

การบำบัดน้ำเสียซีโอดีต่ำด้วยระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด
ที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน

นางสาววิภากร ศิริบุญกุลวัฒนา

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2555
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

The abstract and full text of theses from the academic year 2011 in Chulalongkorn University Intellectual Repository(CUIR)
are the thesis authors' files submitted through the Graduate School.

LOW COD CONCENTRATION WASTEWATER TREATMENT BY ANAEROBIC
FLUIDIZED BED REACTOR USING RUBBER GRANULE AS A MEDIA WITHOUT
INTERNAL RECIRCULATION

Miss Thipaporn Sirinukulwattana

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Engineering Program in Environmental Engineering

Department of Environmental Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2012

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การบำบัดน้ำเสียซีโอไซด์ด้วยระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์
เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดยไม่มีสารหมุนเวียนน้ำ
ภายใน

โดย

นางสาวธิภาพร ศิริบุญกุลวัฒนา

สาขาวิชา

วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วิบูลย์ลักษณะณ์ พึ่งรัศมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยรับนี้เป็น
ส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(รองศาสตราจารย์ ดร.บุญสม เลิศธีรวัฒน์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

.....ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.อรทัย ชวาลภาฤทธิ์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. วิบูลย์ลักษณะณ์ พึ่งรัศมี)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ศรัณย์ เตชะเสน)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(รองศาสตราจารย์ ดร. มั่นสิน ตันกุลเวศม์)

ธิภาพ ศิริบุญกุลวัฒนา : การบำบัดน้ำเสียซีไอดีต่ำด้วยระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน. (LOW COD CONCENTRATION WASTEWATER TREATMENT BY ANAEROBIC FLUIDIZED BED REACTOR USING RUBBER GRANULE AS A MEDIA WITHOUT INTERNAL RECIRCULATION) อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก : ผศ.ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ, อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม : ผศ.ดร.วิบูลย์ลักษณะณ์ พึ่งรัศมี, 184 หน้า.

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียและการผลิตก๊าซชีวภาพของถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดจำนวน 2 ถังที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลาง ภายใต้สภาวะการเดินระบบที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน แบ่งงานวิจัยออกเป็น 2 ช่วง คือ ช่วงเริ่มเดินระบบ ซึ่งทำการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีค่าซีไอดีประมาณ 1,045 มก./ล. (เทียบเท่ากับอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน) และควบคุมระยะเวลาที่น้ำคงที่ 0.84 ชม. พบว่า หลังจากระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีประมาณร้อยละ 81.45 และ 96.49 และมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ 0.17 และ 0.08 ล./ก.ซีไอดีที่ถูกกำจัด ตามลำดับ จากนั้นแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบในการทดลองช่วงที่สอง โดยทำการเดินระบบต่อเนื่องจากช่วงแรก แต่ลดค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ในถังปฏิกรณ์ที่ 1 (คิดเป็นค่าซีไอดีประมาณ 522 และ 70 มก./ล.) และลดค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ในถังปฏิกรณ์ที่ 2 (คิดเป็นค่าซีไอดีประมาณ 174 และ 70 มก./ล.) ทำการควบคุมระยะเวลาที่น้ำเช่นเดียวกับช่วงแรก ผลการทดลองพบว่า ในถังปฏิกรณ์ที่ 1 ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีประมาณร้อยละ 88.44 และ 81.18 และมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ 0.28 และ 0.18 ล./ก.ซีไอดีที่ถูกกำจัด ตามลำดับ ส่วนในถังปฏิกรณ์ที่ 2 ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีประมาณร้อยละ 91.40 และ 91.02 และมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ 0.18 และ 0.05 ล./ก.ซีไอดีที่ถูกกำจัดตามลำดับ ซึ่งประสิทธิภาพการบำบัดดังกล่าวมีค่าใกล้เคียงกับระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไปที่มีการหมุนเวียนน้ำเสีย ผลการศึกษาชนิดและปริมาณจุลินทรีย์บนวัสดุตัวกลางด้วยเทคนิค Fluorescent In Situ Hybridization (FISH) พบว่า แบคทีเรียทั่วไปและอาร์เคียมีปริมาณใกล้เคียงกัน โดยอาร์เคียที่พบจะมีลักษณะคล้ายเมทาโนเจนชนิด *Methanosarcina sp.* และ *Methanosaeta sp.*

ภาควิชา.....วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม.....ลายมือชื่อ.....
 สาขาวิชา.....วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม.....ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....
 ปีการศึกษา.....2555.....ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม.....

5270338221 : MAJOR ENVIRONMENTAL ENGINEERING

KEYWORDS : ANAEROBIC FLUIDIZED BED (AFB) / RUBBER GRANULE / ORGANIC
LOADING RATE (OLR) / WITHOUT INTERNAL RECIRCULATION

THIPAPORN SIRINUKULWATTANA : LOW COD CONCENTRATION WASTEWATER
TREATMENT BY ANAEROBIC FLUIDIZED BED REACTOR USING RUBBER
GRANULE AS A MEDIA WITHOUT INTERNAL RECIRCULATION. ADVISOR :
ASSIST. PROF. CHAIYAPORN PUPRASERT, Ph.D., CO-ADVISOR : ASSIST.
PROF. WIBOONLUK PUNGRASMI, Ph.D., 184 pp.

In this research, the efficiency of wastewater treatment and biogas production by the Anaerobic Fluidized Bed (AFB) reactors using rubber granule as a media were performed under condition of no internal recirculation. A low density rubber granule is easy to form a fluidization state which beneficial conserves more energy for the process. The experiment was divided into two parts, first is a system startup, which the synthetic wastewater with a COD of 1,045 mg/L (equivalent to Organic Loading Rate (OLR) of 30 kg COD/m³-d) was continuously feed into two AFB reactors at a constant rate of 46.8 L/day and hydraulic retention time as 0.84 hrs. The result showed that the COD removal efficiency was 81.45% and 96.49%, whereas the biogas production was about 0.17 and 0.08 L/g COD removed, respectively. After those two reactors reached steady state, the step up OLR variation was performed. The OLR loading for the 1st reactor was changed to 15 and 2 kg COD/m³-d (equivalent to COD of 522 and 70 mg/L), whereas the OLR loading for the 2nd reactor was changed to 5 and 2 kg COD/m³-d (equivalent to COD of 174 and 70 mg/L), respectively. The result showed that COD removal efficiency of the 1st reactor was achieved to 88.44% and 81.18%, while the amount of biogas was 0.28 and 0.18 L/g COD removed. Besides for the 2nd reactor, the efficiency for COD removal was 91.40% and 91.02%, together with 0.18 and 0.05 L/g COD removed for biogas production. It could be clearly concluded that the AFB without internal recirculation in this research has the comparable efficiency to other general AFB reactors with internal recirculation. Moreover, the results of Fluorescent In Situ Hybridization (FISH) analysis indicated that the amount of bacteria and archaea on the rubber granule media were close together. While the methanogens found in the reactors were *Methanosarcina*-like cells and *Methanosaeta*-like cells.

Department : ... Environmental Engineering ... Student's Signature

Field of Study : Environmental Engineering ... Advisor's Signature

Academic Year : 2012 ... Co-advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบพระคุณผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วิบูลย์ลักษณะน์ พึ่งรัศมี อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ซึ่งให้ความรู้คำแนะนำที่เป็นประโยชน์ต่องานวิจัย ตลอดจนให้การสนับสนุน และช่วยเหลือในด้านต่างๆ

ขอขอบพระคุณประธานและคณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ทุกท่านที่กรุณาให้คำแนะนำรวมทั้งตรวจทานวิทยานิพนธ์ให้สมบูรณ์

ขอขอบพระคุณคณาจารย์ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมทุกท่านที่ได้มอบความรู้ ซึ่งเป็นประโยชน์ต่อตัวผู้วิจัย และทำให้วิทยานิพนธ์เล่มนี้สำเร็จได้

ขอขอบพระคุณภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ได้เอื้อเฟื้อสถานที่ในการติดตั้งอุปกรณ์และเดินระบบ ตลอดจนเครื่องมือและครุภัณฑ์ต่างๆ ในงานวิจัย

ขอขอบพระคุณ ดร.มันสิน ตันกุลเวศม์ บริษัท แซน.อี.68 คอนซัลติ้ง เอ็นจิเนียริ่ง จำกัด ที่ให้ความอนุเคราะห์ชุดอุปกรณ์วัดปริมาตรก๊าซเพื่อใช้ในการทำงานวิจัย

ขอขอบคุณทุนอุดหนุนการวิจัยบางส่วนจากบัณฑิตวิทยาลัยแห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ทุนสนับสนุนเพิ่มเติมจากทุนอุดหนุนการวิจัยระดับบัณฑิตศึกษา สำนักงานคณะกรรมการวิจัยแห่งชาติ (วช.) ประจำปีงบประมาณ 2555 และเงินวิจัยจากโครงการเพชรชมพูเข้มแข็ง กองทุนรัชดาภิเษกสมโภช ปีงบประมาณ 2554

ขอขอบพระคุณเพื่อนๆ นิสิตปริญญาโท ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ให้คำแนะนำและให้กำลังใจในการทำวิทยานิพนธ์ด้วยดีตลอดมา

สุดท้ายนี้ผู้วิจัยขอขอบพระคุณ คุณพ่อ คุณแม่ ที่คอยอบรมสั่งสอน และเป็นกำลังใจที่สำคัญที่ทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฎ
สารบัญภาพ.....	ฐ
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ.....	ณ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 บทนำ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	2
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	2
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
บทที่ 2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	4
2.1 แนวคิดและทฤษฎีการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	4
2.1.1 กลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบ ไร้ออกซิเจน.....	4
2.1.2 สมดุลมวลของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	10
2.1.3 จลนพลศาสตร์ของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	14
2.1.4 รูปแบบของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	20
2.1.5 ปัจจัยที่มีผลต่อระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	21
2.1.6 ข้อดีและข้อเสียของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	30
2.2 ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	32
2.2.1 สภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน.....	32
2.2.2 องค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน.....	32
2.2.3 ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	36
2.2.4 กลไกการทำงานของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	37

	หน้า
2.2.5 การออกแบบระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	39
2.2.6 ข้อดีและข้อเสียของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	40
2.3 การวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	41
2.3.1 Fluorescent In Situ Hybridization (FISH).....	42
2.3.2 Phospholipid analysis.....	42
2.4 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	43
2.4.1 ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	43
2.4.2 การใช้เศษยางรถยนต์ที่ใช้แล้วในระบบบำบัดน้ำเสีย.....	45
2.4.3 การศึกษาชนิดและปริมาณจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	46
2.4.4 ข้อสรุปจากงานวิจัยที่ผ่านมา.....	48
บทที่ 3 แผนการวิจัยและการดำเนินการวิจัย.....	50
3.1 แผนการวิจัย.....	50
3.2 วัสดุอุปกรณ์และสารเคมี.....	52
3.2.1 อุปกรณ์และสารเคมีสำหรับการวิเคราะห์คุณภาพน้ำ.....	52
3.2.2 อุปกรณ์และสารเคมีสำหรับการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์.....	53
3.2.3 อุปกรณ์และสารเคมีสำหรับการวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์.....	53
3.2.4 อุปกรณ์สำหรับการเดินระบบบำบัดน้ำเสีย.....	54
3.2.5 วัสดุตัวกลางที่ใช้ในงานวิจัย.....	62
3.2.6 การเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์.....	63
3.3 การดำเนินงานวิจัย.....	64
3.3.1 การทดลองส่วนที่ 1.....	64
3.3.2 การทดลองส่วนที่ 2.....	66
3.4 พารามิเตอร์ที่ทำการวิเคราะห์.....	68
3.4.1 การวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH.....	71
3.4.2 การวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Phospholipid analysis.....	72
3.4.3 การวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์ด้วยวิธีหาปริมาณสารอินทรีย์ระเหยได้ (Volatile suspended solid).....	73

	หน้า
บทที่ 4 ผลการวิจัยและวิจารณ์ผล.....	74
4.1 องค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน.....	74
4.2 การเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดและการ ปรับตัวของจุลินทรีย์ก่อนการแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ.....	78
4.3 การแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ.....	82
4.3.1 ผลการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ในช่วงการแปรค่าอัตราการ ระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ.....	84
4.3.2 ประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ.....	93
4.4 ผลการวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์.....	96
4.4.1 ผลการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Fluorescent in situ hybridization.....	96
4.4.2 ผลการวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์ด้วยการหาความเข้มข้นของ ฟอสโฟไลปิด.....	101
4.4.3 ผลการวิเคราะห์ลักษณะจุลินทรีย์บนพื้นผิวเม็ดยางด้วยกล้องจุลทรรศน์ และกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนชนิดส่องกราด.....	104
4.5 สรุปผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ตลอดการทดลอง.....	113
บทที่ 5 สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ.....	115
5.1 สรุปผลการทดลอง.....	115
5.1.1 ประสิทธิภาพของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในการบำบัดน้ำเสีย ภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน.....	115
5.1.2 การใช้เศษยางรถยนต์บดละเอียดเป็นวัสดุตัวกลางในระบบ แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	115
5.1.3 การเปลี่ยนแปลงประชากรจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิก ฟลูอิดไดซ์เบดภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน.....	116
5.1.4 การประยุกต์ใช้ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในการบำบัดน้ำเสีย ที่มีความเข้มข้นต่ำและมีปริมาณมาก.....	116
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	117
รายการอ้างอิง.....	118

	หน้า
ภาคผนวก.....	122
ภาคผนวก ก ผลการคำนวณ.....	123
ภาคผนวก ข ผลการวิจัย.....	131
ภาคผนวก ค ผลการวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์.....	177
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	184

สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 2.1 สมการครึ่งปฏิกิริยาสำหรับเซลล์ของกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ.....	12
ตารางที่ 2.2 สมการครึ่งปฏิกิริยาสำหรับตัวรับอิเล็กตรอนของกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ.....	12
ตารางที่ 2.3 สมการครึ่งปฏิกิริยาสำหรับตัวให้อิเล็กตรอนของกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ.....	13
ตารางที่ 2.4 ค่ายึดติดที่ได้จากการย่อยสลายสารอินทรีย์ต่างๆ ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	17
ตารางที่ 2.5 ค่าจลนพลศาสตร์ของกระบวนการบำบัดแบบไร้ออกซิเจนในการบำบัดชีโอดีละลายน้ำ.....	19
ตารางที่ 2.6 เปรียบเทียบพารามิเตอร์ต่างๆ ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนทั้ง 3 ระบบ.....	21
ตารางที่ 2.7 ระดับความเข้มข้นของสารพิษชนิดต่างๆ ที่มีผลต่อจุลินทรีย์ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ.....	24
ตารางที่ 2.8 ระดับความเข้มข้นของไอออนบวกที่มีผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์.....	25
ตารางที่ 2.9 ข้อได้เปรียบของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนที่เหนือกว่ากระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน.....	31
ตารางที่ 2.10 ข้อมูลในการออกแบบและดำเนินการสำหรับระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด	39
ตารางที่ 2.11 สมรรถนะของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในการบำบัดน้ำเสีย.....	40
ตารางที่ 3.1 องค์ประกอบของธาตุอาหารที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ใน 1 วัน (ปริมาตร 60 ล.).....	64
ตารางที่ 3.2 ตัวแปรที่ใช้ในการทดลอง.....	68
ตารางที่ 3.3 รายละเอียดพารามิเตอร์ของน้ำตัวอย่างที่ทำการวิเคราะห์ วิธีการวิเคราะห์ จุดเก็บตัวอย่าง และความถี่ในการวิเคราะห์.....	69
ตารางที่ 3.4 รายละเอียดของโพรบที่ใช้ในงานวิจัยเพื่อติดตามจุลินทรีย์กลุ่มแบคทีเรียและอาร์เคีย.....	72
ตารางที่ 4.1 ผลการคำนวณองค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันเปรียบเทียบระหว่างเม็ดยากับทราย.....	75

ตารางที่ 4.2	ค่าพลังงานที่ใช้ในการเดินระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดเมื่อใช้เม็ดยาง และทรายเป็นวัสดุตัวกลาง.....	77
ตารางที่ 4.3	ผลการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรจุ สารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2.....	85
ตารางที่ 4.4	ผลการคำนวณค่าสารอินทรีย์ระเหยได้ในถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2.....	92
ตารางที่ 4.5	ปริมาณเซลล์จุลินทรีย์ที่ค่าอัตราภาระบรรจุสารอินทรีย์ต่างๆ ที่วิเคราะห์ด้วย โปรแกรม DAIME.....	100
ตารางที่ 4.6	การวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์โดยการหาค่าความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด ที่อัตราภาระบรรจุสารอินทรีย์ต่างๆ ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2.....	103
ตารางที่ 4.7	สรุปผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ด้านจุลินทรีย์ในช่วงการแปรค่าอัตราภาระ บรรจุสารอินทรีย์.....	112
ตารางที่ 4.8	สรุปผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ตลอดการทดลอง.....	114

สารบัญภาพ

	หน้า
ภาพที่ 2.1 ปฏิบัติการวัดออกซิเจนในการบำบัดน้ำเสีย.....	5
ภาพที่ 2.2 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียโดยกระบวนการบำบัดแบบไร้ออกซิเจน.....	6
ภาพที่ 2.3 ปฏิบัติการสร้างกรดไขมันระเหยภายใต้สภาวะที่ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าต่ำและสูง.....	8
ภาพที่ 2.4 สมการสมดุลมวลของปฏิกิริยาทางชีวเคมี.....	11
ภาพที่ 2.5 สมการสมดุลมวลสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์.....	11
ภาพที่ 2.6 กราฟแสดงการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์.....	15
ภาพที่ 2.7 ตัวอย่างกราฟสมการ Monod ของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน..	18
ภาพที่ 2.8 รูปแบบต่างๆ ของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน.....	20
ภาพที่ 2.9 การเปลี่ยนค่าพลังงานอิสระเมื่อความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าเปลี่ยนแปลง.....	27
ภาพที่ 2.10 แรงที่กระทำต่อวัตถุในของไหล.....	33
ภาพที่ 2.11 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่า Reynold's numbers กับค่า m	36
ภาพที่ 2.12 องค์ประกอบของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	37
ภาพที่ 2.13 ความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันลดกับความเร็วน้ำไหลขึ้นผ่านผิวตัวกลาง.....	38
ภาพที่ 3.1 แผนผังสรุปขั้นตอนทั้งหมดของการวิจัย.....	51
ภาพที่ 3.2 รายละเอียดขนาดและส่วนประกอบถึงปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	55
ภาพที่ 3.3 รายละเอียดของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	59
ภาพที่ 3.4 เครื่องวัดปริมาตรก๊าซตามแบบของคักดีชซ์.....	61
ภาพที่ 3.5 หลักการทำงานของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซ.....	62
ภาพที่ 3.6 วงจรการทำงานของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซ.....	62
ภาพที่ 3.7 เม็ดยางที่ทำมาจากเศษยางรถยนต์ที่ใช้แล้วบดละเอียด.....	63
ภาพที่ 3.8 แผนผังรายละเอียดการทดลองส่วนที่ 1.....	65
ภาพที่ 3.9 แผนผังรายละเอียดการทดลองส่วนที่ 2.....	67
ภาพที่ 3.10 รายละเอียดของการเก็บตัวอย่างเม็ดตะกอนสำหรับวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์ และการเก็บตัวอย่างก๊าซเพื่อวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ.....	70

	หน้า	
ภาพที่ 4.1	ภาพถ่ายตัดขวางของเม็ดยางเริ่มต้นและเม็ดยางระหว่างการเดินระบบ.....	76
ภาพที่ 4.2	การลดค่าอัตราการสูญน้ำเสียเข้าระบบเพื่อควบคุมการขยายตัวของชั้นเบด 1.5 เท่าในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด.....	76
ภาพที่ 4.3	การเปลี่ยนแปลงของค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ในถังปฏิกรณ์ที่ 1.....	79
ภาพที่ 4.4	การเปลี่ยนแปลงของค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ในถังปฏิกรณ์ที่ 2.....	80
ภาพที่ 4.5	แผนผังการแปรค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบในการทดลอง ช่วงที่ 2.....	83
ภาพที่ 4.6	การเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2.....	86
ภาพที่ 4.7	การเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 15 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1.....	87
ภาพที่ 4.8	การเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 5 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 2.....	88
ภาพที่ 4.9	การเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2.....	89
ภาพที่ 4.10	ประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ของ ถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2.....	94
ภาพที่ 4.11	เปรียบเทียบปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจริงกับตามทฤษฎีของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2.....	96
ภาพที่ 4.12	ผลการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH ที่เจือจางความเข้มข้นของตัวอย่าง 10 เท่า โดยเป็นภาพถ่ายจากกล้องจุลทรรศน์แบบหัวกลับพร้อมฟลูออเรสเซนซ์ที่ กำลังขยาย 40 เท่าที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1.....	97
ภาพที่ 4.13	ผลการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH ที่เจือจางความเข้มข้นของตัวอย่าง 10 เท่า โดยเป็นภาพถ่ายจากกล้องจุลทรรศน์แบบหัวกลับพร้อมฟลูออเรสเซนซ์ที่ กำลังขยาย 40 เท่าที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 2.....	98

ภาพที่ 4.14	ปริมาณสารอินทรีย์ระเหยได้ ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด และอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดจากตัวอย่างเม็ดตะกอนในถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง ที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ที่แตกต่างกัน.....	102
ภาพที่ 4.15	ลักษณะเม็ดตะกอนก่อนเริ่มต้นเดินระบบและเม็ดตะกอนระหว่างการทำการวิจัยเมื่อส่องดูด้วยกล้องจุลทรรศน์ที่กำลังขยาย 40 เท่า.....	104
ภาพที่ 4.16	ลักษณะเม็ดตะกอนจากตำแหน่งต่างๆ ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 เปรียบเทียบระหว่างการเดินระบบที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน....	105
ภาพที่ 4.17	ลักษณะเม็ดตะกอนจากตำแหน่งต่างๆ ของถังปฏิกรณ์ที่ 2 เปรียบเทียบระหว่างการเดินระบบที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน.....	106
ภาพที่ 4.18	ลักษณะการเกาะติดของจุลินทรีย์บนผิวเม็ดยางที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1.....	108
ภาพที่ 4.19	ลักษณะการเกาะติดของจุลินทรีย์บนผิวเม็ดยางที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 2.....	109
ภาพที่ 4.20	แผนภาพสรุปผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ด้านจุลินทรีย์ในช่วงการแปรค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2.....	111

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

สัญลักษณ์

ความหมาย

r_{GXV}	อัตราการเพิ่มของแบคทีเรียที่มีชีวิต (มก./ล.-ชม.)
X_V	ความเข้มข้นของแบคทีเรียที่มีชีวิต (มก./ล.)
μ	อัตราจำเพาะของการเติบโต (Specific Growth Rate) (ชม. ⁻¹)
	ความหนืดของของไหล (ลบ.ชม./วินาที ที่อุณหภูมิ 30°ซ)
r_s	อัตราการบริโภคสับสเตรต (มก./ล.-ชม.)
q	อัตราจำเพาะในการกำจัดสับสเตรต (Specific Rate of Substrate Removal)
μ_m	อัตราจำเพาะสูงสุดในการเจริญเติบโต (ชม. ⁻¹)
K_s	ค่าคงที่ซึ่งมีค่าเท่ากับความเข้มข้นของสับสเตรต ณ $\mu_m/2$
r_t	อัตราการย่อยสลายที่อุณหภูมิ t
r_{35}	อัตราการย่อยสลายที่อุณหภูมิ 35°ซ
m	มวลของวัตถุที่เคลื่อนที่ผ่านของไหล
g_c	Newton's-law proportionality factor (32.174 ft-lb/lb-s ²)
F_e	แรงกระทำจากภายนอก (นิวตัน)
F_b	แรงพยุง (Buoyant force) (นิวตัน)
F_D	แรงต้าน (Drag force) (นิวตัน)
a_e	ความเร่งของอนุภาคเนื่องจากแรงจากภายนอก (ม./วินาที ²)
ρ	ความหนาแน่นของของไหล (กรัม/ลบ.ชม.)
ρ_p	ความหนาแน่นของอนุภาค (กรัม/ลบ.ชม.)
C_D	สัมประสิทธิ์แรงต้าน (Drag coefficient)
μ_0	ความเร็วของของไหล (ม./วินาที)
A_p	พื้นที่ของอนุภาค (ตร.ม.)
V_{OM}	ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (ชม./วินาที)
Φ_s	สภาพความกลม (Sphericity)
D_p	ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคตัวกลาง (ชม.)

สัญลักษณ์

ความหมาย

\mathcal{E}_M	ความพุนต่ำสุดของสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน
g	ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก (ซม./วินาที ²)
L	ความสูงของชั้นเบดที่ความเร็วสุดท้าย (ซม.)
L_M	ความสูงของชั้นเบดเมื่อเริ่มมีการฟลูอิดไดซ์เซชัน (ซม.)
\mathcal{E}	ความพุนของสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสุดท้าย
\bar{V}_0	ความเร็วสุดท้าย (ซม./วินาที)
m	ค่าคงที่ที่ประมาณจากค่า Reynold's number
$N_{Re,p}$	Reynold's numbers

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำ

ระบบแอนแอรโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดเป็นหนึ่งในกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพที่ได้รับความนิยม เนื่องจากมีข้อดีหลายประการ เช่น สามารถรับอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ได้สูง มีระยะเวลาที่เก็บน้ำสั้น สามารถรักษาความเข้มข้นของมวลชีวภาพในระบบได้เป็นอย่างดี เป็นต้น แต่อย่างไรก็ตามระบบนี้มีข้อเสียที่สำคัญ คือ ใช้ระยะเวลาในการเริ่มเดินระบบนาน และสิ้นเปลืองพลังงาน เนื่องจากต้องหมุนเวียนน้ำกลับเข้าระบบเพื่อเพิ่มความเร็วในการไหลให้ตัวกลางอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันตลอดเวลา ซึ่งโดยปกติแล้วระบบแอนแอรโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดจะนิยมนำทรายมาใช้เป็นตัวกลาง เนื่องจากเป็นตัวกลางที่หาง่ายและมีราคาถูก แต่มีข้อเสีย คือ เป็นวัสดุที่มีความหนาแน่นสูงและมีน้ำหนักมาก ซึ่งจากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่ามีกรนำวัสดุหลายชนิดที่มีความหนาแน่นต่ำกว่าทรายมาใช้เป็นตัวกลางในระบบแอนแอรโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด เช่น ถ่านกัมมันต์ อะลูมินา แอนทราไซต์ เป็นต้น เนื่องจากช่วยประหยัดพลังงานในการทำให้ระบบอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันได้มากกว่า ในงานวิจัยนี้มีแนวคิดที่จะทำการแก้ไขข้อเสียของระบบแอนแอรโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด ซึ่งก็คือ ลดการสิ้นเปลืองพลังงาน โดยในการทดลองนี้จะใช้เศษยางรถยนต์บดละเอียดในรูปของเม็ดยาง (Rubber Granule) เป็นตัวกลางในถังปฏิกรณ์แอนแอรโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด เนื่องจากยางเป็นวัสดุที่มีความหนาแน่นต่ำจึงฟลูอิดไดซ์ได้ง่ายโดยใช้พลังงานน้อย สามารถเข้ากันได้กับจุลินทรีย์ในระบบ และเป็นป่าสัมผัสให้แบคทีเรียมาเกาะได้เป็นอย่างดีโดยไม่รบกวนการทำงานของจุลินทรีย์อีกด้วย (Park และคณะ, 2006) นอกจากนี้ในงานวิจัยยังประยุกต์ข้อดีของระบบแอนแอรโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดมาใช้ในการทดลอง กล่าวคือ จะเดินระบบที่ระยะเวลากักเก็บน้ำสั้นและอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เข้าระบบสูง โดยจะทดลองเดินระบบโดยไม่ทำการหมุนเวียนน้ำภายใน ซึ่งคาดว่าระบบจะสามารถทำงานได้ดี ทั้งนี้ในการศึกษาจะให้ความสนใจผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่มีต่อประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและการผลิตก๊าซชีวภาพ โดยแปรเปลี่ยนค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบต่างกัน ภายใต้สภาวะที่ควบคุมให้มีระยะเวลากักเก็บน้ำเท่ากัน โดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน ซึ่งหากการศึกษาให้ผลในระดับที่พึงพอใจ โดยสามารถลดพลังงานที่ต้องใช้ในการทำให้ระบบอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันได้ ก็จะเป็นการประหยัดต้นทุนในการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบแอนแอรโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดได้เป็นอย่างดี

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.2.1 เพื่อศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียและการผลิตก๊าซชีวภาพของถังปฏิกรณ์ แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลาง ภายใต้สภาวะการเดินระบบที่ไม่มีการ หมุนเวียนน้ำภายใน

1.2.2 เพื่อศึกษาผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่อประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดี การผลิตก๊าซชีวภาพ รวมทั้งการเปลี่ยนแปลงประชากรจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิก ฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลาง

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ โดยใช้ถังปฏิกรณ์แบบไหลต่อเนื่อง (Continuous flow reactor) ดำเนินการที่อุณหภูมิตั้งที่ 30 องศาเซลเซียสในห้องปฏิบัติการวิจัยระดับปริญญาโท ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การศึกษาวิจัยกำหนดขอบเขตต่างๆ ดังนี้

1.3.1 น้ำเสียที่ใช้เป็นน้ำเสียสังเคราะห์ (Synthetic wastewater) เตรียมขึ้นจาก น้ำประปา โดยใช้น้ำตาลทรายเป็นแหล่งสารอินทรีย์คาร์บอนและมีการเติมธาตุอาหารที่จำเป็นต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในระบบอย่างครบถ้วน

1.3.2 ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทำจากอะคริลิกใสทรงสูง มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.03 ม. สูง 2.3 ม. และมีปริมาตรรวมประมาณ 1.63 ลิ. ทำการเดินระบบแบบต่อเนื่อง โดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน

1.3.3 วัสดุตัวกลางที่ใช้ ได้แก่ เศษยางรถยนต์บดละเอียดที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 0.43 มม. มีค่าสัมประสิทธิ์ความสม่ำเสมอ (Uniformity Coefficient) เท่ากับ 1.53 และมีค่าความถ่วงจำเพาะของเม็ดยางเท่ากับ 1.2

1.3.4 หัวเชื้อที่ใช้ในการเดินระบบเป็นหัวเชื้อจากระบบบำบัดน้ำเสียชนิดถังกรองไร้อากาศ (Anaerobic filter) จากอาคารวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

1.3.5 ทำการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เข้าระบบ 4 ค่า ได้แก่ 2 5 15 และ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน โดยการควบคุมอัตราการไหลของน้ำเสียเข้าระบบคงที่เท่ากับ 46.8 ลิ./วัน และแปรค่าความเข้มข้นของซีโอดีแตกต่างกัน คือ 70 174 522 และ 1,045 มก./ลิ. ตามลำดับ

1.3.6 ทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ตามวิธีมาตรฐานที่ระบุใน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (2005)

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ทราบถึงผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่มีต่อประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดี การผลิตก๊าซชีวภาพ รวมทั้งการเปลี่ยนแปลงประชากรของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลาง โดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน

1.4.2 เป็นข้อมูลเบื้องต้นที่สามารถใช้ในการออกแบบระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดแบบไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน ภายใต้เงื่อนไขของการประหยัดพลังงานในการเดินระบบ

บทที่ 2

เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

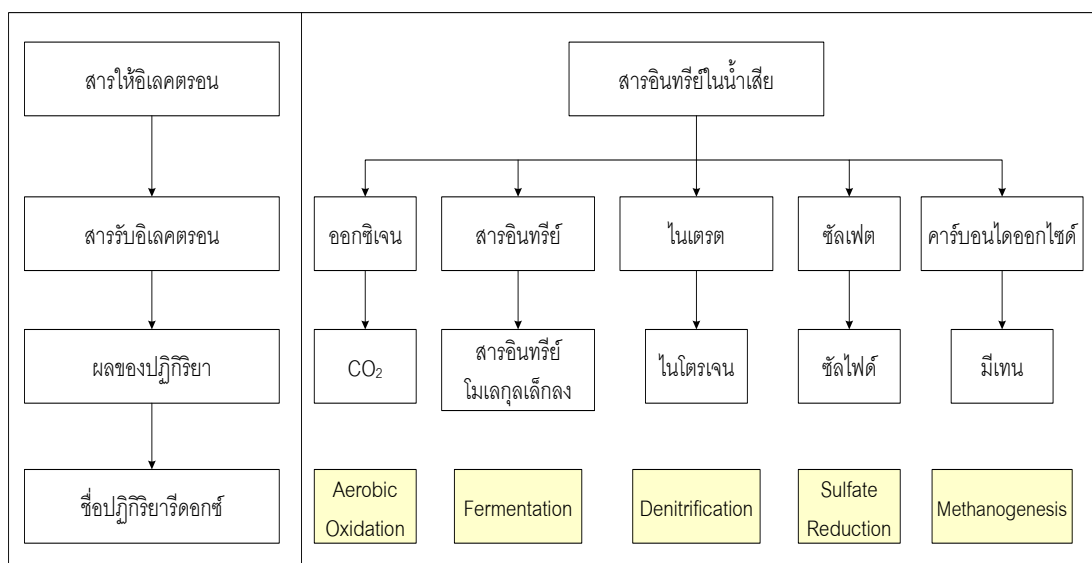
2.1 แนวคิดและทฤษฎีการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

การบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนเป็นกระบวนการเปลี่ยนแปลงสารอินทรีย์ในน้ำเสียให้กลายเป็นก๊าซมีเทน โดยการย่อยสลายของแบคทีเรียกลุ่มไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic bacteria) (กรมควบคุมมลพิษ, 2545) ซึ่งกระบวนการดังกล่าวมีวัตถุประสงค์หลัก 2 ประการ คือ

- การบำบัดสลัดจ์หรือสร้างเสถียรภาพให้กับตะกอนอินทรีย์ โดยเป็นการทำลายสารอินทรีย์ในตะกอนสลัดจ์ ซึ่งเป็นผลมาจากการสลายตัวของจุลินทรีย์
- การบำบัดน้ำเสีย โดยเป็นการลดความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสียให้ต่ำกว่าก่อนส่งให้กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจนทำการกำจัดสารอินทรีย์ส่วนที่เหลือต่อไป ซึ่งแนวทางเช่นนี้เป็นที่นิยม เนื่องจากช่วยประหยัดพลังงานและสารเคมีที่ใช้ในการบำบัดน้ำเสียได้มาก

2.1.1 กลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

กลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียทั้งกระบวนการแบบใช้ออกซิเจนและไร้ออกซิเจน จะเกิดขึ้นจากปฏิกิริยาการถ่ายเทอิเล็กตรอนระหว่างสารให้และสารรับอิเล็กตรอน เรียกว่า ปฏิกิริยาเคมีแบบออกซิเดชัน-รีดักชัน หรือปฏิกิริยารีดอกซ์ โดยสารอินทรีย์หรือมลสารในน้ำเสียจะเป็นสารให้อิเล็กตรอน เนื่องจากมีพลังงานสูง และสารชนิดอื่นๆ ที่อยู่ในน้ำจะเป็นสารรับอิเล็กตรอน ซึ่งความแตกต่างระหว่างกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจนและไร้ออกซิเจนนั้นอยู่ที่ประเภทของสารรับอิเล็กตรอน กล่าวคือ ถ้าสารรับอิเล็กตรอนเป็นออกซิเจน ปฏิกิริยาก็จะเป็นแบบใช้ออกซิเจน แต่ถ้าสารรับอิเล็กตรอนเป็นสารชนิดอื่นๆ ที่ไม่ใช่ ออกซิเจน เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ ไนเตรต ซัลเฟต เป็นต้น ปฏิกิริยาก็จะเป็นแบบไร้ออกซิเจน ดังแสดงในภาพที่

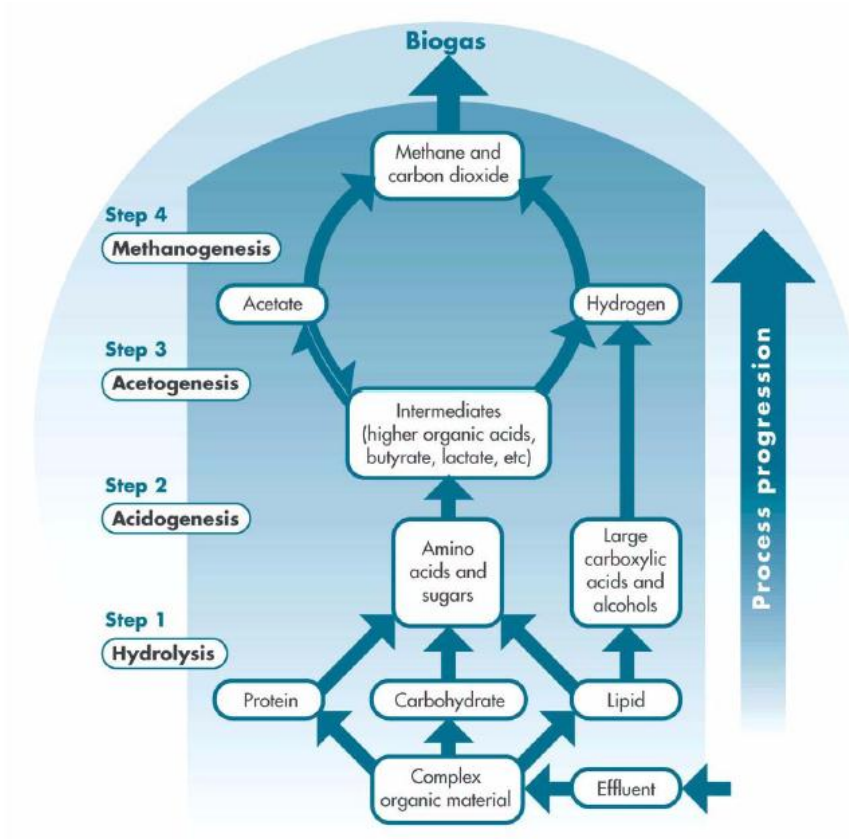


ภาพที่ 2.1 ปฏิกิริยารีดอกซ์ในการบำบัดน้ำเสีย
(ที่มา : กรมควบคุมมลพิษ, 2542)

สำหรับการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสีย ถ้าเป็นสารอินทรีย์โมเลกุลเล็กจะสามารถส่งผ่านเข้าไปในเซลล์เมมเบรนของจุลินทรีย์ได้เลย แต่ถ้าสารอินทรีย์มีโมเลกุลใหญ่และซับซ้อนเกินไปจะต้องให้เอนไซม์จากจุลินทรีย์ย่อยให้มีขนาดเล็กจนสามารถส่งผ่านเข้าเซลล์ได้ หลังจากนั้นสารอินทรีย์จะถูกออกซิไดส์หลายครั้งจนกลายเป็นก๊าซมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งขั้นตอนการเปลี่ยนแปลงของสารอินทรีย์นั้นมีอยู่ด้วยกันหลายขั้น ดังแสดงในภาพที่ 2.2 ซึ่งจำแนกออกได้เป็น 4 ขั้นตอนหลัก โดยเรียงลำดับตามปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นได้เป็น

- 1) ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส
- 2) ปฏิกิริยาการสร้างกรด
- 3) ปฏิกิริยาการสร้างกรดอะซิติก
- 4) ปฏิกิริยาการสร้างมีเทน

สำหรับรายละเอียดของแต่ละปฏิกิริยามีดังนี้



ภาพที่ 2.2 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียโดยกระบวนการบำบัดแบบไร้ออกซิเจน
(ที่มา : กรมควบคุมมลพิษ, 2542)

1) ปฏิกริยาไฮโดรไลซิส (Hydrolysis)

ปฏิกริยาไฮโดรไลซิส คือ ปฏิกริยาที่ทำการเปลี่ยนสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่และซับซ้อน เช่น คาร์โบไฮเดรต ไขมัน โปรตีน เป็นต้น ซึ่งมีขนาดใหญ่เกินกว่าที่จุลินทรีย์จะดูดซึมเข้าเซลล์ได้ ให้เป็นสารอินทรีย์ที่มีขนาดเล็กลง เช่น กรดอะมิโน กลูโคส กรดไขมัน เป็นต้น โดยจุลินทรีย์กลุ่มที่เรียกว่า ไฮโดรไลซิงแบคทีเรีย (Hydrolysing bacteria) จะผลิตเอนไซม์และปล่อยออกมาภายนอกเซลล์ (Extracellular Enzyme) เพื่อเป็นตัวเร่งปฏิกริยาไฮโดรไลซิส ซึ่งเอนไซม์จะมีความจำเพาะเจาะจงต่อการเร่งปฏิกริยาและชนิดของสารที่เข้าทำปฏิกริยา โดยขึ้นกับปัจจัยหลายประการ เช่น ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ ความเข้มข้นของเอนไซม์ เป็นต้น หลังจากนั้นสารอินทรีย์ขนาดเล็กจะถูกดูดซึมเข้าสู่เซลล์เมมเบรนของจุลินทรีย์ได้โดยตรง โดยเวลาที่ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์แต่ละชนิดจะแตกต่างกันไป ขึ้นกับปัจจัยหลายประการ เช่น ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ ความเข้มข้นของเอนไซม์ อุณหภูมิ การสัมผัสระหว่างเอนไซม์กับสารอินทรีย์ เป็นต้น

2) ปฏิกริยาการสร้างกรด (Acidogenesis)

ปฏิกริยาการสร้างกรด คือ การย่อยสลายสารอินทรีย์โมเลกุลเล็ก เช่น กรดอะมิโน กลูโคส กรดไขมัน เป็นต้น ด้วยกระบวนการหมัก (Fermentation) ซึ่งผลผลิตที่ได้จะถูกเปลี่ยนให้เป็นกรดอินทรีย์โมเลกุลเล็ก เช่น กรดอะซิติก กรดไพรูโพนิก กรดวาเลอริก และกรดแลคติก เป็นต้น โดยมีสัดส่วนของกรดอะซิติกสูงที่สุด นอกจากผลผลิตส่วนใหญ่ที่เป็นกรดอินทรีย์แล้วยังสามารถพบผลิตภัณฑ์ชนิดอื่นๆ ปะปนออกมาด้วย โดยจะขึ้นอยู่กับชนิดของจุลินทรีย์และสภาวะแวดล้อมของการเกิดปฏิกริยา ได้แก่ ก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยจุลินทรีย์กลุ่มสร้างกรดนี้อาจสร้างปัญหาต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ หากมีการสร้างกรดอินทรีย์ในปริมาณมากเกินกว่าที่จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนจะนำไปใช้ได้ทัน ซึ่งจะทำให้ค่าพีเอชของระบบลดลงและส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน

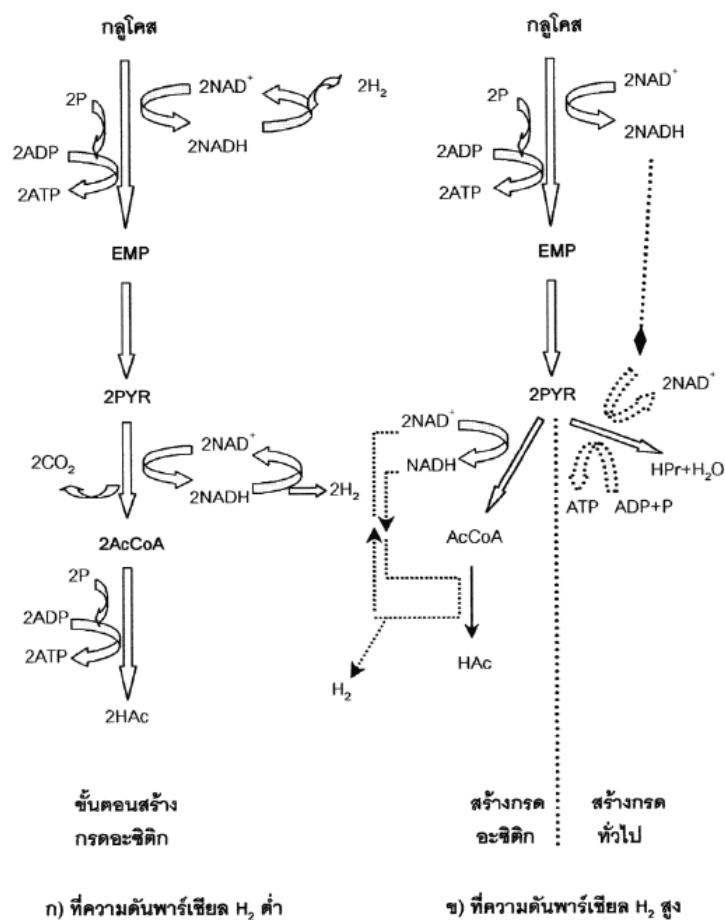
สำหรับผลผลิตที่ได้ในขั้นตอนนี้จะขึ้นกับปัจจัย 2 ประการ คือ ชนิดของสารตั้งต้นจากปฏิกริยาไฮโดรไลซิส และความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนที่เกิดขึ้น (Hydrogen Partial Pressure) โดยผลของปฏิกริยาที่ได้จะมีความแตกต่างกัน ตัวอย่างเช่น การย่อยสลายกลูโคสโดยผ่านวิถี Embden-Meyerhof Pathway (EMP) ในสภาวะที่ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าต่ำ ผลผลิตที่ได้ คือ กรดอะซิติก ไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการที่ 2.1 แต่ถ้าในสภาวะที่ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าสูง ผลผลิตที่ได้ คือ กรดอะซิติก กรดไพรูโพนิก ไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการที่ 2.2 โดยทั้งสองสภาวะสามารถแสดงด้วยภาพที่ 2.3 ซึ่งถ้าต้องการให้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ จะต้องทำให้ไม่เกิดการสะสมของไฮโดรเจนในระบบ โดยการให้จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนจากก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen-utilizing methanogens) ใช้ไฮโดรเจนในการผลิตมีเทน ส่งผลให้ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าต่ำตลอดเวลา แต่ถ้าในระบบเกิดการสะสมตัวของไฮโดรเจนขึ้น เมื่อถึงจุดอิ่มตัว จะทำให้ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าสูง ซึ่งจะส่งผลต่อการย่อยสลายในขั้นตอนของการสร้างกรดอินทรีย์ระเหยและขั้นตอนการสร้างกรดอะซิติก ทำให้ระบบทำงานอย่างไม่มีประสิทธิภาพ

ที่สภาวะความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนต่ำ



ที่สภาวะความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนสูง





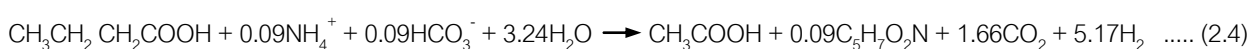
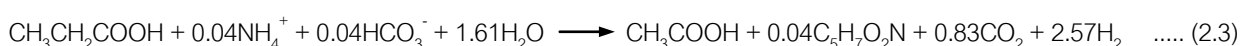
ภาพที่ 2.3 ปฏิกริยาการสร้างกรดไขมันระเหย
ภายใต้สภาวะที่ความดันพาร์เซียลของไฮโดรเจนมีค่าต่ำและสูง
(ที่มา : กรมควบคุมมลพิษ, 2542)

หมายเหตุ : EMP คือ Embden-Meyerhof Pathway HPr คือ กรดไพรไพโอนิก
PYR คือ กรดไพรูวิก HAc คือ กรดอะซิติก

3) ปฏิกริยาการสร้างกรดอะซิติก (Acetogenesis)

ปฏิกริยาการสร้างกรดอะซิติก คือ การย่อยสลายกรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่เกิดจากขั้นตอนของปฏิกริยาการสร้างกรดให้เป็นกรดอะซิติก คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจน โดยแบคทีเรียกลุ่มอะซิโตเจนิก (Acetogenic bacteria) หรือจุลินทรีย์สร้างกรดอะซิติก ซึ่งเป็นขั้นตอนที่มีความสำคัญต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน เนื่องจากสารอาหารสำหรับปฏิกริยาในขั้นตอนสุดท้ายซึ่งเป็นการสร้างมีเทนนั้นจะมีความจำเพาะเจาะจงสูง

โดยจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนจะสามารถใช้ได้เฉพาะก๊าซไฮโดรเจนและสารอาหารที่มีปริมาณคาร์บอนจำนวน 1-2 อะตอมเท่านั้น (ได้แก่ กรดอะซิติก กรดฟอร์มิก เมทานอล และเมธิลามีน) นอกจากนี้ปัจจัยสภาวะแวดล้อมในถังปฏิริยาต้องมีความเหมาะสมด้วย เช่น จุลินทรีย์สร้างกรดอะซิติกที่ผลิตไฮโดรเจน (Hydrogen Producing Acetogenic bacteria) จะต้องการสภาวะที่มีความดันพาร์เชียลต่ำกว่า 9×10^{-3} บรรยากาศสำหรับการย่อยสลายกรดโฟโฟอินิก และต่ำกว่า 2×10^{-3} บรรยากาศสำหรับการย่อยสลายกรดบิวทริก ดังสมการที่ 2.3 และ 2.4

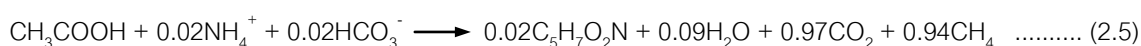


โดยจุลินทรีย์กลุ่มดังกล่าวจะช่วยไม่ให้เกิดการสะสมตัวของกรดโฟโฟอินิกและกรดบิวทริกในถังปฏิริยา ซึ่งจะมีผลทำให้ค่าพีเอชในระบบลดลงจนกระทั่งยับยั้งการทำงานของกลุ่มจุลินทรีย์สร้างมีเทน (Methanogens) ได้ อีกทั้งปฏิริยาการสร้างกรดอะซิติกนี้จะเกิดขึ้นได้เฉพาะในสภาวะที่ไฮโดรเจนมีความดันพาร์เชียลต่ำเท่านั้น เนื่องจากกรดอินทรีย์ระเหยไม่สามารถย่อยสลายกลายเป็นกรดอะซิติกภายใต้สภาวะที่ไฮโดรเจนมีความดันพาร์เชียลสูง

4) ปฏิริยาการสร้างมีเทน (Methanogenesis)

ปฏิริยาการสร้างมีเทน คือ การเปลี่ยนแปลงกรดอะซิติกและก๊าซไฮโดรเจนเป็นก๊าซมีเทนโดยจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน (Methanogen) ภายใต้สภาวะที่ไม่มีออกซิเจน สามารถเกิดขึ้นได้ผ่าน 2 กระบวนการ ดังนี้

4.1) กระบวนการที่ 1 จะเป็นการเปลี่ยนกรดอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนโดยจุลินทรีย์กลุ่มอะซิโตคลาสติกเมทาโนเจน (Acetoclastic methanogens) ได้แก่ *Methanosarcina* และ *Methanothrix* รวมเรียกว่า *Methanoseata* ซึ่งก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในขั้นตอนนี้คิดเป็นประมาณ 70% ของก๊าซมีเทนที่สามารถเกิดขึ้นได้ในระบบ



4.2) กระบวนการที่ 2 จะเกิดจากจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนจากก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen-utilizing methanogens) โดยใช้ไฮโดรเจนเป็นตัวให้อิเลคตรอน และมีคาร์บอนไดออกไซด์เป็นตัวรับอิเลคตรอน ดังสมการที่ 2.6



นอกจากนี้จุลินทรีย์ดังกล่าวยังสามารถใช้กรดฟอร์มิกเป็นสารอาหารเพียงอย่างเดียวได้ เนื่องจากกรดฟอร์มิกสามารถแตกตัวเป็นไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ได้ง่าย ดังสมการที่ 2.7

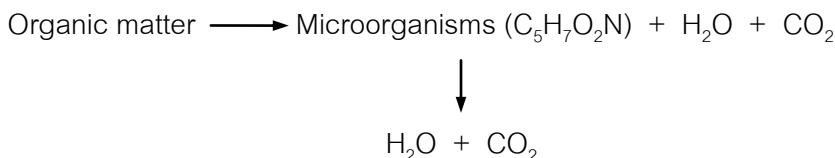


จุลินทรีย์สร้างมีเทนเป็นจุลินทรีย์กลุ่มอาร์เคียที่มีอัตราการเจริญเติบโตช้ามากและใช้สารอาหารที่มีโครงสร้างไม่ซับซ้อน คือ สารที่มีคาร์บอนเพียง 1 หรือ 2 อะตอมเท่านั้น เช่น เมทานอล กรดฟอร์มิก กรดอะซิติก รวมทั้งก๊าซไฮโดรเจน ส่วนกรดอินทรีย์ที่มีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอมขึ้นไป จุลินทรีย์สร้างมีเทนจะไม่สามารถใช้ได้ ดังนั้นจุลินทรีย์กลุ่มนี้จึงต้องอาศัยจุลินทรีย์ชนิดอื่นๆ ทำหน้าที่เปลี่ยนกรดอินทรีย์ต่างๆ ให้เป็นกรดอะซิติกหรือก๊าซไฮโดรเจนก่อน นอกจากนี้จุลินทรีย์สร้างมีเทนยังมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงสภาวะแวดล้อมมาก เช่น ไม่อาจทนหรือเจริญเติบโตได้เมื่อมีก๊าซออกซิเจนในปริมาณเพียงเล็กน้อยได้ เป็นต้น โดยพีเอชที่เหมาะสมสำหรับจุลินทรีย์กลุ่มนี้จะอยู่ระหว่าง 6.8-9.2 ดังนั้นจึงอาจกล่าวได้ว่าการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนจะขึ้นอยู่กับการทำงานของจุลินทรีย์ในขั้นตอนไฮโดรไลซิสและขั้นตอนการสร้างกรด

2.1.2 สมดุลมวลของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

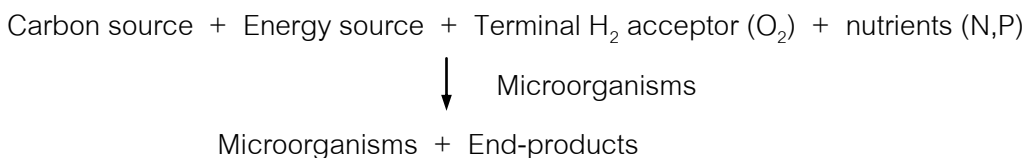
สมดุลมวล (Stoichiometry) เป็นระบบติดตามตัวทำปฏิกิริยาและผลผลิตที่เกิดจากปฏิกิริยาทางเคมี ซึ่งเมื่อนำมาประยุกต์กับปฏิกิริยาทางชีวเคมีสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ที่ใช้แหล่งคาร์บอนและพลังงานที่กำหนดให้ จะแสดงปริมาณของเซลล์ที่เกิดขึ้น ตัวรับไฮโดรเจนที่ใช้ และสารอาหารที่ต้องการได้ โดยในระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพนั้น ตัวทำปฏิกิริยาก็คือสารอาหารที่อาจเป็นได้ทั้งสารอินทรีย์ที่อยู่น้ำ สารอนินทรีย์ หรือแร่ธาตุที่มีปริมาณน้อย (trace elements) และก๊าซออกซิเจน โดยเมื่อเติมจุลินทรีย์ลงไปเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ก็จะได้ผลออกมาเป็นเซลล์จุลินทรีย์ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำ ดังแสดงในภาพที่ 2.4 สำหรับพลังงานที่ใช้ในการสังเคราะห์จุลินทรีย์ขึ้นมาใหม่นั้น จะได้มาจากปฏิกิริยาการออกซิเดชันของสารอาหารส่วนหนึ่ง

แล้วให้พลังงาน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำออกมา โดยเมื่อรู้ปริมาณของสารเหล่านี้ก็จะสามารถคำนวณหาสัมประสิทธิ์ต่างๆ ที่ต้องการในการเขียนสมการสมดุลมวลของปฏิกิริยาได้



ภาพที่ 2.4 สมการสมดุลมวลของปฏิกิริยาทางชีวเคมี

โดยทั่วไปแล้วสมการสมดุลมวลสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์อาจเขียนได้ดังแสดงในภาพที่ 2.5



ภาพที่ 2.5 สมการสมดุลมวลสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์

ในปฏิบัติการทางชีวเคมี การเขียนสมการเชิงปริมาณของจุลินทรีย์ที่สังเคราะห์แสงนั้นมีความซับซ้อนและมีใช้กันน้อยมาก ดังนั้นจึงพิจารณาเฉพาะจุลินทรีย์ที่ไม่สังเคราะห์แสง โดยปฏิกิริยาทั้งหมดของจุลินทรีย์ที่ไม่สังเคราะห์แสงจะประกอบด้วย 2 ส่วน คือ การสังเคราะห์เซลล์และการผลิตพลังงานแบบออกซิเดชัน-รีดักชัน ซึ่งเกี่ยวกับการถ่ายเทอิเล็กตรอนจากตัวให้ (โดยทั่วไป คือ สารอาหารที่ถูกออกซิไดซ์) ไปยังตัวรับอิเล็กตรอน

จากการศึกษาของ McCarty (1975) ได้ใช้แนวคิดครึ่งปฏิกิริยา (half reaction) ในการเขียนสมการเชิงปริมาณสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ โดยสมการครึ่งปฏิกิริยาที่ต้องการมี 3 สมการ คือ สมการสำหรับเซลล์ (R_c) สมการสำหรับตัวรับอิเล็กตรอน (electron acceptor; R_a) และสมการสำหรับตัวให้อิเล็กตรอน (electron donor; R_d) แสดงดังตารางที่ 2.1-2.3 โดยสมการทั้งหมดนี้จะเขียนอยู่ในรูปสมมูลอิเล็กตรอน (electron equivalent) ดังสมการที่ 2.8 และสมการที่ 2.9

$$R = R_d + f_e R_a + f_s R_c \quad \dots\dots\dots (2.8)$$

เมื่อ $R =$ สมการสมดุลมวลรวม ซึ่งเป็นผลบวกของสมการครึ่งปฏิกิริยา

$$f_e = \text{สัดส่วนของตัวให้อิเล็กตรอนที่ใช้ผลิตพลังงาน}$$

$$f_s = \text{สัดส่วนของตัวให้อิเล็กตรอนที่ใช้สังเคราะห์เซลล์}$$

$$\text{โดยที่} \quad f_e + f_s = 1.0 \quad \dots\dots\dots (2.9)$$

ตารางที่ 2.1 สมการครึ่งปฏิกิริยาสำหรับเซลล์ของกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ

Reaction number	Half reaction	ΔG° (w), ^b kJ per electron equivalent
1	Ammonia as nitrogen source : $(1/20)\text{NH}_4^+ + (1/5)\text{CO}_2 + (1/20)\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{e}^- = (1/20)\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N} + (9/20)\text{H}_2\text{O}$	
2	Nitrate as nitrogen source : $(1/28)\text{NO}_3^- + (5/28)\text{CO}_2 + (29/28)\text{H}^+ + \text{e}^- = (1/28)\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N} + (11/28)\text{H}_2\text{O}$	

(ที่มา : ดัดแปลงจาก Metcalf และ Eddy, 2004)

ตารางที่ 2.2 สมการครึ่งปฏิกิริยาสำหรับตัวรับอิเล็กตรอนของกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ

Reaction number	Half reaction	ΔG° (w), ^b kJ per electron equivalent
1	Nitrite : $(1/3)\text{NO}_2^- + (4/3)\text{H}^+ + \text{e}^- = (1/6)\text{N}_2 + (2/3)\text{H}_2\text{O}$	-93.23
2	Oxygen : $(1/4)\text{O}_2 + \text{H}^+ + \text{e}^- = (1/2)\text{H}_2\text{O}$	-78.14
3	Nitrate : $(1/5)\text{NO}_3^- + (6/5)\text{H}^+ + \text{e}^- = (1/10)\text{N}_2 + (3/5)\text{H}_2\text{O}$	-71.67
4	Sulfite : $(1/6)\text{SO}_3^{2-} + (5/4)\text{H}^+ + \text{e}^- = (1/12)\text{H}_2\text{S} + (1/12)\text{HS}^- + (1/2)\text{H}_2\text{O}$	13.60
5	Sulfate : $(1/8)\text{SO}_4^{2-} + (19/16)\text{H}^+ + \text{e}^- = (1/16)\text{H}_2\text{S} + (1/16)\text{HS}^- + (1/2)\text{H}_2\text{O}$	21.27
6	Carbon dioxide (methane fermentation) : $(1/8)\text{CO}_2 + \text{H}^+ + \text{e}^- = (1/8)\text{CH}_4 + (1/4)\text{H}_2\text{O}$	24.11

(ที่มา : ดัดแปลงจาก Metcalf และ Eddy, 2004)

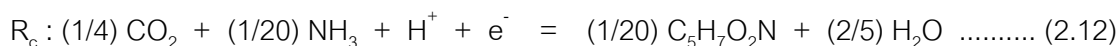
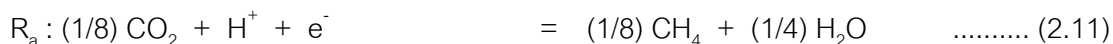
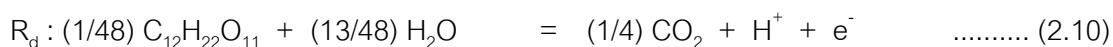
ตารางที่ 2.3 สมการครึ่งปฏิกิริยาสำหรับตัวให้อิเล็กตรอนของกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ

Reaction number	Half reaction	$\Delta G^\circ (w)^b$ kJ per electron equivalent
Organic donors (heterotrophic reactions)		
1	Domestic wastewater : $(1/50)C_{10}H_{19}O_3N + (9/25)H_2O = (9/50)CO_2 + (1/50)NH_4^+ + (1/50)HCO_3^- + H^+ + e^-$	-31.80
2	Protein : $(1/66)C_{16}H_{24}O_5N_4 + (27/66)H_2O = (8/33)CO_2 + (2/33)NH_4^+ + (31/33)H^+ + e^-$	-32.22
3	Formate : $(1/2)HCOO^- + (1/2)H_2O = (1/2)HCO_3^- + H^+ + e^-$	-48.07
4	Glucose : $(1/24)C_6H_{12}O_6 + (1/4)H_2O = (1/4)CO_2 + H^+ + e^-$	-41.96
5	Carbohydrate : $(1/4)CH_2O + (1/4)H_2O = (1/4)CO_2 + H^+ + e^-$	-41.84
6	Methanol : $(1/6)CH_3OH + (1/6)H_2O = (1/6)CO_2 + H^+ + e^-$	-37.51
7	Pyruvate : $(1/10)CH_3COCOO^- + (2/5)H_2O = (1/5)CO_2 + (1/10)HCO_3^- + H^+ + e^-$	-35.78
8	Ethanol : $(1/12)CH_3CH_2OH + (1/4)H_2O = (1/6)CO_2 + H^+ + e^-$	-31.79
9	Propionate : $(1/14)CH_3CH_2COO^- + (5/14)H_2O = (1/7)CO_2 + (1/14)HCO_3^- + H^+ + e^-$	-27.91
10	Acetate : $(1/8)CH_3COO^- + (3/8)H_2O = (1/8)CO_2 + (1/8)HCO_3^- + H^+ + e^-$	-27.68
11	Grease : $(1/46)C_8H_{16}O + (15/46)H_2O = (4/23)CO_2 + H^+ + e^-$	-27.61

