได้คือกรดอะซิติก ไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ แต่ถ้าในสถานะที่มีความดันย่อยของก๊าซไฮโดรเจนมีค่าสูง (High Hydrogen Partial Pressure) ผลผลิตที่ได้จะอยู่ในรูปของกรดอะซิติก กรดโพรพิโอนิก คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจน ดังตัวอย่างในปฏิกิริยา

สถานะ Low Hydrogen Partial Pressure

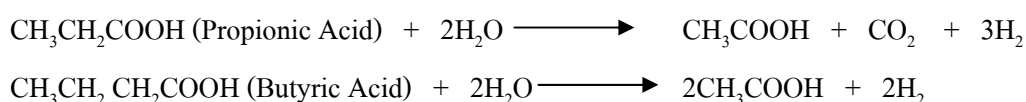


สถานะ High Hydrogen Partial Pressure

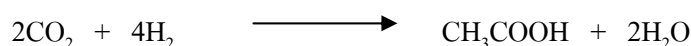


สำหรับการเกิดปฏิกิริยาในขั้นตอนที่ 3 หรือการเกิดกระบวนการ Acetogenesis เป็นผลอันเนื่องมาจากการที่แบคทีเรียสร้างมีเทนต้องการสารอาหารที่มีความเฉพาะเจาะจงสูง โดยสารอาหารที่แบคทีเรียสร้างมีเทนสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้ประกอบไปด้วยกรดอะซิติก กรดฟอร์มิก ไฮโดรเจน เมทานอล และเมธิลามีน เป็นต้น แต่ไม่สามารถใช้กรดไขมันระเหยง่ายที่มีคาร์บอนอะตอมเกินกว่าสองอะตอม เช่น กรดโพรพิโอนิก กรดบิวทิริก ไปเป็นสารอาหารในการผลิตก๊าซมีเทนโดยตรงได้ ดังนั้นในกรณีที่กรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid) ที่สร้างขึ้นยังอยู่ในรูปของกรดอินทรีย์ที่มีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอม แบคทีเรียสร้างมีเทนจะไม่สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้ เกิดการสะสมของกรดอินทรีย์ในระบบ การที่จะทำให้ระบบอยู่ในสภาพที่เหมาะสมต่อการดำรงชีพของแบคทีเรียสร้างมีเทน จำเป็นอย่างยิ่งที่ต้องทำการย่อยสลายกรดอินทรีย์เหล่านั้นให้มีอะตอมของคาร์บอนลดลง เพื่อให้ปฏิกิริยาดำเนินต่อไปได้ แบคทีเรียกลุ่มหนึ่งที่สามารถย่อยสลายกรดไขมันระเหยง่ายที่มีคาร์บอนอะตอมมากกว่า 2 อะตอมให้เป็นกรดอะซิติก ได้แก่แบคทีเรียที่สร้างไฮโดรเจน (Hydrogen Producing Acetogenic Bacteria) ผลผลิตที่ได้ประกอบไป

ด้วยกรดอะซิติก ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซไฮโดรเจน โดยปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้ดีในภายใต้สภาวะ Low Hydrogen Partial Pressure ดังสมการ

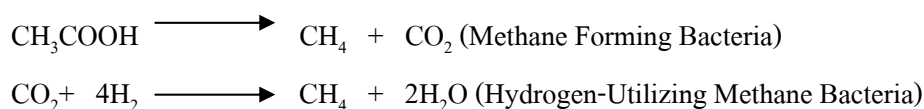


นอกจากการสร้างกรดด้วยกระบวนการทั้งสองชนิดแล้ว ยังพบว่ามีแบคทีเรียบางกลุ่มที่สามารถสร้างกรดอะซิติกได้จากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซไฮโดรเจนดังสมการ



กระบวนการย่อยสลายที่มีการสร้างมีเทน

กระบวนการนี้เกิดขึ้นเฉพาะในขั้นตอนที่ 4 เรียกว่ากระบวนการ Methanogenesis โดยที่กรดอินทรีย์โมเลกุลเล็ก ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และก๊าซไฮโดรเจน (H_2) ที่เกิดจากขั้นตอนการสร้างกรดจะถูกเปลี่ยนเป็นก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยแบคทีเรียสร้างมีเทน (Methane Forming Bacteria) การเกิดก๊าซมีเทนเกิดได้ 2 แบบ แบบแรกคือเกิดจากการเปลี่ยนกรดอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน ซึ่งก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นจากกระบวนการนี้มีสัดส่วนอยู่ที่ประมาณ 70 % ของก๊าซมีเทนสามารถเกิดขึ้นได้ในระบบ (Polprasert, 1996) และอีกส่วนหนึ่งจะเกิดจากการรีดิวซ์ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซไฮโดรเจนให้กลายเป็นก๊าซมีเทน โดยแบคทีเรียประเภท Hydrogen-Utilizing Methane Bacteria ดังสมการ



แบคทีเรียสร้างมีเทนเจริญเติบโตได้ช้าและสภาพแวดล้อมมีผลต่อการเจริญเติบโตค่อนข้างมาก ทำให้ช่วง pH ที่เหมาะสมต่อการทำงานของแบคทีเรียชนิดนี้แคบ โดยสามารถเจริญเติบโตได้ดีในช่วง pH ประมาณ 6.8-7.2 และแบคทีเรียในกลุ่มที่มีอัตราการเจริญเติบโตจำเพาะ (Specific Growth Rate) หรือการเพิ่มขึ้นของจำนวนเซลล์ใหม่ต่ำ ต้องการสารอาหารที่มีโครงสร้างไม่ซับซ้อนดังนั้นการเติบโตของแบคทีเรียสร้างมีเทน จึงขึ้นอยู่กับการทำงานของแบคทีเรียสร้างกรด โดยแบคทีเรียทุกกลุ่มต้องทำงานอย่างสัมพันธ์กัน ดังนั้นเมื่อพิจารณาของกลุ่มของแบคทีเรียที่อยู่

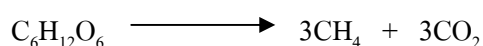
ร่วมกันในระบบการหมักแบบไร้อากาศ พบว่ากลุ่มของแบคทีเรียสร้างมีเทนจะเป็นกลุ่มแบคทีเรียหลัก ในการควบคุมความเร็วในการเกิดปฏิกิริยาทั้งหมดในระบบ เนื่องจากแบคทีเรียกลุ่มนี้มีอัตราการเติบโตช้าที่สุด และมีข้อจำกัดด้านสภาพแวดล้อมของระบบมากกว่าแบคทีเรียกลุ่มอื่นๆ

อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ

ในขณะที่เกิดการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้อากาศ จะเกิดก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นหลัก และมีก๊าซแอมโมเนีย ก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซอื่นๆ อีกเล็กน้อย นอกจากนั้นบางส่วนยังใช้ในการสร้างเซลล์ของแบคทีเรีย ดังสมการ

สารอินทรีย์ที่ใช้สร้างมีเทน = สารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ – สารอินทรีย์ที่ใช้สร้างเซลล์

ตัวอย่างเช่น ถ้าให้กลูโคสแทนสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้จะได้สมการแสดงความสัมพันธ์ของสารในการสร้างมีเทนเป็น



จากสมการกลูโคส 180 g ซึ่งเทียบเท่ากับ COD 192 g สามารถสร้างเป็นมีเทนได้ 48 g ที่สภาวะอุณหภูมิและความดันมาตรฐาน (STP) ก๊าซมีเทนที่ได้จะมีปริมาตรเท่ากับ 67.2 l ดังนั้น สำหรับสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ 1 kg จึงสามารถเปลี่ยนไปเป็นก๊าซมีเทนได้ 0.35 m³ ที่สภาวะ อุณหภูมิและความดันมาตรฐาน ในการคำนวณปริมาณก๊าซมีเทนที่ได้สามารถหาได้จากสมการ

$$\text{อัตราการสร้างมีเทน (m}^3\text{/day)} = 0.35 \text{ (m}^3\text{/kg)} \times \text{สารอินทรีย์ที่ใช้สร้างมีเทน (kg/day)}$$

เนื่องจากสารอินทรีย์ที่ถูกนำมาใช้ในการสร้างมีเทน มีค่าเท่ากับปริมาณสารอินทรีย์ที่ถูกย่อยสลายลงด้วยสารอินทรีย์ที่ถูกใช้ในการสร้างเซลล์ใหม่ โดยปริมาณเซลล์ใหม่ที่ถูกสร้างขึ้นจากการย่อยสลายสารอินทรีย์หาได้จากสมการ

$$P_x = QES_0 \frac{Y}{1 + k_d \theta_c} \times \frac{1}{1,000}$$

เมื่อ

P_x	=	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นจากการย่อยสลายสารอินทรีย์ (kg/day)
Q	=	อัตราการไหลของน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ (m ³ /day)
Y	=	สัมประสิทธิ์การเพิ่มขึ้นของเซลล์แบคทีเรีย (kg/kg VSS)
E	=	ประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ (%)
S_0	=	ความเข้มข้นของสารอินทรีย์เริ่มต้น (mg/l)
θ_c	=	อายุตะกอน (day)
k_d	=	อัตราการย่อยสลายตัวของแบคทีเรียในช่วงเอน โอจินัส (day ⁻¹)

ซึ่งเซลล์แบคทีเรียใหม่ 1 kg มีค่าเทียบเท่าได้กับค่า BOD 1.42 kg ดังนั้นปริมาณก๊าซที่เกิดขึ้นสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\text{ปริมาตรก๊าซมีเทน (m}^3\text{/day)} = 0.35 \times 10^{-3} QES_0 \left(1 - \frac{1.42Y}{1 + k_d \theta_c} \right)$$

สำหรับค่าสัมประสิทธิ์การเพิ่มขึ้นของเซลล์แบคทีเรียและอัตราการย่อยสลายตัวของแบคทีเรียในช่วงเอน โอจินัส สำหรับสารอินทรีย์ประเภทต่างๆ สามารถสรุปได้ดังตารางที่ 1 จะเห็นว่าการเพิ่มขึ้นและการย่อยสลายของแบคทีเรียแบบไร้อากาศมีค่าที่ต่ำ จึงสามารถทำการตัดทอนของ $1 - \frac{1.42Y}{1 + k_d \theta_c}$ เพื่อความง่ายในการประมาณปริมาณก๊าซที่จะเกิด

เนื่องจากในก๊าซชีวภาพจะมีก๊าซมีเทนอยู่ประมาณ 60% ดังนั้นหากคิดเป็นปริมาณก๊าซชีวภาพที่ได้ต่อไปจะเท่ากับ ปริมาตรก๊าซมีเทนที่ได้หารด้วย 0.6 จะได้ปริมาณของก๊าซชีวภาพตามทฤษฎีเท่ากับ $0.35/0.6$ หรือประมาณ 0.6 m³/kg-COD ที่ถูกกำจัด ทั้งนี้การคำนวณปริมาณก๊าซที่เกิดขึ้นดังกล่าวเป็นเพียงการประมาณการเบื้องต้นเท่านั้น เนื่องจากสมการทั้งหมดที่กล่าวมาตั้งอยู่บนสมมุติฐานที่ว่ากระบวนการเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์และไม่มีปัจจัยภายนอกมารบกวน

ตารางที่ 1 ค่าสัมประสิทธิ์การเพิ่มขึ้นของเซลล์แบคทีเรียและอัตราการย่อยสลายตัวของแบคทีเรียในช่วงเอ็นโอจินัสสำหรับแบคทีเรียในถังหมักแบบไร้อากาศ

สารอินทรีย์	ค่าสัมประสิทธิ์	ช่วงค่า	ทั่วไป
กรดไขมัน	Y	0.040 – 0.070	0.050
	k_d	0.030 – 0.050	0.040
คาร์โบไฮเดรต	Y	0.020 – 0.040	0.030
	k_d	0.025 – 0.035	0.024
โปรตีน	Y	0.050 – 0.090	0.075
	k_d	0.010 – 0.020	0.014

ที่มา : Metcalf & Eddy Inc. (1991)

ตัวอย่าง

ในระบบผลิตก๊าซชีวภาพที่รับน้ำเสียที่มีค่า COD 10,000 mg/l ในปริมาณ 3,000 m³/day ถ้าหากสมมุติว่าระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัด COD 85% และมีค่า Y, k_d และเวลาการกักเก็บตะกอนเท่ากับ 0.05 kg-VSS/day 0.03 day⁻¹ และ 40 day ตามลำดับ โดยที่มีสัดส่วนก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพเท่ากับ 60 % จะสามารถประเมินการผลิตก๊าซชีวภาพดังนี้

กรณีที่ 1 คัดการเกิดเซลล์ใหม่

$$\begin{aligned}
 &= 0.35 \times 10^{-3} QES_0 \left(1 - \frac{1.42Y}{1 + k_d \theta_c} \right) \\
 &= 0.35 \times 10^{-3} \times 10,000 \times 0.85 \times 3,000 \left(1 - \frac{1.42 \times 0.05}{1 + 0.03 \times 40} \right) \\
 &= 8.925(1 - 0.032) \\
 &= 8,925 \text{ m}^3/\text{day}
 \end{aligned}$$

$$\text{ปริมาณก๊าซชีวภาพ} = 8,639 / 0.6 \text{ m}^3/\text{day} = 14,398$$

กรณีที่ 2 ไม่คิดการเกิดเซลล์ใหม่

$$\begin{aligned}\text{ก๊าซชีวภาพเท่ากับ} &= 8,925/0.6 \\ &= 14,875 \text{ m}^3/\text{day}\end{aligned}$$

ซึ่งจะมีความแตกต่างระหว่างทั้งสองกรณีประมาณ 3% เท่านั้น ซึ่งถือได้ว่าเป็นสัดส่วนที่น้อยมาก แต่ในความเป็นจริงจะมีปัจจัยอื่นที่ส่งผลต่อการเกิดก๊าซมากกว่าการนำเอาไปใช้ในการสร้างเซลล์ ดังนั้นในกรณีที่ไม่นับปัจจัยอื่นถึงปริมาณก๊าซชีวภาพที่จะได้ จะใช้วิธีประเมินปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ไว้ประมาณ $0.35\text{--}0.4 \text{ m}^3/\text{kg COD}$ ที่ถูกใช้ไป ซึ่งในที่นี้ก๊าซชีวภาพจะเกิดขึ้นประมาณ $9,000 \text{ m}^3/\text{day}$

ปัจจัยที่มีผลต่อการย่อยสลายแบบไร้อากาศ

ปัจจัยที่มีผลต่อระบบสามารถจำแนกออกเป็น 2 ลักษณะ คือ

1. ปัจจัยทางด้านสภาพแวดล้อม ได้แก่ pH อุณหภูมิ ความเป็นด่าง สารพิษ สารยับยั้ง ปฏิกริยา และลักษณะของของเสีย
2. ปัจจัยที่เกี่ยวข้องกับการกับเดินระบบ ได้แก่ การกวนผสม อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ และ เวลาพักเก็บ

pH

แบคทีเรียสร้างมีเทน (Methanogens) จะมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงของ pH มากที่สุด โดยขั้นตอนการเกิดก๊าซชีวภาพ (Methanogenesis) จะเกิดขึ้นได้ดีที่ pH 6.8–7.2 และ pH ที่เหมาะสมมีค่าเท่ากับ 7.0 (Diaz *et al.*, 1993) ทั้งนี้ประสิทธิภาพของระบบจะลดลงอย่างรวดเร็วเมื่อ pH มีค่าต่ำกว่า 6.2 ในขณะที่แบคทีเรียสร้างกรด (Acidogens) สามารถอาศัยอยู่ในสภาพที่ pH ระหว่าง 5.0–8.0 นอกจากนี้ค่า pH ยังส่งผลทางอ้อมต่อแบคทีเรียสร้างมีเทน โดยจะส่งผลต่อความเข้มข้นหรือออสโมของสารต่างๆ เช่น กรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid) แอมโมเนีย (NH_3) และ ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ซึ่งจะส่งผลให้เกิดความเป็นพิษต่อแบคทีเรียแตกต่างกัน ในการออกแบบระบบบำบัดแบบไร้อากาศ บางครั้งจึงทำการแยกขั้นตอนของการสร้างกรดและการสร้างมีเทนออกจากกัน (Two Stage Anaerobic Reactor) เพื่อที่จะทำให้สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำ

เสียที่มีองค์ประกอบของเซลล์หรือส่วนที่มีองค์ประกอบเป็นไฟเบอร์บางส่วนก่อน เช่น การหมักขยะอินทรีย์ เป็นต้น

สภาพความเป็นกรด (Acidity) และ ความเป็นด่าง (Alkalinity)

สภาพความเป็นกรดและความเป็นด่างเป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญมากต่อการทำงานของแบคทีเรียในกระบวนการหมักแบบไร้อากาศ ซึ่งต้องอาศัยแบคทีเรียสองพวกทำงานร่วมกันอย่างต่อเนื่อง ความเป็นกรดในระบบบำบัดแบบไร้อากาศจะมาจากกรดคาร์บอนิกและกรดไขมันระเหยง่าย โดยกรดไขมันระเหยง่ายจะมีผลต่อระบบบำบัดมากกว่ากรดคาร์บอนิกปกติปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในรูปของกรดอะซิติก (CH_3COOH) ควรมีค่าอยู่ในช่วง 50-500 mg/l หากปริมาณของกรดไขมันระเหยง่ายในรูปของกรดอะซิติกมีค่ามากกว่า 2,000 mg/l จะทำให้ประสิทธิภาพของระบบผลิตก๊าซชีวภาพลดลง และถ้าระบบมีปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในรูปของกรดอะซิติกมีค่าตั้งแต่ 8,000-10,000 mg/l ขึ้นไป จะมีผลทำให้เกิดความเป็นพิษต่อระบบโดยตรง

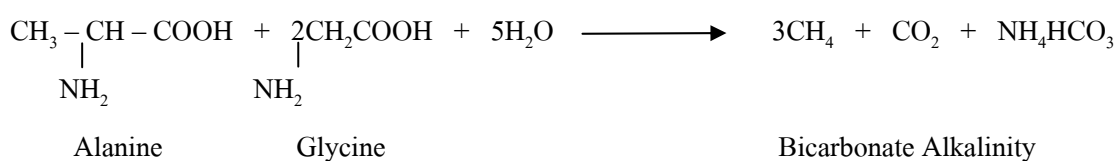
ดังนั้นต้องมีการรักษาสมดุลของระบบให้มีปริมาณการสร้างกรดไขมันระเหยง่ายให้เท่ากับหรือต่ำกว่าอัตราการใช้ไปเพื่อสร้างก๊าซมีเทน แต่ถ้ามีการสร้างกรดไขมันระเหยง่ายมากเกินไปจะส่งผลให้ pH ของระบบต่ำ เกิดการยับยั้งการทำงานของแบคทีเรียสร้างมีเทน ซึ่งเป็นปัญหาที่เกิดขึ้นได้บ่อยในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ การป้องกันปัญหาที่เกิดขึ้นจากการสร้างกรดมากเกินไปทำได้โดยการปรับให้ระบบมีบัฟเฟอร์ที่เพียงพอ เพื่อป้องกันการลดลงอย่างรวดเร็วของ pH ในระบบ ทั้งนี้สภาพความเป็นด่างในระบบจะเป็นตัวบ่งชี้ถึงบัฟเฟอร์ที่มีอยู่ในระบบ โดยสภาพความเป็นด่างในถังหมักแบบไร้อากาศจะอยู่ในรูปของไบคาร์บอเนตซึ่งทำหน้าที่ในการสะเทินคาร์บอนไดออกไซด์และกรดไขมันระเหยง่ายในระบบเพื่อให้ pH เป็นกลาง สำหรับสภาพความเป็นด่างน้อยที่สุดในการป้องกันไม่ให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของ pH อย่างรวดเร็ว ต้องมีค่าเท่ากับปริมาณด่างไบคาร์บอเนตที่ใช้ในการสะเทินกรดคาร์บอนิกรวมกับปริมาณด่างไบคาร์บอเนตเพื่อใช้ในการสะเทินกรดไขมันระเหยง่าย

สำหรับปริมาณด่างที่ต้องการเพื่อใช้ในการสะเทินกรดคาร์บอนิก ขึ้นอยู่กับความสามารถในการละลายของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในน้ำ ซึ่งความสามารถในการละลายจะสอดคล้องกับความดันย่อยของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ หากถึงปฏิริยามีระบบระบายก๊าซที่ดี การสะสมของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบไม่มาก ทำให้ความต้องการด่างเพื่อสะเทินกรดคาร์บอนิกมีค่าต่ำ และมีการเปลี่ยนแปลงน้อย ส่วนปริมาณด่างเพื่อใช้ในการสะเทินกรดไขมันระเหยง่ายจะมีค่าเท่ากับ

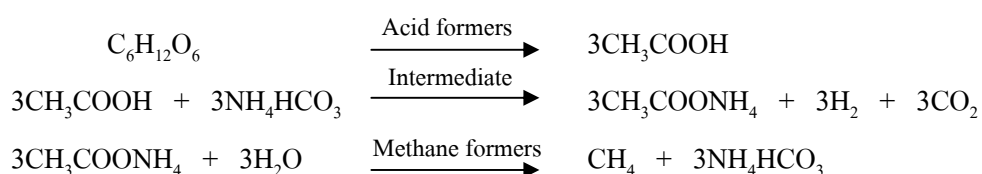
ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายที่เกิดขึ้น เนื่องจากจำนวนโมลที่เข้าทำปฏิกิริยาของกรดไขมันระเหยง่ายและด่างไบคาร์บอเนตเป็นแบบ 1 ต่อ 1

ในบางครั้งการหาปริมาณค่าที่ต้องการจากปริมาณกรดระเหยง่ายและกรดคาร์บอนิกในน้ำ อาจทำให้การควบคุมระบบทำได้ล่าช้า ทำให้การแก้ไขปัญหาได้ไม่ทันทั่วถึง ดังนั้นการเฝ้าปริมาณค่าที่ต้องเติมหาได้จากสัดส่วนระหว่างปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายและปริมาณค่าที่มีอยู่ในระบบ หากอัตราส่วนของกรดไขมันระเหยง่ายต่อสภาพความเป็นด่างในรูปของไบคาร์บอเนต (VFA/ALK) มีค่าน้อยกว่า 0.4 แสดงว่าระบบมีกำลังบัฟเฟอร์สูง แต่หากอัตราส่วนดังกล่าวมีค่าสูงกว่า 0.8 แสดงว่ากำลังบัฟเฟอร์ของระบบมีค่าต่ำมาก pH สามารถที่จะลดลงได้อย่างรวดเร็ว นอกจากการเปรียบเทียบในรูปของกรดไขมันระเหยง่ายกับความเป็นด่าง การควบคุมปริมาณบัฟเฟอร์ในระบบอาจใช้ในรูปแบบของความเป็นด่างกับซีโอดี โดยสัดส่วนระหว่างความเป็นด่างกับ ซีโอดี (ALK/COD) ของน้ำเข้า ไม่ควรสูงกว่า 0.4 แต่การวัดในวิธีของสัดส่วนดังกล่าวไม่ค่อยได้รับความนิยมนเท่ากับในรูปแบบ VFA/ALK

สภาพความเป็นด่างภายในระบบหมักแบบไร้อากาศมาได้จากหลายแหล่ง ยกตัวอย่างเช่นเกลือของแอมโมเนีย ได้แก่ แอมโมเนียมไบคาร์บอเนต (NH_4HCO_3) และแอมโมเนียอะซิเตต ($\text{CH}_3\text{COONH}_4$) ซึ่งกลไกดังกล่าวสามารถเกิดขึ้นได้เอง เนื่องจาก Alanine และ Glycine จะมีอยู่ในน้ำทิ้งที่มีโปรตีนผสมอยู่ ดังสมการ



ถ้ากระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศเป็นไปอย่างสมบูรณ์ แอมโมเนียมไบคาร์บอเนตจะเป็นตัวควบคุมการเปลี่ยนแปลงของ pH โดยจะทำหน้าที่เป็นตัวบัฟเฟอร์ ซึ่งจะลดสภาพความเป็นกรดอันเนื่องจากกรดไขมันระเหยง่ายดังสมการต่อไปนี้



จากสมการข้างต้น ถ้าน้ำทิ้งมีปริมาณของไนโตรเจนอย่างเพียงพอและมีการย่อยสลายสารอินทรีย์อย่างสมบูรณ์แล้วจะได้แอมโมเนียมไบคาร์บอเนต ซึ่งเป็นบัฟเฟอร์ที่ทำปฏิกิริยากับกรดไขมันระเหยง่ายที่เกิดจากขั้นตอนการสร้างกรดอินทรีย์ และจะได้แอมโมเนียมอะซิเตต ($\text{CH}_3\text{COONH}_4$) ซึ่งจะถูกย่อยสลายโดยแบคทีเรียสร้างมีเทนให้กลายเป็นก๊าซมีเทนต่อไป และได้แอมโมเนียมไบคาร์บอเนตกลับคืนมา แต่ถ้าปริมาณของไบคาร์บอเนตบัฟเฟอร์ไม่เพียงพอที่จะทำปฏิกิริยากับกรดไขมันระเหยง่ายแล้ว จะทำให้ได้กรดไขมันระเหยง่ายมีปริมาณเพิ่มมากขึ้น ทำให้ pH ลดต่ำลง จนกระทั่งแบคทีเรียสร้างมีเทนไม่สามารถย่อยสลายแอมโมเนียมอะซิเตตได้ และพบว่าการเปลี่ยนแปลง pH ยังขึ้นอยู่กับปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ที่เกิดขึ้นในกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศอีกด้วย

สำหรับปริมาณความเป็นด่างที่มีอยู่ในระบบนั้น McCarty (1964) ได้พบความสัมพันธ์ระหว่าง pH และปริมาณไบคาร์บอเนตที่เหมาะสม พบว่าความเป็นด่างไม่ควรต่ำกว่า 1,000 mg/l ในรูปของหินปูน เพื่อป้องกันไม่ให้ pH ลดต่ำลงจนเป็นอันตรายต่อแบคทีเรียในระบบ ในกรณีที่ความเป็นด่างมีไม่เพียงพอ ก็จำเป็นต้องเติมสารเคมีลงไป โดยปริมาณสารเคมีที่เติมขึ้นอยู่กับขนาดของถังปฏิกิริยา ดังคำนวณได้จากสมการ

$$\begin{aligned}
 N &= A \times E \times V \\
 \text{เมื่อ} \\
 N &= \text{ปริมาณสารเคมีที่ต้องใช้เติมลงไป (kg)} \\
 A &= \text{ปริมาณของความเป็นด่างที่ขาดไป (mg/l ในรูปของ CaCO}_3\text{)} \\
 E &= \frac{\text{น้ำหนักสมมูลที่เติมลงไป}}{\text{น้ำหนักสมมูลของหินปูน (CaCO}_3\text{)} = 50} \\
 V &= \text{ปริมาตรของถังปฏิกิริยา (Digester Volume) (x1,000 m}^3\text{)}
 \end{aligned}$$

โดยความเป็นด่างที่ต้องเติมลงไปนี้น้ำเสีย มีวิธีการประเมินได้จากสัดส่วนระหว่างความเข้มข้นของกรดไขมันระเหยง่ายและความเป็นด่างที่มีในระบบ ซึ่งกรมควบคุมมลพิษ (2545) ได้เสนอแนะแนวทางในการคำนวณความเข้มข้นของด่าง โดยอาศัยความเข้มข้นของซีโอดีและความเข้มข้นที่มีอยู่ในน้ำเสีย ดังสมการ

อุณหภูมิ

ช่วงของอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของแบคทีเรียแบบไร้อากาศสามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ช่วง คือ

- ช่วงเทอร์โมฟิลิก (Thermophilic) จะมีอุณหภูมิประมาณ 50-65 °C โดยเรียกแบคทีเรียที่ทำงานในช่วงอุณหภูมินี้ว่า Thermophilic Bacteria
- ช่วงมีโซฟิลิก (Mesophilic) จะมีอุณหภูมิประมาณ 20-45 °C โดยเรียกแบคทีเรียที่ทำงานในช่วงอุณหภูมินี้ว่า Mesophilic Bacteria
- ช่วงไซโครฟิลิก (Psychrophilic) จะมีอุณหภูมิประมาณ 5-15 °C โดยเรียกแบคทีเรียที่ทำงานในช่วงอุณหภูมินี้ว่า Psychrophilic Bacteria

สำหรับกระบวนการผลิตก๊าซชีวภาพ การทำงานของแบคทีเรียจะอยู่ในช่วงมีโซฟิลิก และเทอร์โมฟิลิก การบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศในช่วงเทอร์โมฟิลิก แบคทีเรียจะมีอัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์และการผลิตก๊าซชีวภาพสูงกว่าในช่วงมีโซฟิลิก โดยสามารถทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ได้เร็วกว่าช่วงมีโซฟิลิกประมาณ 20-50% ดังนั้นสำหรับในต่างประเทศที่อยู่ในเขตนานาจึงต้องเพิ่มอุณหภูมิให้กับน้ำทิ้ง แต่สำหรับประเทศไทยนั้นระบบบำบัดจะทำงานอยู่ในช่วงมีโซฟิลิกได้เองโดยไม่ต้องใช้ความร้อนช่วย แม้ว่าประสิทธิภาพของระบบในช่วงมีโซฟิลิกจะด้อยกว่า แต่เมื่อเปรียบเทียบกับในเรื่องของค่าใช้จ่าย พบว่าค่าใช้จ่ายในการทำความร้อนจะแพงมาก ทำให้ผู้ออกแบบในประเทศไทยไม่นิยมที่จะออกแบบระบบบำบัดให้อยู่ในช่วงเทอร์โมฟิลิก นอกจากนี้แบคทีเรียยังมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ ในการออกแบบระบบจึงควรมีการป้องกันไม่ให้อุณหภูมิของระบบมีการเปลี่ยนแปลงมาก เนื่องจากการลดหรือเพิ่มอุณหภูมิเพียง 2-3°C มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของก๊าซมีเทนอย่างมาก การรักษาอุณหภูมิของระบบให้มีความสม่ำเสมอ จึงมีความสำคัญมากกว่าการควบคุมให้ระบบมีอุณหภูมิอยู่ในจุดที่ให้อัตราการย่อยสลายสูงสุด

สารพิษและสารยับยั้งปฏิกิริยา

น้ำเสียที่จะบำบัดด้วยกรรมวิธีทางชีววิทยาไม่ควรมีส่วนที่เป็นพิษอยู่ ซึ่งสารที่เป็นพิษอยู่ได้ทั้งในรูปของสารอินทรีย์หรือนินทรีย์ ทั้งนี้ผลของสารพิษมีตั้งแต่พิษโดยตรง (Toxic) ลงไปถึงแค่เพียงยับยั้ง (Inhibited) การทำงานของแบคทีเรีย โดยเฉพาะอย่างยิ่งผลของสารพิษที่มีต่อแบคทีเรียที่สร้างมีเทน เนื่องจากแบคทีเรียสร้างมีเทนจะมีความไวต่อสิ่งที่มีารบกวน ความรุนแรงของพิษหรือการยับยั้งจะเป็นสัดส่วนโดยตรงกับความเข้มข้นของสารนั้นๆ อย่างไรก็ตามในบางกรณีสาร

เหล่านี้นักอาจกระตุ้นการทำงานของแบคทีเรียให้มีประสิทธิภาพมากขึ้นได้ หากมีความเข้มข้นที่พอเหมาะสารที่เป็นพิษหรือสารที่ยับยั้งการทำงานของแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำทิ้งทางชีววิทยาแบบไร้อากาศแบ่งออกได้เป็นกลุ่มๆ ดังต่อไปนี้

อออนบวก

อออนบวกที่เป็นพิษต่อแบคทีเรียในระบบบำบัดแบบไร้อากาศได้แก่ โซเดียม (Na^+) โพแทสเซียม (K^+) แมกนีเซียม (Mg^{2+}) และแคลเซียม (Ca^{2+}) ซึ่งธาตุเหล่านี้หากมีความเข้มข้นที่พอเหมาะจะเป็นธาตุที่มีประโยชน์ต่อแบคทีเรีย แต่ถ้ามีมากเกินไปจนเกินความจำเป็นจะเกิดเป็นพิษต่อแบคทีเรียได้ ปกติอออนบวกที่มีวาเลนซ์สูง (มีประจุบวกสูง) จะมีความเป็นพิษมากกว่าอออนบวกที่มีวาเลนซ์ต่ำ ระดับความเป็นพิษของอออนบวกต่างๆ แสดงในตารางที่ 2

ตารางที่ 2 ความเข้มข้นของอออนบวกที่กระตุ้นและยับยั้งปฏิกิริยา

ชนิดของอออนบวก	ความเข้มข้น (mg/l)		
	กระตุ้น	ยับยั้งปานกลาง	ยับยั้งมาก
Na^+	100 - 200	3,500 – 5,500	>8,000
K^+	200 – 400	2,500 – 4,500	>12,000
Ca^{2+}	100 - 200	2,500 – 4,500	>8,000
Mg^{2+}	75 - 150	1,000 – 1,500	>3,000

ที่มา : เอกสารประกอบโครงการพัฒนาหลักสูตรฝึกอบรมและประชาสัมพันธ์ความรู้
ด้านก๊าซชีวภาพ (2549)

พิษของอออนบวกสามารถลดลงได้ (Antagonism) เมื่ออยู่ร่วมกับธาตุอื่นๆ ในปริมาณที่เหมาะสม เช่น พิษของ Na^+ มีความเข้มข้น 3,500 mg/l สามารถทำให้ลดลงได้ ถ้าในระบบมี Mg^{2+} และ Ca^{2+} ที่มีความเข้มข้นอยู่ระหว่าง 50-1,000 mg/l แต่ในทางตรงกันข้ามอออนบางชนิดจะไปเพิ่มความเข้มข้นให้มากขึ้นเมื่ออยู่ร่วมกัน (Synergism) การลดหรือเพิ่มความเข้มข้นของอออนบวกแต่ละชนิด ดังแสดงได้ตามตารางที่ 3 และ 4

ตารางที่ 3 การเพิ่มความเข้มข้นของไอออนแต่ละชนิด

ไอออนที่เป็นพิษ	ไอออนเสริมความเป็นพิษ
Ammonium (NH_4^+)	Calcium, Magnesium, Potassium
Calcium (Ca^{2+})	Ammonium, Magnesium
Magnesium (Mg^{2+})	Ammonium, Calcium
Potassium (K^+)	None
Sodium (Na^+)	Ammonium, Calcium, Magnesium

ที่มา : Kugelman and Chin (1971)

ตารางที่ 4 การลดความเป็นพิษของไอออนแต่ละชนิด

ไอออนที่เป็นพิษ	ไอออนลดความเป็นพิษ
Ammonium(NH_4^+)	Sodium
Calcium(Ca^{2+})	Sodium, Potassium
Magnesium(Mg^{2+})	Sodium, Potassium
Potassium(K^+)	Ammonium, Calcium, Magnesium Sodium
Sodium(Na^+)	Potassium

ที่มา : Kugelman and Chin (1971)

โลหะหนัก

โลหะหนักที่เป็นพิษต่อแบคทีเรียในระบบบำบัดแบบไร้อากาศได้แก่ แมงกานีส (Mn) สังกะสี (Zn) แคดเมียม (Cd) นิกเกิล (Ni) โคบอลต์ (Co) ทองแดง (Cu) และโครเมียม (Cr) ซึ่งจะอยู่ในน้ำทิ้งในรูปของไอออน ทั้งนี้โลหะหนักที่อาจพบในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ แสดงดังตารางที่ 5 โดยทองแดง (Cu^{2+}) จะมีผลต่อระบบผลิตก๊าซชีวภาพมากที่สุด ทั้งนี้ค่าความเป็นพิษของสารประกอบโลหะหรือไอออนโลหะหนักจะขึ้นอยู่กับระดับพลังศักย์ทางไฟฟ้า pH และ Ionic Strength ของระบบ เนื่องจากโลหะหนักแต่ละชนิดสามารถที่จะรวมตัวเป็นสารประกอบเชิงซ้อนกับแอมโมเนีย คาร์บอเนต ซัลไฟด์ และฟอสเฟตได้ ดังนั้นจึงเป็นการยากในการประเมินความเป็นพิษของโลหะหนักแต่ละชนิด ในตารางที่ 6 แสดงถึงความเป็นพิษของโลหะหนัก ส่วนในตารางที่ 5 แสดงถึงการสะสมของโลหะหนักในตำแหน่งต่างๆ ในเซลล์ของแบคทีเรีย แม้ว่าโลหะหนักจะเป็นพิษต่อแบคทีเรียในระบบไร้อากาศ แต่โลหะหนักบางประเภทยังมีความจำเป็นสำหรับการเจริญเติบโตและการทำงานของแบคทีเรีย โดยมีความต้องการใช้ในปริมาณเพียงเล็กน้อย เช่น นิกเกิล หรือโคบอลต์ เป็นต้น

ความเป็นพิษของโลหะหนักสามารถลดลงได้ ถ้าน้ำเสียมีปริมาณของซัลไฟด์ (S^{2-}) ที่พอเหมาะ เนื่องจากซัลไฟด์สามารถรวมกับโลหะหนักเป็นเกลือของโลหะหนักซึ่งไม่ละลายน้ำได้ ยกเว้นในกรณีของโครเมียม เนื่องจากโครเมียมที่มีประจุบวกหก (Cr^{6+}) จะถูกรีดิวซ์ให้เป็นโครเมียมที่มีประจุบวกสาม (Cr^{3+}) ซึ่งปกติโครเมียมจะไม่ละลายน้ำในช่วง pH ของระบบถังหมักแบบไร้อากาศ จึงไม่ก่อให้เกิดความเป็นพิษในการใช้ซัลไฟด์เพื่อลดความเป็นพิษของโลหะหนัก จะใช้ความเข้มข้น 0.5 mg ในการตกตะกอนโลหะหนัก 1.0 mg แต่การเติมซัลไฟด์อาจก่อให้เกิดปัญหาต่อระบบ เนื่องจากตัวของซัลไฟด์เอง ซึ่งความเป็นพิษของซัลไฟด์จะอธิบายในหัวข้อต่อไป สำหรับการควบคุมไม่ให้เกิดพิษเนื่องจากการเติมซัลไฟด์ลงมากเกินไป ทำได้สองวิธีด้วยกัน