(ที่มา : ดัดแปลงจาก Metcalf และ Eddy, 2004)

ในงานวิจัยนี้มีน้ำตาลทราย ($C_{12}H_{22}O_{11}$) เป็นตัวให้อิเล็กตรอนและคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) เป็นตัวรับอิเล็กตรอน โดยสามารถคำนวณสมการสมดุลมวลรวมได้ ดังนี้

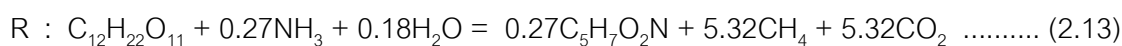
$$\text{Yield (Y)} = 0.08 \text{ g VSS/g COD (Metcalf และ Eddy, 2004)}$$



$$f_s = 1.42Y = 1.42 \times 0.08 = 0.1136$$

จากสมการที่ 2.9 จะได้ $f_e = 1 - f_s = 1 - 0.1136 = 0.8864$

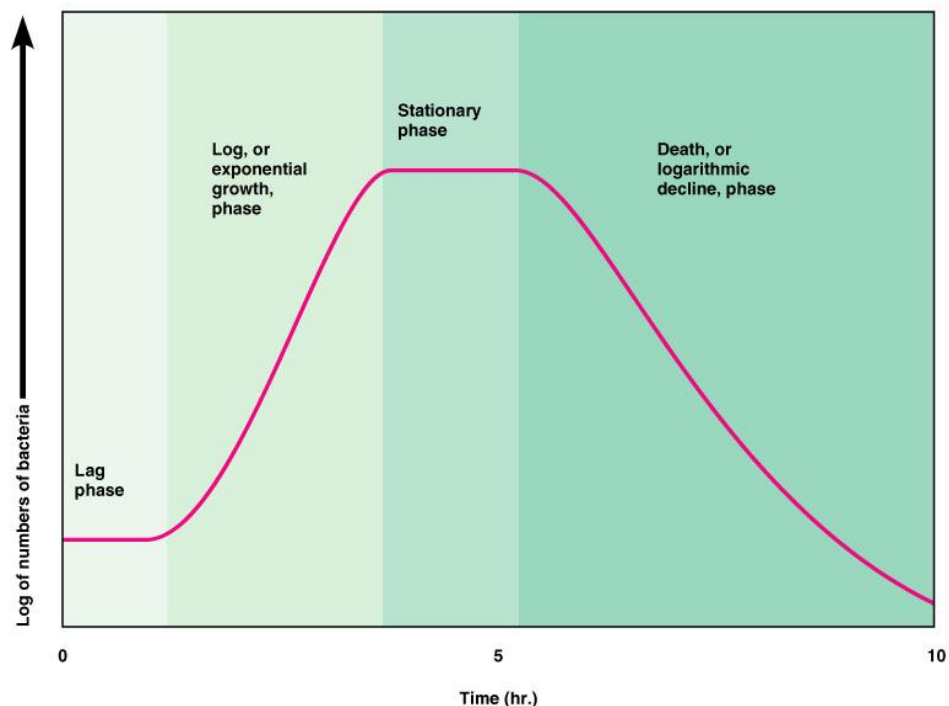
หลังจากนั้นแทนค่า f_e และ f_s ลงในสมการที่ 2.8 จะได้สมการสมดุลมวลรวม คือ



โดยสมการสมดุลมวลรวมที่คำนวณได้สามารถนำไปใช้หาปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นภายในถังปฏิกรณ์ หรือคำนวณหาปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นตามทฤษฎี แล้วนำมาเปรียบเทียบกับปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจริงภายในถังปฏิกรณ์ได้

2.1.3 จลนพลศาสตร์ของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนนั้น จุลินทรีย์จะใช้สารอินทรีย์เป็นอาหารและมีการใช้ออกซิเจนในรูปละลายน้ำ เพื่อการเจริญเติบโต และเพิ่มปริมาณของจุลินทรีย์ในน้ำเสีย โดยลักษณะรูปกราฟอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์นั้น ส่วนใหญ่แล้วจะมีรูปแบบดังแสดงในภาพที่ 2.6 ซึ่งเรียกว่า กราฟการเจริญเติบโต (Growth Curve) สามารถแบ่งได้เป็น 4 ระยะ ดังนี้



ภาพที่ 2.6 กราฟแสดงการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์

(ที่มา : <http://microvet.arizona.edu/Courses/MIC205/Exams/05Exams/05Ex2key.htm> (ออนไลน์), 2005)

1) ระยะเวลาปรับตัว (Lag Phase) เป็นช่วงที่จุลินทรีย์กำลังปรับตัวให้เข้ากับสิ่งแวดล้อมใหม่และสร้างความคุ้นเคยกับสารอินทรีย์ในน้ำเสีย จึงไม่มีการเปลี่ยนแปลงทั้งจำนวนจุลินทรีย์และความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสีย มีแต่เพียงการเพิ่มขึ้นของขนาดและมวลเซลล์จุลินทรีย์เท่านั้น โดยระยะนี้จะใช้เวลาสั้นหรือยาวขึ้นกับชนิดของจุลินทรีย์และสภาพแวดล้อมนั้นๆ เช่น หากน้ำเสียมีองค์ประกอบของสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากรวมทั้งมีสารพิษอยู่มาก ช่วงระยะเวลาปรับตัวจะยาวนานมาก เพราะจุลินทรีย์ต้องการเวลาในการสร้างเอนไซม์ย่อยสลายสารเหล่านั้นเป็นต้น นอกจากนี้ระยะนี้ยังเป็นระยะเวลาของการคัดเลือกชนิดของจุลินทรีย์ให้เหมาะสมกับน้ำเสียอีกด้วย กล่าวคือ สารอินทรีย์ที่ปนเปื้อนในน้ำเสียรวมทั้งสภาพแวดล้อมต่างๆ ของน้ำเสียจะเป็นตัวคัดเลือกจุลินทรีย์ในระบบ โดยการกระตุ้นเฉพาะจุลินทรีย์ที่สามารถเจริญเติบโตในสภาวะนั้นให้เติบโตได้ สำหรับการเริ่มต้นระบบบำบัดน้ำเสีย (Start up) จะปรากฏช่วง Lag Phase ขึ้นเป็นส่วนใหญ่

2) ระยะเวลาเพิ่มจำนวน (Log Phase หรือ Exponential Phase) เป็นช่วงที่จุลินทรีย์ในระบบเริ่มคุ้นเคยกับสารอินทรีย์ในน้ำเสียแล้วจึงเพิ่มจำนวนสูงขึ้นอย่างรวดเร็ว (การเพิ่มขึ้นของจำนวนจุลินทรีย์จะแปรผันตรงกับอัตราการลดลงของสารอินทรีย์ในน้ำเสีย) โดยอัตราการแบ่งตัว

จะคงที่ อีกทั้งกิจกรรมของเมตาบอริซึมในระยาะนี้ก็จะเกิดขึ้นอย่างสม่ำเสมอ ระยะเวลาที่ถึงถือว่าเป็นสภาวะคงตัว (Steady State) ของเซลล์ ซึ่งแสดงให้เห็นได้จากพารามิเตอร์ต่างๆ เช่น ดีเอ็นเออาร์เอ็นเอ โปรตีนในเซลล์ และความหนาแน่นของเซลล์มีค่าคงที่ ซึ่งในระยะเวลานี้จะใช้เวลาสั้นหรือยาวขึ้นกับความหนาแน่นของจุลินทรีย์และสภาพแวดล้อม โดยเฉพาะสารพิษที่เกิดขึ้นในระบบ

3) ระยะเวลาพักการเติบโต (Stationary Phase) เป็นช่วงที่อัตราการเจริญเติบโตหรือการแบ่งเซลล์ของจุลินทรีย์ลดลง เนื่องจากสารอาหารลดลงจนเกือบหมด และสารพิษถูกปลดปล่อยออกจากเซลล์ของจุลินทรีย์มากขึ้น โดยในระยะเวลาที่จำนวนเซลล์ของจุลินทรีย์จะมีปริมาณสูงสุดและคงที่ในช่วงเวลาหนึ่งเท่านั้น เพราะอัตราการเกิดและอัตราการตายสมดุลกัน

4) ระยะเวลาลดการเติบโต (Declining Growth หรือ Death Phase หรือ Retardation Phase) เป็นช่วงสุดท้ายของการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ เนื่องจากสารอินทรีย์ถูกย่อยสลายจนเกือบหมด ทำให้สภาวะภายในถังปฏิกรณ์กลายเป็นสภาวะที่ขาดแคลนอาหาร จุลินทรีย์บางส่วนตายลงและเกิดการย่อยสลายตัวเอง (Autodigestion) โดยสารอินทรีย์ที่เกิดจากการตายของจุลินทรีย์ก็จะเป็นอาหารสำหรับจุลินทรีย์ตัวอื่นๆ ที่มีชีวิตอยู่ต่อไป ถึงแม้ว่าระยะเวลาจะเป็นระยะที่มีประสิทธิภาพในการบำบัดสูงสุดก็ตาม แต่ผู้ออกแบบก็มักจะไม่นิยมออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียโดยควบคุมจุลินทรีย์ในระบบให้อยู่ในช่วงนี้ เนื่องจากขนาดของถังปฏิกรณ์จะต้องมีขนาดใหญ่มาก เพราะต้องควบคุมให้น้ำเสียถูกกักเก็บในถังปฏิกรณ์เป็นเวลานาน ซึ่งจะนานกว่าการควบคุมระบบบำบัดน้ำเสียให้จุลินทรีย์เจริญเติบโตในระยะเวลาอื่นๆ (กรมควบคุมมลพิษ, 2542)

สำหรับการย่อยสลายสารอินทรีย์ (สับสเตรท) เพื่อใช้ในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนนั้น จุลินทรีย์ (แบคทีเรีย) จะเกิดการแบ่งตัวแบบไบนารีฟิชชัน (Binary fission) ในรูป 2^n อัตราการเจริญเติบโตจึงเป็นปฏิริยาอันดับหนึ่ง ดังสมการที่ 2.14

$$r_{Gxv} = \mu X_v \quad \dots\dots\dots (2.14)$$

เมื่อ r_{Gxv} = อัตราการเพิ่มจำนวนของเซลล์แบคทีเรียที่มีชีวิต (mg/L-hr)

X_v = ความเข้มข้นของเซลล์แบคทีเรียที่มีชีวิต (mg/L)

μ = อัตราจำเพาะของการเติบโต (Specific Growth Rate) (hr^{-1})

ยี่ลด์ (Yield) หมายถึง ผลผลิตมวลชีวภาพของจุลินทรีย์ที่เกิดขึ้นจากการบริโภค สับสเตรทต่อ 1 หน่วยของสับสเตรทที่ถูกใช้ไป โดยยี่ลด์มี 2 ชนิด คือ ยี่ลด์ปรากฏ (Apparent Yield; Y) และยี่ลด์แท้ (True Growth Yield; Y_g) ซึ่งเป็นยี่ลด์ที่ได้จากการเจริญเติบโตโดยไม่ต้อง แบ่งสับสเตรทให้กับการสร้างพลังงาน โดยค่ายี่ลด์ที่ได้จากการย่อยสลายสารอินทรีย์ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนนั้น จะมีค่าแตกต่างกันไปตามชนิดของสารอินทรีย์ที่จุลินทรีย์ ย่อยสลาย เช่น คาร์โบไฮเดรตให้พลังงานมากกว่าโปรตีน จุลินทรีย์จึงสามารถนำมาสร้างเซลล์ได้ มากกว่า ซึ่งสังเกตได้จากค่า Y_g ที่สูงกว่าตารางที่ 2.4 โดยค่า Y_g สามารถเขียนได้ดังสมการที่ 2.15

ตารางที่ 2.4 ค่ายี่ลด์ที่ได้จากการย่อยสลายสารอินทรีย์ต่างๆ ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบ ไร้ออกซิเจน

ชนิดของสารอาหาร	Y_g (ก.เซลล์/ก.ซีโอดีที่ถูกกำจัด)
คาร์โบไฮเดรต	0.35
โปรตีน	0.20
อะซีเตต	0.032
โพรวไฟโอเนต	0.037
บิวไทเรต	0.058
ไฮโดรเจน	0.030
ไขมัน	0.038

(ที่มา : Grady และคณะ, 1980)

$$Y_g = r_{Gxv} / r_s \quad \dots\dots\dots (2.15)$$

เมื่อ r_s = อัตราการบริโภคสับสเตรต (mg/L-hr)

และเมื่อรวมสมการที่ 2.14 และสมการที่ 2.15 เข้าด้วยกัน โดยให้ $q = \mu / Y_g$ จะ ได้สมการลำดับหนึ่งดังสมการที่ 2.16

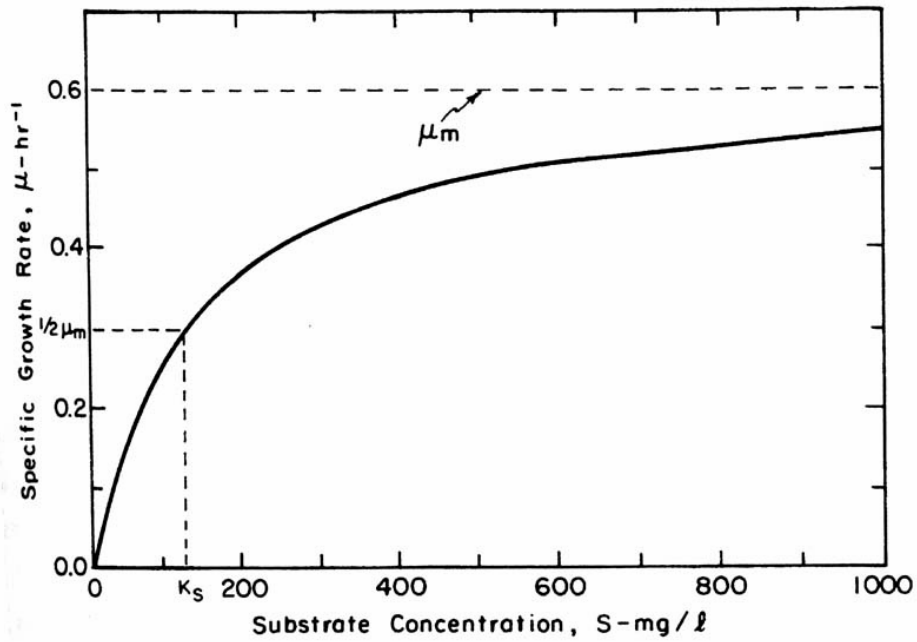
$$r_s = qX_v \quad \dots\dots\dots (2.16)$$

เมื่อ q = อัตราจำเพาะในการกำจัดสับสเตรต (Specific Rate of Substrate Removal)

สมการ Monod เป็นสมการที่เกิดจากการทดลองศึกษาเกี่ยวกับพฤติกรรมของจุลินทรีย์ที่เจริญเติบโตในขวดเพาะเชื้อ ซึ่งจากผลการทดลองพบว่าอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์จะเพิ่มขึ้นตามความเข้มข้นของสับสเตรตจนถึงระดับหนึ่งจะเริ่มช้าลงและไม่เพิ่มขึ้นอีก (เพิ่มขึ้นแต่ด้วยอัตราน้อยมาก) Monod จึงสร้างความสัมพันธ์ระหว่างสับสเตรต (S) กับอัตราจำเพาะการเจริญเติบโต (μ) ขึ้นมาเป็นสมการ Monod ดังสมการที่ 2.17

$$\mu = \mu_m S / (K_s + S) \quad \dots\dots\dots (2.17)$$

เมื่อ μ_m = อัตราจำเพาะสูงสุดในการเจริญเติบโต (hr^{-1})
 K_s = ค่าคงที่ซึ่งมีค่าเท่ากับความเข้มข้นของสับสเตรต ณ ค่าครึ่งหนึ่งของอัตราจำเพาะสูงสุดในการเจริญเติบโต



ภาพที่ 2.7 ตัวอย่างกราฟสมการ Monod ของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน (ที่มา : กรมควบคุมมลพิษ, 2542)

โดยค่า μ_m และ K_s ที่ได้จากสมการ Monod สามารถนำไปประยุกต์ใช้ในการออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียต่อไปได้

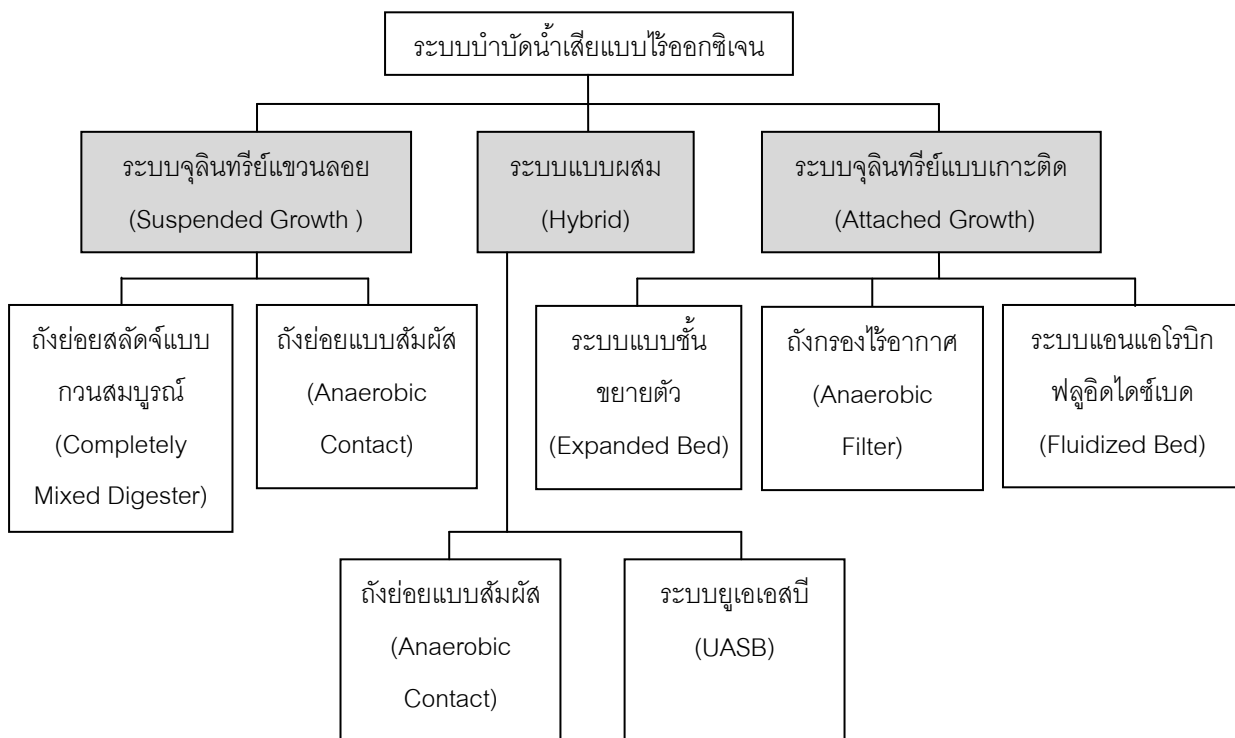
ตารางที่ 2.5 ค่าจลนพลศาสตร์ของกระบวนการบำบัดแบบไร้ออกซิเจนในการบำบัดชีโอดีละลายน้ำ

ค่าสัมประสิทธิ์	หน่วย	มีค่าเท่ากับ (ที่ 20°C)	
		ช่วงค่า	ค่าปกติ
Y			
การหมัก	กรัมวีเอสเอส/กรัมชีโอดี	0.06 - 0.12	0.10
การสร้างมีเทน	กรัมวีเอสเอส/กรัมชีโอดี	0.02 - 0.06	0.04
กระบวนการรวม	กรัมวีเอสเอส/กรัมชีโอดี	0.05 - 1.0	0.08
k_d			
การหมัก	กรัม/กรัม-วัน	0.02 - 0.06	0.04
การสร้างมีเทน	กรัม/กรัม-วัน	0.01 - 0.04	0.02
กระบวนการรวม	กรัม/กรัม-วัน	0.02 - 0.04	0.03
μ_m			
35°C	กรัม/กรัม-วัน	0.30 - 0.38	0.35
30°C	กรัม/กรัม-วัน	0.22 - 0.28	0.25
25°C	กรัม/กรัม-วัน	0.18 - 0.24	0.20
K_s			
35°C	มก./ล.	60 - 200	160
30°C	มก./ล.	300 - 500	360
25°C	มก./ล.	800 - 1100	900
ก๊าซมีเทน			
การผลิตก๊าซที่ 35°C	ลบ.ม./กก.ชีโอดี	0.4	0.4
ความหนาแน่นที่ 35°C	กก./ลบ.ม.	0.6346	0.6346
องค์ประกอบของมีเทน	เปอร์เซ็นต์	60 - 70	65
ค่าพลังงาน	กิโลจูล/กรัม	50.1	50.1

(ที่มา : Metcalf และ Eddy, 2004)

2.1.4 รูปแบบของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ระบบใหญ่ๆ ตามลักษณะการดำรงอยู่ของจุลินทรีย์ในระบบ ดังแสดงในภาพที่ 2.8 ได้แก่



ภาพที่ 2.8 รูปแบบต่างๆ ของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

(ที่มา : กรมควบคุมมลพิษ, 2542)

1) ระบบจุลินทรีย์แขวนลอย (Suspended Growth) เป็นรูปแบบที่มีจุลินทรีย์แขวนลอยปะปนอยู่ในน้ำเสีย โดยในการเดินระบบจะมีการกวนให้จุลินทรีย์ผสมและสัมผัสกับน้ำเสียในถังปฏิกรณ์ตลอดเวลา ระบบนี้จำเป็นต้องมีถังตกตะกอนเพื่อทำการแยกเซลล์จุลินทรีย์ที่แขวนลอยอยู่ออกจากน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัด โดยจุลินทรีย์ตัวกลางสามารถหมุนเวียนกลับเข้าสู่ถังปฏิกรณ์อีกครั้งหนึ่ง

2) ระบบจุลินทรีย์แบบเกาะติด (Attached Growth) เป็นรูปแบบที่จุลินทรีย์ในระบบเจริญโดยเกาะติดกับตัวกลางในลักษณะของการสร้างเมือกบางๆ เรียกว่า ไบโอฟิล์ม (Biofilm) ซึ่งการที่จุลินทรีย์เกาะติดอยู่กับตัวกลางนั้นมีข้อดี คือ ช่วยให้จุลินทรีย์คงอยู่ในระบบ ไม่หลุดออกไปกับน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดแล้ว

3) ระบบแบบผสม (Hybrid) เป็นรูปแบบที่ประยุกต์เอาข้อดีและลดข้อเสียของระบบ จุลินทรีย์แขวนลอยและระบบการเจริญแบบเกาะติดมาใช้

ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบพารามิเตอร์ต่างๆ ในการเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบ ไร้ออกซิเจนทั้ง 3 รูปแบบ จะได้ข้อมูลดังตารางที่ 2.6

ตารางที่ 2.6 เปรียบเทียบพารามิเตอร์ต่างๆ ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนทั้ง 3 ระบบ

ข้อพิจารณา	ระบบจุลินทรีย์แขวนลอย	ระบบจุลินทรีย์แบบเกาะติด	ระบบแบบผสม
ความเข้มข้นของจุลินทรีย์ในระบบ	ต่ำ	สูง	สูง
อายุสัปดาห์ (SRT)	ต่ำ	สูง	สูง
การใช้น้ำบำบัดน้ำเสียเมื่อมีอนุภาคของแข็ง	เหมาะสม	กำจัดอนุภาคของแข็งได้บ้าง	กำจัดอนุภาคของแข็งได้บ้าง
การใช้น้ำบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นสูง	เหมาะสม	ไม่เหมาะสม	ไม่เหมาะสม
การใช้น้ำบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นต่ำ	ไม่เหมาะสม	เหมาะสม	เหมาะสม
ประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสีย	จำกัด	สูง	สูง
ความทนต่อสารพิษและการเปลี่ยนแปลงสภาวะการทำงาน	มีข้อจำกัดเนื่องจากอายุตะกอนต่ำ	มีอายุสัปดาห์สูงจึงมีเสถียรภาพดี	มีอายุสัปดาห์สูงจึงมีเสถียรภาพดี
สภาพทางจุลชีววิทยาในถังปฏิกรณ์	ใช้เครื่องกวน	ใช้วิธีหมุนเวียนน้ำหรือใช้ก๊าซชีวภาพเป่า	ใช้วิธีหมุนเวียนน้ำหรือใช้ก๊าซชีวภาพเป่า
การใช้พลังงาน	ต่ำที่สุด	สูง ถ้ามีการหมุนเวียนน้ำ	สูง ถ้าเป็นแบบ Fluidized

(ที่มา: แชน.อี. 68 คอนซัลติง เอ็นจิเนียรส์, 2546)

2.1.5 ปัจจัยที่มีผลต่อระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

ปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อการย่อยสลายในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน มีดังนี้

1) อุณหภูมิ

อุณหภูมิเป็นปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน เนื่องจากจุลินทรีย์สร้างมีเทนเป็นจุลินทรีย์ที่ไวต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิมาก ดังนั้นจึงต้อง

ระมัดระวังในเรื่องการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในระหว่างการเดินระบบ โดยอุณหภูมิของน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบควรมีความผันแปรไม่เกินร้อยละ 5 (สุเมธ ชวเดช, 2529) สำหรับอัตราการย่อยสลายของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนในช่วงเมโซฟิลิก (Mesophilic range) จะมีค่าอยู่ในช่วง 20-40°C และช่วงเทอโมฟิลิก (Thermophilic range) จะมีค่าอยู่ในช่วง 45-70°C (IWA Task Group, 2002) ซึ่งในการบำบัดน้ำเสียโดยทั่วไปจะใช้เพียงช่วงเมโซฟิลิกเท่านั้น โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมจะอยู่ในช่วงประมาณ 35°C (Henze และ Harremoos, 1983)

2) พีเอชในถังปฏิกรณ์

ความเป็นกรด-ด่าง หรือค่าพีเอชเป็นอีกปัจจัยหนึ่งที่มีความสำคัญต่อการย่อยสลายของจุลินทรีย์ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน โดยเฉพาะอย่างยิ่งจุลินทรีย์สร้างมีเทนจะเจริญเติบโตได้ดีในสภาวะที่ค่าพีเอชค่อนข้างเป็นกลางไปจนถึงค่อนข้างเป็นด่าง หากค่าพีเอชต่ำกว่า 5 จะส่งผลต่อจุลินทรีย์สร้างมีเทนอย่างรุนแรง ส่วนจุลินทรีย์สร้างกรดจะเจริญเติบโตได้ดีในสภาวะที่น้ำเสียมีค่าพีเอชค่อนข้างเป็นกรด และสามารถทนต่อสภาวะความเป็นกรด-ด่างได้ถึง 4.5 ดังนั้นในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจะต้องมีการควบคุมค่าพีเอชเพื่อให้จุลินทรีย์ทั้ง 2 กลุ่มเจริญเติบโตได้ดี โดยค่าพีเอชที่เหมาะสมควรอยู่ในช่วง 6.5-8.2 (Speece, 1996) ซึ่งถ้าค่าพีเอชมีค่าสูงกว่าหรือต่ำกว่าช่วงที่เหมาะสม การเจริญของจุลินทรีย์สร้างมีเทนจะถูกยับยั้ง ทำให้กระบวนการย่อยสลายทั้งระบบล้มเหลวได้ ดังนั้นเพื่อเป็นการควบคุมพีเอชอาจจะต้องมีการเติมสารเคมี เช่น ปูนขาวหรือโซดาไฟหรือโซเดียมคาร์บอเนตลงไปในระหว่างการเดินระบบด้วย

3) สภาพด่าง (Alkalinity)

สภาพด่าง (Alkalinity) ของน้ำเป็นการวัดความสามารถของน้ำในการสะเทินกรด ซึ่งถ้าน้ำมีสภาพด่างสูงแสดงว่ามีอำนาจในการทำให้กรดเป็นกลางมาก แต่ถ้าน้ำมีสภาพด่างต่ำแสดงว่ามีอำนาจในการทำให้กรดเป็นกลางน้อย สำหรับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน เมื่อน้ำเสียเข้าสู่ระบบ สารอินทรีย์ในน้ำเสียจะถูกเปลี่ยนไปเป็นกรดอินทรีย์ ซึ่งจะมีผลทำให้ค่าพีเอชในน้ำเสียลดลง ส่งผลต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในระบบ ทั้งกลุ่มสร้างกรดและสร้างมีเทน ดังนั้นจึงจำเป็นที่จะต้องเติมสภาพด่าง เพื่อเป็นบัฟเฟอร์ให้กับระบบและรักษาค่าพีเอชให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์ โดยค่าของสภาพด่างที่เหมาะสมกับน้ำเสียในถังปฏิกรณ์ควรอยู่ในช่วง 3,000-5,000 มก./ล. ในเทอมของแคลเซียมคาร์บอเนต (Metcalf และ Eddy, 2004) นอกจากนี้ยังพิจารณาความเหมาะสมของกำลังบัฟเฟอร์ในระบบได้จากอัตราส่วน

ของกรดอินทรีย์ระเหยต่อสภาพต่าง โดยถ้าค่าน้อยกว่า 0.4 แสดงว่ามีกำลังบัฟเฟอร์สูง ระบบจะสามารถทำงานได้ดี แต่ถ้าค่ามากกว่า 0.8 แสดงว่ามีกำลังบัฟเฟอร์ต่ำ ประสิทธิภาพของระบบจะลดลง และหากไม่รีบแก้ไขอาจทำให้ระบบล้มเหลวได้

4) กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid, VFA)

เนื่องจากกรดอินทรีย์เป็นสารตั้งต้นที่สำคัญในการผลิตก๊าซมีเทนของจุลินทรีย์สร้างมีเทน ดังนั้นอัตราการเจริญเติบโตของทั้งจุลินทรีย์สร้างกรดและจุลินทรีย์สร้างมีเทนจะต้องมีความสัมพันธ์กัน กล่าวคือ หากปริมาณกรดอินทรีย์ที่สร้างขึ้นโดยจุลินทรีย์สร้างกรดเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว จนจุลินทรีย์สร้างมีเทนไม่สามารถนำไปใช้ได้ทัน จะส่งผลให้เกิดการสะสมของกรดอินทรีย์ในน้ำเสียมากขึ้น ทำให้ค่าพีเอชลดลง ซึ่งจะส่งผลกระทบต่ออัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ทั้ง 2 กลุ่มให้ลดลง จนในที่สุดอาจทำให้ระบบล้มเหลวได้ โดย Speece (1996) แนะนำว่าค่าความเข้มข้นของกรดอินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนควรอยู่ในช่วง 100-300 มก./ล. ในเทอมของกรดอะซิติก

5) สารพิษ

หากในน้ำเสียที่จะนำมาบำบัดด้วยกระบวนการทางชีวภาพ ไม่ว่าจะ เป็นกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจนหรือไร้ออกซิเจน มีองค์ประกอบของสารที่เป็นอันตรายต่อจุลินทรีย์ที่สำคัญในกระบวนการบำบัดน้ำเสียจะส่งผลกระทบต่อโดยตรงต่อการทำงานของระบบ เนื่องจากสารพิษจะไปยับยั้งการเจริญเติบโตและกระบวนการทำงานของจุลินทรีย์ ทำให้ระบบล้มเหลว โดยความรุนแรงของสารพิษจะขึ้นอยู่กับชนิดและความเข้มข้นของสารพิษนั้นๆ ดังแสดงในตารางที่ 2.7 ซึ่งสารพิษบางชนิดอาจมีการสะสมในถังปฏิกรณ์ และถ้ามีปริมาณมากพอก็อาจส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียได้ โดยจะต้องทำการกำจัดออกไปเป็นระยะๆ

ตารางที่ 2.7 ระดับความเข้มข้นของสารพิษชนิดต่างๆ ที่มีผลต่อจุลินทรีย์ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ

สารพิษ	ความเข้มข้นสูงสุดที่จะไม่ เป็นอันตรายต่อจุลินทรีย์ (มก./ล.)	สารพิษ	ความเข้มข้นสูงสุดที่จะไม่ เป็นอันตรายต่อจุลินทรีย์ (มก./ล.)
Cu	1.0	Na ⁺	3,500
Zn	5.0	K ⁺	2,500
Cr ⁶⁺	5.0	Ca ²⁺	2,500
Cl ⁻	15,000	Mg ²⁺	1,000
Cr ³⁺	2,000	Averylonitrite	5.0
Total Chromium	5.0	Benzene	50
Ni	2.0	CCl ₄	10
Cd	0.02	Chloroform	0.1
S ²⁻	100	Pentachlorophenol	0.4
SO ₄ ²⁻	500	Cyanide	1.0
NH ₃	1,500		

(ที่มา : สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549)

โดยสารที่มีความเป็นพิษต่อกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน มีดังนี้

5.1) พิษของไอออนบวกและโลหะหนัก ไอออนบวกที่เป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน ได้แก่ โซเดียม (Na⁺) โพแทสเซียม (K⁺) แมกนีเซียม (Mg²⁺) และแคลเซียม (Ca²⁺) ซึ่งถ้าธาตุอาหารเหล่านี้มีอยู่ในระดับความเข้มข้นที่เหมาะสมก็จะมีประโยชน์ต่อจุลินทรีย์ แต่ถ้ามีมากเกินไปจะเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ได้ โดยไอออนบวกที่มีวาเลนซ์สูงจะมีความเป็นพิษมากกว่าไอออนบวกที่มีวาเลนซ์ต่ำ ดังแสดงในตารางที่ 2.8 ซึ่งไอออนบางชนิดสามารถลดความเป็นพิษลงได้เมื่ออยู่ร่วมกับธาตุอื่นๆ และในทางกลับกันก็สามารถเพิ่มความเป็นพิษเมื่ออยู่ร่วมกับไอออนชนิดอื่นได้เช่นเดียวกัน

ตารางที่ 2.8 ระดับความเข้มข้นของไอออนบวกที่มีผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์

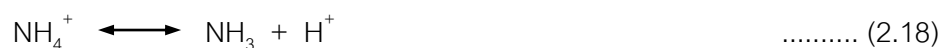
ชนิดของไอออนบวก	ความเข้มข้น (มก./ล.)		
	กระตุ้น	ยับยั้งปานกลาง	ยับยั้งมาก
Na ⁺	100 - 200	3,500 - 5,500	8,000
K ⁺	200 - 400	2,500 - 4,500	12,000
Ca ²⁺	100 - 200	2,500 - 4,500	8,000
Mg ²⁺	75 - 150	1,000 - 1,500	3,000

(ที่มา : McCarty, 1964 อ้างถึงใน พัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกูล, 2553)

นอกจากนี้โลหะหนักยังมีผลต่อกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน โดย Cu²⁺ จะมีผลต่อระบบมากที่สุด ซึ่งความเป็นพิษของโลหะหนักสามารถลดลงได้ถ้าน้ำเสียมีปริมาณของซัลไฟด์พอเหมาะ เนื่องจากซัลไฟด์สามารถรวมตัวกับโลหะหนักได้เป็นเกลือของโลหะหนักที่ไม่ละลายน้ำ แต่อย่างไรก็ตามโลหะหนักบางชนิดก็ยังคงมีความจำเป็นต่อจุลินทรีย์ ถึงแม้จะต้องการในปริมาณเพียงเล็กน้อยก็ตาม

5.2) พิษของกรดอินทรีย์ระเหย ในกรณีที่ระบบมีกรดอินทรีย์มากเกินไป เช่น ในสภาวะที่มีสารอินทรีย์เข้าสู่ระบบมาก จุลินทรีย์สร้างกรดก็จะสร้างกรดอินทรีย์ออกมามาก และถ้าระบบมีกำลังของบัฟเฟอร์ไม่เพียงพอ ก็จะทำให้ค่าพีเอชของระบบลดลง ซึ่งจะส่งผลเสียต่อประสิทธิภาพการทำงานของจุลินทรีย์สร้างมีเทนได้

5.3) พิษของแอมโมเนีย แอมโมเนียในระบบบำบัดน้ำเสียเกิดจากการย่อยสลายโปรตีน โดยไนโตรเจนที่ปล่อยออกมาจะอยู่ใน 2 รูป คือ แอมโมเนียมไอออน (NH₄⁺) และแอมโมเนีย (NH₃) ดังสมการที่ 2.18



ปริมาณของแอมโมเนียทั้ง 2 รูปที่มีอยู่ในระบบจะขึ้นอยู่กับค่าพีเอช กล่าวคือ ที่ค่าพีเอชประมาณ 7 จะมีแอมโมเนียประมาณร้อยละ 1 ของแอมโมเนียทั้งหมด และจะมีแอมโมเนียมไอออนประมาณร้อยละ 99 แต่ถ้ระบบมีค่าพีเอชสูงขึ้น ปริมาณแอมโมเนียจะมากกว่าแอมโมเนียมไอออน ซึ่งตามปกติแล้วแอมโมเนียจะมีความเป็นพิษมากกว่าในรูปไอออน โดยถ้ระบบมีความเข้มข้นของแอมโมเนียมากกว่า 150 มก./ล. จะเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ ในขณะที่จุลินทรีย์จะสามารถทนความเข้มข้นของแอมโมเนียมไอออนได้ถึง 3,000 มก./ล. ดังนั้นจึงควร

รักษาค่าพีเอชของระบบบำบัดน้ำเสียให้มีค่าประมาณ 7 หรือต่ำกว่า ซึ่งจะทำให้แอมโมเนียทั้งหมดอยู่ในรูปไอออน ซึ่งมีความเป็นพิษต่อจุลินทรีย์น้อยกว่า

6) ผลของก๊าซไฮโดรเจน

ในขั้นตอนต่างๆ ของการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียโดยกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจะมีการผลิตก๊าซไฮโดรเจนตลอดเวลา ซึ่งเกิดจากปฏิกิริยาการปลดปล่อย H^+ ของ NADH ดังสมการที่ 2.19

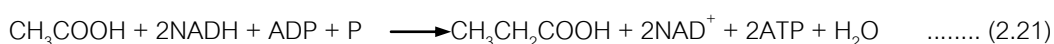


โดยผลจากปฏิกิริยานี้ จะทำให้เกิด NAD^+ ซึ่งเป็นตัวรับอิเล็กตรอนในปฏิกิริยารีดอกซ์ ดังสมการที่ 2.20



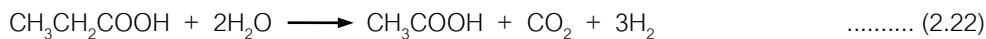
ซึ่งถ้าการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียโดยกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนจากก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen-utilizing methanogens) จะใช้ไฮโดรเจนในการผลิตมีเทน ทำให้ไม่เกิดการสะสมตัวของไฮโดรเจนในระบบ ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนจึงมีค่าต่ำตลอดเวลา แต่ถ้าระบบไม่มีประสิทธิภาพ จะเกิดการสะสมตัวของไฮโดรเจนขึ้นในระบบ และเมื่อถึงจุดอิ่มตัวจะทำให้ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าสูง ซึ่งจะส่งผลต่อการย่อยสลายในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนในขั้นตอนของการสร้างกรดอินทรีย์ระเหยและขั้นตอนการสร้างกรดอะซิติก ดังนี้

6.1) ผลกระทบต่อการสร้างกรดอินทรีย์ระเหย จุลินทรีย์สร้างกรดจะปลดปล่อย H^+ จาก NADH โดยการเปลี่ยนกรดไพรูวิกไปเป็นกรดไพรูโพนิกภายใต้สภาวะที่ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนที่มีระดับสูงกว่า 2×10^{-3} บรรยากาศ ดังสมการที่ 2.21

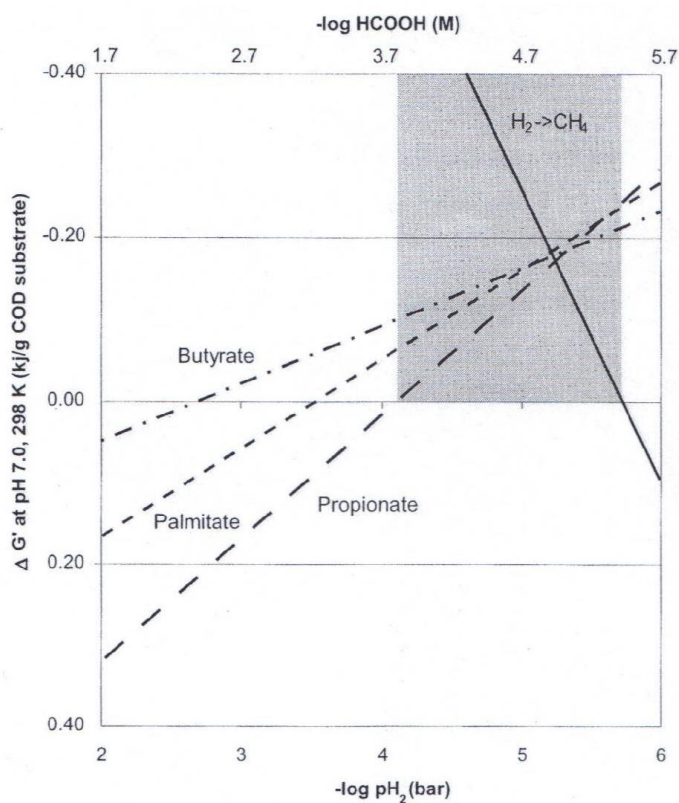


6.2) ผลกระทบต่อการสร้างกรดอะซิติก แบคทีเรียกลุ่มอะซิโตเจนิค (Acetogenic bacteria) จะทำการย่อยสลายกรดอินทรีย์ระเหยที่มีคาร์บอนอะตอมมากกว่า 2 อะตอมให้เป็น

กรดอะซิติก หลังจากนั้นจึงนำไปใช้สร้างมีเทนได้ ซึ่งการเปลี่ยนกรดไพรูโพนิกไปเป็นกรดอะซิติก แสดงดังสมการที่ 2.22



จากปฏิกิริยาดังกล่าวจะพบว่าไฮโดรเจนเกิดขึ้น ซึ่งถ้าไม่มีการกำจัดไฮโดรเจนจะไม่สามารถเกิดปฏิกิริยาที่เปลี่ยนกรดไพรูโพนิกไปเป็นกรดอะซิติกได้ โดยความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจน (Hydrogen partial pressure) ที่เปลี่ยนแปลงไป จะทำให้ค่าพลังงานอิสระเปลี่ยนแปลงตามไปด้วย ดังแสดงในภาพที่ 2.9 โดยในส่วนของแรงงานนั้นจะแสดงให้เห็นขอบเขตการทำงานทางทฤษฎีของจุลินทรีย์กลุ่มอะซิโตเจนิกในการเปลี่ยนกรดไพรูโพนิกไปเป็นกรดอะซิติก ซึ่งแสดงให้เห็นว่ากระบวนการสร้างมีเทน (Methanogenesis) กับกระบวนการ Oxidation propionate สามารถเกิดขึ้นพร้อมกันได้



ภาพที่ 2.9 การเปลี่ยนค่าพลังงานอิสระเมื่อความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าเปลี่ยนแปลง (ที่มา: IWA Task Group, 2002)

เมื่อความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนสูงกว่า 9×10^{-5} บรรยากาศ จะเกิดการสะสมของกรดไพโรไฟโอนิกในระบบ ส่งผลให้ค่าพีเอชของระบบมีค่าต่ำลงจนอยู่ในสภาวะที่ไม่เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในระบบ นอกจากนี้ถ้ากรดไพโรไฟโอนิกมีความเข้มข้นมากกว่า 1,000 มก./ล. จะเกิดการเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ชนิดไร้ออกซิเจนด้วย (มันลีน ตัณฑุลเวศม์, 2538)

7) ผลของซัลเฟต

ในน้ำเสียที่มีปริมาณซัลเฟตมาก แบคทีเรียที่เรียกรวมรีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate-Reducing Bacteria; SRB) เช่น *Desulfovibrio sp.* *Desulfotomaculum sp.* เป็นต้น จะทำหน้าที่เปลี่ยนซัลเฟตให้เป็นซัลไฟด์ โดยใช้ซัลเฟตเป็นตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้าย ดังสมการที่ 2.23



เนื่องจากจุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟตสามารถใช้อะซิเตทและไฮโดรเจนเป็นสารอาหารได้ดีกว่าจุลินทรีย์สร้างมีเทน จึงทำให้เกิดการแย่งอาหารกันขึ้น ส่งผลให้ก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในระบบมีปริมาณลดลง นอกจากนี้การเกิดไฮโดรเจนซัลไฟด์ในปริมาณมากอาจเป็นพิษกับจุลินทรีย์ในระบบได้ อย่างไรก็ตามถ้าพิจารณาในแง่ของการใช้ไฮโดรเจนเป็นสารอาหาร จุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟตจะทำงานสัมพันธ์กับจุลินทรีย์ผลิตไฮโดรเจน ซึ่งจะช่วยให้ความดันพาร์เชียลของไฮโดรเจนมีค่าต่ำเสมอ ส่งผลให้การสะสมตัวของก๊าซไฮโดรเจนในระบบลดลง ดังนั้นจุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟตจึงมีบทบาทต่อการสร้างกรดอินทรีย์ระเหย และส่งผลกระทบต่อกรดอะซิติกจากกรดไพโรไฟโอนิกด้วย

8) สารอาหารเสริม (Nutrients)

สารอาหารเสริมที่สำคัญของจุลินทรีย์ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน ได้แก่ ไนโตรเจน และฟอสฟอรัส โดยควรมีอัตราส่วนของสารอาหารเสริมในระบบอย่างน้อย $\text{COD} : \text{N} : \text{P} = 150 : 1.1 : 0.2$ ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจนคือ $\text{COD} : \text{N} : \text{P} = 100 : 5 : 1$ จะพบว่าเป็นอัตราส่วนที่ต่ำกว่า เนื่องจากปริมาณของเซลล์จุลินทรีย์ที่สร้างขึ้นมาในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนมีน้อยกว่านั่นเอง ดังนั้นถ้าสารอาหารเสริมมีไม่เพียงพอจะส่งผลให้การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนไม่เต็มที่ ทำให้ระบบไม่สามารถดำเนินได้อย่างมีประสิทธิภาพ นอกจากนี้ยังมีธาตุอาหารอื่นๆ อีก เช่น แคลเซียม แมกนีเซียม เหล็ก โคบอลต์ นิกเกิล ซัลเฟอร์ (ในรูปซัลไฟด์) เป็นต้น

ซึ่งมีความต้องการในปริมาณที่ต่ำมาก แต่อย่างไรก็ตามการเติมธาตุอาหารดังกล่าวอาจทำให้เกิดปัญหาได้ โดยมีสาเหตุมาจากซัลไฟด์ ซึ่งสามารถทำให้โลหะต่างๆ ตกผลึกแยกออกจากน้ำได้ เช่น เหล็กรวมกับซัลไฟด์ หรือนิกเกิลรวมกับซัลไฟด์ เกิดเป็นผลึกที่ไม่ละลายน้ำ ทำให้จุลินทรีย์ไม่สามารถนำไปใช้ได้ ซึ่งในปัจจุบันอาจแก้ไขได้โดยการเติมสารสกัดจากยีสต์ (Yeast Extract) ให้แก่ระบบโดยตรงแทนธาตุอาหารดังกล่าว

9) การรักษาปริมาณจุลินทรีย์ในระบบ

การรักษาปริมาณจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนนั้นมีความสำคัญมาก เนื่องจากถ้าจุลินทรีย์หลุดออกจากระบบมากเกินไปจะทำให้อัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบลดลง ส่งผลให้ประสิทธิภาพของระบบลดลงด้วย ซึ่งการรักษาปริมาณจุลินทรีย์ในระบบ แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทำได้โดยการเติมวัสดุตัวกลางเพื่อเป็นที่ยึดเกาะของจุลินทรีย์ อีกทั้งช่วยควบคุมการขยายตัวของชั้นเบดให้มีความเหมาะสมอีกด้วย โดยระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดนั้นมีข้อได้เปรียบมากกว่าระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนชนิดอื่นๆ เนื่องจากมีการใช้วัสดุตัวกลางที่มีขนาดเล็ก ทำให้มีพื้นที่ผิวสำหรับให้จุลินทรีย์ยึดเกาะจำนวนมากขึ้น และเมื่อปริมาณจุลินทรีย์ในระบบมากขึ้น ก็จะส่งผลให้ประสิทธิภาพของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสูงขึ้นตามไปด้วย

10) อัตราการระสาดอินทรีย์ (Organic Loading Rate; OLR)

อัตราการระสาดอินทรีย์เป็นปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ การตกตะกอนจุลินทรีย์ และก๊าซที่เกิดขึ้นในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน โดยน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบควรมีอัตราการระสาดอินทรีย์ที่ต่ำกว่าอัตราสูงสุดในการกำจัดสารอินทรีย์ของระบบบำบัด เพราะถ้ามีอัตราการระสาดอินทรีย์สูงเกินไปจะทำให้ประสิทธิภาพของระบบลดลงหรืออาจทำให้ระบบล้มเหลวได้

11) อัตราการสร้างก๊าซมีเทน

อัตราการสร้างก๊าซมีเทนเป็นอีกปัจจัยหนึ่งที่มีความสำคัญต่อกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนมาก เนื่องจากถือเป็นเครื่องวัดกิจกรรมของจุลินทรีย์สร้างมีเทนโดยตรง อีกทั้งยังสามารถบ่งบอกถึงประสิทธิภาพของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนได้ โดยระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนที่มีประสิทธิภาพสูงจะสามารถผลิตก๊าซมีเทนได้ประมาณ 0.4 ลบ.ม./กก.ซีโอดีที่ถูกย่อยสลาย (มันสิน ตันกุลเวศม์, 2538) ซึ่งจะต้องมีผู้ควบคุมระบบเพื่อ

ติดตามดูการเปลี่ยนแปลงของอัตราการผลิตก๊าซมีเทนด้วย เพราะถ้าอัตราการสร้างก๊าซมีเทนลดลง จะเป็นสัญญาณบ่งบอกว่ามีความผิดปกติเกิดขึ้นกับกิจกรรมของจุลินทรีย์สร้างมีเทน ซึ่งสามารถส่งผลให้ระบบบำบัดน้ำเสียทั้งระบบล้มเหลวได้

2.1.6 ข้อดีและข้อเสียของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

1) ข้อดีของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

1.1) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนเป็นกระบวนการที่ไม่ต้องใช้ก๊าซออกซิเจนเป็นตัวรับอิเล็กตรอนเหมือนกับกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน ดังนั้นจึงช่วยลดค่าใช้จ่ายในการเติมก๊าซออกซิเจนให้กับระบบได้ โดยในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจะใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นตัวรับอิเล็กตรอนแทน ซึ่งเป็นก๊าซที่เกิดขึ้นจากขั้นตอนของปฏิบัติการสร้างกรดและปฏิบัติการสร้างกรดอะซิติก จึงไม่ต้องเติมก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ให้กับระบบ

1.2) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนมีการผลิตสลัดจ์ส่วนเกินหรือเซลล์จุลินทรีย์ที่เกิดขึ้นใหม่ในปริมาณที่น้อยกว่ากระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน เนื่องจากจุลินทรีย์ในกระบวนการนี้เป็นจุลินทรีย์กลุ่มที่ไม่ใช้ออกซิเจน ซึ่งมีอัตราการเจริญเติบโตช้ากว่าจุลินทรีย์กลุ่มที่ใช้ออกซิเจน ดังนั้นจึงสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายในการบำบัดกากตะกอนได้

1.3) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสามารถผลิตก๊าซมีเทน ซึ่งสามารถนำมาใช้ประโยชน์ได้ เช่น นำมาใช้เป็นก๊าซหุงต้ม นำมาเผาไหม้เพิ่มความร้อน นำมาผลิตไฟฟ้า เป็นต้น เป็นการสร้างรายได้ทดแทนค่าใช้จ่ายบางส่วน

1.4) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสามารถรับน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ปนเปื้อนในปริมาณสูงๆ ได้ (รองรับอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ได้สูง)

1.5) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสามารถเก็บเชื้อจุลินทรีย์ไว้ได้เป็นเวลานาน

1.6) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนเป็นกระบวนการที่ต้องการสารอาหารโดยเฉพาะไนโตรเจนและฟอสฟอรัสต่ำ

1.7) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสามารถทนต่อภาวะ shock load และการผันแปรของอัตราการไหลได้ดีกว่ากระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน

ตารางที่ 2.9 ข้อได้เปรียบของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนที่เหนือกว่ากระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน

รายละเอียด	กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน	กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน
ความต้องการพลังงาน (วัตต์/กก.ซีไอดี-วัน)	20 - 30 (ใช้พลังงาน)	-35 (ได้พลังงาน)
การผลิตสลัดจ์ (กก.วีเอสเอส/กก.ซีไอดี)	0.3 - 0.5	0.05 - 0.15
ลักษณะของสลัดจ์ส่วนเกิน	ไม่เสถียร ต้องนำไปบำบัดต่อ	เสถียร ไม่ต้องนำไปบำบัด
ความทนทานของจุลินทรีย์เมื่อไม่มีอาหาร	น้อยกว่า 2 สัปดาห์	หลายเดือน

(ที่มา : Haandel และคณะ, 1994 อ้างถึงใน พัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกูล, 2553)

2) ข้อเสียของกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

2.1) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนไม่สามารถบำบัดน้ำเสียให้ผ่านมาตรฐานน้ำทิ้งได้

2.2) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนมีความไวต่อสารพิษมากกว่ากระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน เนื่องจากกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนมีหลายขั้นตอน อีกทั้งขั้นตอนของปฏิบัติการการสร้างมีเทนก็เป็นปฏิบัติการที่มีความไวต่อสารพิษด้วย

2.3) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจะใช้เวลาในการเริ่มต้นเดินระบบหรือเรียกว่า ช่วง Start-up นานกว่ากระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน เนื่องจากเชื้อจุลินทรีย์มีอัตราการเจริญเติบโตที่ต่ำกว่า

2.4) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนเป็นกระบวนการที่มีเสถียรภาพของระบบต่ำ ไม่สามารถปรับตัวได้ดีกับการเปลี่ยนแปลงของปริมาณน้ำเสีย ค่าบีโอดี อุณหภูมิ และสภาวะแวดล้อมอื่นๆ

2.5) กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนอาจทำให้เกิดก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ซึ่งมีกลิ่นเหม็น รวมทั้งยังสามารถทำปฏิกิริยากับโลหะหรือโลหะหนัก ทำให้น้ำเสียมีสีดำและอาจทำให้ระบบล้มเหลวได้

2.2 ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด (Anaerobic fluidized bed)

ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดเป็นระบบบำบัดน้ำเสียที่มีชั้นของวัสดุตัวกลางขนาดเล็ก ซึ่งเป็นที่ยึดเกาะของจุลินทรีย์ สามารถเคลื่อนไหวได้ด้วยอัตราการไหลของน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ โดยอัตราการไหลของน้ำเสียจะต้องสูงมากพอที่จะทำให้เกิดการลอยตัวของวัสดุตัวกลาง ส่งผลให้ถึงปฏิกิริยาที่ใช้ในระบบมีขนาดเล็กกว่าระบบบำบัดแบบอื่นๆ แต่อย่างไรก็ตามเนื่องจากลักษณะการทำงานของระบบที่จะต้องใช้พลังงานในการทำให้วัสดุตัวกลางอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันตลอดเวลา ส่งผลให้ต้องสิ้นเปลืองพลังงานเป็นจำนวนมาก

2.2.1 สภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (Fluidization)

ฟลูอิดไดซ์เซชัน หมายถึง กระบวนการที่อนุภาคของแข็งซึ่งมีรูปร่างลักษณะเป็นเม็ดหรือชิ้น และเมื่อสัมผัสกับของไหลแล้วอนุภาคเหล่านี้จะมีคุณสมบัติคล้ายของไหล กล่าวคือ ในช่วงแรกเมื่อของไหลที่มีความเร็วต่ำไหลผ่านชั้นของอนุภาคของแข็ง อนุภาคของแข็งนี้จะยังไม่เคลื่อนที่ แต่เมื่อเพิ่มความเร็วให้ของไหลอย่างคงที่จนถึงระดับหนึ่งที่อนุภาคของแข็งจะเริ่มเคลื่อนที่และแขวนลอยอยู่ในของไหล สภาวะเช่นนี้จะเรียกว่า สภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน ส่วนคำว่า ฟลูอิดไดซ์เบด หมายถึง สภาวะที่อนุภาคของแข็งนั้นแขวนลอยอยู่ในของไหลอย่างสม่ำเสมอจนกระทั่งมีลักษณะคล้ายกับเป็นความหนาแน่นของของไหล

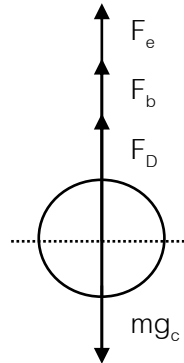
2.2.2 องค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน

องค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน มีดังต่อไปนี้

- 1) ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (Minimum fluidizing velocity)

ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน คือ ความเร็วที่ต่ำที่สุดของของไหลที่ทำให้อนุภาคของวัสดุตัวกลางภายในถังปฏิกิริยาเริ่มขยับตัว ซึ่งความเร็วนี้เป็นค่าที่สำคัญมาก เนื่องจากถ้าต้องการให้อนุภาคอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันจะต้องให้ความเร็วของของไหลสูงกว่าหรือเท่ากับความเร็วนี้ นอกจากนี้ถ้าต้องการให้เกิดสภาวะที่มีการเคลื่อนที่อย่างสม่ำเสมอจะต้องใช้ความเร็วสุดท้ายที่ทำให้ชั้นเบดสูง 1.5 เท่าของความสูงชั้นเบดที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (พล สาเกทอง, 2526) ในการคำนวณหาความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันนั้นสามารถทำได้โดยใช้สมมติฐานที่ว่าในขณะที่วัสดุตัวกลางเริ่มลอยตัวเป็นอิสระ วัสดุตัวกลางจะอยู่ในสภาวะสมดุลย์ของแรง 2 แรงที่กระทำบนวัสดุตัวกลาง ซึ่งก็คือ แรง

ที่เกิดจากน้ำหนักของวัสดุตัวกลางเองกับแรงพยุงจากของไหล หรือเกิดจากแรงเสียดทานกับแรงต้านของของไหล ดังแสดงในภาพที่ 2.10



ภาพที่ 2.10 แรงที่กระทำต่อวัตถุในของไหล
(ที่มา : พัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกูล, 2553)

เมื่อวัตถุเคลื่อนที่ผ่านของไหลจะทำให้เกิดแรงที่กระทำต่อวัตถุดังแสดงในสมการที่ 2.24

$$\frac{m}{g_c} \frac{du}{dt} = F_e + F_b + F_D \quad \dots\dots\dots (2.24)$$

- เมื่อ m = มวลของวัตถุที่เคลื่อนที่ผ่านของไหล
 g_c = Newton's-law proportionality factor (32.174 ft-lb/lb-s²)
 F_e = แรงกระทำจากภายนอก (N)
 F_b = Buoyant force หรือ แรงพยุง (N)
 F_D = Drag force (N)

สามารถหาค่า F_e , F_b และ F_D ได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$F_e = \frac{ma_e}{g_c} \quad \dots\dots\dots (2.25)$$

$$F_b = \frac{mp_a e}{\rho_p g_c} \quad \dots\dots\dots (2.26)$$

$$F_D = \frac{C_D u_0^2 \rho A_p}{2g_c} \quad \dots\dots\dots (2.27)$$

เมื่อ	m	=	มวลของวัตถุที่เคลื่อนที่ผ่านของไหล
	a_e	=	ความเร่งของอนุภาคเนื่องจากแรงจากภายนอก (m/s^2)
	g_c	=	Newton's-law proportionality factor ($32.174 \text{ ft}\cdot\text{lb}/\text{lb}\cdot\text{s}^2$)
	ρ	=	ความหนาแน่นของของไหล (g/cm^3)
	ρ_p	=	ความหนาแน่นของอนุภาคตัวกลาง (g/cm^3)
	C_D	=	สัมประสิทธิ์แรงต้าน (Drag coefficient)
	μ_0	=	ความเร็วของของไหล (m/s)
	A_p	=	พื้นที่ของอนุภาค (m^2)

ในขณะที่เริ่มสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันนั้น ปริมาณช่องว่างระหว่างอนุภาคของวัสดุตัวกลางภายในชั้นเบตบริเวณต่ำสุดจะมีค่ามากกว่าปริมาณช่องว่างในชั้นเบตที่ชั้นบนเล็กน้อย โดยในชั้นเบตที่ยังอยู่ในลักษณะของค่าต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน สมการของความดันตกก็สามารถเอามาประยุกต์ได้ เมื่อแทนค่าความดันตกในสมการของ ERGUN (McCabe และคณะ, 1993) จะได้สมการที่ 2.28

$$\frac{150\mu\bar{V}_{OM}}{\varphi_s^2 D_p^2} \frac{(1 - \varepsilon_M)}{\varepsilon_M^3} + \frac{1.75\rho\bar{V}_{OM}^2}{\varphi_s D_p} \frac{1}{\varepsilon_M^3} = g(\rho_p - \rho) \quad \dots\dots\dots (2.28)$$

เมื่อ	μ	=	ความหนืดของของไหล (cm^3/s ที่อุณหภูมิ $30^\circ C$)
	\bar{V}_{OM}	=	ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (cm/s)
	φ_s	=	สภาพความกลม (Sphericity)
	D_p	=	ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคตัวกลาง (cm)
	ε_M	=	ความพรุนต่ำสุดของสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน
	ρ	=	ความหนาแน่นของของไหล (g/cm^3)
	ρ_p	=	ความหนาแน่นของอนุภาค (g/cm^3)
	g	=	ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก (cm/s^2)

2) ความเร็วสุดท้ายในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (Terminal velocity of fluidization)

ความเร็วสุดท้ายในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน คือ ความเร็วสูงสุดที่ทำให้เกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน แต่ความเร็วนี้ต้องไม่ทำให้อนุภาคของวัสดุตัวกลางหลุดออกจาก

ถึงปฏิกรณ์ โดยค่าความเร็วสุดท้ายในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันนี้จะส่งผลต่อค่าความพรุนต่ำสุดของสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (minimum porosity for fluidization) ซึ่งมีความสัมพันธ์กันดังสมการที่ 2.29 และสมการที่ 2.30

$$L = L_M \frac{1 - \epsilon_M}{1 - \epsilon} \quad \dots\dots\dots (2.29)$$

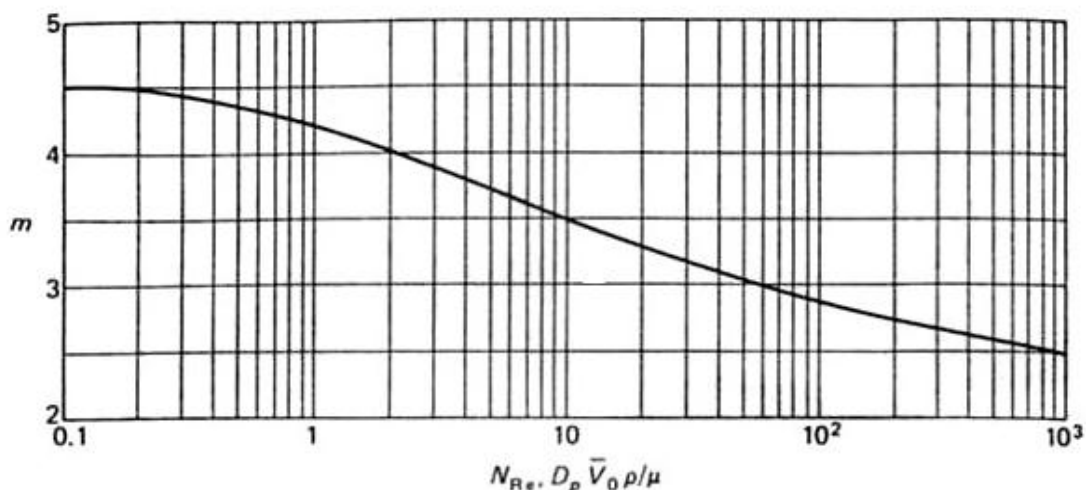
$$\left(\frac{\epsilon}{\epsilon_M}\right)^m = \frac{\bar{V}_0}{\bar{V}_{0M}} \quad \dots\dots\dots (2.30)$$

- เมื่อ L = ความสูงของชั้นเบดที่ความเร็วสุดท้าย (cm)
 L_M = ความสูงของชั้นเบดเมื่อเริ่มมีการฟลูอิดไดซ์เซชัน (cm)
 ϵ_M = ความพรุนต่ำสุดของสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน
 ϵ = ความพรุนของสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสุดท้าย
 \bar{V}_0 = ความเร็วสุดท้าย (cm/s)
 \bar{V}_{0M} = ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (cm/s)
 m = ค่าคงที่ที่ประมาณจากค่า Reynold's number

$$N_{Re,p} = \frac{D_p \bar{V}_{0M} \rho_p}{\mu} \quad \dots\dots\dots (2.31)$$

- เมื่อ $N_{Re,p}$ = Reynold's numbers

ในการหาค่า m นั้น จะหาได้จากการคำนวณค่า Reynold's numbers จาก Stoke's law ดังสมการที่ 2.31 แล้วนำค่า Reynold's numbers ที่ได้มาหาค่า m จากภาพที่ 2.11 และเมื่อได้ค่า m มา แล้วก็จะแทนค่าลงในสมการที่ 2.30 เพื่อหาค่าความเร็วสุดท้าย โดยการกำหนดให้ชั้นเบดมีการขยายตัว 1.5 เท่าของชั้นเบดที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน



ภาพที่ 2.11 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่า Reynold's numbers กับค่า m
(ที่มา: McCabe และคณะ, 1993)

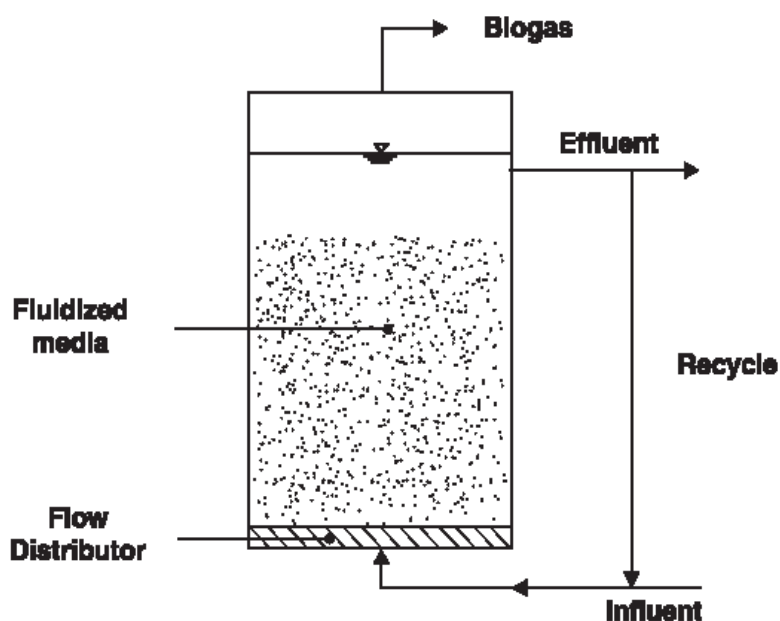
3) ตัวกระจายการไหล (Flow Distributor)

ตัวกระจายการไหลมีหน้าที่ในการป้องกันไม่ให้อนุภาคของวัสดุตัวกลางหลุดลงมาข้างล่างของถังปฏิกรณ์ และช่วยให้ของไหลไหลออกผ่านตัวกระจายการไหลได้เต็มผิวหน้าตัดถังปฏิกรณ์ โดยที่ความเร็วของของไหลบริเวณเหนือตัวกระจายการไหลควรจะเท่ากันทุกจุด (เสฐธูสา ศาสตราจารย์, 2538) ซึ่งลักษณะการไหลของของไหลที่อยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันภายในถังปฏิกรณ์นั้นจะสม่ำเสมอหรือไม่ขึ้นอยู่กับตัวกระจายการไหล นอกจากนี้ในการติดตั้งถังปฏิกรณ์ควรจะตั้งให้ตรง เพื่อให้เกิดการหมุนเวียนอย่างสม่ำเสมอและเท่ากันทุกจุดของของไหลภายในถังปฏิกรณ์

2.2.3 ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดเป็นระบบที่พัฒนามาจากระบบถังกรองไร้ออกซิเจน (Anaerobic Filter) แต่แตกต่างกันตรงที่มีการเปลี่ยนวัสดุตัวกลางจากชนิดติดอยู่กับที่มาใช้วัสดุตัวกลางขนาดเล็กที่สามารถเคลื่อนไหวได้ เช่น ททราย ถ่านกัมมันต์ อะลูมินา แอนทราไซต์ เป็นต้น เพื่อเป็นที่ยึดเกาะของจุลินทรีย์ ซึ่งการใช้วัสดุตัวกลางที่มีขนาดเล็กนี้ จะทำให้ระบบบำบัดมีพื้นที่ผิวจำเพาะสูง (คิดต่อหน่วยปริมาตร) ซึ่งเท่ากับมีพื้นที่ผิวให้จุลินทรีย์เกาะอยู่ในระบบเป็นจำนวนมาก ทำให้ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสามารถรับอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ได้สูงกว่าระบบถังกรองไร้ออกซิเจน นอกจากนี้ น้ำเสียที่เข้าสู่ระบบจะไหลจากข้างล่างขึ้นข้างบนจัดเป็นระบบฟิล์มตรึง (Fixed Film) แบบไร้ออกซิเจน โดยอัตราการไหลของน้ำเสีย

จะต้องสูงมากพอที่จะทำให้เกิดการลอยตัวของวัสดุตัวกลาง ส่งผลให้ถึงปฏิกรณ์ที่ใช้ในระบบมีขนาดเล็กกว่าระบบบำบัดแบบอื่นๆ แต่อย่างไรก็ตาม เนื่องจากลักษณะการทำงานของระบบที่ จะต้องใช้พลังงานในการทำให้วัสดุตัวกลางอยู่ในสถานะฟลูอิดไดซ์เซชันตลอดเวลา ส่งผลให้ต้อง สิ้นเปลืองพลังงานเป็นจำนวนมาก โดยองค์ประกอบของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด แสดง ดังภาพที่ 2.12



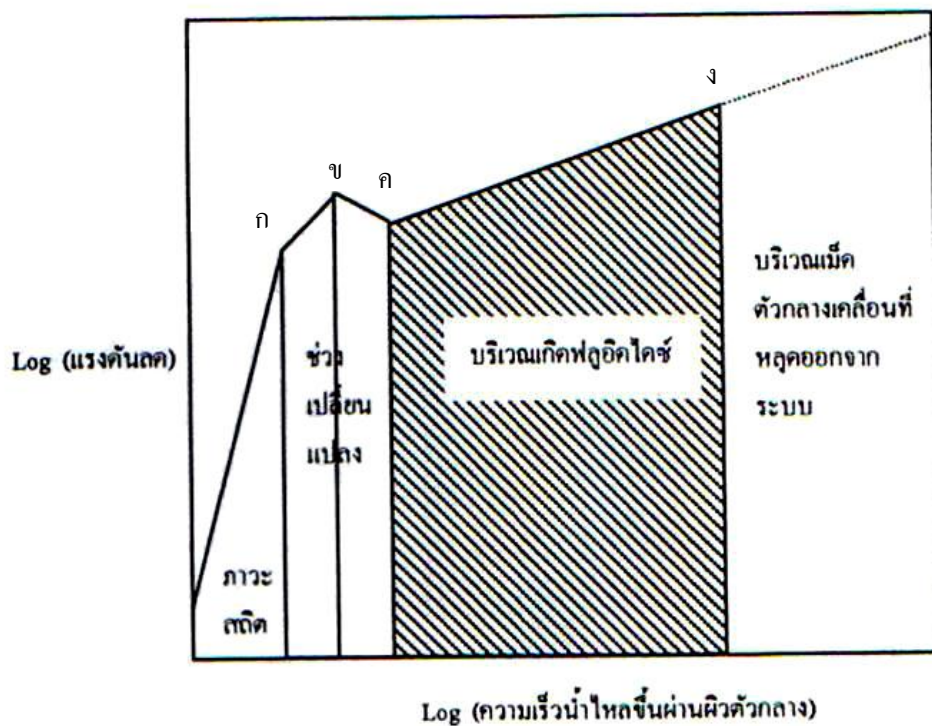
ภาพที่ 2.12 องค์ประกอบของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

(ที่มา : http://www.inspectapedia.com/septic/Submerged_Septic_Beds.htm (ออนไลน์), 2010)

2.2.4 กลไกการทำงานของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

สำหรับกลไกการทำงานของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดนั้น จะเริ่มจากในขั้น แรกเมื่อปล่อยให้น้ำเสียไหลผ่านจากทางด้านล่างขึ้นภายในถังปฏิกรณ์ที่มีวัสดุตัวกลางบรรจุอยู่ ในขณะที่น้ำเสียยังไหลด้วยอัตราความเร็วต่ำจะยังไม่มีแรงมากพอที่จะพุงให้วัสดุตัวกลางเกิด การขยับตัว ลักษณะเช่นนี้จะเรียกว่า เบดนิ่ง (Fixed bed) แต่ในขณะเดียวกันความดันลด (Pressure drop) ที่เกิดขึ้นในชั้นเบดก็ยังคงเพิ่มปริมาณสูงขึ้นเรื่อยๆ ตามความเร็วของการไหลที่ เพิ่มสูงขึ้น จนถึงความเร็วระดับหนึ่งที่วัสดุตัวกลางจะเริ่มขยับตัวและเกิดการเรียงตัวกันอย่างเป็น ระเบียบ (Uniform character) เนื่องจากวัสดุตัวกลางเริ่มสูญเสียแรงยึดเกาะระหว่างอนุภาค และ ถ้าอัตราเร็วของน้ำเสียที่เข้าระบบยังคงเพิ่มสูงขึ้นเรื่อยๆ จะทำให้วัสดุตัวกลางค่อยๆ ขยายตัวแยก ออกจากกัน ส่งผลให้ความดันลดที่จุดนี้ค่อยๆ ลดลง จนกระทั่งเท่ากับแรงโน้มถ่วงของโลกของวัสดุ

ตัวกลางและมวลจุลินทรีย์ ซึ่งสภาวะนี้ คือ จุด “ก” ดังแสดงในภาพที่ 2.13 และเมื่อเพิ่มอัตราเร็วของน้ำเสียสูงขึ้น ชั้นเบตจะขยายตัวมากขึ้น ทำให้เกิดความพรุนมากขึ้น ซึ่งส่งผลให้ค่าความดันลดมีอัตราเปลี่ยนแปลงช้า จนกระทั่งถึงจุด “ข” สภาวะของชั้นเบตจะเริ่มขยายตัวมากขึ้นทำให้ค่าความดันลดมีขนาดน้อยลง เนื่องจากวัสดุตัวกลางแต่ละเม็ดเริ่มไม่สัมผัสกันแน่นเหมือนเดิมเมื่อถึงจุด “ค” วัสดุตัวกลางจะเกิดการลอยตัวอย่างเป็นอิสระ (Free movement) ซึ่งที่จุดนี้เองจะเรียกว่า จุดเริ่มต้นของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน โดยจะมีอัตราเปลี่ยนแปลงค่าความดันลดเพิ่มขึ้นอย่างคงที่จนกระทั่งถึงจุด “ง” ซึ่งเป็นจุดที่ความเร็วน้ำเสียไหลขึ้นมีค่าเท่ากับความเร็วตกตะกอนของวัสดุตัวกลาง โดยในบริเวณที่เกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันนี้ เมื่อวัสดุตัวกลางลอยอย่างอิสระจะทำให้จุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนผิวของวัสดุตัวกลางมีโอกาสสัมผัสกับน้ำเสียได้มากขึ้นด้วย และถ้ายังเพิ่มอัตราเร็วของน้ำเสียที่เข้าระบบให้สูงขึ้นอีก ในที่สุดวัสดุตัวกลางก็จะเคลื่อนที่หลุดออกจากถังปฏิกรณ์ ซึ่งก็คือเลยจุด “ง” ไปนั่นเอง



ภาพที่ 2.13 ความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันลดกับความเร็วน้ำไหลขึ้นผ่านผิวตัวกลาง
(ที่มา : เกียรติศักดิ์ อุดมสินโรจน์, 2543)

2.2.5 การออกแบบระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

สำหรับข้อมูลในการออกแบบและดำเนินการในการเดินระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดนั้น จะแสดงดังตารางที่ 2.10 โดยถ้าน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบมีค่าบีโอดี (BOD) สูงมากอย่างกระทันหัน อาจจะต้องทำการเพิ่มอัตราหมุนเวียนน้ำภายในให้สูงขึ้น เพื่อให้ค่าบีโอดีผสมที่ไหลเข้าระบบมีค่าลดลงเทียบเท่าปกติ

ตารางที่ 2.10 ข้อมูลในการออกแบบและดำเนินการสำหรับระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

ข้อมูล	ค่าการออกแบบ	หน่วย
อัตราน้ำไหลเข้าระบบ (HLR)	25 - 33	ม./ชม.
อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (OLR)	1 - 60	กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน
ระยะเวลากักเก็บน้ำ (HRT)	1 - 120	ชม.
ชนิดของตัวกลางที่ใช้	ทราย ถ่านกัมมันต์	-
ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของวัสดุตัวกลาง	0.2 - 1.0	มม.
ขนาดการขยายตัวของชั้นตัวกลาง	30 - 100	ร้อยละ
ค่าพื้นที่ผิวจำเพาะของวัสดุตัวกลาง	1000 - 2500	ตร.ม./ลบ.ม.
ขนาดความสูงของถังปฏิกรณ์	4 - 8	ม.
ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถังปฏิกรณ์	6 - 8	ม.
ความเร็วน้ำไหลขึ้น	4 - 8	ม./ชม.
อัตราส่วนระหว่างปริมาณน้ำไหลเวียนกลับต่อปริมาณน้ำเสีย (Q_r/Q)	5 - 500	-
	10 - 40	กก.ซีโอดี/ลบ.ม.
ความเข้มข้นสลัดจ์ในถัง	10 - 40	กก.ทีเอสเอส/ลบ.ม.
	8 - 30	กก.วีเอสเอส/ลบ.ม.
ปริมาณสลัดจ์ที่เกาะติดบนผิวของวัสดุตัวกลาง	70 - 100	ร้อยละของสลัดจ์ทั้งหมด
ปริมาณสลัดจ์ที่แขวนลอยอยู่ในถังปฏิกรณ์	0 - 30	ร้อยละของสลัดจ์ทั้งหมด
ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดของน้ำทิ้งออก	20 - 100	มก./ล.

(ที่มา : เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์, 2543)

ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดจะมีประสิทธิภาพสูงในแง่ของการกำจัดซีโอดี โดยเมื่อมีอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เข้าระบบ 10-20 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ระบบจะมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีมากกว่าร้อยละ 90 ซึ่งประสิทธิภาพของระบบจะขึ้นอยู่กับลักษณะของน้ำเสียที่

นำมาบำบัด (Metcalf และ Eddy, 2004) ดังข้อมูลที่ได้จากการศึกษาในระดับห้องปฏิบัติการที่แสดงในตารางที่ 2.11

ตารางที่ 2.11 สมรรถนะของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในการบำบัดน้ำเสีย

ชนิดของน้ำเสีย	อุณหภูมิ (°ซ)	อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ (กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน)	ระยะเวลา กักเก็บน้ำ (ชม.)	ประสิทธิภาพในการบำบัดซีไอดี (ร้อยละ)
กรดซัลฟูริก	35	42	24	70
แป้ง	35	8.2	105	99
นม	37	3 - 5	12 - 18	71 - 85
กากน้ำตาล	36	12 - 30	3 - 8	50 - 95
กลูโคส	35	10	12	95
เยื่อกระดาษ	35	3 - 18	3 - 62	60 - 80

(ที่มา : Metcalf และ Eddy, 2004)

2.2.6 ข้อดีและข้อเสียของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

1) ข้อดีของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

1.1) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสามารถรับอัตราการระสารถีอินทรีย์ได้สูง เนื่องจากระบบมีการหมุนเวียนน้ำเสียกลับเข้าระบบ ทำให้เกิดการผสมและเจือจางของน้ำเสีย

1.2) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดมีประสิทธิภาพสูงในการบำบัดน้ำเสียที่มีองค์ประกอบของสารอินทรีย์ในรูปสารละลาย

1.3) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดมีระยะเวลาในการกักเก็บน้ำเสียน้อย ทำให้ไม่ต้องการพื้นที่ในการบำบัดมาก ถึงปฏิกรณ์จึงมีขนาดเล็ก

1.4) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสามารถปรับเปลี่ยนตัวกลางและจุลินทรีย์ในระบบได้ง่าย

1.5) วัสดุตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดมีขนาดของพื้นที่ผิวมาก ทำให้มีความเข้มข้นของมวลชีวภาพสูง

1.6) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสามารถควบคุมความหนาของมวลชีวภาพบนตัวกลางให้เหมาะสมได้ โดยการควบคุมการขยายตัวของชั้นเบดในถังปฏิกรณ์

2) ข้อเสียของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

2.1) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดต้องใช้เวลาในการเริ่มเดินระบบนาน เนื่องจากจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนมีอัตราการเจริญเติบโตจำเพาะของจุลินทรีย์ที่ต่ำ

2.2) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดจะมีประสิทธิภาพต่ำ เมื่อมีของแข็งปริมาณสูงในน้ำเสียเข้าระบบ ดังนั้นระบบนี้จึงเหมาะสมกับน้ำเสียที่มีค่า TSS น้อยมาก ๆ

2.3) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสิ้นเปลืองพลังงานมากในการสูบน้ำไหลเวียนกลับเข้าระบบ เพื่อให้มีแรงดันน้ำเพียงพอที่จะทำให้ระบบอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันตลอดเวลา

2.4) จุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์อาจหลุดออกมากับน้ำที่ทิ้งออกได้ เนื่องจากการเสียดสีกันของวัสดุตัวกลางในระหว่างสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน

2.5) ถ้าเกิดความผิดพลาดในระหว่างการเดินระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด อาจเกิดการไหลล้างทิ้งออกมาของจุลินทรีย์หรือแม้กระทั่งตัวกลางเป็นจำนวนมากด้วย

2.3 การวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

จุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพเป็นปัจจัยสำคัญที่คอยควบคุมประสิทธิภาพการทำงานของระบบ ซึ่งจากการศึกษาที่ผ่านมาพบว่า จุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนนั้นสามารถแบ่งออกเป็น 2 กลุ่มใหญ่ คือ กลุ่มจุลินทรีย์ที่ไม่สร้างมีเทน (Non-methanogen) และกลุ่มจุลินทรีย์สร้างมีเทน (Methane) สำหรับวิธีการที่ใช้ในการตรวจสอบชนิดของจุลินทรีย์นั้นโดยทั่วไปจะใช้ Culture based methods เช่น Direct plate count หรือ Most Probable Number (MPN) เป็นต้น วิธีการเหล่านี้จะต้องอาศัยการเพาะเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์บนอาหารเลี้ยงเชื้อ ซึ่งเทคนิคดังกล่าวมีข้อจำกัด เนื่องจากใช้เวลานาน อีกทั้งจุลินทรีย์บางกลุ่มไม่สามารถทำการเพาะเลี้ยงได้ ทำให้ไม่เคยมีการตรวจพบและไม่มีการศึกษากลุ่มจุลินทรีย์ในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดอย่างจริงจัง ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้เทคนิค Fluorescent In Situ Hybridization (FISH) มาใช้ในการตรวจชนิดของจุลินทรีย์ และใช้วิธีการวิเคราะห์ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด (Lipid phosphate concentration) เพื่อระบุปริมาณของจุลินทรีย์ ซึ่งวิธีการเหล่านี้มีความรวดเร็วและให้ผลที่ถูกต้องแม่นยำและน่าเชื่อถือได้

2.3.1 Fluorescent In Situ Hybridization (FISH)

Fluorescent In Situ Hybridization (FISH) เป็นเทคนิคที่ใช้เพื่อตรวจหาปริมาณและการกระจายตัวของกรดนิวคลีอิกในดีเอ็นเอหรืออาร์เอ็นเอภายในเซลล์ที่ละลายอยู่ในสารละลายบัฟเฟอร์ (Cell suspension) หรือเป็นชิ้นเนื้อ (Tissue) ซึ่งเซลล์เหล่านี้ยังคงรูปร่างที่สมบูรณ์เหมือนเดิมอยู่ โดยใช้โพรบ 16S rRNA ที่ติดฉลากด้วยสารเรืองแสง (Fluorochrome) เข้าไปจับกับกรดนิวคลีอิกที่มีลำดับนิวคลีโอไทด์คู่สมกับโพรบภายในเซลล์ หลังจากนั้นจึงสังเกตสัญญาณที่เกิดขึ้นจากสายติดฉลากที่เกาะบนโพรบ เทคนิค FISH จะให้ผลการทดลองที่ถูกต้องแม่นยำหรือไม่ นั้นขึ้นกับปัจจัยหลายอย่างด้วยกัน แต่ปัจจัยที่สำคัญ คือ โพรบ โดยควรเลือกชนิดของโพรบให้ถูกต้องและเหมาะสม ในการศึกษาจุลินทรีย์ด้วยเทคนิคนี้จะทำให้สามารถทราบถึงชนิดและจำนวนของจุลินทรีย์ที่อาศัยอยู่อย่างแท้จริงในระบบที่ต้องการศึกษา ซึ่งเทคนิค FISH เป็นที่ยอมรับและนำมาใช้ในการศึกษาจุลินทรีย์ในสภาพแวดล้อมต่างๆ เช่น ตะกอนดิน แหล่งน้ำธรรมชาติ และระบบบำบัดน้ำเสีย เป็นต้น (Amann และคณะ, 1995)

2.3.2 Phospholipid analysis

การวิเคราะห์ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดเป็นวิธีวิเคราะห์เพื่อระบุมวลชีวภาพของจุลินทรีย์ที่ยังมีชีวิตอยู่ภายในถังปฏิกรณ์ เนื่องจากฟอสโฟไลปิด (Phospholipids) เป็นส่วนประกอบหลักของเซลล์เมมเบรน โดยเป็นโมเลกุลที่เกิดจากส่วนประกอบ 4 ส่วน ได้แก่ กรดไขมัน กลุ่มของฟอสเฟต แอลกอฮอล์ และส่วนที่เป็นแกนกลาง (backbone) เช่น ฟอสโฟไลปิดที่มีกลีเซอรอลเป็นแกนกลาง เรียกว่า กลีเซอรอฟอสโฟไลปิด (glycerophospholipid) เป็นต้น โดยจะดำเนินการควบคู่กับการวิเคราะห์ปริมาณสารอินทรีย์ระเหยได้ (Volatile Suspended Solid) ซึ่งการหาค่าสารอินทรีย์ระเหยได้นั้นจะบ่งบอกถึงปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด โดยรวมไปถึงสารอื่นๆ ซึ่งประกอบไปด้วย เอกโซโพลิเมอร์ (exopolymer) หรือสารอินทรีย์อื่นๆ ที่เกาะอยู่บนฟล็อก (flocs) และไบโอฟิล์ม (biofilm) อีกด้วย ส่วนการหาค่าความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดนั้นเป็นค่าที่บ่งบอกถึงปริมาณของเซลล์ที่ทำงานอยู่ในขณะนั้น ซึ่งโดยปกติแล้วเซลล์จุลินทรีย์ส่วนใหญ่จะประกอบไปด้วยฟอสโฟไลปิดประมาณร้อยละ 90-98 (Liu และคณะ, 2012) และเมื่อเซลล์ถูกทำลาย สารอินทรีย์เหล่านี้จะถูกย่อยสลายได้ง่ายและไม่สะสมอยู่ในเซลล์ (White และคณะ, 1979) ดังนั้นวิธีการหาความเข้มข้นของ ฟอสโฟไลปิดของไบโอฟิล์มที่เกาะอยู่บนผิววัสดุตัวกลางจึงเป็นการหาเฉพาะความเข้มข้นของเซลล์ที่ยังมีชีวิตอยู่ขณะที่ทำการศึกษาเท่านั้น จากนั้นจะนำค่าทั้งสองมาคำนวณอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด เพื่อเป็นการระบุสัดส่วนของเซลล์จุลินทรีย์ที่ทำงานอยู่ (Active cells) ในขณะนั้นต่อสารอินทรีย์อื่นๆ ในถังปฏิกรณ์ทั้งหมด

ซึ่งถ้าค่าอัตราส่วนดังกล่าวมีค่าสูง อาจเป็นไปได้ว่ามีสารอินทรีย์อื่นๆ รวมถึงเซลล์ที่ไม่มีชีวิตอยู่เป็นจำนวนมากเมื่อเทียบกับปริมาณเซลล์ที่มีชีวิต ในการวิเคราะห์หาปริมาณของจุลินทรีย์โดยวิธีการหาปริมาณของฟอสโฟไลปิดนั้นมีข้อดี คือ เป็นวิธีที่ง่าย สามารถใช้กับตัวอย่างที่มีปริมาณน้อยได้ และปริมาณเซลล์ที่ได้เป็นเซลล์ที่มีชีวิต ซึ่งในปัจจุบันได้มีการนำมาใช้ในการหาปริมาณจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพทั้งแบบใช้ออกซิเจนและไร้ออกซิเจน

2.4 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.4.1 ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

Jewell และคณะ (1981) ศึกษาการบำบัดน้ำเสียชุมชนที่ผ่านขั้นตอนการบำบัดเบื้องต้นแล้ว ด้วยระบบ Anaerobic expanded bed โดยใช้เม็ด PVC และ Ion-exchange resin ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางน้อยกว่าหรือเท่ากับ 1 มม.เป็นวัสดุตัวกลาง มีอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบสูงสุด 300 ลิตร/วัน มีระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียอยู่ในช่วง 5-180 นาที โดยมีอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์อยู่ในช่วง 0.65-35.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ความเข้มข้นของน้ำเสียในรูปซีไอดี 186 มก./ล. และปริมาณของแข็งแขวนลอยที่เข้าสู่ระบบ 36 มก./ล. ซึ่งในการทดลองครั้งนี้ใช้ระยะเวลาในการทดลองรวมทั้งสิ้น 200 วัน โดย 50 วันเป็นช่วงการเริ่มต้นเดินระบบ พบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการลดค่าซีไอดีลงได้ร้อยละ 60-80 โดยน้ำที่ผ่านออกมาจากระบบมีค่าความเข้มข้นของซีไอดีอยู่ในช่วง 40-50 มก./ล. ส่วนปริมาณของแข็งแขวนลอยจะอยู่ในช่วง 5-15 มก./ล.

Balaguer และคณะ (1992) ศึกษาการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการผลิตเหล้าองุ่นด้วยระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดโดยใช้ sepiolite เป็นวัสดุตัวกลาง โดยทำการป้อนน้ำเสียที่มีอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 9-36 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีระยะเวลาที่เก็บน้ำเสีย 0.5-2 วัน พบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการลดค่าซีไอดีได้ร้อยละ 70.5-88.6 ซึ่งในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบ (ประมาณ 2 เดือน) จะทำการป้อนน้ำเสียที่มีอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 0.47-5.16 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน

Borja และ Banks (1995) ศึกษาเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียจากโรงกลั่นน้ำมันปาล์มระหว่างระบบถังกรองไร้อากาศและระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในช่วงอุณหภูมิเมโซฟิลิก (35°C) โดยจะประเมินประสิทธิภาพในรูปของค่าซีไอดี กรดไขมันระเหย และชนิดและปริมาณของก๊าซที่เกิดขึ้น โดยวัสดุตัวกลางที่ใช้ในระบบถังกรองไร้อากาศจะเป็นเม็ดดินเหนียวขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2-5 มม. และใช้ระยะเวลาในการเริ่มต้นระบบ 1.5-4.5 วัน ส่วน

ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดจะใช้เป็นเม็ดทรายขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.3-0.5 มม. และใช้ระยะเวลาในการเริ่มต้นระบบ 6 ชม. หลังจากทีระบบมีการปรับตัวแล้ว พบว่าทีระยะเวลาักเก็บ 6 ชม. และมีอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 20 ก.ซีโอดี/ล.-วัน ทั้งสองระบบสามารถกำจัดซีโอดีได้เท่ากับหรือมากกว่าร้อยละ 90 แต่ทีอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์สูงขึ้น ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดจะมีประสิทธิภาพในการทำงานสูงกว่าระบบถังกรองไร้อากาศ ซึ่งสังเกตได้จากทีอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 40 ก.ซีโอดี/ล.-วัน ระยะเวลาักเก็บ 6 ชม. ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสามารถลดซีโอดีได้ถึงร้อยละ 78 ในขณะที่ระบบถังกรองไร้อากาศจะมีปัญหาเรื่องการอุดตันเมื่ออัตราการระบรทุกสารอินทรีย์สูงกว่า 20 ก.ซีโอดี/ล.-วัน นอกจากนี้ทั้งสองระบบจะมีประสิทธิภาพที่ใกล้เคียงกันเมื่อมีความเข้มข้นของน้ำเสียไม่เกิน 1 ก.ซีโอดี/ล. แต่ถ้าความเข้มข้นของน้ำเสียมากกว่า 2.2 ก.ซีโอดี/ล. ระบบถังกรองไร้อากาศจะสามารถรับน้ำเสียได้แค่ 17 ล./วัน ในขณะที่ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสามารถรับได้ 31.2 ล./วัน

Pérez และคณะ (2005) ศึกษาเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมผลิตสุราระหว่างระบบ upflow anaerobic fixed-film และระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด ในช่วงอุณหภูมิเทอร์โมฟิลิกและมีอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ประมาณ 20 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน โดยวัสดุตัวกลางที่ใช้ในระบบ upflow anaerobic fixed-film จะเป็นเม็ดพลาสติกที่มีพื้นผิวขรุขระขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1.6 ซม. ส่วนระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดจะใช้ open pore sintered - glass pearl (SIRAN) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.15 ซม. พบว่าระบบ upflow anaerobic fixed-film ทีอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 6.29 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน จะมีประสิทธิภาพในการลดค่าซีโอดีได้สูงทีสุด คือ ร้อยละ 76 ส่วนระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทีอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 5.88 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน จะมีประสิทธิภาพในการลดค่าซีโอดีได้สูงทีสุด คือ ร้อยละ 96 ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบทีระดับอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์เดียวกันจะพบว่าระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดมีประสิทธิภาพในการลดค่าซีโอดีได้สูงกว่าระบบ upflow anaerobic fixed-film

สัจญญา พยุงสด (2539) ศึกษาการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการผลิตสุราด้วยระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด โดยใช้ทรายทีมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 0.43 มม.เป็นวัสดุตัวกลาง มีอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบ 1.4 ล./ชม. และมีอัตราการสูบน้ำหมุนเวียน 14 ล./วัน ซึ่งในการศึกษาครั้งนี้ได้แบ่งการทดลองออกเป็น 2 ชุด โดยกำหนดให้ความเข้มข้นของน้ำเสียในรูปซีโอดีในชุดที่ 1 อยู่ในช่วง 1,000-5,500 มก./ล. และชุดที่ 2 อยู่ในช่วง 5,500-12,000 มก./ล. พบว่า

ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสามารถรับอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ได้ในช่วง 4.64-44.26 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน และระบบมีประสิทธิภาพในการลดค่าซีไอดีและปริมาณของแข็งแขวนลอยของชุดการทดลองที่ 1 เท่ากับร้อยละ 60.26 และ 36.81 ตามลำดับ และชุดการทดลองที่ 2 เท่ากับร้อยละ 53.89 และ 27.60 ตามลำดับ

ธนวัฒน์ จามิกรณ์ (2553) ศึกษาผลของระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียที่มีต่อประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดี โดยใช้เม็ดยางที่ผลิตจากเศษยางรถยนต์ที่ใช้แล้วขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 0.43 มม. เป็นวัสดุตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด โดยกำหนดให้มีอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 8 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ทำการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีค่าซีไอดีประมาณ 2,660 1,660 660 และ 150 มก./ล. และทำการแปรค่าระยะเวลาที่เก็บน้ำเสีย 4 ค่า คือ 8 5 2 และ 0.36 ชม. พบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีเฉลี่ยประมาณร้อยละ 89.4 82.3 70.1 และ 70.39 และมีอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพเท่ากับ 0.40 0.38 0.36 และ 0.35 ล./ก.ซีไอดีที่ถูกกำจัด ตามลำดับ ซึ่งคิดเป็นก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นเฉลี่ยประมาณร้อยละ 50

2.4.2 การใช้เศษยางรถยนต์ที่ใช้แล้วในระบบบำบัดน้ำเสีย

Park และคณะ (2006) ศึกษาการนำเอาเศษยางรถยนต์ที่ใช้แล้วมาใช้เป็นวัสดุตัวกลางในระบบ Trickling filter, ระบบ Denitrification filter และระบบ Hybrid anaerobic static granular bed reactor (Hybrid SGBR) โดยทำการทดลองในสภาวะแอนแอโรบิก แอนแอโรบิก และแอนนออกซิก ซึ่งในระบบ Trickling filter จะใช้ขนาดของเศษยางรถยนต์ที่มีเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 3 ซม. ส่วนระบบ Denitrification filter และระบบ Hybrid SGBR จะใช้ขนาดของเศษยางรถยนต์ที่มีเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 0.2 มม. ซึ่งจากการทดลองพบว่าระบบ Trickling filter สามารถกำจัดซีไอดีได้ถึงร้อยละ 90 สำหรับระบบ Denitrification filter สามารถกำจัด $\text{NO}_3\text{-N}$ ได้มากกว่าร้อยละ 97 ส่วนระบบ Hybrid SGBR พบว่า anaerobic granular sludge จะไปเกาะตัวที่เม็ดยาง ซึ่งช่วยให้ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีได้มากกว่าร้อยละ 90 นอกจากนี้ยังพบว่าเศษยางรถยนต์ที่ใช้แล้วที่นำมาใช้เป็นวัสดุตัวกลางนั้นไม่มีความเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ระบบ อีกทั้งยังเป็นเป้าสัมผัสให้จุลินทรีย์มาเกาะได้เป็นอย่างดีโดยไม่รบกวนการทำงานของจุลินทรีย์อีกด้วย

พัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกูล (2553) ศึกษาการใช้เม็ดยางที่ผลิตจากเศษยางรถยนต์ที่ใช้แล้ว เพื่อนำมาใช้เป็นวัสดุตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 0.43 มม. โดยบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีค่าซีไอดีประมาณ 5,000 และ 7,500

มก./ล. (เทียบเท่ากับอัตราภาวะบรรทุกลสารอินทรีย์ 10 และ 15 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน) และควบคุมระยะเวลาเก็บน้ำคางที่ 12 ชม. เพื่อหาประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและการเกิดก๊าซชีวภาพพบว่าเม็ดยางที่ผลิตจากเศษยางรถยนต์ใช้แล้วสามารถใช้เป็นวัสดุตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดได้ดี เนื่องจากเม็ดยางเป็นวัสดุที่มีความหนาแน่นต่ำ จึงทำให้ง่ายต่อการสร้างสภาวะฟลูอิดไดซ์และช่วยประหยัดพลังงานในการควบคุมระบบให้อยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันตลอดเวลา นอกจากนี้ระบบยังมีประสิทธิภาพที่ดีในการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นสูง และมีอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพที่สูง โดยที่อัตราภาวะบรรทุกลสารอินทรีย์ 10 และ 15 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ระบบจะมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีประมาณร้อยละ 94.8 และ 97.7 และมีอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพเท่ากัน คือ 0.62 ล./ก.ซีโอดีที่ถูกกำจัด ซึ่งคิดเป็นก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นประมาณร้อยละ 49.13 และ 55.3 ตามลำดับ

2.4.3 การศึกษาชนิดและปริมาณของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน

Yang และคณะ (2004) ได้ทำการศึกษาผลกระทบของวัสดุตัวกลาง 4 ชนิด ได้แก่ ใส้กรองคาร์บอน ไยหิน ชังบวบ และเม็ดโฟมโพลียูรีเทน ที่มีต่อจุลินทรีย์ในระบบเมทาโนเจนิคฟลูอิดไดซ์เบดจากการบำบัดน้ำเสียที่มีกรดอะซิติกเป็นสารอินทรีย์เพียงอย่างเดียว โดยในการทดลองนี้ได้ใช้วิธีการวิเคราะห์ 16S rRNA และส่งด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนชนิดส่องกราดในการติดตามการเปลี่ยนแปลงลักษณะของประชากรจุลินทรีย์พบว่า ลักษณะของวัสดุตัวกลางมีผลต่อการผลิตก๊าซมีเทนอย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งชังบวบและเม็ดโฟมโพลียูรีเทนมีความเหมาะสมที่จะใช้เป็นวัสดุตัวกลางในระบบย่อยแบบไร้ออกซิเจน (Anaerobic digestion) โดยชังบวบเป็นวัสดุตัวกลางที่จุลินทรีย์สามารถเจริญยึดเกาะได้ดีที่สุด สำหรับอาร์เคียที่พบจะมีลักษณะเป็นทรงกลม (Coccus) และทรงกลม 2 อันติดกัน (Diplococci) คล้าย *Methanosarcina*, ลักษณะเป็นแท่ง (Long rods) คล้าย *Methanobacterium* และทรงรี (Coccobacillus) คล้าย *Methanobrevibacter* นอกจากนี้จากวิธีการวิเคราะห์ 16S rRNA พบว่าจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนหลักๆ ที่สามารถพบได้ในชั้นเบดของทุกวัสดุตัวกลาง ได้แก่ *Methanobacterium formicum*, *Methanosarcina barkeri* และ *Methanosarcina mazei*

Arnaiz และคณะ (2005) ศึกษาการเลือกใช้วัสดุตัวกลางที่เหมาะสมสำหรับระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดโดยเปรียบเทียบการวิเคราะห์ปริมาณแบคทีเรียที่เกาะอยู่บนตัวกลางระหว่างวิธีวิเคราะห์ของแข็งระเหยได้ที่เกาะติดกับวิธีวิเคราะห์ปริมาณฟอสโฟไลปิด ซึ่งวัสดุตัวกลางที่ใช้ในการศึกษาคั้งนี้ คือ perlite และ sepiolite จากการศึกษาเปรียบเทียบทั้งสองวิธี

พบว่า sepiolite มีปริมาณของมวลชีวภาพที่เกาะอยู่บนผิวมากกว่า perlite โดยการหาความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด เป็นวิธีการที่ดีสำหรับใช้ในการอธิบายการยึดเกาะของจุลินทรีย์กับวัสดุตัวกลาง และยังสามารถหาปริมาณของจุลินทรีย์ได้โดยตรง อีกทั้งใช้ในการเปรียบเทียบการยึดเกาะของจุลินทรีย์บนผิววัสดุตัวกลางภายใต้สภาวะที่ไร้ออกซิเจน และจัดว่าเป็นวิธีที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการศึกษาเกี่ยวกับจุลินทรีย์ในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดอีกด้วย

Boonapatcharoen และคณะ (2007) ได้ศึกษาชนิดและกลุ่มประชากรของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกไฮบริด (Anaerobic hybrid reactor; AHR) จากการบำบัดน้ำเสียจากแป้งมันสำปะหลัง โดยใช้เทคนิค Fluorescent in situ hybridization (FISH) ในการติดตามชนิดของจุลินทรีย์ทั้งในกลุ่มสร้างมีเทนและกลุ่มไม่สร้างมีเทน พบว่าเมื่อป้อนน้ำเสียที่มีความเข้มข้น 8 ก.ซีไอดี/ล. และมีระยะเวลาพักเก็บ 8 วัน จุลินทรีย์ที่พบส่วนใหญ่ในถังปฏิกรณ์ คือ *Methanosaeta sp.* แต่เมื่อเพิ่มความเข้มข้นของน้ำเสียเป็น 10 ก.ซีไอดี/ล. และลดระยะเวลาพักเก็บเหลือเพียง 5 วัน (เพิ่มอัตราการสลายอินทรีย์เป็นสองเท่า) จะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีและปริมาณของก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นลดลงด้วย โดยจุลินทรีย์ที่พบส่วนใหญ่จะมีลักษณะคล้ายกับ *Methanosarcina sp.* นอกจากนี้ปริมาณของก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นจะขึ้นอยู่กับความเหมาะสมของสภาพแวดล้อมและปริมาณสารอาหารที่เพียงพอต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน

Sanz และ Kochling (2007) ได้ศึกษาความแตกต่างระหว่างเทคนิคที่ใช้ในการวิเคราะห์จุลินทรีย์ในการบำบัดน้ำเสีย ได้แก่ การโคลนนิ่ง 16s rDNA, เทคนิค Denaturant Gradient Gel Electrophoresis (DGGE) และเทคนิค Fluorescent in situ hybridization (FISH) พบว่าเทคนิคการโคลนนิ่งและเทคนิค DGGE เหมาะสำหรับใช้ระบุชนิดของจุลินทรีย์ในตะกอน จุลินทรีย์ ส่วนเทคนิค FISH เหมาะสำหรับใช้ในการอธิบายลักษณะโครงสร้าง ปริมาณและการกระจายตัวของกลุ่มแบคทีเรียในเม็ดตะกอน

Cresson และคณะ (2009) ได้ศึกษาการเจริญเติบโตและประสิทธิภาพการทำงานของจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค PCR-SSCP และเทคนิค FISH ในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบของถังปฏิกรณ์ Methanogenic Biofilm ทั้ง 2 ถัง โดยกำหนดให้เริ่มต้นเดินระบบภายใต้สภาวะเดียวกัน (กระบวนการทดลองและหัวเชื้อเหมือนกัน) แต่ขั้นตอนการเริ่มต้นเดินระบบแตกต่างกัน พบว่าเทคนิค FISH สามารถช่วยในการอธิบายการกระจายตัวของกลุ่มประชากรแบคทีเรียและ

อาร์เคียบนเม็ดตะกอนได้เป็นอย่างดี โดยถึงปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถึงใช้ระยะเวลาในการเริ่มต้นเดินระบบ ประมาณ 81 วันเท่ากัน แต่กลุ่มจุลินทรีย์ที่พบแตกต่างกัน กล่าวคือ จุลินทรีย์กลุ่มเด่นที่พบในถึงปฏิกรณ์ที่ 1 ได้แก่ *Pelobacter* ส่วนถึงปฏิกรณ์ที่ 2 ได้แก่ *Geobacter*

Liu และคณะ (2012) ได้ใช้เทคนิค Phospholipid analysis ร่วมกับเทคนิค micro-slicing ในการศึกษาผลของเพนตะคลอโรฟีนอล (Pentachlorophenol; PCP) ที่มีต่อการยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์ในการบำบัดน้ำเสีย พบว่าเทคนิค Phospholipid analysis มีความเหมาะสมในการใช้อธิบายการทำงานของมวลชีวภาพบนเม็ดตะกอนจุลินทรีย์ โดยจากผลการทดลองพบว่า เพนตะคลอโรฟีนอลเป็นสาเหตุที่ทำให้ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดทั้งหมดในจุลินทรีย์ลดลง อีกทั้งส่งผลให้อัตราการหายใจของจุลินทรีย์ลดลงอีกด้วย

2.4.4 ข้อสรุปจากผลงานวิจัยที่ผ่านมา

จากการศึกษางานวิจัยอื่นๆ ที่ผ่านมอดังกล่าวข้างต้น จะเห็นได้ว่าการประยุกต์ใช้ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมหลายประเภท โดยข้อมูลสำคัญต่างๆ ที่เป็นประโยชน์ต่องานวิจัยนี้ สรุปได้ดังนี้

1) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดสามารถบำบัดน้ำเสียที่มีค่าอัตราภาระสารอินทรีย์ ในช่วง 0.65-44.26 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน โดยจะมีประสิทธิภาพในการบำบัดสูงเมื่อกำหนดค่าอัตราภาระสารอินทรีย์ในช่วง 10-20 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

2) ระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดมีค่าอยู่ในช่วงตั้งแต่ 5 นาที จนถึง 2 วัน ซึ่งแสดงให้เห็นว่าที่ระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียต่ำๆ ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดก็สามารถกำจัดค่าซีโอดีในน้ำเสียได้

3) วัสดุตัวกลางที่ใช้บรรจุในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดมีหลายชนิด ได้แก่ ทราบเม็ดดินเหนียว เม็ดพลาสติก sepiolite เป็นต้น โดยมีขนาดอยู่ในช่วง 0.3-5 มม.

4) เศษยางรถยนต์ใช้แล้วบดละเอียดสามารถนำมาใช้เป็นวัสดุตัวกลางในระบบบำบัดน้ำเสียได้ เนื่องจากมีพื้นที่ผิวมากและไม่มีความเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ โดยขนาดที่นำมาใช้เป็นวัสดุตัวกลาง คือ 0.02-3 ซม.

5) เทคนิค Fluorescent in situ hybridization (FISH) สามารถใช้บ่งบอกถึงชนิดของแบคทีเรียในถึงปฏิกรณ์ ทำให้สามารถอธิบายถึงการทำงานของระบบได้ดียิ่งขึ้น

6) เทคนิค Phospholipid analysis สามารถใช้ในการอธิบายการยึดเกาะของจุลินทรีย์กับวัสดุตัวกลาง และยังสามารถหาปริมาณของจุลินทรีย์ได้โดยตรงอีกด้วย

แม้ว่าจะไม่มีงานวิจัยขึ้นใดที่กล่าวถึงระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน แต่จากข้อดีของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดดังที่ได้กล่าวมาแล้ว ซึ่งก็คือ ใช้ระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียและอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบสูง จึงเป็นที่น่าสนใจในการที่จะนำข้อดีเหล่านี้มาทำการศึกษาวิจัยต่อ โดยการทดลองเดินระบบในสภาวะที่ไม่ทำการหมุนเวียนน้ำเสียภายใน ซึ่งคาดว่าระบบจะสามารถทำงานได้ดี อีกทั้งยังช่วยลดพลังงานที่ต้องใช้ในการทำให้ระบบอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน ซึ่งจะเป็นการประหยัดต้นทุนในการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดได้อีกด้วย

บทที่ 3

แผนการศึกษาและการดำเนินการวิจัย

3.1 แผนการวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ โดยใช้ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์แบบไหลต่อเนื่อง (Continuous flow reactor) ที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน โดยภายในบรรจุเศษยางรถยนต์บดละเอียดเพื่อใช้เป็นวัสดุตัวกลาง ดำเนินการที่อุณหภูมิห้อง ณ ห้องปฏิบัติการวิจัยระดับปริญญาโท ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ทำการป้อนน้ำเสียที่มีการแปรเปลี่ยนค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ที่แตกต่างกัน 4 ระดับ ในสภาวะที่ควบคุมระยะเวลาที่กักเก็บน้ำค้างที่ เพื่อศึกษาสมรรถภาพของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์แบบใน 3 ประเด็น ดังนี้

- 1) ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีในสภาวะการเดินระบบที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน
- 2) ชนิดและปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้
- 3) ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์ที่เกาะบนวัสดุตัวกลาง

โดยในงานวิจัยนี้จะแบ่งการทดลองออกเป็น 2 ส่วน คือ

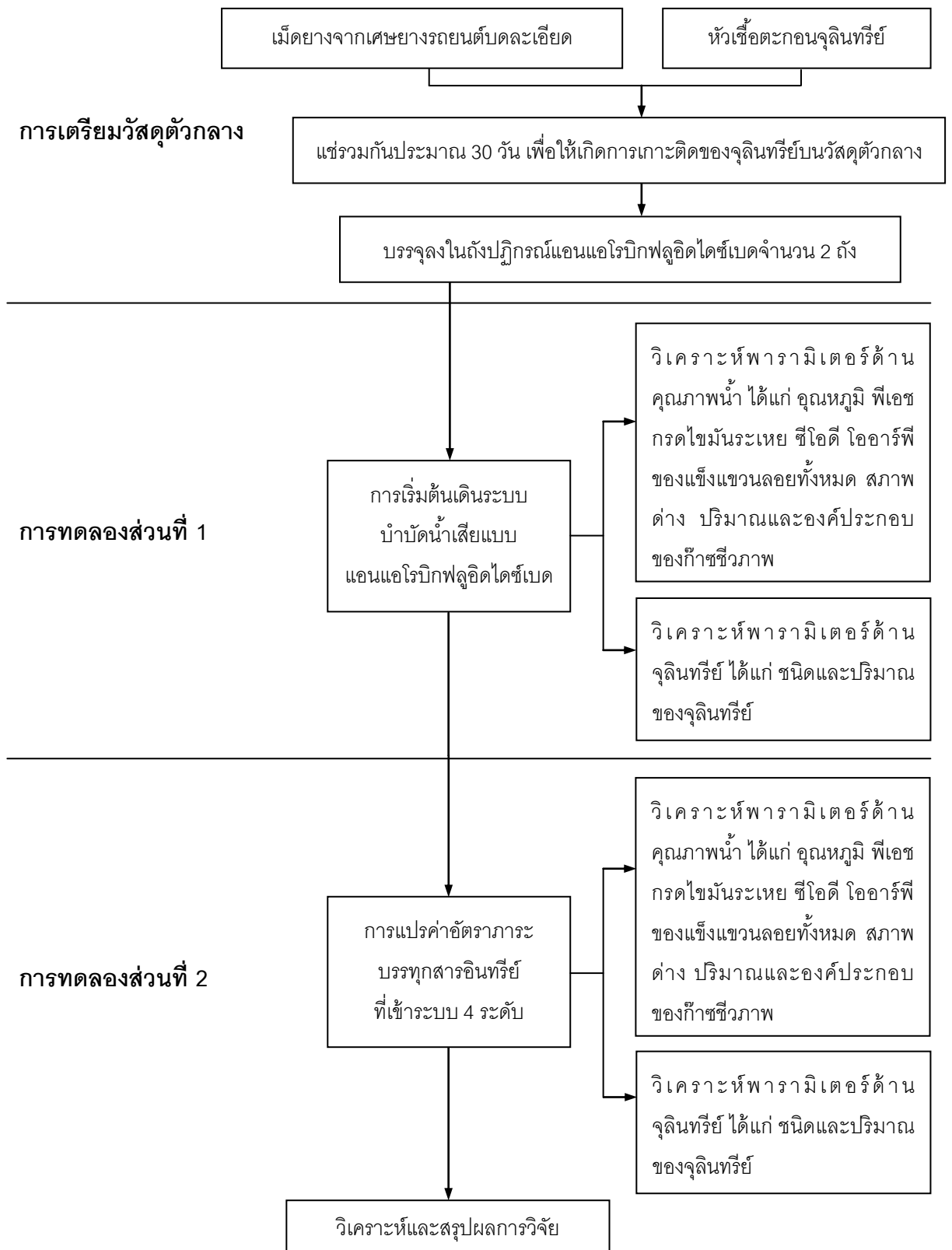
การทดลองส่วนที่ 1 การเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์แบบ

โดยทำการสูบน้ำเสียสังเคราะห์เข้าสู่ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์แบบจำนวน 2 ถังที่บรรจุเม็ดยางบดละเอียดเป็นวัสดุตัวกลาง เริ่มต้นเดินระบบด้วยการป้อนน้ำเสียที่ค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน จากนั้นวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ เป็นระยะจนระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว โดยพิจารณาจากประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและพารามิเตอร์ต่างๆ คงที่

การทดลองส่วนที่ 2 การแปรค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ

โดยเดินระบบต่อเนื่องจากการทดลองในส่วนแรก และป้อนน้ำเสียที่มีการแปรค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์เข้าระบบแตกต่างกัน 4 ระดับ คือ 2 5 15 และ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน โดยควบคุมให้อัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบคงที่ 46.8 ล./วัน (คิดเป็นความเร็วการไหลขึ้น 2.76 ม./ชม.) และมีระยะเวลาที่กักเก็บน้ำค้างคงที่ 0.84 ชม. ทำการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ เป็นระยะจนระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว โดยพิจารณาจากประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและพารามิเตอร์ต่างๆ คงที่

โดยขั้นตอนทั้งหมดของงานวิจัยแสดงรายละเอียดดังแสดงในภาพที่ 3.1



ภาพที่ 3.1 แผนผังสรุปขั้นตอนทั้งหมดของการวิจัย

3.2 วัสดุอุปกรณ์และสารเคมี

3.2.1 อุปกรณ์และสารเคมีสำหรับการวิเคราะห์คุณภาพน้ำ

ในการวิเคราะห์ลักษณะทางกายภาพและเคมีของน้ำเสียจะยึดแนวทางตามวิธีมาตรฐานที่ระบุใน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (2005) โดยมีรายละเอียดอุปกรณ์และสารเคมีต่างๆ ดังนี้

1) เครื่องมือและอุปกรณ์

- 1.1) เครื่องวัดพีเอช
- 1.2) โถทำแห้ง
- 1.3) ตู้อบปรับอุณหภูมิได้ 103 - 105 °ซ
- 1.4) เครื่องชั่งละเอียด
- 1.5) กระดาษกรอง GF/C 0.45 ไมครอน เส้นผ่านศูนย์กลาง 4.7 ซม.
- 1.6) ชุดกรองใช้กรวยกรองแบบบุชเนอร์
- 1.7) อะลูมิเนียมฟอยล์
- 1.8) ปากคืบ
- 1.9) หลอดย่อย (Digestion Tube)
- 1.10) บิวเรต
- 1.11) ขวดรูปชมพู่ขนาด 125 มล.
- 1.12) อุปกรณ์วัดปริมาตรก๊าซ
- 1.13) เครื่องแก๊สโครมาโตกราฟี (Gas Chromatography; GC)
- 1.14) กล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนชนิดส่องกราด

2) สารเคมี

- 2.1) สารละลายมาตรฐานโปตัสเซียมไดโครเมต 0.1 นอร์มัล
- 2.2) สารละลายกรดซัลฟูริก
- 2.3) สารละลายเฟอร์โรอินดิเคเตอร์
- 2.4) สารละลายซิลเวอร์ซัลเฟต
- 2.5) สารละลายมาตรฐานเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต 0.1 นอร์มัล

3.2.2 อุปกรณ์และสารเคมีสำหรับการวิเคราะห์ชนิดของจุลินทรีย์

ในการวิเคราะห์ชนิดของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดนั้น จะใช้เทคนิค Fluorescent In Situ Hybridization (FISH) ซึ่งมีอุปกรณ์และสารเคมีที่ใช้ในการวิเคราะห์ชนิดของจุลินทรีย์ ดังนี้

1) เครื่องมือและอุปกรณ์

- 1.1) เครื่องปั่นเหวี่ยง (Centrifuge)
- 1.2) อ่างน้ำควบคุมอุณหภูมิ (Water Bath)
- 1.3) ตู้เย็นแช่แข็งอุณหภูมิต่ำติดลบ 20 °ซ (-20°C freezer)
- 1.4) กล้องจุลทรรศน์แบบหัวกลับพร้อมฟลูออเรสเซนซ์
(Inverted Fluorescence Microscope)
- 1.5) แผ่นสไลด์

2) สารเคมี

- 2.1) น้ำกลั่น
- 2.2) สารละลายแอนติเฟดดิ้ง (Anti-fading)
- 2.3) สารละลายโพลีแอลไลซีน 0.01% (0.01% Poly-L-Lysine)
- 2.4) สารละลายฟิเคซีทีพีรีเอเจนท์ (Fixative reagent หรือ 4% paraformaldehyde)
- 2.5) สารละลายพีบีเอสบัฟเฟอร์ (3x PBS buffer)
- 2.6) สารละลายดีเอพีไอ (DAPI หรือ 4,6-diamidino-2-phenylindole)
- 2.7) สารละลายไฮบริดไดซ์เซชันบัฟเฟอร์ (Hybridization buffer)
- 2.8) กรดแอลกอฮอล์ (Acid alcohol)
- 2.9) สารละลายวอชชิงบัฟเฟอร์ (Washing buffer)
- 2.10) เอทานอล

3.2.3 อุปกรณ์และสารเคมีสำหรับการวิเคราะห์ปริมาณของจุลินทรีย์

ในการวิเคราะห์ปริมาณของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดนั้น จะใช้เทคนิค Phospholipid analysis ซึ่งมีอุปกรณ์และสารเคมีที่ใช้ในการวิเคราะห์ปริมาณของจุลินทรีย์ ดังนี้

1) เครื่องมือและอุปกรณ์

- 1.1) กระจกทรง GF/C ขนาด 0.45 ไมครอน
- 1.2) บีมสุญญากาศ
- 1.3) ตู้อบปรับอุณหภูมิได้ 103 - 105 °ซ
- 1.4) เครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์

2) สารเคมี

- 2.1) สารละลาย 1 มิลลิโมล กลีเซอรอลฟอสเฟต (glycerol-phosphate)
- 2.2) สารละลายโพแทสเซียมเปอร์ซัลเฟต
- 2.3) สารละลายแอมโมเนียมโมลิบเดต
- 2.4) คลอโรฟอร์ม
- 2.5) เมทานอล
- 2.6) น้ำกลั่น

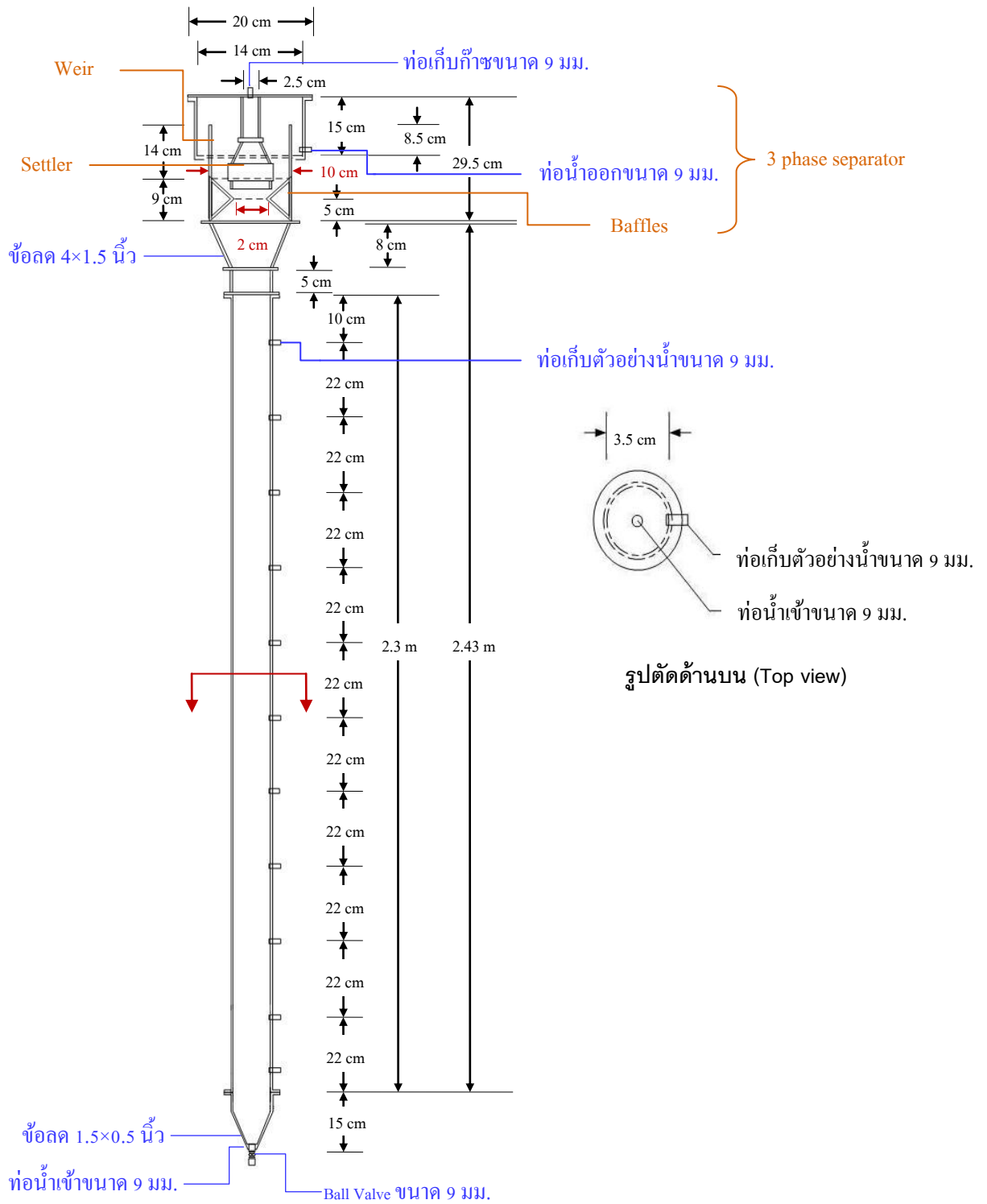
3.2.4 อุปกรณ์สำหรับการเดินระบบบำบัดน้ำเสีย

ชุดอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง คือ ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด (Anaerobic Fluidized Bed) แบบไหลต่อเนื่อง (Continuous flow reactor) ซึ่งประกอบด้วย ถังปฏิกรณ์ เครื่องสูบน้ำเสียเข้าระบบ ถังพักน้ำเสียเข้าระบบ ถังพักน้ำออกจากระบบ และชุดอุปกรณ์วัดปริมาตรก๊าซ มีรายละเอียดดังนี้

1) ถังปฏิกรณ์และหลักการทำงาน

1.1) ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

ถังปฏิกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัยนี้ทำจากอะคริลิกใสที่มีความหนา 0.5 ซม. มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.03 ม. สูง 3.0 ม. มีระดับความสูงของน้ำ 2.3 ม. และมีปริมาตรรวมประมาณ 1.63 ล. บริเวณก้นถังปฏิกรณ์มีลักษณะเป็นกรวยเพื่อให้น้ำเสียไหลกระจายเข้าได้ทั่ว และทำให้เกิดสถานะที่เหมาะสมต่อสถานะฟลูอิดไดซ์เซชัน โดยรายละเอียดของถังปฏิกรณ์จะแสดงดังภาพที่ 3.2



แบบถัง AFBR มาตรฐาน 1 : 15

ภาพที่ 3.2 รายละเอียดขนาดและส่วนประกอบของถังปฏิกรณ์แวนแวนโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

สำหรับขนาดของถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดและอัตราการไหลของน้ำเสียที่เข้าระบบจะคำนวณได้จากสมการการประมาณค่าความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (สมการที่ 2.28) สมการการประมาณค่าความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (สมการที่ 2.29 และสมการที่ 2.30) สมการ Stoke's law (สมการที่ 2.32) และกราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่า Reynold's numbers กับค่า m (ภาพที่ 2.11) โดยค่าคงที่ต่างๆ ในสมการนำมาจาก McCabe และคณะ (1993) ดังนี้

$$\frac{150\mu\bar{V}_{OM}}{\varphi_s D_p^2} \frac{(1 - \varepsilon_M)}{\varepsilon_M^3} + \frac{1.75\rho\bar{V}_{OM}^2}{\varphi_s D_p} \frac{1}{\varepsilon_M^3} = g(\rho_p - \rho) \quad \dots\dots\dots (2.28)$$

เมื่อ	μ	= ความหนืดของของไหล	= 0.008 ซม. ³ /วินาที
	φ_s	= ภาพความกลม (Sphericity)	= 1
	D_p	= ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคตัวกลาง	= 0.043 ซม.
	ρ	= ความหนาแน่นของของไหล	= 1 กรัม/ซม. ³
	ρ_p	= ความหนาแน่นของอนุภาค	= 1.2 กรัม/ซม. ³
	g	= ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก	= 980 ซม./วินาที ²
	ε_M	= ความพรุนที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	
		= 0.4	
จะได้	\bar{V}_{OM}	= ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	
		= 1.08 ม./ชม.	

$$L = L_M \frac{1 - \varepsilon_M}{1 - \varepsilon} \quad \dots\dots\dots (2.29)$$

เมื่อ	L	= ความสูงของชั้นเบดที่ความเร็วสุดท้าย	= 100 ซม.
	L_M	= ความสูงของชั้นเบดเมื่อเริ่มมีการฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 150 ซม.
	ε_M	= ความพรุนที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	
		= 0.4	
จะได้	ε	= ความพรุนที่ความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	
		= 0.6	

นำค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันที่ได้จากสมการที่ 2.28 มาแทนลงในสมการ Stoke's law (สมการที่ 2.31) เพื่อหาค่า Reynold's numbers

$$N_{Re,p} = \frac{D_p \bar{V}_{0M} \rho_p}{\mu} \quad \dots\dots\dots (2.31)$$

เมื่อ

$$\mu = \text{ความหนืดของของไหล} = 0.008 \text{ ซม.}^3/\text{วินาที}$$

$$D_p = \text{ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคตัวกลาง} = 0.043 \text{ ซม.}$$

$$\rho_p = \text{ความหนาแน่นของอนุภาค} = 1.2 \text{ กรัม/ซม.}^3$$

$$\bar{V}_{0M} = \text{ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน}$$

$$= 1.08 \text{ ม./ชม.}$$

จะได้

$$N_{Re,p} = \text{Reynold's numbers} = 0.2$$

นำค่า Reynold's numbers ที่ได้มาประมาณหาค่า m จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่า Reynold's numbers กับค่า m (ภาพที่ 2.11) โดยที่ค่า m นั้นเป็นค่าคงที่ที่ประมาณจากค่า Reynold's numbers ซึ่งจากภาพที่ 2.11 พบว่าค่า m มีค่าเท่ากับ 4.5

จากนั้นนำค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันที่ได้จากสมการที่ 2.28 ค่าความพรุนที่ความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันที่ได้จากสมการที่ 2.29 รวมทั้งค่า m ที่ได้จากการประมาณจากภาพที่ 2.11 มาแทนลงในสมการที่ 2.30

$$\left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon_M}\right)^m = \frac{\bar{V}_0}{\bar{V}_{0M}} \quad \dots\dots\dots (2.30)$$

เมื่อ

$$\varepsilon_M = \text{ความพรุนที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน}$$

$$= 0.4$$

$$\varepsilon = \text{ความพรุนที่ความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน}$$

$$= 0.6$$

$$m = \text{ค่าคงที่ที่ประมาณจากค่า Reynold's numbers}$$

$$= 4.5$$

$$\bar{V}_{0M} = \text{ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน}$$

$$= 1.08 \text{ ม./ชม.}$$

$$\begin{aligned} \text{จะได้ } \bar{V}_0 &= \text{ความเร็วสุดท้ายในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน} \\ &= 5.47 \text{ ม./ชม.} \end{aligned}$$

โดยค่าดังกล่าวเป็นค่าประมาณที่ใช้ในการเริ่มต้นเดินระบบเท่านั้น ซึ่งเมื่อทำการเดินระบบอย่างต่อเนื่องและต้องการให้เกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันอย่างสม่ำเสมอตลอดเวลา จึงมีความจำเป็นจะต้องควบคุมความเร็วสุดท้าย เพื่อให้ชั้นเบตขยายตัวสูง 1.5 เท่าของความสูงชั้นเบตที่ความเร็วต่ำสุด (McCabe และคณะ, 1993) เพื่อให้ภายในถังปฏิกรณ์เกิดการฟลูอิดไดซ์อย่างสมบูรณ์ ซึ่งสามารถทำได้โดยการปรับอัตราการไหลของน้ำเข้าระบบให้ลดลงเหลือ ประมาณ 46.8 ลิ./วัน (คิดเป็นความเร็วการไหลขึ้น 2.76 ม./ชม.)