โดยวิธีแรกให้ทำการวิเคราะห์ปริมาณก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ในก๊าซชีวภาพอย่างต่อเนื่อง และทำการหยุดเติมซัลไฟด์ทันทีเมื่อตรวจพบก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ หรือ ใช้อิเล็กโทรดแบบ Silver-Silver Sulfide วัดปริมาณของซัลไฟด์ที่ละลายอยู่ในน้ำ โดยจะวัดออกมาในรูปของ pS (-log [S-2])

ตารางที่ 5 โลหะหนักที่พบในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ

พบมาก	พบน้อย	ไม่ค่อยพบ
Cadmium (Cd^{2+})	Arsenic (As)	Aluminum (Al)
Chromium (Cr^{+6})	Iron (Fe)	Cobalt (Co)
Copper (Cu^{2+})	Manganese (Mn)	Molybdenum (Mo)
Lead (Pb^{2+})	Mercury (Hy)	Selenium (Se)
Nickel (Ni^{2+})	Silver (Ag)	Tin (Sn)
Zinc (Zn^{2+})		

ที่มา : USEPA (1981)

ตารางที่ 6 ความเข้มข้นของโลหะหนักที่สามารถยับยั้งการทำงานของระบบบำบัดแบบไร้อากาศ

โลหะหนัก	ความเข้มข้น (mg/l)
Arsenic (As)	0.05 to 1.0
Cadmium (Cd)	0.01 to 0.02
Chromium (Cr^{+6})	1.0 to 1.5
Copper (Cu)	0.5 to 1.0
Nickel (Ni)	1.0 to 2.0
Zinc (Zn)	0.5 to 1.0

ที่มา : Mignone (2005)

ตารางที่ 7 การสะสมของโลหะหนักในระบบถังหมักแบบไร้อากาศ

โลหะหนัก	ปริมาณการ เติม (mg/l)	ความเข้มข้น ของโลหะหนัก ในระบบ (mg/l)	รูปแบบการสะสมของโลหะหนักในระบบบำบัด แบบไร้อากาศ (mg/l)			
			ในสารละลาย	ในสารที่ไม่ ละลายน้ำ	Extra Cellular	Intra Cellular
Chromium (Cr ⁺³)	1,200 (P)	41 - 158	0.065 – 0.11	10 – 97	0.20 – 0.35	25 – 120
	500 (S)	53 – 412	0.065 – 0.20	10 – 156	0.09 – 0.14	35 – 224
	100 (S)	57-106	0.065 – 0.10	18 – 33	0.10 – 0.14	34 – 80
Chromium (Cr ⁺⁶)	1,200 (P)	49 – 232	0.065 – 0.25	3 – 55	0.14 – 0.18	48 – 91
	500 (S)	49 -274	0.065 – 0.65	13 – 146	0.09 – 0.14	30 – 126
	100 (S)	46 – 84	0.065 – 0.065	1 – 23	0.09 – 0.14	34 – 72
Copper (Cu)	1,200 (P)	5 – 31	0.036 – 0.036	5 – 34	0.05 – 0.07	6 – 20
	500 (S)	4 – 42	0.036 – 0.036	4 – 48	0.05 – 0.12	6 – 18
	100 (S)	4 – 9	0.02 – 0.03	7 – 12	0.10 – 0.17	9 – 10
Nickel (Ni)	1,200 (P)	5 – 31	0.12 – 0.42	2 – 23	0.04 – 0.26	3 – 10
	500 (S)	4 – 42	0.14 – 1.22	1 – 31	0.02 – 0.23	2 – 8
	100 (S)	4 – 9	0.12 – 0.53	2 – 6	0.05 – 0.11	1 – 3

หมายเหตุ (P)- Pulse feed (S)- Step feed

ที่มา : Mignone (2005)

แอมโมเนีย

แอมโมเนียที่เกิดขึ้นในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ เกิดจากการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนรวมอยู่เช่น โปรตีน หรือปุ๋ยยูเรีย เป็นต้น ได้ผลผลิตในรูปของแอมโมเนียมไอออน (NH⁴⁺) หรือแอมโมเนีย (NH³) ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับค่า pH ของระบบดังสมการ



ปริมาณของแอมโมเนียมไอออนจะมีความสัมพันธ์กับค่า pH เมื่อ pH มีค่าประมาณ 7.0 ความเข้มข้นของแอมโมเนียจะมีประมาณ 1% ของแอมโมเนียทั้งหมด โดยจะมีความเข้มข้นของแอมโมเนียมากขึ้นเมื่อ pH สูงขึ้น สำหรับความเป็นพิษของแอมโมเนียนั้นพบว่าแอมโมเนียจะเป็น

พิษต่อแบคทีเรียมากกว่าแอมโมเนียมไอออน โดยพบว่าแอมโมเนียจะเป็นพิษต่อแบคทีเรียเมื่อมีความเข้มข้นมากกว่า 150 mg/l ในขณะที่แบคทีเรียสามารถทนต่อความเข้มข้นของแอมโมเนียมไอออนได้สูงถึง 3,000 mg/l ดังนั้นการรักษา pH ให้มีค่าประมาณ 7.0 หรือต่ำกว่า ทำให้แอมโมเนียทั้งหมดอยู่ในรูปของแอมโมเนียมไอออนซึ่งเป็นพิษต่อระบบน้อยกว่า ตารางที่ 8 แสดงระดับความเป็นพิษของแอมโมเนียที่ความเข้มข้นต่างๆ สำหรับการลดพิษของแอมโมเนียในโตรเจนทำได้โดยการเจือจางน้ำทิ้ง หรือทำการกำจัดแอมโมเนียในโตรเจนในน้ำทิ้งก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด เช่นใช้กระบวนการ Ammonia Stripping เป็นต้น

ตารางที่ 8 ระดับความเป็นพิษของแอมโมเนียมไอออน

แอมโมเนียในโตรเจน, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ (mg/l)	ผลกระทบต่อระบบ
50 – 200	ปริมาณพอเหมาะ
200 – 1,000	ยังไม่เกิดผลชัด
1,500 – 3,000	เริ่มยับยั้งเมื่อมีค่า pH สูงกว่า 7.0
>3,000	เป็นพิษโดยตรง

ที่มา : McCarty (1964)

ซัลเฟต (SO_4^{2-})

พิษของซัลไฟด์ต่อแบคทีเรีย เกิดขึ้นเนื่องจากน้ำทิ้งที่เข้าสู่ระบบมีปริมาณซัลไฟด์สูง การย่อยสลายซัลเฟต (SO_4^{2-}) หรือโปรตีนในน้ำทิ้งโดยซัลเฟตในน้ำเสีย มีทั้งที่อยู่ในรูปของสารที่ละลายน้ำได้และไม่ละลายน้ำ ขึ้นอยู่กับอณูประจุบวกที่ซัลเฟตรวมอยู่ โดยส่วนที่มีการรวมกับโลหะหนักจะตกตะกอน ส่วนที่เหลือจะละลายน้ำหรืออยู่ในรูปของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) และเมื่อละลายน้ำสามารถเปลี่ยนเป็นกรดซัลฟูริก (H_2SO_4) ความเข้มข้นของซัลไฟด์ละลายน้ำที่แบคทีเรียสามารถทนได้อยู่ระหว่าง 50-160 mg/l และจะเกิดความเป็นพิษขึ้นเมื่อมีความเข้มข้นมากกว่า 200 mg/l วิธีซึ่งสามารถลดความเป็นพิษของซัลไฟด์ลงได้

โดยการทำให้ซัลไฟด์ตกตะกอน การเจือจางน้ำทิ้งหรือการแยกซัลไฟด์ออกจากน้ำทิ้งก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดสำหรับน้ำเสียที่มีปริมาณของซัลเฟต มากเช่นน้ำเสียจากโรงงานน้ำยางข้น ปริมาณของซัลเฟตที่มากเกินไปจะทำให้แบคทีเรียที่สามารถรีดิวซ์ซัลเฟตให้เป็นซัลไฟด์ (Sulfate-

Reducing Bacteria, SRB) เช่น *Desulfovibrio*, *Desulfotomaculum* เจริญเติบโตได้ดี แบคทีเรียในกลุ่มของ SRB จะใช้ซัลเฟต (SO_4^{2-}) เป็นตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้ายและเปลี่ยนเป็นซัลไฟด์ การที่น้ำเสียมีซัลเฟตมากส่งผลให้แบคทีเรียสร้างมีเทนทำงานได้น้อยลง ทำให้การผลิตก๊าซมีเทนลดน้อยลง แต่จะได้ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่มีกลิ่นเหม็นแทนที่ ซึ่งการอธิบายจะอาศัยการเปรียบเทียบกลไกการเกิดปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟตและการสร้างมีเทนในรูปของอุณหพลศาสตร์ ซึ่งแสดงไว้ในตารางที่ 9

ตารางที่ 9 ค่า ΔG° ในการรีดิวซ์ซัลเฟตและสร้างมีเทน

ปฏิกิริยา	ΔG° (kJ)
1. $4\text{H}_2 + \text{SO}_4^{2-} + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-152.2
2. $4\text{H}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135.6
3. $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{SO}_4^{2-} + \text{H}^+ \rightarrow 2\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{S}$	-47.6
4. $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$	-31.0
5. $4\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + \text{SO}_4^{2-} \rightarrow 4\text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{HCO}_3^- + 3\text{HS}^- + \text{H}^+$	-150.6
6. $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{HCO}_3^- + \text{H}^- + \text{H}_2$	-76.1
7. $4\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 12\text{H}_2\text{O} \rightarrow 4\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^- + 3\text{CH}_4$	-102.4

ที่มา : เอกสารประกอบโครงการพัฒนาหลักสูตรฝึกอบรมและประชาสัมพันธ์ความรู้ด้าน
ก๊าซชีวภาพ (2549)

จากตารางจะเห็นว่าเมื่อทำการเปรียบเทียบการเกิดปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟตและการสร้างมีเทน โดยใช้สารตั้งต้นชนิดเดียวกันคือไฮโดรเจนและกรดอะซิติก ในปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟตเป็นซัลไฟด์ (ปฏิกิริยาที่ 1 และ 3) โดยใช้ไฮโดรเจนและกรดอะซิติกเป็นสารตั้งต้นตามลำดับ จะมีค่า G° ที่ต่ำกว่าในปฏิกิริยาที่สร้างมีเทน (ปฏิกิริยาที่ 2 และ 4) แสดงให้เห็นว่าปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟตเป็นปฏิกิริยาที่ให้พลังงานมากกว่า ดังนั้นจึงสามารถเกิดปฏิกิริยาขึ้นได้ง่ายกว่าปฏิกิริยาการสร้างมีเทน การที่น้ำเสียมีซัลเฟตในปริมาณสูงจึงทำให้ได้ผลผลิตที่เป็นก๊าซมีเทนลดน้อยลง เนื่องจากสารตั้งต้นถูกใช้ไปในการรีดิวซ์ซัลเฟตมากกว่าการสร้างมีเทน ผลผลิตที่ได้จึงเป็นก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่มีกลิ่นเหม็น และที่ pH ต่ำอาจเป็นพิษต่อแบคทีเรียได้

แต่หากพิจารณาในแง่ของการย่อยสลายกรดโพฟิออนิกเป็นกรดอะซิติกแล้ว (ปฏิกิริยาที่ 5 ถึง 7) พบว่าการรีดิวซ์ซัลเฟตที่เกิดขึ้น สามารถลดการสะสมของกรดโพฟิออนิกในระบบได้ ดังนั้น การที่มีซัลเฟตในน้ำเสียจึงมิได้ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดี ความเป็นพิษของซัลเฟตที่มีต่อระบบมีความสัมพันธ์กับค่า pH โดยที่ pH 6.4-7.2 ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์สามารถยับยั้งการทำงานของระบบได้ 50 % เมื่อมีความเข้มข้น 250 mg/l ในขณะที่ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์เพียง 90 mg/l สามารถส่งผลในการยับยั้งการทำงานของระบบได้เท่ากัน เมื่อ pH มีค่า 7.8-8.0

สารอาหาร

สารอาหารในน้ำเสียมีความสัมพันธ์โดยตรงกับชนิดของกลุ่มแบคทีเรียในระบบ รวมไปถึงประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียและผลิตก๊าซชีวภาพ โดยพบว่าสารอาหารที่ต่างชนิดกันมีผลต่ออัตราการย่อยสลายที่แตกต่างกัน โดยสารอาหารจำพวกคาร์โบไฮเดรตจะให้อัตราการย่อยสลายที่เร็วกว่าโปรตีน และไขมัน ในเซลล์แบคทีเรียทุกชนิดจะประกอบไปด้วยธาตุที่สำคัญคือ คาร์บอน ไฮโดรเจน ไนโตรเจน ฟอสฟอรัส ออกซิเจน และ ซัลเฟอร์ โดยแบคทีเรียที่ไร้อากาศต้องการปริมาณไนโตรเจนต่อน้ำหนักเซลล์เท่ากับ 9.4 (Cell Weight/N = 9.4)

ในขณะที่แบคทีเรียชนิดไร้อากาศจะสร้างเซลล์เพิ่มขึ้นเป็นจำนวนมากได้ เมื่อมีอัตราส่วนของธาตุไนโตรเจนต่อคาร์บอน(N/C) ในสารอาหารประมาณ 0.0620 และยังต้องการธาตุฟอสฟอรัสเท่ากับ 1 ใน 7 ของปริมาณธาตุไนโตรเจนที่ประกอบในเซลล์ ดังนั้นน้ำทิ้งควรมีสารอาหารที่เพียงพอแก่การเจริญเติบโตของแบคทีเรีย โดยทั่วไปความต้องการธาตุไนโตรเจนและฟอสฟอรัสจะอยู่ในอัตราส่วน 11 ต่อ 2 ดังนั้นถ้าปริมาณแบคทีเรียที่เกิดขึ้นมีประมาณ 0.1 kg ต่อ 1 kg BOD ที่ถูกย่อยสลาย อัตราส่วน BOD:N:P จะเท่ากับ 100:1.1:0.2 ซึ่งต่ำกว่าอัตราส่วนที่ใช้ในการย่อยสลายแบบใช้ออกซิเจนอิสระซึ่งมีค่าเท่ากับ 100:5:1 ดังนั้นในน้ำเสียที่มีสารอาหารต่ำแต่มีสารอินทรีย์หรือซีโอดีสูง เช่นน้ำเสียจากโรงงานน้ำอัดลม จึงสามารถที่จะใช้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศได้โดยไม่ต้องมีการเติมสารอาหารเพิ่มเติม

สารอินทรีย์

สารอินทรีย์บางชนิดสามารถยับยั้งการทำงานของแบคทีเรียไร้อากาศ ซึ่งได้แก่ แอลกอฮอล์ (Alcohol) จำพวกเมทานอล (Methanol) และกรดไขมันที่มีโมเลกุลยาว (Long Chain Fatty Acid) การทำลายความเป็นพิษสารอินทรีย์เหล่านี้ สามารถทำได้โดยการป้อนน้ำทิ้งเข้าสู่ระบบบำบัดอย่าง

ต่อเนื่อง (Continuous Feed) ซึ่งจะต้องเริ่มจากความเข้มข้นที่น้อยๆ แล้วจึงปรับให้มีค่าเพิ่มขึ้นเป็นลำดับ เพื่อให้แบคทีเรียมีความคุ้นเคยและปรับตัวได้ หรืออาจแก้ไขได้โดยการเติมสารเคมีลงไป เพื่อทำให้เกิดการตกตะกอนของสารอินทรีย์ที่เป็นพิษ ก่อนจะจ่ายน้ำเสียเข้าสู่ระบบ

การกวน

การกวนเป็นการทำให้ของเหลวและส่วนผสมที่อยู่ในระบบ มีการผสมและกระจายตัวอย่างทั่วถึงและสม่ำเสมอ ช่วยให้ออกซิเจนที่เข้ามาใหม่เข้าไปแทนที่ของเสียที่ถูกย่อยสลายแล้ว ทำให้ระบบมีการย่อยสลายได้อย่างต่อเนื่องและมีประสิทธิภาพ นอกจากนี้การกวนยังช่วยป้องกันมิให้มีการแยกชั้นของของเสีย ซึ่งการแยกชั้นของของเสียจะสร้างปัญหาให้กับระบบ โดยตะกอนลอยด้านบนสุด (Scum) จะทำให้ประสิทธิภาพในการสร้างก๊าซมีเทนและเปลี่ยนรูปสารอินทรีย์ในระบบลดลง ในทางปฏิบัติสามารถลดปัญหาการเกิดชั้นตะกอนลอยได้

โดยการเพิ่มการกวนให้แก่อะบบ ถ้าหากระบบมีสภาพความเข้มข้นของแข็งต่ำ (ความเข้มข้นของแข็งแขวนลอยน้อยกว่า 500 mg/l) และมีสารที่มีเส้นใยอยู่มาก สามารถใช้การหมุนเวียนของเหลวหรือก๊าซที่เกิดขึ้นในถัง เพื่อกวนผสมน้ำเสียได้ แต่หากระบบมีแนวโน้มการสะสมตัวของตะกอนลอยค่อนข้างสูง หรือของแข็งแขวนลอยในน้ำเสียมีมาก จำเป็นต้องใช้การกวนโดยใช้เครื่องมือทางกล เช่น ใบกวน เป็นต้น และกลุ่มแบคทีเรียที่ผลิตก๊าซมีเทนมีความไวต่อการผสมเร็ว (Rapid Mixed, Velocity gradient, $G > 500 \text{ s}^{-1}$) มาก ควรหลีกเลี่ยงการผสมที่อาจทำให้แบคทีเรียที่ผลิตก๊าซมีเทนหลุดออกจากระบบ เพราะจะทำให้ระบบล้มเหลวได้ (Gerardi, M. H., 2003)

อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR)

อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์เป็นปัจจัยอย่างหนึ่งที่จะมีผลต่อประสิทธิภาพในการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายในระบบ และเป็นตัวแปรสำคัญที่ใช้ในการออกแบบระบบบำบัดแบบไร้อากาศอีกด้วย เนื่องจากการเปลี่ยนสารอินทรีย์ในระบบให้กลายเป็นก๊าซมีเทน ต้องมีความเข้มข้นของแบคทีเรียในปริมาณพอเหมาะกับปริมาณสารอินทรีย์ จึงจะทำให้แบคทีเรียมีการย่อยสลายสารอินทรีย์ได้อย่างมีประสิทธิภาพ หากมีการป้อนสารอินทรีย์เข้าระบบมากเกินไปจะทำให้การย่อยสลายสารอินทรีย์ลดลง เนื่องจากแบคทีเรียบางส่วนถูกทำลายไปเพราะสภาพที่ไม่สมดุล ในทางตรงกันข้ามหากมีการป้อนสารอินทรีย์เข้าระบบน้อยเกินไป จะทำให้การใช้ถังหมักไม่เต็ม

ประสิทธิภาพไม่คุ้มค่าในการลงทุน และยังส่งผลให้แบคทีเรียในระบบปรับตัวเข้ากับสภาพสารอินทรีย์ที่มีปริมาณต่ำ ผลที่ตามมาคือระบบอาจล้มเหลวได้เช่นกัน

อย่างไรก็ตามค่าของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์จะแตกต่างกันไปตามธรรมชาติและชนิดของน้ำเสีย จึงจำเป็นต้องปรับค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ในการเดินระบบให้เหมาะสมกับน้ำเสียที่ใช้ด้วย สำหรับอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่จะใช้เป็นเกณฑ์ในการออกแบบหาได้จากกราฟทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ หรือจากระบบจริงที่มีผู้เดินระบบสำเร็จมาแล้ว

เวลาเก็บกัก

เวลาเก็บกักในระบบของการหมักแบบไร้อากาศในที่นี้มีหมายถึงเวลากักเก็บแบคทีเรีย (Solid Retention Time, SRT) หรือเวลากักเก็บของเหลว (Hydraulic Retention Time, HRT) อยู่ในระบบจนกระทั่งหลุดออกจากระบบ ซึ่งการควบคุมระบบนิยมใช้ค่าเวลากักเก็บของเหลว (HRT) เนื่องจากคำนวณได้ง่ายกว่า การควบคุมเวลาเก็บกักในการเดินระบบมีความสำคัญเนื่องจากถ้าเวลาเก็บกักยาวนานเกินไปจะทำให้สิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการก่อสร้าง เพราะต้องใช้ถังหมักขนาดใหญ่ ในทางตรงกันข้ามหากใช้เวลาเก็บกักสั้นเกินไป แบคทีเรียก็จะเจริญเติบโตไม่ทันเกิดการหลุดออกจากระบบจำนวนมาก ซึ่งส่งผลทำให้ประสิทธิภาพในการทำงานของระบบลดลง การควบคุมเวลาเก็บกักที่เหมาะสมจะช่วยให้แบคทีเรียที่อยู่ในระบบมีปริมาณคงที่หรือมีปริมาณเพิ่มขึ้น ระยะเวลาเก็บกักเป็นค่าที่ขึ้นอยู่กับปัจจัยสภาพแวดล้อมภายในระบบและลักษณะของเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบ รวมไปถึงชนิดของแบคทีเรียในระบบเป็นสำคัญ

จิรวัดน์ (2546) ในการผลิตก๊าซชีวภาพ พบว่าเมื่อระยะเวลาเก็บกัก (HRT) มากขึ้น จะมีอัตราการเติม NaOH เพื่อปรับ pH ลดลง เนื่องจากมีการเปลี่ยนแปลงของ pH น้อยกว่า ดังนั้นการเพิ่มระยะเวลาเก็บกักจะช่วยให้ระบบมีเวลามากขึ้นที่จะเพิ่มสภาพค่าโดยธรรมชาติให้สูงขึ้นเพื่อรองรับสภาพกรดที่แบคทีเรียสร้างกรดผลิตขึ้น

โลหะบางชนิด

ในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ นอกจากธาตุอาหารหลักอันได้แก่ คาร์บอน ไนโตรเจนและฟอสฟอรัส แบคทีเรียสร้างมีเทนยังต้องการธาตุอาหารเสริมประเภทโลหะอื่นๆ ในปริมาณเล็กน้อย ซึ่งสารที่มักทำการเติมลงไปในระบบบำบัดแบบไร้อากาศคือโคบอลต์และนิกเกิล ซึ่งพบว่าหากระบบ

มีธาตุโลหะเหล่านี้ในปริมาณที่น้อยเกินไป ประสิทธิภาพในการทำงานของระบบจะลดลงโดยการขาดธาตุโลหะเหล่านี้จะส่งผลต่อการทำงานของแบคทีเรียสร้างมีเทนเท่านั้น แต่ไม่มีผลกระทบต่อการทำงานของแบคทีเรียสร้างกรด นอกจากนิเกิลและโคบอลต์ ยังมีการศึกษาถึงการเติมธาตุโลหะอื่นๆ ลงไปในระบบได้แก่โมลิบดีนัม ทังสเตน เซเลเนียม แต่ผลการศึกษายังไม่มีความชัดเจน สำหรับปริมาณการเติมนิเกิลและโคบอลต์ลงไปในระบบจะอยู่ที่ประมาณ 50 mg ในรูปของโลหะนั้นๆ ต่อปริมาตร 1 m³ ของถังปฏิกรณ์

รูปแบบของระบบบำบัดแบบไร้อากาศ

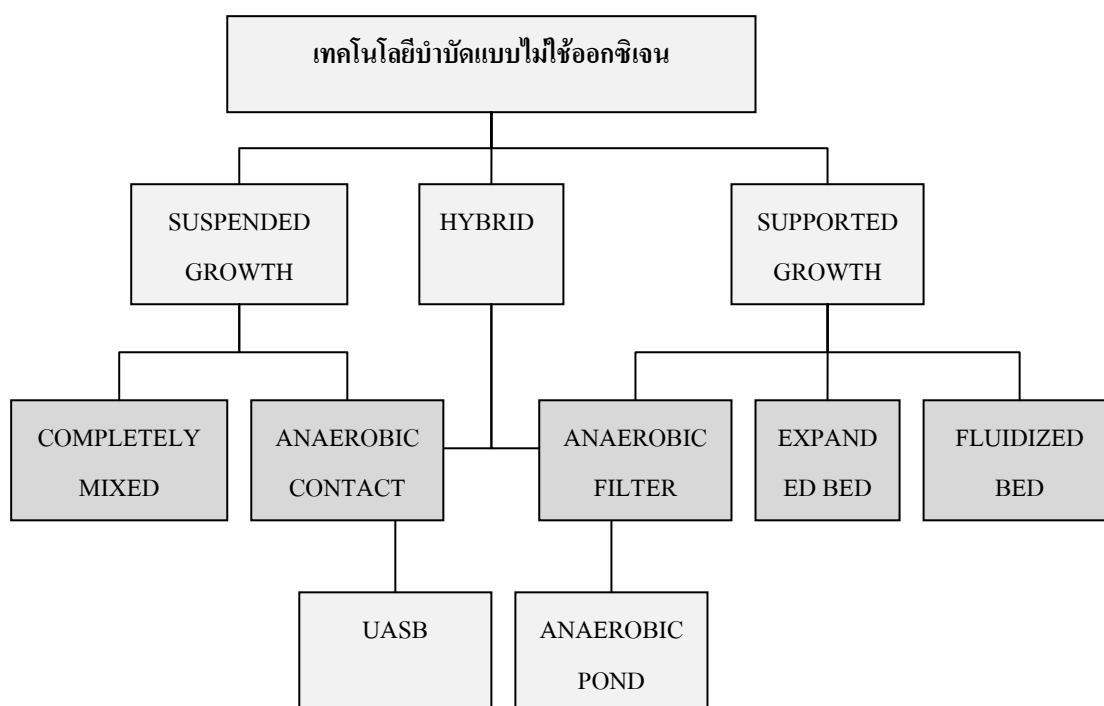
กระบวนการไร้อากาศอาจใช้ในการบำบัดน้ำเสียหรือบำบัดสลัดจ์ก็ได้ ขึ้นอยู่กับว่าถังปฏิกรณ์จะเป็นแบบใด แต่ไม่ว่าวัตถุประสงค์จะเป็นเช่นใดก็ตามกระบวนการไร้อากาศก็มักมีลักษณะสำคัญร่วมกันคือสามารถสร้างก๊าซชีวภาพจากสารอินทรีย์ กระบวนการบำบัดสลัดจ์มักเป็นถังรูปแบบเดียวคือถังย่อยสลัดจ์ (Sludge Digestion Tank) ส่วนรูปแบบอื่นๆ มักใช้ในการบำบัดน้ำเสีย

ถังปฏิกรณ์ชีวภาพไร้อากาศได้มีการพัฒนาอย่างต่อเนื่องจากถังปฏิกรณ์ที่ใช้สำหรับหมักธรรมดา จนถึงกระบวนการที่มีอัตราสูงที่ใช้ระยะเวลาสั้นมาก ภาพที่ 2 ได้สรุปรูปแบบของถังปฏิกรณ์ที่มีใช้กันในปัจจุบัน โดยด้านซ้ายจะเป็นกระบวนการที่เหมาะสมสำหรับระบบย่อยตะกอนหรือน้ำเสียที่มีสารอินทรีย์อยู่ในรูปของแข็งปนอยู่มาก ส่วนกระบวนการด้านขวามือเหมาะสำหรับน้ำเสียที่มีสารอินทรีย์ส่วนใหญ่ละลายอยู่ในน้ำ ส่วนกระบวนการตรงกลางเหมาะสมสำหรับน้ำเสียที่มีของแข็งไม่มากนักและน้ำเสียที่มีสารอินทรีย์ละลายน้ำ ความแตกต่างของทั้งในด้านรูปแบบและข้อพิจารณาในการเลือกใช้งานได้แสดงอยู่ในตารางที่ 10

ตารางที่ 10 การเปรียบเทียบกระบวนการบำบัดน้ำเสียไร้อากาศแบบต่าง ๆ

ข้อพิจารณา	ระบบเดบิโต	ระบบผสม	ระบบมีตัวกลางเกาะ
ความเข้มข้นของแบคทีเรีย	ต่ำ	สูง	สูง
อายุตะกอน(SRT)	ต่ำ	สูง	สูง
การใช้บำบัดน้ำเสียที่มี อนุภาคของแข็ง	เหมาะสม	กำจัดอนุภาคของแข็ง ได้บ้าง	กำจัดอนุภาคของแข็ง ได้บ้าง
การใช้บำบัดน้ำเสียที่มี อนุภาคของแข็ง	เหมาะสม	ไม่เหมาะสม	ไม่เหมาะสม

ที่มา : มั่นสิน (2546)

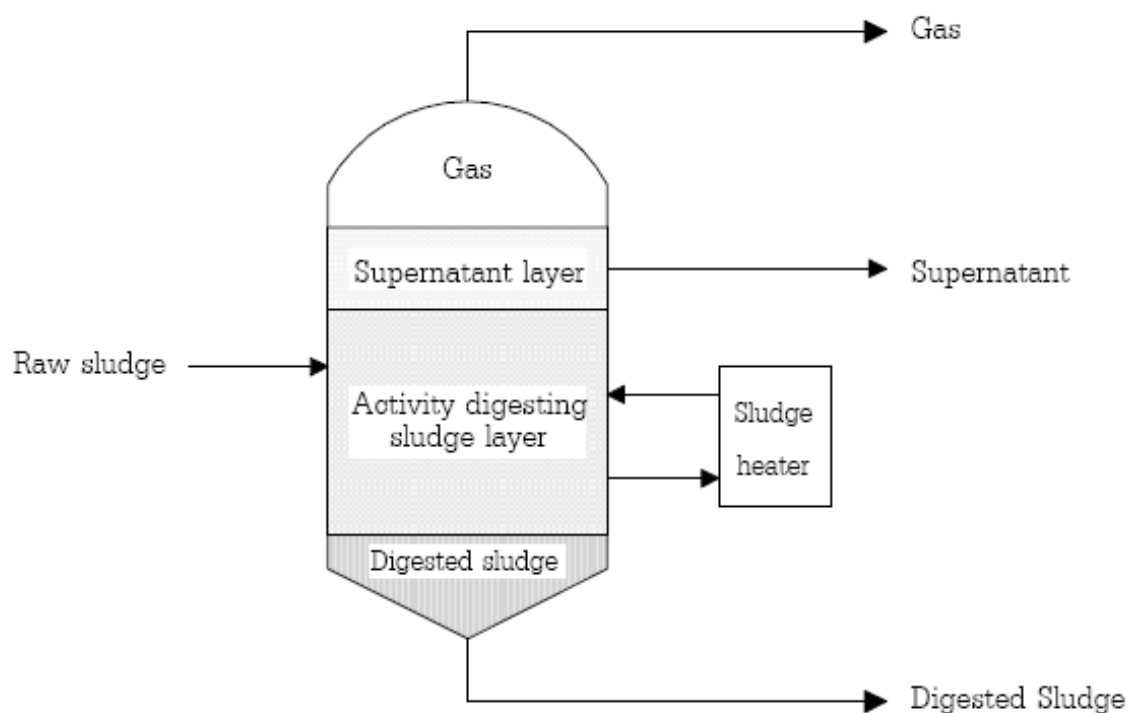


ภาพที่ 2 รูปแบบของระบบบำบัดแบบไร้อากาศแบบต่างๆ

ที่มา: Manila and Pohland (1992)

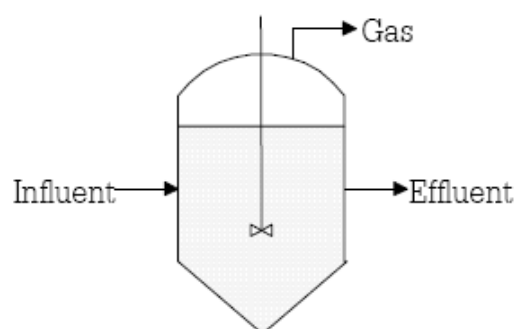
ถังย่อยสลัดจ์ (บำบัดสลัดจ์)

ระบบแบบนี้ใช้ในการบำบัดสลัดจ์ซึ่งเป็นตะกอนอินทรีย์ ส่วนประกอบหลักของระบบนี้แสดงอยู่ในภาพที่ 3 และ 4 ภาพที่ 3 เป็นถังย่อยที่ไม่มีการกวนตะกอนและไม่ปรับอุณหภูมิให้กับสลัดจ์ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในถังจึงช้าและไม่ทั่วถึงถังย่อยแบบนี้จึงเรียกว่าถังย่อยแบบอัตราต่ำ (Low Rate Digester) ส่วนภาพที่ 4 เป็นถังย่อยแบบที่มีการกวนและมีการปรับอุณหภูมิด้วย ปฏิกิริยากำจัดสารอินทรีย์จะเกิดขึ้นได้ดีกว่าแบบแรก ถังย่อยแบบนี้จึงเรียกว่าถังย่อยแบบอัตราสูง (High Rate Digester) ภาพที่ 5 เป็นถังย่อยแบบอัตราสูงที่มีถึง 2 ชุด ในภาพแสดงให้เห็นถึงการแยกตะกอนสลัดจ์ออกจากถังย่อยสลัดจ์ชุดที่ 2 ซึ่งทำให้สามารถได้สลัดจ์ย่อยแล้วที่มีความเข้มข้นสูงและปล่อยน้ำทิ้งที่มีตะกอนแขวนลอยต่ำ (สกปรกน้อย)



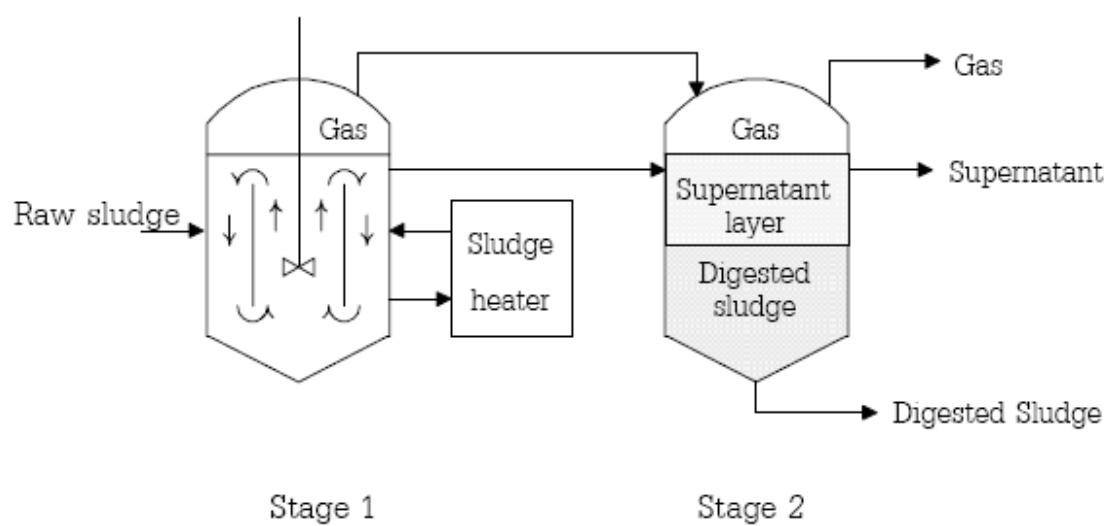
ภาพที่ 3 ถังย่อยชนิดอัตราต่ำ

ที่มา: มั่นสิน (2542)



ภาพที่ 4 ถังย่อยแบบอัตราสูง

ที่มา : มั่นสิน (2542)

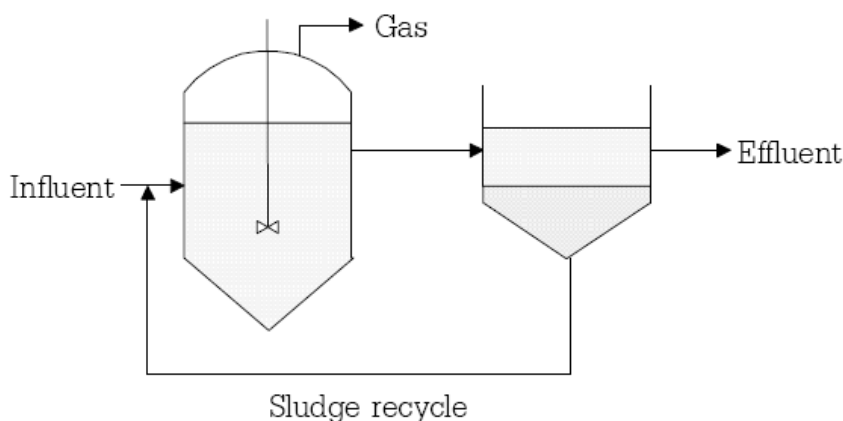


ภาพที่ 5 ถังย่อยแบบอัตราสูงที่มีการแยกตะกอน

ที่มา : มั่น (2542)

ถังย่อยแบบสัมผัส (Anaerobic Contact)

ถังย่อยแบบนี้ใช้ในการกำจัดสารอินทรีย์ที่อยู่ในน้ำเสีย สารอินทรีย์ที่ต้องการกำจัดอาจเป็นของแข็งหรือสารละลายก็ได้ ถังย่อยแบบสัมผัสนี้อาจเป็นถังปฏิกริยาแบบมีการหมุนเวียนตะกอนหรือไม่ก็ได้ แต่นิยมใช้แบบที่มีการหมุนเวียนตะกอน (ดูภาพที่ 6) ดังนั้น ถังย่อยแบบสัมผัสจึงมีส่วนประกอบที่คล้ายคลึงกับระบบเอเอส จนกระทั่งในบางครั้งอาจเรียกถังย่อยแบบนี้ว่าเป็นระบบเอเอสแบบไร้อากาศ (Anaerobic Activated Sludge) อย่างไรก็ตาม ระบบนี้ไม่สามารถบำบัดน้ำเสียได้ดีเหมือนกับระบบเอเอส การสะสมแบคทีเรียให้คงอยู่ในระบบไม่สามารถกระทำได้นี้เนื่องจากสลัดจ์ที่เกิดขึ้นไม่สามารถตกตะกอนได้ดีเหมือนสลัดจ์ของระบบเอเอส จึงมีการหลุดหนีของสลัดจ์เกิดขึ้นตลอดเวลาอย่างหลีกเลี่ยงไม่ได้ ในปัจจุบันระบบถังย่อยแบบสัมผัสมีจำนวนน้อยเนื่องจากไม่เป็นที่นิยม ระบบที่ยังคงใช้ได้จะมีความสามารถในการรับภาระสารอินทรีย์ได้ต่ำสะสมตัวจนเป็นพิษต่อแบคทีเรียที่สร้างกรด วิศวกรบางคนอาจมีวิธีอื่นในการควบคุมแบคทีเรียในถังย่อยโดยมิต้องใช้ pH เช่น โดยการควบคุมระดับ SRT เป็นต้น