1.2) หลักการทำงานของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบต

ทำการติดตั้งชุดอุปกรณ์ของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบตดังภาพที่ 3.3 โดยมีขั้นตอนการทำงาน ดังนี้

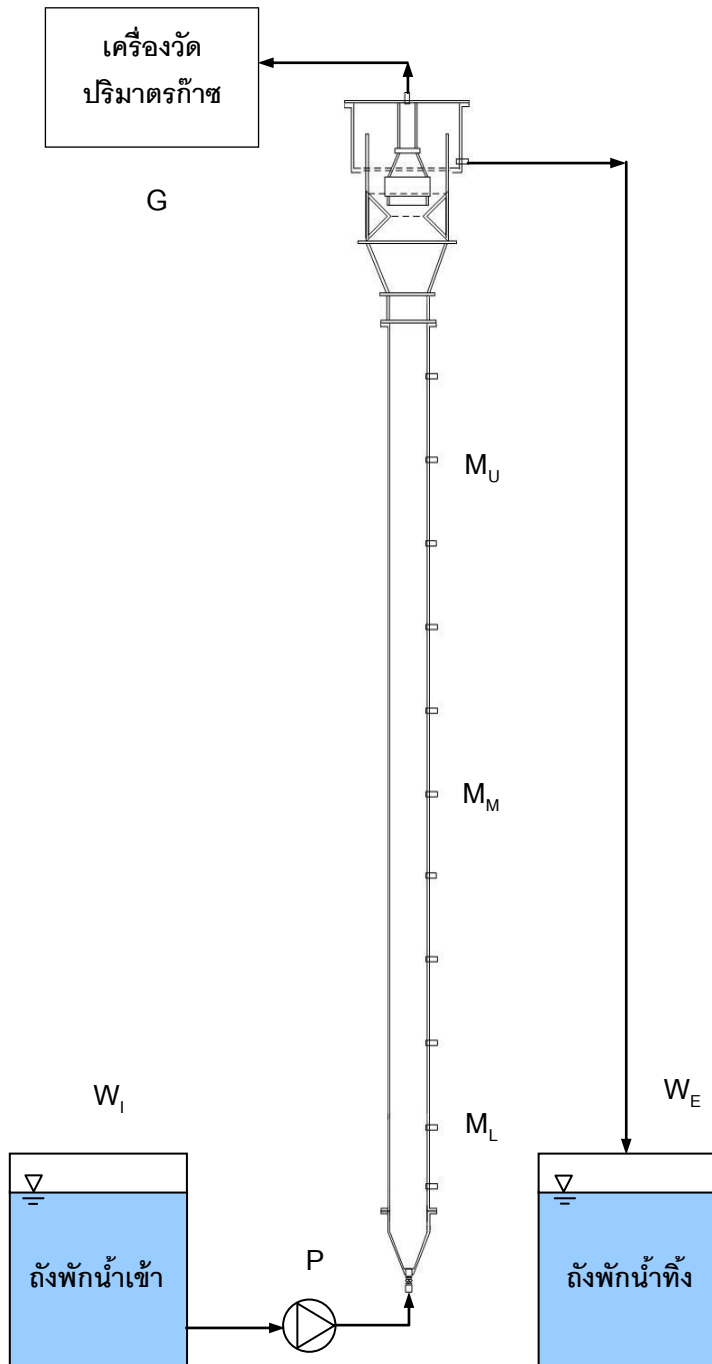
1.2.1) เครื่องสูบน้ำเสียเข้าระบบ (P) ทำหน้าที่สูบน้ำเสียจากถังพักน้ำเข้าระบบส่งไปยังถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบต

1.2.2) น้ำเสียไหลผ่านเข้าสู่ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบต โดยกำหนดให้มีระยะเวลาพักเก็บน้ำเสียภายในถังปฏิกรณ์ที่เหมาะสม ซึ่งจะทำให้เกิดกลไกการบำบัดและย่อยสลายทางชีวภาพอย่างมีประสิทธิภาพ

1.2.3) น้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดจะไหลออกจากถังปฏิกรณ์และพักเก็บไว้ที่ถังพักน้ำออก

1.2.4) ก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจากระบบจะเข้าสู่เครื่องวัดปริมาตรก๊าซ เพื่อวิเคราะห์ปริมาณก๊าซที่เกิดขึ้นในแต่ละวัน

1.2.5) จุดเก็บตัวอย่างน้ำมีด้วยกัน 2 จุด คือ W_1 และ W_E ซึ่งจะเป็นจุดเก็บตัวอย่างเพื่อวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ได้แก่ อุณหภูมิ ซีโอดี ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมด พีเอช กรดไขมันระเหย สภาพความเป็นด่าง และไออาร์พี สำหรับจุดเก็บตัวอย่างจุลินทรีย์มี 3 จุด คือ M_U , M_M และ M_L จะเป็นจุดเก็บตัวอย่างเพื่อวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์ ส่วนจุด G จะเป็นจุดเก็บตัวอย่างเพื่อวิเคราะห์หาปริมาณและองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ



(ก)



(ข)

ภาพที่ 3.3 รายละเอียดของระบบแอนะโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

(ก) ส่วนประกอบและจุดเก็บตัวอย่างของระบบแอนะโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

(ข) ภาพถ่ายถึงปฏิกิริยาที่ใช้ในงานวิจัย

2) เครื่องสูบน้ำเสียเข้าระบบ

เครื่องสูบน้ำเสียเข้าระบบที่ใช้ในงานวิจัยนี้เป็นเครื่องสูบน้ำแบบไดอะแฟรม (Diaphragm Pump) ที่สามารถปรับเปลี่ยนอัตราการสูบได้ โดยในการทดลองนี้จะตั้งอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบคงที่ 46.8 ล./วัน เพื่อสูบน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง ซึ่งค่าตัวเลขดังกล่าวเป็นปริมาณที่สอดคล้องกับระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียที่กำหนดไว้ คือ 0.84 ชม.

3) ถังพักน้ำเสียเข้าระบบ

ถังพักน้ำเสียที่ใช้ในงานวิจัยนี้เป็นถังพลาสติกที่มีปริมาตร 130 ล. ซึ่งใช้ในการบรรจุน้ำเสียสังเคราะห์สำหรับจ่ายเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง โดยมีปริมาตรเพียงพอในการกักเก็บน้ำเสียสำหรับสูบน้ำเข้าถังปฏิกรณ์ในแต่ละวัน ซึ่งภายในถังจะมีซีดีบอกริมาตรน้ำทุกๆ 10 ล. เพื่อใช้ในการตรวจสอบอัตราการไหลของน้ำเสียที่เข้าระบบ

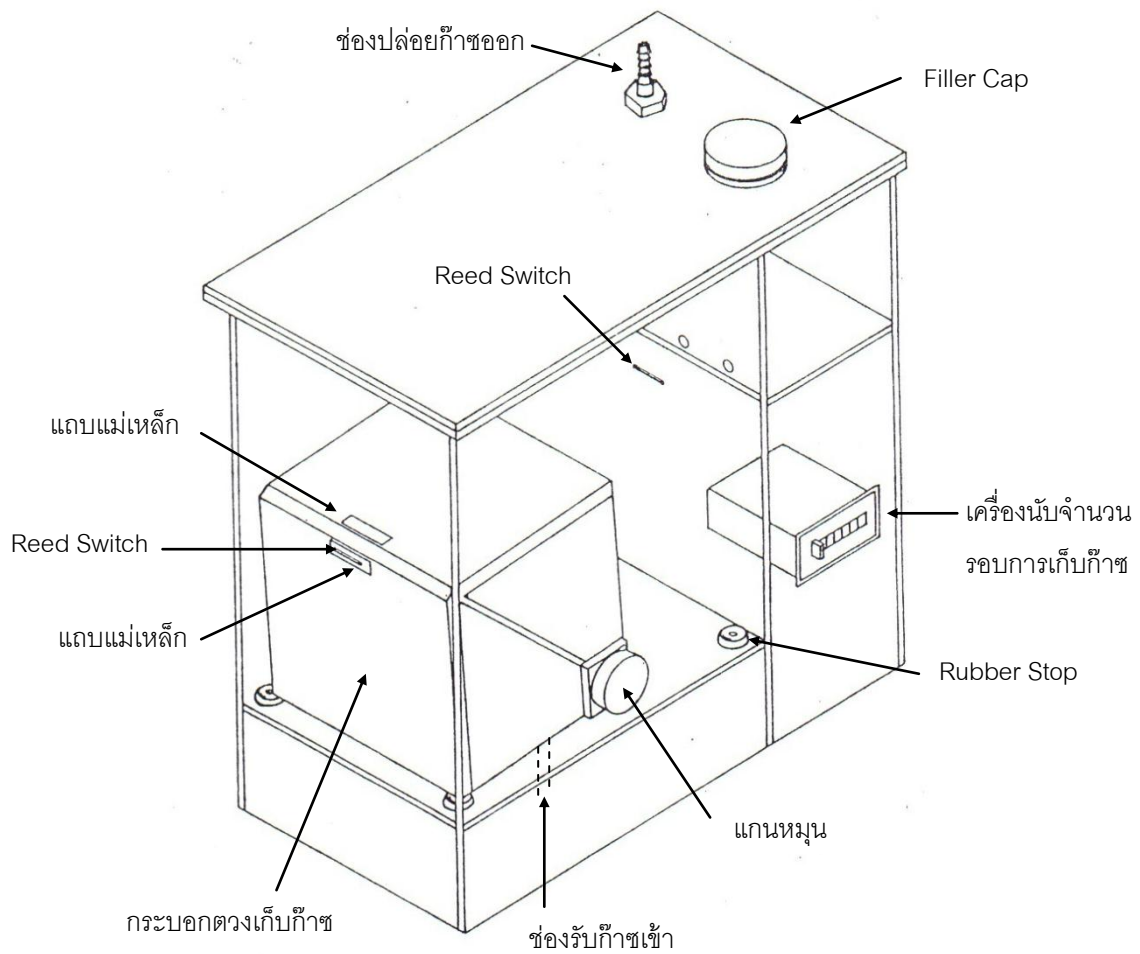
4) ถังพักน้ำออกจากระบบ

ถังพักน้ำออกที่ใช้ในงานวิจัยนี้เป็นถังพลาสติกที่มีปริมาตร 130 ล. ซึ่งสามารถกักเก็บน้ำไว้ได้นานอย่างน้อย 1 วัน โดยภายในถังจะมีซีดีบอกริมาตรน้ำทุกๆ 10 ล. เพื่อใช้ในการตรวจสอบอัตราการไหลของน้ำที่ออกจากถังปฏิกรณ์

5) ชุดอุปกรณ์วัดปริมาตรก๊าซและหลักการทำงาน

5.1) ชุดอุปกรณ์วัดปริมาตรก๊าซ

สำหรับปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นในแต่ละวัน จะทำการวัดปริมาตรโดยใช้เครื่องวัดปริมาตรก๊าซตามแบบของศักดิ์ชัย (ศักดิ์ชัย โอบาสวัสดิ์ชัย, 2526) ซึ่งสามารถรับปริมาตรก๊าซเฉลี่ยได้ครั้งละ 15 ลบ.ซม. สำหรับโครงสร้างของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซจะทำจากพลาสติกใสเพื่อป้องกันการกัดกร่อน และจะมีการเติมกรดเกลือ (HCl) ที่มีความเข้มข้นร้อยละ 1 โดยปริมาตรลงไปใต้น้ำ เพื่อป้องกันการเกิดสาหร่ายและการละลายย้อนกลับของก๊าซลงสู่น้ำ โดยรายละเอียดของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซแสดงดังภาพที่ 3.4 ซึ่งประกอบด้วยส่วนประกอบต่างๆ คือ กระจกตวงเก็บก๊าซ เครื่องนับจำนวนรอบการเก็บก๊าซ ช่องรับก๊าซเข้า ช่องปล่อยก๊าซออก Reed Switch แดบแม่เหล็ก แกนหมุน Filler Cap และ Rubber Stop



ภาพที่ 3.4 เครื่องวัดปริมาตรก๊าซตามแบบของศักดิ์ชัย
(ที่มา : ศักดิ์ชัย โอภาสวัชชัย, 2526)

5.2) หลักการทำงานของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซ

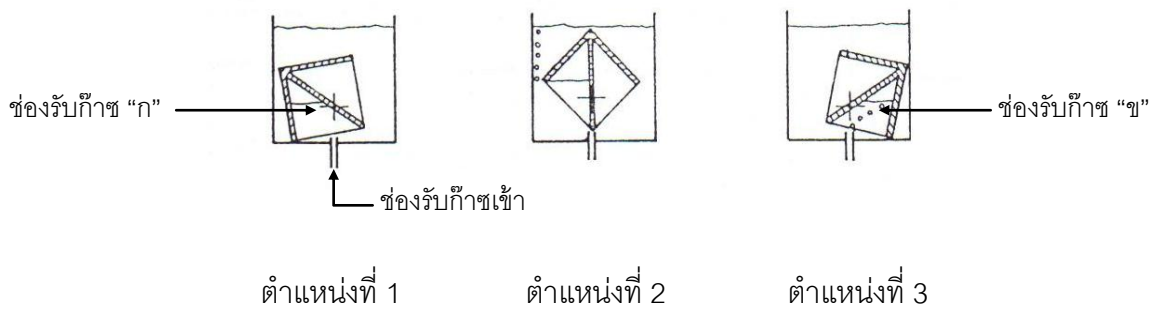
สำหรับหลักการทำงานของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซนั้นแสดงดังภาพที่ 3.5 โดยมีขั้นตอนการทำงาน ดังนี้

5.2.1) เมื่อมีก๊าซเข้าไปในกระบอกตวง ของเหลวที่อยู่ในช่องรับก๊าซ “ก” จะถูกแทนที่ด้วยปริมาตรของก๊าซ ทำให้แรงยกของกระบอกตวงเพิ่มขึ้น ส่งผลให้กระบอกตวงลอยตัวขึ้นจากตำแหน่งที่ 1 เป็นตำแหน่งที่ 2

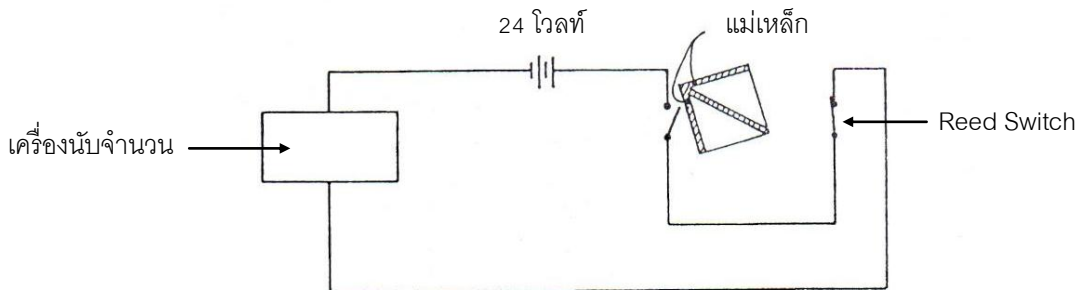
5.2.2) เมื่อกระบอกตวงอยู่ในตำแหน่งที่ 2 จะปล่อยก๊าซที่อยู่ในช่องรับก๊าซ “ก” ออกไปจนหมด แล้วตกลงมาอยู่ในตำแหน่งที่ 3 เพื่อรับก๊าซเข้าไปในช่องรับก๊าซ “ข” ใหม่ ระบบจะหมุนเวียนเช่นนี้ไปเรื่อยๆ

5.2.3) ก๊าซที่ออกจากช่องรับก๊าซของกระบอกตวงจะออกสู่บรรยากาศภายนอกโดยช่องปล่อยก๊าซออก

5.2.4) ในขณะที่กระบอกตวงเคลื่อนที่ แม่เหล็กที่ฝังอยู่บนกระบอกตวงจะกระตุ้นให้รีดสวิทช์ (Reed Switch) ทำงาน ซึ่งส่งผลให้เครื่องนับจำนวนเริ่มนับตัวเลขของจำนวนรวมปริมาตรก๊าซที่เกิดขึ้นตลอดทั้งวัน โดยวงจรการทำงานของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซจะแสดงดังภาพที่ 3.6



ภาพที่ 3.5 หลักการทำงานของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซ
(ที่มา : ศักดิ์ชัย โภภัสวัตชัย, 2526)



ภาพที่ 3.6 วงจรการทำงานของเครื่องวัดปริมาตรก๊าซ
(ที่มา : ศักดิ์ชัย โภภัสวัตชัย, 2526)

3.2.5 วัสดุตัวกลางที่ใช้ในงานวิจัย

วัสดุตัวกลางที่ใช้ในงานวิจัยนี้ คือ เม็ดยาง (Rubber Granule) ที่ทำมาจากเศษยางรถยนต์ใช้แล้วบดละเอียด แสดงดังภาพที่ 3.7 โดยคุณสมบัติทางกายภาพของเม็ดยาง ได้แก่ ความหนาแน่น และพื้นที่ผิวจำเพาะ ที่วิเคราะห์ได้โดยใช้เครื่องมือวัดขนาดอนุภาค (สถิตร์ตัน รอดอารี, 2551) มีข้อมูลต่างๆ ดังนี้

ขนาดประสิทธิภาพของเม็ดยาง (Effective size)	0.43	มม.
ความหนาแน่น	1.2	ก./ลบ.ซม.
พื้นที่ผิวจำเพาะ	0.025	ตร.ม./ก.
ค่าสัมประสิทธิ์ความสม่ำเสมอ (Uniformity coefficient)	1.53	



ภาพที่ 3.7 เม็ดยางที่ทำมาจากเศษยางรถยนต์ที่ใช้แล้วบดละเอียด

3.2.6 การเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์

น้ำเสียสังเคราะห์ (Synthetic wastewater) ที่ใช้ในงานวิจัยนี้เตรียมขึ้นจากน้ำประปา โดยมีน้ำตาลทรายเป็นแหล่งสารอินทรีย์คาร์บอน (Organic carbon) และมีการเติมธาตุอาหารที่จำเป็นต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในระบบอย่างครบถ้วน โดยกำหนดให้มีค่าซีโอดีที่แตกต่างกัน 4 ระดับ คือ ประมาณ 70 174 522 และ 1,045 มก./ล. เพื่อให้ค่าอัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบเท่ากับ 2 5 15 และ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ตามลำดับ และควบคุมอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบคงที่ 46.8 ล./วัน นอกจากนี้ยังมีการปรับอัตราส่วน COD : N : P = 150 : 1.1 : 0.2 ซึ่งองค์ประกอบของธาตุอาหารต่างๆ ที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์สำหรับ 1 วัน (ปริมาตร 60 ล.) ที่ค่าอัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์ต่างๆ นั้น จะแสดงดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 องค์ประกอบของธาตุอาหารที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ใน 1 วัน (ปริมาตร 60 ล.)

องค์ประกอบของ ธาตุอาหาร	หน่วย	ปริมาณของธาตุอาหารที่เติม			
		OLR 2 kg COD/m ³ -d	OLR 5 kg COD/m ³ -d	OLR 15 kg COD/m ³ -d	OLR 30 kg COD/m ³ -d
น้ำตาลทราย	ก.	3.85	10.21	30.1	60.2
NH ₄ Cl	ก.	0.12	0.32	0.88	1.77
K ₂ HPO ₄	มล.	0.6	1.5	4.5	9.1
NaHCO ₃	ก.	90	90	90	360
MgCl ₂ ·7H ₂ O	ก.	19.8	19.8	19.8	19.8
FeCl ₃ ·6H ₂ O	ก.	3.24	3.24	3.24	3.24
CoCl ₂ ·6H ₂ O	ก.	0.63	0.63	0.63	0.63
สารละลาย A*	มล.	6	6	6	6

(ที่มา : ดัดแปลงจาก Speece, 1996)

หมายเหตุ : สารละลาย A เป็นธาตุอาหารรอง ซึ่งประกอบไปด้วย NiCl₂·6H₂O, MnCl₂·4H₂O, H₃BO₃, ZnCl₂, CuCl₂·2H₂O และ (NH₄)₆Mo₇O₄·4H₂O โดยเตรียมเป็น Stock 10,000 เท่า รายละเอียดแสดงในภาคผนวก ก.

3.3 การดำเนินงานวิจัย

ในงานวิจัยนี้จะแบ่งการทดลองออกเป็น 2 ส่วน คือ

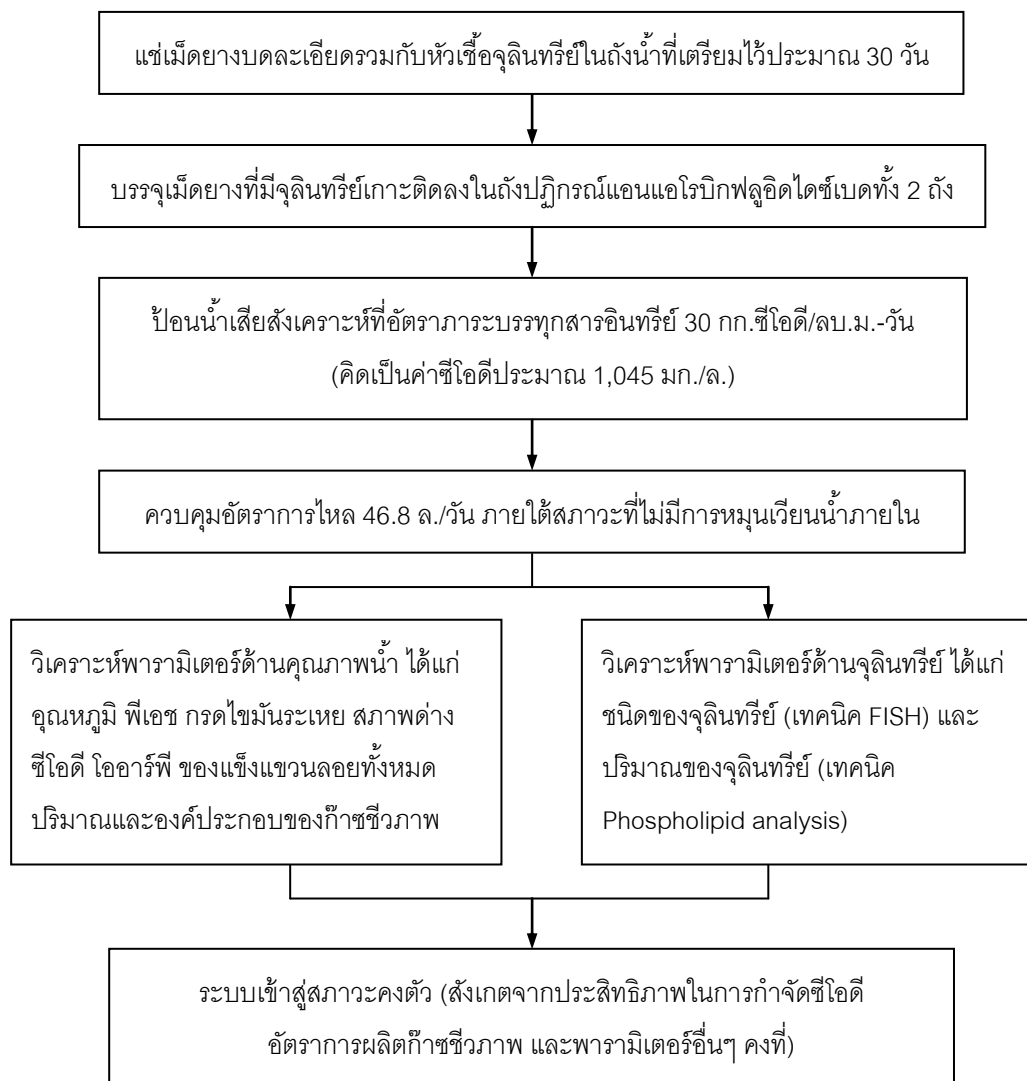
3.3.1 การทดลองส่วนที่ 1 การเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบแอนแอโรบิก ฟลูอิดไดซ์เบด โดยจะทำการป้อนน้ำเสียที่มีค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ลงในถังปฏิกรณ์จนกว่าระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัวภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน ซึ่งแผนผังรายละเอียดของการทดลองจะแสดงดังภาพที่ 3.8 โดยรายละเอียดของการทดลองมีดังนี้

1) เริ่มเลี้ยงตะกอนจุลินทรีย์ให้เจริญเกาะติดกับวัสดุตัวกลาง โดยการแช่เม็ดยางบดละเอียดรวมกับหัวเชื้อจุลินทรีย์จากระบบบำบัดน้ำเสียชนิดถังกรองไร้อากาศ (Anaerobic filter) ของอาคารวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เป็นเวลาประมาณ 30 วันในถังน้ำที่เตรียมไว้

2) บรรจุเม็ดยางที่มีจุลินทรีย์เกาะติดบนพื้นผิวลงในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิก ฟลูอิดไดซ์เบดทั้ง 2 ถัง โดยให้มีความสูงของชั้นตัวกลางประมาณครึ่งหนึ่งของความสูงถังปฏิกรณ์

3) ป้อนน้ำเสียสังเคราะห์เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถึงที่อัตราการระบวรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ด้วยอัตราการไหลเข้าคงที่ 46.8 ล./วัน (คิดเป็นความเร็วการไหลขึ้น 2.76 ม./ชม.) และระยะเวลาเก็บน้ำคงที่ 0.84 ชม. ทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน

4) วิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ของน้ำ ได้แก่ พีเอช อุณหภูมิ ซีไอดี สภาพความเป็นด่าง กรดไขมันระเหย ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมด ไออาร์พี ปริมาณและองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ ชนิดและปริมาณของจุลินทรีย์ จนกว่าระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัว โดยสังเกตจากประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีและอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพคงที่



ภาพที่ 3.8 แผนผังรายละเอียดการทดลองส่วนที่ 1

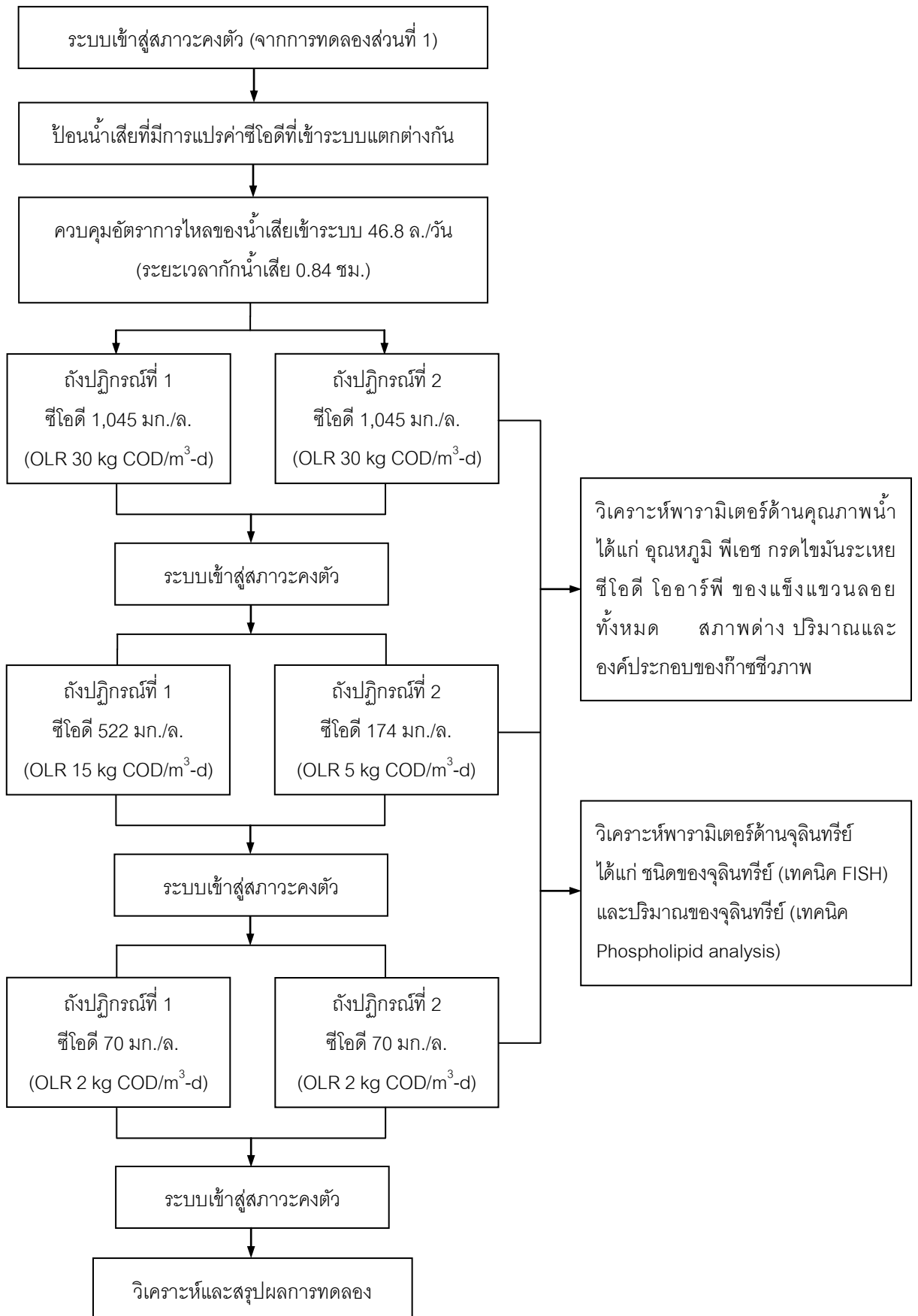
3.3.2 การทดลองส่วนที่ 2 การแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ โดยจะทำการป้อนน้ำเสียที่มีการแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์เข้าระบบแตกต่างกัน 4 ระดับ คือ 2 5 15 และ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ลงในถังปฏิกรณ์ ดังแผนผังการทดลองที่แสดงดังภาพที่ 3.9 และตัวแปรต่างๆ ที่ใช้ในการทดลองดังตารางที่ 3.2 โดยมีรายละเอียดดังนี้

1) ภายหลังจากระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้ว ทำการป้อนน้ำเสียที่มีค่าซีโอดีเท่ากับ 1,045 มก./ล. (เทียบเท่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน) เข้าสู่ถังปฏิกรณ์อย่างต่อเนื่อง และภายหลังจากที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวจึงทำการแปรเปลี่ยนค่าซีโอดีในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั้ง 2 ถังแตกต่างกัน โดยป้อนน้ำเสียที่มีค่าซีโอดีเท่ากับ 522 และ 174 มก./ล. (เทียบเท่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 15 และ 5 กก. ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน) เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 ตามลำดับ โดยหลังจากที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวอีกครั้ง ทำการปรับเปลี่ยนค่าซีโอดีที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ทั้งสองเป็น 70 มก./ล. (เทียบเท่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน)

2) ควบคุมอัตราการไหลของน้ำเสียเข้าระบบคงที่ 46.8 ล./วัน (คิดเป็นความเร็วการไหลขึ้น 2.76 ม./ชม.) มีระยะเวลาที่น้ำเสียคงที่ที่ 0.84 ชม. และทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน

3) ประเมินประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและการผลิตก๊าซชีวภาพพร้อมกับการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ เช่นเดียวกับการทดลองช่วงที่ 1

4) ตรวจสอบการเปลี่ยนแปลงประชากรของจุลินทรีย์ในระบบโดยการส่องดูด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนร่วมกับเทคนิค Fluorescent In Situ Hybridization (FISH) และเทคนิค Phospholipid analysis



ภาพที่ 3.9 แผนผังรายละเอียดการทดลองส่วนที่ 2

ตารางที่ 3.2 ตัวแปรที่ใช้ในการทดลอง

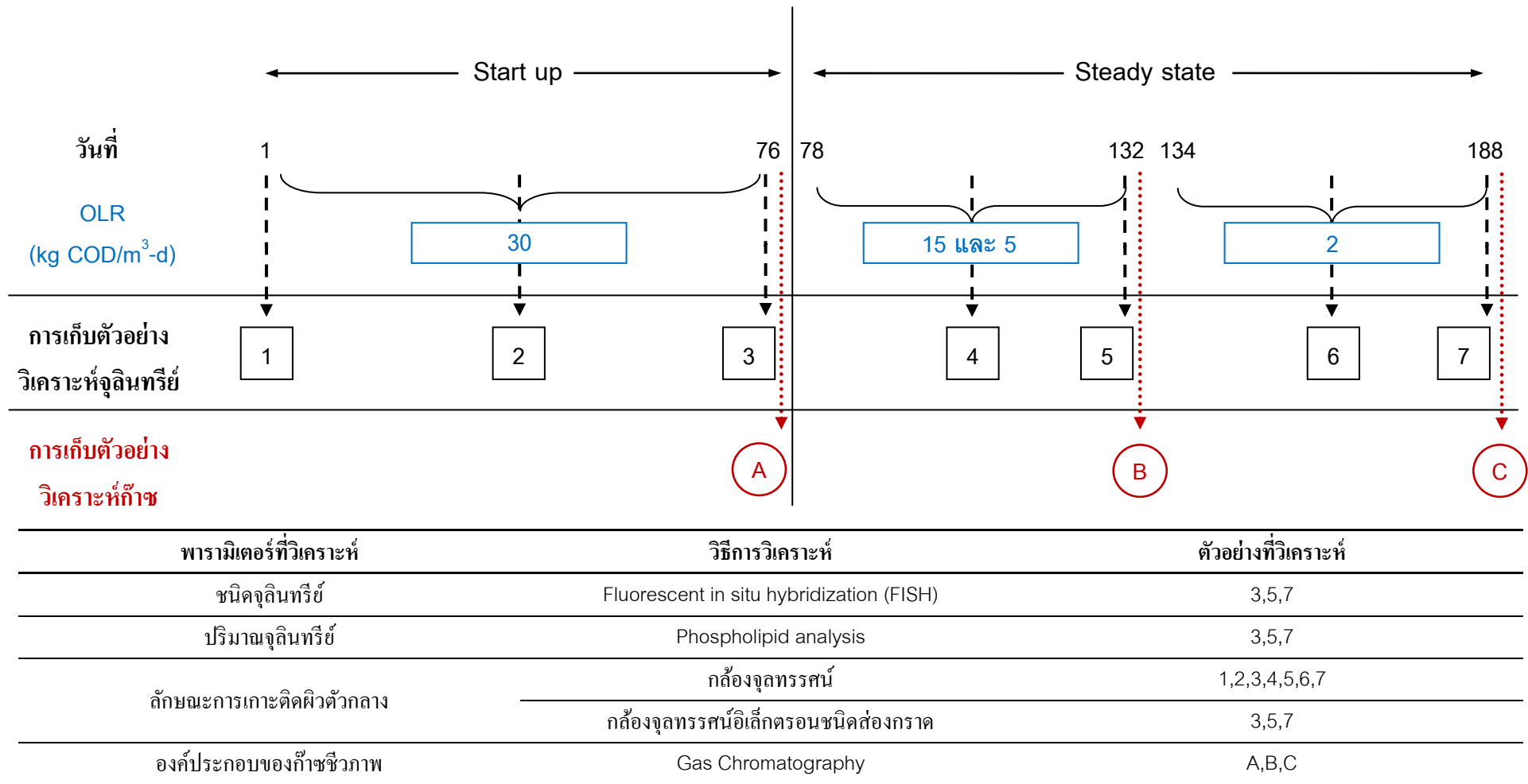
ชนิดของตัวแปร	รายละเอียด	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
ตัวแปรอิสระ	• อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์	• 2 5 15 และ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน
ตัวแปรที่ไม่ได้ควบคุม	• อุณหภูมิ	• อุณหภูมิห้อง
ตัวแปรควบคุม	<ul style="list-style-type: none"> • อัตราไหลของน้ำเสียที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ • ความเข้มข้นของน้ำเสียในรูปซีไอดี • ระยะเวลาที่เก็บน้ำ • อัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพความเป็นต่าง 	<ul style="list-style-type: none"> • 46.8 ล./วัน • 70 174 522 และ 1,045 มก./ล. (เทียบเท่ากับ OLR 2 5 15 และ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ตามลำดับ) • 0.84 ชม. • 0.4
ตัวแปรตาม	<ul style="list-style-type: none"> • ซีไอดีของน้ำทิ้ง • ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด • ชนิดและปริมาณก๊าซชีวภาพ • พีเอช • กรดไขมันระเหย • สภาพความเป็นต่าง • ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ 	

3.4 พารามิเตอร์ที่ทำการวิเคราะห์

ทำการวิเคราะห์ลักษณะน้ำเสียทั้งพารามิเตอร์ทางกายภาพ เคมี และชีวภาพ โดยมีรายละเอียดพารามิเตอร์ วิธีการวิเคราะห์ จุดเก็บตัวอย่าง และความถี่ในการวิเคราะห์ แสดงดังตารางที่ 3.3

ตารางที่ 3.3 รายละเอียดพารามิเตอร์ของน้ำตัวอย่างที่ทำการวิเคราะห์ วิธีการวิเคราะห์ จุดเก็บ ตัวอย่าง และความถี่ในการวิเคราะห์

ค่าพารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์	จุดเก็บตัวอย่างและความถี่			
		ถังพักน้ำเสีย เข้าระบบ (W_I)	ถังปฏิกรณ์ (M_U, M_M, M_L)	ถังพักน้ำออก จากระบบ (W_E)	ท่อเก็บ ตัวอย่างก๊าซ (G)
1. พีเอช	4500-H ⁺ B. Electrometric Method	1 วัน/ครั้ง	-	1 วัน/ครั้ง	-
2. ซีโอดี	5220 C. Close Reflux, Titrimetric Method	3 วัน/ครั้ง	-	3 วัน/ครั้ง	-
3. สภาพความเป็น ต่าง	2320 B. Titration Method	3 วัน/ครั้ง	-	3 วัน/ครั้ง	-
4. กรดไขมัน ระเหย	Direct Titration	3 วัน/ครั้ง	-	3 วัน/ครั้ง	-
5. ปริมาณของแข็ง แขวนลอย ทั้งหมด	2540 D. Total residual dried at 103 -105 °C	3 วัน/ครั้ง	-	3 วัน/ครั้ง	-
6. โออาร์พี	2580 B. Oxidation-Reduction Potential (ORP)	-	-	1 วัน/ครั้ง	-
7. ปริมาณของ ก๊าซชีวภาพ	Gas meter	-	-	-	1 วัน/ครั้ง
8. องค์ประกอบ ของก๊าซชีวภาพ	2720 C. Gas Chromatographic Method	-	-	-	เป็นระยะ ระหว่างการ ทดลอง
9. ชนิดของ จุลินทรีย์	Fluorescent In Situ Hybridization (FISH)	-	เป็นระยะ ระหว่างการ ทดลอง	-	-
10. ปริมาณของ จุลินทรีย์	Phospholipid analysis	-	เป็นระยะ ระหว่างการ ทดลอง	-	-



ภาพที่ 3.10 รายละเอียดของการเก็บตัวอย่างเม็ดตะกอนสำหรับวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์ และการเก็บตัวอย่างก๊าซเพื่อวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ

ภาพที่ 3.10 แสดงรายละเอียดการเก็บตัวอย่างจากถังปฏิกรณ์เพื่อทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ด้านจุลินทรีย์ ได้แก่ ชนิดและปริมาณของจุลินทรีย์ โดยทำการเก็บตัวอย่างทั้งสิ้นจำนวน 7 ครั้งตลอดช่วงเวลาการทดลอง (3 ครั้งระหว่างช่วงการเริ่มต้นเดินระบบ และ 4 ครั้งในช่วงการแปรค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์) ส่วนการเก็บตัวอย่างก๊าซชีวภาพจากถังปฏิกรณ์เพื่อวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซ จะดำเนินการรวม 3 ครั้งตลอดช่วงการทดลอง

3.4.1 การวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH

รายละเอียดขั้นตอนดำเนินการเพื่อวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Fluorescent In Situ Hybridization (FISH) ประกอบด้วย 3 ขั้นตอน ดังนี้

1) ขั้นตอนการเตรียมตัวอย่าง

1.1) ล้างเม็ดตะกอนด้วยน้ำกลั่น จากนั้นใช้วัสดุปลายแหลมค่อยๆ แยกจุลินทรีย์ที่เกาะบนผิวเม็ดตะกอนออก

1.2) นำตัวอย่างจุลินทรีย์ที่ได้ปริมาตร 0.5 มล. ใส่ในหลอดเก็บตัวอย่างขนาด 1.5 มล.

1.3) เติมสารละลาย Fixative เพื่อทำการรักษาสภาพตัวอย่างในหลอดเก็บตัวอย่างจนได้ปริมาตร 1.5 มล.

1.4) นำไปแช่เย็นที่อุณหภูมิ 4 °C ประมาณ 12 ชม.

1.5) ล้างตัวอย่างด้วยสารละลาย 1X PBS (Phosphate-Buffer Saline) 4-5 ครั้ง

1.6) เติมสารละลายที่มีส่วนผสมของ 1X PBS : Ethanol ในอัตราส่วน 1 : 1

1.7) เก็บรักษาตัวอย่างโดยนำไปแช่แข็งที่อุณหภูมิ -20 °C

2) ขั้นตอนการตรึงตัวอย่างบนกระจกสไลด์

2.1) หยดตัวอย่างที่ผ่านการเตรียมแล้วลงบนกระจกสไลด์ที่ผ่านการเคลือบด้วย 0.01% Poly-L-Lysine แล้ว ประมาณ 3-5 ไมโครลิตร

2.2) ล้างด้วยเอทานอลที่มีความเข้มข้นร้อยละ 50 70 และ 96 ตามลำดับ เพื่อดึงน้ำออกจากเซลล์ จากนั้นทิ้งไว้ให้แห้ง

3) ขั้นตอนการ Hybridization

3.1) เติมสารละลายผสมระหว่างสารละลาย Hybridization ต่อสารละลายโพรบที่จะทำการศึกษาในอัตราส่วน 9 : 1 ให้ท่วมตัวอย่างบนกระจกสไลด์ที่ผ่านการเตรียมในขั้นตอนที่ 2

โดยโพรบที่ใช้ในงานวิจัยจะมีลักษณะลำดับเบสที่มีความจำเพาะกับแบคทีเรียและอาร์เคีย ดังตารางที่ 3.4

- 3.2) บ่มตัวอย่างที่อุณหภูมิ 46 °ซ เป็นเวลา 1-1.5 ชม.
- 3.3) ล้างด้วยสารละลาย Washing ที่อุณหภูมิ 48 °ซ เป็นเวลา 15 นาที
- 3.4) ย้อมด้วยสารละลาย 4',6-diamidino-2-phenylindole (DAPI) และทิ้งไว้เป็นเวลา 10-15 นาที แล้วล้างออก
- 3.5) หยดสารละลาย Anti-fading ลงบนสไลด์ เพื่อให้สารเรืองแสงติดอยู่บนตัวอย่างได้นานขึ้น
- 3.6) ตรวจสอบชนิดของจุลินทรีย์ด้วยกล้องจุลทรรศน์ฟลูออเรสเซนต์ทันที

โดยวิธีการวิเคราะห์หาชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH อย่างละเอียดนั้น จะแสดงในภาคผนวก ค

ตารางที่ 3.4 รายละเอียดของโพรบที่ใช้ในงานวิจัยเพื่อติดตามจุลินทรีย์กลุ่มแบคทีเรียและอาร์เคีย

Probe name	Specificity	Oligonucleotide Sequence (5'-3')	สารเรืองแสง	สี	Reference
EUB338	Bacteria domain	GCTGCCTCCCGTAGGAGT	Alexa Fluor 488	เขียว	Amann และคณะ, 1990
ARC915	Archaea domain	GTGCTCCCCGCCAATTCCT	Cy3	แดง	Stahl และคณะ, 1991

(ที่มา : ดัดแปลงจาก พัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกูล, 2553)

3.4.2 การวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Phospholipid analysis

วิธีการวิเคราะห์หาปริมาณจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Phospholipid analysis มีขั้นตอนต่างๆ ดังนี้

- 1) ล้างเม็ดตะกอนด้วยน้ำกลั่น จากนั้นใช้วัสดุปลายแหลมค่อยๆ แยกจุลินทรีย์ที่เกาะบนผิวเม็ดตะกอนออก
- 2) นำตัวอย่างจุลินทรีย์ที่ได้ปริมาตร 1 มล. ใส่ในขวดรูปชมพู่ขนาด 250 มล.
- 3) เติมน้ำคลอโรฟอร์ม 20 มล. เมทานอล 20 มล. และน้ำกลั่นปราศจากไอออน 20 มล.
- 4) เขย่าเบาๆ ประมาณ 20 นาที

- 5) กรองด้วยกระดาษกรอง GF/C 0.45 ไมครอน โดยใช้ปั๊มสุญญากาศ
- 6) ดูดตัวอย่างจากชั้นคอลโรฟอร์ม (ชั้นล่าง) ปริมาตร 5 มล. ใส่ในหลอดทดลองขนาด 10 มล. ที่มีฝาปิด
- 7) เติมสารละลายโพแทสเซียมเปอร์ซัลเฟต 2.7 มล. ปิดฝาให้สนิท
- 8) นำไปอบที่อุณหภูมิ 95 °ซ เป็นเวลา 1-1.5 ชม. ทิ้งไว้ให้เย็น
- 9) ดูดสารละลายด้านบน 2.5 มล. ใส่ในหลอดทดลองขนาด 10 มล.
- 10) เติมสารละลายแอมโมเนียมโมลิบเดต 0.6 มล.
- 11) เติมสารละลายมาลาไคท์กรีน 2.7 มล.
- 12) วัดการดูดกลืนแสงที่ 610 นาโนเมตร ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์
- 13) ทำกราฟมาตรฐานโดยใช้สารละลาย 1 mM glycerol-phosphate ปริมาตร 10 20 40 60 80 100 150 และ 200 ไมโครลิตร

3.4.3 การวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์ด้วยวิธีหาปริมาณสารอินทรีย์ระเหยได้ (Volatile suspended solid)

- 1) นำตัวอย่างปริมาตร 1 มล. ใส่ในถ้วยกระเบื้อง
- 2) ระเหยน้ำในตัวอย่างด้วยเครื่องระเหยน้ำ ที่อุณหภูมิ 105 °ซ
- 3) เข้าตู้อบที่อุณหภูมิ 105 °ซ เป็นเวลา 24 ชม.
- 4) ทิ้งไว้ให้เย็นในเดซิเคเตอร์เป็นเวลา 24 ชม. ชั่งน้ำหนัก
- 5) จากนั้นนำถ้วยกระเบื้องเข้าเตาเผาที่ 550 °ซ เป็นเวลา 15 นาที
- 6) ทิ้งไว้ให้เย็นในเดซิเคเตอร์เป็นเวลา 24 ชม. ชั่งน้ำหนัก

บทที่ 4

ผลการวิจัยและวิจารณ์ผล

4.1 องค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน

ความเร็วต่ำสุดและความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันเป็นองค์ประกอบที่สำคัญอย่างหนึ่งซึ่งส่งผลต่อการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน เนื่องจากถ้าต้องการให้อนุภาคอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันและมีการเคลื่อนที่อย่างสม่ำเสมอ จะต้องทำการควบคุมให้ความเร็วสุดท้ายสามารถขยายชั้นเบดให้สูง 1.5 เท่าของความสูงชั้นเบดที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (McCabe และคณะ, 1993) อีกทั้งควรระวังไม่ให้ความเร็วนี้มีค่ามากเกินไปจนวัสดุตัวกลางหลุดออกจากถังปฏิกรณ์ นอกจากนี้การเลือกใช้วัสดุตัวกลางในถังปฏิกรณ์ที่แตกต่างกันก็ส่งผลต่อความเร็วของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันให้แตกต่างกันอีกด้วย เนื่องจาก การเลือกใช้วัสดุตัวกลางที่มีความหนาแน่นสูงจะส่งผลให้ความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันสูงตาม ดังนั้นจึงควบคุมให้เกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันได้ยากกว่าวัสดุตัวกลางที่มีความหนาแน่นต่ำ ในงานวิจัยนี้ได้เลือกใช้เม็ดยางที่ได้จากการนำเศษยางรถยนต์ใช้แล้วไปบดจนละเอียด เพื่อใช้เป็นวัสดุตัวกลางในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด โดยเมื่อทำการคำนวณหาความหนาแน่นของวัสดุตัวกลาง (เศษยางรถยนต์บดละเอียด) ความเร็วต่ำสุดและความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันโดยใช้สมการของ ERGUN (McCabe และคณะ, 1993) และร้อยละการขยายตัวของชั้นเบด (% Bed expansion) โดยเปรียบเทียบกับทรายซึ่งเป็นวัสดุตัวกลางที่หาง่ายและราคาถูกจึงนิยมนำมาใช้ในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด จะได้ผลการคำนวณดังตารางที่ 4.1 (รายละเอียดการคำนวณแสดงในภาคผนวก (ก-1)-(ก-3))

ตารางที่ 4.1 ผลการคำนวณองค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันเปรียบเทียบระหว่าง
เม็ดยางกับทราย

องค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	หน่วย	วัสดุตัวกลาง	
		เม็ดยาง (งานวิจัยนี้)	ทราย
ความหนาแน่น	กก./ลบ.ม.	1,200 [*]	2,560 ^{**}
การขยายตัวของชั้นเบต	ร้อยละ	100	50 ^{**}
ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	ม./ชม.	1.08	5.56 ^{***}
ความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	ม./ชม.	5.47	20.02 ^{***}

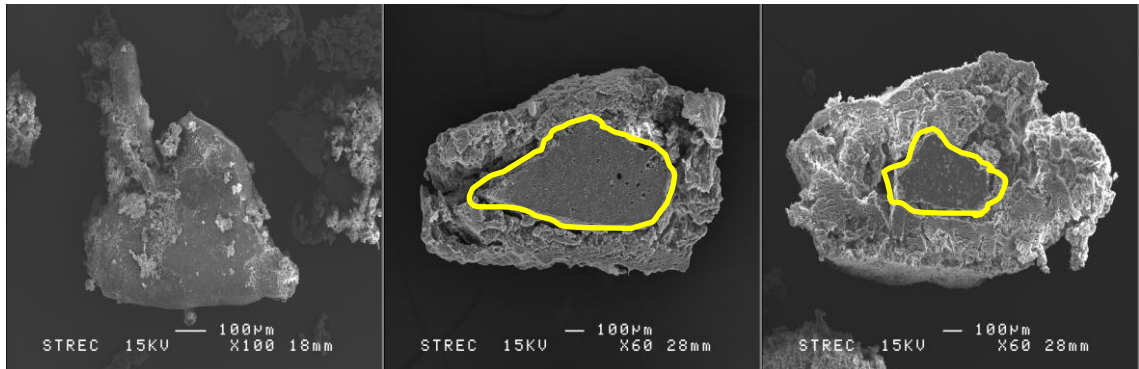
หมายเหตุ : * ข้อมูลจาก สถิติรัตน์ รอดอารี, 2551

** ข้อมูลจาก Metcalf และ Eddy, 2004

*** ข้อมูลจาก พัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกูล, 2553

จากผลการคำนวณในตารางที่ 4.1 เนื่องจากเม็ดยางเป็นวัสดุที่มีความหนาแน่นต่ำกว่าทราย ทำให้ความเร็วต่ำสุดและความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันมีค่าที่ต่ำกว่าทรายมาก กล่าวคือมีค่าเท่ากับ 1.08 และ 5.47 ม./ชม. ตามลำดับ ในขณะที่ทรายมีค่าความเร็วต่ำสุดและความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันเท่ากับ 5.56 และ 20.02 ม./ชม. ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นได้ว่าการนำเม็ดยางใช้เป็นวัสดุตัวกลางจะส่งผลให้เกิดการประหยัดพลังงานได้มากกว่าทรายในการทำให้ระบบอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันตลอดเวลา นอกจากนี้เมื่อทำการเดินระบบอย่างต่อเนื่องพบว่าชั้นเบตมีการขยายตัวเพิ่มมากขึ้น ซึ่งมีสาเหตุมาจากการเติบโตมากขึ้นของจุลินทรีย์ที่เกาะบนพื้นผิวของเม็ดยาง สังเกตได้จากความหนาของชั้นไบโอฟิล์มที่เพิ่มขึ้นดังแสดงยืนยันได้จากภาพที่ 4.1 โดย Myska และ Svec (1994) รายงานว่าจุลินทรีย์มีความหนาแน่นประมาณ 1,100 กก./ลบ.ม. ในขณะที่เม็ดยางที่ใช้เป็นวัสดุตัวกลางมีความหนาแน่น 1,200 กก./ลบ.ม. เมื่อมีจุลินทรีย์มาเกาะบนพื้นผิวของเม็ดยางที่ใช้เป็นวัสดุตัวกลางจึงส่งผลให้ความหนาแน่นโดยรวมทั้งหมดของวัสดุตัวกลางลดลง (เมื่อเปรียบเทียบกับความหนาแน่นของเม็ดยางที่ยังไม่มีไบโอฟิล์ม) จึงส่งผลให้ชั้นเบตในขณะที่ฟลูอิดไดซ์มีการขยายตัวเพิ่มขึ้น ซึ่งอาจนำไปสู่การหลุดของเม็ดยาง (เม็ดยางที่มีไบโอฟิล์มเกาะ) ออกมากับน้ำทิ้งได้ ซึ่งการรักษาปริมาณของจุลินทรีย์ในระบบให้ได้มากที่สุดนับว่าเป็นสิ่งสำคัญมากต่อการเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนเนื่องจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนมีอัตราการสร้างเซลล์ที่ต่ำกว่าระบบใช้ออกซิเจนมาก ดังนั้นเพื่อเป็นการรักษาปริมาณของจุลินทรีย์ให้อยู่ในระบบ จึงต้องทำการลดอัตราการสูบน้ำเข้า

ระบบลงเพื่อควบคุมให้ความสูงของชั้นเบตขยายตัวคงที่เท่ากับ 1.5 เท่าตลอดการทดลอง ดังแสดงในภาพที่ 4.2

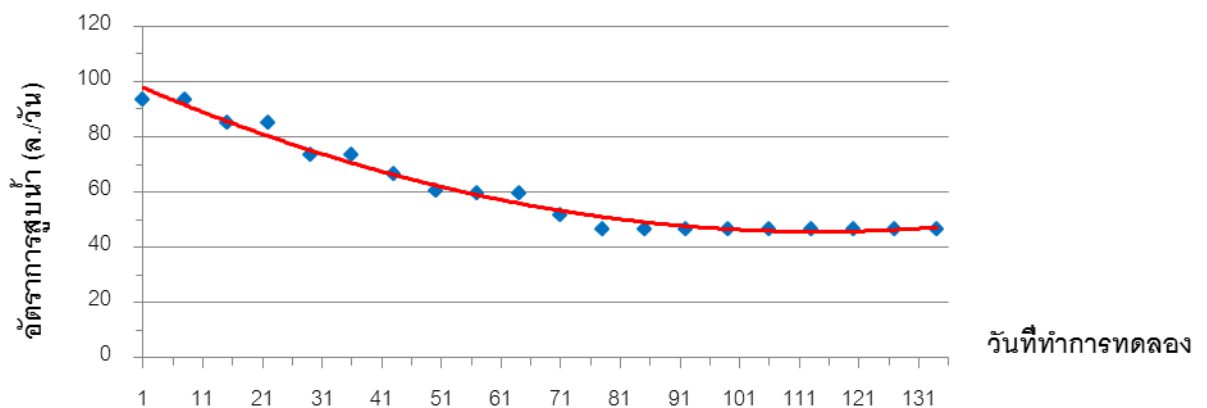


(ก)

(ข.1)

(ข.2)

ภาพที่ 4.1 ภาพถ่ายตัดขวาง (Cross section) ของเม็ดยางเริ่มต้นและเม็ดยางระหว่างการเดินระบบ โดย (ก) เม็ดยางในระยะแรกที่เริ่มเดินระบบที่กำลังขยาย 100 เท่า
(ข) เม็ดยางที่มีชั้นไปโอฟิล์มเกาะที่กำลังขยาย 60 เท่า เมื่อ
(ข.1) เป็นเม็ดยางในถึงปฏิกรณ์ที่ 1 และ (ข.2) เป็นเม็ดยางในถึงปฏิกรณ์ที่ 2



ภาพที่ 4.2 การลดค่าอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบเพื่อควบคุมการขยายตัวของชั้นเบต 1.5 เท่า ในถึงปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