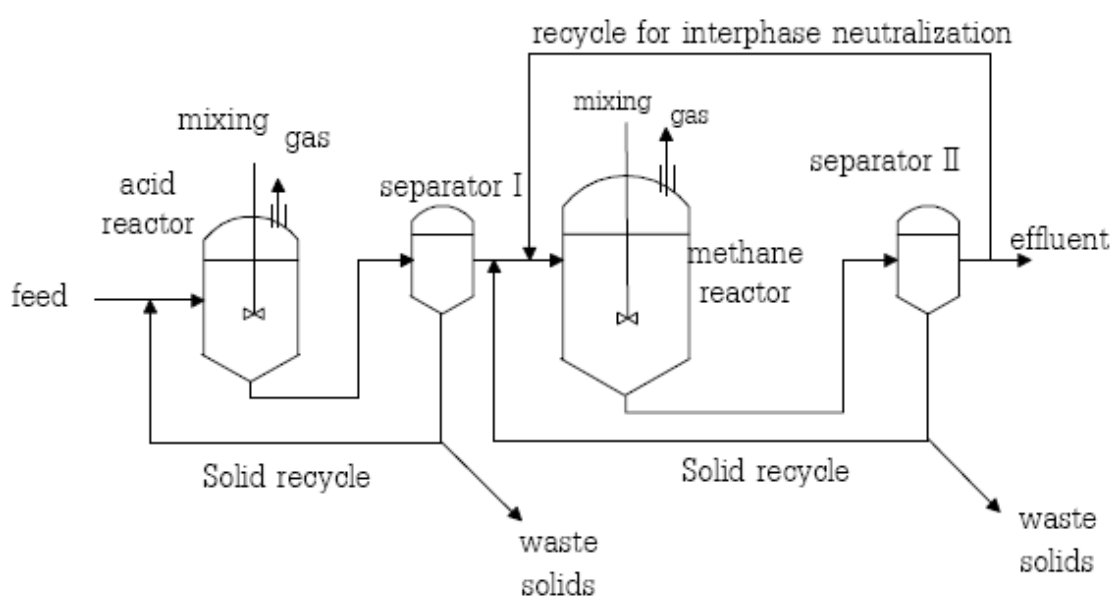


ภาพที่ 6 ระบบถังย่อยแบบสัมผัส

ที่มา : มั่นสิน (2542)

ถังย่อยแบบแยกเชื้อ

ได้มีความพยายามในการออกแบบถังย่อยแบบแยกเชื้อ เพื่อให้แบคทีเรียสร้างกรด และแบคทีเรียสร้างมีเทนเติบโตอยู่ในถังย่อยคนละใบที่สามารถควบคุมให้มีสภาวะเหมาะสมแตกต่างกัน ลักษณะเช่นนี้เชื่อว่าแบคทีเรียแต่ละชนิดจะทำงานได้เต็มกำลังและเป็นการใช้ประโยชน์จากถังปฏิริยาได้อย่างเต็มที่ นอกจากนี้ยังเชื่อว่าทำให้การควบคุมการทำงานของถังย่อยมีความสะดวกยิ่งขึ้น ภาพที่ 7 แสดงให้เห็นถึงส่วนประกอบของถังย่อยแบบแยกเชื้อที่ใช้ pH เป็นตัวกำหนดและควบคุมแบคทีเรียในถังย่อย ถังใบแรกซึ่งมี pH ประมาณ 6 จะมีแต่แบคทีเรียประเภทสร้างกรด ส่วนถังที่สองซึ่งมี pH ประมาณ 7 จะมีแบคทีเรียสร้างมีเทนการควบคุม pH แบบอัตโนมัติเป็นสิ่งจำเป็นสำหรับถังใบแรกเท่านั้น ถ้าไฮโดรเจนที่สร้างขึ้นในถังใบแรกจะถูกปล่อยทิ้งออกไปจากถังเพื่อมิให้เกิดการ



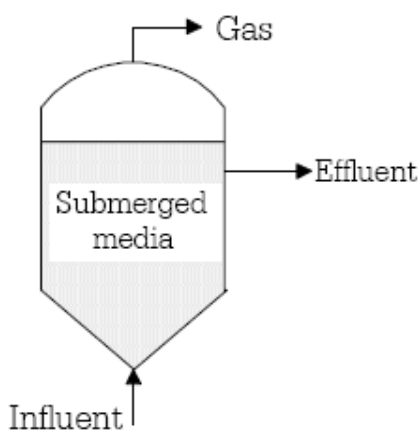
ภาพที่ 7 ระบบถังย่อยแบบแยกเชื้อ

ที่มา : มั่นสิน (2542)

อนึ่งแม้ว่าแนวความคิดต่างๆ ที่เกี่ยวกับถังย่อยแบบแยกเชื้อมีทางเป็นไปได้ แต่ประสบการณ์ต่างๆ ในภาคสนามนั้นยังมีน้อยมาก วิศวกรยังขาดความรู้พื้นฐานอีกหลายอย่าง ดังนั้นวิศวกรจึงมีความลังเลใจในการใช้ระบบถังย่อยประเภทนี้

เครื่องกรองแบบไร้อากาศ (AF หรือ Anaerobic Filter)

ภาพที่ 8 แสดงให้เห็นถึงลักษณะทั่วไปของเครื่องกรองแบบไร้อากาศส่วนประกอบที่สำคัญคือถังสูงที่มีลักษณะคล้ายถังกรอง แต่บรรจุภายในด้วยหินขนาด 1.5–2 นิ้วหรืออาจใช้ตัวกลางพลาสติกแทนก็ได้ น้ำเสียจะไหลจากข้างล่างขึ้นข้างบน ลักษณะเช่นนี้จะทำให้น้ำท่วมตัวกลางอยู่ตลอดเวลา ถ้าทำให้แบคทีเรียส่วนใหญ่ถูกจับอยู่ภายในถังกรอง น้ำที่ไหลออกมาจะมีความใสโดยไม่ต้องใช้ถังตกตะกอนต่างหาก โดยปกติเครื่องกรองไร้อากาศมีขนาดเล็กกว่าถังย่อยแบบธรรมดาเพราะมีอัตราบำบัดสูงกว่า (ใช้เวลาพักน้ำต่ำกว่า) อย่างไรก็ตามเครื่องกรองแบบไร้อากาศมีจุดอ่อนบางอย่างที่ต้องแก้ไข ปัญหาที่สำคัญก็คือ ต้องหาวิธีการกระจายน้ำเสียให้ไหลเข้าถังกรองให้ได้อย่างสม่ำเสมอ เรื่องการอุดตันก็เป็นปัญหาเหมือนกัน แต่สามารถแก้ไขหรือบรรเทาลงได้โดยการกำจัดของแข็งแขวนลอยออกจากน้ำเสียก่อนส่งเข้าเครื่องกรองแบบไร้อากาศ เช่นให้มีการตกตะกอนน้ำเสียก่อนส่งเข้าระบบ ถึงไร้อากาศแบบนี้มีข้อดีมากกว่าแบบอื่นๆ ที่กล่าวไปแล้วเนื่องจากมีความสามารถในการเก็บกักเซลล์แบคทีเรียได้ดีกว่า ทำให้มีความเป็นไปได้ในการบำบัดน้ำเสียที่มีบีโอดีต่ำ



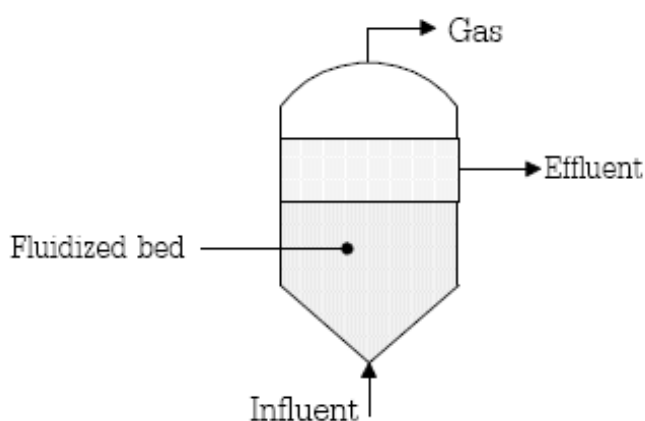
ภาพที่ 8 ระบบเครื่องกรองไร้อากาศ

ที่มา : มั่นสิน (2542)

ระบบชั้นลอยตัวแบบไร้อากาศ (AFB หรือ Anaerobic Fluidized Bed)

ระบบชั้นลอยตัวแบบไร้อากาศ (AFB หรือ Anaerobic Fluidized Bed)

ระบบแบบนี้คล้ายคลึงกับระบบเครื่องกรองไร้อากาศตรงที่มีน้ำไหลจากข้างล่างขึ้นข้างบน จัดเป็นระบบฟิล์มตรึง (Fixed Film) แบบไร้อากาศที่มีสารตัวกลางขนาดเล็กเท่าเม็ดทรายเป็นที่จับเกาะของแบคทีเรีย (ดูภาพที่ 9) อัตราไหลของน้ำเสียจะต้องสูงมากจนกระทั่งทำให้มีการลอยตัวของสารตัวกลาง ตัวอย่างสารตัวกลางที่มีการทดลองใช้ในระดับห้องปฏิบัติการได้แก่ ทราย, แอนทราไซต์, ถ่านกัมมันต์ เป็นต้น การใช้สารตัวกลางขนาดเล็ก (เมื่อเปรียบเทียบกับระบบเครื่องกรองไร้อากาศ) ทำให้ระบบนี้มีพื้นที่ผิวจำเพาะ (คิดต่อหน่วยปริมาตร) สูงมาก ซึ่งเท่ากับการมีแบคทีเรียจำนวนมากอาศัยอยู่ในระบบ อัตราเร็วในการบำบัดน้ำเสียของระบบนี้จึงสูงมาก ถึงปฏิกิริยาที่ใช้ในระบบจึงอาจมีขนาดเล็กกว่าระบบอื่นๆ อย่างไรก็ตาม ลักษณะการทำงานซึ่งต้องทำให้สารตัวกลางลอยตัวตลอดเวลาก่อให้เกิดปัญหาในการออกแบบและควบคุมระบบหลายอย่าง และต้องสิ้นเปลืองพลังงานในการทำให้สารตัวกลางลอยตัวสูงกว่าระบบอื่น ระบบเช่นนี้จึงยังไม่ได้ได้รับความนิยม

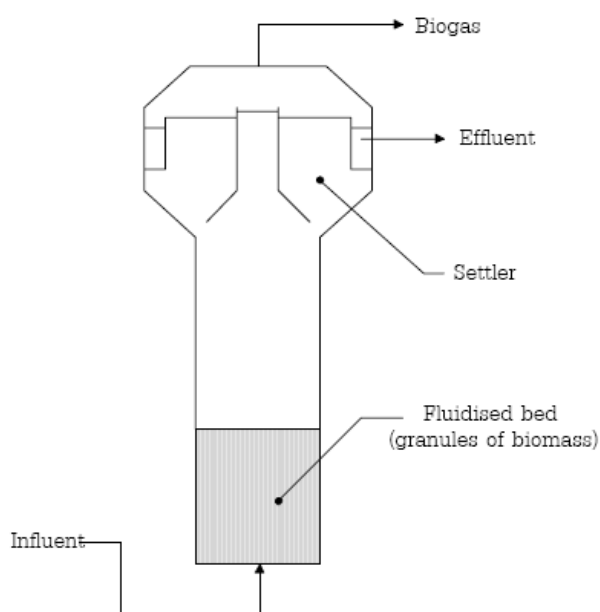


ภาพที่ 9 ระบบชั้นลอยตัวแบบไร้อากาศ (AFB)

ที่มา : มั่นสิน (2542)

ระบบยูเอเอสบี (UASB หรือ Up-flow Anaerobic Sludge Blanket)

การที่ต้องมีสารตัวกลางอยู่ในเครื่องกรองไร้อากาศและระบบ AFB ทำให้ถึงปฏิบัติการต้องเสียปริมาตรใช้งานและเสียเงินซื้อสารตัวกลางเป็นจำนวนมาก จึงมีผู้คิดค้นระบบยูเอเอสบี (Up-flow Anaerobic Sludge Blanket) ซึ่งไม่จำเป็นต้องใช้สารตัวกลาง ระบบใหม่นี้มีทิศทางไหลของน้ำเสียจากด้านล่างขึ้นด้านบนโดยไม่ใช้ตัวกลาง แต่แบคทีเรียจะถูกเลี้ยงให้จับตัวกันเป็นเม็ดขนาดใหญ่ จนกระทั่งมีน้ำหนักมากและสามารถตกตะกอนได้ดี เม็ดสลัดจ์ขนาดใหญ่จะจมตัวอยู่ข้างล่าง ส่วนเม็ดขนาดเล็กจะอยู่ข้างบน เม็ดเล็กที่สุดจะลอยตัวอยู่เป็นชั้นสลัดจ์ เม็ดบางส่วนอาจหลุดขึ้นถึงตอนบนของถัง แต่ตอนบนของระบบยูเอเอสบีมีอุปกรณ์ที่คล้ายถังตกตะกอนมีหน้าที่แยกเม็ดตะกอนขนาดเล็กและก๊าซชีวภาพออกจากน้ำเรียกว่า GSS (Gas Solids Separator) หรือระบบแยกก๊าซและของแข็งแขวนลอยออกจากน้ำ) ก๊าซจะถูกเก็บรวบรวมไปใช้และเม็ดตะกอนถูกส่งกลับลงไปในถัง (ดูภาพที่ 10)



ภาพที่ 10 ระบบยูเอเอสบี

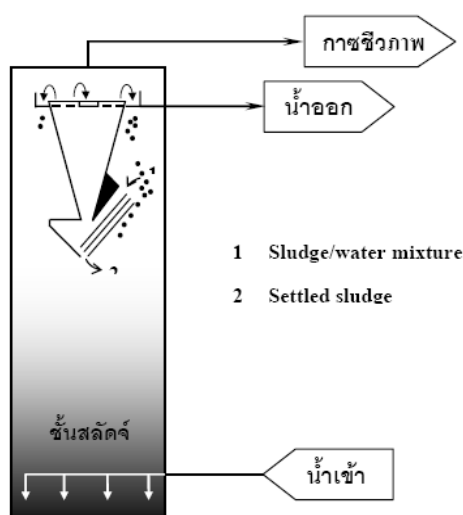
ที่มา : มั่นสิน (2542)

อนึ่งการเลี้ยงแบคทีเรียไร้อากาศให้สามารถจับตัวกันเป็นเม็ดใหญ่นั้นเป็นเรื่องยาก ผู้ใช้ระบบนี้จึงมีเทคนิคต่าง ๆ ในการทำให้เกิดเม็ดตะกอนที่จับกันเป็นชั้นสลัดจ์ภายในถังปฏิบัติการและ

ถือเป็นความรู้เฉพาะด้วย ระบบนี้มีรายงานว่าใช้กันมากในประเทศแถบอเมริกาใต้ เอเชีย และมีใช้ในยุโรปบางประเทศ จุดอ่อนของระบบคือการสร้างชั้นสลัดจ์เป็นเรื่องยาก และอาจถือว่าเป็นเรื่องไม่ธรรมดาเนื่องจากธรรมชาติของแบคทีเรียไร้อากาศไม่มีนิสัยเกาะจับกันเป็นกลุ่มฟล็อกส์ที่นำระบบนี้ไปใช้และประสบความสำเร็จอ้างว่าระบบนี้สามารถรับภาระสารอินทรีย์ได้สูงกว่าระบบไร้อากาศแบบอื่นๆ และสามารถผลิตน้ำทิ้งที่มีคุณภาพสูงได้ เนื่องจากสามารถป้องกันมิให้แบคทีเรียหลุดออกจากระบบได้ดีกว่าแบบอื่น

EGSB หรือ Expanded Granular Sludge Bed

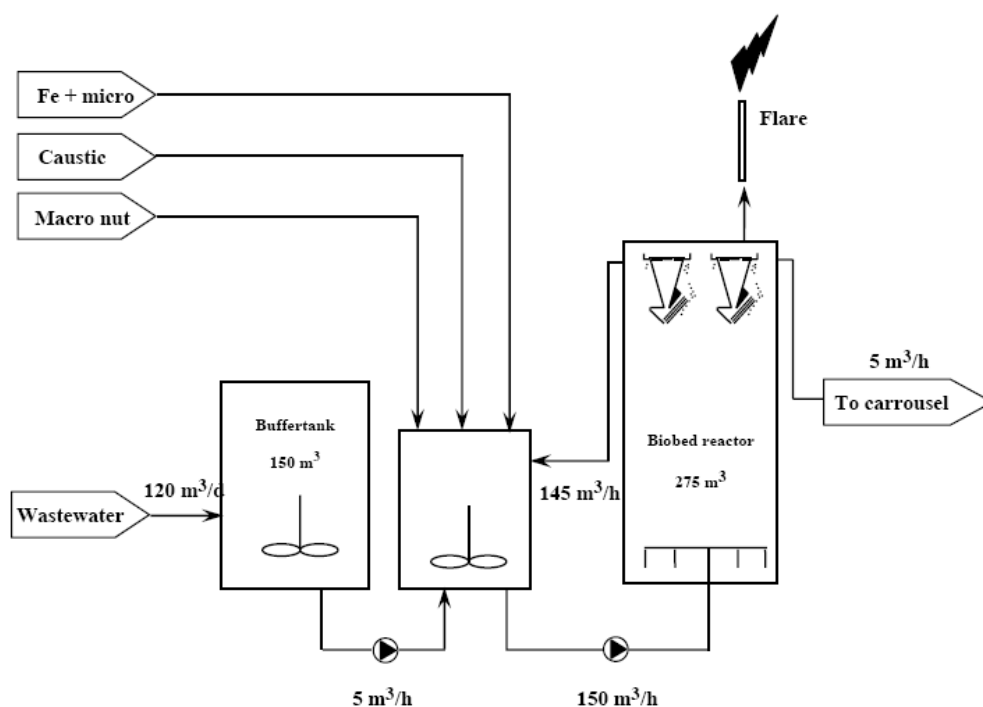
ระบบ EGSB ปรับปรุงมาจากระบบ UASB โดยให้มีอัตราน้ำไหลขึ้นสูงประมาณ 3-10 m/hr ทำให้ชั้นนอน (Sludge Bed) มีการขยายตัวมากกว่าระบบ UASB ช่วยทำให้มีการสัมผัสระหว่างน้ำเสียและเม็ดแบคทีเรียได้ทั่วถึง การบำบัดน้ำเสียจึงมีประสิทธิภาพมากกว่าระบบ UASB รูปตัดของ EGSB แสดงอยู่ในภาพที่ 11 น้ำเสียไหลเข้าถังหมักทางด้านล่างโดยผ่านระบบท่อกระจายน้ำแบบพิเศษ ภายในถังหมักจะมีชั้นนอนของสลัดจ์ที่เป็นเม็ดแบคทีเรียขนาดประมาณเม็ดทราย เม็ดสลัดจ์มีขนาดใหญ่จนสามารถตกตะกอนได้ดี (มีความเร็วในการตกตะกอนประมาณ 60 – 80 m/hr)



ภาพที่ 11 ภาพตัดขวางของถังหมักแบบ EGSB

ที่มา : Zoutbert and Frankin (1996)

การย่อยสลายสารอินทรีย์ให้กลายเป็นมีเทน เกิดขึ้นภายในชั้นสลัดจ์นอน (Sludge Bed) ความสูงของชั้นสลัดจ์นอน ขึ้นอยู่กับความสูงของถังหมัก ซึ่งมักมีค่าอยู่ในช่วง 7–14 m เมื่อน้ำเสียไหลขึ้นมาถึงตอนบนซึ่งเป็น GSS หรือระบบแยกก๊าซและของแข็งแขวนลอยออกจากน้ำ ก๊าซชีวภาพและของแข็งแขวนลอย (SS) ถูกแยกออกจากน้ำเสียที่บำบัดแล้ว ก๊าซจะลอยตัวขึ้นสู่ผิวน้ำ SS จะตกตะกอนกลับลงไปยังตอนล่างของถังหมัก น้ำเสียบำบัดแล้วจะไหลออกจากถังหมัก ระบบ GSS ของถังหมักแบบ EGSB เป็นระบบที่ออกแบบพิเศษให้สามารถทำงานได้ดีกว่าระบบ GSS ของถัง UASB ทั่วไป กล่าวคือ ให้สามารถรับอัตราไหลได้สูงกว่า (อัตราน้ำล้นผิวของระบบ GSS ชุดพิเศษนี้มีค่าประมาณ 1 m/hr)

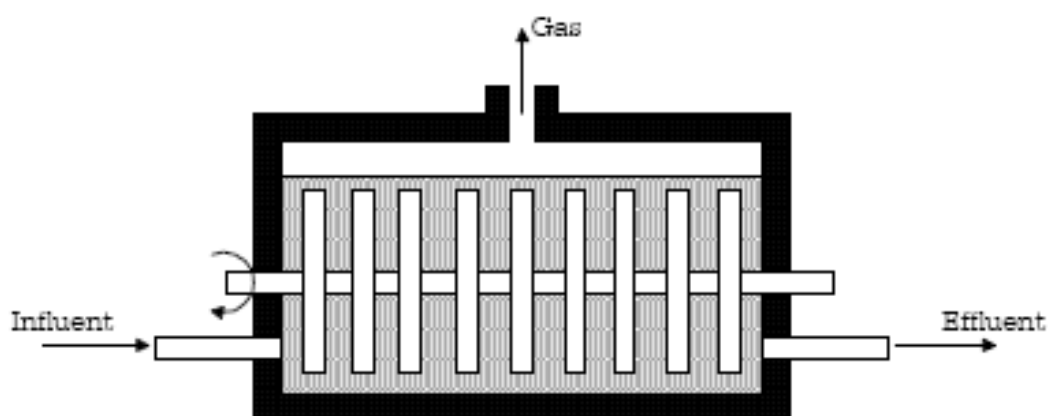


ภาพที่ 12 Flow Diagram ของระบบบำบัดน้ำเสียซึ่งใช้ถังหมัก EGSB

ที่มา : Zoutbert and Frankin (1996)

งานหมุนชีวภาพไร้อากาศ (AnRBC หรือ Anaerobic Rotating Biological Contactor)

ได้เริ่มมีการทดลองโดย Tait และ Friedman โดยใช้บำบัดน้ำเสียที่มีคาร์โบไฮเดรตเป็นองค์ประกอบหลัก เนื่องจากต้องการลดการใช้พลังงานในการสูบน้ำเสียให้หมุนเวียนในระบบ AFB และนำข้อดีของระบบฟิล์มตรึง (Fixed Film) และงานหมุนชีวภาพ (RBC) มาใช้ในระบบไร้อากาศ ลักษณะของระบบก็คล้ายคลึงกับระบบงานหมุนชีวภาพธรรมดา เพียงแต่มีฝาปิดเพื่อมิให้สัมผัสออกซิเจนจากภายนอก และมีช่องระบายกาซออกทางตอนบน (ดังภาพที่ 13) ผลปรากฏว่าแบคทีเรียที่ไร้อากาศสามารถยึดเกาะ และเจริญเติบโตได้ดีบนผิวแผ่นงาน มีคำอ้างว่าระบบนี้สามารถรับภาระสารอินทรีย์และภาระทางจุลศาสตร์ที่สูงขึ้นอย่างกะทันหันได้ดี



ภาพที่ 13 ระบบ Anaerobic Rotating Biological Reactor

ที่มา: มั่นสิน (2542)

การออกแบบระบบผลิตก๊าซชีวภาพ

- อัตราการไหลของน้ำ (Flow Rate, Q)

ปริมาณน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบบำบัดในช่วงเวลาใด ๆ มีหน่วยเป็น m^3/day หรือ m^3/hr

- เวลาเก็บกักน้ำ (Hydraulic Retention Time, HRT)

ระยะเวลาที่น้ำเสียอยู่ภายในถังปฏิกริยามีค่าเท่ากับ

$$\text{HRT} = \frac{V}{Q}$$

เมื่อ

HRT = เวลาเก็บกักน้ำ (day)

V = ปริมาตรถัง (m^3)

Q = อัตราการไหลของน้ำเสีย (m^3/day)

- เวลาเก็บกักตะกอน (Solid Retention Time, SRT)

ระยะเวลาที่ตะกอนอยู่ภายในระบบ โดยในกรณีของถังปฏิกริยาแบบกวนสมบูรณ์เวลาเก็บกักตะกอนจะเท่ากับเวลาเก็บกักน้ำ ส่วนในระบบอื่นๆ สามารถหาเวลาเก็บกักตะกอนได้จาก

$$\text{เวลาเก็บกักตะกอน, SRT (day)} = \frac{\text{ปริมาณตะกอนในถัง (kg)}}{\text{ปริมาณตะกอนที่สูญเสียไป (kg/day)}}$$

โดยปริมาณตะกอนภายในถังหาได้จากผลคูณระหว่างปริมาตรถังและความเข้มข้นของตะกอนในถัง ในขณะที่ตะกอนที่สูญเสียจากระบบจะเกิดขึ้นจากปริมาณตะกอนหลุดไปพร้อมกับน้ำออกและการดูดตะกอนส่วนเกินทั้งจากถังปฏิกริยา

- อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR)

ปริมาณสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบต่อปริมาตรถังในหนึ่งหน่วยเวลา ซึ่งโดยทั่วไปนิยามวัดในรูปของอัตราภาระบรรทุกบีโอดี (BOD Loading Rate) หรืออัตราภาระบรรทุกซีโอดี (COD Loading Rate) ซึ่งคำนวณได้จากสมการ

$$OLR = \frac{Q \times COD}{V \times 1,000}$$

เมื่อ

OLR	=	อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (kg COD/m ³ -day)
Q	=	อัตราการไหลของน้ำเสีย (m ³ /day)
COD	=	ซีโอดีของน้ำเสีย (mg/l)
V	=	ปริมาตรถัง (m ³)

- อัตราส่วนของอาหารกับแบคทีเรีย (Food to Microorganism Ratio: F/M Ratio)

เป็นอัตราส่วนระหว่างสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบกับปริมาณของแบคทีเรียที่อยู่ภายในถังปฏิกิริยาซึ่งหาได้จาก

$$F/M = \frac{Q \times COD}{V \times MLSS}$$

เมื่อ

F/M	=	อัตราส่วนของอาหารกับแบคทีเรีย
Q	=	อัตราการไหลของน้ำเสีย (m ³ /day)
COD	=	ซีโอดีของน้ำเสีย (mg/l)
V	=	ปริมาตรถัง (m ³)
MLSS	=	ความเข้มข้นเฉลี่ยของแบคทีเรียในถัง (mg/l)

- ความเร็วน้ำไหลขึ้น (Upflow Liquid Velocity: ULV)

เป็นค่าที่ใช้ในการออกแบบและควบคุมการทำงานถังปฏิกรณ์ที่มีลักษณะการไหลของน้ำในถังแบบไหลขึ้น โดยหมายถึงปริมาตรของน้ำที่ไหลผ่านหน้าตัดของถังปฏิกรณ์

$$ULV = \frac{Q}{A}$$

เมื่อ

$$\begin{aligned} ULV &= \text{ความเร็วน้ำไหลขึ้น (m/hr)} \\ Q &= \text{อัตราการไหลของน้ำเสีย (m}^3\text{/day)} \\ A &= \text{พื้นที่หน้าตัดของถังปฏิกรณ์ (m}^2\text{)} \end{aligned}$$

- อัตราน้ำไหลล้นผิว (Surface Overflow Rate: SOR)

เป็นค่าที่ใช้ในการออกแบบและควบคุมการทำงานสำหรับถังตกตะกอน หมายถึง ปริมาตรของน้ำที่ไหลผ่านหน้าตัดของถังปฏิกรณ์

$$SOR = \frac{Q}{A}$$

เมื่อ

$$\begin{aligned} SOR &= \text{อัตราน้ำไหลล้นผิว (m}^3\text{/m}^2\text{-day)} \\ Q &= \text{อัตราการไหลของน้ำเสีย (m}^3\text{/day)} \\ A &= \text{พื้นที่หน้าตัดของถังปฏิกรณ์ (m}^2\text{)} \end{aligned}$$

จะสังเกตเห็นว่าความเร็วน้ำไหลขึ้นและอัตราน้ำไหลล้นผิว จะมีสูตรที่เหมือนกัน แต่ทั้งสองค่าจะใช้ในจุดที่ต่างกัน โดยความเร็วน้ำไหลขึ้นจะใช้สำหรับการไหลของน้ำภายในถังปฏิกรณ์ที่มีการไหลของน้ำเสียแบบไหลขึ้น ในขณะที่อัตราน้ำไหลล้นผิวใช้ในถังตกตะกอนเพื่อตรวจสอบความเร็วในการไหลของน้ำ ณ ผิวหน้าของถังตกตะกอน

- อัตราน้ำดันเวียร์ (Weir Loading Rate)

เป็นอีกค่าหนึ่งที่ใช้ในการออกแบบและควบคุมการทำงานสำหรับถังตกตะกอน หมายถึง ปริมาตรของน้ำที่ไหลผ่านสันเวียร์ต่อความยาวของเวียร์

$$WLR = \frac{Q}{L}$$

เมื่อ

WLR = อัตราน้ำไหลผ่านสันเวียร์ (m³/m-day)

Q = อัตราการไหลของน้ำเสีย (m³/day)

A = ความยาวสันเวียร์ (m)

ตารางที่ 11 ค่าตัวแปรสำหรับการคำนวณกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศอัตราปกติและแบบอัตราสูง

ค่าตัวแปร	อัตราปกติ	อัตราสูง
ระยะเวลาเก็บ, day	30-90	10 – 20
อัตราการย่อยสลายของแข็งระเหย, kg/m ³ -day	0.5-1.6	1.6 - 6.4
ความเข้มข้นของของแข็งที่ย่อยแล้ว, เปอร์เซ็นต์ของแข็ง	4 – 6	4 - 6
การกำจัดของแข็งระเหยง่าย, เปอร์เซ็นต์	35 -50	45 - 55
การเกิดก๊าซ m ³ /kg ของของแข็งระเหยที่เข้าระบบ	0.5 - 0.55	0.6 - 0.65
เปอร์เซ็นต์มีเทน, เปอร์เซ็นต์	65	65

ที่มา : Peavy (1986)

ก๊าซชีวภาพ (Biogas)

ก๊าซชีวภาพ หมายถึง ก๊าซที่ได้มาจากการย่อยสลายสารอินทรีย์ต่าง ๆ ภายใต้สภาวะไร้อากาศ โดยมีแบคทีเรียหลายชนิดทำหน้าที่ย่อยสลาย ก๊าซชีวภาพเป็นก๊าซผสมระหว่างก๊าซมีเทน (CH_4) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) เป็นส่วนใหญ่ นอกจากนี้ยังอาจจะมีก๊าซไนโตรเจน ก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ปนอยู่บ้างเล็กน้อย แต่ก๊าซชีวภาพที่เกิดจากกระบวนการหมักจะมีปริมาณที่แตกต่างกันขึ้นกับวัตถุดิบที่ใช้และสภาวะของกระบวนการหมักด้วย โดยทั่วไปแล้วองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพมีดังนี้ (Polprasert, 1996) คือ

ก๊าซมีเทน (CH_4)	55-65	เปอร์เซ็นต์
ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2)	33-45	เปอร์เซ็นต์
ก๊าซไนโตรเจน (N_2)	0 – 8	เปอร์เซ็นต์
ก๊าซไฮโดรเจน (H_2)	0 – 1	เปอร์เซ็นต์
ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S)	0 – 1	เปอร์เซ็นต์

ก๊าซชีวภาพสามารถนำมาใช้แทนพลังงานในรูปแบบต่าง ๆ ได้ จากการเปรียบเทียบกับเชื้อเพลิงชนิดอื่น ๆ ได้ผลดังนี้

ก๊าซชีวภาพ	1.0	ลูกบาศก์เมตร
เทียบเท่า		
ถ่านไม้	1.5	กิโลกรัม
ก๊าซหุงต้ม	0.87	ลิตร
น้ำมันเบนซิน	0.7	ลิตร
น้ำมันก๊าด	0.75	ลิตร

โดยที่ก๊าซชีวภาพที่สามารถนำมาใช้เป็นพลังงานเชื้อเพลิงได้นั้นจะต้องมีก๊าซมีเทนเป็นองค์ประกอบไม่น้อยกว่า 50 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งคุณสมบัติทางกายภาพและเคมีของก๊าซมีเทนแสดงในตารางที่ 12

ตารางที่ 12 คุณสมบัติทางกายภาพและเคมีของก๊าซมีเทน

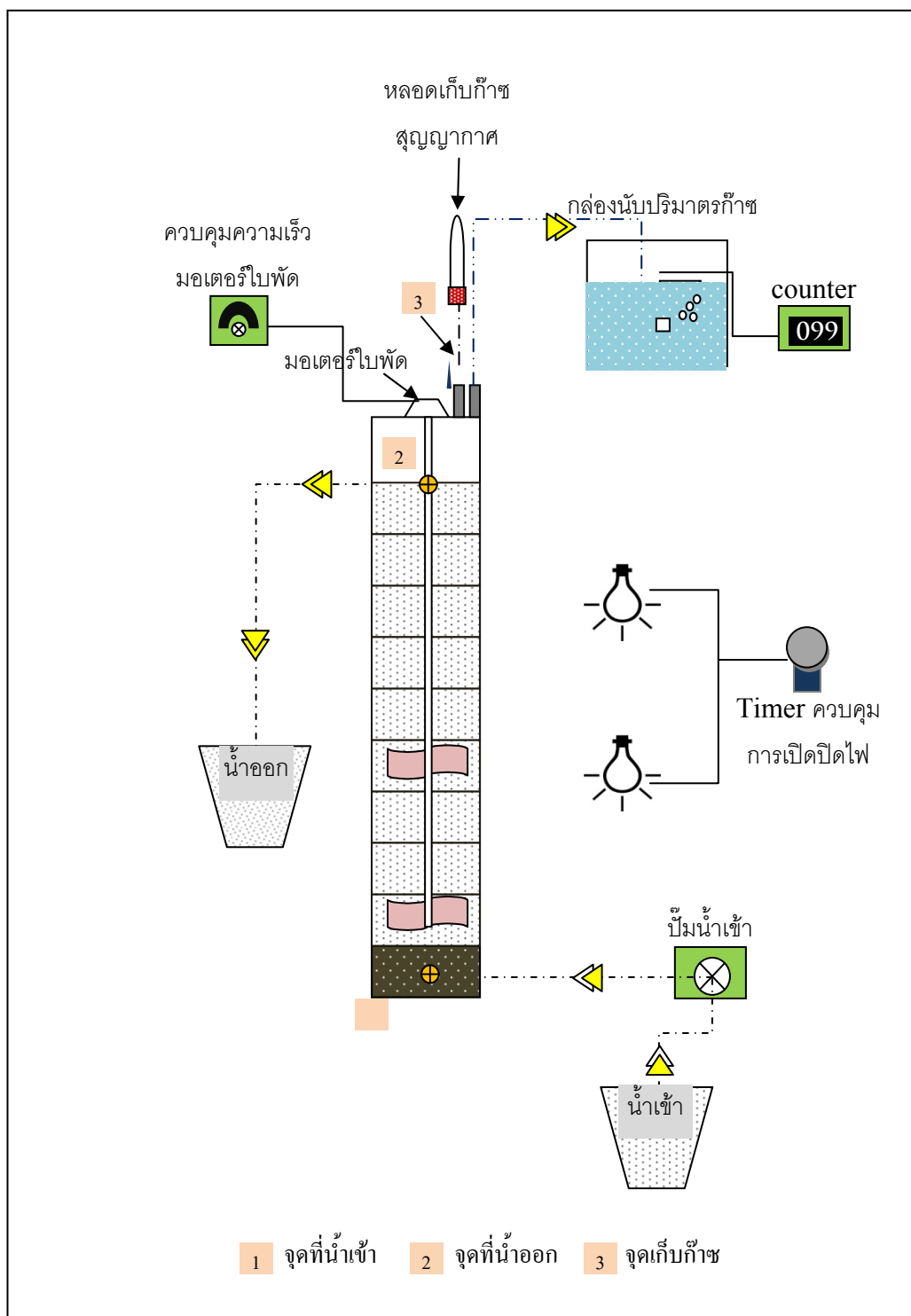
Chemical formula	CH ₄
Molecular weight	16.042
Boiling point at 14.696 psia (760 mm)	-258.68 °F (-161.49°C)
Freezing point at 14.696 psia (760 mm)	-296.46 °F (-182.48°C)
Critical pressure	673.1 psia (47.363 kg/cm ²)
Critical temperature	-116.5 °F (-82.5°C)
Specific gravity	
Liquid (at-263.2°F(-164°C))	0.415
Gas (at 77°F(25°C) and 14.696 psia (760 mm)	0.000658
Specific volume at 60°F (15.5°C)and 14.696 psia (760 mm)	23.61 ft ³ /lb(1.471 l/gm)
Calorific volume at 60°C(15.5°C) and 14.696 psia (760 mm)	1,012Btu/ft ³ (38,130.71 kj/m ³)
Air required for combustion ft ³ /ft ³	9.53
Flammability limits	5 to 15 percent by volume
Octane rating	130
Ignition equation	1,202 °F (650°C)
Combustion equation	CH ₄ +2O ₂ → CO ₂ +2H ₂ O
O ₂ / CH ₄ for complete combustion	3.98 by weight
O ₂ / CH ₄ for complete combustion	2.00 by volume
CO ₂ / CH ₄ for complete combustion	2.74 by weight
CO ₂ / CH ₄ for complete combustion	1.00 by volume

ที่มา: Polprasert (1982)

อุปกรณ์และวิธีการ

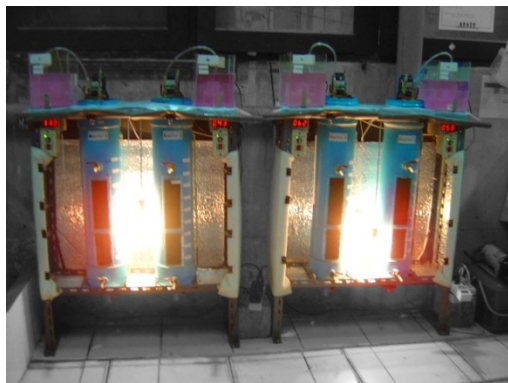
อุปกรณ์

1. ถังหมักแบบไร้อากาศ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 6 นิ้ว สูง 0.75 เมตร ภายในประกอบไปด้วย ใบพัดกวนผสมแบบทั่วถึง ด้วยใบพัด 2 ใบต่อ 1 ถัง ควบคุมการกวนผสมด้วยมอเตอร์ใบพัดที่สามารถปรับระดับได้ ในช่วงความเร็ว 0 – 125 รอบต่อนาที
2. ถังกลั่นปริมาตรก๊าซ 4 ถัง ประกอบไปด้วย เคาเตอร์ และเซ็นเซอร์เพื่อบันทึกการพลิก
3. Septa ของเครื่องวิเคราะห์ก๊าซ Agilent GC 6880 1 ถัง, หลอดเก็บเลือดแบบสุญญากาศขนาด 5 ml. จำนวน 200 หลอด, เข็มฉีดยา GC 1 ชุด, เข็มสองปลาย จำนวน 20 ชิ้น, เข็มฉีดยาขนาด 5 ml. จำนวน 20 หลอด และสายยาง
4. มอเตอร์ควบคุมการป้อนน้ำให้กับระบบจำนวน 1 เครื่อง
5. ชุดให้ความร้อนกับระบบ ประกอบไปด้วย หลอดไฟ 100 วัตต์ จำนวน 10 หลอด เคาเตอร์ในการควบคุมการเปิดปิดไฟ 1 ชุด, แผ่นฉนวนป้องกันความร้อน 2 แผ่น
6. pH – ORP มิเตอร์
7. เครื่องแก้ว
8. สารเคมี

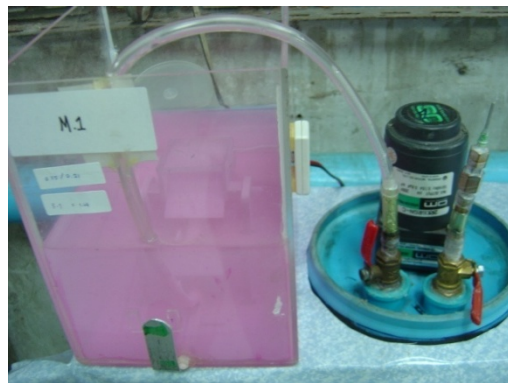


ภาพที่ 14 ระบบดังปฏิกิริยาที่ใช้รูปแบบในการวิจัย

ชุดถังปฏิกิริยาที่ใช้ในการทดลอง



(ก)



(ข)



(ค)

- ภาพที่ 15 ก) ถังปฏิกิริยาเมื่อให้ความร้อนจากหลอดไฟ 100 วัตต์ จำนวน 4 หลอด
 ข) ถังเก็บก๊าซ และจุดเก็บก๊าซเพื่อนำไปวิเคราะห์
 ค) ถังปฏิกิริยา 4 ถัง

วิธีการ

1. ศึกษาองค์ประกอบเคมีและลักษณะทางกายภาพของน้ำเสีย และตะกอนจุลินทรีย์ก่อนเข้าระบบดังนี้

1.1 pH, ORP และ อุณหภูมิโดย pH-ORP-อุณหภูมิ meter

1.2 COD โดยวิธี Close Reflex Method ด้วย Dichromate

1.3 BOD โดยวิธี Azide Modification

1.4 VFA และ ALK โดยวิธี Titration Method

1.5 ss โดยวิธี Dried at 103 – 105 °C

การวิเคราะห์น้ำเสียตัวอย่างทั้งหมด ดำเนินการตามวิธีมาตรฐานของ Standard Method for Examination of Water and Wastewater (18th ed., 1992) โดย American Water Work Association

2. เตรียมปรับสภาพเชื้อจุลินทรีย์

ในขั้นแรกต้องปรับสภาพเชื้อจุลินทรีย์ให้คุ้นเคยกับน้ำเสียที่ทำการทดลอง โดยการเติมน้ำเสีย ปริมาตร 10% ของปริมาตรเชื้อแบคทีเรีย กวนผสมให้เข้ากัน และบรรจุไว้ในภาชนะปิด ซึ่งใช้ถึงขนาด 5 ลิตร จำนวน 4 ถัง เพื่อให้เกิดการย่อยสลายแบบไร้อากาศ ทิ้งไว้จนสังเกตว่ามีก๊าซเกิดขึ้น แล้วทำการตรวจค่า pH ของระบบ หาก pH ลดลงให้ค่อย ๆ ปรับ pH ในถังให้อยู่ในช่วง 6.8 -7.2 เพื่อป้องกันไม่ให้ระบบเกิดการสะสมกรด ซึ่งจะทำให้ pH ในถังลดลงอย่างรวดเร็ว ในช่วงนี้ใช้เวลา ประมาณ 1 เดือน โดยเติมน้ำเสียให้กับระบบ วันเว้นวัน และควรทำการปรับ pH น้ำเสียก่อนเข้าระบบทุกครั้ง

3. แบ่งการทดลองออกเป็น 2 ส่วน คือ

ส่วนที่ 1 ไม่มีการควบคุม pH ในระบบ หมายถึง การปรับ pH น้ำเข้าให้มีค่า pH ประมาณ 7 เพียงครั้งเดียว จะไม่มีการเติมค่าความเป็นด่างให้กับระบบอีก โดยช่วงนี้เป็นช่วงสภาวะคงไม่ที่

ส่วนที่ 2 มีการควบคุม pH ในระบบ หมายถึง การปรับ pH น้ำเข้าให้มีค่า pH ประมาณ 7 และการเติมค่าความเป็นด่างให้เพียงพอกับกรดที่ถูกผลิตขึ้นในระบบ โดยพิจารณาจากค่า VFA/Alkalinity ให้มีค่าน้อยกว่า 0.8 เพื่อควบคุมค่า pH ในระบบอยู่ในช่วง 6.8 – 7.2 ตลอดการทดลองในส่วนที่ 2 และเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงที่ จะนับเป็นวันที่ 0 ซึ่งเป็นวันที่เริ่มเก็บผล

4. ทำการออกแบบพารามิเตอร์ที่ใช้ในการควบคุมระบบ

ออกแบบโดยใช้ถังปฏิกรณ์ที่มีขนาดเท่ากัน 10 ลิตร สัดส่วนน้ำเสียต่อจุลินทรีย์ 9:1 น้ำเสียมีค่า COD = 4,400 mg/l จุลินทรีย์มีความเข้มข้น = 18,000 mg/l กำหนดอัตราการระบรทุก (OLR) = 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.00 kg-COD/m³.day และพารามิเตอร์อื่น ๆ ดังที่แสดงในตารางที่ 13

ตารางที่ 13 แสดงพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ใช้ควบคุมระบบ

การทดลอง ที่	อัตราภาระ บรทุก	อัตราน้ำไหล	ระยะเวลา กักเก็บน้ำ	F/M ratio	ลักษณะ การควบคุมระบบ
	OLR	$Q = V / \text{HRT}$	HRT		
	kg COD/m ³ .day	l/day	day		
1	0.40	0.82	11	0.20	ไม่ควบคุม pH ระบบอยู่ในสภาวะ ไม่คงที่
	0.59	1.22	7.4	0.30	
	0.80	1.64	5.5	0.40	
	1.00	2.05	4.4	0.50	
2	0.40	0.82	11	0.20	ควบคุม pH > 6.8 ระบบเข้าสู่สภาวะ คงที่
	0.59	1.22	7.4	0.30	
	0.80	1.64	5.5	0.40	
	1.00	2.05	4.4	0.50	

5. การเริ่มต้นระบบ

เมื่อแบคทีเรียปรับสภาพได้ในเบื้องต้น ให้เริ่มต้นระบบจริง โดยใช้พารามิเตอร์ และถึงปฏิกิริยาที่ออกแบบไว้ จำนวน 4 ถัง โดยกำหนดให้ เติมแบคทีเรีย ปริมาตร 1 ลิตร เท่ากันทั้ง 4 ถัง และจะใช้เวลาประมาณ 20 วัน ในการป้อนน้ำเสียเข้าถังจนน้ำเสียและแบคทีเรียมีปริมาตรรวม 10 ลิตร โดยในระยะเวลาตลอด 20 วันจะไม่มีน้ำออกจากระบบ จนกว่าจะเข้าสู่การทดลองในส่วนที่ 1

6. การทดลองในส่วนที่ 1 ที่สภาวะไม่คงที่ และไม่มีการควบคุม pH

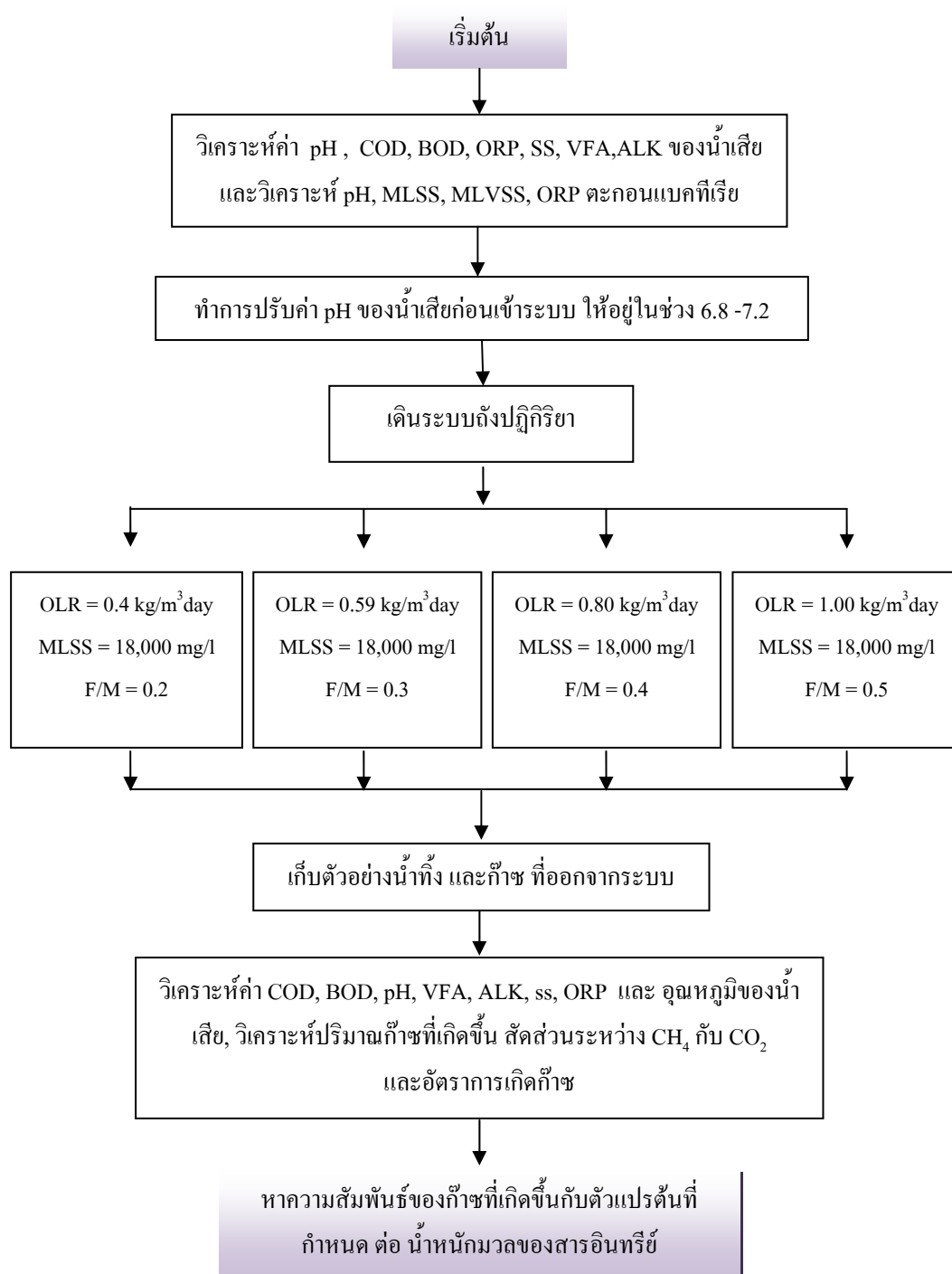
ในวันที่ 21 จะมีการป้อนน้ำเข้าถังปฏิกิริยาทั้ง 4 ถัง ด้วยอัตราน้ำเข้าที่แตกต่างกัน 4 ค่า เพื่อให้มีค่า ORL ที่แตกต่างกัน ตามที่ได้ออกแบบไว้ในตารางที่ 13 โดยในวันที่ 21 จะเริ่มมีน้ำเสียออกจากระบบ จึงต้องทำการเก็บตัวอย่างน้ำ และก๊าซ ในระยะเวลา 20 วัน เพื่อมาทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่าง ๆ ต่อไป

7. การทดลองในส่วนที่ 2 ที่สภาวะคงที่ มีการควบคุม pH ให้มีค่าในช่วง 6.8 – 7.3

เริ่มต้นระบบอีกครั้งหนึ่ง (ขั้นตอนที่ 5) โดยในการทดลองส่วนที่ 2 นี้ ต้องควบคุมสัดส่วน VFA/ALK มีค่าน้อยกว่า 0.8 (เป็นการเพิ่มบัฟเฟอร์ให้กับระบบ) เพื่อป้องกันการลดลงของค่า pH และในวันที่ 21 จะมีน้ำออกจากระบบ ต้องทำการเก็บตัวอย่างน้ำและก๊าซ มาทำการวิเคราะห์ จนพบว่าค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆ มีการเปลี่ยนแปลงน้อยมาก แสดงว่าระบบพร้อมเข้าสู่สภาวะคงที่ จึงกำหนดให้เป็นวันที่ 0 และดำเนินระบบในระยะเวลา 20 วัน เพื่อเก็บตัวอย่างน้ำและก๊าซ ที่ออกจากระบบ โดยที่การเก็บตัวอย่างน้ำและก๊าซของการทดลองส่วนที่ 1 และ 2 จะมีความถี่ดังนี้

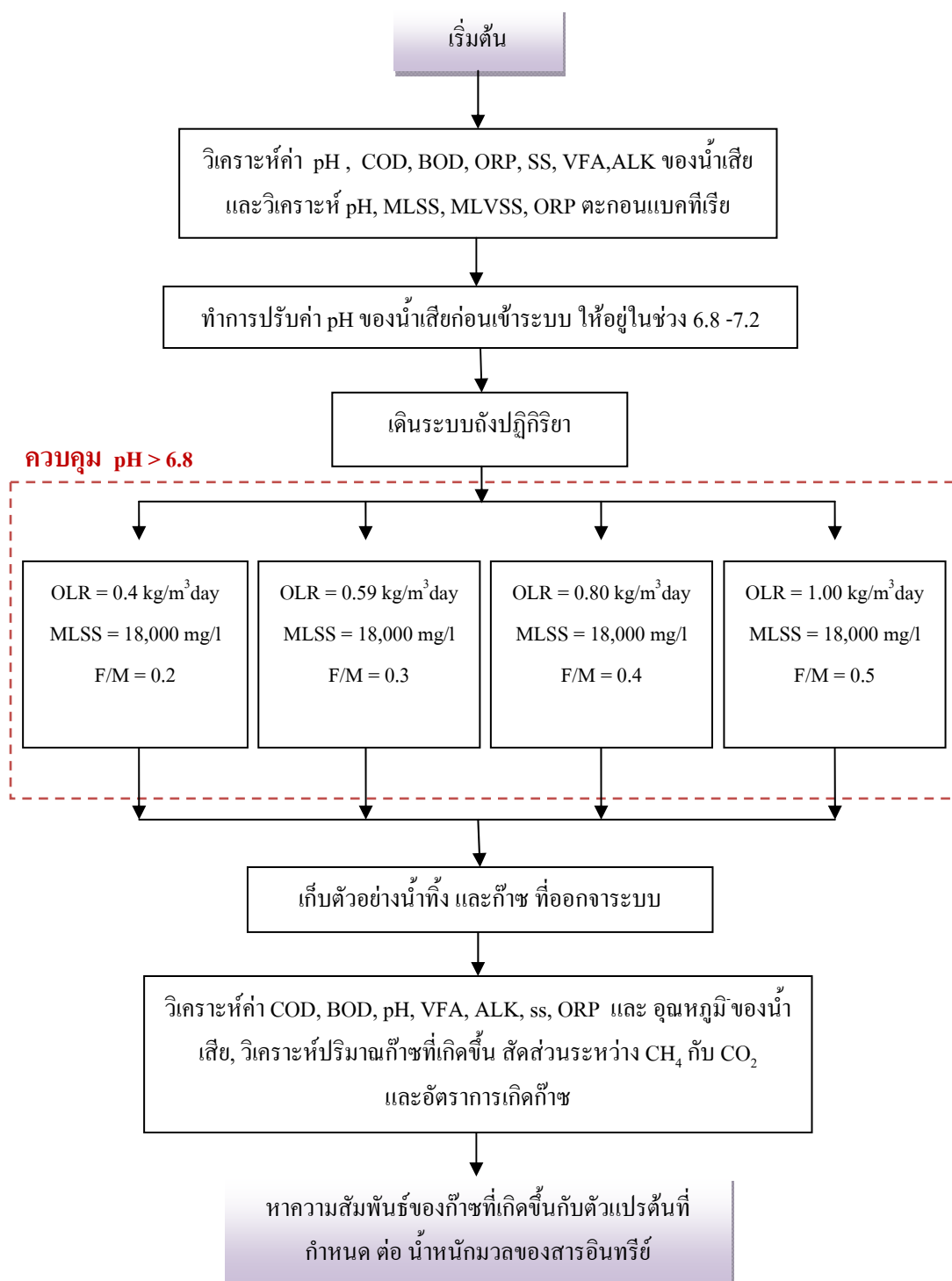
pH	เก็บผลทุก 2 วัน	VFA	เก็บผลทุก 2 วัน
อุณหภูมิ	เก็บผลทุก 2 วัน	Biogas	เก็บผลทุก 2 วัน
ORP	เก็บผลทุก 2 วัน	ss	เก็บผลทุก 5 วัน
COD	เก็บผลทุก 2 วัน		
ALK	เก็บผลทุก 2 วัน		

แผนการทดลองส่วนที่ 1



ภาพที่ 16 แผนการทดลองในส่วนที่ 1 ไม่มีการควบคุม pH

แผนการทดลองส่วนที่ 2



ภาพที่ 17 แผนการทดลองในส่วนที่ 2 เมื่อมีการควบคุมค่า pH

ผลและวิจารณ์

การศึกษาครั้งนี้ ใช้น้ำเสียจากโรงงานสยามโมดิฟายน์สตาร์ช ที่ตั้งอยู่ในพื้นที่จังหวัดปทุมธานี ซึ่งเป็นโรงงานที่ผลิตสินค้าแปรรูปจากมันสำปะหลัง เช่น อาหารสัตว์ ถู่มืออย่าง โดยมีคุณสมบัติน้ำเสียดังตารางที่ 14

ตารางที่ 14 คุณสมบัติน้ำเสียที่ใช้ในการศึกษา

พารามิเตอร์	หน่วย	ผลการวิเคราะห์
ค่าความเป็นกรดด่าง (pH)	-	4.05
Biochemical oxygen demand (BOD)	mg/l	2,300
Total Chemical oxygen demand (TCOD)	mg/l	4,400
Soluble Chemical oxygen demand (SCOD)	mg/l	3,600
Chloride	mg/l	7,250
ORP	mV	-15
ปริมาณของแข็งแขวนลอย (Suspended Solids, SS)	mg/l	760
ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty acid,VFA)	mg/l	45
ปริมาณความเป็นด่างทั้งหมด (Alkalinity)	mg/l	165

และได้นำตะกอนแบคทีเรียจากบ่อบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศจากโรงงานผลิตแป้งมัน
ลำปะหลัง โดยคุณสมบัติของตะกอนมีดังตารางที่ 15

ตารางที่ 15 คุณสมบัติของตะกอนที่ใช้ในการศึกษา

พารามิเตอร์	หน่วย	ผลการวิเคราะห์
ค่าความเป็นกรดด่าง (pH)	-	7.00
ORP	mV	-355
MLSS	mg/l	18,000
MLVSS/MLSS	-	0.96

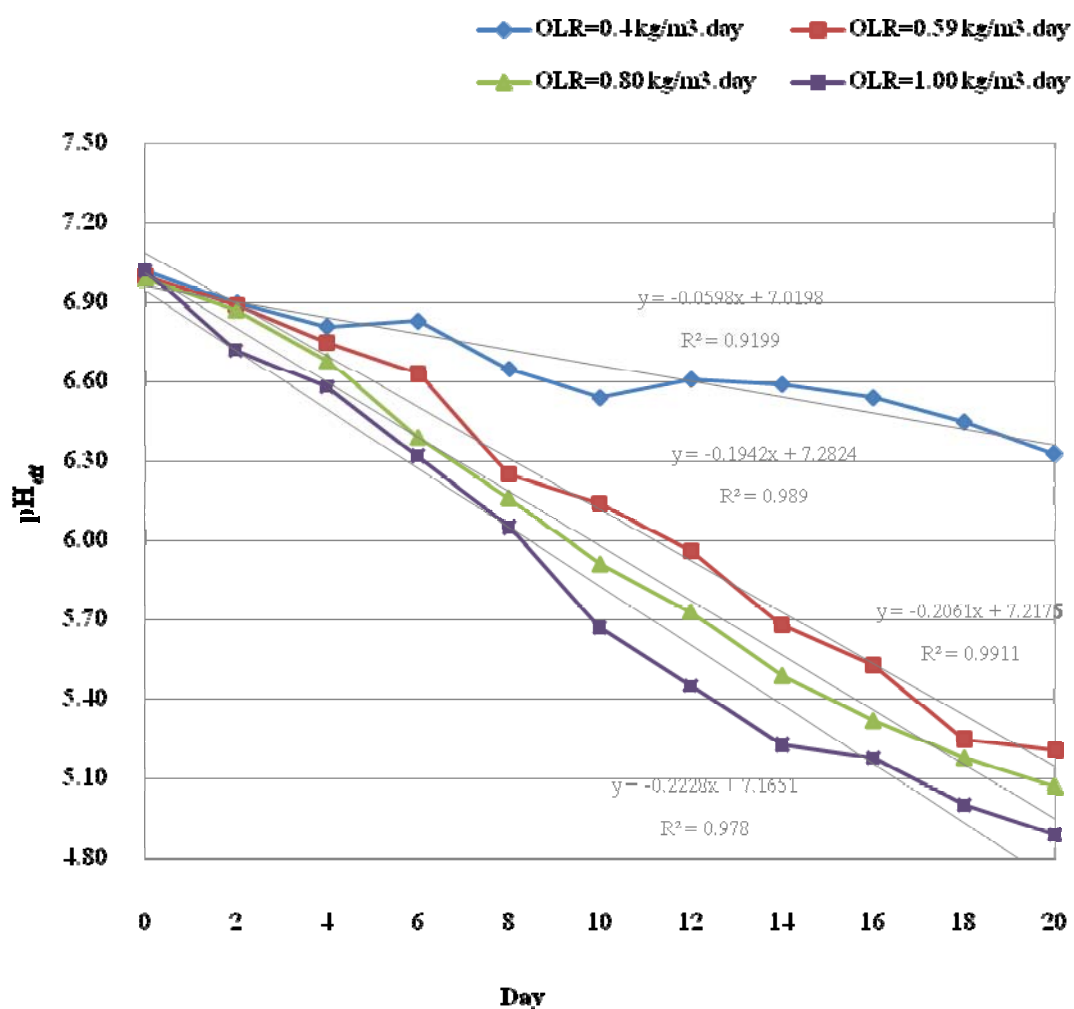
จากคุณสมบัติน้ำเสียตามตารางที่ 14 ทำให้ทราบว่าน้ำเสียจากโรงงานแป้งมันแปรรูปนั้นมี
ค่า Cl^- สูงถึง 7,250 mg/l ซึ่งโดยปกติน้ำเสียจากโรงงานแป้งมันทั่วไปจะมี Cl^- ประมาณ 2,000 -
3,000 mg/l และนอกจากนั้นค่า pH จากกระบวนการผลิตก็ยิ่งต่ำกว่าโรงงานแป้งมันปกติ (pH 5.5-
6.5) อีกด้วย

การทดลองในส่วนที่ 1 ไม่มีการควบคุม pH ในระบบและเป็นช่วงที่ระบบไม่คงที่

โดยการปรับ pH น้ำเสียให้มีค่าใกล้เคียงกับ 7.00 ก่อนป้อนน้ำเข้าระบบเพียงครั้งเดียว โดย
การดำเนินระบบแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi-Continuous Flow) คือการป้อนน้ำเข้าตามอัตราที่ออกแบบ
ไว้ โดยวันแรกที่น้ำออกจากระบบจะนับเป็นวันที่ 0 และทำการเก็บผลเป็นระยะเวลา 20 วัน เพื่อดู
แนวโน้มค่าต่าง ๆ ดังนี้

1. วิเคราะห์ค่า pH, VFA และ ALK

เนื่องจากระบบบำบัดนี้เป็นระบบหมักแบบไร้อากาศ ดังนั้นค่า pH ของระบบจึงควรอยู่ในช่วง 6.8 -7.2 เพื่อให้แบคทีเรียสร้างมีเทนสามารถดำรงชีพอยู่ได้ และผลการทดลองในส่วนที่ 1 อัตราการระบรทุก (OLR) ที่แตกต่างกันมีค่า pH เริ่มต้น (day,0) ใกล้เคียงกันคือ 7.02, 7.00, 6.99 และ 7.02 เรียงตามค่า OLR จากน้อยไปมาก และเมื่อเดินระบบจนครบ 20 วัน จะพบว่าค่า pH ในระบบจะลดลงเหลือ 6.33, 5.21, 5.07 และ 4.89 ตามลำดับ ซึ่ง pH ทั้ง 4 ค่าไม่ได้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมในการดำรงชีพของแบคทีเรียสร้างมีเทน ดังที่แสดงภาพที่ 18



ภาพที่ 18 กราฟเปรียบเทียบค่า pH ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน

พิจารณาจากกราฟจะพบว่า เมื่อระยะเวลา (x) เพิ่มขึ้น ค่า pH (y) ในระบบ จะลดลง ซึ่งลดลงของค่า pH จะสามารถหาความสัมพันธ์ระหว่างระยะเวลา ในรูปแบบสมการเชิงเส้นได้

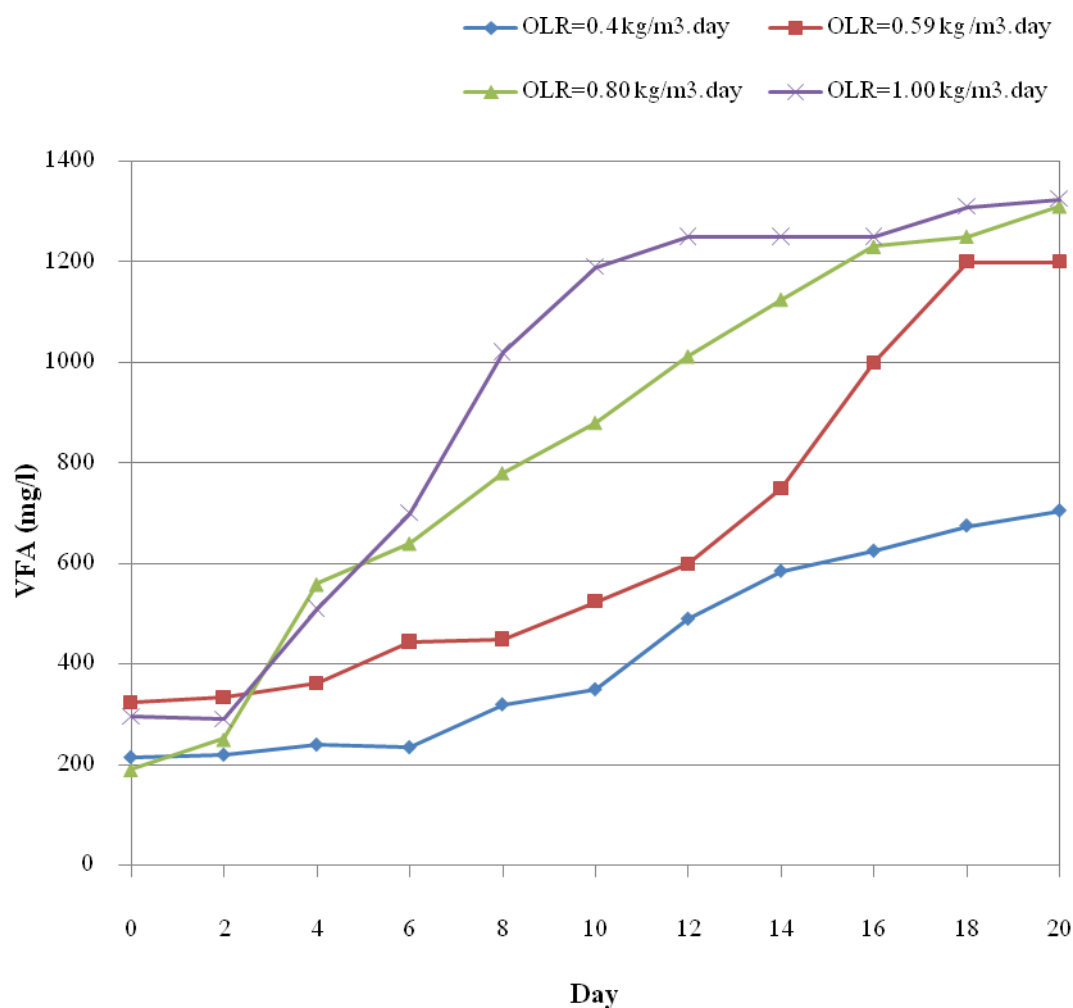
โดยสมการที่ได้จากกราฟข้างต้นได้แสดงในตารางที่ 16 เป็นสมการเส้นตรงที่มีค่าคงที่ของสมการติดลบ ทำให้ค่า pH (y) ลดลงเมื่อระยะเวลา (x) เพิ่มขึ้น ซึ่งค่าคงที่ในสมการทั้ง 4 มีค่าแตกต่างกันตามค่า OLR โดยถึงที่มีค่า OLR มาก pH จะลดลงเร็วกว่าถึงที่มีค่า OLR น้อย และสมการที่ได้มีค่าความน่าเชื่อถือ (R^2) เท่ากับ 0.9199, 0.989, 0.9911 และ 0.978 ตามลำดับ

ตารางที่ 16 สมการเชิงแสดงแนวโน้มการลดลงของค่า pH ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน

อัตราภาระบรรทุก (OLR) kg.COD/m ³ .day	สมการเชิงเส้น	R^2
0.40	$y = -0.0598x + 7.0198$	$R^2 = 0.9199$
0.59	$y = -0.1942x + 7.2824$	$R^2 = 0.989$
0.80	$y = -0.2061x + 7.2175$	$R^2 = 0.9911$
1.00	$y = -0.2228x + 7.1651$	$R^2 = 0.978$

และเพื่อเป็นการอธิบายว่าทำไม pH ในการทดลองส่วนที่ 1 มีแนวโน้มลดลงดังสมการเส้นตรงข้างต้น จึงจำเป็นต้องพิจารณาค่าความเป็นกรดและด่างที่เกิดขึ้นในระบบด้วย ดังที่จะได้กล่าวถึงในส่วนต่อไป

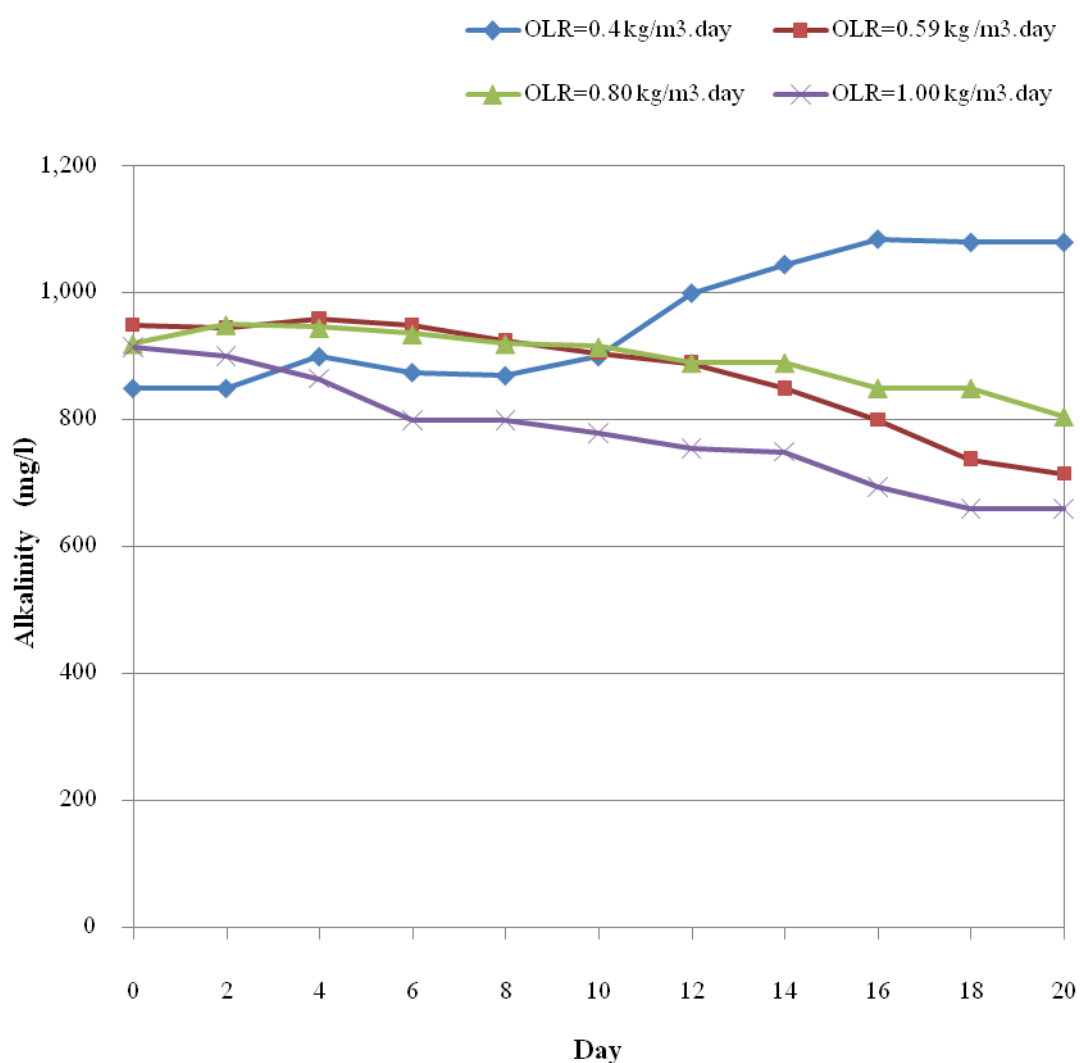
ภาพที่ 19 เป็นกราฟแสดงการสะสมของกรดไขมันระเหยง่าย (VFA) จากการทดลองส่วนที่ 1 ในระยะเวลา 20 วัน จะพบว่า OLR ที่ 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.00 $\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{day}$ มีปริมาณ VFA เริ่มต้นเท่ากับ 215, 325, 290 และ 295 $\text{mg CaCO}_3/\text{l}$ ตามลำดับ และในวันที่ 20 ปริมาณ VFA เพิ่มขึ้น เป็น 705, 1200, 1310 และ 1325 $\text{mg CaCO}_3/\text{l}$ จึงสรุปได้ว่าในถังทั้ง 4 เกิดการสะสม VFA ในระบบ เมื่อระยะเวลาเพิ่มขึ้น



ภาพที่ 19 กราฟแสดงปริมาณ VFA ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน

โดยการสะสมของ VFA ในระบบ เป็นผลมาจากแบคทีเรียสร้างกรดผลิตกรดมากกว่าความต้องการใช้ของแบคทีเรียสร้างมีเทน ทำให้กรดที่ผลิตเกินความต้องการ เกิดการสะสมขึ้น

ดังนั้นบัฟเฟอร์ของระบบบำบัดแบบไร้อากาศต้องเพียงพอ ที่จะรองรับกรดที่สะสมขึ้น กล่าวคือ ระบบต้องการค่า (Alkalinity) จำนวนหนึ่งเพื่อใช้ในการสะเทินกรด เพื่อป้องกันไม่ให้ค่า pH ในระบบลดลง การวิเคราะห์ค่า Alkalinity ในระบบ จึงเป็นการประเมินบัฟเฟอร์ว่าสามารถรองรับ กรดที่เกิดขึ้นได้หรือไม่ ดังที่แสดงในภาพที่ 20 จะพบว่าปริมาณ Alkalinity ที่เริ่มต้น (day,0) มีค่า ใกล้เคียงกันคือ 850, 950, 920 และ 915 mg CaCO₃/l (เรียงตามค่า OLR) เมื่อทำการเดินระบบไปจน ครบ 20 วัน ถึงทั้ง 4 มีปริมาณ Alkalinity เท่ากับ 1080, 715, 805 และ 660 mg CaCO₃/l ตามลำดับ ซึ่งจากกราฟที่ได้ จะพบว่าในถังปฏิกรณ์ที่มีค่า OLR = 0.40 kg/m³.day เป็นเพียงถังเดียวที่มี แนวโน้มของค่า Alkalinity เพิ่มขึ้น และโดยทั่วไปกระบวนการไม่ใช้อากาศควรมี Alkalinity ประมาณ 1,500 – 2,000 mg/l (มันสิน,2546)