จากภาพที่ 4.2 พบว่าค่าอัตราการสูบน้ำเสียเข้าถึงปฏิกรณ์ในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบที่ได้จากการคำนวณมีค่าเท่ากับ 93 ล./วัน (คิดเป็นความเร็วไหลขึ้น 5.47 ม./ชม.) แต่ภายหลังจากการเดินระบบอย่างต่อเนื่องเป็นผลให้จุลินทรีย์เติบโตเกาะติดบนพื้นผิวเม็ดยางมากขึ้น ทำให้ความหนาแน่นรวมของวัสดุตัวกลางมีค่าลดลงจึงต้องทำการปรับอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบลดลง

อย่างต่อเนื่อง เพื่อรักษาระดับการขยายตัวของชั้นเบตในถังปฏิกรณ์จนกระทั่งอัตราการสูบน้ำเข้าระบบมีค่าคงที่ที่ 46.8 ลิ./วัน (คิดเป็นความเร็วการไหลขึ้น 2.76 ม./ชม.) ซึ่งลดลงกว่าที่คำนวณเริ่มต้นประมาณ 2 เท่า ส่งผลให้เกิดการประหยัดพลังงานในการควบคุมให้ระบบอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชันได้มากขึ้น ซึ่งในงานวิจัยนี้เนื่องจากถังปฏิกรณ์ที่ใช้ในการทดลองมีขนาดเล็กจึงทำให้ไม่สามารถเห็นความแตกต่างที่ชัดเจน จึงได้ยกตัวอย่างการคำนวณค่าพลังงานที่ใช้สำหรับการสูบน้ำเสียเข้าระบบสำหรับถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบตทั่วไป (มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1 ม. สูง 4 ม.) โดยเลือกใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางเปรียบเทียบกับทราย ได้ผลการคำนวณแสดงดังตารางที่ 4.2 (รายละเอียดการคำนวณแสดงในภาคผนวก (ก-4)-(ก-6))

ตารางที่ 4.2 ค่าพลังงานที่ใช้ในการเดินระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบตเมื่อใช้เม็ดยางและทราย เป็นวัสดุตัวกลาง

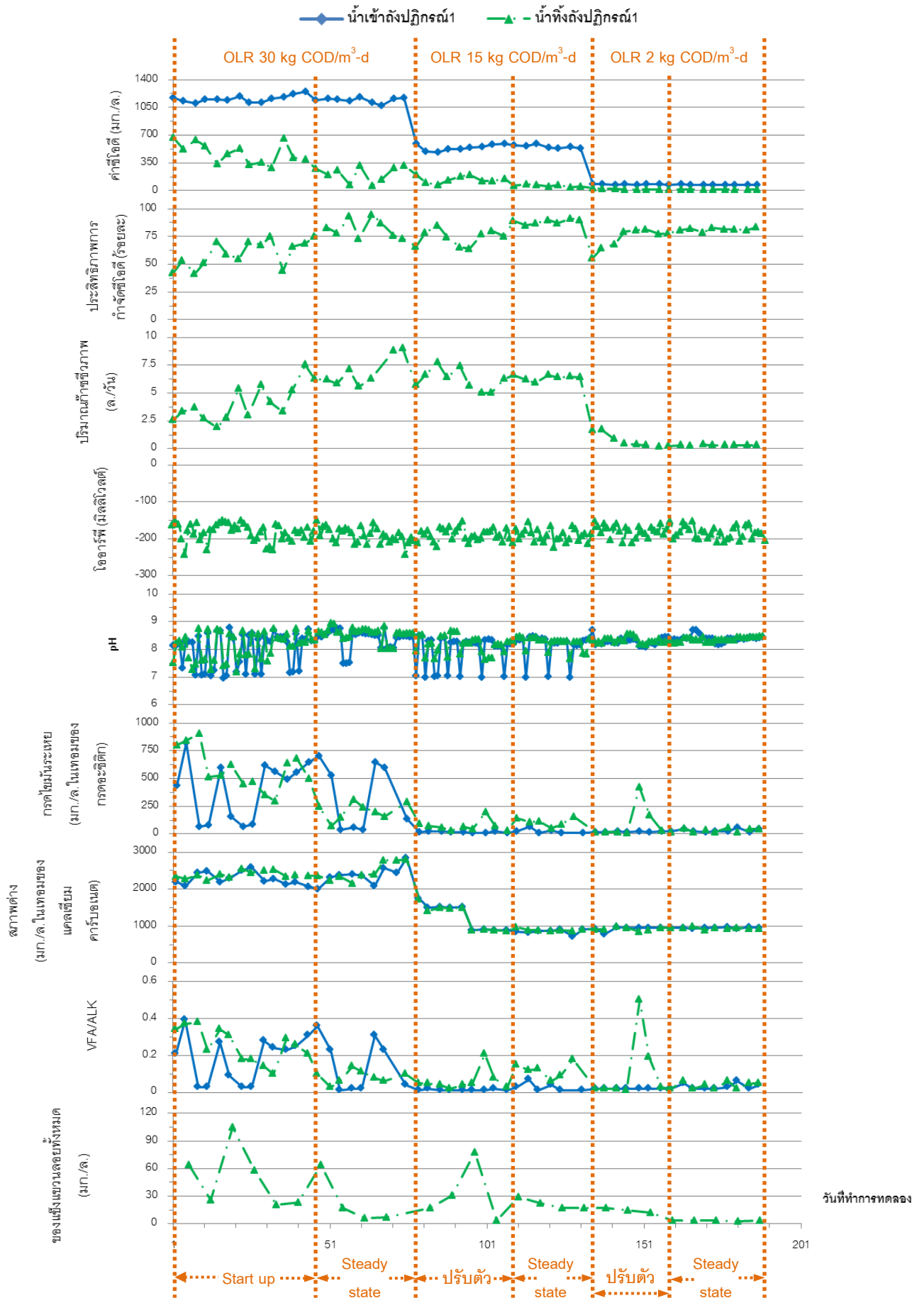
องค์ประกอบที่มีผลต่อสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	หน่วย	วัสดุตัวกลาง	
		เม็ดยาง (งานวิจัยนี้)	ทราย
ความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	ม./ชม.	2.76	20.02
อัตราการสูบน้ำเข้าระบบ	ลบ.ม./ชม.	2.17	15.72
กำลังเครื่องสูบน้ำ	กิโลวัตต์	0.37	0.75
พลังงานไฟฟ้าที่ใช้	ยูนิต/วัน	8.88	18

หมายเหตุ : * ข้อมูลจาก พัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกูล, 2553

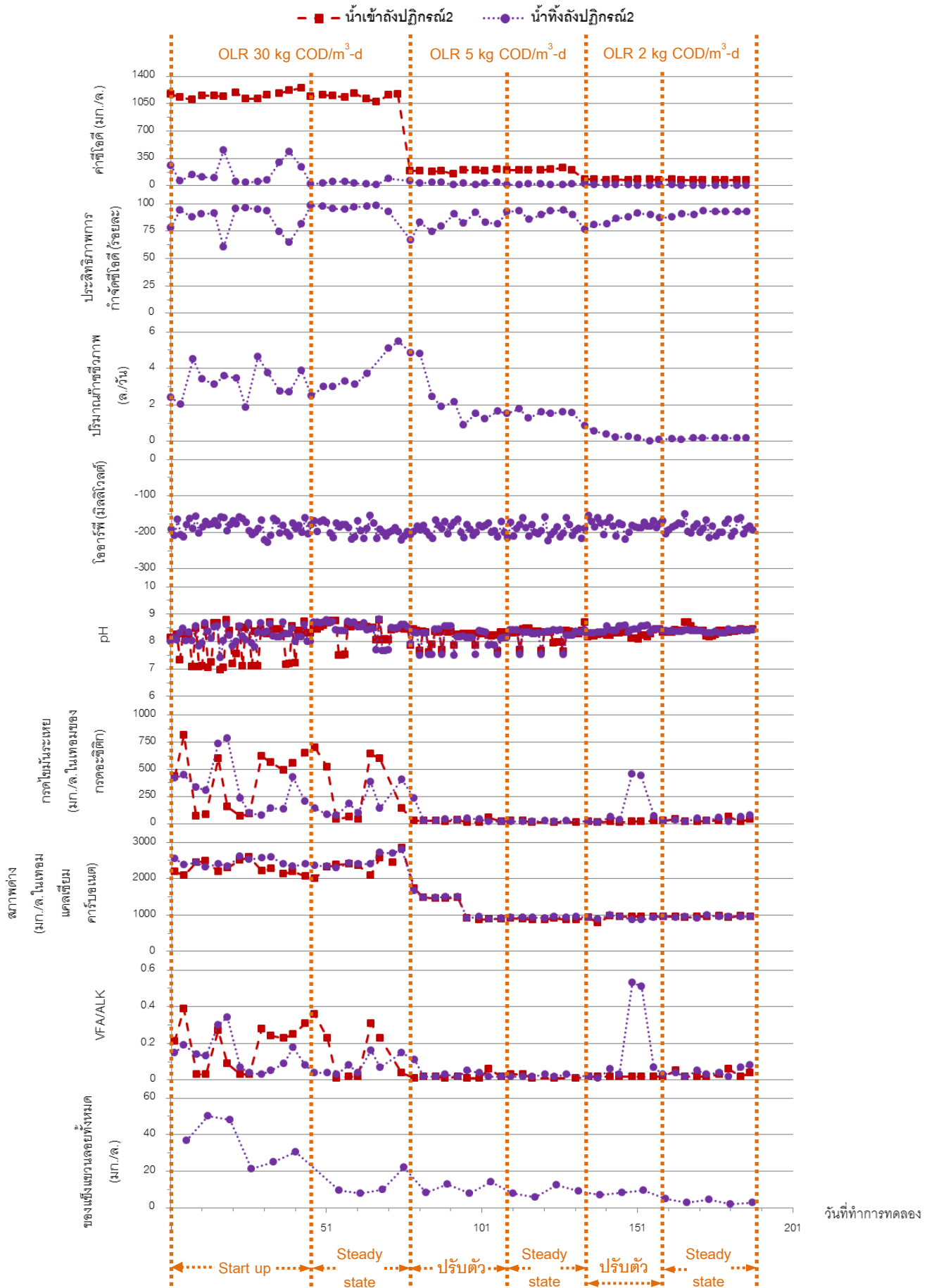
จากผลการคำนวณในตารางที่ 4.2 พบว่าการเลือกใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบตภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในนั้นใช้พลังงานในการสูบน้ำเสียเข้าระบบเพียง 8.88 ยูนิต/วัน ในขณะที่ทรายใช้พลังงานถึง 18 ยูนิต/วัน ซึ่งแสดงให้เห็นว่าการเลือกใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางจะช่วยประหยัดพลังงานได้มากกว่าทรายประมาณ 2.03 เท่า โดยถือได้ว่าเป็นข้อได้เปรียบของการเลือกใช้เม็ดยางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบตภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในในแง่ของการประหยัดพลังงาน ส่วนความเป็นไปได้และข้อดีของการเลือกใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางในแง่ของประสิทธิภาพของระบบในการกำจัดซีโอดีและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพจะอธิบายในหัวข้อถัดไป

4.2 การเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดและการปรับตัวของจุลินทรีย์ก่อนการแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

ในงานวิจัยนี้ได้เริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียด้วยการแช่เม็ดยางบดละเอียดรวมกับหัวเชื้อจุลินทรีย์ที่นำมาจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบถังกรองไร้ออกซิเจน จากอาคารวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย โดยนำเม็ดยางปริมาตร 20 ล. ใส่ลงในถังน้ำที่เตรียมไว้ จากนั้นจึงเติมหัวเชื้อปริมาตร 20 ล.ลงไปผสมให้เข้ากัน ทำการป้อนน้ำเสียที่มีค่าซีไอดีประมาณ 1,000 มก./ล. ปริมาตร 10 ล. ลงในถัง แช่ทิ้งไว้เป็นเวลาประมาณ 30 วัน เพื่อให้เกิดการเกาะติดของจุลินทรีย์บนเม็ดยาง จากนั้นจึงนำเม็ดตะกอนที่ได้บรรจุลงในถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถังที่มีลักษณะทางกายภาพเหมือนกันทุกประการ ทำการป้อนน้ำเสียที่มีน้ำตาลทรายเป็นแหล่งสารอินทรีย์คาร์บอน (Organic carbon) และมีการเติมธาตุอาหารที่จำเป็นต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์อย่างครบถ้วน โดยควบคุมอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์เท่ากับ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน (เทียบเท่ากับค่าซีไอดีประมาณ 1,045 มก./ล.) ลงในถังปฏิกรณ์ทั้งสอง ทำการควบคุมอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบคังที่ 46.8 ล./วัน และระยะเวลาพักเก็บน้ำคังที่ 50 นาที ตลอดจนการทดลองภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน จนระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว โดยสังเกตได้จากประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีและอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพคังที่ หลังจากนั้นจึงทำการแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์แต่ละถังให้แตกต่างกัน โดยลดค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์จาก 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ลงเป็น 15 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ตามลำดับ ทำการควบคุมอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบคังที่ 46.8 ล./วัน และระยะเวลาพักเก็บน้ำคังที่ 50 นาที ตลอดจนการทดลอง ภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในจนระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวอีกครั้ง ดังแสดงในภาพที่ 4.3 และ 4.4 โดยรายละเอียดการแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ จะแสดงรายละเอียดในหัวข้อถัดไป



ภาพที่ 4.3 การเปลี่ยนแปลงของค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราภาระบรรจุสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ในถังปฏิกรณ์ที่ 1



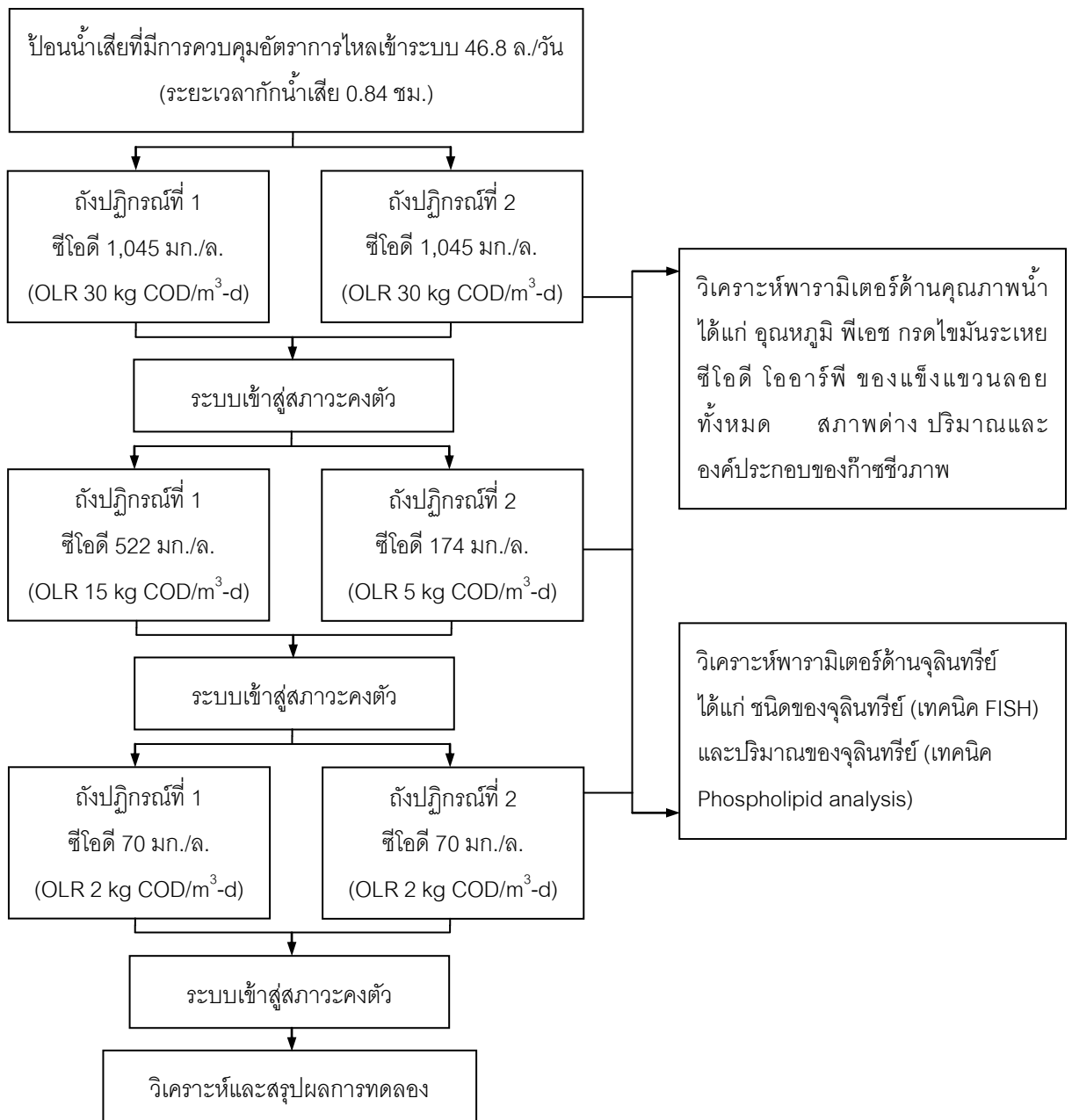
ภาพที่ 4.4 การเปลี่ยนแปลงของค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ในถังปฏิกรณ์ที่ 2

จากผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบ แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำ ภายในนั้น ตั้งแต่วันที่ 1-46 ทำการวิเคราะห์ตัวอย่างทั้งสิ้นประมาณ 13 ตัวอย่าง โดยในระหว่างการทดลองได้ทำการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ได้แก่ พีเอช อุณหภูมิ สภาพต่าง กรดไขมันระเหย ซีไอดี ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมด และปริมาณและองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ ซึ่งผลการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ แสดงดังภาพที่ 4.3 และ 4.4 แสดงให้เห็นว่าระยะเวลาในการ เริ่มต้นเดินระบบบำบัด ใช้เวลาตั้งแต่เริ่มต้นเดินระบบจนกระทั่งเข้าสู่สภาวะคงตัวประมาณ 46 วัน ซึ่งน้อยกว่าระยะเวลาที่ใช้ในการเริ่มต้นเดินระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไปหรือระบบ ยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) ที่ใช้ระยะเวลาประมาณ 3-6 เดือน (Metcalf และ Eddy, 2004) ซึ่งอาจเป็นผลมาจากการแช่เม็ดยางรวมกับหัวเชื้อจุลินทรีย์ไว้แล้วประมาณ 30 วัน โดยวิธีการนี้จะช่วยให้จุลินทรีย์มีการปรับสภาพและเจริญเติบโตเกาะติดบนวัสดุตัวกลางได้ รวดเร็วยิ่งขึ้น เนื่องจากเม็ดยางมีคุณสมบัติในการเป็นเป้าสัมผัสให้แบคทีเรียมาเกาะได้เป็นอย่างดี โดยไม่รบกวนการทำงานของจุลินทรีย์ (Park และคณะ, 2006) แต่สำหรับการนำไปประยุกต์ใช้กับ ระบบบำบัด น้ำเสียจริงอาจทำได้ยากเนื่องจากปัจจัยหลายๆ อย่าง เช่น ขนาดของถังปฏิกรณ์ที่ใช้ หรือปริมาณ หัวเชื้อจุลินทรีย์ เป็นต้น ดังนั้นหากจะนำระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดนี้ไป ประยุกต์ใช้จริงควรคำนึงถึงการเริ่มต้นเดินระบบในลักษณะดังกล่าวนี้ด้วย

สำหรับระยะเวลาปรับตัวของจุลินทรีย์ก่อนทำการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ของ น้ำเสียที่เข้าสู่ระบบนั้น พบว่าจุลินทรีย์สามารถปรับตัวได้เร็วขึ้นในทุกครั้งที่ทำการเปลี่ยนค่าอัตรา ภาระบรรทุกสารอินทรีย์ กล่าวคือ ในถังปฏิกรณ์ที่ 1 จุลินทรีย์ใช้เวลาในการปรับตัวก่อนเข้าสู่การ แปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน เท่ากับ 46 31 และ 24 วัน ตามลำดับ ส่วนถังปฏิกรณ์ที่ 2 จุลินทรีย์ใช้เวลาในการปรับตัวก่อนเข้าสู่การแปรค่าอัตราภาระ บรรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน เท่ากับ 46 31 และ 24 วัน ตามลำดับ เช่นเดียวกัน ซึ่งแสดงให้เห็นว่า ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดย ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในนั้น มีความพร้อมที่จะทำการเปลี่ยนอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่ เข้าสู่ระบบแล้ว เนื่องจากค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่ทำการวิเคราะห์เริ่มคงที่ภายหลังจากช่วงการ ปรับตัว อีกทั้งจุลินทรีย์ภายในระบบสามารถบำบัดน้ำเสียได้อย่างมีประสิทธิภาพ ซึ่งสังเกตได้จาก ประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีที่ค่อนข้างสูง

4.3 การแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ

ภายหลังจากระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวจึงทำการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์แต่ละถังให้แตกต่างกัน 4 ระดับ คือ 30 15 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน โดยในช่วงแรกจะป้อนน้ำเสียที่มีค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง (คิดเป็นค่าซีไอดีประมาณ 1,045 มก./ล.) หลังจากสิ้นสุดการทดลองในช่วงแรก จึงทำการปรับเปลี่ยนค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 เป็น 15 และ 5 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ตามลำดับ (คิดเป็นค่าซีไอดีประมาณ 522 และ 174 มก./ล.) หลังจากสิ้นสุดการทดลองในช่วงที่ 2 จึงทำการปรับเปลี่ยนค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถังเป็น 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน (คิดเป็นค่าซีไอดีประมาณ 70 มก./ล.) ทำการควบคุมอัตราการสูบน้ำเสียเข้าระบบคงที่ 46.8 ล./วัน และระยะเวลาที่เก็บน้ำคงที่ 50 นาที ตลอดการทดลอง ภายใต้อุณหภูมิที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในจนระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวอีกครั้ง โดยสังเกตได้จากประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีและอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพคงที่ แล้วจึงนำค่าพารามิเตอร์ที่วิเคราะห์ได้มาวิจารณ์และสรุปผลการวิจัย สำหรับแผนผังรายละเอียดการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ทั้งหมดจะแสดงดังภาพที่ 4.5



ภาพที่ 4.5 แผนผังการแปรค่าอัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบในการทดลองครั้งที่ 2

4.3.1 ผลการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ

เมื่อสิ้นสุดการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในวันที่ 46 แล้ว (ระบบอยู่ในสภาวะคงตัว) ได้ทำการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ 4 ระดับ คือ 30 15 5 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ดังที่ได้กล่าวมาแล้วในข้างต้น โดยผลการทดลองจะแสดงดังตารางที่ 4.3 และภาพที่ 4.6-4.9

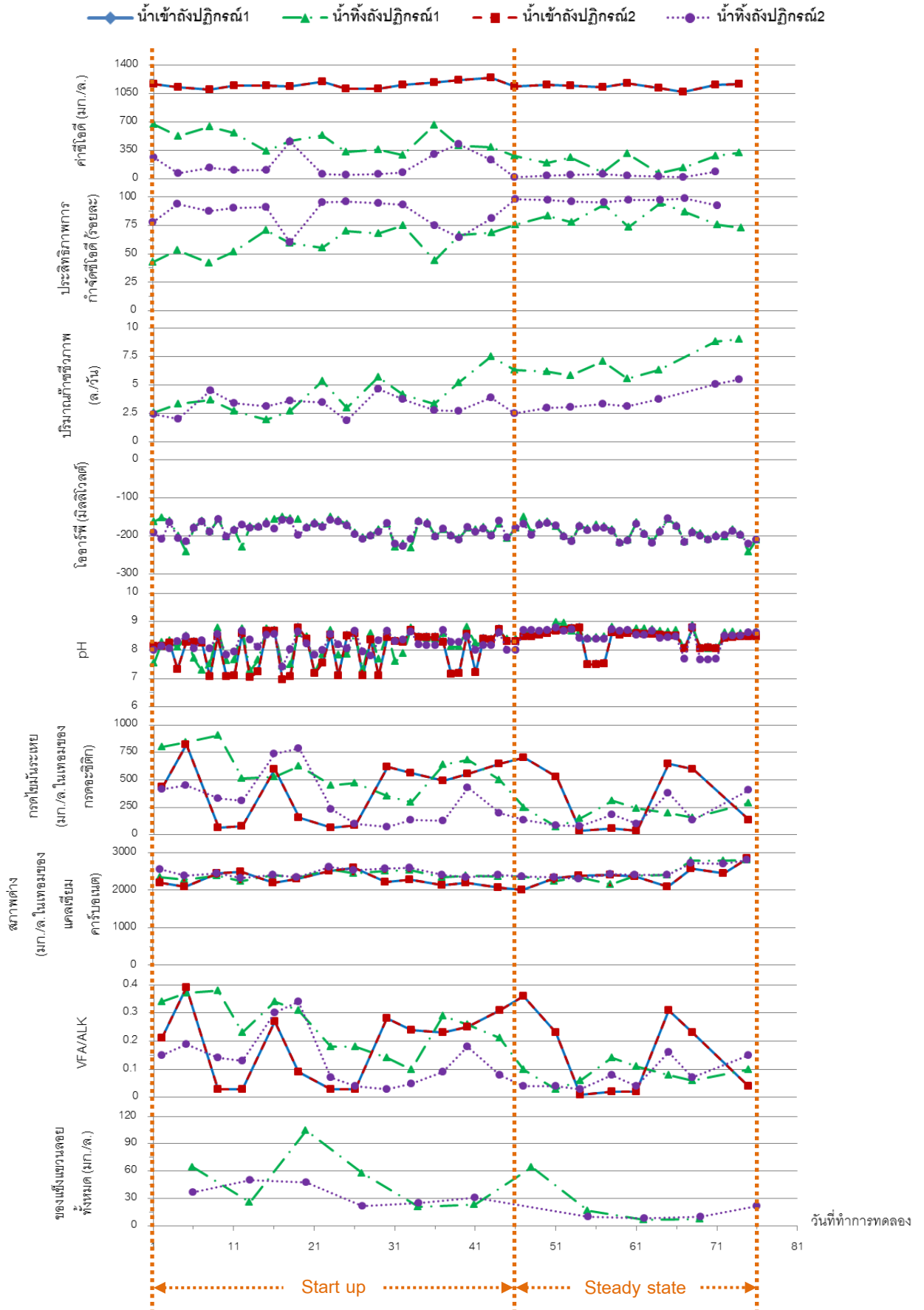
ตารางที่ 4.3 ผลการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ในช่วงการแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

ค่าพารามิเตอร์	หน่วย	จุดเก็บตัวอย่าง	อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ (กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน)					
			ถังปฏิกรณ์ที่ 1			ถังปฏิกรณ์ที่ 2		
			30	15	2	30	5	2
ค่าซีไอดี	มก./ล.	W_I	1,143±32	555±20	75±2	1,143±32	205±10	75±2
		W_E	214±94	64±12	14±1	40±22	17±5	7±2
ประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดี	ร้อยละ		81±8	88±2	81±2	96±2	91±3	91±2
ปริมาณก๊าซชีวภาพ	ล./วัน	G	6.89±1.24	6.36±0.23	0.29±0.04	3.65±1.0	1.56±0.14	0.16±0.04
ปริมาณมีเทนในก๊าซชีวภาพ	ร้อยละ	G	46.24	56.02	57.61	50.33	45.60	59.62
อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ	ล./ก.ซีไอดีที่ถูกกำจัด	G	0.17±0.05	0.28±0.02	0.10±0.01	0.08±0.03	0.18±0.01	0.05±0.01
อัตราการเกิดก๊าซมีเทน	ล./ก.ซีไอดีที่ถูกกำจัด	G	0.08	0.16	0.06	0.04	0.08	0.03
พีเอช		W_I	8.39±0.42	8.14±0.44	8.39±0.11	8.39±0.42	8.22±0.25	8.39±0.11
		W_E	8.56±0.36	8.24±0.22	8.36±0.08	8.45±0.36	8.23±0.28	8.38±0.04
กรดไขมันระเหย	มก./ล.ในเทอมกรดอะซิติก	W_I	343±280	26±18	30±13	343±280	30±27	30±13
		W_E	207±74	108±35	34±17	189±123	21±3	40±19
สภาพต่าง	มก./ล.ในเทอมแคลเซียมคาร์บอเนต	W_I	2,377±233	852±63	948±13	2,377±233	886±20	948±13
		W_E	2,473±233	904±32	941±26	2,497±178	932±16	953±20
อัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่าง		W_I	0.15±0.14	0.03±0.02	0.03±0.01	0.15±0.14	0.03±0.03	0.03±0.01
		W_E	0.09±0.03	0.12±0.04	0.04±0.02	0.08±0.05	0.02±0.01	0.04±0.02
ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด	มก./ล.	W_E	24±24	22±5	4±0.3	12±6	9±2	4±1
ไออาร์พี	มิลลิโวลต์		-189±20	-191±17	-183±17	-192±18	-190±18	-187±16
อุณหภูมิ	องศาเซลเซียส	W_I	29±0.5	27±2	29±1	29±0.5	27±2	29±1
		W_E	29±0.4	27±2	29±1	29±0.5	27±2	29±0.80

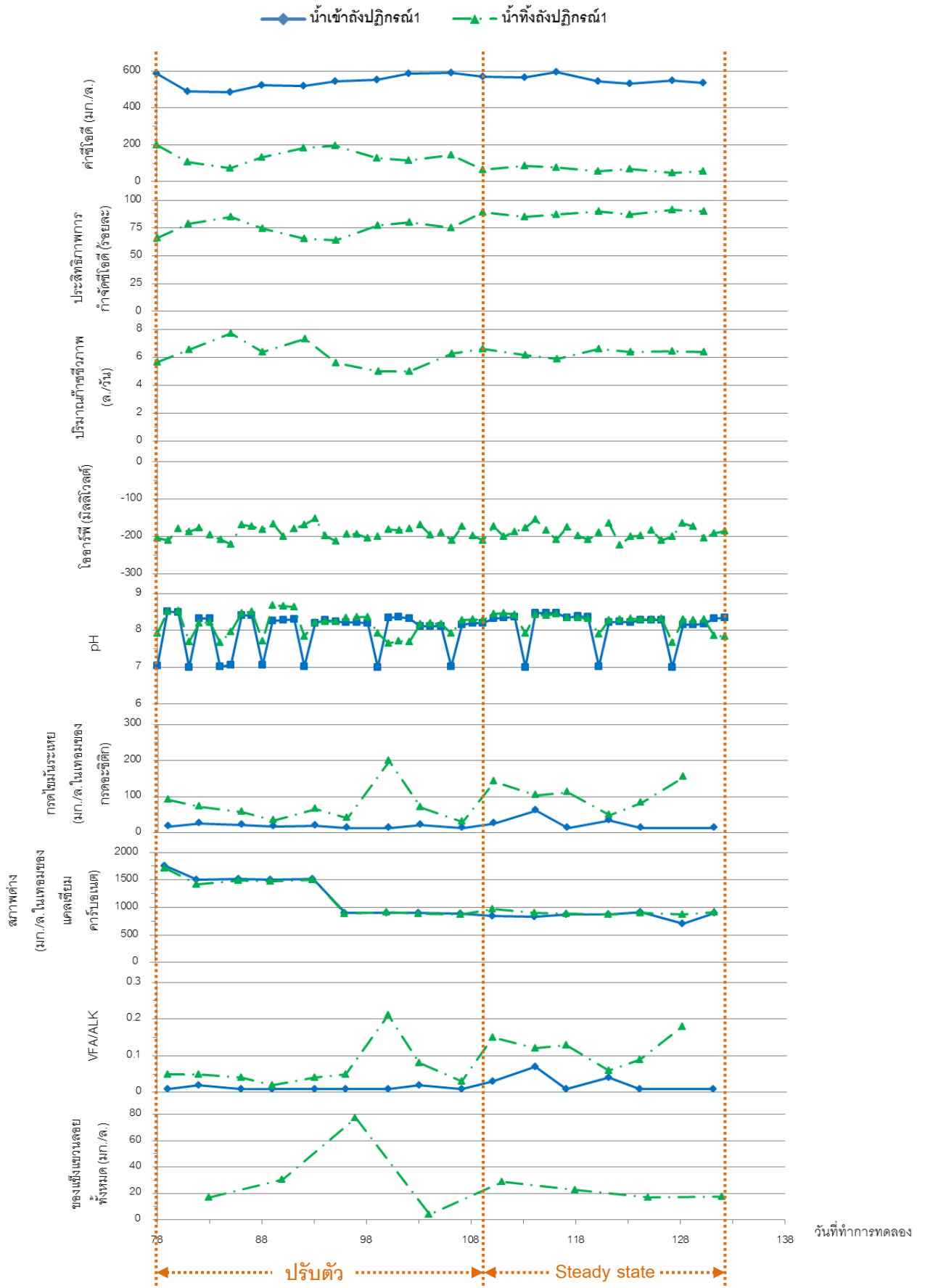
หมายเหตุ : หลังเครื่องหมาย ± คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

W_I และ W_E แสดงถึงน้ำตัวอย่างเข้าระบบและน้ำที่ออกจากระบบ

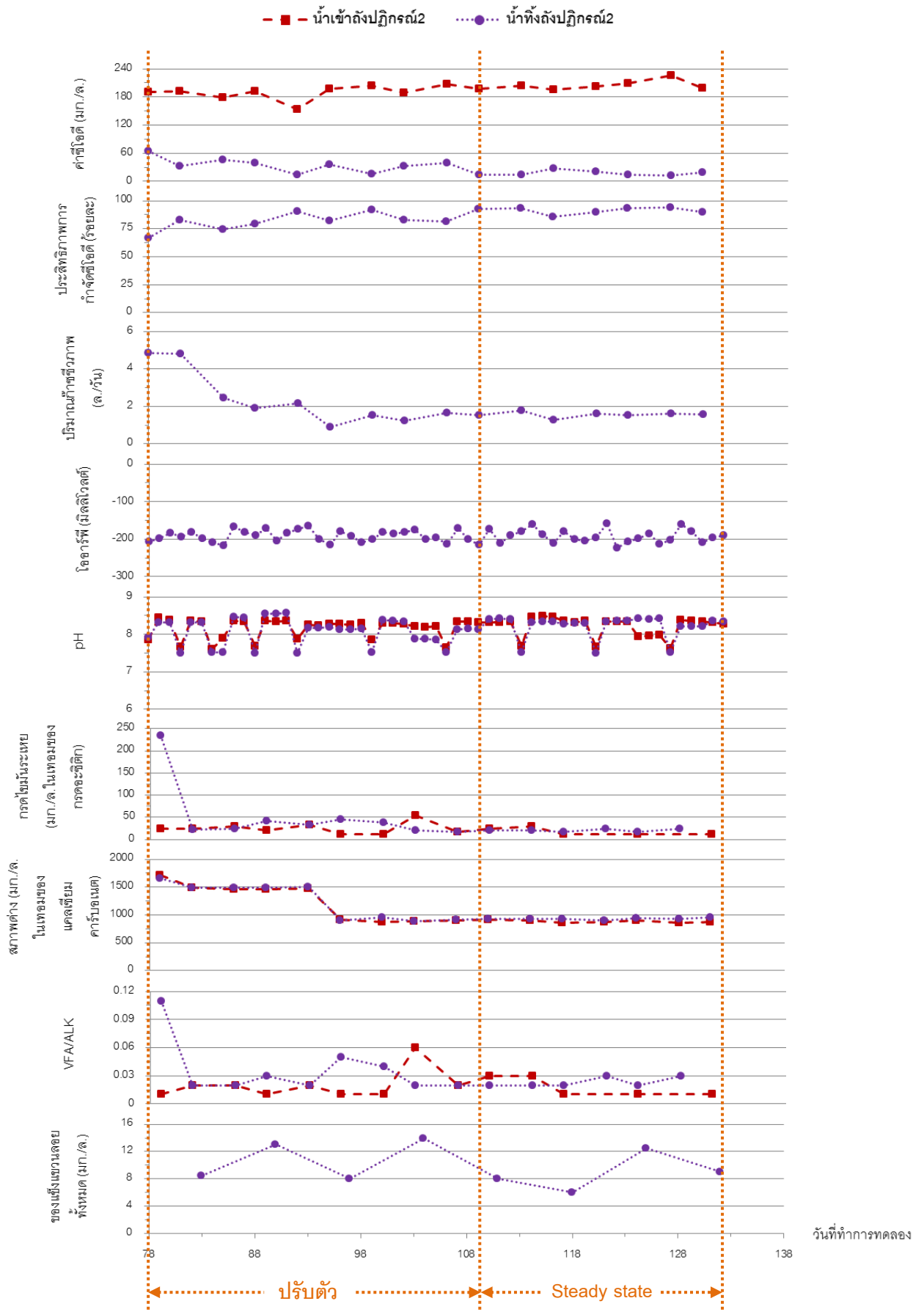
G แสดงถึงตัวอย่างก๊าซจากจุดเก็บก๊าซที่ออกจากระบบ



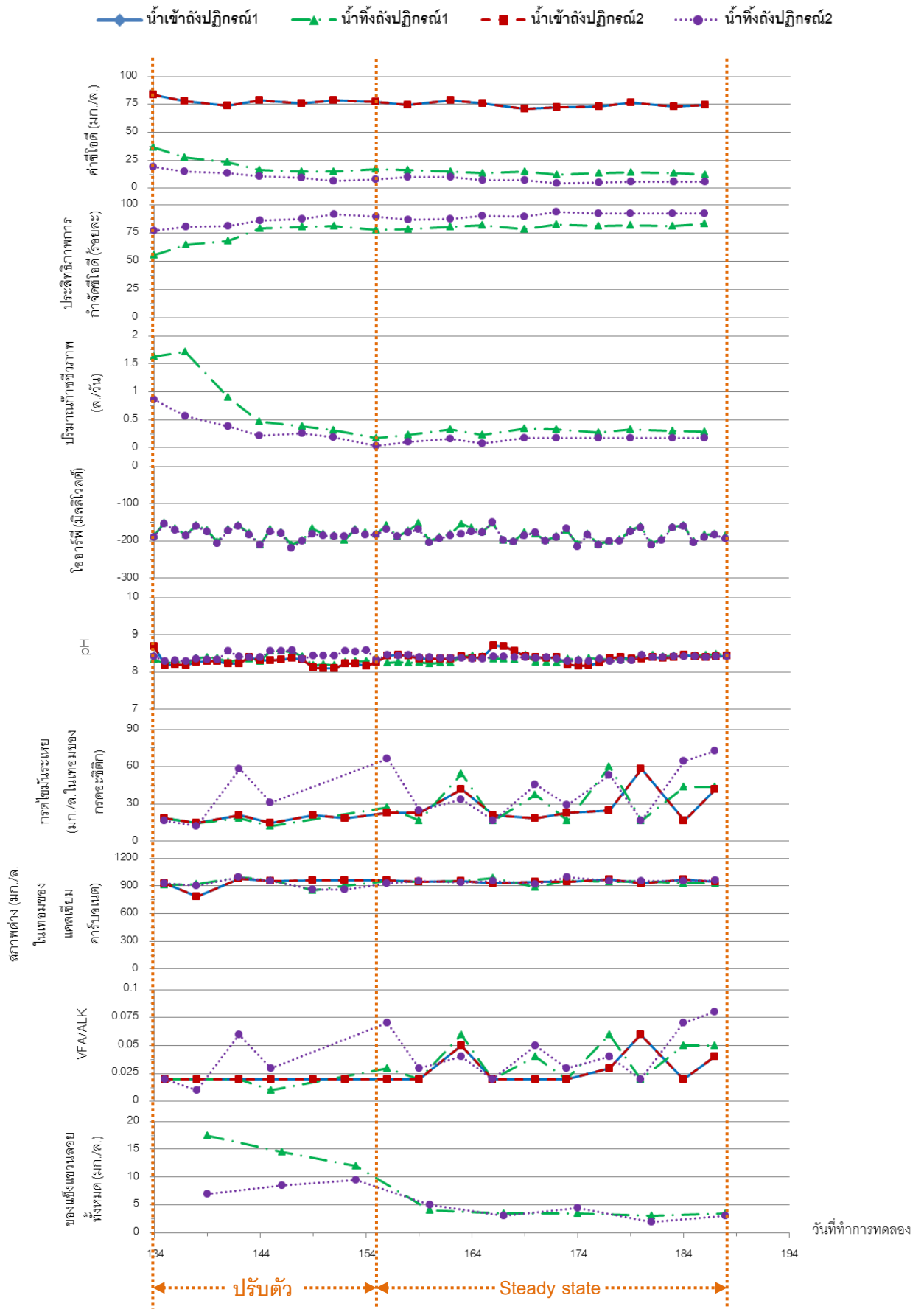
ภาพที่ 4.6 การเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราภาวะบรรทุกลูกลินทรีย์ 30 กก.ชีโอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2



ภาพที่ 4.7 การเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราการบรทุกสารอินทรีย์ 15 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1



ภาพที่ 4.8 การเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 5 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 2



ภาพที่ 4.9 การเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ที่อัตราภาวะบรรทุกลบสารอินทรีย์ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

จากผลการทดลองพบว่า ในถังปฏิกรณ์ที่ 1 ที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีเฉลี่ยร้อยละ 81 ± 8 88 ± 2 และ 81 ± 2 มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเฉลี่ยเท่ากับ 0.17 ± 0.05 0.28 ± 0.02 และ 0.1 ± 0.01 ล./ก.ซีไอดี ที่ถูกกำจัด และค่าไออาร์พีของน้ำทิ้งมีค่าประมาณ -189 -191 และ -183 มิลลิโวลต์ ตามลำดับ ส่วนในถังปฏิกรณ์ที่ 2 ที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีเฉลี่ยร้อยละ 96 ± 2 91 ± 3 และ 91 ± 2 และมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเฉลี่ยเท่ากับ 0.08 ± 0.03 0.18 ± 0.01 และ 0.05 ± 0.01 ล./ก.ซีไอดีที่ถูกกำจัด และค่าไออาร์พีของน้ำทิ้งมีค่าประมาณ -192 -190 และ -187 มิลลิโวลต์ ตามลำดับ

สำหรับการเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชตลอดการทดลอง ซึ่งจากผลการทดลองในตารางที่ 4.3 พบว่าในถังปฏิกรณ์ที่ 1 ที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ค่าพีเอชน้ำเข้ามีค่าเฉลี่ยประมาณ 8.39 8.14 และ 8.39 ส่วนน้ำทิ้งมีค่าเฉลี่ยประมาณ 8.56 8.24 และ 8.36 ตามลำดับ สำหรับค่าพีเอช น้ำเข้าในถังปฏิกรณ์ที่ 2 ที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน พบว่ามีค่าเฉลี่ยประมาณ 8.39 8.22 และ 8.39 ส่วนน้ำทิ้งมีค่าเฉลี่ยประมาณ 8.45 8.23 และ 8.38 ตามลำดับ ซึ่งเป็นค่าที่สูงกว่าค่าที่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ทั้งนี้อาจมีสาเหตุมาจากการเติมค่าสภาพต่าง (ในรูปของโซเดียมไบคาร์บอเนต) ของน้ำเสียที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์เพื่อควบคุมกำลังบัฟเฟอร์ของระบบที่มากเกินไป โดยการทดลองทำการเติมในสัดส่วนโซเดียมไบคาร์บอเนต 6 ก.ต่อน้ำเสีย 1 ล. (Speece, 1996) ทำให้ค่าสภาพต่างของน้ำทิ้งในถังปฏิกรณ์ทั้งสองที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีค่าประมาณ 2,473 และ 2,497 มก./ล. (ในเทอมของแคลเซียมคาร์บอเนต) ซึ่งเป็นปริมาณที่สูงเกินไปต่อความต้องการของระบบ ดังนั้นภายหลังจึงทำการปรับลดสัดส่วนโซเดียมไบคาร์บอเนตลงเป็น 1.5 ก.ต่อน้ำเสีย 1 ล. ทำให้สภาพความเป็นต่างของน้ำเข้าในถังปฏิกรณ์ทั้งสองที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 15 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีค่าอยู่ในช่วง 852-948 มก./ล. (ในเทอมของแคลเซียมคาร์บอเนต) ส่วนน้ำทิ้งมีค่าสภาพความเป็นต่างอยู่ในช่วง 904-953 มก./ล. (ในเทอมของแคลเซียมคาร์บอเนต) นอกจากนี้เนื่องจากน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองเป็นน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการเตรียมขึ้นใหม่ทุกวัน โดยทำการวัดพีเอชทันทีเมื่อทำการเตรียมน้ำเสียเสร็จจึงทำให้ค่าพีเอชในน้ำเข้าที่วัดได้ค่อนข้างสูง ส่วนปริมาณกรดไขมันระเหยของน้ำทิ้งในถังปฏิกรณ์ทั้งสองมีค่า 21-207 มก./ล. (ในเทอมของกรดอะซิติก) ซึ่งอยู่ในช่วงที่เหมาะสม แสดงว่าจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนสามารถนำกรดไขมันระเหยไปใช้ได้ทัน จึงไม่เกิดการสะสมของกรดไขมันระเหยขึ้นภายในถังปฏิกรณ์

ดังได้กล่าวแล้วว่าค่าพีเอชในระบบนั้นมีความสำคัญต่อกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนอย่างมาก เนื่องจากเป็นพารามิเตอร์ที่สามารถบ่งชี้ได้ว่าระบบจะทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพหรือไม่ แม้ว่าค่าพีเอชจะเป็นพารามิเตอร์ที่ไม่สามารถแสดงถึงการที่ระบบทำงานล้มเหลวได้ทันทีทั้งนี้ แต่การวัดค่าพีเอชก็ยังคงมีความสำคัญ เนื่องจากค่าพีเอชที่เปลี่ยนแปลงไปจะส่งผลต่อจุลินทรีย์สร้างกรดกับจุลินทรีย์สร้างมีเทน ซึ่งเมื่อระบบเริ่มล้มเหลวหรือด้อยประสิทธิภาพค่าพีเอชจะลดต่ำลงมาก ดังนั้นจึงต้องทำการควบคุมค่าพีเอชให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมโดยค่าสภาพด่างที่เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ควรอยู่ในช่วง 1,500-2,000 มก./ล. (ในเทอมของแคลเซียมคาร์บอเนต) (มันสิน ตันฑุลเวศม์, 2542) สำหรับค่ากรดไขมันระเหยควรมีค่าอยู่ในช่วง 100-300 มก./ล. (ในเทอมของกรดอะซิติก) (Speece, 1996) และค่าอัตราส่วนของกรดไขมันระเหยต่อสภาพความเป็นด่างควรมีค่าน้อยกว่า 0.4 เพื่อป้องกันระบบล้มเหลว (Metcalf และ Eddy, 2004) โดยเมื่อเปรียบเทียบผลการทดลองกับสัดส่วนดังกล่าวแล้วถึงแม้ว่าค่าสภาพความเป็นด่างของระบบที่ทำการศึกษานี้จะไม่ได้อยู่ในช่วงที่เหมาะสม แต่ระบบก็ยังสามารถทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยเมื่อคำนวณค่าอัตราส่วนของกรดไขมันระเหยต่อสภาพความเป็นด่างของน้ำทิ้งที่ออกจากถังปฏิกรณ์ทั้งสองพบว่าอยู่ในช่วง 0.02-0.12 ซึ่งอยู่ในช่วงค่าที่ระบบสามารถทำงานได้

ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดของน้ำทิ้งจากถังปฏิกรณ์ที่ 1 ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน พบว่ามีค่าเฉลี่ย 24 22 และ 4 มก./ล. ตามลำดับ ส่วนถังปฏิกรณ์ที่ 2 อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน พบว่ามีค่าเฉลี่ย 12 9 และ 4 มก./ล. ตามลำดับ โดยที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน จะมีค่าปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดของน้ำทิ้งมากที่สุด ซึ่งจากผลการทดลองพบว่า เมื่อทำการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ของน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบให้มีค่าลดลง จะส่งผลให้ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดของน้ำทิ้งลดลงตามไปด้วย ซึ่งอาจมีสาเหตุมาจากปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นในระบบลดลง ทำให้การฟุ้งกระจายของเม็ดตะกอนและจุลินทรีย์ที่ลอยอย่างอิสระในช่วงที่ก๊าซชีวภาพลอยขึ้นสู่ด้านบนของถังปฏิกรณ์มีค่าน้อยลงตามไปด้วย หรืออาจมีสาเหตุมาจากจุลินทรีย์มีการปรับสภาพเกาะกับเม็ดยางมากขึ้น ค่าปริมาณของแข็งแขวนลอยของน้ำทิ้งจึงมีค่าลดลง นอกจากนี้ยังได้ทำการเปรียบเทียบกับเซลล์ที่เกิดขึ้นภายในถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง จากการคำนวณโดยใช้ค่าyield (Yield) ของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน โดยผลการคำนวณค่าสารอินทรีย์ระเหยได้ที่เกิดขึ้นในอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ แสดงดังตารางที่ 4.4

ตารางที่ 4.4 ผลการคำนวณค่าสารอินทรีย์ระเหยได้ในถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

ถังปฏิกรณ์ที่	อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน)	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้น* (มก./ล.)	ปริมาณของแข็ง แขวนลอยทั้งหมดของ น้ำทิ้ง (มก./ล.)
1	30	27.5	23.63
	15	15.35	21.5
	2	1.91	3.5
2	30	33.68	12.38
	5	5.66	8.88
	2	2.13	3.5

หมายเหตุ : * เป็นปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นที่ได้จากการคำนวณ โดยรายละเอียดการคำนวณแสดงในภาคผนวก ก-9

จากผลการคำนวณค่าสารอินทรีย์ระเหยได้โดยใช้ค่าyield (Yield) ของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนที่มีค่าประมาณ 0.08 ก.วีเอสเอส/กก.ซีไอดีที่ถูกกำจัด (Metcalf และ Eddy, 2004) ในตารางที่ 4.9 พบว่าในช่วงแรกที่เริ่มเดินระบบที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วันนั้น ค่าตะกอนแขวนลอยของน้ำทิ้งที่ออกจากถังปฏิกรณ์ทั้งสองมีค่าสูงกว่าเซลล์ที่เกิดขึ้น ซึ่งอาจมีสาเหตุส่วนหนึ่งมาจากเศษเม็ดยางและเชื้อจุลินทรีย์หลุดออกมาพร้อมกับน้ำทิ้ง แต่พอเดินระบบไปเรื่อยๆ ค่าตะกอนแขวนลอยของน้ำทิ้งมีค่าลดลงต่ำกว่าค่าที่คำนวณได้จากค่า yield ซึ่งแสดงให้เห็นว่าจุลินทรีย์ในระบบมีการปรับสภาพในการเกาะกับเม็ดยางมากขึ้น ดังนั้นการเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดเช่นนี้จึงเหมือนเป็นการคัดเลือกจุลินทรีย์ไปในตัว โดยจะคัดเลือกเอาเฉพาะจุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนวัสดุตัวกลางไว้ใช้ในการบำบัดน้ำเสีย ส่วนเศษเม็ดยางกับจุลินทรีย์แขวนลอยอื่นๆ จะหลุดไปพร้อมกับน้ำทิ้งออกจากระบบ แต่ภายหลังจากการปรับเปลี่ยนค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ให้ลดลงเป็น 15 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน จะพบว่าปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นภายในถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 มีค่าน้อยกว่าปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดของน้ำทิ้ง ซึ่งเมื่อพิจารณาร่วมกับประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีของระบบที่มีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีมากกว่าร้อยละ 80 จึงมีความเป็นไปได้ว่า สิ่งที่หลุดออกมาพร้อมกับน้ำทิ้งอาจมีเศษเม็ดยางหลุดปะปนออกมามากกว่าจุลินทรีย์ ทำให้ค่าปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดของน้ำทิ้งมีค่าสูง ดังนั้นจึงอาจกล่าวได้ว่าระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางสามารถช่วยรักษาปริมาณจุลินทรีย์ในระบบไว้ได้ เพราะถ้าจุลินทรีย์หลุด

นอกจากระบบมากเกินไปปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้น จะส่งผลให้ประสิทธิภาพของระบบลดลงและระบบเกิดการล้มเหลวได้

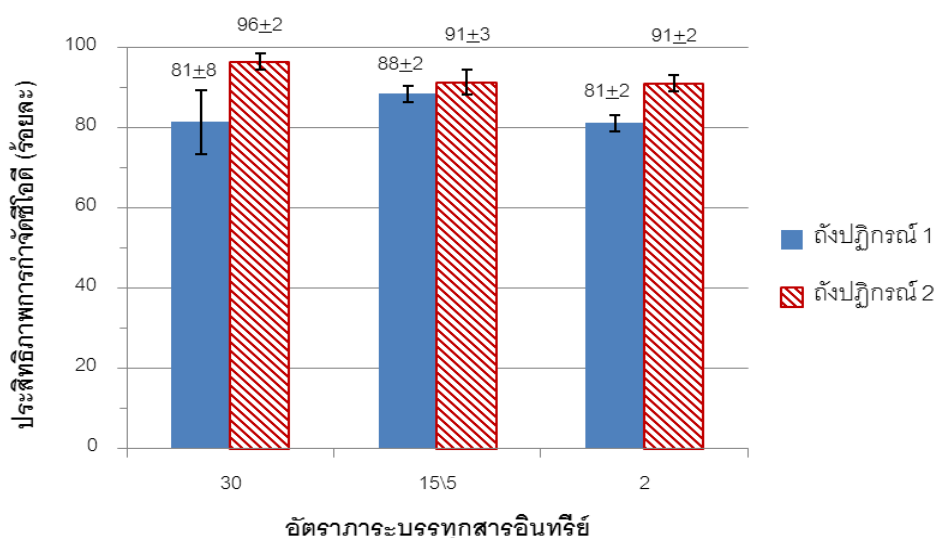
4.3.2 ประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ

สำหรับประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด สามารถคำนวณได้จากสมการที่ 4.1 และ 4.2 ดังนี้

$$\text{ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดี (ร้อยละ)} = \frac{\text{ค่าซีโอดีทั้งหมดของน้ำเข้า} - \text{ค่าซีโอดีกรองของน้ำทิ้ง}}{\text{ค่าซีโอดีทั้งหมดของน้ำเข้า}} \times 100 \dots (4.1)$$

$$\text{อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ (ล./ก.ซีโอดีที่ถูกกำจัด)} = \frac{\text{ปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น (ล./วัน)}}{\text{ซีโอดีที่ถูกกำจัด (ก./วัน)} \dots (4.2)$$

จากผลการวิเคราะห์ในตารางที่ 4.3 พบว่า ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในที่อัตราการระบวรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ในถึงปฏิกรณ์ที่ 1 มีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีเฉลี่ยร้อยละ 81 ± 8 88 ± 2 และ 81 ± 2 นั่นคือ ค่าซีโอดีลดลงจากเริ่มต้นเฉลี่ยประมาณ 1,143 555 และ 75 มก./ล. จนเหลือประมาณ 214 64 และ 14 มก./ล. ในน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ ตามลำดับ สำหรับถึงปฏิกรณ์ที่ 2 ที่อัตราการระบวรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน มีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีเฉลี่ยร้อยละ 96 ± 2 91 ± 3 และ 91 ± 2 นั่นคือ ค่าซีโอดีลดลงจากเริ่มต้นเฉลี่ยประมาณ 1,143 205 และ 75 มก./ล. จนเหลือประมาณ 40 17 และ 7 มก./ล. ในน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ ตามลำดับ โดยประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีของถึงปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 จะแสดงดังภาพที่ 4.10



ภาพที่ 4.10 ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ของตั้งปฏิกรณ์ที่ 1 และ

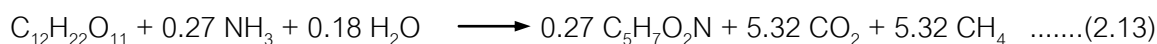
2

เมื่อทำการเปรียบเทียบค่าที่ได้จากการทดลองกับระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไปที่ทำการบำบัดน้ำเสียที่มีค่าซีโอดีประมาณ 250-500 มก./ล. พบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีใกล้เคียงกัน คือ ประมาณร้อยละ 85-98 (Borja, Banks และ Wang, 1995) และเมื่อเปรียบเทียบกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนอื่นๆ เช่น ระบบยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) ที่ทำการบำบัดน้ำเสียที่มีค่าซีโอดีอยู่ในช่วงเดียวกัน คือ 500-627 มก./ล. พบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีร้อยละ 74-92 (Singh, Harada และ Viraraghavan, 1996) หรือแม้แต่วัสดุกรองไร้อากาศ ก็พบว่ามีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีใกล้เคียงกันเช่นเดียวกันคือประมาณร้อยละ 70-90 (Pérez, Romero, Rodríguez และ Sales, 2005) นอกจากนี้ยังมีรายงานว่าประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไปจะอยู่ในช่วงร้อยละ 60-90 (Balaguer, M., Vicent, M. และ Paris, J. 1992) (Metcalf และ Eddy, 2004)

อย่างไรก็ตาม ระบบที่ใช้ในงานวิจัยชิ้นนี้ใช้ระยะเวลาพักเก็บน้ำเสียที่สั้นกว่าคือเพียง 0.84 ชม. (ประมาณ 50 นาที) ในขณะที่ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไปใช้ระยะเวลาพักเก็บน้ำเสียตั้งแต่ 3-24 ชม. (Metcalf และ Eddy, 2004) จึงอาจกล่าวได้ว่าที่ขนาดตั้งปฏิกรณ์เท่ากัน ระบบนี้จะสามารถรับน้ำเสียได้ในปริมาณที่มากกว่าระบบบำบัดทั่วไป หรือในทางกลับกัน อาจกล่าวได้ว่าระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในนี้ต้องการพื้นที่น้อยกว่าเมื่อเทียบกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนชนิดอื่นๆ โดยให้ประสิทธิภาพในการบำบัดใกล้เคียงกัน นอกจากนี้ยังพบว่าระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน

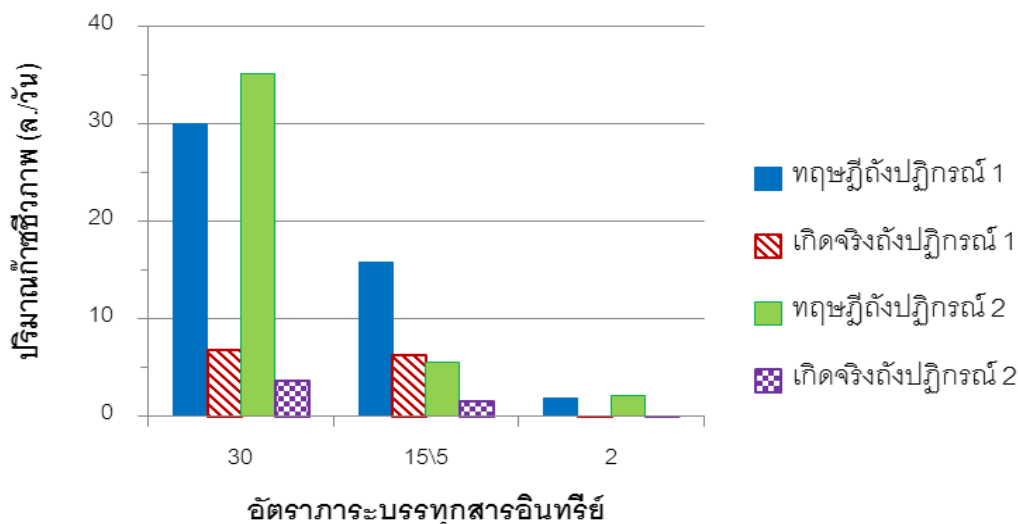
สามารถบำบัดน้ำเสียความเข้มข้นต่ำได้ในสภาวะที่มีระยะเวลาเก็บน้ำเสียสั้นอย่างทีระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนชนิดอื่นๆ ทำไม่ได้ จึงน่าจะเป็นไปได้ที่จะประยุกต์ใช้ระบบนี้ในการบำบัดน้ำเสียที่มีค่าซีโอดีต่ำและมีปริมาณมาก เช่น น้ำเสียชุมชนได้ แต่อย่างไรก็ตาม การใช้ระบบแอนแอโรบิก ฟลูอิดไดซ์เบดที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในในการบำบัดน้ำเสียชุมชนจำเป็นต้องทำการวิจัยเพิ่มเติมในรายละเอียดด้านต่างๆ เช่น ค่าไนโตรเจนที่มีค่าสูง น่าจะส่งผลเสียต่อการบำบัดน้ำเสียด้วยกลไกที่ไม่ใช้ออกซิเจนได้ เป็นต้น

ในขั้นตอนสุดท้ายของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนนั้นจะมีก๊าซชีวภาพเกิดขึ้น ซึ่งเป็นขั้นตอนของการสร้างมีเทน โดยในขั้นตอนนี้ก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจะประกอบด้วย ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ก๊าซมีเทน และก๊าซอื่นๆ อีกเล็กน้อย (ดังที่ได้กล่าวไปแล้วในบทที่ 2) ซึ่งองค์ประกอบของก๊าซที่เกิดขึ้นนั้นจะขึ้นอยู่กับชนิดของน้ำเสีย โดยในงานวิจัยนี้ได้ใช้น้ำตาลทรายเป็นแหล่งสารอินทรีย์คาร์บอน และได้คำนวณหาปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นโดยใช้สูตรเป็นสารให้อิเล็กตรอน โดยสมการการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน จะแสดงดังสมการที่ 2.13



จากผลการวิเคราะห์ในตารางที่ 4.3 พบว่า ในถังปฏิกรณ์ที่ 1 ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ระบบมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเท่ากับ 0.17 0.28 และ 0.10 ล./ก.ซีโอดีที่ถูกกำจัด ซึ่งเมื่อนำไปวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพพบว่า มีก๊าซมีเทนร้อยละ 46.24 56.02 และ 57.61 ตามลำดับ (รายละเอียดการวิเคราะห์แสดงในภาคผนวก ข-3) ส่วนในถังปฏิกรณ์ที่ 2 ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ระบบมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเท่ากับ 0.08 0.18 และ 0.05 ล./ก.ซีโอดีที่ถูกกำจัด ซึ่งเมื่อนำไปวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพพบว่า มีก๊าซมีเทนร้อยละ 50.33 45.60 และ 59.62 ตามลำดับ โดยองค์ประกอบของก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นนั้นมีค่าใกล้เคียงกับสมการที่ 2.13 (ร้อยละ 50) และใกล้เคียงกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนที่มีร้อยละ 60 (Metcalf และ Eddy, 2004) องค์ประกอบของก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นแต่เมื่อนำสมการที่ได้มาคำนวณหาปริมาณก๊าซชีวภาพตามทฤษฎี พบว่าก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจริงจากการวัดนั้นส่วนใหญ่แล้วมีปริมาณน้อยกว่าที่คำนวณได้จากทฤษฎี ทั้งนี้ส่วนหนึ่งอาจมีสาเหตุมาจากการย่อยสลายที่ไม่สมบูรณ์ของน้ำตาลทรายในระบบ ความไม่บริสุทธิ์ของน้ำตาลทราย หรืออาจเกิดจากความผิดพลาดในการวัดปริมาณก๊าซของอุปกรณ์ เช่น เกิดการละลายของก๊าซภายในอุปกรณ์วัด

ปริมาณก๊าซ เป็นต้น โดยผลการเปรียบเทียบปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจริงกับตามทฤษฎีของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 นั้น จะแสดงดังภาพที่ 4.11



ภาพที่ 4.11 เปรียบเทียบปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจริงกับตามทฤษฎีของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

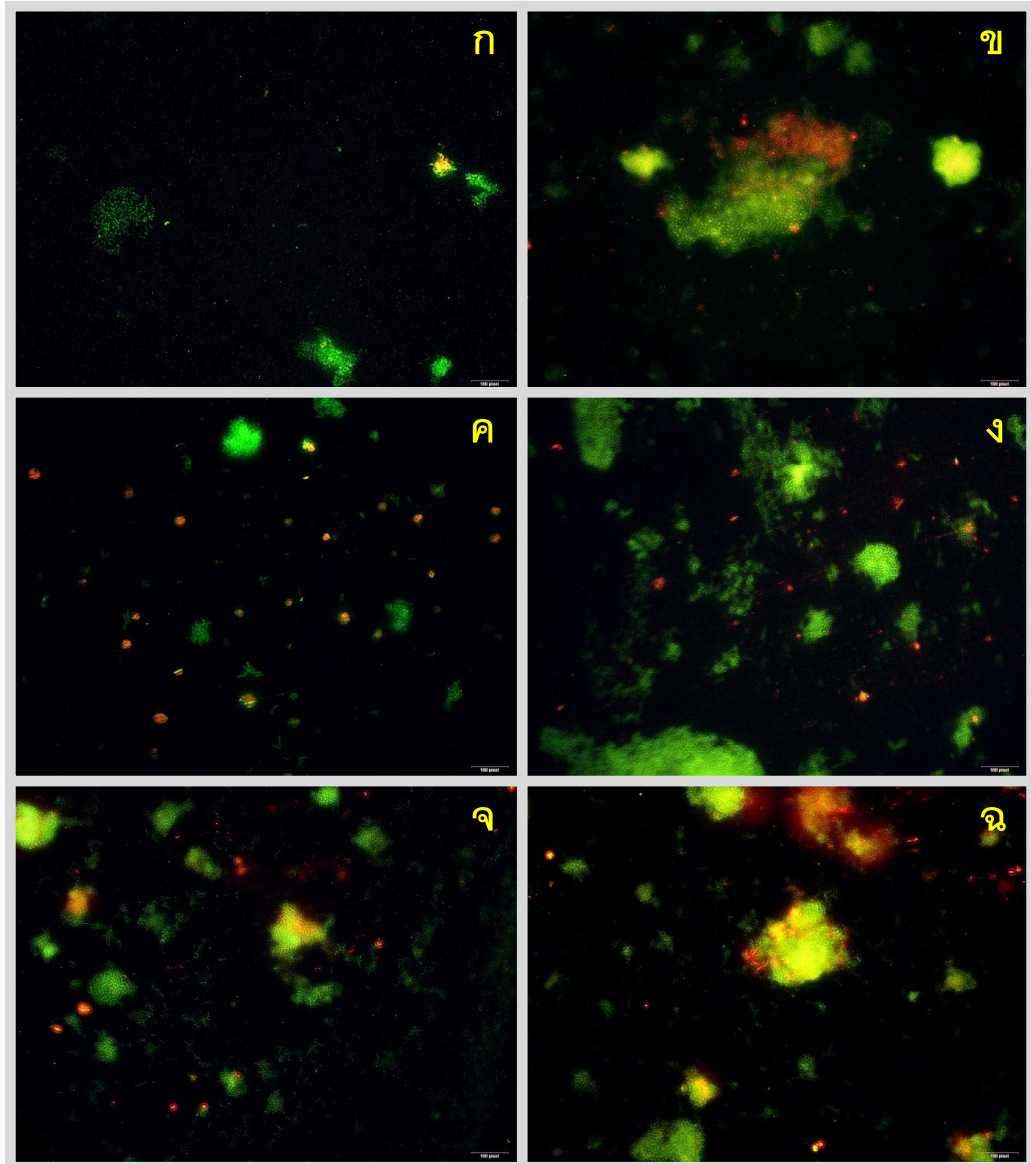
4.4 ผลการวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษานิตและปริมาณจุลินทรีย์ในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดยไม่มีสารหมุนเวียนน้ำภายใน โดยตัวอย่างที่ใช้ในการวิเคราะห์นั้นคือเม็ดตะกอนที่อยู่ในชั้นเบดทั้งช่วงบน กลาง และล่างของถังปฏิกรณ์ (M_U , M_M และ M_L) ทำการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Fluorescent in situ hybridization (FISH) ส่วนการระบุปริมาณจุลินทรีย์จะใช้วิธีการวิเคราะห์ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด นอกจากนี้ยังทำการศึกษาลักษณะการเกาะติดของจุลินทรีย์บนพื้นผิวเม็ดยางโดยวิธีการส่องดูโดยตรงภายใต้กล้องจุลทรรศน์และกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนชนิดส่องกราด

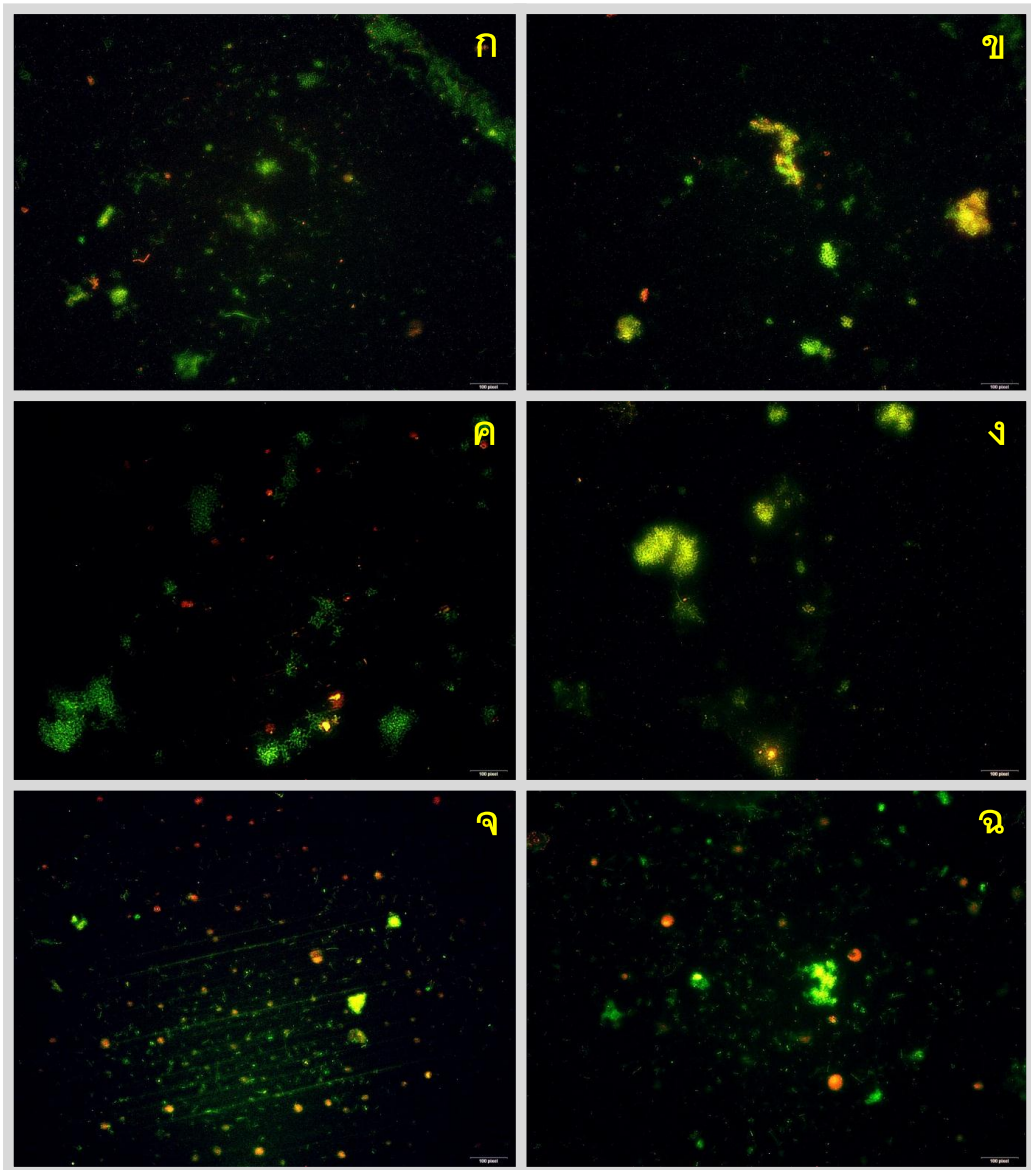
4.4.1 ผลการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Fluorescent in situ hybridization

การวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์จากเม็ดตะกอนภายในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดของงานวิจัยนี้เลือกใช้เทคนิค FISH เพื่อติดตามการเปลี่ยนแปลงกลุ่มประชากรของแบคทีเรียทั่วไปและจุลินทรีย์สร้างมีเทน (อาร์เคีย) บนพื้นผิวเม็ดยาง โดยโพรบ 16S rRNA ที่ใช้ในงานวิจัยมี 2 ชนิด ได้แก่ EUB338-Alexa Fluor 488 ที่ติดฉลากด้วยสารเรืองแสงสีเขียวสำหรับการติดตามกลุ่มแบคทีเรียทั่วไป และ ARC915-Cy3 ที่ติดฉลากด้วยสารเรืองแสงสีแดงสำหรับระบุ

จุลินทรีย์กลุ่มอาร์เคีย ทำการล้างเม็ดตะกอนด้วยน้ำกลั่น จากนั้นใช้วัสดุปลายแหลมค่อยๆ แยก จุลินทรีย์ที่เกาะบนผิวเม็ดตะกอน ทำการทดลองตามขั้นตอนที่ระบุไว้ในหัวข้อที่ 3.4.1 โดยผลการ วิเคราะห์ชนิดของจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH แสดงดังภาพถ่ายจากกล้องจุลทรรศน์แบบหัวกลับ พร้อมฟลูออเรสเซนซ์ในภาพที่ 4.12-4.13



ภาพที่ 4.12 ผลการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH ที่เจาะจงความเข้มข้นของตัวอย่าง 10 เท่า โดย เป็นภาพถ่ายจากกล้องจุลทรรศน์แบบหัวกลับพร้อมฟลูออเรสเซนซ์ที่กำลังขยาย 40 เท่า ที่อัตราการบรบทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 (ก) ตัวอย่างกลาง (M_M) และ (ข) ตัวอย่างล่าง (M_L) ที่อัตราการบรบทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน (ค) ตัวอย่างกลาง (M_M) และ (ง) ตัวอย่างล่าง (M_L) ที่อัตราการบรบทุกสารอินทรีย์ 15 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน (จ) ตัวอย่างกลาง (M_M) และ (ฉ) ตัวอย่างล่าง (M_L) ที่อัตราการบรบทุกสารอินทรีย์ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน



ภาพที่ 4.13 ผลการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH ที่เจาะจงความเข้มข้นของตัวอย่าง 10 เท่า โดยเป็นภาพถ่ายจากกล้องจุลทรรศน์แบบหัวกลับพร้อมฟลูออเรสเซนซ์ที่กำลังขยาย 40 เท่า ที่อัตราการบรบทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 2 (ก) ตัวอย่างกลาง (M_M) และ (ข) ตัวอย่างล่าง (M_L) ที่อัตราการบรบทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน (ค) ตัวอย่างกลาง (M_M) และ (ง) ตัวอย่างล่าง (M_L) ที่อัตราการบรบทุกสารอินทรีย์ 5 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน (จ) ตัวอย่างกลาง (M_M) และ (ฉ) ตัวอย่างล่าง (M_L) ที่อัตราการบรบทุกสารอินทรีย์ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

ภายหลังจากระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวในวันที่ 46 แล้ว ได้ทำการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์แต่ละถังให้แตกต่างกัน โดยในถังปฏิกรณ์ที่ 1 จะมีค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ส่วนถังปฏิกรณ์ที่ 2 จะมีค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ดังที่ได้กล่าวไปแล้วในหัวข้อที่ผ่านมา โดยเมื่อสิ้นสุดการเดินระบบที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ในแต่ละช่วงจะทำการเก็บตัวอย่างเม็ดตะกอนที่อยู่ในชั้นเบตทั้งช่วงบน กลาง และล่างของถังปฏิกรณ์ เพื่อนำมาวิเคราะห์หาชนิดของจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH (แสดงดังรูปที่ 4.12-4.13) พบว่าภาพถ่ายจากจุลินทรีย์ที่แยกออกมาจากเม็ดตะกอนที่เจอจากความเข้มข้นของตัวอย่าง 10 เท่า นั้น สามารถถ่ายภาพได้เฉพาะตัวอย่างที่นำมาจากเม็ดตะกอนที่อยู่ในชั้นเบตบริเวณช่วงกลาง (M_M) และล่าง (M_L) ของถังปฏิกรณ์ทั้งสองเท่านั้น ส่วนจุลินทรีย์ในช่วงบนของถังปฏิกรณ์ (M_U) มีปริมาณที่น้อยเกินไปจึงไม่เกิดการเกาะติดกับสีโพรบ โดยสีเขียวบนภาพถ่ายแสดงถึงจำนวนแบคทีเรียทั่วไปและสีแดงแสดงถึงจำนวนอาร์เคีย ซึ่งแบคทีเรียที่พบส่วนใหญ่จะมีลักษณะเป็นแท่ง (Bacilli) ในขณะที่อาร์เคียที่พบส่วนใหญ่จะมีลักษณะเป็นทรงกลมที่เกาะกันเป็นกลุ่ม (Sarcina) คล้าย *Methanosarcina sp.* และลักษณะเป็นแท่งสั้นๆ คล้าย *Methanosaeta sp.* ซึ่งสามารถพบได้เป็นส่วนน้อย โดยภายหลังทำการวิเคราะห์จำนวนเซลล์ด้วยโปรแกรม DAIME (Daims และคณะ, 2006) ซึ่งใช้สำหรับนับจำนวนเซลล์จุลินทรีย์ตามจุดสีที่ปรากฏบนภาพถ่าย และนำค่าที่ได้ไปคำนวณเป็นสัดส่วนร้อยละของแบคทีเรียและอาร์เคีย โดยผลการวิเคราะห์จำนวนเซลล์จุลินทรีย์ที่ค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ แสดงดังตารางที่ 4.5

ตารางที่ 4.5 ปริมาณเซลล์จุลินทรีย์ที่ค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ที่วิเคราะห์ด้วยโปรแกรม DAIME

ถึงปฏิกรณ์ ที่	อัตราการระบรทุก สารอินทรีย์ (กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน)	จุดเก็บ ตัวอย่าง	ประสิทธิภาพ การกำจัด ซีไอดี (ร้อยละ)	ปริมาณ มีเทนใน ก๊าซชีวภาพ (ร้อยละ)	แบคทีเรีย (ร้อยละ)	อาร์เคีย (ร้อยละ)
1	30	M_M	81+8	46.24	75.21	24.79
		M_L			84.83	15.17
	15	M_M	88+2	56.02	66.89	33.11
		M_L			55.13	44.87
	2	M_M	81+2	57.61	52.53	47.47
		M_L			45.75	54.25
2	30	M_M	96+2	50.33	44.92	55.08
		M_L			72.40	27.60
	5	M_M	91+3	45.60	51.28	48.72
		M_L			62.22	37.78
	2	M_M	91+2	59.62	55.03	44.97
		M_L			78.40	21.60

จากตารางที่ 4.5 พบว่า ในถึงปฏิกรณ์ที่ 1 ที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีปริมาณแบคทีเรียในช่วงกลางของถึงปฏิกรณ์ประมาณร้อยละ 75.21 66.89 และ 52.53 และช่วงล่างของถึงปฏิกรณ์ประมาณร้อยละ 84.83 55.13 และ 45.75 ตามลำดับ ส่วนปริมาณอาร์เคียในช่วงกลางของถึงปฏิกรณ์ประมาณร้อยละ 24.79 33.11 และ 47.47 และช่วงล่างของถึงปฏิกรณ์ประมาณร้อยละ 15.17 44.87 และ 54.25 ตามลำดับ ส่วนในถึงปฏิกรณ์ที่ 2 ที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีปริมาณแบคทีเรียในช่วงกลางของถึงปฏิกรณ์ประมาณร้อยละ 44.92 51.28 และ 55.03 และช่วงล่างของถึงปฏิกรณ์ประมาณร้อยละ 72.40 62.22 และ 78.40 ตามลำดับ ส่วนปริมาณอาร์เคียในช่วงกลางของถึงปฏิกรณ์ประมาณร้อยละ 55.08 48.72 และ 44.97 และช่วงล่างของถึงปฏิกรณ์ประมาณร้อยละ 27.60 37.78 และ 21.60 ตามลำดับ

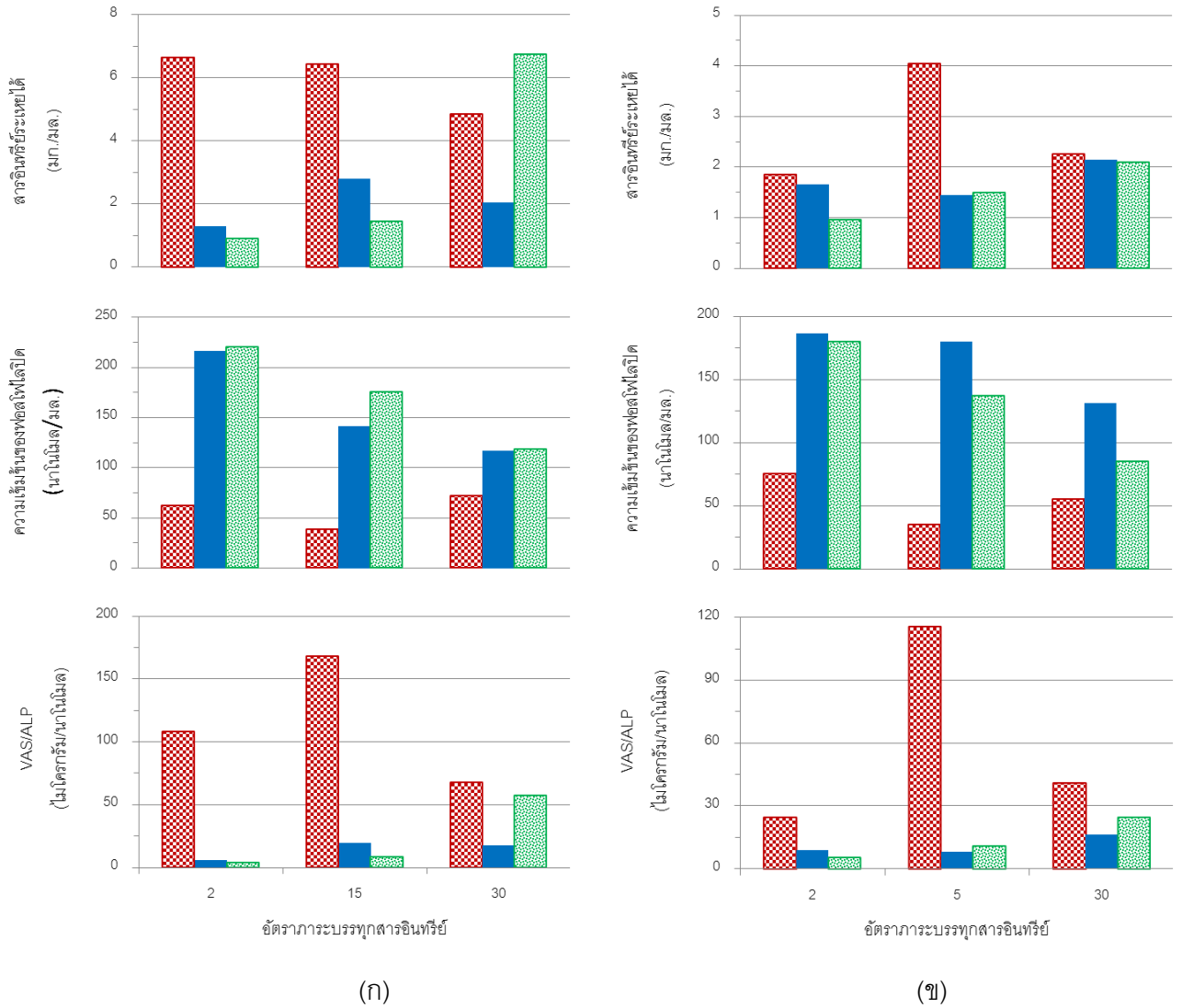
จากผลการทดลองในช่วงการแปรค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบนั้น จะเห็นได้ว่าทั้งแบคทีเรียทั่วไปและอาร์เคียมีปริมาณใกล้เคียงกัน โดยปริมาณอาร์เคียที่พบส่วนใหญ่ในถึงปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถึงจะมีปริมาณน้อยกว่าแบคทีเรียทั่วไปเล็กน้อย ซึ่งปริมาณอาร์เคียที่พบ

นั้นจะแสดงถึงจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนที่มีอยู่ในระบบ แต่เมื่อพิจารณาร่วมกับประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีและปริมาณมีเทนในก๊าซชีวภาพของถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง พบว่าระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในมีประสิทธิภาพการบำบัดซีโอดีในน้ำเสียได้มากกว่าร้อยละ 80 จึงมีความเป็นไปได้ว่า ถึงแม้จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนจะมีปริมาณที่น้อยกว่าจุลินทรีย์กลุ่มอื่นๆ แต่ก็สามารถนำกรดไขมันระเหยในระบบเปลี่ยนเป็นก๊าซมีเทนได้ทัน ทำให้ภายในถังปฏิกรณ์ไม่เกิดการสะสมของกรดไขมันระเหย ส่งผลให้ระบบสามารถบำบัดน้ำเสียและผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างมีประสิทธิภาพ

4.4.2 ผลการวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์ด้วยการหาความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด

งานวิจัยนี้ทำการวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์จากเม็ดตะกอนที่อยู่ในชั้นเบดทั้งช่วงบน กลาง และล่างของถังปฏิกรณ์ด้วยการวิเคราะห์ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด (Phospholipid analysis) เพื่อระบุมวลชีวภาพของจุลินทรีย์ที่ยังมีชีวิตอยู่ภายในถังปฏิกรณ์ โดยจะดำเนินการควบคู่กับการวิเคราะห์ปริมาณสารอินทรีย์ระเหยได้ (Volatile Suspended Solid) ซึ่งการหาค่าสารอินทรีย์ระเหยได้นั้นจะบ่งบอกถึงปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด โดยรวมไปถึงสารอื่นๆ ซึ่งประกอบไปด้วย เอกโซโพลิเมอร์ (exopolymer) หรือสารอินทรีย์อื่นๆ ที่เกาะอยู่บนฟล็อก (flocs) และไบโอฟิล์ม (biofilm) อีกด้วย ส่วนการหาค่าความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดนั้นเป็นค่าที่บ่งบอกถึงปริมาณของเซลล์ที่ทำงานอยู่ในขณะนั้น ซึ่งโดยปกติแล้วเซลล์จุลินทรีย์ส่วนใหญ่จะประกอบไปด้วยฟอสโฟไลปิดประมาณร้อยละ 90-98 (Liu และคณะ, 2012) และเมื่อเซลล์ถูกทำลาย สารอินทรีย์เหล่านี้จะถูกย่อยสลายได้ง่ายและไม่สะสมอยู่ในเซลล์ (White และคณะ, 1979) ดังนั้นวิธีการหาความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดของไบโอฟิล์มที่เกาะอยู่บนผิววัสดุตัวกลางจึงเป็นการหาเฉพาะความเข้มข้นของเซลล์ที่ยังมีชีวิตอยู่ขณะที่ทำการศึกษาเท่านั้น จากนั้นจะนำค่าทั้งสองมาคำนวณอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด เพื่อเป็นการระบุสัดส่วนของเซลล์จุลินทรีย์ที่ทำงานอยู่ (Active cells) ในขณะนั้นต่อสารอินทรีย์อื่นๆ ในถังปฏิกรณ์ทั้งหมด ซึ่งถ้าอัตราส่วนดังกล่าวมีค่าสูง อาจเป็นไปได้ว่ามีสารอินทรีย์อื่นๆ รวมถึงเซลล์ที่ไม่มีชีวิตอยู่เป็นจำนวนมากเมื่อเทียบกับปริมาณเซลล์ที่มีชีวิต โดยผลการคำนวณการวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์ด้วยการหาความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดในช่วงต่างๆ ของถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง แสดงดังภาพที่ 4.14 และตารางที่ 4.6

ตัวอย่างจากชั้นเบต ■ ช่วงบน (M_U) ■ ช่วงกลาง (M_M) ■ ช่วงล่าง (M_L)



ภาพที่ 4.14 ปริมาณสารอินทรีย์ระเหยได้ ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด และอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหย
 ได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดจากตัวอย่างเม็ดตะกอนในถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถึง
 ที่อัตราการบ่มรทุกสารอินทรีย์ที่แตกต่างกัน เมื่อ (ก) ถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (ข) ถึงปฏิกรณ์ที่ 2

ตารางที่ 4.6 การวิเคราะห์ปริมาณจุลินทรีย์โดยการหาความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดที่
อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

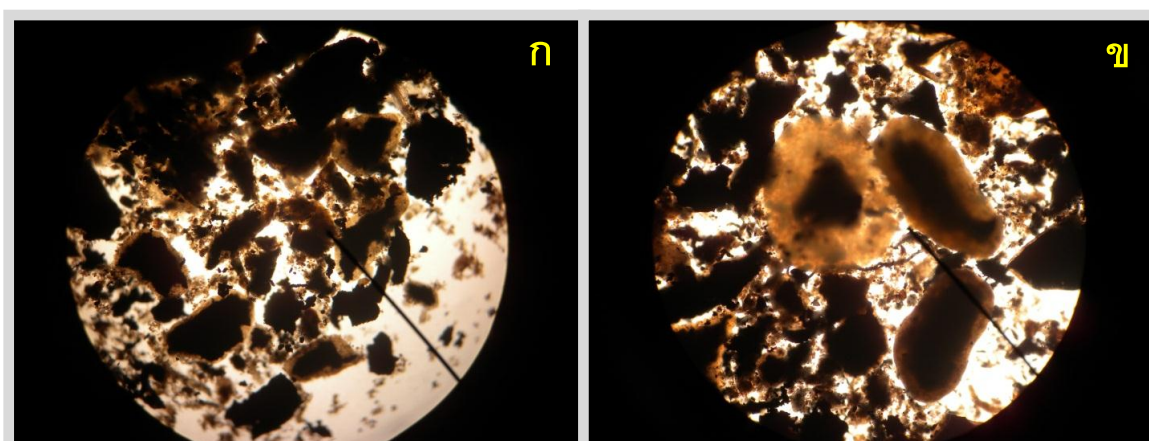
ค่าพารามิเตอร์	จุดเก็บ ตัวอย่าง	อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ (กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน)					
		ถังปฏิกรณ์ 1			ถังปฏิกรณ์ 2		
		30	15	2	30	5	2
สารอินทรีย์ระเหยได้ (มก./มล.)	M _U	4.85	6.45	6.65	2.25	4.05	1.85
	M _M	2.05	2.80	1.30	2.15	1.45	1.65
	M _L	6.75	1.45	0.90	2.10	1.50	0.95
ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด (นาโนโมล/มล.)	M _U	71.67	38.33	61.67	55.00	35.00	75.00
	M _M	116.67	141.67	216.67	131.67	180.00	186.67
	M _L	118.00	175.00	220.00	85.00	136.67	180.00
อัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้	M _U	67.67	168.28	107.83	40.91	115.71	24.67
ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไล ปิด (ไมโครกรัม/นาโนโมล)	M _M	17.57	19.76	6.00	16.33	8.06	8.84
	M _L	57.20	8.29	4.09	24.71	10.98	5.28

จากตารางที่ 4.6 พบว่า ในถังปฏิกรณ์ที่ 1 ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีค่าอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดในช่วงบน (M_U) กลาง (M_M) และล่าง (M_L) ของถังปฏิกรณ์เท่ากับ 67.67 17.57 และ 57.20 ไมโครกรัม/นาโนโมล ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 15 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีค่าอัตราส่วนเท่ากับ 168.28 19.76 และ 8.29 ไมโครกรัม/นาโนโมล และที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีค่าอัตราส่วนเท่ากับ 107.83 6.00 และ 4.09 ไมโครกรัม/นาโนโมล ตามลำดับ สำหรับถังปฏิกรณ์ที่ 2 ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีค่าอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดในช่วงบน (M_U) กลาง (M_M) และล่าง (M_L) ของถังปฏิกรณ์เท่ากับ 40.91 16.33 และ 24.71 ไมโครกรัม/นาโนโมล ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 5 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีค่าอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดในช่วงบน (M_U) กลาง (M_M) และล่าง (M_L) ของถังปฏิกรณ์เท่ากับ 115.71 8.06 และ 10.98 ไมโครกรัม/นาโนโมล และที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน มีค่าอัตราส่วนเท่ากับ 24.67 8.84 และ 5.28 ไมโครกรัม/นาโนโมล ตามลำดับ ซึ่งจากผลการทดลองแสดงให้เห็นว่า ค่าอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดในทั้งสองถังปฏิกรณ์เป็นไปในทิศทางเดียวกัน กล่าวคือ ช่วงบนของถังปฏิกรณ์มีค่าอัตราส่วนที่สูงที่สุด รองลงมาคือช่วงล่างและช่วงกลาง ตามลำดับ ซึ่งค่าอัตราส่วนที่มีค่าสูงนั้นแสดงถึงปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมดบนเม็ด

ตะกอนรวมถึงเซลล์ที่ไม่มีชีวิตมีอยู่เป็นจำนวนมากเมื่อเทียบกับปริมาณเซลล์ที่มีชีวิต ดังนั้นจึงอาจกล่าวได้ว่าปริมาณของเซลล์ที่มีชีวิตในถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง ส่วนใหญ่แล้วจะอยู่บริเวณช่วงกลางและช่วงล่างของถังปฏิกรณ์ ซึ่งอาจเป็นไปได้ว่าปริมาณจุลินทรีย์ส่วนใหญ่ที่ทำการบำบัดชีโอดีในน้ำเสียจะอยู่ในบริเวณนั้น แต่เมื่อลดค่าอัตราภาวะบรรทุksารอินทรีย์ให้เหลือ 2 กก.ชีโอดี/ลบ.ม.-วัน จะพบว่าค่าอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดในช่วงกลางจะสูงกว่าช่วงล่างของถังปฏิกรณ์ ซึ่งแสดงให้เห็นว่าสารอินทรีย์ในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบมีค่าน้อยลงจึงไม่เพียงพอต่อความต้องการของจุลินทรีย์ในบริเวณช่วงบนของถังปฏิกรณ์ จุลินทรีย์เหล่านั้นจึงไม่สามารถเติบโตได้และหลุดออกจากเม็ดยางที่เป็นวัสดุตัวกลาง ทำให้ค่าอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดในช่วงบนของถังปฏิกรณ์จึงมีค่าอัตราส่วนที่สูงที่สุด

4.4.3 ผลการวิเคราะห์ลักษณะจุลินทรีย์บนพื้นผิวเม็ดยางด้วยกล้องจุลทรรศน์และกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนชนิดส่องกราด

เมื่อนำตัวอย่างเม็ดยางตะกอนจากถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดไปศึกษาลักษณะการเกาะติดของจุลินทรีย์บนพื้นผิวของเม็ดยางด้วยกล้องจุลทรรศน์ที่กำลังขยาย 40 เท่า (ในช่วงก่อนเริ่มต้นเดินระบบ ระหว่างดำเนินการวิจัย และภายหลังระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว) ได้ผลการทดลองดังแสดงในภาพที่ 4.15-4.17 และเมื่อทำการศึกษาดูด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนชนิดส่องกราดที่กำลังขยาย 50-5,000 เท่า (ภายหลังระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว) พบว่าได้ผลดังแสดงในภาพที่ 4.18-4.19



ภาพที่ 4.15 (ก) ลักษณะเม็ดยางก่อนเริ่มต้นเดินระบบ และ (ข) เม็ดยางระหว่างการทำการวิจัย เมื่อส่องดูด้วยกล้องจุลทรรศน์ที่กำลังขยาย 40 เท่า

อัตราภาวะบรรจุทุกสารอินทรีย์
30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

อัตราภาวะบรรจุทุกสารอินทรีย์
15 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

อัตราภาวะบรรจุทุกสารอินทรีย์
2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

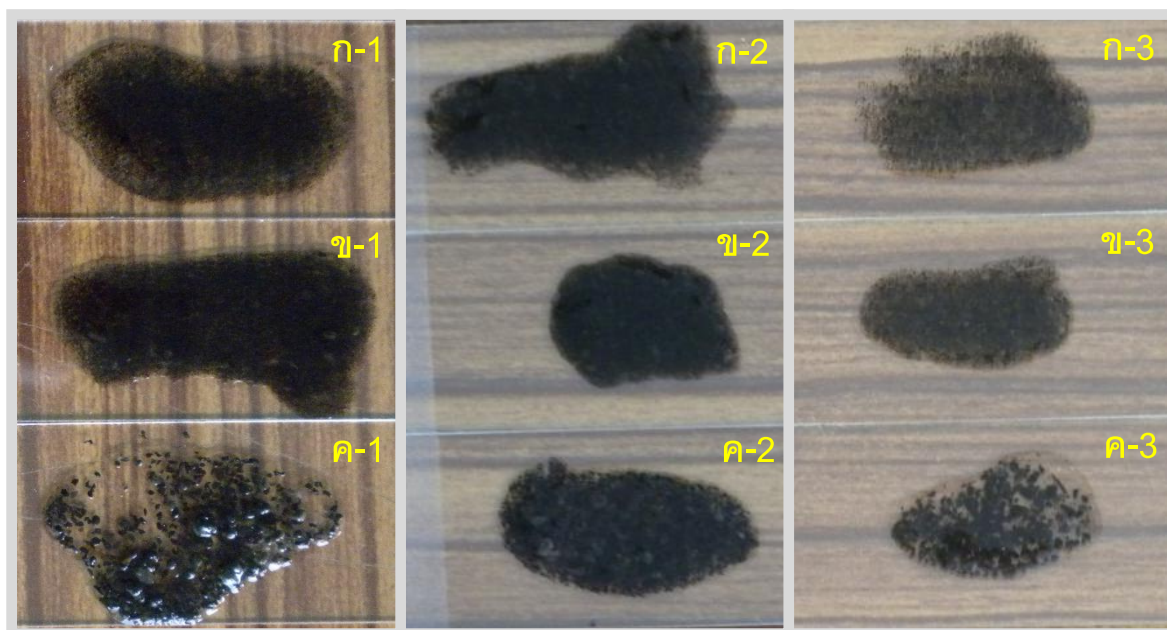


ภาพที่ 4.16 ลักษณะเม็ดตะกอนจากตำแหน่งต่างๆ ของถึงปฏิกรณ์ที่ 1 เปรียบเทียบระหว่างการเดินระบบที่อัตราภาวะบรรจุทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน เมื่อนำเม็ดตะกอนจากชั้นเบด (ก) ช่วงบน (ข) ช่วงกลาง และ (ค) ช่วงล่าง มาส่องดูด้วยกล้องจุลทรรศน์ที่กำลังขยาย 40 เท่า

อัตราภาวะบรรทุสารอินทรีย์
30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน

อัตราภาวะบรรทุสารอินทรีย์
5 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน

อัตราภาวะบรรทุสารอินทรีย์
2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน



ภาพที่ 4.17 ลักษณะเม็ดตะกอนจากตำแหน่งต่างๆ ของถังปฏิกรณ์ที่ 2 เปรียบเทียบระหว่างการเดินระบบที่อัตราภาวะบรรทุสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน เมื่อนำเม็ดตะกอนจากชั้นเบต (ก) ช่วงบน (ข) ช่วงกลาง และ (ค) ช่วงล่าง มาส่องดูด้วยกล้องจุลทรรศน์ที่กำลังขยาย 40 เท่า

ภาพที่ 4.15 (ก) แสดงให้เห็นว่า เม็ดยางภายหลังการแช่รวมกับหัวเชื้อจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบถังกรองไร้อากาศเป็นเวลาประมาณ 30 วันก่อนเริ่มต้นเดินระบบนั้นมีการเกาะติดของจุลินทรีย์ที่พื้นผิว จึงมีความเหมาะสมที่จะใช้เป็นตัวกลางในการเดินระบบได้ และเมื่อทำการเดินระบบไประยะหนึ่งได้เก็บตัวอย่างเม็ดตะกอนมาส่องดูลักษณะการเกาะติดบนผิวเม็ดยางของจุลินทรีย์อีกครั้ง พบว่าได้ผลการทดลองดังภาพที่ 4.15 (ข) นั่นคือ ชั้นไบโอฟิล์มมีลักษณะหนาขึ้นอย่างเห็นได้ชัด แต่ทั้งนี้ความหนาของชั้นไบโอฟิล์มนั้นขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสียด้วย โดยเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้วจะพบว่าบริเวณช่วงล่างของถังปฏิกรณ์จะมีชั้นไบโอฟิล์มหนาที่สุด รองลงมาคือ ช่วงกลาง และช่วงบนของถังปฏิกรณ์ตามลำดับดังภาพที่ 4.16 และ 4.17 อีกทั้งจากภาพดังกล่าวยืนยันว่าภายหลังจากสิ้นสุดระยะเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียที่อัตราภาวะบรรทุสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน แล้วเกิดการเกาะติดของจุลินทรีย์บนพื้นผิวอย่างชัดเจน ซึ่งสังเกตได้จากความหนาของชั้นจุลินทรีย์ในภาพถ่ายตัดขวางของเม็ดตะกอนเมื่อส่องดูด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนดังภาพที่ 4.18 และ 4.19 โดยชั้น

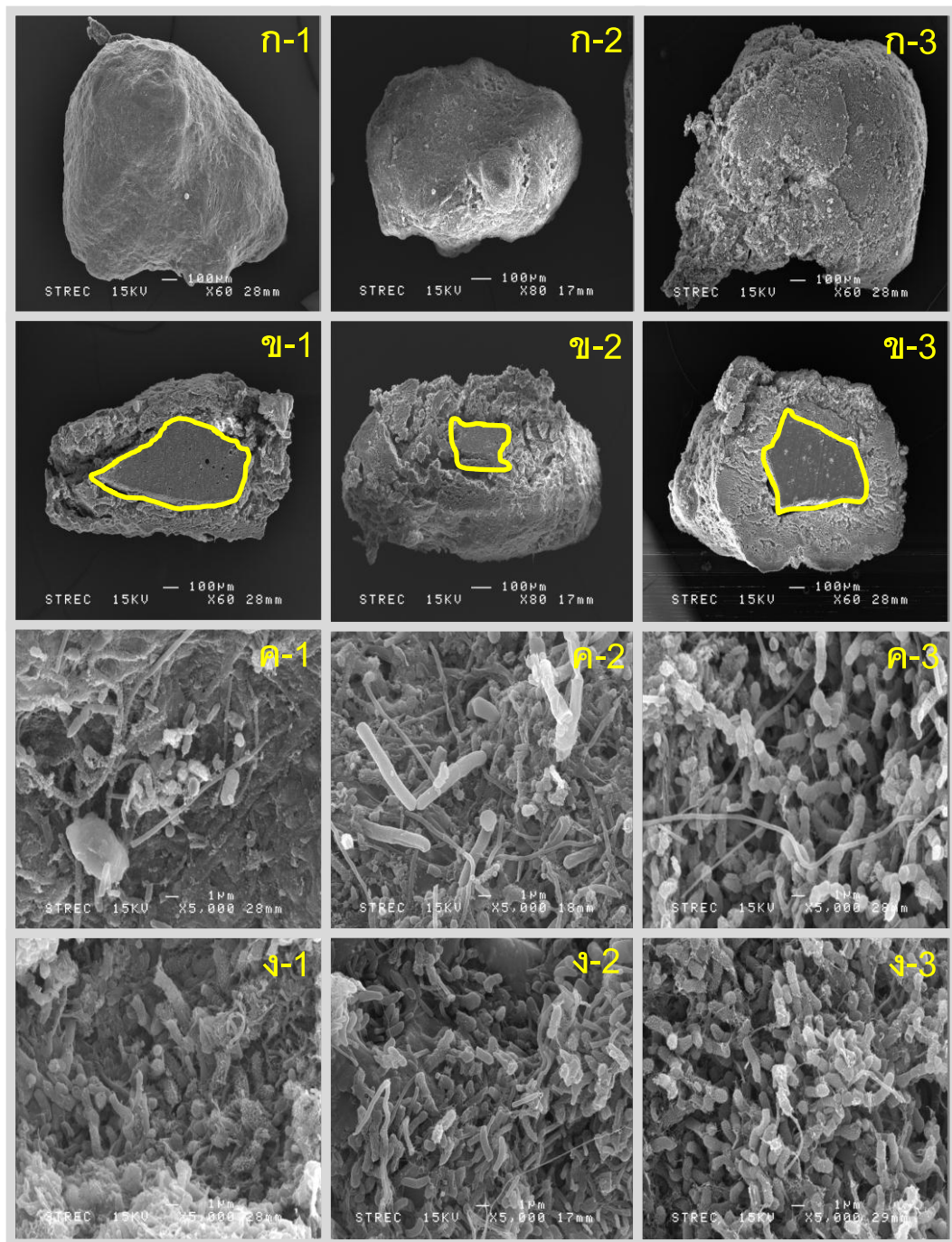
ไบโอฟิล์มในทุกค่าของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์จะมีความหนามากกว่า 100-300 ไมโครเมตร ในขณะที่เม็ดยางที่ใช้เป็นวัสดุตัวกลางมีขนาดเฉลี่ยประมาณ 430 ไมโครเมตร นอกจากนี้จากภาพดังกล่าวยังช่วยยืนยันได้ว่าแม้ว่าค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบ แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดจะต่ำ แต่จุลินทรีย์ก็สามารถปรับสภาพยึดเกาะกับผิวของเม็ดยางได้เป็นอย่างดี โดยลักษณะความหนาของชั้นไบโอฟิล์มนั้นขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของซีโอดีในน้ำเสียด้วย กล่าวคือ ยิ่งป้อนน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของซีโอดีต่ำมากเท่าใด ความหนาของชั้นไบโอฟิล์มก็จะยิ่งบางลงมากเท่านั้น เนื่องจากสารอินทรีย์ไม่เพียงพอต่อความต้องการของจุลินทรีย์ที่ใช้ในการเจริญเติบโต

เมื่อเพิ่มกำลังขยายของกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนเป็น 5,000 เท่า เพื่อตรวจดูลักษณะกลุ่มจุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนผิวชั้นนอกและด้านในของเม็ดยางจะพบว่า ลักษณะของจุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนวัสดุตัวกลางภายในถังปฏิกรณ์ทั้งสองนั้นมีความคล้ายคลึงกัน โดยส่วนใหญ่แล้วเซลล์จุลินทรีย์ที่พบจะมีลักษณะเป็นแท่ง (Bacilli) เส้นใย (Filaments) ทรงกลม (Coccus) และทรงกลมที่ต่อกันเป็นสาย (Streptococci) ซึ่งเซลล์ที่มีลักษณะเป็นเส้นใยและทรงกลมที่ต่อกันเป็นสายนั้นจะพบได้ในบริเวณผิวชั้นนอกของเม็ดยางมากกว่าบริเวณชั้นใน

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์
30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์
15 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์
2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน

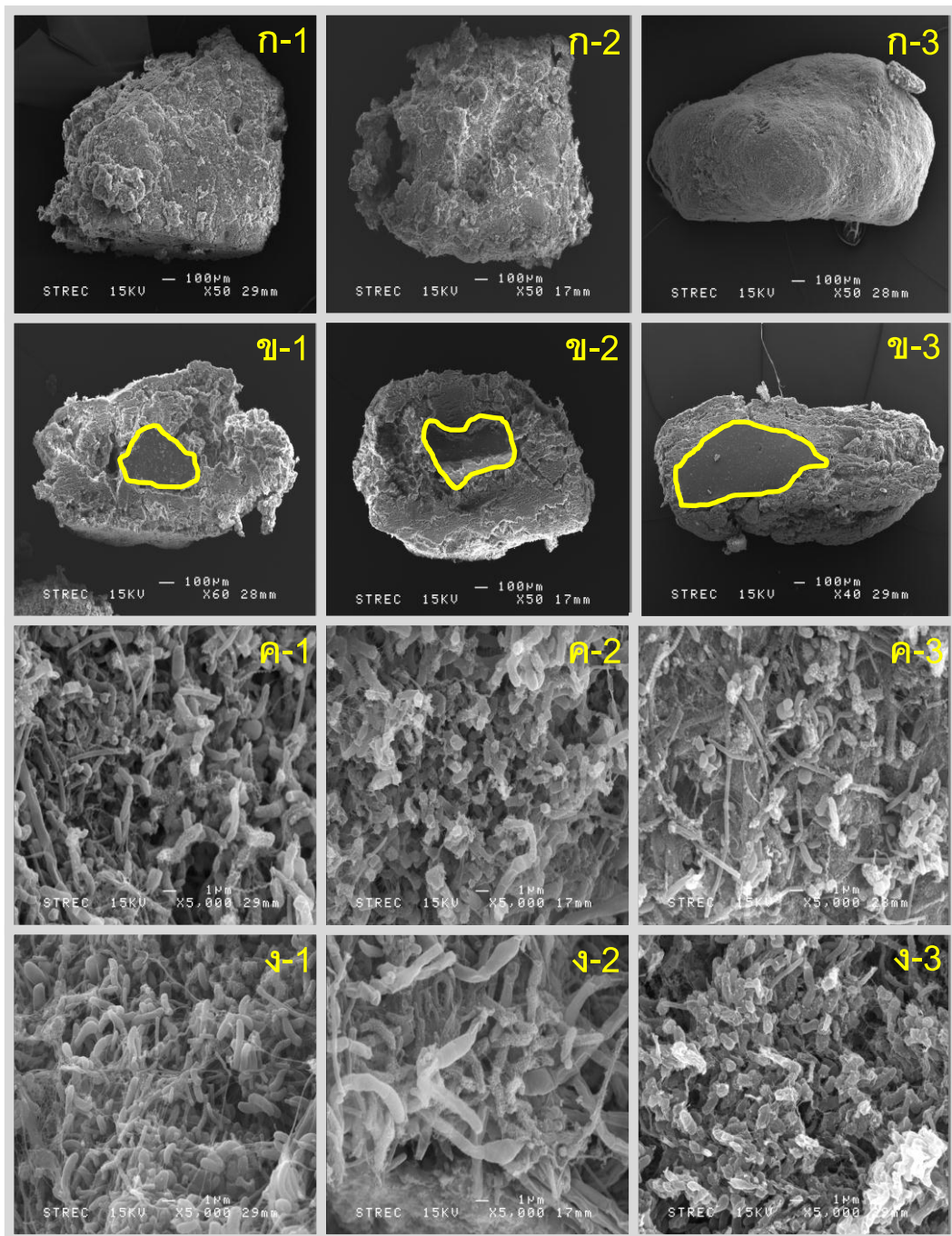


ภาพที่ 4.18 ลักษณะการเกาะติดของจุลินทรีย์บนผิวเม็ดยางที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 30 15 และ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 เมื่อ (ก) เม็ดตะกอนในถังปฏิกรณ์ (ข) ภาพตัดขวางของเม็ดตะกอน (ค) จุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนผิวชั้นนอกของเม็ดตะกอน และ (ง) จุลินทรีย์ที่เกาะอยู่ผิวด้านในของเม็ดตะกอน

อัตราภาวะบรรจุสารอินทรีย์
30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

อัตราภาวะบรรจุสารอินทรีย์
5 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

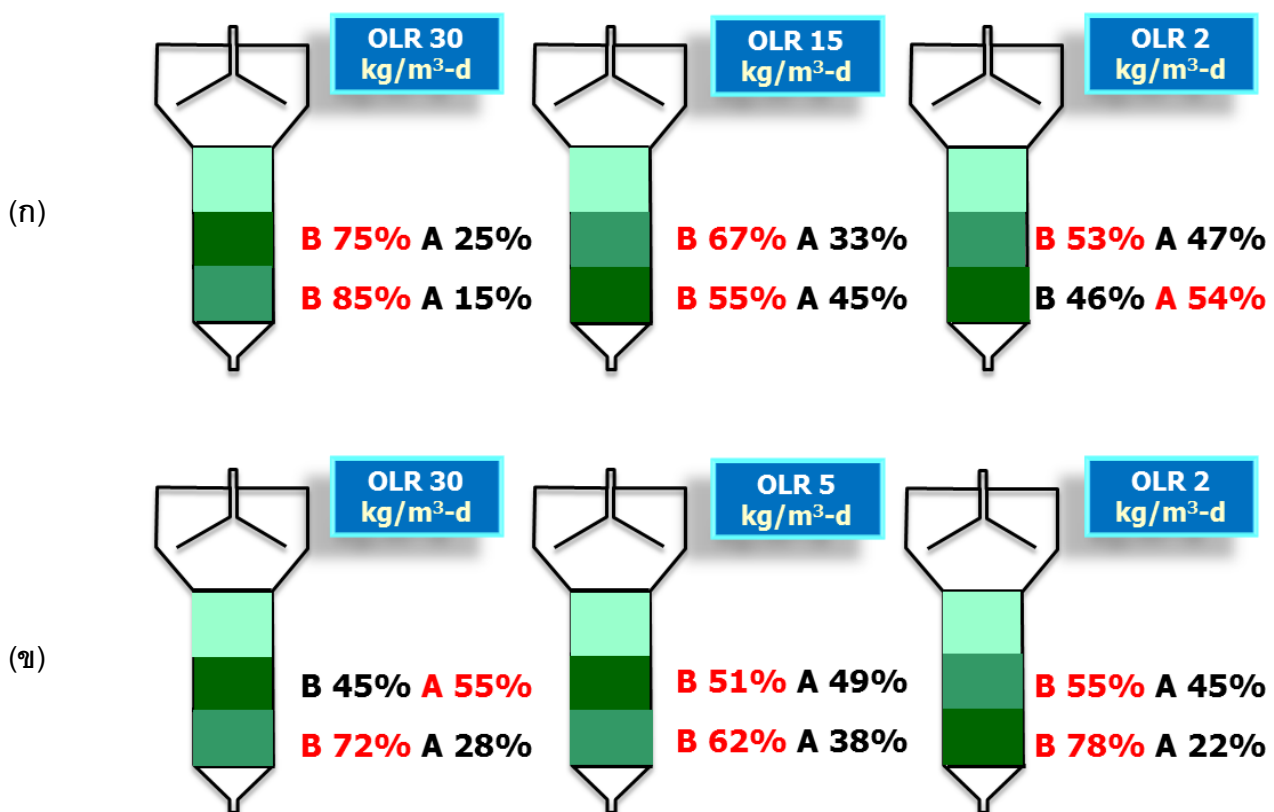
อัตราภาวะบรรจุสารอินทรีย์
2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน



ภาพที่ 4.19 ลักษณะการเกาะติดของจุลินทรีย์บนผิวเม็ดยางที่อัตราภาวะบรรจุสารอินทรีย์ 30 5 และ 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ของถังปฏิกรณ์ที่ 2 เมื่อ (ก) เม็ดตะกอนในถังปฏิกรณ์ (ข) ภาพตัดขวางของเม็ดตะกอน (ค) จุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนผิวชั้นนอกของเม็ดตะกอน และ (ง) จุลินทรีย์ที่เกาะอยู่ผิวด้านในของเม็ดตะกอน

เมื่อรวมผลการทดลองทั้งหมดและการศึกษาด้านจุลินทรีย์เข้าด้วยกัน ทั้งการวิเคราะห์ชนิดจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค FISH การระบุปริมาณจุลินทรีย์ด้วยวิธีการวิเคราะห์ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด (Phospholipid analysis) และการศึกษากลุ่มจุลินทรีย์บนเม็ดตะกอนจากภาพถ่ายด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอน ผลการทดลองดังภาพที่ 4.20 และตารางที่ 4.7 พบว่าในการวิเคราะห์ทั้ง 3 พารามิเตอร์นั้นมีความสัมพันธ์ที่เกี่ยวข้องกัน กล่าวคือ ในทุกค่าของอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่ทำการวิจัยนั้น ทั้งแบคทีเรียทั่วไปและอาร์เคียมีปริมาณใกล้เคียงกัน โดยกลุ่มประชากรจุลินทรีย์ส่วนใหญ่ภายในถังปฏิกรณ์จะเป็นแบคทีเรียทั่วไปที่มีลักษณะเป็นแท่ง (Bacilli) ซึ่งมีมากกว่าปริมาณ อาร์เคียอยู่เล็กน้อย ในขณะที่อาร์เคียที่พบส่วนใหญ่จะมีลักษณะเป็นทรงกลมที่เกาะกันเป็นกลุ่ม *Sarcina* คล้าย *Methanosarcina* sp. และลักษณะเป็นแท่งสั้นๆ คล้าย *Methanosaeta* sp. ซึ่งสามารถพบได้เป็นส่วนน้อย และเมื่อเทียบกับงานวิจัยของ Boonapatcharoen และคณะ (2007) ที่ได้ทำการศึกษานิตและกลุ่มประชากรของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกไฮบริด (Anaerobic hybrid reactor; AHR) จากการบำบัดน้ำเสียจากแป้งมันสำปะหลังที่มีค่าซีไอดี 8,000-10,000 มก./ล. โดยใช้เทคนิค FISH ในการติดตามชนิดของจุลินทรีย์ทั้งในกลุ่มสร้างมีเทนและกลุ่มไม่สร้างมีเทนเช่นเดียวกัน พบว่ากลุ่มประชากรจุลินทรีย์ที่พบนั้นคล้ายกับงานวิจัยชิ้นนี้ กล่าวคือ มีปริมาณของแบคทีเรียทั่วไปและอาร์เคียใกล้เคียงกัน แต่กลุ่มประชากรของอาร์เคียที่พบมากกว่าร้อยละ 90 จะเป็น *Methanosaeta* sp. ส่วน *Methanosarcina* sp. จะพบในปริมาณที่น้อยกว่า ส่วนงานวิจัยของพัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกูล (2553) ที่ทำการศึกษานิตและกลุ่มประชากรของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางในการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีค่าซีไอดี 2,500-10,000 มก./ล. พบว่าจะพบกลุ่มอาร์เคียที่มีลักษณะคล้าย *Methanosarcina* sp. ในน้ำเสียที่มีค่าซีไอดีต่ำ และเมื่อเพิ่มอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบมากขึ้น อาร์เคียที่พบส่วนใหญ่มีลักษณะคล้าย *Methanosaeta* sp. ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยชิ้นนี้ที่พบ *Methanosarcina* sp. เป็นกลุ่มประชากรหลักของอาร์เคียเนื่องจากปริมาณซีไอดีในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบนั้นมีปริมาณที่ต่ำกว่างานวิจัยทั้งสองมาก จึงทำให้กลุ่มประชากรของอาร์เคียที่พบภายในระบบนั้นคือ *Methanosarcina* sp. นอกจากนี้กลุ่มประชากรจุลินทรีย์ที่มีชีวิตส่วนใหญ่ภายในระบบที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ จะอยู่บริเวณในช่วงกลางและช่วงล่างของถังปฏิกรณ์ ซึ่งอาจเป็นไปได้ว่าปริมาณจุลินทรีย์ส่วนใหญ่ที่ทำการบำบัดซีไอดีในน้ำเสียจะอยู่ในบริเวณนั้น และเมื่อลดค่าความเข้มข้นของซีไอดีในน้ำที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์จะพบว่าปริมาณจุลินทรีย์ที่มีชีวิตส่วนใหญ่จะอยู่บริเวณในช่วงล่างของถังปฏิกรณ์ แสดงให้เห็นว่าสารอินทรีย์ในน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบมีค่าน้อยลงจึงไม่เพียงพอต่อความต้องการของจุลินทรีย์ในบริเวณช่วงบนของถังปฏิกรณ์ ซึ่งเมื่อพิจารณาพร้อมกับประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีและ

ปริมาณมีเทนในก๊าซชีวภาพของถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 ถัง พบว่าระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ไม่มี การหมุนเวียนน้ำภายในมีประสิทธิภาพการบำบัดซีไอดีในน้ำเสียได้มากกว่าร้อยละ 80 จึงมีความ เป็นไปได้ว่า ถึงแม้จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนจะมีปริมาณที่น้อยกว่าจุลินทรีย์กลุ่มอื่นๆ แต่ก็สามารถ นำกรดไขมันระเหยในระบบเปลี่ยนเป็นก๊าซมีเทนได้ทัน ทำให้ภายในถังปฏิกรณ์ไม่เกิดการสะสม ของกรดไขมันระเหย ส่งผลให้ระบบสามารถบำบัดน้ำเสียและผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างมี ประสิทธิภาพ



ภาพที่ 4.20 แผนภาพสรุปผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ด้านจุลินทรีย์ในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะ บรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ของถังปฏิกรณ์ที่ 1 (ก) และถังปฏิกรณ์ที่ 2 (ข)

โดย B แทนค่าปริมาณร้อยละของแบคทีเรียทั่วไป และ A แทนค่าปริมาณร้อยละของอาร์เคีย ส่วนสีบนถังปฏิกรณ์แสดงถึงความหนาแน่นของจุลินทรีย์ที่มีชีวิตอยู่ในบริเวณนั้นๆ โดยสีเข้มจะมี ความหนาแน่นของจุลินทรีย์ที่มีชีวิตอยู่มาก สีอ่อนความหนาแน่นของจุลินทรีย์จะน้อย

ตารางที่ 4.7 สรุปผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ด้านจุลินทรีย์ในช่วงการแปรค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์

ถังปฏิกรณ์ที่	อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ (กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน)	จุดเก็บตัวอย่าง	ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดี (ร้อยละ)	ปริมาณมีเทนในก๊าซชีวภาพ (ร้อยละ)	สัดส่วนปริมาณเซลล์จุลินทรีย์		Active cell แสดงในรูปค่าอัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นฟอสโฟไลปิด (ไมโครกรัม/นาโนโมล)	ส่องด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอน
					แบคทีเรีย	อาร์เคีย		
1	30	M _U	81±8	46.24	-	-	67.67	เซลล์จุลินทรีย์ที่พบจะมีลักษณะเป็น • แท่ง (Bacilli) • เส้นใย (Filaments) • ทรงกลม (Coccus) • ทรงกลมที่ต่อกันเป็นสาย (Streptococci)
		M _M			75.21	24.79	17.57	
		M _L			84.83	15.17	57.20	
	15	M _U	88±2	56.02	-	-	168.28	
		M _M			66.89	33.11	19.76	
		M _L			55.13	44.87	8.29	
	2	M _U	81±2	57.61	-	-	107.83	
		M _M			52.53	47.47	6.00	
		M _L			45.75	54.25	4.09	
2	30	M _U	96±2	50.33	-	-	40.91	
		M _M			44.92	55.08	16.33	
		M _L			72.40	27.60	24.71	
	5	M _U	91±3	45.60	-	-	115.71	
		M _M			51.58	48.73	8.06	
		M _L			62.22	37.78	10.98	
	2	M _U	91±2	59.62	-	-	24.67	
		M _M			55.03	44.97	8.84	
			M _L			78.40	21.60	5.28

4.5 สรุปผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ตลอดจนการทดลอง

จากตารางที่ 4.8 แสดงให้เห็นถึงผลการทดลองทั้งในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียและช่วงแปรค่าอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบ ซึ่งสามารถสรุปได้ดังนี้

1) ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในนั้น มีประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของซีโอดีต่ำได้เป็นอย่างดี (มากกว่าร้อยละ 80) ซึ่งใกล้เคียงกับระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไปที่มีการหมุนเวียนน้ำเสียและระบบยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)

2) เนื่องจากระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดภายใต้สถานะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในมีระยะเวลาที่สั้น (ประมาณ 50 นาที) จึงสามารถบำบัดน้ำเสียได้ในปริมาณที่มากกว่าระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไปโดยมีประสิทธิภาพใกล้เคียงกัน อีกทั้งยังใช้ระยะเวลาในการเริ่มต้นเดินระบบที่สั้นกว่ามาก (ประมาณ 46 วัน)

3) การเลือกใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดนั้น นอกจากจะสามารถเข้ากันได้และเป็นเป้าสัมผัสอย่างดีให้กับจุลินทรีย์ในระบบแล้ว (Park และคณะ, 2006) เม็ดยางยังส่งผลให้เกิดการประหยัดพลังงานด้วย เนื่องจากเม็ดยางมีความหนาแน่นต่ำและฟลูอิดไดซ์ได้ง่าย ทำให้สามารถลดต้นทุนในการบำบัดน้ำเสียได้ และยังเป็นการช่วยลดปัญหาสิ่งแวดล้อมที่เกิดขึ้นจากเศษยางรถยนต์อีกด้วย

4) กลุ่มประชากรจุลินทรีย์ในทุกค่าของอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ที่ทำการวิจัยนั้น ทั้งแบคทีเรียทั่วไปและอาร์เคียมีปริมาณใกล้เคียงกัน โดยกลุ่มประชากรจุลินทรีย์ที่มีชีวิตส่วนใหญ่ภายในถังปฏิกรณ์จะเป็นแบคทีเรียทั่วไป ซึ่งจะอยู่บริเวณในช่วงกลางและช่วงล่างของถังปฏิกรณ์ มีความเป็นไปได้ว่าจุลินทรีย์ที่ทำการบำบัดซีโอดีในน้ำเสียจะอยู่ในบริเวณนั้น และเมื่อลดค่าความเข้มข้นของซีโอดีในน้ำที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์จะพบว่าปริมาณจุลินทรีย์ที่มีชีวิตส่วนใหญ่จะอยู่บริเวณในช่วงล่างของถังปฏิกรณ์

5) จากผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ทางด้านจุลินทรีย์นั้นอาจมีความเป็นไปได้ว่าภายในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดภายใต้สถานะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในมีแนวโน้มที่จะเปลี่ยนเป็นถังปฏิกรณ์แบบ plug flow กล่าวคือ ความสูงของถังปฏิกรณ์มีผลต่อการบำบัดน้ำเสียของจุลินทรีย์ในระบบ ซึ่งถ้าหากมีการดำเนินการนำผลการศึกษาที่ได้ในงานวิจัยนี้เป็นแนวทางในวิจัยเพื่อบำบัดน้ำเสียจริงที่มีค่าซีโอดีต่ำต่อไป ควรทำการศึกษาเพิ่มเติมถึงปัญหาที่อาจจะเกิดขึ้นนี้ด้วย