ภาพที่ 20 กราฟแสดงปริมาณ Alkalinity ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน

โดย Alkalinity ในระบบจะมาจาก การเติมสารละลาย NaOH เพื่อปรับ pH น้ำเสียให้มีค่าใกล้เคียงกับ 7.00 ก่อนที่จะป้อนน้ำเข้าระบบ ทำให้ Alkalinity มีปริมาณค่อนข้างจำกัด เมื่อเทียบกับปริมาณของ VFA ที่ระบบสามารถผลิตได้เองจากแบคทีเรียสร้างกรด และปริมาณ Alkalinity ที่จะถูกใช้ในการสะเทิน VFA นั้น จะเท่ากับ ปริมาณ VFA ที่เกิดขึ้นในระบบ เนื่องจาก จำนวนโมลที่เข้าทำปฏิกิริยาของ VFA และ Alkalinity เป็นแบบ 1 ต่อ 1

และจากภาพที่ 20 จะพบว่าถึงปฏิกิริยาที่มีค่า $OLR = 0.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ มีปริมาณ Alkalinity ในระบบเพิ่มขึ้น เนื่องจากมีอัตราน้ำเข้าน้อย ทำให้แบคทีเรียสร้างกรด ผลิตกรดได้ปริมาณใกล้เคียงกับความต้องการใช้ของจุลินทรีย์สร้างมีเทน จึงทำให้ Alkalinity ถูกดึงไปใช้ในการสะเทิน VFA น้อยกว่าปริมาณ Alkalinity ที่เดิมเข้าไป ดังนั้นจึงพบว่าเกิดการสะสมต่างกันในถึงปฏิกิริยาดังกล่าว

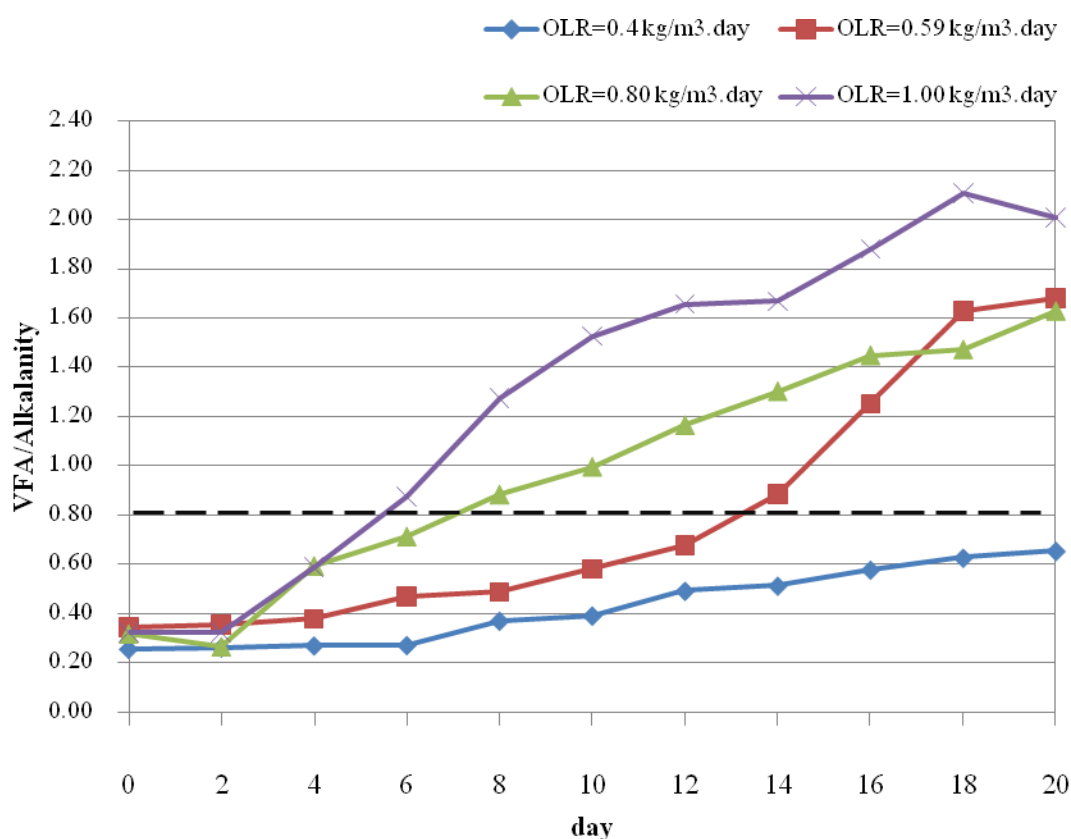
ในขณะเดียวกัน ถ้าเพิ่ม OLR มากขึ้น (อัตราน้ำเข้ามาก) แบคทีเรียสร้างกรดก็จะสร้างกรดเกินความต้องการของแบคทีเรียสร้างมีเทนปริมาณมาก ทำให้ Alkalinity ที่เดิมให้กับระบบไม่เพียงพอ ระบบจึงต้องดึง Alkalinity ที่ถูกสะสมไว้มาสะเทินกับกรดจำนวนนี้ จนในที่สุดปริมาณ Alkalinity จะลดลงเรื่อย ๆ ดังภาพที่ 20 ถึงปฏิกิริยาที่มีค่า OLR เท่ากับ 0.59, 0.80 และ $1.00 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ มีปริมาณ Alkalinity ลดลง

ดังนั้นในการควบคุมระบบบำบัดแบบไร้อากาศ จึงจำเป็นต้องหาค่า OLR ที่เหมาะสมกับลักษณะน้ำเสีย เพื่อให้แบคทีเรียสร้างกรด ผลิตกรดในปริมาณที่น้อยกว่าหรือเท่ากับความต้องการใช้ของแบคทีเรียสร้างมีเทน เพื่อป้องกันการเกิดกรดสะสมขึ้นในระบบ

2. การวิเคราะห์สัดส่วน VFA/Alkalinity

การควบคุมระบบบำบัดแบบไร้อากาศสิ่งที่เป็นอุปสรรคมากที่สุด คือการลดลงของ pH ในระบบที่เป็นผลมาจาก VFA ที่เพิ่มขึ้น ดังนั้นระบบจึงต้องการบัฟเฟอร์ที่สูงเพียงพอที่จะไม่ให้เกิดการลดลงของค่า pH ดังนั้นในการควบคุมระบบ จึงต้องพิจารณาสัดส่วนระหว่าง VFA/Alkalinity หากพบว่ามีค่าน้อยกว่าหรือเท่ากับ 0.4 จะถือว่าระบบมีบัฟเฟอร์สูง แต่ถ้า VFA/Alkalinity มีค่ามากกว่า 0.8 แสดงว่าระบบมีบัฟเฟอร์ต่ำ และค่า pH อาจจะลดลงอย่างรวดเร็ว (มันสิน,2546)

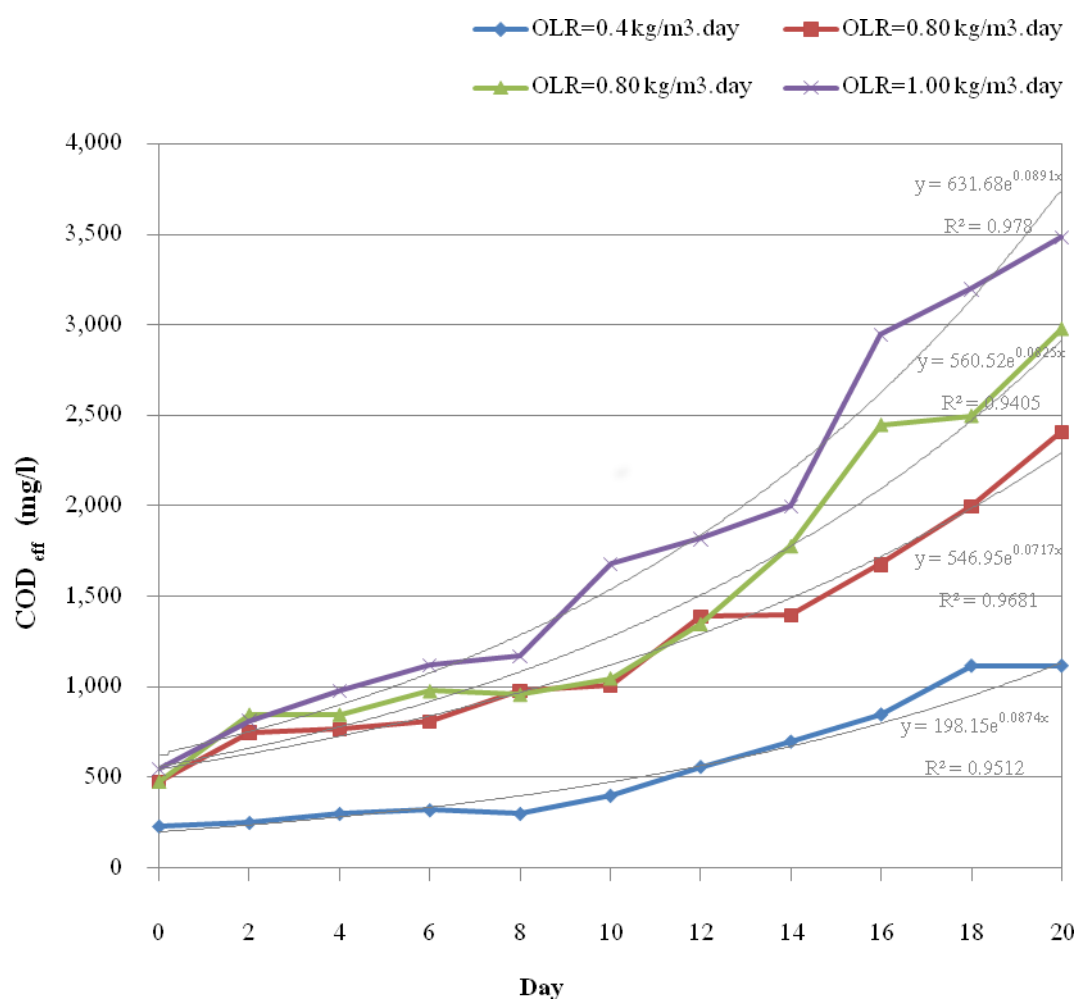
จากภาพที่ 21 จะพบว่าในถึงที่มีค่า OLR = $0.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ ตลอด 20 วัน มีสัดส่วน VFA/Alkalinity น้อยกว่า 0.8 ในขณะที่ถึงที่มีค่า OLR เท่ากับ 0.59 , 0.80 และ $1.00 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ มีค่ามากกว่า 0.8 ในวันที่ 14, 8 และ 6 ตามลำดับ ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่าใน 3 ถึงปฏิกิริยาดังกล่าว มีปริมาณ Alkalinity ไม่เพียงพอที่จะใช้ในการสะเทิน VFA ที่เกิดขึ้น



ภาพที่ 21 กราฟแสดงสัดส่วน VFA/Alkalinity ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน

3. การวิเคราะห์ค่า COD ของน้ำเสียออกจากระบบ (COD_{eff})

ในการวิเคราะห์น้ำเสียก่อนเข้าระบบ พบว่าน้ำเสียมีอัตราส่วนระหว่าง BOD/COD = 0.52 ซึ่งตามปกติน้ำเสียที่ย่อยสลายได้ดีทางชีวภาพนั้นต้องมามีค่ามากกว่า 0.5 (มันสินและมันรักษ์, 2547) ดังนั้นน้ำเสียที่ใช้ในการวิเคราะห์จึงอยู่ในเกณฑ์เหมาะสมที่จะเข้าสู่ระบบบำบัดแบบไร้อากาศ และในภาพที่ 22 แสดงให้เห็น COD_{eff} น้ำออกจากระบบ (COD_{eff})



ภาพที่ 22 กราฟแสดงค่า COD ที่ออกจากระบบ ที่ค่า OLR แตกต่างกัน

จากภาพที่ 22 จะพบว่าเมื่อระยะเวลา (x) ผ่านไป COD_{eff} จะมีค่าสูงขึ้น ซึ่งจากความสัมพันธ์ดังกล่าวสามารถอธิบายในรูปแบบของสมการเอ็กซ์โพเนนเชียลดังที่แสดงในตารางที่ 17

ตารางที่ 17 สมการแสดงแนวโน้มค่า COD ที่ออกจากระบบ ที่ค่า OLR แตกต่างกัน

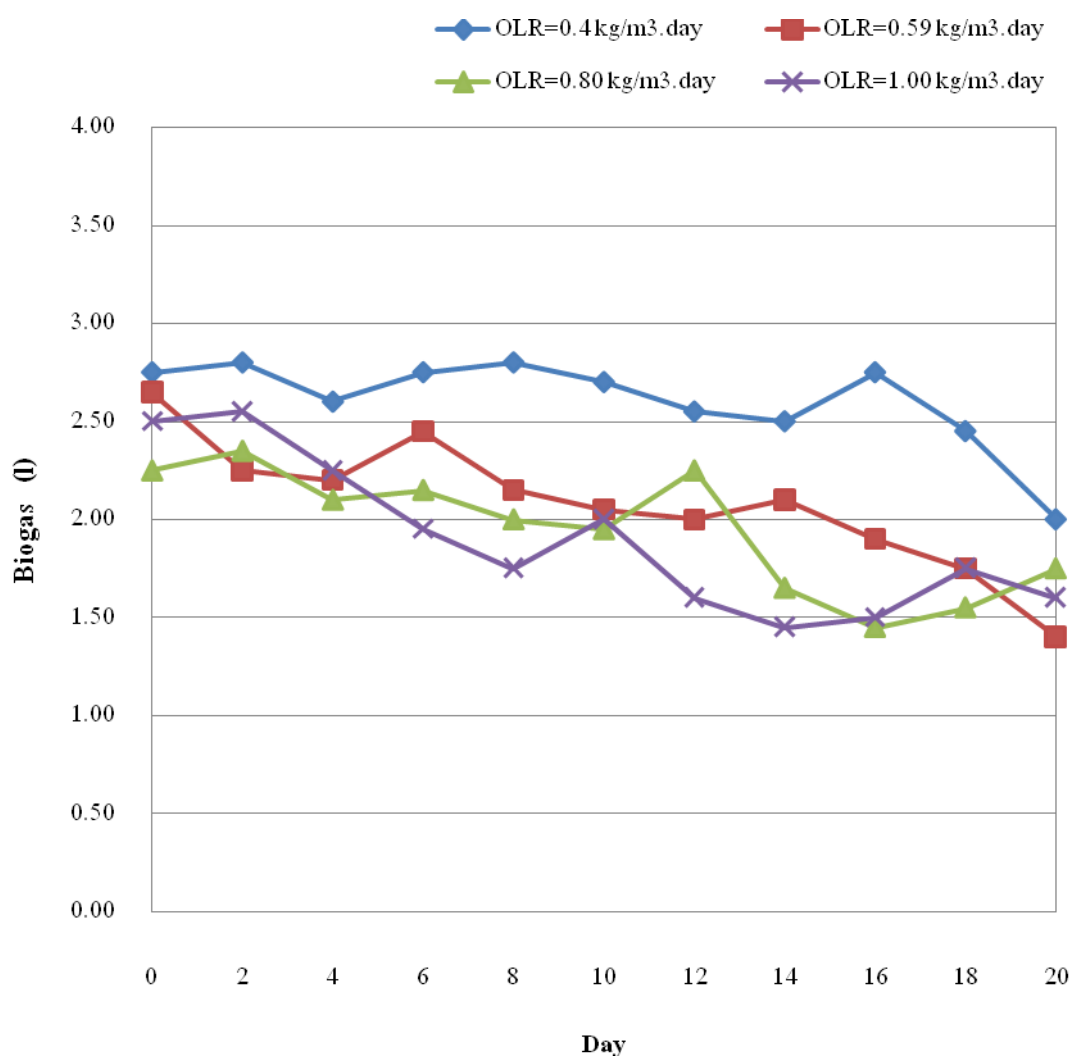
อัตราภาระบรรทุก (OLR) kg COD/m ³ .day	สมการเอ็กซ์โพเนนเชียล	R ²
0.40	$y = 528.5 e^{0.178x}$	R ² = 0.9512
0.59	$y = 475.2 e^{0.165x}$	R ² = 0.9681
0.80	$y = 473.8 e^{0.143x}$	R ² = 0.9405
1.00	$y = 166.3 e^{0.174x}$	R ² = 0.978

สมการเอ็กซ์โพเนนเชียลที่ได้จากความสัมพันธ์ระหว่าง COD_{eff} (y) กับ ระยะเวลา (x) แสดงให้เห็นแนวโน้มของ COD_{eff} ที่จะมีค่าเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่อระยะเวลายังนานขึ้น ซึ่งความน่าเชื่อถือของสมการเอ็กซ์โพเนนเชียล (R²) มีค่าเท่ากับ 0.9512, 0.9681, 0.9405 และ 0.978 ตามลำดับ และหากคิดพิจารณาการกำจัด COD แล้วจะพบว่าในถึงปฏิกิริยาทั้ง 4 มีร้อยละการกำจัด COD จะลดลงอย่างรวดเร็ว และในวันที่ 20 สามารถกำจัด COD ได้ร้อยละ 67, 35, 18 และ 3 เมื่อพิจารณาในรูปแบบ TCOD

ความสามารถในการกำจัด COD ของระบบ จะใช้ในการประเมินก๊าซชีวภาพที่คาดว่าจะเกิดขึ้น ซึ่งในระบบบำบัดไร้อากาศที่ดีจะสามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ 0.6 m³/kg-COD ที่ถูกกำจัด โดยปริมาณก๊าซชีวภาพต้องมีสัดส่วนก๊าซมีเทนอยู่ประมาณ ร้อยละ 60 เพื่อให้ก๊าซชีวภาพสามารถเผาให้พลังงานความร้อนได้

4. การวิเคราะห์ก๊าซชีวภาพ (Biogas)

ในการเก็บตัวอย่างก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นในระบบ จะถูกเก็บภายใต้แรงดันบรรยากาศและอุณหภูมิห้อง โดยการเก็บปริมาตรก๊าซจะใช้วิธีแทนที่น้ำ (รายละเอียดในภาพภาคผนวก 5-8) ซึ่งภาพที่ 23 แสดงปริมาตรก๊าซที่เกิดขึ้นในระบบ

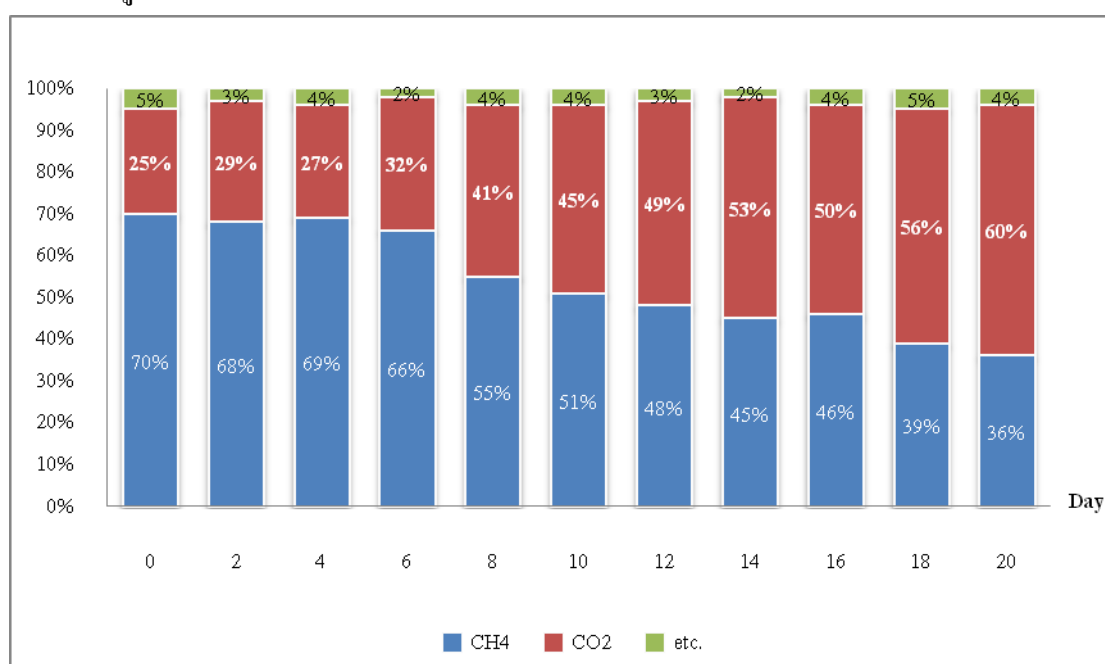


ภาพที่ 23 กราฟแสดงปริมาตรก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบที่ OLR แตกต่างกัน

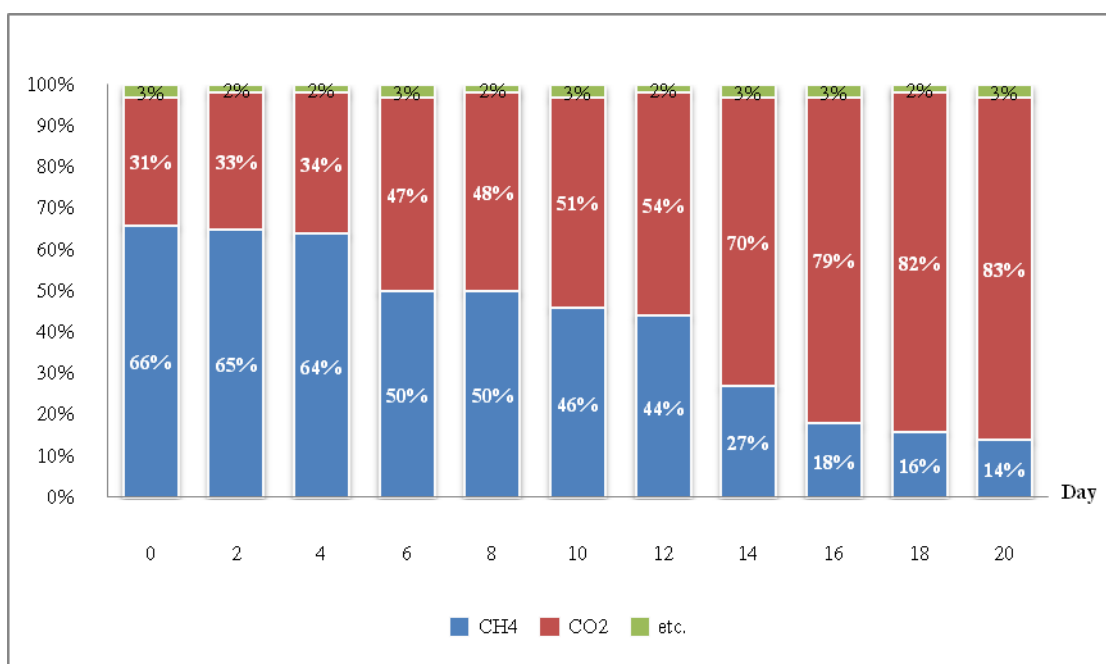
จากภาพที่ 23 จะพบว่า ปริมาตรก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นในถังปฏิกรณ์ทั้ง 4 มีแนวโน้ม ปริมาตรก๊าซชีวภาพจะลดลง แต่เนื่องจากส่วนประกอบของก๊าซชีวภาพ ประกอบไปด้วยก๊าซหลัก

อยู่ 3 ชนิด คือ ก๊าซมีเทน (CH_4) ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และก๊าซอื่น ๆ (etc.) ดังนั้นในการวิเคราะห์ก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น จึงต้องพิจารณาส่วนประกอบของก๊าซชีวภาพควบคู่ไปด้วย

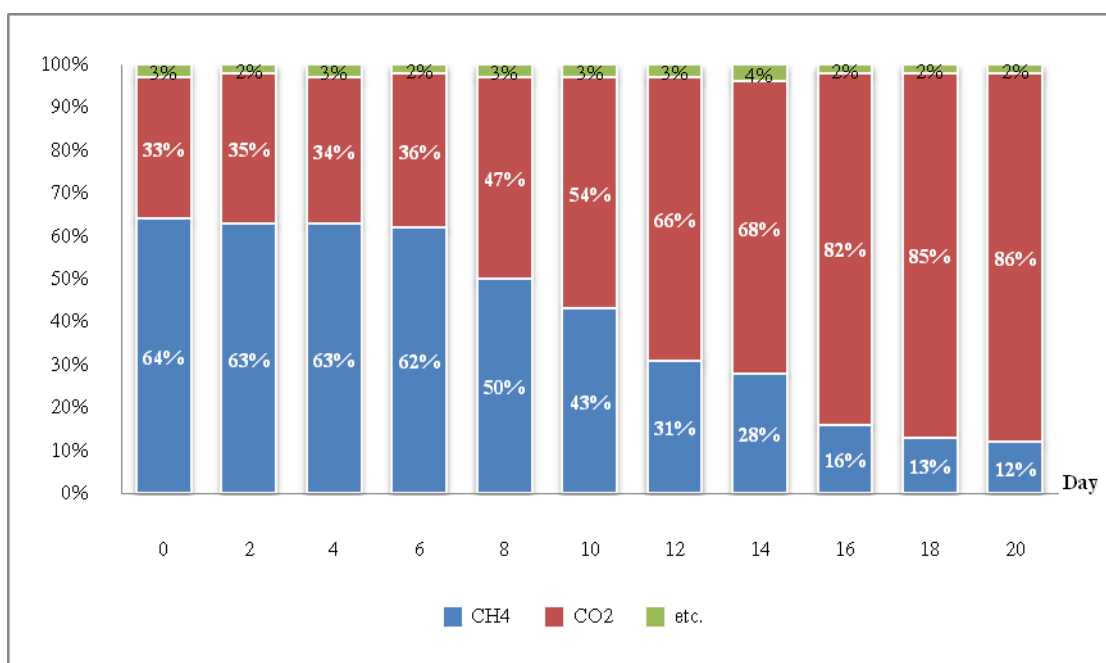
และในภาพที่ 24- 27 ก็เป็นกราฟที่แสดงถึงส่วนประกอบของก๊าซชีวภาพในถังปฏิกรณ์ที่มี OLR แตกต่างกันทั้ง 4 ค่า ซึ่งก็มีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกัน คือเมื่อระยะเวลาผ่านไป สัดส่วนก๊าซมีเทนจะลดลงไปเรื่อย ๆ ในขณะที่สัดส่วนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ก็จะเพิ่มขึ้นแทนที่ โดยในถังปฏิกรณ์ที่มี OLR น้อยจะมีสัดส่วนของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นของช้ากว่า ถังปฏิกรณ์ที่มี OLR สูง



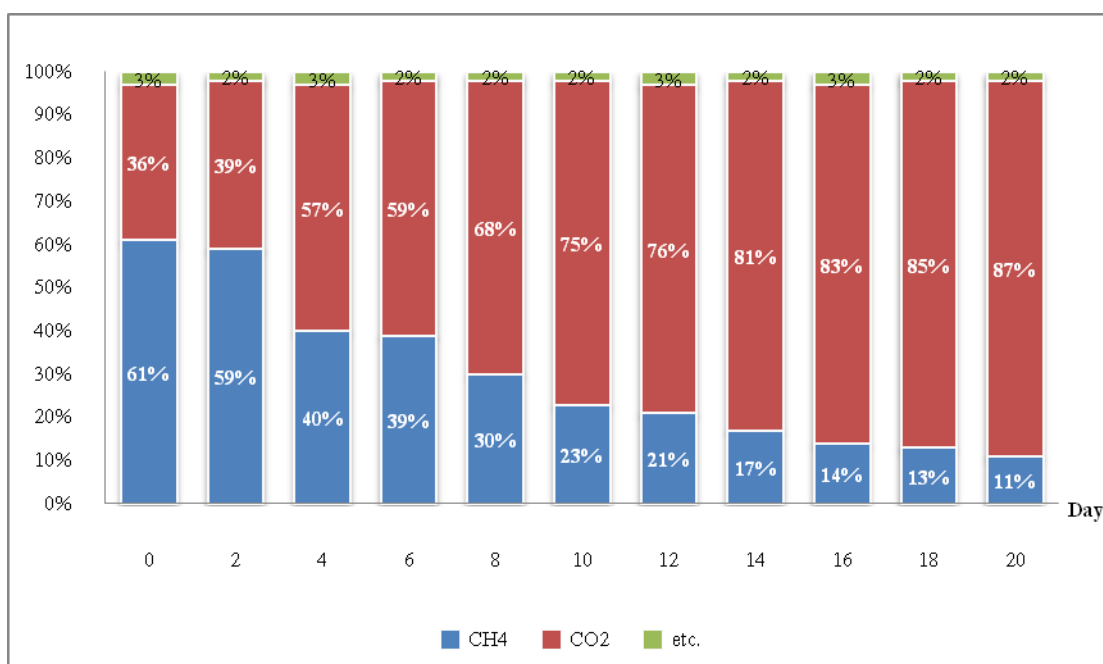
ภาพที่ 24 กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง CH_4 : CO_2 :etc.
ของถังปฏิกรณ์ OLR = $0.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$



ภาพที่ 25 กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$
ของถังปฏิกรณ์ OLR = $0.59 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$



ภาพที่ 26 กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$
ของถังปฏิกรณ์ OLR = $0.80 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$

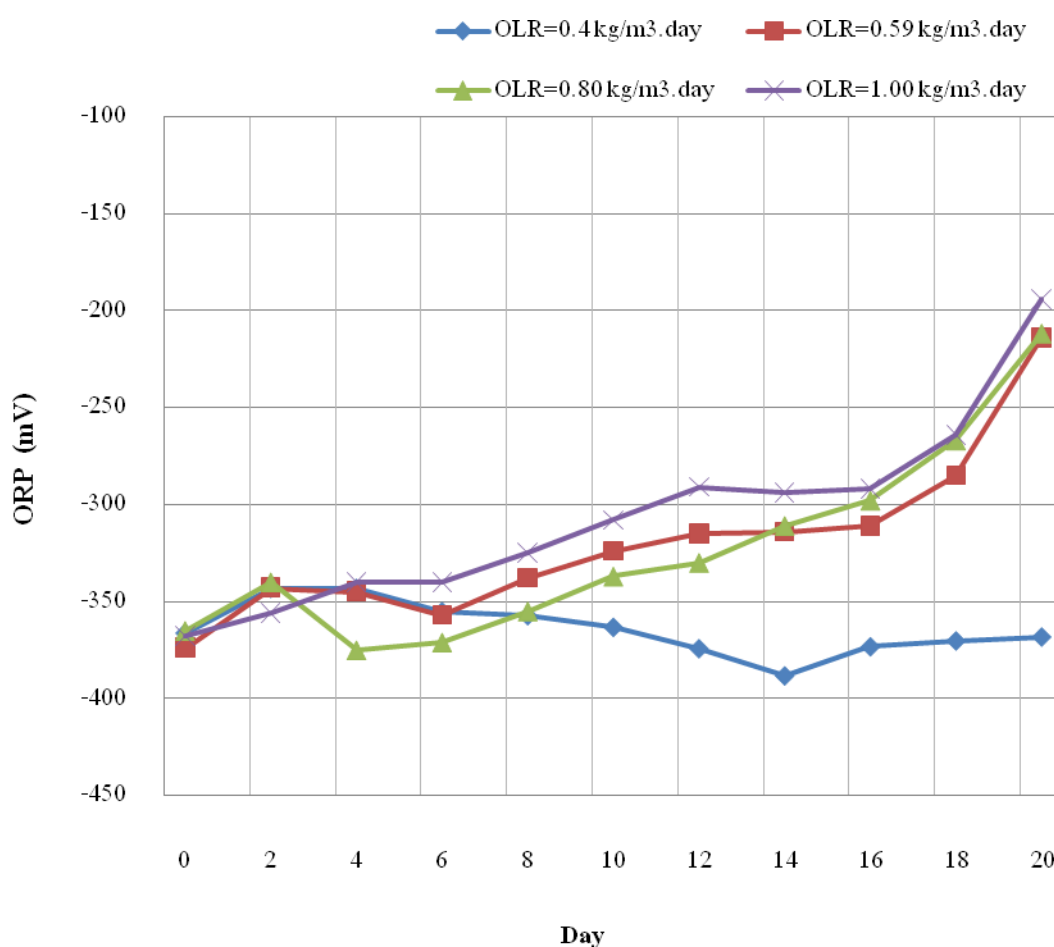


ภาพที่ 27 กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$
ของถังปฏิกรณ์ OLR = $1.00 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$

ดังนั้นจึงไม่สามารถสรุปปริมาณก๊าซที่เกิดขึ้นต่อกิโลกรัมชีโอดีที่ถูกกำจัด ได้จากการทดลองส่วนที่ 1 เนื่องจากสัดส่วนของก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ไม่คงที่ แต่หากพิจารณาในส่วนคุณภาพของก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ในถังปฏิกรณ์ทั้ง 4 ถัง สามารถสรุปว่าไม่มีคุณภาพดีพอที่จะนำไปเผาให้ความร้อน เนื่องจากมีสัดส่วนของก๊าซมีเทนน้อยกว่า 50 ของปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้

5. การวิเคราะห์ค่าความต่างศักย์ ORP

ค่า ORP ของน้ำเข้าระบบว่ามีค่าประมาณ -55 mV ซึ่งถือว่าอยู่ในสภาวะไร้อากาศ และจากภาพที่ 28 จะพบว่าในถังปฏิกรณ์ที่มี $\text{OLR} = 0.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ เป็นเพียงถังเดียวที่มีค่า ORP เปลี่ยนแปลงไปในแนวทางที่ดี เมื่อเทียบกับถังปฏิกรณ์ที่เหลืออีก 3 ถัง ซึ่งมีแนวโน้มของ OLR เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง โดยหากพิจารณาในวันที่ 20 จะพบว่าค่า ORP ของถังทั้ง 4 มีค่าเท่ากับ -368 , -214 , -212 และ -194 mV ตามลำดับค่า OLR จากน้อยไปมาก



ภาพที่ 28 กราฟเปรียบเทียบค่า ORP ในระบบ ที่ค่า OLR แตกต่างกัน

โดยค่า ORP เป็นพารามิเตอร์ที่บอกให้ทราบแนวโน้มของปฏิกริยารีด็อกซ์ หมายถึง ปฏิกริยาที่การถ่ายอิเล็กตรอนเกิดขึ้นระหว่างสารให้อิเล็กตรอนและสารรับอิเล็กตรอน ที่เกิดขึ้น

ในน้ำ ซึ่งค่า ORP จะบอกถึงปริมาณความต่างศักย์ไฟฟ้าที่เกิดจากการถ่ายเทอิเล็กตรอน ซึ่งค่า ORP เป็นบวกหรือลบก็ได้ ขึ้นอยู่ตัวรับอิเล็กตรอน และตัวรับอิเล็กตรอนในระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศอาจจะเป็น ชัลเฟต หรือไนเตรต หรือคาร์บอนไดออกไซด์ แต่ไม่ใช่ออกซิเจน (มันสิน, 2546) ซึ่งค่า ORP สามารถบอกถึงปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในระบบดังตารางที่ 18

ตารางที่ 18 ค่า ORP ของปฏิกิริยาประเภทต่าง ๆ

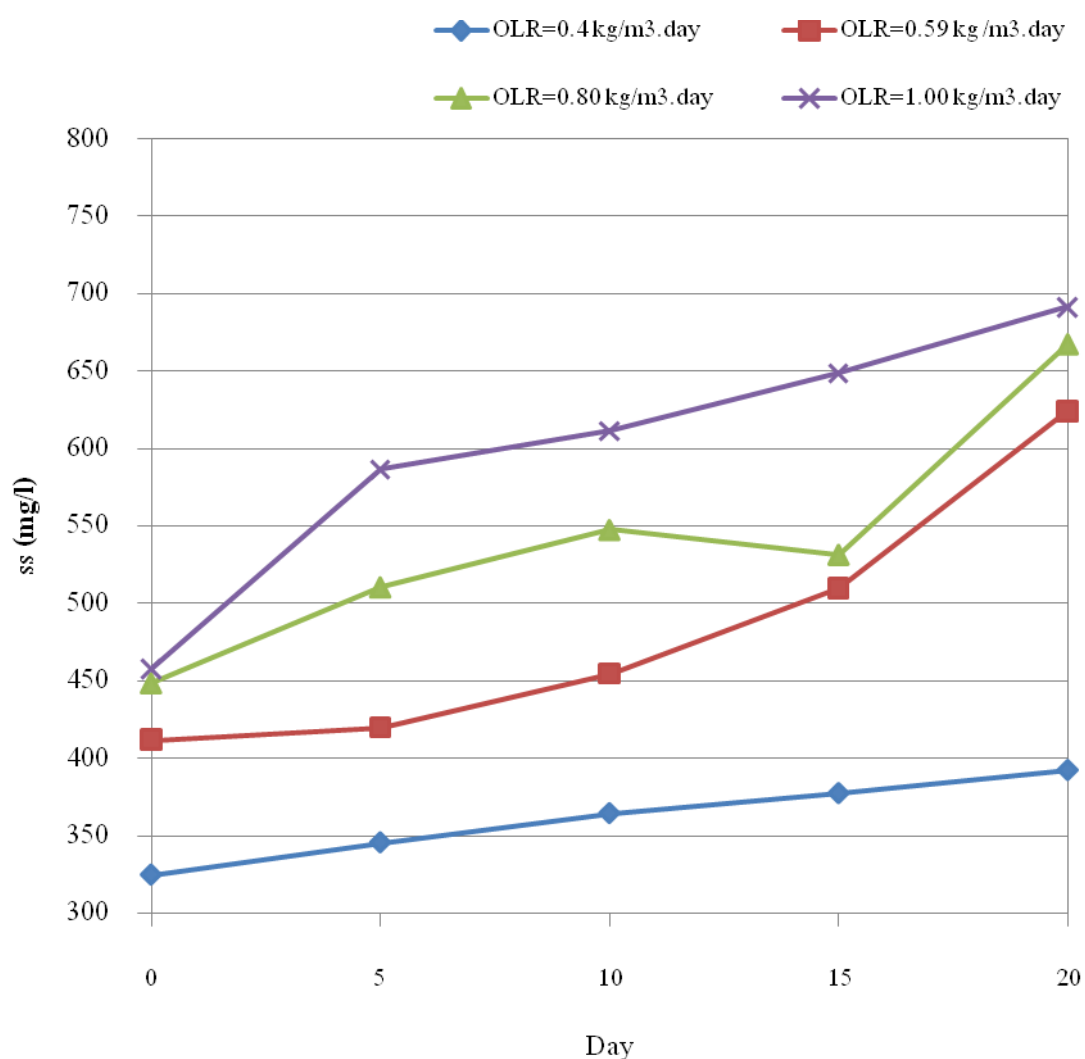
ประเภทของปฏิกิริยา	โออาร์พี (mV)
แอโรบิกออกซิเดชัน	+300
ไนตริฟิเคชัน	+100
ดีไนตริฟิเคชัน	0
การย่อยสลายไร้อากาศ	
- สร้างกรดอินทรีย์	-300
- สร้างมีเทน	-500

ที่มา : มันสิน, 2536

จากตารางที่ 18 จะพบว่าระบบบำบัดแบบไร้อากาศที่มีประสิทธิภาพดี ควรมีค่าอยู่ในช่วง -300 ถึง -500 mV ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่า ถึงปฏิกิริยาที่มี $OLR = 0.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ ระบบบำบัดยังคงมีประสิทธิภาพดีในระดับหนึ่งเนื่องจากปฏิกิริยาภายในยังมีการสร้างกรดอินทรีย์และสร้างมีเทน แต่ในถึงปฏิกิริยาที่มี $OLR = 0.59, 0.80$ และ $1.00 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ นั้น แม้ระบบจะยังคงอยู่ในสภาวะไร้อากาศ (ORP ติดลบ) แต่ปฏิกิริยาภายในไม่ได้อยู่ในสภาวะที่สร้างมีเทน และการสร้างกรดอินทรีย์ก็ผลิตได้อย่างไม่เต็มที่ ประสิทธิภาพของระบบจึงลดลงดังที่แสดงในส่วนการวิเคราะห์ค่า COD ที่ออกจากระบบ

6. การวิเคราะห์ปริมาณของแข็งแขวนลอย (Suspended Solids, ss)

ปริมาณของแข็งแขวนลอย (ss) ในน้ำเสียที่เข้าระบบ มีค่าเฉลี่ย 760 mg/l ซึ่งการเก็บตัวอย่างและวิเคราะห์ค่า ss จะทำทุก ๆ 5 วัน ดังที่ในภาพที่ 29 โดยปริมาณ ss ที่ออกจากถังปฏิกิริยาทั้ง 4 ถัง มีแนวโน้มเหมือนกับ ปริมาณ COD ที่ออกจากระบบ คือ เมื่อระยะเวลาผ่านไป ปริมาณ ss ที่ออกจากระบบจะมีค่าสูงขึ้น



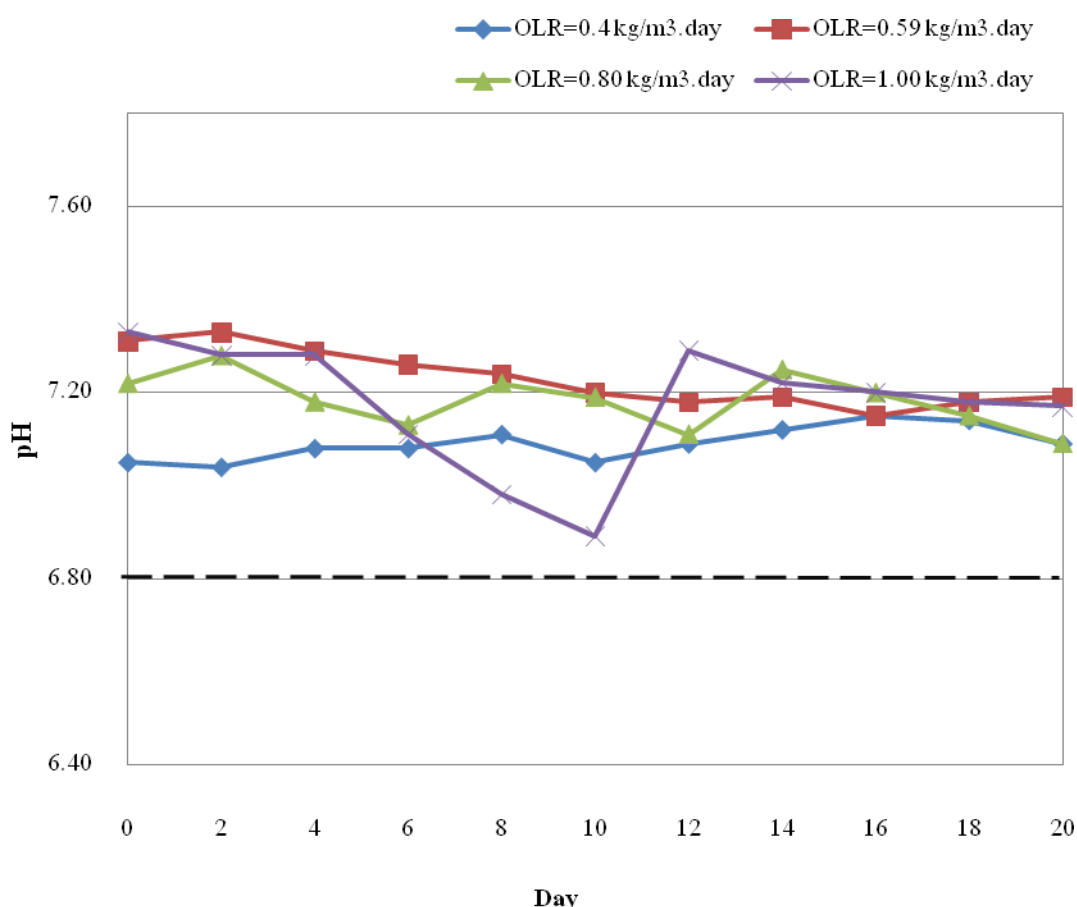
ภาพที่ 29 ปริมาตรของแข็งแขวนลอยที่ออกจากระบบที่ OLR แตกต่างกัน

การศึกษาระบบที่ 2

เพื่อปรับปรุงให้ระบบมีประสิทธิภาพดีขึ้น นอกจากการปรับ pH น้ำเสียก่อนเข้าระบบแล้ว จึงทำการเติม Alkalinity ในระบบให้มีปริมาณมากกว่า VFA ที่แบคทีเรียสร้างขึ้น โดยการกำหนด อัตราส่วนระหว่าง VFA/Alkalinity ที่ยอมรับได้ ไม่เกิน 0.8 เพื่อที่จะได้สามารถควบคุม pH ได้ทัน ถ่วงที่ ในกรณีที่เกิดการสะสมของ VFA ขึ้นในระบบ

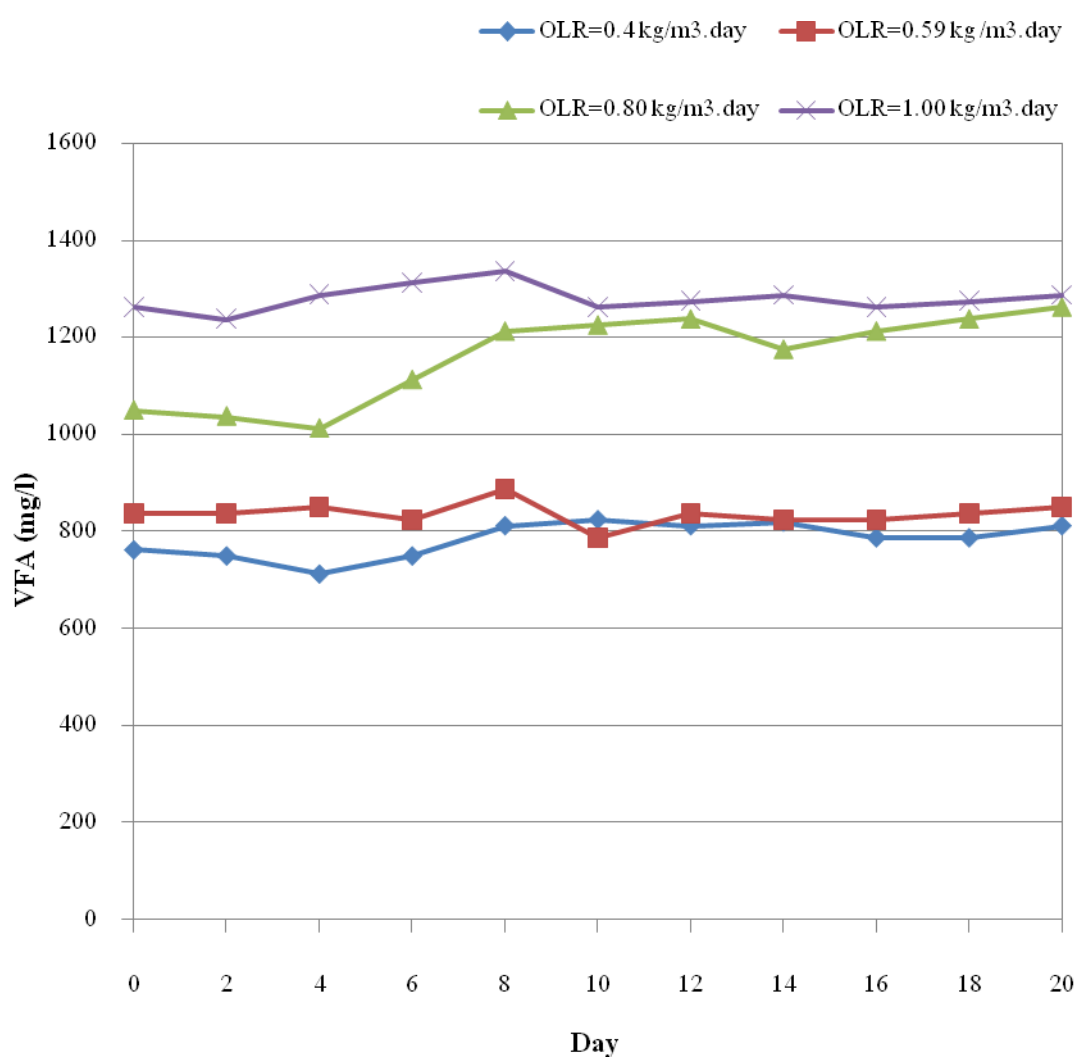
1. การวิเคราะห์ค่า pH, VFA และ ALK

ในการทดลองส่วนที่ 2 เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงที่แล้ว จะพบว่าค่า pH ของถังปฏิกรณ์ที่มี ค่า OLR = 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.00 kg/m³.day มีค่าเฉลี่ยของ pH อยู่ที่ 7.09, 7.23, 7.18 และ 7.18 ตามลำดับ ซึ่งในภาพที่ 30 แสดงให้เห็นว่า pH ในแต่ละถัง มีค่ามากกว่า 6.8 ตามที่ได้ออกแบบไว้



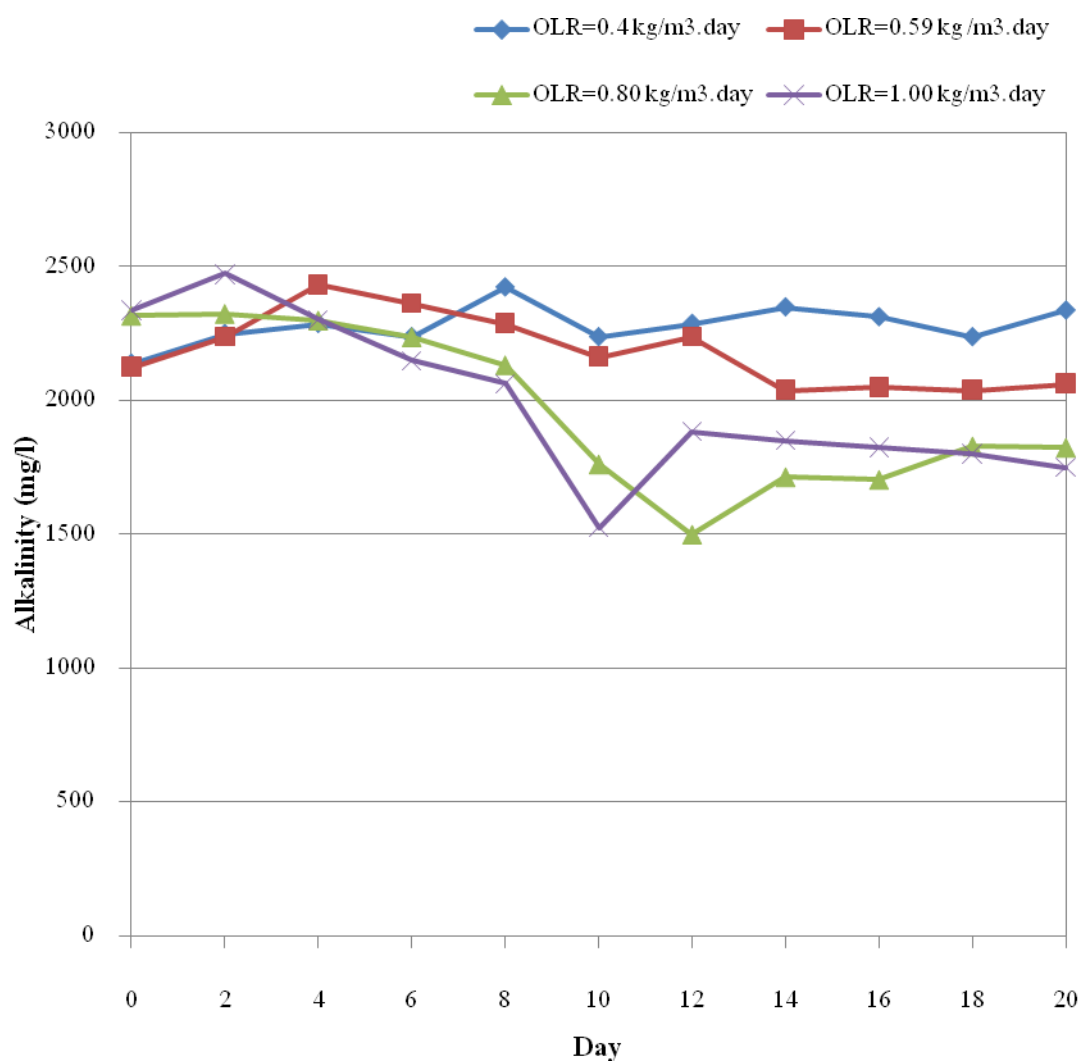
ภาพที่ 30 กราฟเปรียบเทียบค่า pH ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน
ในสภาวะควบคุม pH > 6.8

ดังที่ได้อธิบายไว้แล้วในการทดลองส่วนที่ 1 ว่าค่า pH จะขึ้นอยู่กับปริมาณ VFA และปริมาณ Alkalinity ซึ่งในระบบบำบัดแบบไร้อากาศได้กำหนดปริมาณ VFA ที่เหมาะสมควรอยู่ในช่วง 50-500 mg/l แต่ในระบบจริง พบว่าระบบมี VFA เฉลี่ยเท่ากับ 784.80, 836.46, 1161.36 และ 1280.71 mg/l ที่ OLR = 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.00 kg/m³.day ตามลำดับ ดังนั้น VFA ที่เกิดขึ้นในระบบจึงมีค่ามากกว่า VFA ที่เหมาะสม แต่ปริมาณ VFA ที่จะทำให้ประสิทธิภาพของระบบผลิตก๊าซชีวภาพลดลงต้องมีความมากกว่า 2,000 mg/l ซึ่งจากภาพที่ 31 จะพบว่าทั้ง 4 ดังนั้นมีค่าไม่ถึง



ภาพที่ 31 กราฟเปรียบเทียบค่า VFA ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน
ในสภาวะควบคุม pH > 6.8

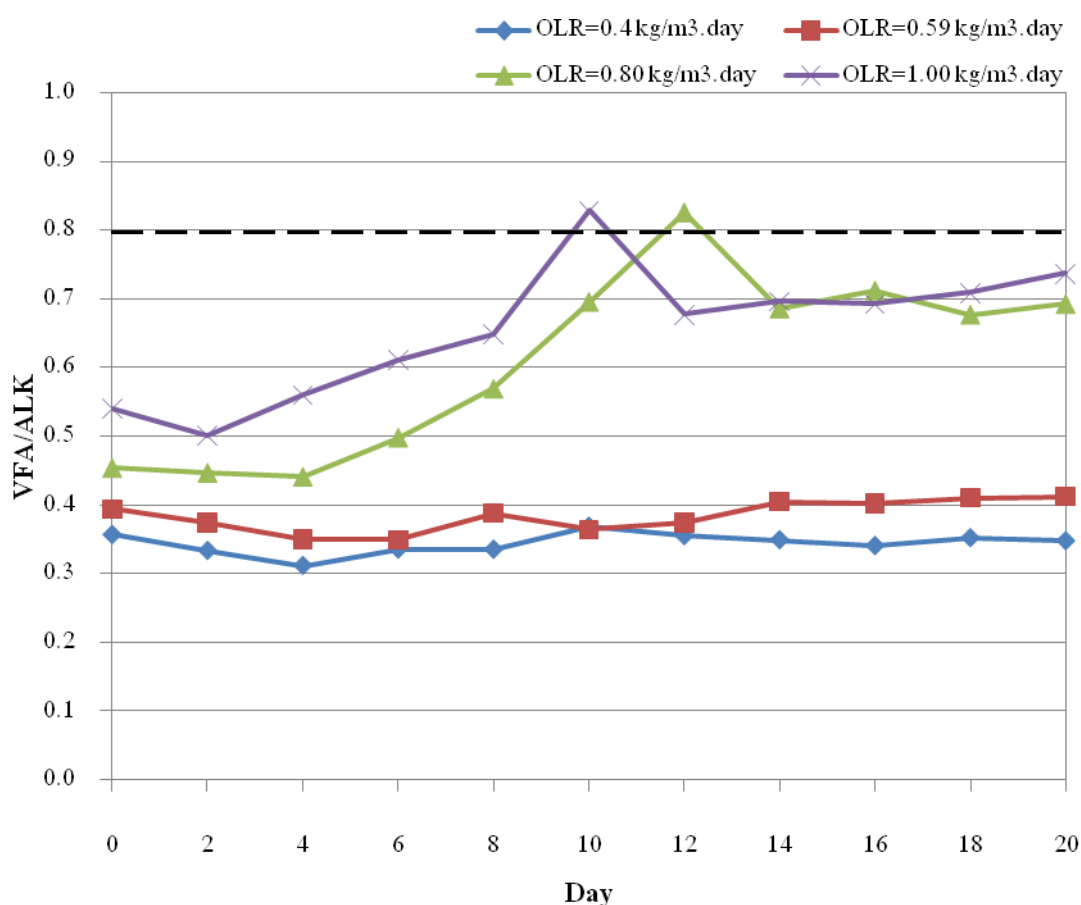
และเมื่อพิจารณาปริมาณ Alkalinity ที่เกิดขึ้นจะพบว่ามีความใกล้เคียงเท่ากับ 2282.18, 2185.27, 1968.3 และ 1996.69 mg/l ที่ OLR = 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.00 kg/m³.day ตามลำดับ ซึ่งจากภาพที่ 32 จะพบว่า ในถังปฏิกรณ์ที่มี OLR = 0.80 และ 1.00 kg/m³.day มีช่วงที่ Alkalinity ในระบบลดลงอย่างรวดเร็ว ซึ่งอาจจะเกิดจากอัตราน้ำเข้าระบบมีค่ามากเกินไป ทำให้แบคทีเรียสร้างมีเทนที่มีปริมาณจำกัด น้ำกรดที่ผลิตได้มาใช้ไม่หมด ระบบจึงดึง Alkalinity มาใช้ในการสะเทินกรด จึงทำให้ Alkalinity ในช่วงดังกล่าวมีปริมาณลดลง



ภาพที่ 32 กราฟเปรียบเทียบปริมาณ Alkalinity ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน
ในสภาวะควบคุม pH > 6.8

2. การวิเคราะห์สัดส่วน VFA/Alkalinity

จากการทดลองในส่วนที่ 1 พบว่า สัดส่วนระหว่าง VFA/Alkalinity มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น เนื่องจากระบบมีปริมาณ Alkalinity ไม่สัมพันธ์กับปริมาณ VFA ที่เกิดขึ้น จึงทำให้ pH ในระบบ ลดลง แต่ในการทดลองส่วนที่ 2 มีการควบคุมสัดส่วนระหว่าง VFA/Alkalinity ให้มีค่าน้อยกว่า 0.8 ดังเช่นในภาพที่ 33 วันที่ 10 และ 12 ของถึงปฏิบัติการที่ค่า OLR = 0.80 และ 1.00 kg/m³.day มีค่ามากกว่า 0.8 ดังนั้นจึงมีการเติมสารละลาย NaOH ในทั้งสองถึงปฏิบัติการ เพื่อให้สัดส่วน VFA/Alkalinity ลดลงและมีค่าไม่เกิน 0.80

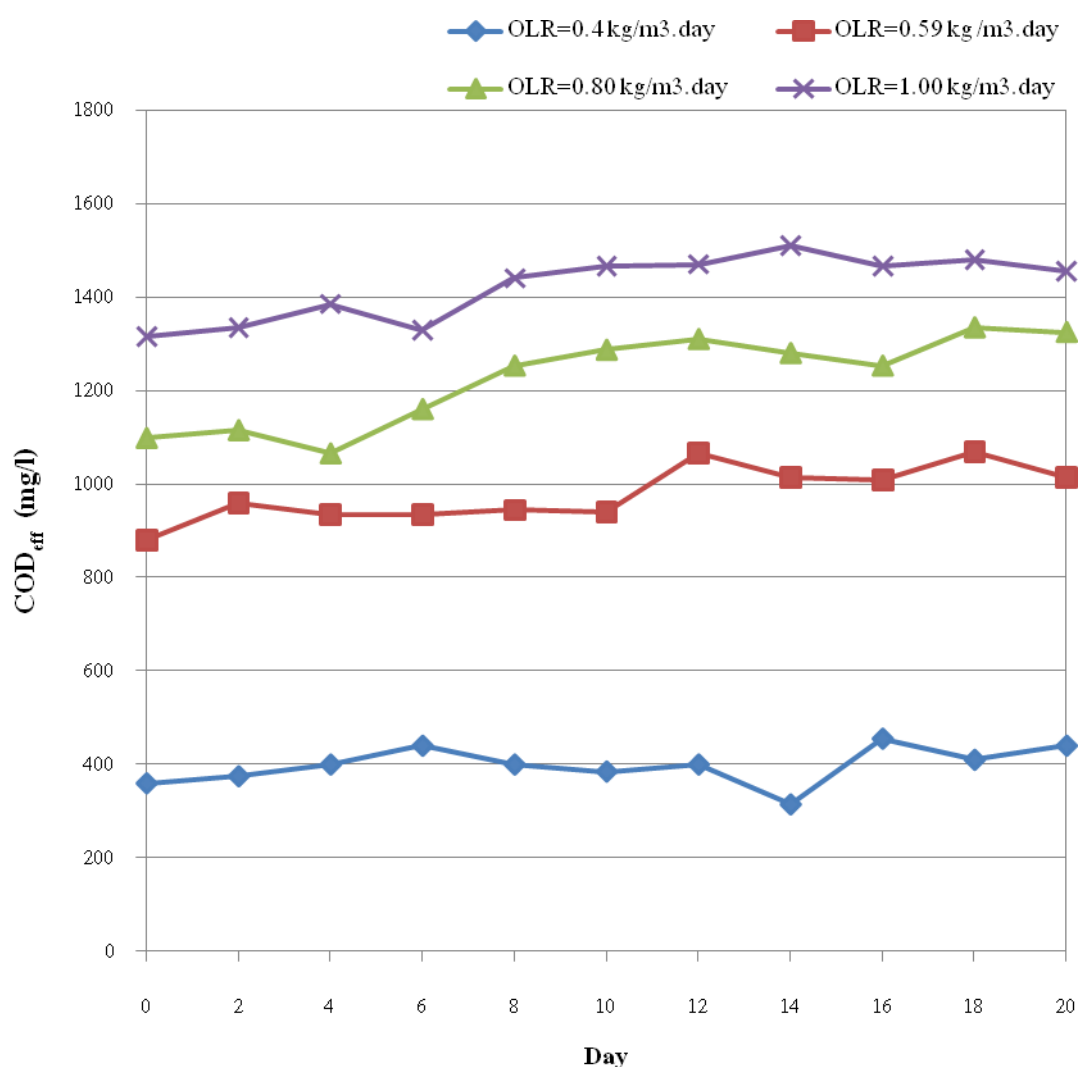


ภาพที่ 33 กราฟแสดง สัดส่วน VFA/ALK ที่เกิดขึ้นในระบบ เมื่อ OLR แตกต่างกัน 4 ค่า
ในสถานะควบคุม pH > 6.8

ดังนั้นจึงสรุปได้ว่า บัฟเฟอร์ในการทดลองส่วนที่ 2 ถูกปรับปรุงให้มีประสิทธิภาพดีพอ จึงทำให้ pH ในระบบมีค่าแกว่งตัวอยู่ในช่วงที่เหมาะสมกับการดำรงชีพของจุลินทรีย์สร้างมีเทน

3. การวิเคราะห์ค่า COD น้ำออกจากระบบ (COD_{eff})

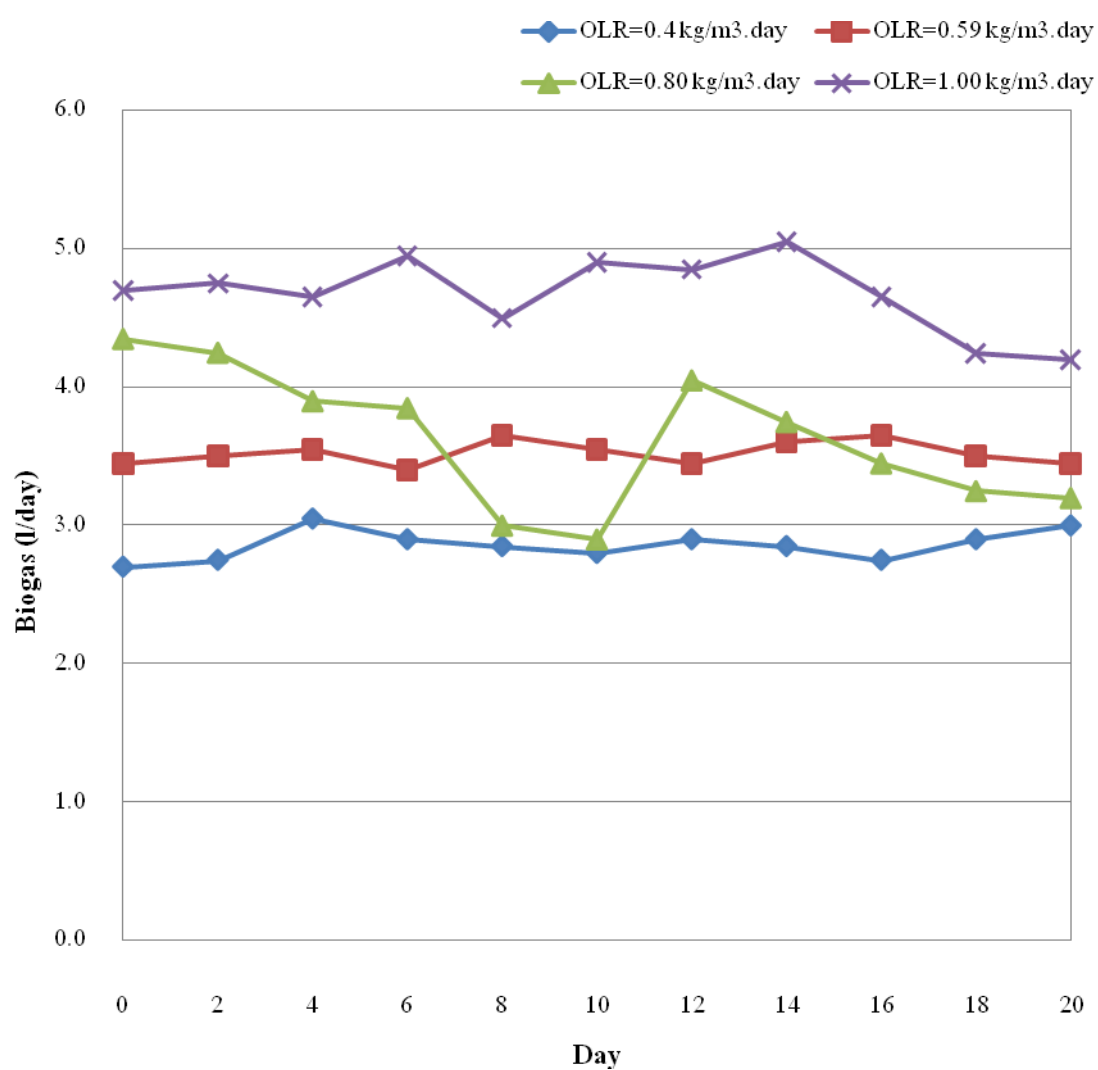
เมื่อระดับ pH ในระบบอยู่ในสภาวะที่เหมาะสมกับแบคทีเรียสร้างมีเทนและสร้างกรด จึงทำให้ประสิทธิภาพการกำจัด COD ดีขึ้นกว่าการทดลองส่วนที่ 1 ซึ่งสามารถหาค่าเฉลี่ยได้ร้อยละ 89, 73, 66 และ 62 ของ COD ที่เข้าระบบ และจากรูปที่ 34 แสดงค่า COD ของถังปฏิกิริยาที่มี OLR = 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.00 $kg/m^3 \cdot day$ ในระยะ 20 วัน ซึ่งสามารถหาค่า COD_{eff} เฉลี่ย = 398.18, 979.27, 1225.55 และ 1409.55 mg/l ตามลำดับ



ภาพที่ 34 กราฟแสดงค่า COD_{eff} ที่ออกจากระบบที่ค่า OLR แตกต่างกัน
ในสภาวะควบคุม pH > 6.8

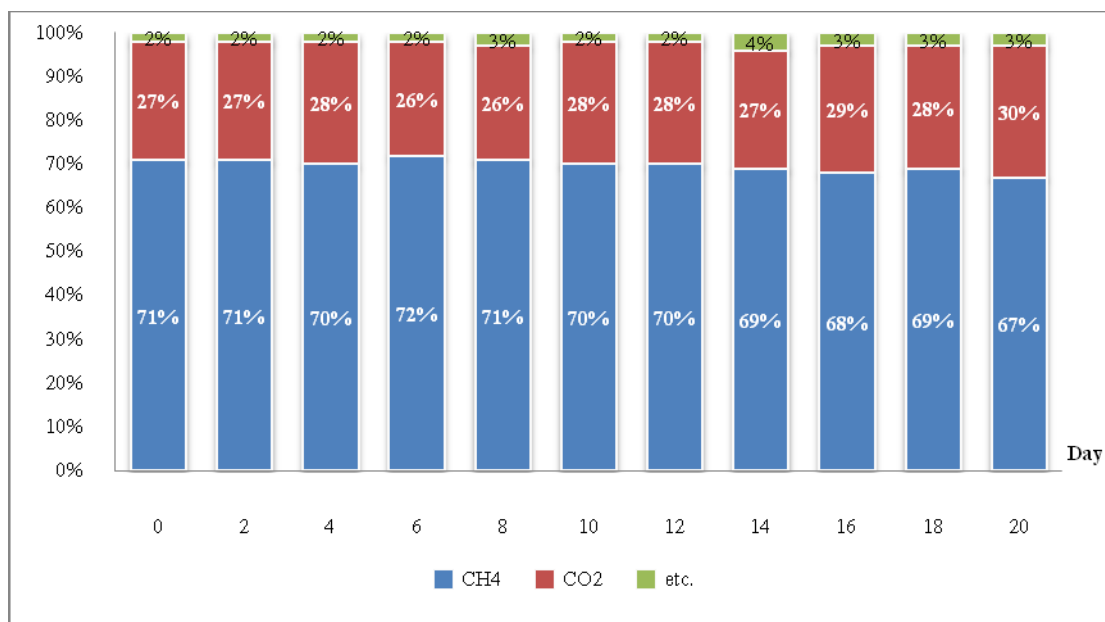
4. การวิเคราะห์ก๊าซชีวภาพ

ปริมาณก๊าซที่เกิดจากถังปฏิกรณ์ที่มี $OLR = 0.40, 0.59, 0.80$ และ $1.00 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ แสดงในภาพที่ 35 ซึ่งสามารถหาค่าเฉลี่ยได้เท่ากับ 2.86, 3.52, 3.63 และ 4.68 l/day ตามลำดับ หรือสามารถคิดเป็น 0.54, 0.55, 0.47 และ 0.52 $\text{m}^3/\text{kg-COD-remove}$ ซึ่งในทฤษฎีปริมาณ Biogas สามารถผลิตได้ประมาณ $0.6 \text{ m}^3/\text{kg-COD} \cdot \text{day}$



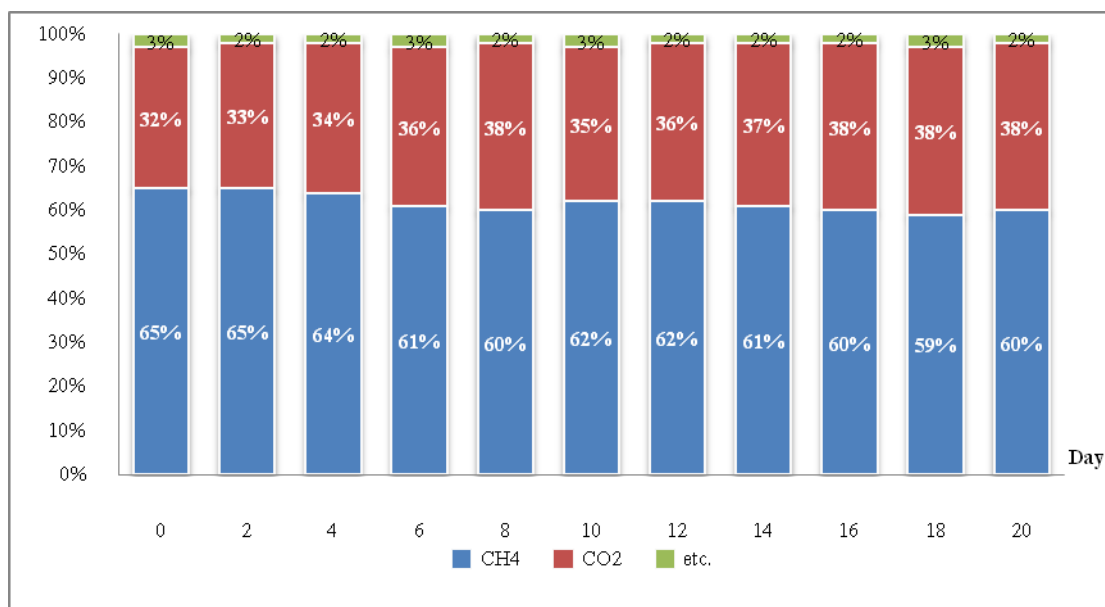
ภาพที่ 35 กราฟแสดงปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จากระบบที่ OLR แตกต่างกันในสภาวะควบคุม $pH > 6.8$

แต่ปริมาตร Biogas ที่สามารถผลิตได้ควรมีสัดส่วนก๊าซมีเทนมากกว่าร้อยละ 60 โดยภาพที่ 36 - 39 แสดงสัดส่วนร้อยละของก๊าซมีเทน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซอื่น ๆ ภายในถังปฏิกรณ์ทั้ง 4 ถึง ระยะเวลา 20 วัน



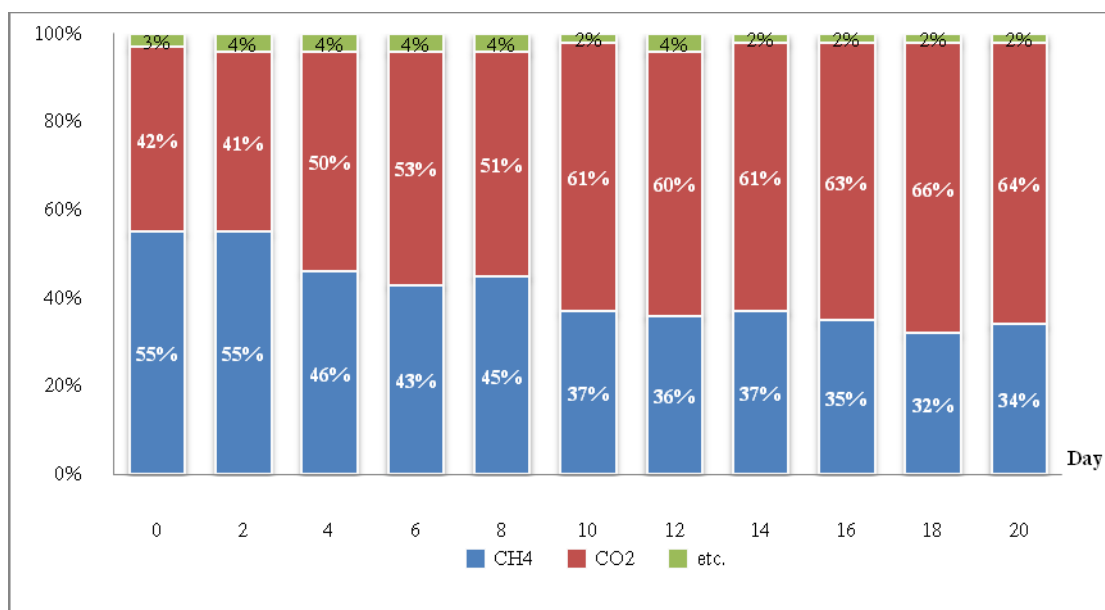
ภาพที่ 36 กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$

ของถังปฏิกรณ์ OLR = $0.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ ในสภาวะควบคุม pH > 6.8