ตารางที่ 4.8 สรุปผลการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ตลอดจนการทดลอง

ถังปฏิกรณ์ ที่	อัตราการบรรทุก สารอินทรีย์ (กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน)	จุดเก็บ ตัวอย่าง	ประสิทธิภาพ การกำจัดซีโอดี (ร้อยละ)	ปริมาณมีเทนใน ก๊าซชีวภาพ (ร้อยละ)	VFA/ALK	สัดส่วนปริมาณเซลล์จุลินทรีย์		Active cell แสดงในรูปค่าอัตราส่วน สารอินทรีย์ระเหยได้ต่อ ความเข้มข้นฟอสโฟไลปิด (ไมโครกรัม/นาโนโมล)	ส่องด้วยกล้อง จุลทรรศน์ อิเล็กตรอน
						แบคทีเรีย	อาร์เคีย		
1	30	M _U	81±8	46.24	0.09	-	-	67.67	เซลล์จุลินทรีย์ที่พบ จะมีลักษณะเป็น • แท่ง (Bacilli) • เส้นใย (Filaments) • ทรงกลม (Coccus) • ทรงกลมที่ต่อกัน เป็นสาย (Streptococci)
		M _M				75.21	24.79	17.57	
		M _L				84.83	15.17	57.20	
	15	M _U	88±2	56.02	0.12	-	-	168.28	
		M _M				66.89	33.11	19.76	
		M _L				55.13	44.87	8.29	
	2	M _U	81±2	57.61	0.04	-	-	107.83	
		M _M				52.53	47.47	6.00	
		M _L				45.75	54.25	4.09	
2	30	M _U	96±2	50.33	0.08	-	-	40.91	
		M _M				44.92	55.08	16.33	
		M _L				72.40	27.60	24.71	
	5	M _U	91±3	45.60	0.02	-	-	115.71	
		M _M				51.58	48.73	8.06	
		M _L				62.22	37.78	10.98	
	2	M _U	91±2	59.62	0.04	-	-	24.67	
		M _M				55.03	44.97	8.84	
		M _L				78.40	21.60	5.28	

บทที่ 5

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการทดลอง

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาในระดับห้องปฏิบัติการ เพื่อศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียและการผลิตก๊าซชีวภาพของถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางภายใต้สภาวะการเดินระบบที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน และศึกษาผลของอัตราการบรรจุทูลสารอินทรีย์ต่อประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดี การผลิตก๊าซชีวภาพ รวมทั้งการเปลี่ยนแปลงประชากรจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลาง ซึ่งสามารถสรุปผลได้ดังนี้

5.1.1 ประสิทธิภาพของระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในการบำบัดน้ำเสียภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน

ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน มีประสิทธิภาพในการบำบัดซีไอดีสูงกว่าร้อยละ 80 ส่วนในแง่ของอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพนั้นพบว่า มีอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพที่ต่ำกว่าระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนทั่วไปอยู่เล็กน้อย ซึ่งประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีของระบบที่ทำการศึกษานี้มีค่าใกล้เคียงกับระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไปที่มีการหมุนเวียนน้ำเสียและระบบยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) แต่เนื่องจากระบบที่ทำการศึกษามีระยะเวลาเก็บน้ำเสียสั้น (ประมาณ 50 นาที) จึงอาจกล่าวได้ว่าระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในต้องการพื้นที่น้อยกว่าเมื่อเทียบกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนทั่วไป จึงสามารถบำบัดน้ำเสียได้ในปริมาณที่มากกว่าโดยมีประสิทธิภาพใกล้เคียงกับระบบอื่น ๆ

5.1.2 การใช้เศษยางรถยนต์บดละเอียดเป็นวัสดุตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

การใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดนั้น ช่วยให้เกิดการประหยัดพลังงาน เนื่องจากเม็ดยางมีความหนาแน่นต่ำและฟลูอิดไดซ์ได้ง่าย อีกทั้งทำการเดินระบบภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน จึงส่งผลให้สามารถลดต้นทุนในการบำบัดน้ำเสียด้วย

ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดได้ อีกทั้งยังเป็นการช่วยลดปัญหาสิ่งแวดล้อมที่จะเกิดขึ้นจากเศษยางรถยนต์อีกด้วย

5.1.3 การเปลี่ยนแปลงประชากรจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน

จากการศึกษาชนิดและปริมาณของจุลินทรีย์ในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในนั้น พบว่าในทุกค่าของอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่ทำการวิจัยนั้น ทั้งแบคทีเรียทั่วไปและอาร์เคียมีปริมาณใกล้เคียงกัน โดยที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์สูงๆ (ในระยะเริ่มต้นเดินระบบ) กลุ่มประชากรจุลินทรีย์ที่มีชีวิตส่วนใหญ่จะอยู่บริเวณในช่วงกลางและช่วงล่างของถังปฏิกรณ์ แต่เมื่อลดค่าอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ในน้ำที่เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ลง จะพบว่าปริมาณจุลินทรีย์ที่มีชีวิตส่วนใหญ่จะอยู่บริเวณในช่วงล่างของถังปฏิกรณ์ ซึ่งมีความเป็นไปได้ว่าจุลินทรีย์ที่ทำการบำบัดซีโอดีในน้ำเสียจะอยู่ในบริเวณนั้น แสดงให้เห็นว่าภายในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในนั้นมีความเป็นไปได้ที่ถังปฏิกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัยครั้งนี้จะเปลี่ยนเป็นถังปฏิกรณ์แบบ plug flow กล่าวคือ ความสูงของถังปฏิกรณ์มีผลต่อการบำบัดน้ำเสียในระบบ

5.1.4 การประยุกต์ใช้ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดในการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นต่ำและมีปริมาณมาก

ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดภายใต้สภาวะที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายในนั้นสามารถบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นต่ำได้ในสภาวะที่มีระยะเวลาเก็บน้ำเสียสั้น จึงมีความเป็นไปได้ในการลดขนาดของถังปฏิกรณ์ให้มีขนาดเล็กลงเมื่อเทียบกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนชนิดอื่นๆ เช่น ระบบยูเอเอสบีได้อีกด้วย นอกจากนี้ยังมีความเป็นไปได้ที่จะประยุกต์ใช้ระบบนี้ในการบำบัดน้ำเสียที่มีค่าซีโอดีต่ำและมีปริมาณมาก เช่น น้ำเสียชุมชน แต่ทั้งนี้ควรทำการศึกษาเพิ่มเติมถึงปัญหาที่อาจจะเกิดขึ้นจากไนโตรเจนและฟอสฟอรัสในน้ำเสียชุมชนก่อนนำไปประยุกต์ใช้จริงด้วย

5.2 ข้อเสนอแนะ

งานวิจัยนี้เป็นงานวิจัยนำร่องในระดับห้องปฏิบัติการซึ่งจะเป็นประโยชน์อย่างยิ่ง หากมีการดำเนินการวิจัยต่อไปสำหรับนำผลการศึกษาที่ได้ในงานวิจัยนี้ไปเป็นแนวทางในการวิจัยเพื่อบำบัดน้ำเสียจริงที่มีค่าซีไอดีต่ำ นอกจากนี้ควรทำการศึกษาเพิ่มเติมถึงการออกแบบถังปฏิกรณ์และปัญหาที่อาจเกิดขึ้นจากไนโตรเจนและฟอสฟอรัสในน้ำเสียชุมชนก่อนนำไปประยุกต์ใช้จริงด้วย

รายการอ้างอิง

ภาษาไทย

- ควบคุมมลพิษ, กรม. 2542. คู่มือวิชาการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศ. กรุงเทพฯ: กรมควบคุมมลพิษ กระทรวงวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม.
- ควบคุมมลพิษ, กรม. 2545. น้ำเสียชุมชนและระบบบำบัดน้ำเสีย. กรุงเทพฯ: กรุงเทพมหานคร.
- เกียรติศักดิ์ อุดมสินโรจน์, ดร. 2543. วิศวกรรมกรรมการบำบัดน้ำเสีย เล่มที่ 4. กรุงเทพฯ: มิตรนราการพิมพ์.
- ชน.อี.68 คอนซัลติ้ง เอ็นจิเนียริ่ง. 2546. เอกสารประกอบการสัมมนา เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน, โครงการจัดทำคู่มือวิชาการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ. กรุงเทพฯ.
- ธนวัฒน์ จามิกรณ์. 2553. ผลของการลดค่าระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียในระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลาง.
- ธีระ เกรอต. 2539. วิศวกรรมน้ำเสีย : การบำบัดทางชีวภาพ. กรุงเทพฯ: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- พล สาเททอง. 2526. ความรู้เบื้องต้นเกี่ยวกับฟลูอิดไดซ์เบด. กรุงเทพฯ: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- พัชรียา รุ่งกิจวัฒนานุกุล. 2553. การใช้ระบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางในการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นสูง.
- มันสิน ตันฑุลเวศม์. 2538. เอกสารประกอบการอบรม การจัดการโครงการก่อสร้างระบบบำบัดน้ำเสีย, การบำบัดน้ำเสียด้วยกระบวนการไร้ออกซิเจน. กรุงเทพฯ.
- มันสิน ตันฑุลเวศม์. 2542. เทคโนโลยีบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม. กรุงเทพฯ: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- ศักดิ์ชัย โสภาสวัสดิชัย. 2526. การย่อยสลายและการผลิตก๊าซชีวภาพของขยะแบบไร้ออกซิเจนโดยแบคทีเรียชนิดชอบความร้อน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมสุขาภิบาล บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- สถิตรัตน์ รอดอารี. 2551. ผลของชนิดและขนาดวัสดุช่วยตกตะกอนที่มีต่อประสิทธิภาพการตกตะกอนในระบบเอเอส. โครงร่างวิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- สัญญา พยุงสด. 2539. การบำบัดน้ำเสียจากขบวนการผลิตสุราด้วยระบบตัวกลางจุลินทรีย์ลอยตัวแบบไม่ใช้ออกซิเจน. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหิดล.
- สันทนต์ ศิริอนันต์ไพบูลย์. 2549. ระบบบำบัดน้ำเสีย. กรุงเทพฯ: ท้อป.

- เสฏฐา ศาสนนันท์. 2538. การผสมตะกอนโดยใช้ฟลูอิดไดซ์เบด. วิทยานิพนธ์ปริญญา
มหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- สุภัณฑิต นิมรัตน์. 2548. จุลชีวะวิทยาของน้ำเสีย. กรุงเทพฯ: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- สุเมธ ชวเดช. 2529. เอกสารประกอบการฝึกอบรมทางวิชาการเรื่องการควบคุมดูแลระบบบำบัด
น้ำเสียแบบชีวภาพของโรงงานประกอบกิจการอาหารและเครื่องดื่ม. การควบคุมระบบ
บำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน. กรุงเทพฯ, หน้า 1-12.

ภาษาอังกฤษ

- Amann, R.I., Ludwig, W. and Schleifer, K.H. 1995. Phylogenetic identification and *in situ*
detection of individual microbial cells without cultivation. FEMS Microbiology
Reviews 59: 143-169.
- American Water Works Association. 2005. Standard Methods for the Examination of
Water and Wastewater. 21thed.
- Arnaiz, C., Gutierrez, J.C. and Lebrato, J. 2005. Support material selection for anaerobic
fluidized bed reactor by phospholipid analysis. Biochemical Engineering Journal
27: 240-245.
- Balaguer, M., Vicent, M. and Paris, J. 1992. Anaerobic fluidized bed reactor with sepiolite
as support for anaerobic treatment of vinasse. Biotechnology letter 14: 433-438.
- Boonapatcharoen, N., Meepian, K., Chaiprasert, P. and Techkarnjanaruk, S. 2007.
Molecular monitoring of microbial population dynamics during operational
periods of anaerobic hybrid reactor treating cassava starch wastewater. Microbial Ecology 54: 21-30.
- Borja, R. and Banks, C.J. 1995. Comparison of an Anaerobic Filter and an Anaerobic
Fluidized Bed Reactor Treating Palm Oil Mill Effluent. Process Biochemistry 30:
511-521.
- Cresson, R. Dabert, P. and Bernet, N. 2009. Microbiology and performance of a
methanogenic biofilm reactor during the start-up period. Journal of Applied
Microbiology 106: 863-876.
- Decker, J. 2005. Exam 2. The university of Arizona [Online]. Available from:
<http://microvet.arizona.edu/Courses/MIC205/Exams/05Exams/05Ex2key.htm>
[2010, December 11]

- Grady, C.P.L. Jr. and Lim, H.C. 1980. Biological Wastewater Treatment : Theory and Applications. New York and Basel: Marcel Dekker, Inc.
- Henze, M. and Harremoës, P. 1983. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors : a literature review. Water Science Technology 15: 1-101.
- Inspect A Pedia. 2010. Vegetated Submerged Beds and Other High-Specific-Surface Anaerobic Reactor Septic System Designs. Vegetative Submerged Bed Septic System Designs [Online]. Available from: http://www.inspectapedia.com/septic/Submerged_Septic_Beds.htm [2010, December 11]
- IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Process. 2002. Anaerobic Digestion Model No.1. Cornwall: IWA Publishing.
- Jewell, W.J., Switzenbaum, M.S. and Morris, J.W. 1981. Municipal Wastewater Treatment with the Anaerobic Attached Microbial Film Expanded Bed process. Journal Water Pollution Control 53: 482-490.
- Liu, J., Zhou, X.H. and Shi, H.C. 2012. Inhibitory effects of pentachlorophenol on wastewater biofilms as determined by phospholipid analysis and microelectrode. Biochemical Engineering Journal 66: 8-13.
- McCabe, W.L., Smith, J.C. and Harriott, P. 1993. Unit Operation of Chemical Engineering. 5th edition. New York: McGraw-Hill.
- McCarty, P.L. 1975. Stoichiometry of biological reactions. Progress in Water Technology 7: 157-172.
- McInerney, M.J., Bryant, M.P. and Stafford, D.A. 1980. Metabolic Stage and Energetics of Microbial Anaerobic Digestion. Applied Science Publishers.
- Metcalf & Eddy. 2004. Wastewater Engineering : Treatment and Reuse. 4th edition. New York: McGraw-Hill.
- Park, J., Ellis, T.G. and Lally, M. 2006. Evaluation of tire derived rubber particles for biofiltration media. WEFTEC 6: 3217-3230.
- Pérez, M., Romero, L. I., Rodríguez, R. and Sales, D. 2005. High rate anaerobic thermophilic technologies for distillery wastewater treatment. Water Science and technology 51: 191-198.

- Sam-Soon, Wentzel, M.C. and Marais, G. 1987. Hypothesis for pelletisation in the Upflow Anaerobic Sludge Bed Reactor. Water SA 13: 69-80.
- Sanz, J.L. and Kochling, T. 2007. Molecular biology techniques used in wastewater treatment: An overview. Process Biochemistry 42: 119-133.
- Speece, R.E. 1996. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater. Tennessee: Archae Press.
- Stahl, D.A., and Amann, R.I. 1991. Development and application of nucleic acid probes. In: Stackebrandt E, Goodfellow M (eds) Nucleic acid techniques in bacterial systematics. New York: Wiley Inc.
- White, D.C., Bobbie, R.J., Herron, J.S., King, J.D., and Morrison, S.J. 1979. Biochemical Measurements of microbial mass and activity from environmental samples, Native aquatic bacteria : Enumeration, Activity, and Ecology, ASTM STP 695. American society for testing and materials: 69-81.
- Yang, Y., Tada, C., Miah, M.S., Tsukahara, K., Yagishita, T., and Sawayama, S. 2004. Influence of bed materials on methanogenic characteristics and immobilized microbes in anaerobic digester. Materials Science and Engineering C 24: 413-419.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก
ผลการคำนวณ

ก-1 การคำนวณหาค่าความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน

$$\frac{150\mu\bar{V}_{OM}}{\varphi_s^2 D_p^2} \frac{(1 - \varepsilon_M)}{\varepsilon_M^3} + \frac{1.75\rho \bar{V}_{OM}^2}{\varphi_s D_p} \frac{1}{\varepsilon_M^3} = g(\rho_p - \rho)$$

เมื่อ	μ	= ความหนืดของของไหล	= 0.008 ซม. ³ /วินาที
	φ_s	= ภาพความกลม (Sphericity)	= 1
	D_p	= ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคตัวกลาง	= 0.043 ซม.
	ρ	= ความหนาแน่นของของไหล	= 1 กรัม/ซม. ³
	ρ_p	= ความหนาแน่นของอนุภาค	= 1.2 กรัม/ซม. ³
	g	= ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก	= 980 ซม./วินาที ²
	ε_M	= ความพรุนที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 0.4

$$\frac{150(0.008)\bar{V}_{OM}}{(1^2)(0.043^2)} \frac{(1 - 0.4)}{0.4^3} + \frac{1.75(1)\bar{V}_{OM}^2}{(1)(0.043)} \frac{1}{0.4^3} = 980(1.2 - 1)$$

จะได้	\bar{V}_{OM}	= ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 1.08 ม./ซม.
-------	----------------	---	---------------

ก-2 การคำนวณหาค่าความพรุนสูงสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน

$$L = L_M \frac{1 - \varepsilon_M}{1 - \varepsilon}$$

เมื่อ	L	= ความสูงของชั้นเบดที่ความเร็วสุดท้าย	= 100 ซม.
	L_M	= ความสูงของชั้นเบดเมื่อเริ่มมีการฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 150 ซม.
	ε_M	= ความพรุนที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 0.4

$$100 = 150 \frac{1 - 0.4}{1 - \varepsilon}$$

จะได้	ε	= ความพรุนที่ความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 0.6
-------	---------------	--	-------

ก-3 การคำนวณหาค่าความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน

$$\left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon_M}\right)^m = \frac{\bar{V}_0}{\bar{V}_{0M}}$$

เมื่อ	ε_M	= ความพรุนที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 0.4
	ε	= ความพรุนที่ความเร็วสุดท้ายของการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 0.6
	m	= ค่าคงที่ที่ประมาณจากค่า Reynold's numbers	= 4.5
	\bar{V}_{0M}	= ความเร็วต่ำสุดในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 1.08 ม./ชม.

$$\left(\frac{0.6}{0.4}\right)^{4.5} = \frac{\bar{V}_0}{1.08}$$

จะได้	\bar{V}_0	= ความเร็วสุดท้ายในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 5.47 ม./ชม.
-------	-------------	--	---------------

ก-4 การคำนวณหาค่าอัตราการสูบน้ำที่เข้าสู่ระบบ

$$Q = VA$$

$$Q = v\left(\frac{\pi d^2}{4}\right)$$

เมื่อ	V	= ความเร็วสุดท้ายในการเกิดสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน	= 5.47 ม./ชม.
	A	= พื้นที่หน้าตัดของถังปฏิกรณ์	
	d	= ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถังปฏิกรณ์	= 0.03 ม.

$$Q = 5.47\left(\frac{\pi(0.03)^2}{4}\right)$$

จะได้	Q	= อัตราการสูบน้ำ	= 0.004 ลบ.ม./ชม.
		= 0.093 ลบ.ม./วัน	= 93 ล./วัน

ถ้าเป็นถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไป (มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1 ม. สูง 4 ม.)

จะได้ อัตราการสูบน้ำที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลาง = 2.17 ลบ.ม./ชม.

อัตราการสูบน้ำที่ใช้ทรายเป็นวัสดุตัวกลาง = 15.72 ลบ.ม./ชม.

ก-5 การคำนวณหาขนาดของมอเตอร์ที่ใช้ขับเครื่องสูบน้ำ

$$kW = \frac{QH}{102\eta}$$

เมื่อ Q = อัตราการไหลเป็น ล./วินาที = 0.6 ล./วินาที

H = แรงแดันสุทธิเป็น เมตร = 8 ม.

η = ประสิทธิภาพของเครื่องสูบน้ำ = 50 %

$$kW = \frac{(0.6)(8)}{102(0.5)}$$

จะได้ kW = กิโลวัตต์ของมอเตอร์ = 0.09 กิโลวัตต์

วัสดุตัวกลางเป็นเม็ดยางจะเลือกใช้มอเตอร์ขนาด 0.37 กิโลวัตต์ (0.5 แรงม้า)

ถ้า Q = 4.37 ล./วินาที จะได้ kW = 0.68 กิโลวัตต์

วัสดุตัวกลางเป็นทรายจะเลือกใช้มอเตอร์ขนาด 0.75 กิโลวัตต์ (1 แรงม้า)

ก-6 การคำนวณหาค่าพลังงานไฟฟ้าที่ใช้

กำลังไฟฟ้า (วัตต์) \times จำนวนเครื่องใช้ไฟฟ้า \div 1000 \times จำนวนชั่วโมงที่ใช้งานใน 1 วัน = ยูนิท

เมื่อใช้ถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบดทั่วไป (มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1 ม. สูง 4 ม.) โดยมีเม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลาง และเลือกใช้เครื่องสูบน้ำที่มีมอเตอร์ขนาด 0.37 กิโลวัตต์ (0.5 แรงม้า)

เมื่อ	กำลังไฟฟ้า	=	370	วัตต์
	จำนวนชั่วโมงที่ใช้งานใน 1 วัน	=	24	ชม.
จะได้	ค่าพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ใน 1 วัน	=	8.88	ยูนิิต
	ถ้าใช้ทรายเป็นวัสดุตัวกลางจะคำนวณค่าพลังงานไฟฟ้าได้	=	18	ยูนิิต

ก-7 การคำนวณหาค่าระยะเวลาที่เก็บน้ำเสีย

เป็นค่าระยะเวลาที่เก็บน้ำเสียที่หาได้จากอัตราการไหลของน้ำที่เข้าสู่ระบบจริง (46.8 ล./วัน)
ไม่ใช่อัตราการไหลที่ได้จากการคำนวณ (93 ล./วัน)

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

เมื่อ	V	=	ปริมาตรของถังปฏิกรณ์	=	1.63 ล.
	Q	=	อัตราการสูบน้ำ	=	46.8 ล./วัน

$$\text{HRT} = \frac{1.63}{46.8}$$

จะได้	HRT	=	ระยะเวลาที่เก็บน้ำเสีย	=	0.035 วัน	=	0.84 ชม.
-------	-----	---	------------------------	---	-----------	---	----------

ก-8 การคำนวณหาค่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสีย

$$\text{OLR} = \frac{Q \times \text{COD}}{V \times 1000}$$

เมื่อ	Q	=	อัตราการสูบน้ำ	=	46.8 ล./วัน
	V	=	ปริมาตรของถังปฏิกรณ์	=	1.63 ล.
ถ้า	OLR	=	อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์	=	30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

$$30 = \frac{46.8 \times \text{COD}}{1.63 \times 1000}$$

จะได้	COD	=	ค่าซีโอดีในน้ำเสีย	=	1045 มก./ล.
ถ้า	OLR	=	15 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน	จะได้	COD = 522 มก./ล.
	OLR	=	5 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน	จะได้	COD = 174 มก./ล.
	OLR	=	2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน	จะได้	COD = 70 มก./ล.

ก-9 การคำนวณปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นในถังปฏิกรณ์แอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

$$\text{ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้น} = \frac{\text{Yield} \times Q \times (\text{COD}_{\text{เข้า}} - \text{COD}_{\text{ออก}})}{\text{ปริมาณน้ำเสียที่เตรียมใน 1 วัน}}$$

เมื่อ	Yield	=	ค่าyieldของกระบวนการบำบัดแบบไร้ออกซิเจน (กระบวนการรวม)
		=	0.08 กรัมวีเอสเอส/กรัมซีโอดี
	Q	=	อัตราการสูบน้ำ = 46.8 ล./วัน
ถ้าที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน			
	COD _{เข้า}	=	ค่าซีโอดีของน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ = 1,129.73 มก./ล.
	COD _{ออก}	=	ค่าซีโอดีของน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ = 526.67 มก./ล.
	ปริมาณน้ำเสียที่เตรียมใน 1 วัน	=	120 ล.
จะได้	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้น	=	18.82 มก./ล.

ก-10 การคำนวณหาสารอาหารที่ใช้ในการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ ได้ทำการเตรียมน้ำเสียในปริมาณมาก ดังนั้นสารอาหารส่วนใหญ่จึงเป็นสารที่ไม่ได้ผสมเตรียมไว้ กล่าวคือสามารถใส่สารอาหารต่างๆ ได้เลย ดังแสดงในตารางที่ 3.1 ยกเว้นธาตุอาหารหลัก คือ K_2HPO_4 และธาตุอาหารเสริม ได้แก่ $NiCl_2 \cdot 6H_2O$, $MnCl_2 \cdot 4H_2O$, H_3BO_3 , $ZnCl_2$, $CuCl_2 \cdot 2H_2O$ และ $(NH_4)_6Mo_7O_{24} \cdot 4H_2O$ ซึ่งใช้สารในปริมาณน้อยมากจึงทำการเตรียมเป็น Stock โดยธาตุอาหารหลักจะเตรียม Stock ความเข้มข้น 100,000 เท่า ส่วนธาตุอาหารเสริมจะเตรียม Stock ความเข้มข้น 10,000 เท่า ดังนี้

ตารางที่ 3.1 องค์ประกอบของธาตุอาหารที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ใน 1 วัน (ปริมาตร 60 ล.)

องค์ประกอบของธาตุอาหาร	หน่วย	ปริมาณของธาตุอาหารที่เติม			
		OLR 2 kg COD/m ³ -d	OLR 5 kg COD/m ³ -d	OLR 15 kg COD/m ³ -d	OLR 30 kg COD/m ³ -d
น้ำตาลทราย	ก.	3.85	10.21	30.1	60.2
NH ₄ Cl	ก.	0.12	0.32	0.88	1.77
K ₂ HPO ₄	มล.	0.6	1.5	4.5	9.1
NaHCO ₃	ก.	90	90	90	360
MgCl ₂ ·7H ₂ O	ก.	19.8	19.8	19.8	19.8
FeCl ₃ ·6H ₂ O	ก.	3.24	3.24	3.24	3.24
CoCl ₂ ·6H ₂ O	ก.	0.63	0.63	0.63	0.63
สารละลาย A*	มล.	6	6	6	6

(ที่มา : ดัดแปลงจาก Speece, 1996)

1) ธาตุอาหารหลัก K₂HPO₄ ทำ Stock ความเข้มข้น 100,000 เท่า ในปริมาตรน้ำ 1 ล.

จาก COD : N : P = 150 : 1.1 : 0.2 ที่ OLR 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน (ค่าซีโอดีในน้ำเสีย 70 มก./ล.) ต้องการ K₂HPO₄ เท่ากับ 0.52 มก.

ในน้ำ 1 ล. ใส่ K₂HPO₄ 0.00052 ก. 1 เท่า

ในน้ำ 1 ล. ใส่ K₂HPO₄ 52 ก. 100,000 เท่า

Stock 100,000 เท่า มี K₂HPO₄ 52,000 มก. ในน้ำ 1,000 มล.

ถ้าต้องการ K₂HPO₄ 0.52 มก. จะต้องใส่สาร = $\frac{1000 \times 0.52}{52000} = 0.01$ มล./ล.

น้ำ 60 ล. ใส่ Stock K₂HPO₄ ปริมาตร = 0.01 × 60 = 0.6 มล.

ถ้า OLR = 15 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน จะใส่ Stock K₂HPO₄ ปริมาตร = 1.5 มล.

OLR = 5 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน จะใส่ Stock K₂HPO₄ ปริมาตร = 4.5 มล.

OLR = 2 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน จะใส่ Stock K₂HPO₄ ปริมาตร = 9.1 มล.

2) ธาตุอาหารเสริม ทำ Stock ความเข้มข้น 10,000 เท่า ในปริมาตรน้ำ 1 ลิ.

ธาตุอาหารเสริมที่ควรมีเพื่อให้จุลินทรีย์เจริญเติบโตและทำการบำบัดน้ำเสียได้อย่างมีประสิทธิภาพ ได้แก่ $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, H_3BO_3 , ZnCl_2 , $\text{CuCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ และ $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$

ในน้ำ	1 ลิ.	ใส่ $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	0.0005	ก.	1	เท่า
ในน้ำ	1 ลิ.	ใส่ $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	5	ก.	10,000	เท่า
Stock 10,000 เท่า		มี $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	5000	มก.	ในน้ำ 1,000	มล.

$$\text{ถ้าต้องการ } \text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} \text{ 0.5 มก. จะต้องใส่สาร} = \frac{1000 \times 0.5}{5000} = 0.1 \text{ มล./ล.}$$

น้ำ	60 ลิ.	ใส่ Stock $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	ปริมาตร = 0.1×60	= 6	มล.
ถ้าต้องการ	$\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	0.5 มก.	จะใส่ Stock $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	ปริมาตร = 6	มล.
	H_3BO_3	0.5 มก.	จะใส่ Stock H_3BO_3	ปริมาตร = 6	มล.
	ZnCl_2	0.5 มก.	จะใส่ Stock K_2HPO_4	ปริมาตร = 6	มล.
	$\text{CuCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	0.5 มก.	จะใส่ Stock K_2HPO_4	ปริมาตร = 6	มล.
	$(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	0.5 มก.	จะใส่ Stock K_2HPO_4	ปริมาตร = 6	มล.

ภาคผนวก ข
ผลการวิจัย

ข-1 ผลการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบแอนแอโรบิกฟลูอิดไดซ์เบด

ตารางที่ ข.1 ค่าซีโอดีในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)		ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)		ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
9/9/2554	1	1166.21	671.25	1166.21	257.65	17/10/2554	39	1218.01	410.89	1218.01	430.46
12/9/2554	4	1129.73	526.67	1129.73	66.93	21/10/2554	43	1247.36	391.33	1247.36	234.80
16/9/2554	8	1104.38	641.60	1104.38	137.92	24/10/2554	46	1140.92	281.75	1140.92	20.87
19/9/2554	11	1152.95	559.62	1152.95	107.88	28/10/2554	50	1163.53	194.79	1163.53	31.31
23/9/2554	15	1147.89	337.12	1147.89	101.14	31/10/2554	53	1153.09	257.40	1153.09	48.70
26/9/2554	18	1142.84	465.23	1142.84	451.74	4/11/2554	57	1132.22	76.52	1132.22	55.65
30/9/2554	22	1194.38	535.52	1194.38	54.15	7/11/2554	60	1179.18	313.06	1179.18	34.78
3/10/2554	25	1110.62	329.42	1110.62	43.92	11/11/2554	64	1116.20	61.38	1116.20	26.9
7/10/2554	29	1110.62	357.66	1110.62	56.47	14/11/2554	67	1069.65	137.24	1069.65	16.55
10/10/2554	32	1157.68	288.63	1157.68	75.3	18/11/2554	71	1160.15	283.28	1160.15	87.21
14/10/2554	36	1183.77	658.74	1183.77	300.02	21/11/2554	74	1170.29	317.08	1170.29	195.39*
N								9	9	9	8
ค่าเฉลี่ย								1142.80	213.61	1142.80	40.25
S.D.								31.78	94.38	31.78	21.62

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

* เป็นค่าที่ผิดพลาดจึงไม่นำมาคิดในค่าเฉลี่ย

ตารางที่ ข.2 ปริมาณก๊าซชีวภาพในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณก๊าซชีวภาพถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (ล./วัน)		ปริมาณก๊าซชีวภาพถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (ล./วัน)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณก๊าซชีวภาพถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (ล./วัน)		ปริมาณก๊าซชีวภาพถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (ล./วัน)	
		เกิดจริง	คำนวณ	เกิดจริง	คำนวณ			เกิดจริง	คำนวณ	เกิดจริง	คำนวณ
9/9/2554	1	2.54	15.79	2.40	28.98	17/10/2554	39	5.19	24.65	2.69	24.05
12/9/2554	4	3.32	19.86	2.02	35.00	21/10/2554	43	7.53	25.53	3.89	30.20
16/9/2554	8	3.67	15.59	4.51	32.56	24/10/2554	46	6.29	28.01	2.50	36.52
19/9/2554	11	2.69	19.14	3.41	33.72	28/10/2554	50	6.16	30.97	2.98	36.20
23/9/2554	15	1.91	26.28	3.12	33.92	31/10/2554	53	5.85	28.90	3.02	35.63
26/9/2554	18	2.73	22.06	3.60	22.50	4/11/2554	57	7.10	34.69	3.31	35.37
30/9/2554	22	5.34	20.52	3.46	35.51	7/11/2554	60	5.56	27.32	3.14	36.10
3/10/2554	25	3.00	26.17	1.87	35.73	11/11/2554	64	6.29	35.16	3.71	36.30
7/10/2554	29	5.73	25.22	4.66	35.31	14/11/2554	67	12.48*	32.43*	6.91*	36.63*
10/10/2554	32	4.13	27.93	3.74	34.78	18/11/2554	71	8.81	28.12	5.09	34.40
14/10/2554	36	3.32	16.50	2.74	27.77	21/11/2554	74	9.02	27.12	5.47	30.99
N								8			
ค่าเฉลี่ย								6.89	30.04	3.65	35.19
S.D.								1.24	3.03	1.00	1.71

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

* เป็นค่าที่ผิดพลาดจึงไม่นำมาคิดในค่าเฉลี่ย

ตารางที่ ข.3 ค่าพีเอชในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
9/9/2554	1	8.15	7.52	8.15	7.99	29/9/2554	21	7.18	7.20	7.18	7.82
10/9/2554	2	8.15	8.24	8.15	8.14	30/9/2554	22	7.54	7.82	7.54	8.01
11/9/2554	3	8.26	8.31	8.26	8.05	1/10/2554	23	8.52	8.67	8.52	8.57
12/9/2554	4	7.32	8.08	7.32	8.31	2/10/2554	24	7.09	7.80	7.09	8.19
13/9/2554	5	8.28	8.46	8.28	8.48	3/10/2554	25	8.50	7.83	8.50	8.05
14/9/2554	6	8.28	7.69	8.28	8.04	4/10/2554	26	8.59	8.59	8.59	8.68
15/9/2554	7	8.24	7.26	8.24	8.34	5/10/2554	27	7.09	7.30	7.09	7.93
16/9/2554	8	7.08	7.48	7.08	8.04	6/10/2554	28	8.37	8.55	8.37	7.79
17/9/2554	9	8.48	8.75	8.48	8.57	7/10/2554	29	7.10	7.65	7.10	8.34
18/9/2554	10	7.07	7.61	7.07	7.84	8/10/2554	30	8.44	8.65	8.44	8.67
19/9/2554	11	7.09	7.64	7.09	7.95	9/10/2554	31	8.30	7.57	8.30	8.31
20/9/2554	12	8.59	8.74	8.59	8.67	10/10/2554	32	8.28	7.87	8.28	8.36
21/9/2554	13	7.04	7.26	7.04	8.37	11/10/2554	33	8.71	8.76	8.71	8.65
22/9/2554	14	7.25	7.62	7.25	8.11	12/10/2554	34	8.45	8.41	8.45	8.20
23/9/2554	15	8.68	8.72	8.68	8.52	13/10/2554	35	8.45	8.39	8.45	8.17
24/9/2554	16	8.67	8.68	8.67	8.56	14/10/2554	36	8.44	8.37	8.44	8.17
25/9/2554	17	6.97	7.42	6.97	7.42	15/10/2554	37	8.27	8.55	8.27	8.69
26/9/2554	18	7.06	7.46	7.06	8.03	16/10/2554	38	7.15	8.10	7.15	8.27
27/9/2554	19	8.79	8.57	8.79	8.63	17/10/2554	39	7.19	8.12	7.19	8.28
28/9/2554	20	8.38	8.45	8.38	8.23	18/10/2554	40	8.57	8.77	8.57	8.47

ตารางที่ ข.3 ค่าพีเอชในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d) (ต่อ)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
19/10/2554	41	7.22	8.23	7.22	8.00	6/11/2554	59	8.54	8.64	8.54	8.68
20/10/2554	42	8.38	8.26	8.38	8.17	7/11/2554	60	8.58	8.68	8.58	8.70
21/10/2554	43	8.37	8.26	8.37	8.16	8/11/2554	61	8.59	8.74	8.59	8.53
22/10/2554	44	8.72	8.67	8.72	8.62	9/11/2554	62	8.56	8.73	8.56	8.52
23/10/2554	45	8.30	8.36	8.30	7.99	10/11/2554	63	8.57	8.70	8.57	8.67
24/10/2554	46	8.31	8.35	8.31	8.01	11/11/2554	64	8.53	8.63	8.53	8.43
25/10/2554	47	8.47	8.65	8.47	8.71	12/11/2554	65	8.50	8.62	8.50	8.45
26/10/2554	48	8.46	8.61	8.46	8.70	13/11/2554	66	8.51	8.67	8.51	8.47
27/10/2554	49	8.54	8.54	8.54	8.66	14/11/2554	67	8.06	8.02	8.06	7.68
28/10/2554	50	8.58	8.68	8.58	8.70	15/11/2554	68	8.78	8.83	8.78	8.82
29/10/2554	51	8.68	8.94	8.68	8.79	16/11/2554	69	8.05	8.04	8.05	7.66
30/10/2554	52	8.69	8.92	8.69	8.66	17/11/2554	70	8.07	8.03	8.07	7.67
31/10/2554	53	8.75	8.63	8.75	8.73	18/11/2554	71	8.06	8.03	8.06	7.68
1/11/2554	54	8.77	8.61	8.77	8.42	19/11/2554	72	8.43	8.59	8.43	8.51
2/11/2554	55	7.49	8.38	7.49	8.39	20/11/2554	73	8.44	8.61	8.44	8.49
3/11/2554	56	7.50	8.43	7.50	8.39	21/11/2554	74	8.47	8.55	8.47	8.50
4/11/2554	57	7.51	8.44	7.51	8.40	22/11/2554	75	8.48	8.59	8.48	8.62
5/11/2554	58	8.62	8.79	8.62	8.74	23/11/2554	76	8.46	8.60	8.46	8.61
N								31			
ค่าเฉลี่ย								8.39	8.56	8.39	8.45
S.D.								0.42	0.36	0.42	0.36

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.4 ค่ากรดไขมันระเหยในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก)		ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก)		ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
10/9/2554	2	437.50	800.00	437.50	418.75	18/10/2554	40	556.25	684.38	556.25	431.25
13/9/2554	5	818.75	843.75	818.75	450.00	22/10/2554	44	650.00	496.88	650.00	202.08
17/9/2554	9	66.67	904.69	66.67	334.38	25/10/2554	47	703.13	245.83	703.13	137.50
20/9/2554	12	81.25	512.50	81.25	308.33	29/10/2554	51	525.00	70.83	525.00	83.33
24/9/2554	16	600.00	529.69	600.00	735.94	1/11/2554	54	37.50	150.00	37.50	79.17
27/9/2554	19	153.13	623.44	153.13	787.50	5/11/2554	58	58.33	308.33	58.33	183.33
1/10/2554	23	66.67	450.00	66.67	234.38	8/11/2554	61	37.50	237.50	37.50	100.00
4/10/2554	26	87.50	473.44	87.50	100.00	12/11/2554	65	643.75	200.00	643.75	383.33
8/10/2554	30	618.75	356.25	618.75	75.00	15/11/2554	68	600.00	156.25	600.00	137.50
11/10/2554	33	562.50	300.00	562.50	137.50	19/11/2554	72	440.63	496.88	440.63	562.50
15/10/2554	37	493.75	637.50	493.75	131.25	22/11/2554	75	137.50	287.50	137.50	406.25
N								8			
ค่าเฉลี่ย								342.84	207.03	342.84	188.80
S.D.								280.46	73.83	280.46	123.21

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

* เป็นค่าที่ผิดพลาดจึงไม่นำมาคิดในค่าเฉลี่ย

ตารางที่ ข.5 ค่าสภาพต่างในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอม แคลเซียมคาร์บอเนต)		ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอม แคลเซียมคาร์บอเนต)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอม แคลเซียมคาร์บอเนต)		ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอม แคลเซียมคาร์บอเนต)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
10/9/2554	2	2195.83	2333.33	2195.83	2554.17	18/10/2554	40	2187.50	2375.00	2187.50	2350.00
13/9/2554	5	2087.50	2287.50	2087.50	2375.00	22/10/2554	44	2066.67	2354.17	2066.67	2412.50
17/9/2554	9	2437.50	2387.50	2437.50	2454.17	25/10/2554	47	1995.83	2362.50	1995.83	2356.25
20/9/2554	12	2481.25	2237.50	2481.25	2325.00	29/10/2554	51	2316.67	2233.33	2316.67	2350.00
24/9/2554	16	2193.75	2393.75	2193.75	2412.50	1/11/2554	54	2375.00	2345.83	2375.00	2295.83
27/9/2554	19	2300.00	2325.00	2300.00	2350.00	5/11/2554	58	2395.83	2158.33	2395.83	2425.00
1/10/2554	23	2518.75	2554.17	2518.75	2612.50	8/11/2554	61	2362.50	2387.50	2362.50	2412.50
4/10/2554	26	2591.67	2443.75	2591.67	2520.83	12/11/2554	65	2087.50	2412.50	2087.50	2412.50
8/10/2554	30	2216.67	2512.50	2216.67	2568.75	15/11/2554	68	2579.17	2775.00	2579.17	2718.75
11/10/2554	33	2281.25	2537.50	2281.25	2587.50	19/11/2554	72	2441.67	2781.25	2441.67	2706.25
15/10/2554	37	2125.00	2343.75	2125.00	2400.00	22/11/2554	75	2837.50	2800.00	2837.50	2800.00
N								9			
ค่าเฉลี่ย								2376.85	2472.92	2376.85	2497.45
S.D.								233.43	233.09	233.43	178.30

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.6 ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 2		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 2	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
10/9/2554	2	0.21	0.34	0.21	0.15	18/10/2554	40	0.25	0.26	0.25	0.18
13/9/2554	5	0.39	0.37	0.39	0.19	22/10/2554	44	0.31	0.21	0.31	0.08
17/9/2554	9	0.03	0.38	0.03	0.14	25/10/2554	47	0.36	0.1	0.36	0.04
20/9/2554	12	0.03	0.23	0.03	0.13	29/10/2554	51	0.23	0.03	0.23	0.04
24/9/2554	16	0.27	0.34	0.27	0.30	1/11/2554	54	0.01	0.06	0.01	0.03
27/9/2554	19	0.09	0.31	0.09	0.34	5/11/2554	58	0.02	0.14	0.02	0.08
1/10/2554	23	0.03	0.18	0.03	0.07	8/11/2554	61	0.02	0.11	0.02	0.04
4/10/2554	26	0.03	0.18	0.03	0.04	12/11/2554	65	0.31	0.08	0.31	0.16
8/10/2554	30	0.28	0.14	0.28	0.03	15/11/2554	68	0.23	0.06	0.23	0.07
11/10/2554	33	0.24	0.10	0.24	0.05	19/11/2554	72	0.18	0.17	0.18	0.19
15/10/2554	37	0.23	0.29	0.23	0.09	22/11/2554	75	0.04	0.10	0.04	0.15
N								8			
ค่าเฉลี่ย								0.15	0.09	0.15	0.08
S.D.								0.14	0.03	0.14	0.05

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

* เป็นค่าที่ผิดพลาดจึงไม่นำมาคิดในค่าเฉลี่ย

ตารางที่ ข.7 คุณหมุมิในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
9/9/2554	1	29.6	30.2	29.6	30.5	29/9/2554	21	28.2	28.4	28.2	28.5
10/9/2554	2	26.9	27.0	26.9	26.9	30/9/2554	22	28.8	29.1	28.8	29.3
11/9/2554	3	27.2	26.7	27.2	27.1	1/10/2554	23	29.6	29.3	29.6	29.3
12/9/2554	4	27.0	27.1	27.0	27.6	2/10/2554	24	29.1	29.3	29.1	29.1
13/9/2554	5	28.9	29.6	28.9	29.2	3/10/2554	25	29.3	29.2	29.3	29.2
14/9/2554	6	28.4	28.7	28.4	29.6	4/10/2554	26	27.4	27.3	27.4	27.7
15/9/2554	7	28.6	29.2	28.6	29.7	5/10/2554	27	27.3	27.6	27.3	28.0
16/9/2554	8	29.8	30.0	29.8	30.2	6/10/2554	28	27.3	27.7	27.3	27.7
17/9/2554	9	28.9	30.9	28.9	30.4	7/10/2554	29	29.4	29.4	29.4	29.4
18/9/2554	10	29.7	30.6	29.7	30.3	8/10/2554	30	27.0	27.3	27.0	27.4
19/9/2554	11	30.4	30.6	30.4	29.4	9/10/2554	31	26.9	27.2	26.9	27.3
20/9/2554	12	29.7	29.4	29.7	29.4	10/10/2554	32	27.0	27.1	27.0	27.3
21/9/2554	13	29.5	29.9	29.5	29.4	11/10/2554	33	27.8	28.0	27.8	28.2
22/9/2554	14	29.6	29.6	29.6	29.3	12/10/2554	34	28.1	28.1	28.1	27.9
23/9/2554	15	29.7	30.1	29.7	30.3	13/10/2554	35	28.9	28.4	28.9	28.2
24/9/2554	16	28.0	28.0	28.0	28.4	14/10/2554	36	29.2	28.9	29.2	29.1
25/9/2554	17	27.8	27.8	27.8	28.5	15/10/2554	37	27.8	28.1	27.8	28.2
26/9/2554	18	28.1	27.9	28.1	28.1	16/10/2554	38	27.7	27.7	27.7	27.8
27/9/2554	19	28.5	28.3	28.5	28.7	17/10/2554	39	27.8	27.8	27.8	27.9
28/9/2554	20	28.2	28.3	28.2	28.7	18/10/2554	40	27.7	27.7	27.7	27.6

ตารางที่ ข.7 คุณหมุมิในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d) (ต่อ)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
19/10/2554	41	27.6	27.6	27.6	27.5	6/11/2554	59	29.3	29.3	29.3	29.3
20/10/2554	42	27.5	27.4	27.5	27.9	7/11/2554	60	29.3	29.2	29.3	29.5
21/10/2554	43	28.9	29.2	28.9	28.8	8/11/2554	61	29.5	29.7	29.5	29.6
22/10/2554	44	28.5	28.4	28.5	28.7	9/11/2554	62	29.4	29.4	29.4	29.4
23/10/2554	45	28.5	28.6	28.5	28.7	10/11/2554	63	29.6	29.3	29.6	29.5
24/10/2554	46	28.5	28.5	28.5	28.8	11/11/2554	64	28.0	28.4	28.0	28.7
25/10/2554	47	29.7	29.5	29.7	29.9	12/11/2554	65	29.3	29.5	29.3	29.4
26/10/2554	48	29.5	29.3	29.5	29.6	13/11/2554	66	29.2	29.3	29.2	29.5
27/10/2554	49	29.5	29.5	29.5	29.5	14/11/2554	67	29.2	29.3	29.2	29.4
28/10/2554	50	29.0	29.1	29.0	28.7	15/11/2554	68	29.0	29.2	29.0	29.2
29/10/2554	51	28.3	28.4	28.3	28.5	16/11/2554	69	29.3	29.1	29.3	29.2
30/10/2554	52	28.2	28.4	28.2	28.5	17/11/2554	70	29.2	29.0	29.2	29.1
31/10/2554	53	28.3	28.2	28.3	28.6	18/11/2554	71	28.1	28.5	28.1	28.3
1/11/2554	54	29.2	28.6	29.2	29.1	19/11/2554	72	28.7	28.5	28.7	28.4
2/11/2554	55	28.9	28.7	28.9	29.0	20/11/2554	73	28.5	28.4	28.5	28.2
3/11/2554	56	29.0	28.9	29.0	29.1	21/11/2554	74	28.6	28.4	28.6	28.4
4/11/2554	57	29.1	29.2	29.1	28.8	22/11/2554	75	28.5	28.8	28.5	29.0
5/11/2554	58	29.4	29.4	29.4	29.6	23/11/2554	76	29.0	29.2	29.0	28.9
N								31			
ค่าเฉลี่ย								28.98	28.97	28.98	29.05
S.D.								0.47	0.43	0.47	0.45

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.8 ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)
14/9/2554	6	64.00	37.00	26/10/2554	48	64.00	31.00
21/9/2554	13	26.00	50.00	2/11/2554	55	17.00	9.50
28/9/2554	20	105.00	48.00	9/11/2554	62	6.50	8.00
5/10/2554	27	58.07	21.50	16/11/2554	69	7.00	10.00
12/10/2554	34	21.00	25.00	23/11/2554	76	163.00	22.00
19/10/2554	41	23.50	30.50				
N						4	
ค่าเฉลี่ย						23.63	12.38
S.D.						23.68	5.61

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

* เป็นค่าที่ผิดพลาดจึงไม่นำมาคิดในค่าเฉลี่ย

ตารางที่ ข.9 ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)
14/9/2554	6	18.82	33.16	26/10/2554	48	26.81	34.95
21/9/2554	13	18.51	32.61	2/11/2554	55	27.95	34.46
28/9/2554	20	21.14	21.56	9/11/2554	62	27.02	35.71
5/10/2554	27	24.37	33.28	16/11/2554	69	29.09	32.86
12/10/2554	34	27.11	33.77	23/11/2554	76	26.62	30.42
19/10/2554	41	25.18	24.57				
N						5	
ค่าเฉลี่ย						27.50	33.68
S.D.						0.92	1.88

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.10 ไออาร์พีในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์)	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์)	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์)	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์)
9/9/2554	1	-163.3	-191.2	29/9/2554	21	-164.1	-169.4
10/9/2554	2	-152.2	-208.1	30/9/2554	22	-173.5	-178.0
11/9/2554	3	-161.0	-165.4	1/10/2554	23	-150.9	-159.2
12/9/2554	4	-199.9	-206.7	2/10/2554	24	159.1	-162.0
13/9/2554	5	-241.8	-213.9	3/10/2554	25	-168.6	-173.2
14/9/2554	6	-177.8	-180.0	4/10/2554	26	-192.3	-196.9
15/9/2554	7	-159.5	-163.2	5/10/2554	27	-205.2	-207.7
16/9/2554	8	-188.7	-190.0	6/10/2554	28	-198.4	-200.3
17/9/2554	9	-157.1	-156.1	7/10/2554	29	-182.6	-189.2
18/9/2554	10	-201.8	-202.9	8/10/2554	30	-169.4	-166.1
19/9/2554	11	-184.1	-185.5	9/10/2554	31	-228.6	-221.3
20/9/2554	12	-229.2	-170.0	10/10/2554	32	-221.5	-227.3
21/9/2554	13	-175.6	-180.1	11/10/2554	33	-230.9	-208.6
22/9/2554	14	-174.7	-176.9	12/10/2554	34	-159.6	-162.3
23/9/2554	15	-163.5	-169.7	13/10/2554	35	-163.7	-169.8
24/9/2554	16	-156.4	-181.5	14/10/2554	36	-200.8	-202.1
25/9/2554	17	-149.8	-158.2	15/10/2554	37	-183.4	-181.2
26/9/2554	18	-155.0	-159.8	16/10/2554	38	-197.5	-200.7
27/9/2554	19	-157.3	-197.2	17/10/2554	39	-206.1	-211.3
28/9/2554	20	-177.6	-179.6	18/10/2554	40	-178.4	-176.2

ตารางที่ ข.10 โอลาร์พีในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 30 kg COD/m³-d) (ต่อ)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	โอลาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์)	โอลาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์)	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	โอลาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์)	โอลาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์)
19/10/2554	41	-184.0	-189.1	6/11/2554	59	-216.0	-219.9
20/10/2554	42	-177.6	-180.7	7/11/2554	60	-209.9	-213.5
21/10/2554	43	-196.4	-200.1	8/11/2554	61	-165.5	-169.4
22/10/2554	44	-168.7	-160.8	9/11/2554	62	-193.0	-195.5
23/10/2554	45	-206.6	-204.2	10/11/2554	63	-215.5	-218.2
24/10/2554	46	-178.5	-180.3	11/11/2554	64	-186.6	-189.8
25/10/2554	47	-150.9	-168.3	12/11/2554	65	-156.7	-154.4
26/10/2554	48	-191.6	-198.4	13/11/2554	66	-172.9	-175.9
27/10/2554	49	-166.5	-170.4	14/11/2554	67	-214.9	-217.4
28/10/2554	50	-162.5	-167.2	15/11/2554	68	-188.5	-191.5
29/10/2554	51	-174.8	-173.5	16/11/2554	69	-194.4	-199.7
30/10/2554	52	-200.5	-201.6	17/11/2554	70	-208.0	-210.2
31/10/2554	53	-210.3	-214.3	18/11/2554	71	-199.1	-201.4
1/11/2554	54	-173.9	-174.2	19/11/2554	72	-201.6	-197.2
2/11/2554	55	-180.4	-185.6	20/11/2554	73	-183.2	-187.7
3/11/2554	56	-171.7	-179.8	21/11/2554	74	-195.2	-198.6
4/11/2554	57	-175.5	-180.0	22/11/2554	75	-241.5	-221.1
5/11/2554	58	-182.7	-187.2	23/11/2554	76	-211.1	-211.6
N						31	
ค่าเฉลี่ย						-189.47	-192.06
S.D.						20.29	17.96

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ข-2 ผลการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ในช่วงการแปรค่าอัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ

ตารางที่ ข.11 ค่าซีโอดีในช่วงการแปรค่าอัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.) OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.) OLR 5 kg COD/m ³ -d		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.) OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.) OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
25/11/2554	78	587.66	198.25	191.17	63.72	23/12/2554	106	590.29	145.95	207.57	38.92
28/11/2554	81	489.95	105.41	191.60	32.49	26/12/2554	109	570.93	63.44	197.36	14.10
2/12/2554	85	483.32	72.27	178.34	45.75	30/12/2554	113	563.88	84.58	204.41	14.10
5/12/2554	88	523.10	131.93	191.60	39.12	2/1/2555	116	593.28	76.17	194.97	27.25
9/12/2554	92	519.23	180.17	153.58	13.96	6/1/2555	120	544.37	55.21	201.95	20.27
12/12/2554	95	545.17	196.78	196.78	35.48	9/1/2555	123	532.66	69.48	209.83	13.33
16/12/2554	99	551.62	125.81	203.23	16.13	13/1/2555	127	547.92	47.32	225.62	13.03
19/12/2554	102	583.80	116.76	188.11	32.43	16/1/2555	130	534.21	54.18	198.18	19.89
N								7			
ค่าเฉลี่ย								555.32	64.34	204.62	17.42
S.D.								20.32	12.27	9.73	4.91

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.12 ค่าซีโอดีในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)		ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)		ค่าซีโอดีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
20/1/2555	134	83.32	36.96	83.32	19.23	17/2/2555	162	78.70	14.96	78.70	9.76
23/1/2555	137	77.87	27.41	77.87	15.14	20/2/2555	165	76.10	13.66	76.10	7.15
27/1/2555	141	73.78	23.32	73.78	13.77	24/2/2555	169	70.89	14.96	70.89	7.15
30/1/2555	144	78.58	16.09	78.58	10.77	27/2/2555	172	72.19	12.36	72.19	4.55
3/2/2555	148	75.92	14.76	75.92	9.44	2/3/2555	176	73.39	13.73	73.39	5.41
6/2/2555	151	78.89	14.71	78.89	6.69	5/3/2555	179	76.52	13.91	76.52	5.57
10/2/2555	155	77.12	17.29	77.12	7.98	9/3/2555	183	73.10	13.79	73.10	5.52
13/2/2555	158	74.80	16.26	74.80	9.76	12/3/2555	186	74.48	12.41	74.48	5.52
N								9			
ค่าเฉลี่ย								74.46	14.00	74.46	6.71
S.D.								2.26	1.17	2.26	1.81

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.13 ปริมาณก๊าซชีวภาพในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณก๊าซชีวภาพ ถังปฏิกรณ์ที่ 1 (ล./วัน) OLR 15 kg COD/m ³ -d		ปริมาณก๊าซชีวภาพ ถังปฏิกรณ์ที่ 2 (ล./วัน) OLR 5 kg COD/m ³ -d		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณก๊าซชีวภาพ ถังปฏิกรณ์ที่ 1 (ล./วัน) OLR 15 kg COD/m ³ -d		ปริมาณก๊าซชีวภาพ ถังปฏิกรณ์ที่ 2 (ล./วัน) OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		เกิดจริง	คำนวณ	เกิดจริง	คำนวณ			เกิดจริง	คำนวณ	เกิดจริง	คำนวณ
25/11/2554	78	5.67	11.83	4.86	4.04	23/12/2554	106	6.27	13.44	1.66	4.92
28/11/2554	81	6.59	14.02	4.80	5.03	26/12/2554	109	6.60	15.87	1.54	5.63
2/12/2554	85	7.72	15.19	2.45	4.50	30/12/2554	113	6.20	15.18	1.78	5.64
5/12/2554	88	6.40	13.35	1.92	4.82	2/1/2555	116	5.88	15.57	1.28	5.21
9/12/2554	92	7.37	11.66	2.16	5.51	6/1/2555	120	6.60	16.05	1.60	5.45
12/12/2554	95	5.62	11.41	0.90	4.97	9/1/2555	123	6.40	15.53	1.54	5.67
16/12/2554	99	4.99	13.79	1.54	5.58	13/1/2555	127	6.44	16.32	1.63	5.71
19/12/2554	102	4.99	14.29	1.25	5.01	16/1/2555	130	6.40	16.05	1.58	5.45
N								7			
ค่าเฉลี่ย								6.36	15.79	1.56	5.54
S.D.								0.23	0.36	0.14	0.16

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.14 ปริมาณก๊าซชีวภาพในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณก๊าซชีวภาพถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (ล./วัน)		ปริมาณก๊าซชีวภาพถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (ล./วัน)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณก๊าซชีวภาพถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (ล./วัน)		ปริมาณก๊าซชีวภาพถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (ล./วัน)	
		เกิดจริง	คำนวณ	เกิดจริง	คำนวณ			เกิดจริง	คำนวณ	เกิดจริง	คำนวณ
20/1/2555	134	1.63	1.27	0.86	1.76	17/2/2555	162	0.33	1.85	0.16	2.00
23/1/2555	137	1.72	1.48	0.56	1.84	20/2/2555	165	0.23	1.87	0.08	2.07
27/1/2555	141	0.90	1.56	0.38	1.86	24/2/2555	169	0.34	1.80	0.18	2.05
30/1/2555	144	0.47	1.82	0.22	1.97	27/2/2555	172	0.33	1.89	0.18	2.14
3/2/2555	148	0.39	1.84	0.26	2.00	2/3/2555	176	0.27	1.86	0.18	2.12
6/2/2555	151	0.31	1.86	0.19	2.09	5/3/2555	179	0.33	1.87	0.18	2.12
10/2/2555	155	0.18	1.77	0.03	2.05	9/3/2555	183	0.30	1.85	0.18	2.11
13/2/2555	158	0.23	1.79	0.10	1.99	12/3/2555	186	0.29	1.90	0.18	2.12
N								9			
ค่าเฉลี่ย								0.29	1.85	0.16	2.08
S.D.								0.04	0.04	0.04	0.05

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.15 ค่าพีเอชในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1 OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2 OLR 5 kg COD/m ³ -d		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1 OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2 OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
25/11/2554	78	7.04	7.93	7.85	7.92	15/12/2554	98	8.19	8.37	8.29	8.15
26/11/2554	79	8.51	8.51	8.44	8.33	16/12/2554	99	7.00	7.91	7.86	7.52
27/11/2554	80	8.48	8.52	8.39	8.31	17/12/2554	100	8.35	7.64	8.30	8.38
28/11/2554	81	6.99	7.68	7.67	7.50	18/12/2554	101	8.36	7.70	8.29	8.36
29/11/2554	82	8.32	8.20	8.36	8.32	19/12/2554	102	8.33	7.68	8.28	8.35
30/11/2554	83	8.33	8.21	8.35	8.31	20/12/2554	103	8.10	8.17	8.22	7.87
1/12/2554	84	7.01	7.67	7.61	7.53	21/12/2554	104	8.11	8.19	8.20	7.88
2/12/2554	85	7.05	7.97	7.89	7.53	22/12/2554	105	8.11	8.18	8.21	7.85
3/12/2554	86	8.40	8.47	8.37	8.46	23/12/2554	106	7.01	7.92	7.64	7.52
4/12/2554	87	8.41	8.5	8.35	8.45	24/12/2554	107	8.16	8.27	8.34	8.12
5/12/2554	88	7.05	7.72	7.69	7.51	25/12/2554	108	8.19	8.29	8.35	8.15
6/12/2554	89	8.26	8.67	8.37	8.56	26/12/2554	109	8.20	8.28	8.32	8.13
7/12/2554	90	8.27	8.65	8.35	8.55	27/12/2554	110	8.33	8.45	8.33	8.41
8/12/2554	91	8.29	8.64	8.36	8.57	28/12/2554	111	8.34	8.47	8.32	8.42
9/12/2554	92	7.01	7.83	7.87	7.50	29/12/2554	112	8.36	8.43	8.34	8.41
10/12/2554	93	8.19	8.22	8.25	8.17	30/12/2554	113	7.00	7.93	7.68	7.52
11/12/2554	94	8.28	8.24	8.23	8.18	31/12/2554	114	8.46	8.43	8.46	8.33
12/12/2554	95	8.24	8.23	8.27	8.20	1/1/2555	115	8.47	8.41	8.48	8.35
13/12/2554	96	8.21	8.34	8.28	8.13	2/1/2555	116	8.46	8.44	8.47	8.34
14/12/2554	97	8.22	8.36	8.26	8.14	3/1/2555	117	8.35	8.34	8.36	8.28

ตารางที่ ข.15 ค่าพีเอชในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d) (ต่อ)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1 OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2 OLR 5 kg COD/m ³ -d		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1 OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2 OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
4/1/2555	118	8.38	8.35	8.33	8.29	12/1/2555	126	8.28	8.31	7.98	8.43
5/1/2555	119	8.36	8.33	8.37	8.30	13/1/2555	127	7.00	7.66	7.63	7.52
6/1/2555	120	7.02	7.90	7.67	7.51	14/1/2555	128	8.16	8.29	8.38	8.21
7/1/2555	121	8.22	8.28	8.34	8.35	15/1/2555	129	8.15	8.27	8.37	8.22
8/1/2555	122	8.23	8.30	8.35	8.37	16/1/2555	130	8.17	8.29	8.35	8.22
9/1/2555	123	8.21	8.31	8.34	8.37	17/1/2555	131	8.32	7.86	8.31	8.36
10/1/2555	124	8.27	8.30	7.95	8.42	18/1/2555	132	8.34	7.84	8.27	8.34
11/1/2555	125	8.28	8.29	7.96	8.40						
N								24			
ค่าเฉลี่ย								8.14	8.24	8.22	8.23
S.D.								0.44	0.22	0.25	0.28