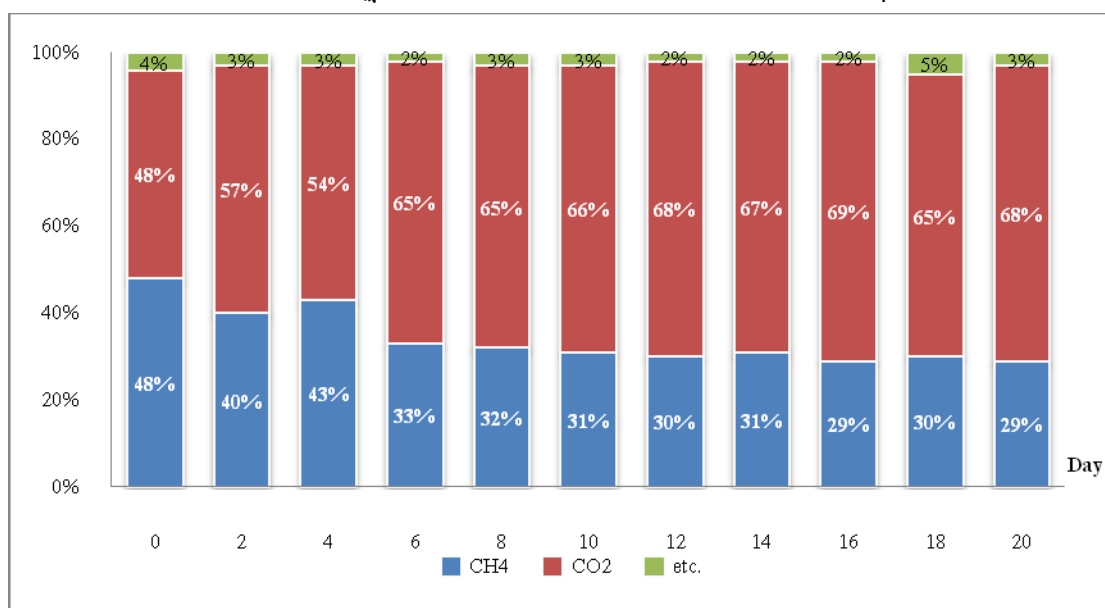
ภาพที่ 37 กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$

ของถังปฏิกรณ์ OLR = $0.59 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ ในสภาวะควบคุม pH > 6.8



ภาพที่ 38 กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$

ของถังปฏิกริยา $\text{OLR} = 0.80 \text{ kg/m}^3.\text{day}$ ในสภาวะควบคุม $\text{pH} > 6.8$



ภาพที่ 39 กราฟแสดงอัตราส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$

ของถังปฏิกริยา $\text{OLR} = 1.00 \text{ kg/m}^3.\text{day}$ ในสภาวะควบคุม $\text{pH} > 6.8$

และถังปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 0.40 \text{ kg/m}^3.\text{day}$ มีสัดส่วนระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 70:28:2

ถังปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 0.59 \text{ kg/m}^3.\text{day}$ มีสัดส่วนระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 62:36:2

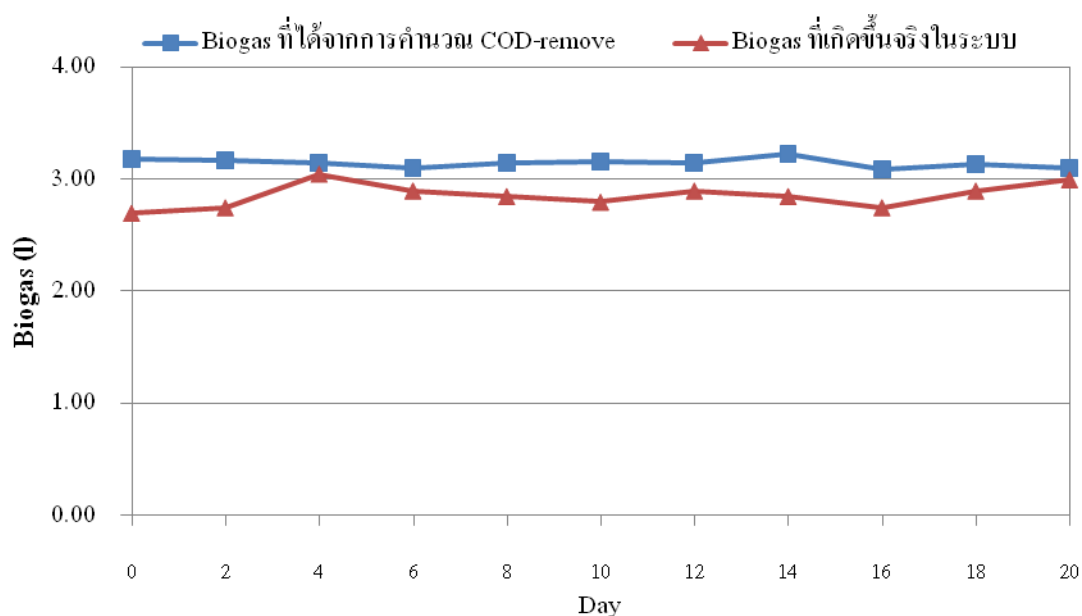
ถังปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 0.80 \text{ kg/m}^3.\text{day}$ มีสัดส่วนระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 41:56:3

ถังปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 1.00 \text{ kg/m}^3.\text{day}$ มีสัดส่วนระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{etc.}$ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 34:63:3

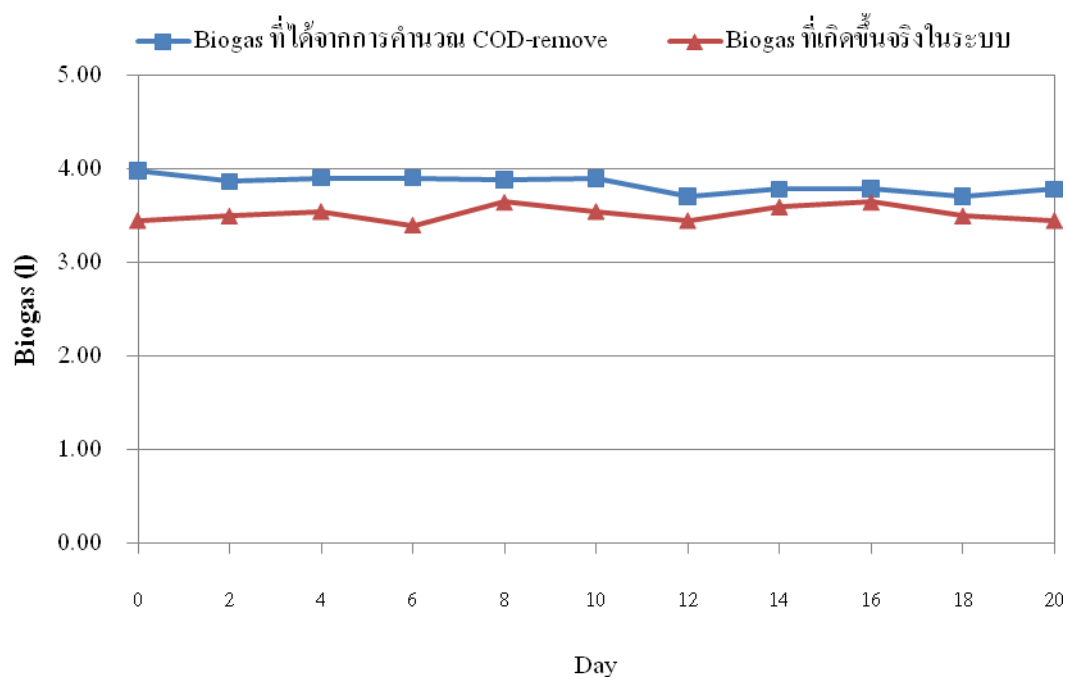
ดังนั้นจะพบว่าสัดส่วนของ CH_4 จะลดลงเมื่อ OLR เพิ่มขึ้น ซึ่งกลับกันกับค่า CO_2 ที่มีสัดส่วนเพิ่มขึ้นตาม OLR และเมื่อพิจารณาสัดส่วนของ CH_4 กับ CO_2 ที่เกิดขึ้นในระบบเทียบกับปริมาณเชื้อจุลินทรีย์ที่ให้ในระบบ ปริมาณเท่ากันแล้ว จึงอาจจะสรุปได้ว่า สัดส่วนสารอินทรีย์ต่อเชื้อจุลินทรีย์ที่เหมาะสม (F/M Ratio) ควรมีค่าไม่เกิน 0.3 คือในถังปฏิกรณ์ที่ $\text{OLR} = 0.59 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$

เนื่องจากหากให้ F/M Ratio มากกว่า 0.3 สารอินทรีย์ที่ให้กับระบบไม่สมดุลกับปริมาณของแบคทีเรียสร้างมีเทนที่มีอยู่จำกัด (หมายถึง ให้อาหารมากกว่านี้ แบคทีเรียสร้างมีเทนก็สามารถนำไปใช้ได้สูงสุดแค่นี้) แต่จะทำให้จุลินทรีย์สร้างกรดผลิตรวดได้มาก เจริญเติบโตเร็ว จนในที่สุดระบบก็จะเกิดความไม่สมดุลระหว่างจุลินทรีย์ทั้งสองชนิด เกิดการสะสมของกรดขึ้นในระบบ ทำให้ต้องคอยเติม Alkalinity และที่สำคัญที่สุด ปริมาณก๊าซมีเทนจะมีสัดส่วนลดลงจนไม่สามารถผลิตก๊าซชีวภาพที่นำมาใช้งานได้

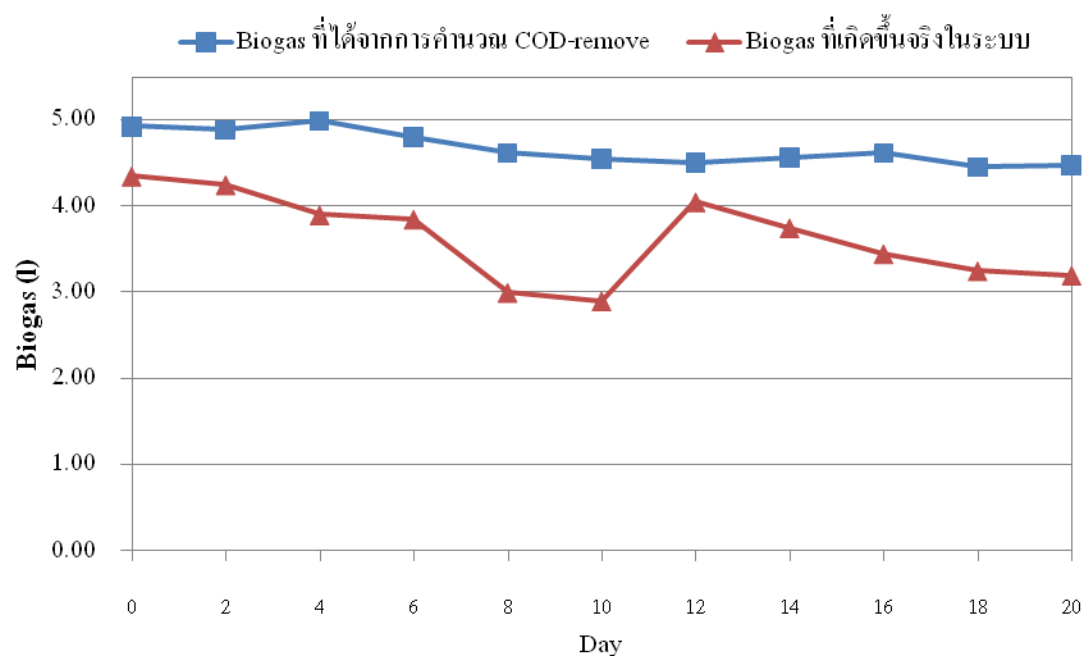
และในทฤษฎี สามารถคำนวณจากปริมาณ COD ที่ถูกกำจัด เพื่อหาค่าปริมาณก๊าซที่คาดว่าจะเกิดขึ้นในระบบ $= 0.6 \text{ m}^3/\text{kg-COD remove}$ เพื่อเป็นการเปรียบเทียบ ปริมาตรก๊าซที่เกิดขึ้นจริงในระบบ กับปริมาตรก๊าซที่คาดว่าจะเกิด ได้แสดงในภาพที่ 40 - 43



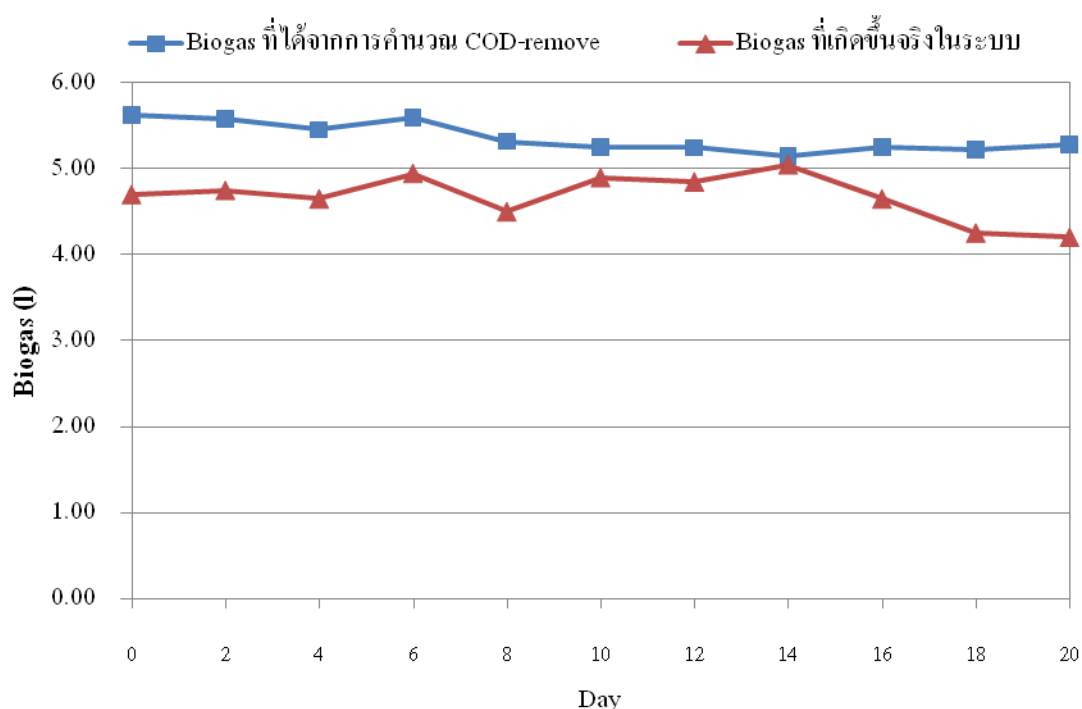
ภาพที่ 40 กราฟเปรียบเทียบก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove กับ ก๊าซที่เกิดขึ้นจริง ของถังปฏิกรณ์ $\text{OLR} = 0.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ ในสภาวะควบคุม $\text{pH} > 6.8$



ภาพที่ 41 กราฟเปรียบเทียบก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove กับ ก๊าซที่เกิดขึ้นจริง
ของถังปฏิกรณ์ OLR = $0.59 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ ในสภาวะควบคุม pH > 6.8

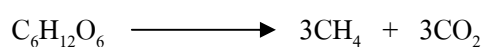


ภาพที่ 42 กราฟเปรียบเทียบก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove กับ ก๊าซที่เกิดขึ้นจริง
ของถังปฏิกรณ์ OLR = $0.80 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ ในสภาวะควบคุม pH > 6.8



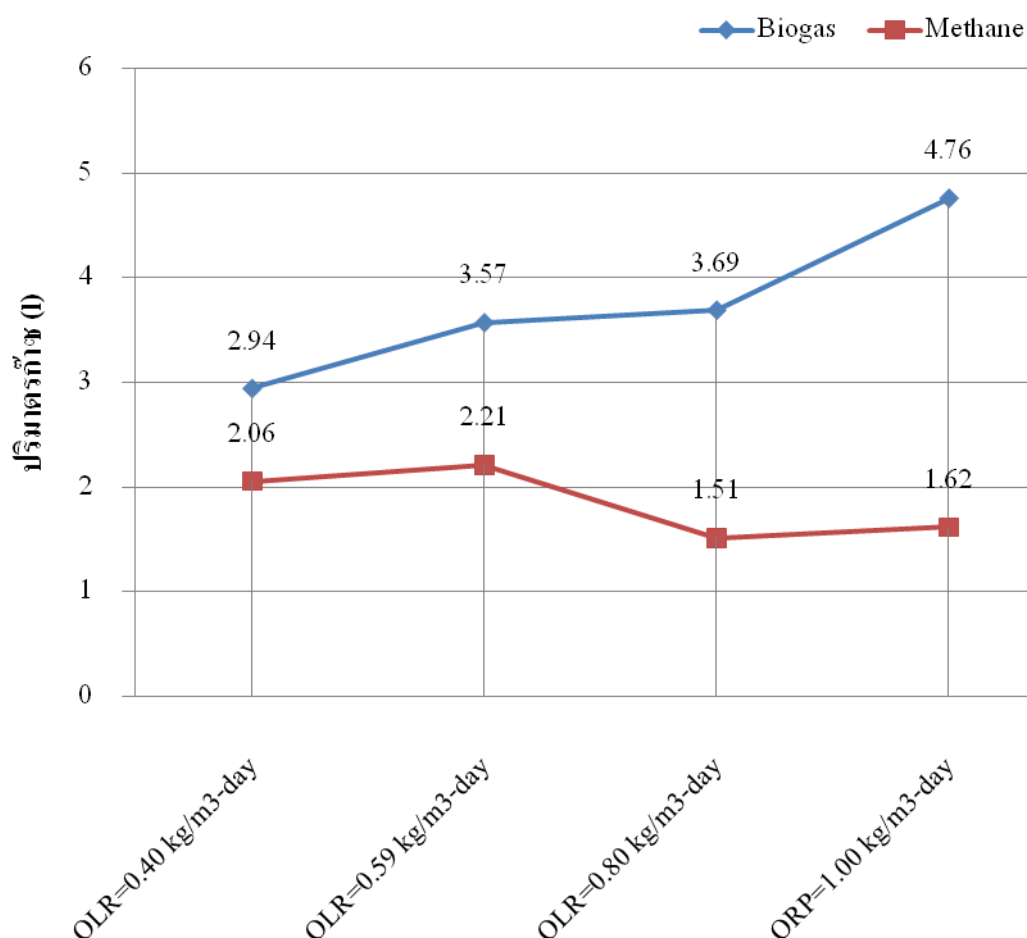
ภาพที่ 43 กราฟเปรียบเทียบก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove กับ ก๊าซที่เกิดขึ้นจริง
ของถังปฏิกรณ์ OLR = 1.00 kg/m³.day ในสภาวะควบคุม pH > 6.8

ดังภาพที่ 40 – 43 จะพบว่าก๊าซที่ได้จากการคำนวณ COD-remove มีปริมาตรน้อยกว่า ก๊าซที่เกิดขึ้นจริง ทั้ง 4 ถังปฏิกรณ์ ซึ่งน่าจะมาจาก 2 สาเหตุดังนี้ สาเหตุที่ 1 มาจาก ที่มาของค่า 0.6 m³/kg-COD-remove ที่ใช้ในการคำนวณนั้น จะใช้กลูโคส เป็นสารตั้งต้นในปฏิกิริยาสร้างมีเทน ดังที่แสดงข้างล่าง (รายละเอียดอยู่ในส่วนตรวจเอกสาร)



แต่ในความเป็นจริง ในการทดลองนี้น้ำเสียจะมีสารตั้งต้นเป็นคาร์โบไฮเดรต ซึ่งย่อยได้ยากกว่ากลูโคส และนอกจากนั้น 0.6 m³/kg-COD-remove ยังมาจากการคาดการณ์ว่าปริมาณก๊าซชีวภาพ (Biogas) ที่เกิดขึ้นนั้นมีสัดส่วนของก๊าซมีเทน (CH₄) เท่ากับร้อยละ 60 ซึ่งในความเป็นจริงไม่ได้เป็นดังที่คาดการณ์ ดังนั้นปริมาตรก๊าซที่เกิดขึ้นจึงเกิดน้อยกว่าปริมาตรก๊าซที่มาจากทฤษฎี

ปริมาณก๊าซชีวภาพ และ ก๊าซมีเทน

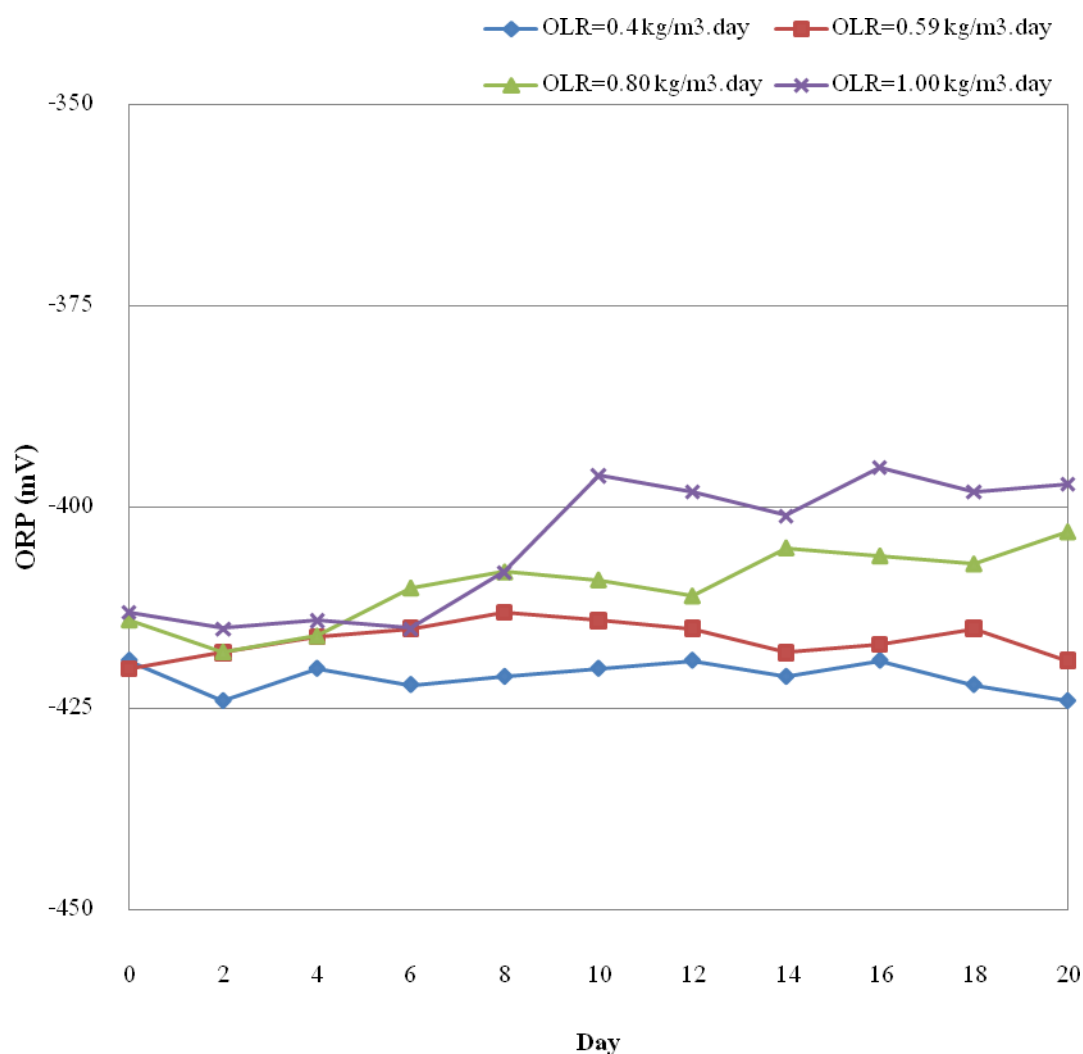


ภาพที่ 44 กราฟแสดงสัดส่วนก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนของ OLR ที่แตกต่างกัน
ในสภาวะควบคุม pH > 6.8

และหากพิจารณาสัดส่วนก๊าซชีวภาพและมีเทนที่เกิดขึ้นในถังปฏิกริยาทั้ง 4 ถัง จะพบว่าในถังปฏิกริยาที่ OLR = 0.59 kg/m³-day สามารถผลิตมีเทนได้มากที่สุด และในถังปฏิกริยาที่มี OLR = 1.00 kg/m³-day ผลิตก๊าซชีวภาพได้มากที่สุด แต่เมื่อพิจารณาปริมาณมีเทนที่เกิดขึ้นต่อวัน มีปริมาณน้อยกว่า (คิดเป็นร้อยละ 34 ของก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น) ดังที่แสดงในภาพที่ 44 ดังนั้นถังที่มี OLR = 0.59 kg/m³-day และมี F/M ratio = 0.3 จึงเป็นถังปฏิกริยาที่มีประสิทธิภาพดีที่สุด ในจะผลิตก๊าซชีวภาพ

5. การวิเคราะห์ค่าต่างศักย์ ORP

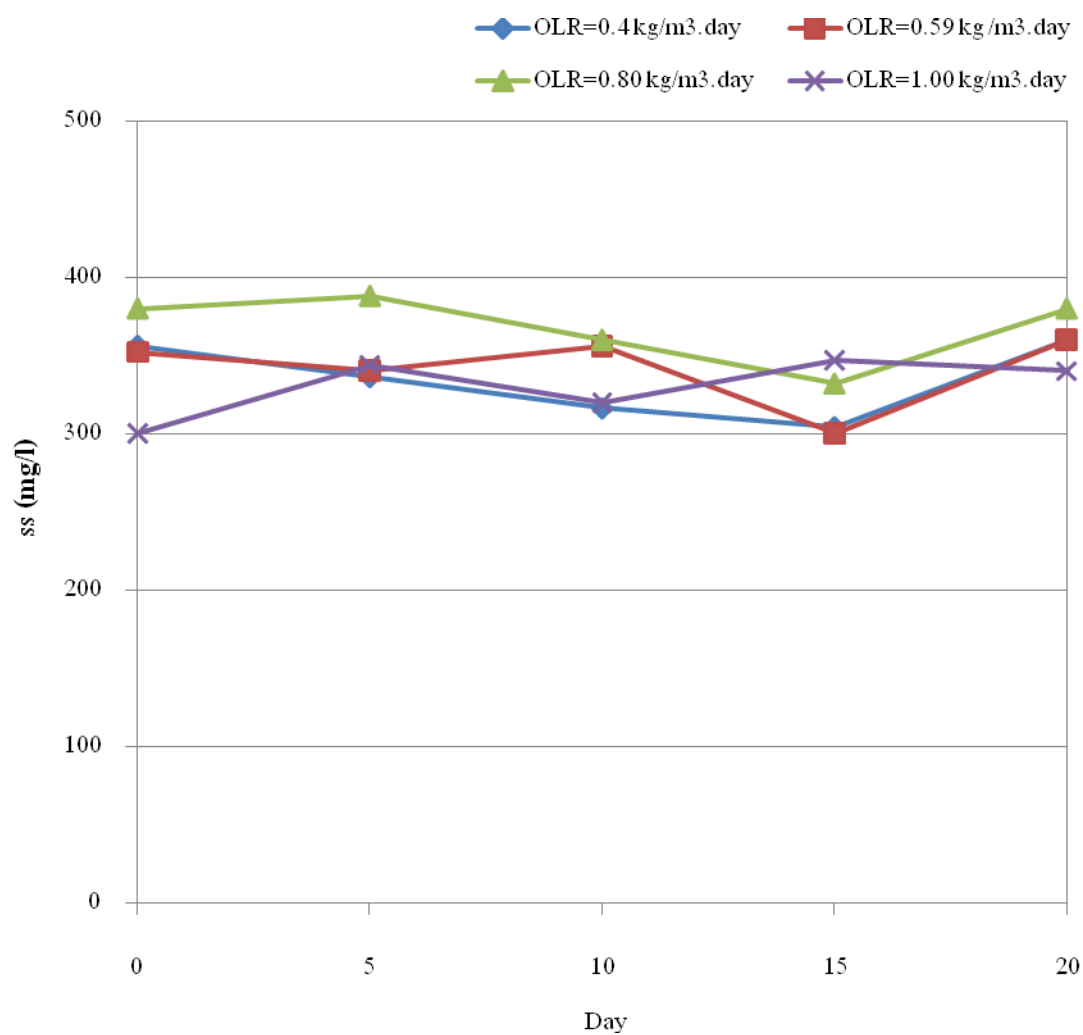
ค่า ORP ในถังปฏิกริยาทั้ง 4 แสดงในภาพที่ 45 มีแนวโน้มของค่า ORL ลดลงจากการทดลองในส่วนที่ 1 ซึ่งหมายถึงปฏิกริยาทางเคมีสามารถผลิตก๊าซมีเทนได้ดีขึ้น และเมื่อพิจารณาถึงปฏิกริยาที่มีค่า OLR = 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.00 $\text{kg/m}^3 \cdot \text{day}$ จะได้ค่าเฉลี่ย ORP ในระบบเท่ากับ -421.0, -416.36, -409.7 และ -404.55 mV ตามลำดับ



ภาพที่ 45 กราฟเปรียบเทียบค่า ORP ในระบบ ที่ค่า OLR แตกต่างกัน
ในสภาวะควบคุม pH > 6.8

6. การวิเคราะห์ปริมาณของแข็งแขวนลอย (Suspended Solids, ss)

ปริมาณ ss ที่ออกจากระบบมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 334.4, 341.6, 368.0 และ 330.2 mg/l ที่ OLR = 0.40, 0.59, 0.80 และ 1.00 kg/m³.day และหากพิจารณาร้อยละการกำจัด ss จะมีเท่ากับ ร้อยละ 58, 57, 54 และ 59 ตามลำดับ



ภาพที่ 46 ปริมาณของแข็งแขวนลอยที่ออกจากระบบที่ OLR แตกต่างกันในสภาวะควบคุม pH > 6.8

การวิเคราะห์อุณหภูมิ

พบว่าอุณหภูมิของทั้ง 2 ส่วน มีค่าใกล้เคียงกัน เนื่องจากการให้ความร้อนกับระบบโดยติดตั้งไฟกลขนาด 100 วัตต์ จำนวน 4 หลอด ควบคุมการเปิด - ปิด ตลอด 24 ชั่วโมงโดยตั้งให้เปิด 2 ชั่วโมง ปิด 1 ชั่วโมง ทำให้อุณหภูมิในระบบมีค่าดังนี้

ในการทดลองส่วนที่ 1 ไม่มีการควบคุม pH ถึงปฏิกิริยาที่มี $OLR = 0.40, 0.59, 0.80$ และ 1.00 kg/m^3 มีค่าเฉลี่ยอุณหภูมิอยู่ที่ $36.3, 36.17, 35.07$ และ 35.11°C ตามลำดับ

และในการทดลองส่วนที่ 2 ถึงปฏิกิริยาที่มี $OLR = 0.40, 0.59, 0.80$ และ 1.00 kg/m^3 มีค่าเฉลี่ยอุณหภูมิอยู่ที่ $35.8, 35.85, 36.8$ และ 36.82°C ตามลำดับ

ดังนั้นจึงอนุมานได้ว่า ทั้ง 2 ส่วนการทดลองอยู่ในช่วงมีโซฟิลิก (Mesophilic) ซึ่งมีอุณหภูมิประมาณ $20-45^\circ\text{C}$ และแบคทีเรียที่ทำงานในช่วงนี้คือ Mesophilic Bacteria

การวิเคราะห์ F/M Ratio

จากการทดลองของถึงปฏิกิริยาที่มี $OLR = 0.40, 0.59, 0.80$ และ $1.00 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{day}$ มีค่า F/M เท่ากับ $0.2, 0.3, 0.4$ และ 0.5 ตามลำดับ ซึ่งพบว่า $F/M = 0.3$ จะสามารถผลิตก๊าซชีวภาพที่มีสัดส่วนก๊าซมีเทนได้สูงที่สุด และเมื่อ F/M Ratio สูงขึ้นจะพบว่าระบบจะผลิตก๊าซมีเทนลดลง เนื่องจากจุลินทรีย์ (mass) ในระบบมีปริมาณเท่าเดิม แต่สารอินทรีย์ (Food) มีปริมาณเพิ่มขึ้น จึงทำให้ระบบที่ F/M มากกว่า 0.3 กำจัด COD ได้น้อยลง

วรพจน์ รัตนพันธุ์ (2549) การเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เข้าระบบมากขึ้น ก็คือการเพิ่ม F/M ratio นั่นเองในขณะที่จุลินทรีย์เท่าเดิม ในช่วงเวลาที่กำหนด (HRT) จุลินทรีย์ไม่สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ทัน เนื่องจากโดยปกติจุลินทรีย์จะย่อยสลายที่ย่อยง่ายก่อนหลังจากนั้นจึงทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยยากซึ่งต้องใช้ระยะเวลานาน ดังนั้นจึงมีปริมาณของแข็งแขวนลอยขนาดเล็กที่ไม่ถูกย่อยสลายจะถูกน้ำพาไหลรวมไปกับน้ำทิ้งนอกระบบทำให้ค่า COD ของน้ำทิ้งมีค่าสูงขึ้น

สรุปและข้อเสนอแนะ

สรุป

สรุปผลในการทดลองส่วนที่ 1 ไม่มีการควบคุม pH

1. จากการเติม Alkalinity ให้ระบบไม่เพียงพอกับปริมาณ VFA ที่แบคทีเรียสร้างกรดผลิตขึ้น ทำให้บัฟเฟอร์ในระบบต่ำ จนในที่สุดเกิดสภาวะกรดสะสมในระบบ ระดับ pH จึงลดลงอย่างต่อเนื่อง โดยถึงปฏิกิริยาที่มี OLR สูง pH จะลดลงเร็วกว่าถึงปฏิกิริยาที่มี OLR ต่ำ

2. เมื่อระดับ pH ในระบบลดลง ทำให้สภาวะในระบบไม่เหมาะสมกับแบคทีเรียสร้างมีเทน จึงทำให้ก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ มีแนวโน้มของสัดส่วนมีเทนลดลงในขณะที่สัดส่วนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น

3. ก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้จึงไม่มีคุณภาพดีพอที่จะนำมาจุดไฟเผาให้ความร้อนได้ เนื่องจากมีสัดส่วนมีเทนน้อยกว่า 50

4. ประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลงเรื่อย ๆ ในทุกถังปฏิกิริยา เนื่องจากสภาวะที่ระบบเกิดกรดสะสมนั้น ไม่เหมาะสมกับการดำรงชีพของแบคทีเรียบางชนิด เช่น หาก pH ต่ำกว่า 6.8 จะไม่เหมาะสมกับการดำรงชีพแบคทีเรียสร้างมีเทน หรือ ระดับ pH ต่ำกว่า 5 ไม่เหมาะสมกับการดำรงชีพของแบคทีเรียสร้างกรด เป็นต้น จึงทำให้สารอินทรีย์ในระบบถูกกำจัดน้อยลง

5. ความต่างศักย์ ORP สามารถบอกลักษณะปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในระบบได้ จึงพบว่าในถังปฏิกิริยาที่มี $OLR = 0.40 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ ลักษณะปฏิกิริยาทางเคมีภายในถังจะอยู่ในช่วงการสร้างกรดและมีเทน ตลอด 20 วัน แต่ในถังปฏิกิริยาที่มี $OLR = 0.59, 0.80$ และ $1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ ปฏิกิริยาทางเคมีลดระดับลงจากปฏิกิริยาในการสร้างมีเทนเหลือแต่กระบวนการสร้างกรด ซึ่งสอดคล้องกับประสิทธิภาพการกำจัด COD ดังที่กล่าวมาแล้ว

6. ร้อยละการกำจัดของแข็งแขวนลอย (ss) มีแนวโน้มสอดคล้องกับร้อยละการกำจัด COD คือ ร้อยละการกำจัด ss ในแต่ละถังปฏิกิริยามีแนวโน้มว่าจะกำจัดได้ลดลงเมื่อระยะเวลาเพิ่มขึ้น

สรุปผลการทดลองในส่วนที่ 2 มีการควบคุมค่า $\text{pH} > 6.8$

1. เมื่อมีการเพิ่มปริมาณ Alkalinity ในระบบให้มีปริมาณมากกว่า VFA ที่ถูกสร้างขึ้นจึงทำให้บัฟเฟอร์ในระบบอยู่ในเกณฑ์ที่สามารถรักษาระดับ pH ให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมกับการเจริญเติบโตของแบคทีเรียสร้างมีเทนได้ ($\text{pH} = 6.8-7.2$) ซึ่งการทดลองส่วนที่ 2 พบว่าค่าเฉลี่ย pH อยู่ที่ 7.09, 7.23, 7.18 และ 7.18 ที่ถึงปฏิกริยาที่มี $\text{OLR} = 0.40, 0.59, 0.80$ และ $1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ ตามลำดับ

2. การควบคุมสัดส่วน VFA/Alkalinity < 0.8 ทำให้บัฟเฟอร์ในระบบมีประสิทธิภาพเพียงพอ ที่จะรองรับกรดที่ถูกแบคทีเรียสร้างขึ้น ทำให้ pH ในระบบ มีค่าไม่ต่ำกว่า 6.8 ตามที่ได้ออกแบบไว้ โดยปริมาณของ VFA แม้ว่าจะมีค่าสูงขึ้นเฉลี่ยอยู่ที่ 784.80, 836.46, 1161.36 และ 1280.71 mg/l แต่ปริมาณ Alkalinity โดยเฉลี่ยก็มีค่าเพิ่มขึ้นเช่นกันคือ 2282.18, 2185.27, 1968.3 และ 1996.69 mg/l ในถึงปฏิกริยาที่มี $\text{OLR} = 0.40, 0.59, 0.80$ และ $1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ ตามลำดับ จึงไม่พบปัญหาการสะสมกรดในระบบเหมือนทดลองส่วนที่ 1

3. เนื่องจากระบบมีสถานะที่เหมาะสมกับแบคทีเรียสร้างกรดและสร้างมีเทน ดังนั้นก๊าซชีวภาพที่สามารถผลิตจะมีคุณภาพดีขึ้น ดังนี้

ถึงปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 0.40 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ มีสัดส่วนระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2\text{:etc.}$ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 70:28:2

ถึงปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 0.59 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ มีสัดส่วนระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2\text{:etc.}$ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 62:36:2

ถึงปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 0.80 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ มีสัดส่วนระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2\text{:etc.}$ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 41:56:3

ถึงปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ มีสัดส่วนระหว่าง $\text{CH}_4:\text{CO}_2\text{:etc.}$ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 34:63:3

โดยปริมาตรก๊าซที่เกิดขึ้นต่อการกำจัด COD ในระบบมีค่าเท่ากับ 0.54, 0.55, 0.47 และ $0.52 \text{ m}^3/\text{kg-COD-remove}$ ตามลำดับ ดังนั้นในถึงปฏิกริยาที่ $\text{OLR} = 0.59 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ สามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ดีที่สุด

4. ร้อยละการกำจัด COD ในน้ำออกเท่ากับ 89, 73, 66 และ 61 ของถึงปฏิกริยาที่มี $\text{OLR} = 0.40, 0.59, 0.80$ และ $1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ ตามลำดับ

5. ค่า ORP ในระบบมีค่าในช่วง -421 ± 3 , -416 ± 4 , -410 ± 8 และ -405 ± 10 mV ของถังปฏิกริยาที่มี OLR = 0.40, 0.59, 0.80 และ $1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ ซึ่งค่า ORP ที่อยู่ในช่วง -300 ถึง -500 ปฏิกริยาภายในระบบจะอยู่ในกระบวนการทั้งสร้างกรดและผลิตมีเทน ดังนั้นในการทดลองส่วนที่ 2 จึงมีปริมาณมีเทนที่เกิดจากระบบมากกว่าการทดลองส่วนที่ 1

6. ร้อยละการกำจัดของแข็งแขวนลอย (ss) ในระบบที่ 2 มีค่าเฉลี่ยในถังปฏิกริยาที่ 1-4 อยู่ที่ 58, 57, 54 และ 56 ของถังปฏิกริยาที่มี OLR = 0.40, 0.59, 0.80 และ $1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$ ตามลำดับ

7. ค่า F/M ratio ที่เหมาะสมกับน้ำเสียที่มาจากการทดลองในครั้งนี้คือ 0.3

8. อุณหภูมิทั้งสองระบบมีค่าประมาณ $35.9 \pm 0.9 \text{ C}^\circ$ ซึ่งอยู่ในช่วงมีโซฟิลิก (Mesophilic) ซึ่งมีอุณหภูมิในประมาณ $20\text{-}45 \text{ C}^\circ$ และแบคทีเรียที่ทำงานในช่วงนี้คือ Mesophilic Bacteria

ข้อเสนอแนะ

1. ควรพัฒนาระบบให้มีป้อนน้ำได้อย่างต่อเนื่อง (Continuous Operation) เพื่อเปรียบเทียบกับการป้อนน้ำแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi Continuous Operation)
2. ควรมีการเพิ่มอัตราภาระบรรทุก (OLR) ในระบบให้มีค่าสูงขึ้นโดยใช้สัดส่วนน้ำเสียต่อจุลินทรีย์ (F/M ratio) = 0.3 ซึ่งเป็นสัดส่วนที่ผลิตก๊าซได้ดีที่สุดในการศึกษาครั้งนี้
2. ควรมีการเพิ่มปริมาณจุลินทรีย์ในระบบให้มากขึ้น แต่คงสัดส่วน F/M Ratio เดิมเพื่อเปรียบเทียบว่ามีผลเปลี่ยนแปลงไปหรือไม่
3. ควรศึกษาและตรวจสอบชนิดของแบคทีเรียในระบบ
4. ควรเพิ่มถังสร้างกรดก่อนนำน้ำเข้าระบบ เพื่อแยกขั้นตอนการสร้างกรดและสร้างมีเทนออกจากกัน เพื่อลดการรบกวนการทำงานของแบคทีเรียสร้างมีเทน
5. อุปกรณ์ในการสร้างถังควรใช้วัสดุที่ยึดหยุ่นได้ดี และมั่นใจได้ว่าจะไม่เกิดการรั่วไหลของก๊าซที่จะเกิดขึ้น และควรมีลักษณะใส เพื่อจะได้สังเกตลักษณะทางกายภาพของเชื้อจุลินทรีย์ในระบบ เช่น สี ขนาด การตกตะกอน และในเส้นทางของน้ำและก๊าซที่ออกจากระบบ ควรติดกลไกป้องกันการไหลย้อนกลับ

เอกสารและสิ่งอ้างอิง

จิรวัดน์ ชาลีวรรณ. 2546. ผลของระยะเวลาเก็บกักต่อการเกิดก๊าซชีวภาพในการหมักแบบไร้
อากาศอัตราการย่อยสูงของวัสดุเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรมผลไม้บรรจุกระป๋อง.
วิทยานิพนธ์ปริญญาโท, มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.

นเรศ มณีโชติ. 2546. การเปรียบเทียบสมรรถนะการบำบัดน้ำเสียจากมูลสุกรแบบไร้อากาศด้วย
ระบบยูเอเอสบี และระบบลูกผสมยูเอเอสบีและเครื่องกรอง. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท,
มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

มันสิน ตันทุลเวศม์. 2546ก. คู่มือวิชาการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศเล่มที่ 1. เลขทะเบียน
คพ. 08-020 เล่มที่ 3/4. กรมควบคุมมลพิษ.

_____. 2546ข. คู่มือวิชาการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศเล่มที่ 2. เลขทะเบียน คพ. 08-020
เล่มที่ 4/4. กรมควบคุมมลพิษ.

มันสิน ตันทุลเวศม์ และ มันรัชต์ ตันทุลเวศม์. 2547. เคมีวิทยาของน้ำและน้ำเสีย. ครั้งที่ 2.
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, กรุงเทพฯ.

วรพจน์ รัตนพันธ์. 2549. สถานะการบำบัดน้ำเสียจากการผลิตเส้นขนมจีนโดยระบบแอนแอโรบิก
คอนแทค. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

สุริยะ สะวานนท์. 2539. การศึกษาเปรียบเทียบการย่อยสลายมูลสุกรด้วยแบคทีเรียอีเอ็มกับ
แบคทีเรียผลิตมีเทน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

อดิศักดิ์ ไกล่ผล และ เพ็ญพร จริงรินบุตร. 2546. แนวทางในการบำบัดน้ำเสียของฟาร์มสุกรด้วย
ระบบก๊าซชีวภาพ กรณีศึกษา ฟาร์มสุกร อำเภอสรรคบุรี จังหวัดพิจิตร.
ปริญญาโท, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ.

อริยา วิรัชวรกุล. 2546. การผลิตก๊าซชีวภาพจากเศษอาหารโดยกระบวนการย่อยสลายภายใต้
สภาวะไร้อากาศแบบสองขั้นตอน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

อรรถัย ชวาลภาฤทธิ์. 2545. **คู่มือวิเคราะห์น้ำและน้ำเสีย**. ครั้งที่ 1. สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย, กรุงเทพฯ.

เอกสารประกอบโครงการพัฒนาหลักสูตรฝึกอบรมและประชาสัมพันธ์ความรู้ด้านก๊าซชีวภาพ.

2549. **คู่มือปฏิบัติงานที่ดีของระบบผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียอุตสาหกรรม**. โครงการพัฒนาหลักสูตรฝึกอบรมและประชาสัมพันธ์ความรู้ด้านก๊าซชีวภาพ สำนักวิจัยค้นคว้าพัฒนา กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน.

American Public Work Association (APHA). 1989. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 17th ed. APHA, Washington D.C..

Gerardi, M.H. 2003. **The microbiology of anaerobic digesters**. John Wiley & Son, New Jersey.

Kugelman, I.J. and Chin, K.K. 1971. **Toxicity synergism, and antagonism in anaerobic waste treatment processes**, F.G. Pohland (ed.). Washington, D.C.

Manila, JF and Pohland, F.G. 1992. **Design of Anaerobic Processes for the Theratment of Industrial and Municipal Wastes**. Water Quality Management Livbrary V.7, Techomic Publishing Co.

Metcalf and Eddy. 1964. **Wastewater Engineering : Treatment and Reuse**. 4th ed. McGraw Hill, New York.

Mignone, A.N. 2005. **Biological Inhibition / Toxicity Control In Municipal Anaerobic Digestion Facilities**, [http://www.awpca.net/Biological Inhibition.pdf](http://www.awpca.net/Biological%20Inhibition.pdf), July, 2005.

Peavy, H.S., D.R. Rowe and G. Tchobanoglous. 1985. **Environmental Engineering..** 2 ed. McGraw-Hill Inc., Singapore.

USEPA. **Data Base For Influent Heavy Metals In Publicly Owned Treatment Works**,
MERL, Cincinnati OH. 45268.

Polprasert, C. 1996. **Organic Waste Recycling**. John Wiley & Sons Ltd, BaffiLane,
Chichester, West Sussex PO19 1UD, England.

Polprasert, C. 1982. **Heavy metal pollution in the Chao Phraya river's estuary**, Thailand,
Water Res.

Zoutberg, G. R., and R. Frankin. 1996. **Anaerobic treatment of chemical and brewery
wastewater with a new type of anaerobic reactor: the Biomed EGSB reactor**.
Water Sci. Technol. 34:375-381.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก
ผลการทดลอง

การทดลองส่วนที่ 1

ตารางผนวกที่ ก1 แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิกรณ์ที่มี

$$\text{OLR} = 0.40 \text{ kg/m}^3\text{-day}$$

วัน	ORP	Temp	pH	Biogas Ratio			Biogas
หน่วย	mV	°C		CH ₄	CO ₂	Etc.	
0	36.3	-366	7.02	70%	25%	5%	2.75
2	35.8	-343	6.90	68%	29%	3%	2.80
4	36.2	-343	6.81	69%	27%	4%	2.60
6	35.9	-355	6.83	66%	32%	2%	2.75
8	37.7	-357	6.65	55%	41%	4%	2.80
10	35.6	-363	6.54	51%	45%	4%	2.70
12	34.8	-374	6.61	48%	49%	3%	2.55
14	34.9	-388	6.59	45%	53%	2%	2.50
16	35.6	-373	6.54	46%	50%	4%	2.75
18	35.9	-370	6.45	39%	56%	5%	2.45
20	35.3	-368	6.33	36%	60%	4%	2.00

ตารางผนวกที่ ก1 (ต่อ)

วัน	VFA	ALK	VFA/ALK	COD	%remove COD	ss	%remove ss
หน่วย	mg/l	mg/l		mg/l			
0	215	850	0.25	230	94%	356	55%
1							
2	220	850	0.26	250	93%		
3							
4	240	900	0.27	300	92%		
5						336	58%
6	235	875	0.27	320	91%		
7							
8	320	870	0.37	300	92%		
9							
10	350	900	0.39	400	89%	316	60%
11							
12	490	1000	0.49	560	84%		
13							
14	585	1145	0.51	700	81%		
15						304	62%
16	625	1085	0.58	850	76%		
17							
18	675	1080	0.63	1120	69%		
19							
20	705	1080	0.65	1120	69%	360	55%

ตารางผนวกที่ ก2 แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิกรณ์ที่มี

$$\text{OLR} = 0.59 \text{ kg/m}^3\text{-day}$$

วัน	ORP	Temp	pH	Biogas Ratio			Biogas
หน่วย	mV	°C		CH ₄	CO ₂	Etc.	
0	-374	36.3	7.00	66%	31%	3%	2.65
2	-343	35.8	6.89	65%	33%	2%	2.25
4	-345	36.5	6.75	64%	34%	2%	2.20
6	-357	35.9	6.63	50%	47%	3%	2.45
8	-338	37.9	6.25	50%	48%	2%	2.15
10	-324	35.6	6.14	46%	51%	3%	2.05
12	-315	34.8	5.96	44%	54%	2%	2.00
14	-314	34.8	5.68	27%	70%	3%	2.10
16	-311	35.6	5.53	18%	79%	3%	1.90
18	-285	35.9	5.25	16%	82%	2%	1.75
20	-214	35.2	5.21	14%	83%	3%	1.40

ตารางผนวกที่ ก2 (ต่อ)

วัน	VFA	ALK	VFA/ALK	COD	%remove COD	ss	%remove ss
หน่วย	mg/l	mg/l		mg/l			
0	325	950	0.3	480	87%	352	56%
1							
2	335	946	0.4	750	79%		
3							
4	362	960	0.4	768	79%		
5						340	57%
6	445	950	0.5	812	77%		
7							
8	450	925	0.5	980	73%		
9							
10	525	905	0.6	1008	72%	356	55%
11							
12	600	890	0.7	1392	61%		
13							
14	750	850	0.9	1400	61%		
15						300	63%
16	1000	800	1.3	1680	53%		
17							
18	1200	738	1.6	2000	44%		
19							
20	1200	715	1.7	2410	33%	360	55%

ตารางผนวกที่ ก3 แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิกรณ์ที่มี

$$\text{OLR} = 0.80 \text{ kg/m}^3\text{-day}$$

วัน	ORP	Temp	pH	Biogas Ratio			Biogas
หน่วย	mV	°C		CH ₄	CO ₂	Etc.	
0	-365	34.8	6.99	64%	33%	3%	2.25
2	-340	33.9	6.87	63%	35%	2%	2.35
4	-375	37.3	6.68	63%	34%	3%	2.10
6	-371	35.9	6.39	62%	36%	2%	2.15
8	-355	39.4	6.16	50%	47%	3%	2.00
10	-337	36.6	5.91	43%	54%	3%	1.95
12	-330	34.5	5.73	31%	66%	3%	2.25
14	-311	35.4	5.49	28%	68%	4%	1.65
16	-298	38.3	5.32	16%	82%	2%	1.45
18	-267	41.1	5.18	13%	85%	2%	1.55
20	-212	37.6	5.07	12%	86%	2%	1.75

ตารางผนวกที่ ก3 (ต่อ)

วัน	VFA	ALK	VFA/ALK	COD	%remove COD	ss	%remove ss
หน่วย	mg/l	mg/l		mg/l			
0	190	920	0.21	480	87%	380	52%
1							
2	250	950	0.26	850	76%		
3							
4	559	945	0.55	850	76%		
5						388	51%
6	640	935	0.60	980	73%		
7							
8	780	920	0.71	960	73%		
9							
10	880	915	0.96	1050	71%	360	55%
11							
12	1,012	890	1.14	1350	63%		
13							
14	1,125	890	1.26	1780	51%		
15						332	58%
16	1,230	850	1.45	2450	32%		
17							
18	1,250	850	1.47	2500	31%		
19							
20	1,310	805	1.63	2980	17%	380	52%

ตารางผนวกที่ ก4 แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิกรณ์ที่มี

$$\text{OLR} = 1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$$

วัน	ORP	Temp	pH	Biogas Ratio			Biogas
หน่วย	mV	°C		CH ₄	CO ₂	Etc.	
0	-368	34.9	7.02	61%	36%	3%	2.50
2	-356	33.7	6.72	59%	39%	2%	2.55
4	-340	37.3	6.58	40%	57%	3%	2.25
6	-340	35.9	6.32	39%	59%	2%	1.95
8	-325	39.5	6.05	30%	68%	2%	1.75
10	-308	36.7	5.67	23%	75%	2%	2.00
12	-291	34.5	5.45	21%	76%	3%	1.60
14	-294	35.4	5.23	17%	81%	2%	1.45
16	-292	38.2	5.18	14%	83%	3%	1.50
18	-264	41.2	5.00	13%	85%	2%	1.75
20	-194	37.7	4.89	11%	87%	2%	1.60

ตารางผนวกที่ ก4 (ต่อ)

วัน	VFA	ALK	VFA/ALK	COD	%remove COD	ss	%remove ss
หน่วย	mg/l	mg/l		mg/l			
0	215	850	635	87%	550	85%	356
1							
2	220	850	630	76%	815	77%	
3							
4	240	900	660	76%	980	73%	
5							336
6	235	875	640	73%	1120	69%	
7							
8	320	870	550	73%	1170	68%	
9							
10	350	900	550	71%	1680	53%	316
11							
12	490	1,000	510	63%	1820	49%	
13							
14	585	1,045	460	51%	2000	44%	
15							304
16	625	1,085	460	32%	2950	18%	
17							
18	675	1,080	405	31%	3200	11%	
19							
20	705	1,080	375	17%	3485	3%	360

การทดลองส่วนที่ 2

ตารางผนวกที่ ก5 แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิกรณ์ที่มี

$$\text{OLR} = 0.40 \text{ kg/m}^3\text{-day}$$

วัน	ORP	Temp	pH	Biogas Ratio			Biogas
หน่วย	mV	°C		CH ₄	CO ₂	Etc.	
0	-419	34.3	7.05	71%	27%	2%	2.70
2	-424	35.0	7.04	71%	27%	2%	2.75
4	-420	38.9	7.08	70%	28%	2%	3.05
6	-422	37.5	7.08	72%	26%	2%	2.90
8	-421	36.2	7.11	71%	26%	3%	2.85
10	-420	35.5	7.05	70%	28%	2%	2.80
12	-419	34.1	7.09	70%	28%	2%	2.90
14	-421	38.2	7.12	69%	27%	4%	2.85
16	-419	36.8	7.15	68%	29%	3%	2.75
18	-422	37.1	7.14	69%	28%	3%	2.90
20	-424	35.3	7.09	67%	30%	3%	3.00
เฉลี่ย	-421.0	36.3	7.09	70%	28%	3%	2.86

ตารางผนวกที่ ก5 (ต่อ)

วัน	VFA	ALK	VFA/ALK	COD	%remove COD	ss	%remove ss
หน่วย	mg/l	mg/l		mg/l			
0	763	2138	0.36	360	90%	356	55%
1							
2	750	2250	0.33	375	90%		
3							
4	713	2288	0.31	400	89%		
5						336	58%
6	750	2238	0.34	440	88%		
7							
8	813	2425	0.34	400	89%		
9							
10	825	2238	0.37	385	89%	316	60%
11							
12	813	2288	0.36	400	89%		
13							
14	820	2350	0.35	315	91%		
15						304	62%
16	788	2313	0.34	455	87%		
17							
18	788	2238	0.35	410	89%		
19							
20	813	2338	0.35	440	88%	360	55%
เฉลี่ย	440.45	1251.36	0.19	398.18	89%	334.4	58%

ตารางผนวกที่ ก6 แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิกรณ์ที่มี

$$\text{OLR} = 0.59 \text{ kg/m}^3\text{-day}$$

วัน	ORP	Temp	pH	Biogas Ratio			Biogas
หน่วย	mV	°C		CH ₄	CO ₂	Etc.	
0	-420	34.3	7.31	65%	32%	3%	3.45
2	-418	35.9	7.33	65%	33%	2%	3.50
4	-416	39	7.29	64%	34%	2%	3.55
6	-415	37.4	7.26	61%	36%	3%	3.40
8	-413	36.2	7.24	60%	38%	2%	3.65
10	-414	36.3	7.2	62%	35%	3%	3.55
12	-415	35.4	7.18	62%	36%	2%	3.45
14	-418	36.1	7.19	61%	37%	2%	3.60
16	-417	37	7.15	60%	38%	2%	3.65
18	-415	35.5	7.18	59%	38%	3%	3.50
20	-419	34.8	7.19	60%	38%	2%	3.45
เฉลี่ย	-416.36	36.17	7.23	62%	36%	2%	3.52

ตารางผนวกที่ 6 (ต่อ)

วัน	VFA	ALK	VFA/ALK	COD	%remove COD	ss	%remove ss
หน่วย	mg/l	mg/l		mg/l			
0	838	2125	0.394	880	76%	352	56%
1							
2	838	2238	0.374	960	73%		
3							
4	851	2434	0.350	935	74%		
5						340	57%
6	825	2363	0.349	935	74%		
7							
8	888	2288	0.388	945	74%		
9							
10	788	2163	0.364	940	74%	356	55%
11							
12	838	2238	0.374	1067	70%		
13							
14	825	2038	0.405	1015	72%		
15						300	63%
16	825	2050	0.402	1010	72%		
17							
18	838	2038	0.411	1070	70%		
19							
20	850	2063	0.412	1015	72%	360	55%
เฉลี่ย	451.14	1144.55	0.22	979.27	73%	341.6	57%

ตารางผนวกที่ ก7 แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิกิริยาที่มี

$$\text{OLR} = 0.80 \text{ kg/m}^3\text{-day}$$

วัน	ORP	Temp	pH	Biogas Ratio			Biogas
หน่วย	mV	°C		CH ₄	CO ₂	Etc.	
0	-414	33.3	7.22	55%	42%	3%	4.35
2	-418	33.8	7.28	55%	41%	4%	4.25
4	-416	35.5	7.18	46%	50%	4%	3.90
6	-410	35.2	7.13	43%	53%	4%	3.85
8	-408	35.4	7.22	45%	51%	4%	3.00
10	-409	34.3	7.19	37%	61%	2%	2.90
12	-411	36.2	7.11	36%	60%	4%	4.05
14	-405	37	7.25	37%	61%	2%	3.75
16	-406	35.8	7.2	35%	63%	2%	3.45
18	-407	34.2	7.15	32%	66%	2%	3.25
20	-403	35.1	7.09	34%	64%	2%	3.20
เฉลี่ย	-409.73	35.07	7.18	41%	56%	3%	3.63

ตารางผนวกที่ ก7 (ต่อ)

วัน	VFA	ALK	VFA/ALK	COD	%remove COD	ss	%remove ss
หน่วย	mg/l	mg/l		mg/l			
0	1050	2318	0.45	1098	70%	380	52%
1							
2	1038	2325	0.45	1115	69%		
3							
4	1013	2300	0.44	1065	70%		
5						388	51%
6	1113	2238	0.50	1160	68%		
7							
8	1213	2133	0.57	1253	65%		
9							
10	1225	1763	0.69	1287	64%	360	55%
11							
12	1238	1500	0.83	1310	64%		
13							
14	1175	1715	0.69	1280	64%		
15						332	58%
16	1213	1705	0.71	1253	65%		
17							
18	1238	1830	0.68	1335	63%		
19							
20	1263	1825	0.69	1325	63%	380	52%
เฉลี่ย	668.18	939.82	0.39	1225.55	66%	368.0	54%

ตารางผนวกที่ ก8 แสดงผลพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่ทำการวิเคราะห์ ของถังปฏิกรณ์ที่มี

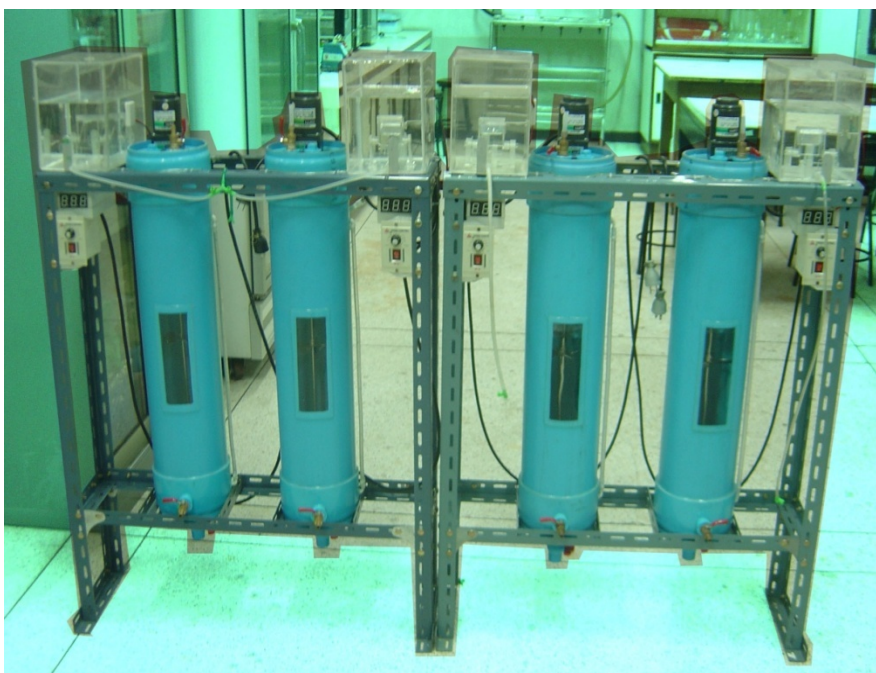
$$\text{OLR} = 1.00 \text{ kg/m}^3\text{-day}$$

วัน	ORP	Temp	pH	Biogas Ratio			Biogas
หน่วย	C°	mV		CH ₄	CO ₂	Etc.	
0	-413	33.5	7.33	48%	48%	4%	4.70
2	-415	33.8	7.28	40%	57%	3%	4.75
4	-414	35.4	7.28	43%	54%	3%	4.65
6	-415	36.1	7.11	33%	65%	2%	4.95
8	-408	34.3	6.98	32%	65%	3%	4.50
10	-396	34.4	6.89	31%	66%	3%	4.90
12	-398	36.3	7.29	30%	68%	2%	4.85
14	-401	37.2	7.22	31%	67%	2%	5.05
16	-395	35.8	7.2	29%	69%	2%	4.65
18	-398	34.2	7.18	30%	65%	5%	4.25
20	-397	35.2	7.17	29%	68%	3%	4.20
เฉลี่ย	-404.55	35.11	7.18	34%	63%	3%	4.68

ตารางผนวกที่ 8 (ต่อ)

วัน	VFA	ALK	VFA/ALK	COD	%remove COD	ss	%remove ss
หน่วย	mg/l	mg/l		mg/l			
0	1263	2338	0.54	1315	63%	300	63%
1							
2	1238	2475	0.50	1335	63%		
3							
4	1288	2304	0.56	1385	62%		
5						344	57%
6	1313	2150	0.61	1330	63%		
7							
8	1337	2063	0.65	1440	60%		
9							
10	1263	1525	0.83	1465	59%	320	60%
11							
12	1275	1885	0.68	1470	59%		
13							
14	1288	1850	0.70	1510	58%		
15						347	56%
16	1263	1825	0.69	1465	59%		
17							
18	1275	1800	0.71	1480	59%		
19							
20	1288	1750	0.74	1455	60%	340	57%
เฉลี่ย	695.45	966.82	0.39	1422.73	60%	330.2	59%

ภาคผนวก ข
อุปกรณ์การทดลอง



ภาพผนวกที่ ข1 ถึงปฏิกิริยาก่อนทำการเสริมฉนวนกันความร้อน



ภาพผนวกที่ ข2 ถึงปฏิกิริยาหลังจากการเสริมฉนวนกันความร้อน



(ก)

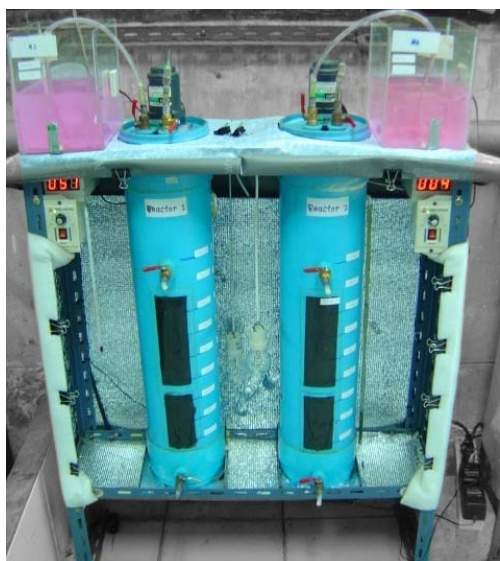


(ข)



(ค)

ภาพผนวกที่ ข3 ก) ใบพัดกวนผสมภายในถังปฏิกิริยา
 ข) มอเตอร์ใบพัด
 ค) กล่องควบคุมใบพัด



(ก)



(ข)

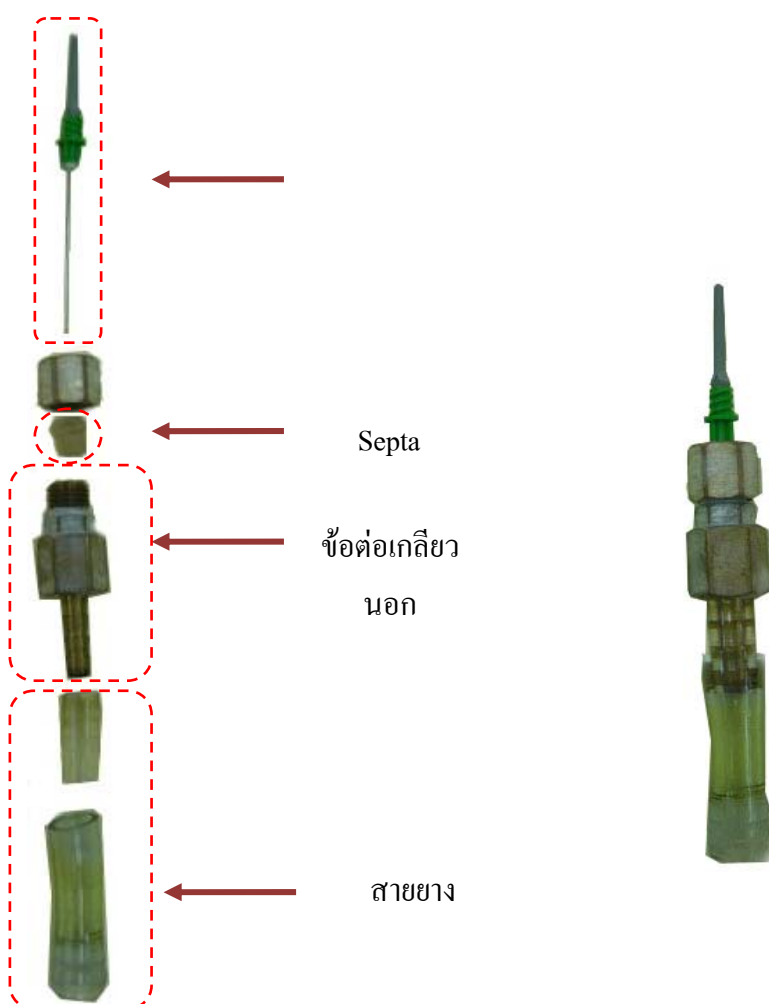
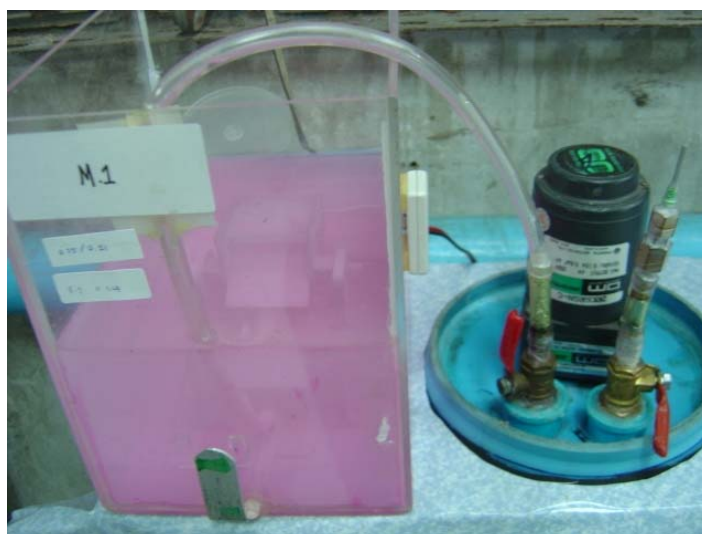


(ค)

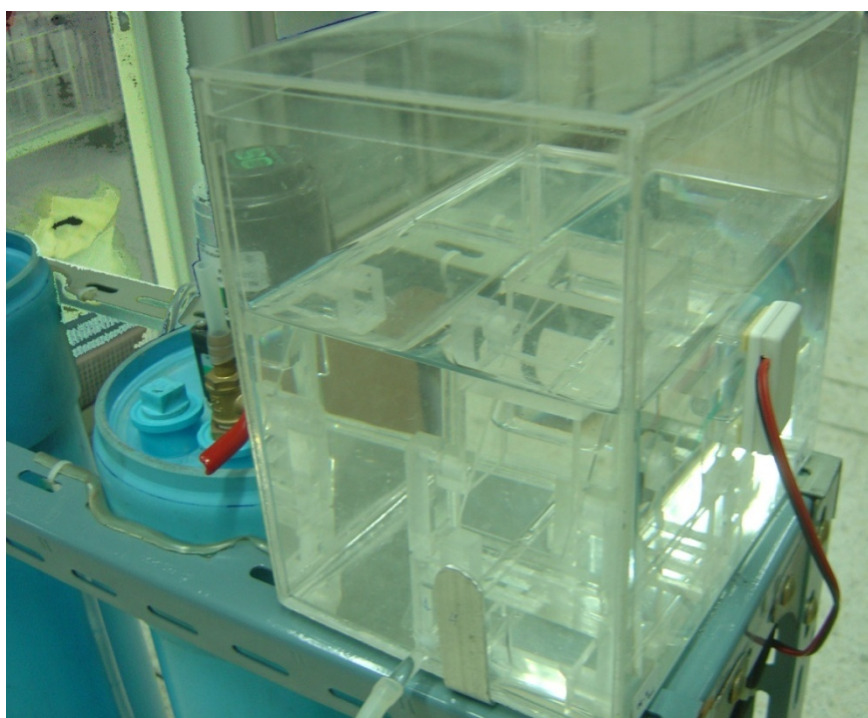
ภาพผนวกที่ ๔ (ก) ถึงปฏิบัติการหลังจากที่ติดตั้งแผ่นฉนวนความร้อน

(ข) ติดตั้ง หลอดไฟขนาด 100 วัตต์ จำนวน 2 หลอด เพื่อให้ความร้อน

(ค) การคลุมผ้าใบป้องกันกันไม่ให้ความร้อนออกมา



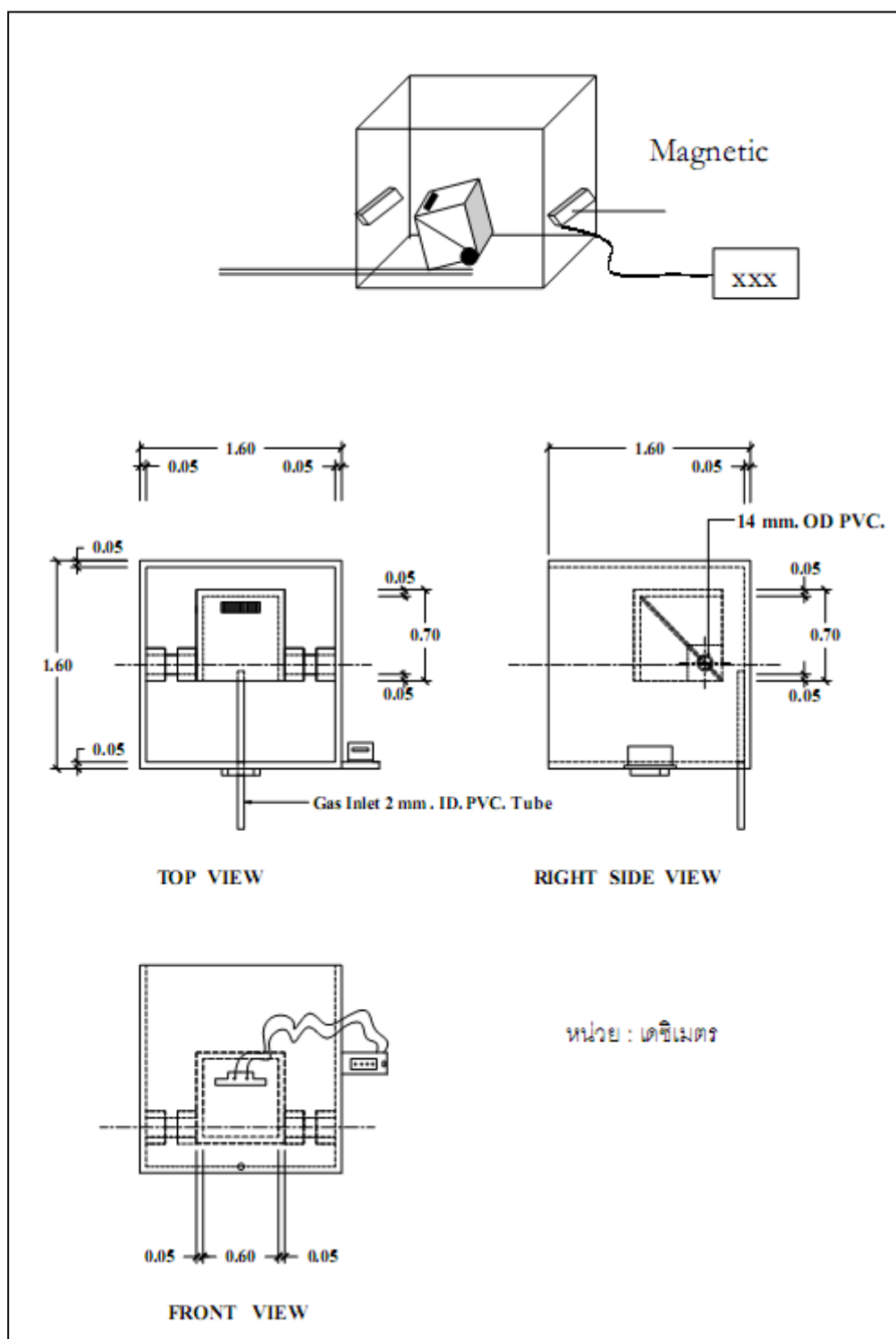
ภาพผนวกที่ ข5 ชุดอุปกรณ์เก็บตัวอย่างก๊าซ



ภาพผนวกที่ ข6 กล่องวัดปริมาตรก๊าซ



ภาพผนวกที่ ข7 เคาเตอร์นับการพลิกของกล่องก๊าซ



ภาพผนวกที่ ข8 รายละเอียดของกล่องนํ้าก๊าซ

ที่มา : นเรศ,2546

ประวัติการศึกษา และการทำงาน

ชื่อ –นามสกุล

นางสาวเกื้อกูล บุญยี่

วัน เดือน ปี ที่เกิด

วันที่ 26 กันยายน 2525

สถานที่เกิด

ศรีสะเกษ

ประวัติการศึกษา

ระดับปริญญาตรี

ภาควิชากรรมโยธา

คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ

ตำแหน่งหน้าที่การงานปัจจุบัน

สถานที่ทำงานปัจจุบัน

ผลงานดีเด่นและรางวัลทางวิชาการ

ทุนการศึกษาที่ได้รับ

ทุนสนับสนุนงานวิจัยระดับบัณฑิตศึกษา จาก

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์