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.16 ค่าพีเอชในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
20/1/2555	134	8.69	8.34	8.69	8.41	9/2/2555	154	8.17	8.28	8.17	8.58
21/1/2555	135	8.18	8.22	8.18	8.30	10/2/2555	155	8.27	8.38	8.27	8.33
22/1/2555	136	8.21	8.29	8.21	8.31	11/2/2555	156	8.43	8.24	8.43	8.45
23/1/2555	137	8.19	8.23	8.19	8.30	12/2/2555	157	8.45	8.27	8.45	8.44
24/1/2555	138	8.26	8.38	8.26	8.35	13/2/2555	158	8.44	8.25	8.44	8.46
25/1/2555	139	8.28	8.39	8.28	8.34	14/2/2555	159	8.35	8.26	8.35	8.39
26/1/2555	140	8.29	8.38	8.29	8.33	15/2/2555	160	8.36	8.23	8.36	8.40
27/1/2555	141	8.22	8.26	8.22	8.56	16/2/2555	161	8.35	8.25	8.35	8.37
28/1/2555	142	8.22	8.33	8.22	8.42	17/2/2555	162	8.35	8.24	8.35	8.38
29/1/2555	143	8.39	8.35	8.39	8.40	18/2/2555	163	8.42	8.42	8.42	8.37
30/1/2555	144	8.31	8.30	8.31	8.39	19/2/2555	164	8.38	8.43	8.38	8.36
31/1/2555	145	8.32	8.56	8.32	8.56	20/2/2555	165	8.39	8.41	8.39	8.36
1/2/2555	146	8.34	8.57	8.34	8.57	21/2/2555	166	8.70	8.35	8.70	8.42
2/2/2555	147	8.37	8.54	8.37	8.58	22/2/2555	167	8.69	8.36	8.69	8.41
3/2/2555	148	8.34	8.41	8.34	8.35	23/2/2555	168	8.56	8.33	8.56	8.40
4/2/2555	149	8.12	8.19	8.12	8.43	24/2/2555	169	8.41	8.46	8.41	8.40
5/2/2555	150	8.10	8.20	8.10	8.44	25/2/2555	170	8.40	8.26	8.40	8.38
6/2/2555	151	8.09	8.18	8.09	8.44	26/2/2555	171	8.38	8.27	8.38	8.40
7/2/2555	152	8.23	8.27	8.23	8.57	27/2/2555	172	8.39	8.25	8.39	8.36
8/2/2555	153	8.22	8.29	8.22	8.55	28/2/2555	173	8.20	8.36	8.20	8.30

ตารางที่ ข.16 ค่าพีเอชในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d) (ต่อ)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าพีเอชถังปฏิกรณ์ที่ 2	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
29/2/2555	174	8.16	8.34	8.16	8.31	8/3/2555	182	8.37	8.41	8.37	8.39
1/3/2555	175	8.19	8.37	8.19	8.30	9/3/2555	183	8.40	8.43	8.40	8.41
2/3/2555	176	8.25	8.35	8.25	8.36	10/3/2555	184	8.45	8.46	8.45	8.41
3/3/2555	177	8.38	8.34	8.38	8.30	11/3/2555	185	8.41	8.44	8.41	8.42
4/3/2555	178	8.39	8.33	8.39	8.31	12/3/2555	186	8.40	8.45	8.40	8.39
5/3/2555	179	8.36	8.35	8.36	8.32	13/3/2555	187	8.42	8.47	8.42	8.41
6/3/2555	180	8.35	8.45	8.35	8.46	14/3/2555	188	8.44	8.48	8.44	8.41
7/3/2555	181	8.40	8.46	8.40	8.40						
N								31			
ค่าเฉลี่ย								8.39	8.36	8.39	8.38
S.D.								0.11	0.08	0.11	0.04

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.17 ค่ากรดไขมันระเหยในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก) OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก) OLR 5 kg COD/m ³ -d		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก) OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก) OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
26/11/2554	79	16.67	91.67	25.00	234.38	24/12/2554	107	12.50	29.17	16.67	16.67
29/11/2554	82	25.00	72.92	25.00	22.92	27/12/2554	110	25.00	141.67	25.00	20.83
3/12/2554	86	20.83	58.33	29.17	25.00	31/12/2554	114	62.50	104.17	29.17	20.83
6/12/2554	89	16.67	33.33	20.83	41.67	3/1/2555	117	12.50	112.50	12.50	16.67
10/12/2554	93	18.75	66.67	33.33	33.33	7/1/2555	121	33.33	50.00	87.50*	25.00
13/12/2554	96	12.50	41.67	12.50	45.83	10/1/2555	124	12.50	83.33	12.50	16.67
17/12/2554	100	12.50	197.92	12.50	37.50	14/1/2555	128	158.33*	154.17	58.33*	25.00
20/12/2554	103	20.83	70.83	54.17	20.83	17/1/2555	131	12.50	197.92*	12.50	37.50*
N								6	6	5	6
ค่าเฉลี่ย								26.39	107.64	18.33	20.83
S.D.								17.95	34.81	7.27	3.40

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

* เป็นค่าที่ผิดพลาดจึงไม่นำมาคิดในค่าเฉลี่ย

ตารางที่ ข.18 ค่ากรดไขมันระเหยในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก)		ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก)		ค่ากรดไขมันระเหย ถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอมกรดอะซิ ติก)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
21/1/2555	135	18.75	18.75	18.75	16.67	18/2/2555	163	41.67	54.17	41.67	33.33
24/1/2555	138	14.58	14.58	14.58	12.50	21/2/2555	166	20.83	16.67	20.83	16.67
28/1/2555	142	20.83	18.75	20.83	58.33	25/2/2555	170	18.75	37.50	18.75	45.83
31/1/2555	145	14.58	12.50	14.58	31.25	28/2/2555	173	22.92	16.67	22.92	29.17
4/2/2555	149	20.83	421.88	20.83	456.25	3/3/2555	177	25.00	60.42	25.00	53.13
7/2/2555	152	18.75	171.88	18.75	440.63	6/3/2555	180	58.33	16.67	58.33	16.67
11/2/2555	156	22.92	27.08	22.92	66.67	10/3/2555	184	16.67	43.75	16.67	64.58
14/2/2555	159	22.92	16.67	22.92	25.00	13/3/2555	187	41.67	43.75	41.67	72.92
N								9			
ค่าเฉลี่ย								29.86	34.03	29.86	39.70
S.D.								13.28	16.70	13.28	19.35

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.19 ค่าสภาพต่างในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอม แคลเซียมคาร์บอเนต) OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอม แคลเซียมคาร์บอเนต) OLR 5 kg COD/m ³ -d		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอม แคลเซียมคาร์บอเนต) OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอม แคลเซียมคาร์บอเนต) OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
26/11/2554	79	1750.00	1720.83	1720.83	1662.50	24/12/2554	107	887.50	870.83	900.00	916.67
29/11/2554	82	1500.00	1425.00	1487.50	1483.33	27/12/2554	110	845.83	975.00	916.67	933.33
3/12/2554	86	1520.83	1491.67	1466.67	1483.33	31/12/2554	114	837.50	895.83	895.83	929.17
6/12/2554	89	1508.33	1479.17	1466.67	1493.75	3/1/2555	117	870.83	893.75	862.50	925.00
10/12/2554	93	1512.50	1504.17	1479.17	1500.00	7/1/2555	121	879.17	879.17	875.00	904.17
13/12/2554	96	895.83	887.50	912.50	906.25	10/1/2555	124	912.50	900.00	908.33	945.83
17/12/2554	100	908.33	916.67	879.17	958.33	14/1/2555	128	712.50	870.83	862.50	929.17
20/12/2554	103	900.00	887.50	887.50	891.67	17/1/2555	131	908.33	916.67	879.17	958.33
N								7			
ค่าเฉลี่ย								852.38	904.46	885.71	932.14
S.D.								62.83	31.86	20.03	15.70

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.20 ค่าสภาพต่างในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอมแคลเซียมคาร์บอเนต)		ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอมแคลเซียมคาร์บอเนต)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.ในเทอมแคลเซียมคาร์บอเนต)		ค่าสภาพต่างถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.ในเทอมแคลเซียมคาร์บอเนต)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
21/1/2555	135	925.00	912.50	925.00	925.00	18/2/2555	163	950.00	950.00	950.00	933.33
24/1/2555	138	783.33	916.67	783.33	900.00	21/2/2555	166	929.17	987.50	929.17	950.00
28/1/2555	142	979.17	991.67	979.17	995.83	25/2/2555	170	945.83	887.50	945.83	918.75
31/1/2555	145	950.00	962.50	950.00	950.00	28/2/2555	173	945.83	958.33	945.83	995.83
4/2/2555	149	962.50	850.00	962.50	862.50	3/3/2555	177	966.67	941.67	966.67	956.25
7/2/2555	152	962.50	900.00	962.50	862.50	6/3/2555	180	931.25	950.00	931.25	954.17
11/2/2555	156	958.33	954.17	958.33	929.17	10/3/2555	184	970.83	925.00	970.83	950.00
14/2/2555	159	945.83	945.83	945.83	954.17	13/3/2555	187	943.75	925.00	943.75	962.50
N								9			
ค่าเฉลี่ย								947.68	941.20	947.68	952.78
S.D.								13.08	25.87	13.08	19.76

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.21 ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

(OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 1 OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 2 OLR 5 kg COD/m ³ -d		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 1 OLR 15 kg COD/m ³ -d		ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 2 OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
26/11/2554	79	0.01	0.05	0.01	0.11	24/12/2554	107	0.01	0.03	0.02	0.02
29/11/2554	82	0.02	0.05	0.02	0.02	27/12/2554	110	0.03	0.15	0.03	0.02
3/12/2554	86	0.01	0.04	0.02	0.02	31/12/2554	114	0.07	0.12	0.03	0.02
6/12/2554	89	0.01	0.02	0.01	0.03	3/1/2555	117	0.01	0.13	0.01	0.02
10/12/2554	93	0.01	0.04	0.02	0.02	7/1/2555	121	0.04	0.06	0.10*	0.03
13/12/2554	96	0.01	0.05	0.01	0.05	10/1/2555	124	0.01	0.09	0.01	0.02
17/12/2554	100	0.01	0.21	0.01	0.04	14/1/2555	128	0.22*	0.18	0.07*	0.03
20/12/2554	103	0.02	0.08	0.06	0.02	17/1/2555	131	0.01	0.21*	0.01	0.04*
N								6	6	5	6
ค่าเฉลี่ย								0.03	0.12	0.02	0.02
S.D.								0.02	0.04	0.01	0.01

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

* เป็นค่าที่ผิดพลาดจึงไม่นำมาคิดในค่าเฉลี่ย

ตารางที่ ข.22 ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

(OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 2		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 1		ค่าอัตราส่วนกรดไขมันระเหยต่อสภาพต่างถึงปฏิกรณ์ที่ 2	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
21/1/2555	135	0.02	0.02	0.02	0.02	18/2/2555	163	0.05	0.06	0.05	0.04
24/1/2555	138	0.02	0.02	0.02	0.01	21/2/2555	166	0.02	0.02	0.02	0.02
28/1/2555	142	0.02	0.02	0.02	0.06	25/2/2555	170	0.02	0.04	0.02	0.05
31/1/2555	145	0.02	0.01	0.02	0.03	28/2/2555	173	0.02	0.02	0.02	0.03
4/2/2555	149	0.02	0.50	0.02	0.53	3/3/2555	177	0.03	0.06	0.03	0.04
7/2/2555	152	0.02	0.19	0.02	0.51	6/3/2555	180	0.06	0.02	0.06	0.02
11/2/2555	156	0.02	0.03	0.02	0.07	10/3/2555	184	0.02	0.05	0.02	0.07
14/2/2555	159	0.02	0.02	0.02	0.03	13/3/2555	187	0.04	0.05	0.04	0.08
N								9			
ค่าเฉลี่ย								0.03	0.04	0.03	0.04
S.D.								0.01	0.02	0.01	0.02

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.23 คุณหมุมิในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)	
		OLR 15 kg COD/m ³ -d		OLR 5 kg COD/m ³ -d				OLR 15 kg COD/m ³ -d		OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
25/11/2554	78	28.2	28.5	28.1	28.3	15/12/2554	98	27.8	27.7	28.1	28.0
26/11/2554	79	27.4	26.8	27.1	27.3	16/12/2554	99	30.6	31.7	30.5	31.5
27/11/2554	80	27.2	26.9	27.2	27.8	17/12/2554	100	25.2	24.8	24.5	24.8
28/11/2554	81	27.1	27.0	27.1	27.3	18/12/2554	101	25.0	24.7	24.6	24.6
29/11/2554	82	28.2	28.1	28.3	28.1	19/12/2554	102	24.8	24.7	24.4	24.5
30/11/2554	83	28.3	28.0	28.7	28.1	20/12/2554	103	25.1	25.5	25.0	25.0
1/12/2554	84	28.1	28.3	28.5	28.2	21/12/2554	104	25.0	24.9	24.6	24.8
2/12/2554	85	30.4	31.0	30.2	31.0	22/12/2554	105	24.8	24.6	24.5	24.6
3/12/2554	86	25.6	27.4	25.0	27.3	23/12/2554	106	30.0	30.1	30.5	30.0
4/12/2554	87	25.3	27.4	24.9	27.3	24/12/2554	107	25.7	25.4	25.0	25.3
5/12/2554	88	25.2	27.5	24.8	27.4	25/12/2554	108	25.5	25.1	24.8	25.0
6/12/2554	89	26.8	26.8	26.8	26.8	26/12/2554	109	25.4	25.0	24.8	24.9
7/12/2554	90	26.9	26.7	26.7	26.5	27/12/2554	110	25.5	25.4	25.4	25.6
8/12/2554	91	26.9	26.9	26.9	26.5	28/12/2554	111	25.4	25.3	25.3	25.3
9/12/2554	92	30.1	30.7	30.4	31.0	29/12/2554	112	25.4	25.3	25.3	25.2
10/12/2554	93	26.2	26.1	26.5	26.3	30/12/2554	113	29.7	29.7	30.7	29.9
11/12/2554	94	26.1	25.9	26.4	26.4	31/12/2554	114	24.8	25.4	25.0	25.7
12/12/2554	95	26.0	27.0	26.2	26.3	1/1/2555	115	24.9	25.2	25.1	25.3
13/12/2554	96	27.9	27.9	28.2	28.0	2/1/2555	116	24.8	25.2	25.0	25.3
14/12/2554	97	27.9	27.5	28.1	27.8	3/1/2555	117	26.0	26.1	25.8	25.8

ตารางที่ ข.23 คุณหมุมิในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d) (ต่อ)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ) OLR 15 kg COD/m ³ -d		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ) OLR 5 kg COD/m ³ -d		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ) OLR 15 kg COD/m ³ -d		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ) OLR 5 kg COD/m ³ -d	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
4/1/2555	118	25.6	25.5	25.6	25.6	12/1/2555	126	27.7	28.4	27.8	28.7
5/1/2555	119	25.5	25.5	25.6	25.6	13/1/2555	127	29.6	29.5	29.4	29.6
6/1/2555	120	29.6	30.1	31.0	29.9	14/1/2555	128	27.6	28.6	27.8	28.2
7/1/2555	121	27.7	28.4	27.9	28.4	15/1/2555	129	27.5	28.1	28.2	28.4
8/1/2555	122	28.0	28.0	27.7	28.3	16/1/2555	130	27.5	28.0	27.7	27.9
9/1/2555	123	28.0	28.2	27.7	28.2	17/1/2555	131	27.2	26.8	26.5	26.8
10/1/2555	124	27.8	28.8	27.8	28.6	18/1/2555	132	27.0	26.7	26.6	26.6
11/1/2555	125	27.7	28.8	27.8	28.4						
N								24			
ค่าเฉลี่ย								26.91	27.17	26.98	27.18
S.D.								1.51	1.67	1.74	1.65

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.24 คุณหมุมิในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
20/1/2555	134	29.5	29.4	29.5	29.4	9/2/2555	154	27.9	27.7	27.9	27.8
21/1/2555	135	29.3	29.0	29.3	29.3	10/2/2555	155	28.7	28.8	28.7	28.9
22/1/2555	136	29.3	29.1	29.3	29.1	11/2/2555	156	27.0	27.0	27.0	27.1
23/1/2555	137	29.1	29.2	29.1	29.0	12/2/2555	157	27.2	27.1	27.2	27.1
24/1/2555	138	29.2	29.1	29.2	29.1	13/2/2555	158	27.1	27.1	27.1	27.2
25/1/2555	139	29.1	28.9	29.1	28.8	14/2/2555	159	28.6	28.8	28.6	28.8
26/1/2555	140	29.0	28.7	29.0	29.2	15/2/2555	160	28.4	28.4	28.4	28.4
27/1/2555	141	29.5	29.5	29.5	29.3	16/2/2555	161	28.4	28.4	28.4	28.4
28/1/2555	142	28.4	28.5	28.4	28.2	17/2/2555	162	28.7	28.9	28.7	28.9
29/1/2555	143	28.3	28.2	28.3	28.3	18/2/2555	163	29.1	29.6	29.1	29.5
30/1/2555	144	28.2	28.2	28.2	28.2	19/2/2555	164	29.0	28.8	29.0	28.9
31/1/2555	145	27.4	27.9	27.4	28.0	20/2/2555	165	28.9	28.9	28.9	28.8
1/2/2555	146	27.5	27.9	27.5	27.8	21/2/2555	166	29.1	28.9	29.1	29.1
2/2/2555	147	27.4	27.7	27.4	27.8	22/2/2555	167	29.0	29.0	29.0	29.4
3/2/2555	148	28.8	28.8	28.8	29.0	23/2/2555	168	29.0	29.0	29.0	29.2
4/2/2555	149	28.0	27.7	28.0	27.8	24/2/2555	169	29.6	29.5	29.6	29.6
5/2/2555	150	27.9	27.5	27.9	27.9	25/2/2555	170	29.6	29.4	29.6	29.4
6/2/2555	151	27.9	27.6	27.9	27.6	26/2/2555	171	29.3	29.2	29.3	29.2
7/2/2555	152	28.2	28.0	28.2	28.1	27/2/2555	172	29.3	29.6	29.3	29.1
8/2/2555	153	28.0	27.5	28.0	27.7	28/2/2555	173	29.7	29.5	29.7	29.6

ตารางที่ ข.24 คุณหมุมิในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d) (ต่อ)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)		วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 1 (°ซ)		คุณหมุมิถังปฏิกรณ์ที่ 2 (°ซ)	
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง			น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	น้ำเข้า	น้ำทิ้ง
29/2/2555	174	29.9	29.4	29.9	29.4	8/3/2555	182	27.7	28.1	27.7	27.9
1/3/2555	175	29.7	29.9	29.7	29.4	9/3/2555	183	29.5	29.5	29.5	29.3
2/3/2555	176	29.5	29.4	29.5	29.4	10/3/2555	184	27.7	29.1	27.7	28.6
3/3/2555	177	30.0	30.0	30.0	29.8	11/3/2555	185	27.6	28.6	27.6	28.3
4/3/2555	178	29.8	29.8	29.8	29.5	12/3/2555	186	27.7	28.5	27.7	28.3
5/3/2555	179	29.7	30.0	29.7	29.5	13/3/2555	187	29.6	30.4	29.6	30.6
6/3/2555	180	27.7	28.4	27.7	27.8	14/3/2555	188	29.7	29.7	29.7	30.3
7/3/2555	181	27.7	28.1	27.7	27.8						
N								31			
ค่าเฉลี่ย								28.91	29.09	28.91	29.01
S.D.								0.82	0.68	0.82	0.73

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.25 ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2
(OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.) OLR 15 kg COD/m ³ -d	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.) OLR 5 kg COD/m ³ -d	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.) OLR 15 kg COD/m ³ -d	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.) OLR 5 kg COD/m ³ -d
30/11/2554	83	17.00	8.50	28/12/2554	111	29.00	8.00
7/12/2554	90	30.50	13.00	4/1/2555	118	22.50	6.00
14/12/2554	97	77.50	8.00	11/1/2555	125	17.00	12.50
21/12/2554	104	4.00	14.00	18/1/2555	132	17.50	9.00
N						4	
ค่าเฉลี่ย						21.5	8.88
S.D.						4.83	2.36

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.26 ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.) OLR 15 kg COD/m ³ -d	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.) OLR 5 kg COD/m ³ -d	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.) OLR 15 kg COD/m ³ -d	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.) OLR 5 kg COD/m ³ -d
30/11/2554	83	12.00	4.96	28/12/2554	111	15.83	5.72
7/12/2554	90	12.20	4.76	4/1/2555	118	16.13	5.23
14/12/2554	97	10.87	5.03	11/1/2555	125	14.45	6.13
21/12/2554	104	14.57	4.86	18/1/2555	132	14.98	5.56
N						4	
ค่าเฉลี่ย						15.35	5.66
S.D.						0.67	0.32

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.27 ปริมาณของแข็งแขวนลอยทั้งหมดในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2
(OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)	ปริมาณของแข็งแขวนลอยถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)
25/1/2555	139	17.50	7.00	22/2/2555	167	3.50	3.00
1/2/2555	146	14.50	8.50	29/2/2555	174	3.50	4.50
8/2/2555	153	12.00	9.50	7/3/2555	181	3.00	2.00
15/2/2555	160	4.00	5.00	14/3/2555	188	3.50	3.00
N						5	
ค่าเฉลี่ย						3.5	3.5
S.D.						0.32	1.10

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.28 ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นในช่วงการแปรค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 1 (มก./ล.)	ปริมาณเซลล์ที่เกิดขึ้นถึงปฏิกรณ์ที่ 2 (มก./ล.)
25/1/2555	139	1.57	1.96	22/2/2555	167	1.95	2.15
1/2/2555	146	1.95	2.12	29/2/2555	174	1.87	2.11
8/2/2555	153	2.00	2.25	7/3/2555	181	1.95	2.21
15/2/2555	160	1.83	2.03	14/3/2555	188	1.94	2.15
N						5	
ค่าเฉลี่ย						1.91	2.13
S.D.						0.05	0.06

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.29 ไออาร์พีในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกลสารอินทรีย์ที่เข้าระบบถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์) OLR 15 kg COD/m ³ -d	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์) OLR 5 kg COD/m ³ -d	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์) OLR 15 kg COD/m ³ -d	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์) OLR 5 kg COD/m ³ -d
25/11/2554	78	-204.5	-206.6	15/12/2554	98	-203.4	-208.6
26/11/2554	79	-210.1	-199.2	16/12/2554	99	-199.2	-200.2
27/11/2554	80	-179.8	-184.7	17/12/2554	100	-181.1	-181.6
28/11/2554	81	-187.6	-194.2	18/12/2554	101	-182.5	-185.1
29/11/2554	82	-177.6	-180.7	19/12/2554	102	-179.9	-180.7
30/11/2554	83	-195.2	-197.7	20/12/2554	103	-169.3	-175.5
1/12/2554	84	-208.3	-209.1	21/12/2554	104	-195.5	-199.8
2/12/2554	85	-220.6	-218.2	22/12/2554	105	-189.1	-196.7
3/12/2554	86	-169.5	-166.3	23/12/2554	106	-209.9	-213.4
4/12/2554	87	-172.5	-181.2	24/12/2554	107	-172.0	-170.1
5/12/2554	88	-181.1	-189.7	25/12/2554	108	-198.1	-201.1
6/12/2554	89	-166.8	-170.6	26/12/2554	109	-210.8	-214.4
7/12/2554	90	-201.1	-203.7	27/12/2554	110	-173.7	-173.3
8/12/2554	91	-179.1	-184.4	28/12/2554	111	-201.2	-210.0
9/12/2554	92	-168.3	-172.1	29/12/2554	112	-188.7	-190.8
10/12/2554	93	-152.8	-163.7	30/12/2554	113	-177.1	-180.4
11/12/2554	94	-197.6	-200.1	31/12/2554	114	-154.3	-160.8
12/12/2554	95	-212.4	-215.6	1/1/2555	115	-184.3	-188.6
13/12/2554	96	-193.8	-180.3	2/1/2555	116	-209.6	-211.1
14/12/2554	97	-193.1	-191.4	3/1/2555	117	-175.4	-179.8

ตารางที่ ข.29 ไออาร์พีในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 15 และ 5 kg COD/m³-d) (ต่อ)

วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์) OLR 15 kg COD/m ³ -d	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์) OLR 5 kg COD/m ³ -d	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์) OLR 15 kg COD/m ³ -d	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์) OLR 5 kg COD/m ³ -d
4/1/2555	118	-197.6	-200.9	12/1/2555	126	-210.8	-212.2
5/1/2555	119	-208.6	-205.4	13/1/2555	127	-201.1	-201.8
6/1/2555	120	-189.4	-197.3	14/1/2555	128	-165.2	-160.1
7/1/2555	121	-165.3	-158.3	15/1/2555	129	-173.2	-178.6
8/1/2555	122	-223.1	-223.7	16/1/2555	130	-204.4	-209.9
9/1/2555	123	-200.0	-206.1	17/1/2555	131	-191.7	-195.5
10/1/2555	124	-197.7	-198.7	18/1/2555	132	-186.4	-189.6
11/1/2555	125	-183.2	-186.5				
N						24	
ค่าเฉลี่ย						-190.53	-190.08
S.D.						16.93	17.71

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ตารางที่ ข.30 ไออาร์พีในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d)

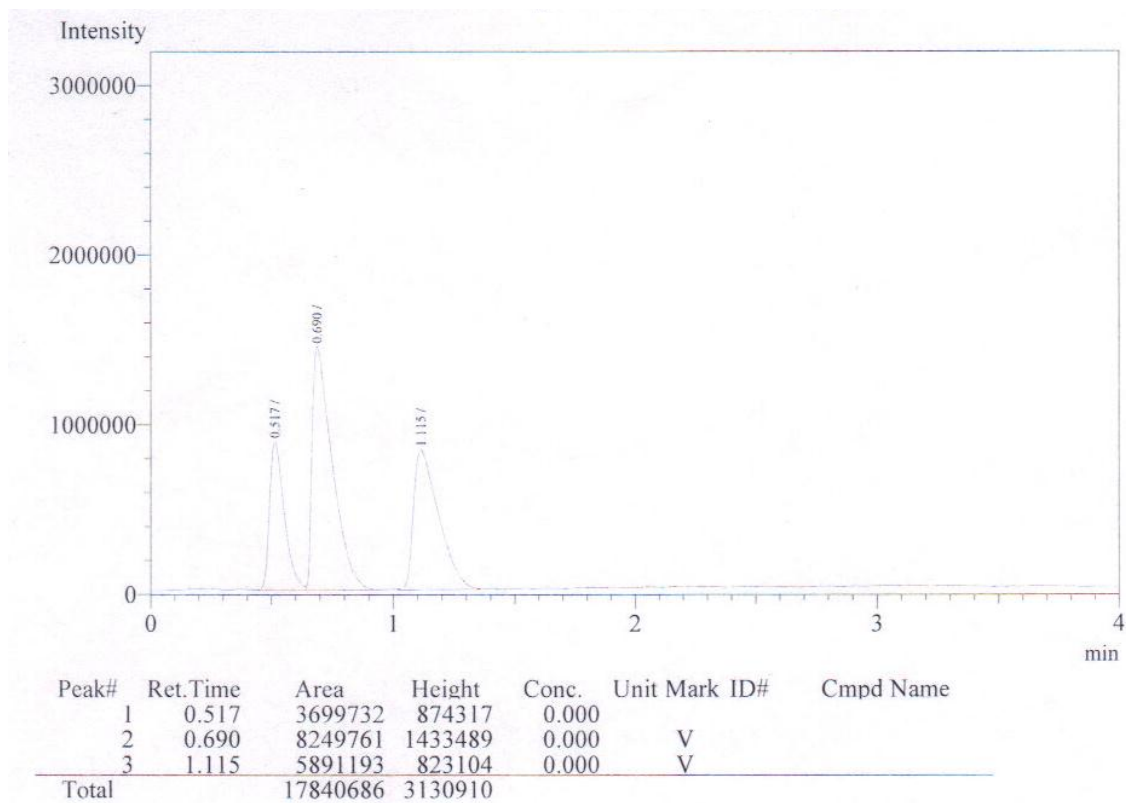
วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์)	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์)	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์)	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์)
20/1/2555	134	-186.5	-189.7	9/2/2555	154	-176.5	-184.1
21/1/2555	135	-152.5	-153.9	10/2/2555	155	-181.1	-184.7
22/1/2555	136	-167.1	-171.1	11/2/2555	156	-159.4	-168.5
23/1/2555	137	-184.2	-186.5	12/2/2555	157	-188.6	-188.9
24/1/2555	138	-158.7	-159.5	13/2/2555	158	-173.2	-176.6
25/1/2555	139	-170.2	-175.6	14/2/2555	159	-152.1	-169.0
26/1/2555	140	-202.0	-206.1	15/2/2555	160	-201.3	-204.1
27/1/2555	141	-168.4	-172.3	16/2/2555	161	-189.9	-193.2
28/1/2555	142	-159.4	-160.2	17/2/2555	162	-182.6	-186.3
29/1/2555	143	-178.9	-184.3	18/2/2555	163	-153.9	-181.4
30/1/2555	144	-210.4	-210.8	19/2/2555	164	-165.3	-174.2
31/1/2555	145	-169.8	-174.6	20/2/2555	165	-175.2	-176.8
1/2/2555	146	-176.4	-179.5	21/2/2555	166	-153.0	-149.2
2/2/2555	147	-211.2	-218.5	22/2/2555	167	-198.1	-198.7
3/2/2555	148	-199.0	-201.4	23/2/2555	168	-200.1	-202.5
4/2/2555	149	-165.9	-181.3	24/2/2555	169	-177.4	-186.2
5/2/2555	150	-181.1	-185.5	25/2/2555	170	-180.7	-177.5
6/2/2555	151	-185.3	-187.6	26/2/2555	171	-197.8	-199.7
7/2/2555	152	-198.7	-187.4	27/2/2555	172	-187.5	-189.3
8/2/2555	153	-168.9	-172.3	28/2/2555	173	-170.2	-166.2

ตารางที่ ข.30 ไออาร์พีในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2 (OLR 2 kg COD/m³-d) (ต่อ)

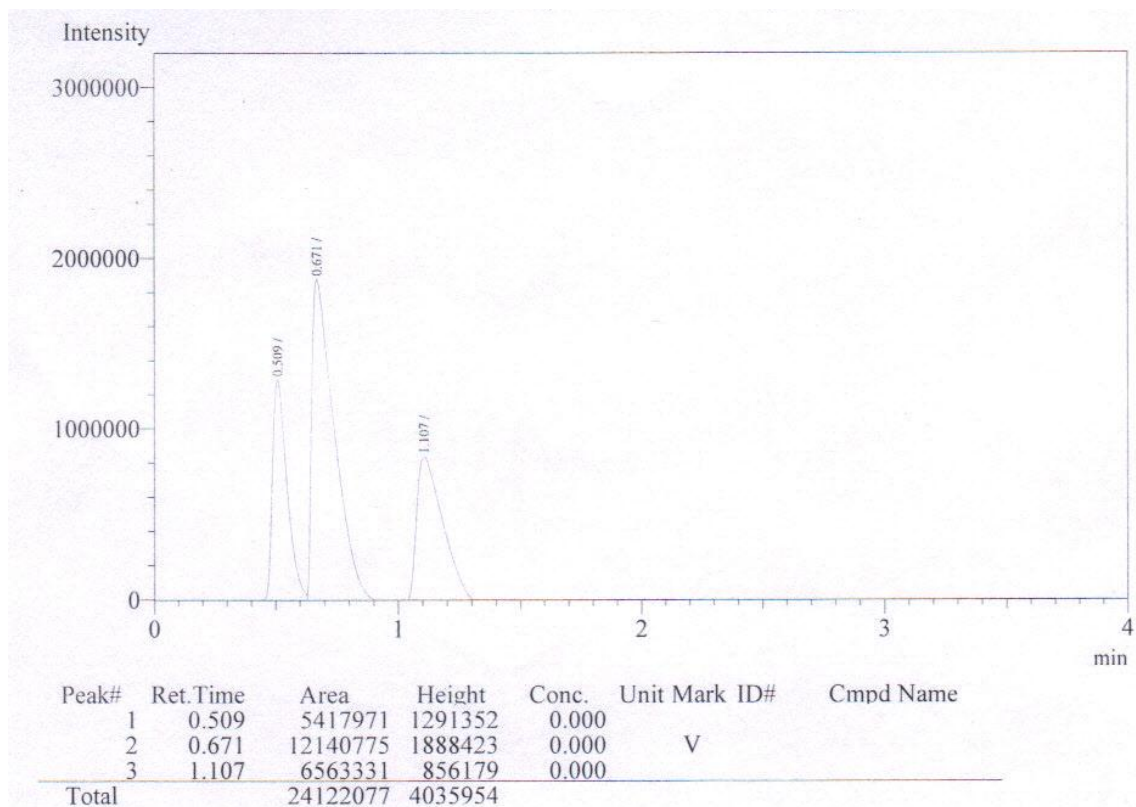
วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์)	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์)	วันที่	ช่วงวันที่ทำการทดลอง	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 1 (มิลลิโวลต์)	ไออาร์พีถังปฏิกรณ์ที่ 2 (มิลลิโวลต์)
29/2/2555	174	-208.6	-214.5	8/3/2555	182	-193.7	-198.4
1/3/2555	175	-180.6	-184.4	9/3/2555	183	-162.6	-165.3
2/3/2555	176	-208.5	-211.1	10/3/2555	184	-159.4	-161.1
3/3/2555	177	-201.3	-201.1	11/3/2555	185	-201.2	-204.8
4/3/2555	178	-195.7	-199.8	12/3/2555	186	-184.5	-189.7
5/3/2555	179	-170.1	-174.2	13/3/2555	187	-181.3	-184.5
6/3/2555	180	-160.9	-163.8	14/3/2555	188	-186.0	-193.2
7/3/2555	181	-206.2	-210.5				
N						31	
ค่าเฉลี่ย						-182.55	-186.69
S.D.						16.98	16.22

หมายเหตุ : ช่องที่แรเงาเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ข-3 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของ
ถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2



ภาพที่ ข.1 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของ
ถังปฏิกรณ์ที่ 1

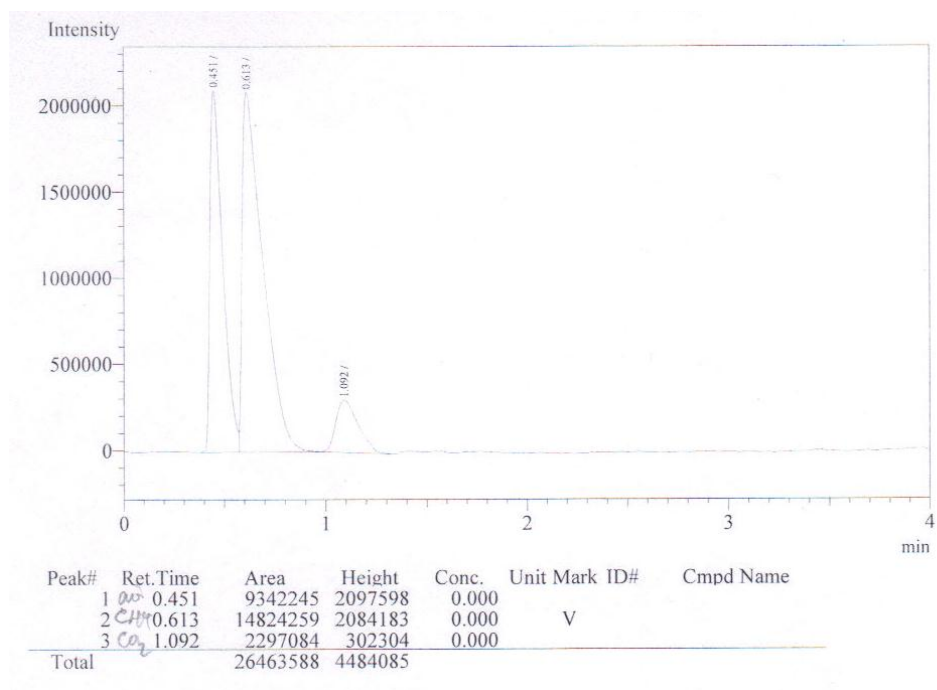


ภาพที่ ข.2 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของ
ถังปฏิกรณ์ที่ 2

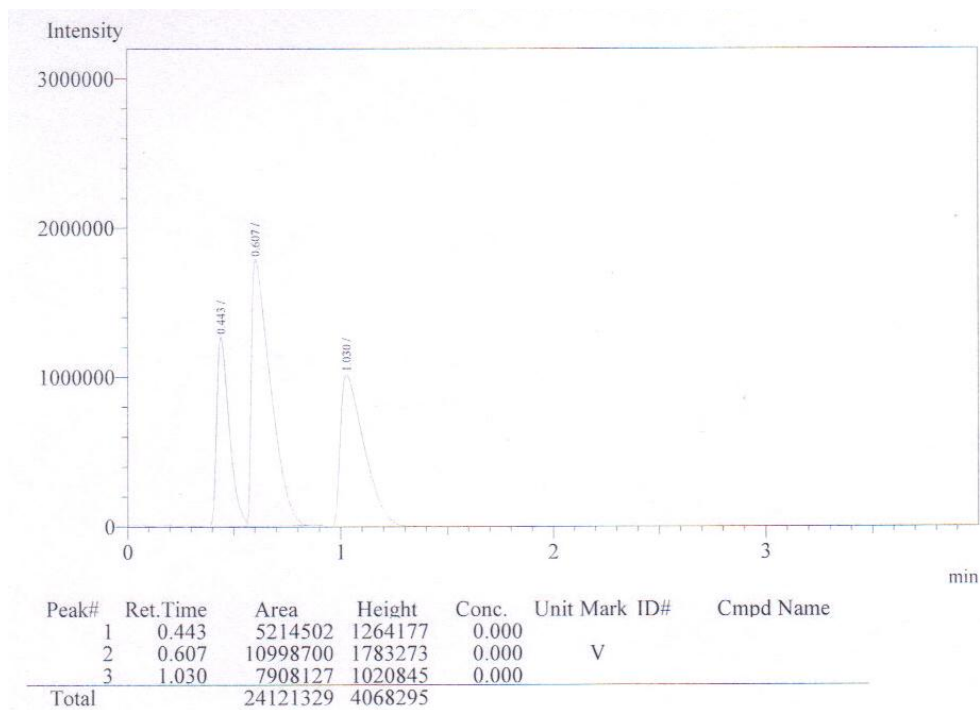
ตารางที่ ข.28 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซในช่วงการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสียของ
ถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

ถังปฏิกรณ์ที่	ชนิดของก๊าซ	พื้นที่ใต้กราฟ	องค์ประกอบของก๊าซ (ร้อยละ)
1	N ₂	3699732	20.74
	CH ₄	8249761	46.24
	CO ₂	5891193	33.02
	รวม	17840686	100.00
2	N ₂	5417971	22.46
	CH ₄	12140775	50.33
	CO ₂	6563331	27.21
	รวม	24122077	100.00

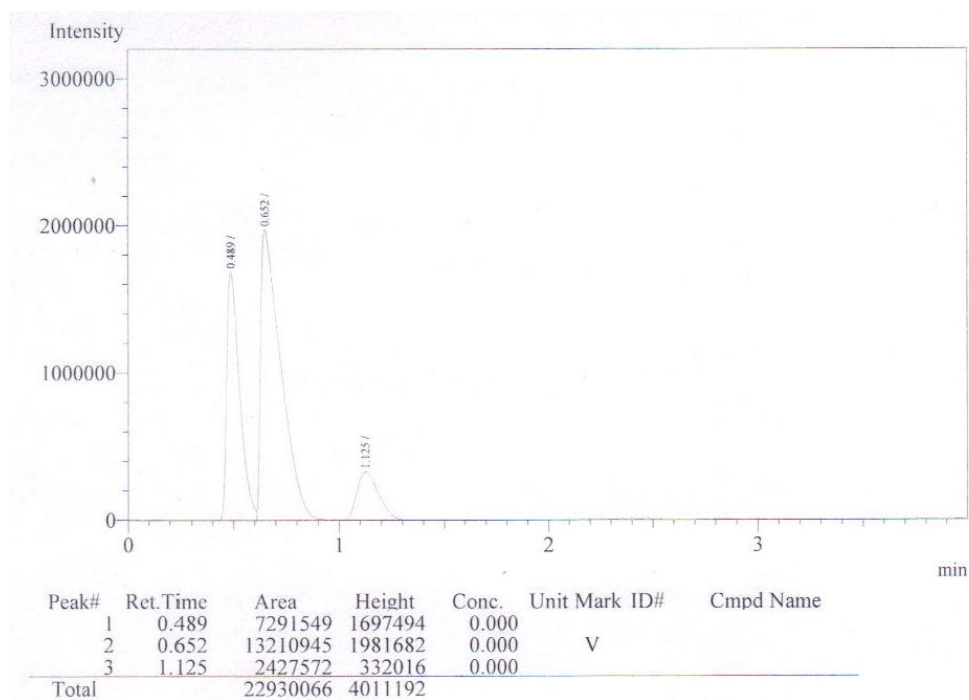
ข-4 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2



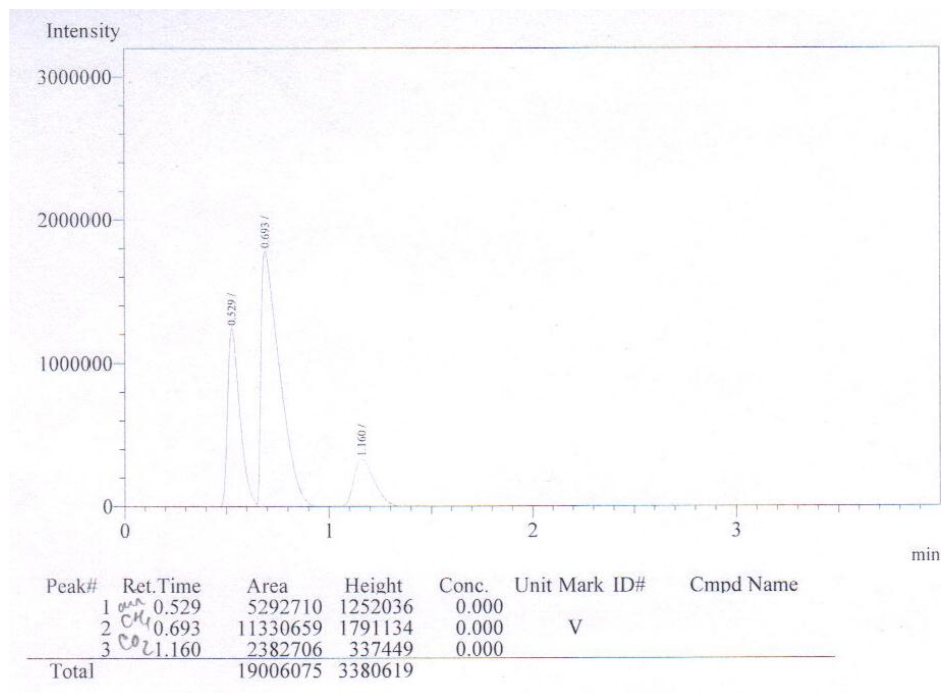
ภาพที่ ข.3 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 15 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน



ภาพที่ ข.4 ผลการวิเคราะห์ห้องค์ประกอบของก๊าซที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 5 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน



ภาพที่ ข.5 ผลการวิเคราะห์ห้องค์ประกอบของก๊าซที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน
ของถังปฏิบัติการที่ 1



ภาพที่ ข.6 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ 2 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน
ของถังปฏิกรณ์ที่ 2

ตารางที่ ข.29 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซในช่วงการแปรค่าอัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ที่
เข้าระบบของถังปฏิกรณ์ที่ 1 และ 2

ถังปฏิกรณ์ที่	อัตราภาวะบรรทุก สารอินทรีย์ (กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน)	ชนิดของก๊าซ	พื้นที่ได้กราฟ	องค์ประกอบของ ก๊าซ (ร้อยละ)
1	15	N ₂	9342245	35.30
		CH ₄	14824259	56.02
		CO ₂	2297084	8.68
		รวม	26463588	100.00
1	2	N ₂	7291549	31.80
		CH ₄	13210945	57.61
		CO ₂	2427572	10.59
		รวม	22930066	100.00
2	5	N ₂	5214502	21.62
		CH ₄	10998700	45.60
		CO ₂	7908127	32.78
		รวม	24121329	100.00
2	2	N ₂	5292710	27.85
		CH ₄	11330659	59.62
		CO ₂	2382706	12.54
		รวม	19006075	100.00

ภาคผนวก ค
ผลการวิเคราะห์ชนิดและปริมาณจุลินทรีย์

ค-1 วิธีวิเคราะห์ชนิดของจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Fluorescent In Situ Hybridization (FISH)

1. สารเคมี

1) สารละลายฟิเคเซที่ฟรื่อเจนท์ (Fixative reagent หรือ 4% paraformaldehyde)

สารละลายฟิเคเซที่ฟรื่อเจนท์เป็นสารที่ใช้ในการรักษาสภาพของ Ribosomal RNA (rRNA) มีวิธีการเตรียม ดังนี้ เติม paraformaldehyde 2 กรัม ในน้ำกลั่นที่ปราศจากไอออน 33 มล. (เติมสารละลาย 10 M NaOH 1 หยด ลงในน้ำกลั่น) เติมสารละลาย 3x PBS 16.5 มล. และควรใช้ภายใน 24 ชั่วโมง

2) กรดแอลกอฮอล์ (Acid alcohol)

กรดแอลกอฮอล์เป็นสารที่ใช้สำหรับล้างสไลด์ก่อนที่จะทำการเคลือบสไลด์ การเตรียมสารทำได้โดยการเติม HCl 1 มล. ลงในเอทานอล 99 มล.

3) สารละลายพีเอสบัฟเฟอร์ (3x PBS buffer)

เติมสารละลาย 5 M NaCl 23.4 มล. ลงในสารละลาย 0.5 M NaPO₄ buffer ปริมาตร 18 มล. ปรับพีเอชให้มีค่า 7.2 และปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นที่ปราศจากไอออนให้มีปริมาตรสุดท้าย 300 มล.

ส่วนสารละลาย 0.5 M NaPO₄ สามารถเตรียมได้โดยการผสมสารละลาย 0.5 M NaH₂PO₄ กับ สารละลาย 0.5 M Na₂HPO₄ ปริมาตร 72 มล.

4) สารละลายไฮบริดดิซเซชันบัฟเฟอร์ (Hybridization buffer)

สามารถเตรียมได้โดยการผสมสารละลายต่างๆ ดังนี้

ตารางที่ ค.1 ส่วนผสมของสารละลายไฮบริดดิซเซชันบัฟเฟอร์ที่เหมาะสมสำหรับโพรบแต่ละชนิด

Probe	% Formamide	1% SDS (μ L)	1.0 M Tris HCl (μ L)	3.0 M NaCl (μ L)	Formamide (μ L)
EUB338	15	10	20	300	150
ARC915	35	10	20	300	350

5) สารละลายวอชิงบัฟเฟอร์ (Washing buffer)

สารละลายวอชิงบัฟเฟอร์เตรียมโดยให้ความเข้มข้นของสารละลายต่างๆ ดังนี้ 0.01% SDS 20 mM Tris-HCl (pH 7.2) และความเข้มข้นของ NaCl จะขึ้นอยู่กับปริมาณ Formamide ที่เติมในสารละลาย Hybridization buffer

2. การเตรียมสไลด์

- 1) ทำความสไลด์โดยแช่ด้วยแอซิดแอลกอฮอล์เป็นเวลา 5 นาที
- 2) เคลือบสไลด์ด้วย 0.01% Poly-L-Lysine

3. การเตรียมตัวอย่าง

- 1) ล้างเม็ดตะกอนด้วยน้ำกลั่น จากนั้นใช้วัสดุปลายแหลมค่อยๆ แยกจุลินทรีย์ที่เกาะบนผิวเม็ดยางออก
- 2) นำตัวอย่างจุลินทรีย์ที่ได้ปริมาณ 0.5 มล. ใส่ในหลอดเก็บตัวอย่างขนาด 1.5 มล.
- 3) เติมสารละลาย Fixative เพื่อทำการรักษาสภาพตัวอย่างในหลอดเก็บตัวอย่างจนได้ปริมาณ 1.5 มล.
- 4) นำไปแช่เย็นที่อุณหภูมิ 4 °C ประมาณ 12 ชม.
- 5) ล้างตัวอย่างด้วยสารละลาย 1X PBS (Phosphate-Buffer Saline) 4-5 ครั้ง
- 6) เติมสารละลายที่มีส่วนผสมของ 1X PBS : Ethanol ในอัตราส่วน 1 : 1
- 7) เก็บรักษาตัวอย่างโดยนำไปแช่แข็งที่อุณหภูมิ -20 °C

4. การตรึงตัวอย่างบนกระจกสไลด์

- 1) หยดตัวอย่างที่ผ่านการเตรียมแล้วลงบนกระจกสไลด์ที่ผ่านการเคลือบด้วย 0.01% Poly-L-Lysine แล้ว ประมาณ 3-5 ไมโครลิตร
- 2) ล้างด้วยเอทานอลที่มีความเข้มข้นร้อยละ 50 70 และ 96 ตามลำดับ เพื่อดึงน้ำออกจากเซลล์ จากนั้นทิ้งไว้ให้แห้ง

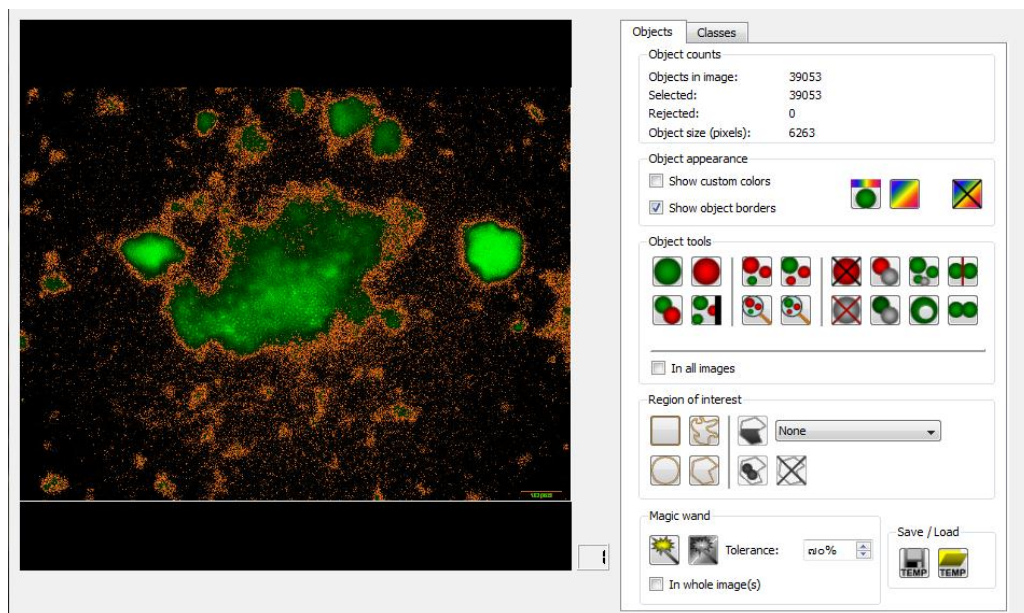
5. การทำ Hybridization

- 1) เติมสารละลายผสมระหว่างสารละลาย Hybridization ต่อสารละลายโพรบที่จะทำการศึกษา ในอัตราส่วน 9 : 1 ให้ท่วมตัวอย่างบนกระจกสไลด์ที่ผ่านการตรึงตัวอย่างมาแล้ว

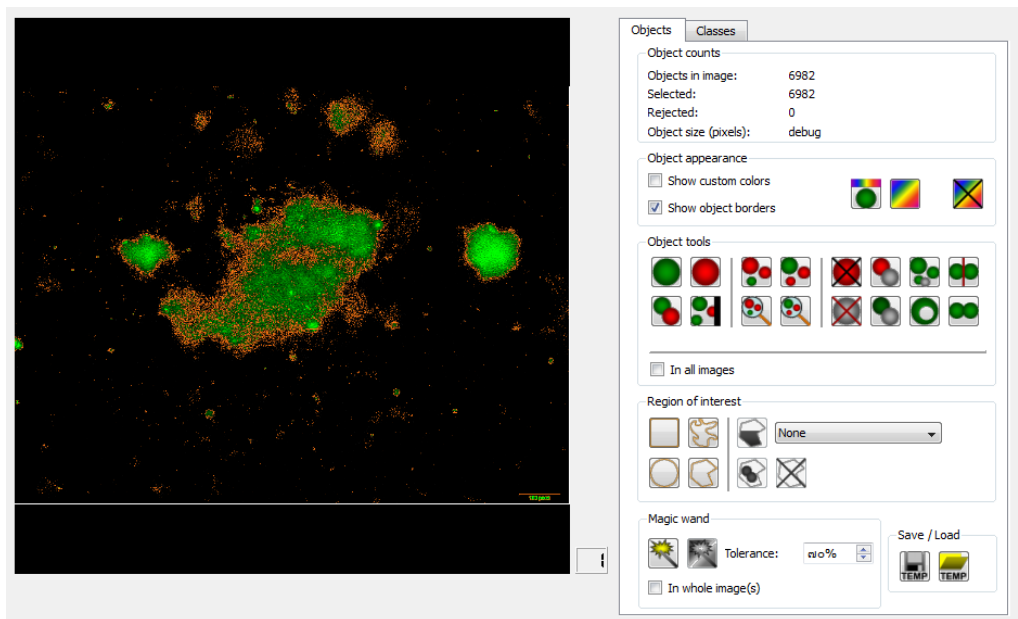
- 2) ปมตัวอย่างที่อุณหภูมิ 46 °ซ เป็นเวลา 1-1.5 ชม.
- 3) ล้างด้วยสารละลาย Washing ที่อุณหภูมิ 48 °ซ เป็นเวลา 15 นาที
- 4) ย้อมด้วยสารละลาย 4',6-diamidino-2-phenylindole (DAPI) และทิ้งไว้เป็นเวลา 10-15 นาที แล้วล้างออก
- 5) หยดสารละลาย Anti-fading ลงบนสไลด์ เพื่อให้สารเรืองแสงติดอยู่บนตัวอย่างได้นานขึ้น
- 6) ตรวจสอบชนิดของจุลินทรีย์ด้วยกล้องจุลทรรศน์ฟลูออเรสเซนต์ทันที

ค-2 ผลการวิเคราะห์ชนิดของจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Fluorescent In Situ Hybridization (FISH)

หลังจากตรวจสอบด้วยกล้องจุลทรรศน์ฟลูออเรสเซนต์แล้ว นำภาพถ่ายที่ได้มาทำการนับจำนวนเซลล์จุลินทรีย์ตามจุดสีที่ปรากฏบนภาพถ่ายโดยใช้โปรแกรม Digital image analysis in microbial ecology (DAIME) (Daims และคณะ, 2006) ดังแสดงในภาพที่ ค.1 และ ค.2 โดยสีเขียวบนภาพถ่ายแสดงถึงจำนวนของแบคทีเรียทั่วไปทั้งหมด (ไม่รวมจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน) และสีแดงแสดงถึงจำนวนของอาร์เคีย (จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน) แล้วจึงนำค่าที่ได้มาหาร้อยละของแบคทีเรียและอาร์เคีย โดยผลการนับจำนวนเซลล์จุลินทรีย์ที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ แสดงดังตารางที่ ค.1



ภาพที่ ค.1 ผลการวิเคราะห์ปริมาณของแบคทีเรียที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ 30 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ในช่วงล่าง (M_L) ของถังปฏิกรณ์ที่ 1



ภาพที่ ค.2 ผลการวิเคราะห์ปริมาณของอาร์เคียที่อัตราภาวะบรรทุksารอินทรีย์
30 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ในช่วงล่าง (M_L) ของถังปฏิกรณ์ที่ 1

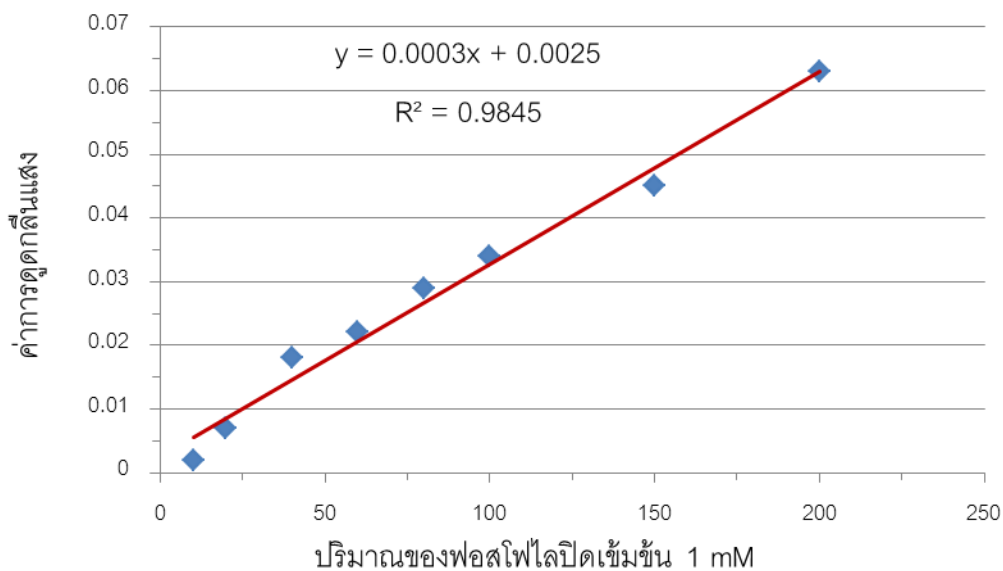
ตารางที่ ค.1 ปริมาณเซลล์จุลินทรีย์ที่ค่าอัตราภาวะบรรทุksารอินทรีย์ต่างๆ ที่นับด้วยโปรแกรม
DAIME

ถังปฏิกรณ์ที่	อัตราภาวะบรรทุksารอินทรีย์ (กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน)	จุดเก็บตัวอย่าง	แบคทีเรีย (ร้อยละ)	อาร์เคีย (ร้อยละ)
1	30	M_M	75.21	24.79
		M_L	84.83	15.17
	15	M_M	66.89	33.11
		M_L	55.13	44.87
	2	M_M	52.53	47.47
		M_L	45.75	54.25
2	30	M_M	44.92	55.08
		M_L	72.40	27.60
	5	M_M	51.58	48.73
		M_L	62.22	37.78
	2	M_M	55.03	44.97
		M_L	78.40	21.60

ค-3 วิธีวิเคราะห์ปริมาณของจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Phospholipid Analysis

1. ขั้นตอนการทำเทคนิค Phospholipid Analysis

- 1) นำตัวอย่าง 0.5 มล. ใส่ในหลอดทดลองขนาด 70 มล. แล้วล้างด้วยน้ำกลั่น
- 2) เติมคลอโรฟอร์ม 20 มล. เมทานอล 20 มล. และน้ำกลั่นปราศจากไอออน 20 มล.
- 3) เขย่าเบาๆ ประมาณ 10 นาที
- 4) กรองด้วยกระดาษกรอง GF/C 0.45 ไมครอน โดยใช้ปั๊มสุญญากาศ
- 5) ดูดตัวอย่างจากชั้นคลอโรฟอร์ม ปริมาตร 5 มล. ใส่ในหลอดทดลองขนาด 10 มล. ที่มีฝาปิด
- 6) นำตัวอย่างไปแช่แข็งที่อุณหภูมิ -20 องศาเซลเซียส
- 7) เติมสารละลายโพแทสเซียมเปอร์ซัลเฟต 2.7 มล.
- 8) ปิดฝาหลอดทดลองให้สนิท
- 9) นำไปอบที่อุณหภูมิ 105 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 1 ชั่วโมง
- 10) เติมสารละลายแอมโมเนียมโมลิบเดต 0.6 มล.
- 11) วัดการดูดกลืนแสงที่ 610 นาโนเมตร ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์
- 12) ทำกราฟมาตรฐานโดยใช้สารละลาย 1 mM glycerol-phosphate ปริมาตร 10 20 40 60 80 100 150 และ 200 ไมโครลิตร ดังแสดงในภาพที่ ค.3



ภาพที่ ค.3 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณของฟอสโฟไลปิดเข้มข้น 1 mM กับค่าการดูดกลืนแสงที่ 610 นาโนเมตร

ค-4 ผลการวิเคราะห์ปริมาณของจุลินทรีย์ด้วยเทคนิค Phospholipid Analysis

ตารางที่ ค.2 การวิเคราะห์ปริมาณของจุลินทรีย์โดยการหาความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิดที่อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

ค่าพารามิเตอร์	จุดเก็บตัวอย่าง	อัตราภาวะบรรทุกสารอินทรีย์ (กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน)					
		ถึงปฏิกรณ์ 1			ถึงปฏิกรณ์ 2		
		30	15	2	30	5	2
ค่าสารอินทรีย์ระเหยได้ (มก./มล.)	M _U	4.85	6.45	6.65	2.25	4.05	1.85
	M _M	2.05	2.80	1.30	2.15	1.45	1.65
	M _L	6.75	1.45	0.90	2.10	1.50	0.95
ความเข้มข้นของฟอสโฟไลปิด (นาโนโมล/มล.)	M _U	71.67	38.33	61.67	55.00	35.00	75.00
	M _M	116.67	141.67	216.67	131.67	180.00	186.67
	M _L	118.00	175.00	220.00	85.00	136.67	180.00
อัตราส่วนสารอินทรีย์ระเหยได้ต่อความเข้มข้นของ ฟอสโฟไลปิด (ไมโครกรัม/นาโนโมล)	M _U	67.67	168.28	107.83	40.91	115.71	24.67
	M _M	17.57	19.76	6.00	16.33	8.06	8.84
	M _L	57.20	8.29	4.09	24.71	10.98	5.28

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาวธิภาพร ศิริบุญกุลวัฒนา เกิดเมื่อวันที่ 17 กรกฎาคม พ.ศ.2530 ที่จังหวัด กรุงเทพมหานคร สำเร็จการศึกษาปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต จากภาควิชาวิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2551 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ที่ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปี พ.ศ.2552

ผลงานวิชาการที่ได้รับการเผยแพร่ เรื่อง “การบำบัดน้ำเสียด้วยระบบแอนแอโรบิก ฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้เม็ดยางเป็นวัสดุตัวกลางโดยไม่มีการหมุนเวียนน้ำภายใน” ในการประชุมวิชาการสิ่งแวดล้อมแห่งชาติ ครั้งที่ 11 ณ โรงแรมโพธิ์หวด รีสอร์ท แอนด์ สปา จังหวัดเชียงราย วันที่ 21-23 มีนาคม พ.ศ. 2555 และเรื่อง “TREATMENT OF LOW STRENGTH WASTEWATER BY RUBBER GRANULES MEDIA AFB REACTORS WITHOUT INTERNAL RECIRCULATION” ในการประชุม The 5th AUN/SEED-Net Regional Conference on Global Environment ณ โรงแรม Aston Tropicana เมือง Bandung ประเทศอินโดนีเซีย วันที่ 21-22 พฤศจิกายน พ.ศ. 2555