

การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อใช้เป็นแหล่ง
คาร์บอนในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบเพิ่มพูน



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
ปีการศึกษา 2561

**OPTIMUM CONDITIONS OF EXCESS SLUDGE
FERMENTATION AS CARBON SOURCES
IN ENHANCED BIOLOGICAL
PHOSPHORUS REMOVAL**



**A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the
Degree of Master of Engineering in Environmental Engineering
Suranaree University of Technology
Academic Year 2018**

การศึกษาภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในระบบ
กำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบเพิ่มพูน

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษา
ตามหลักสูตรปริญญาโทบริหารบัณฑิต

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์



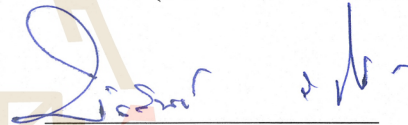
(อ. ดร. อภิชน วัชรนทร์วงศ์)

ประธานกรรมการ



(ผศ. ดร. นิดยา บุญเทียน)

กรรมการ (อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์)



(ผศ. ดร. พิชรินทร์ ราช)

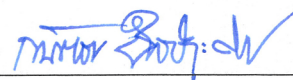
กรรมการ

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



(ศ. ดร. สันติ แม่นศิริ)

รองอธิการบดีฝ่ายวิชาการและพัฒนาความเป็นสากล



(รศ. ร.อ. ดร. กนต์ธร ชำนิประศาสน์)

คณบดีสำนักวิชาวิศวกรรมศาสตร์

นัตรลดา เพ็ญชัย : การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบเพิ่มพูน (OPTIMUM CONDITIONS OF EXCESS SLUDGE FERMENTATION AS CARBON SOURCES IN ENHANCED BIOLOGICAL PHOSPHORUS REMOVAL) อาจารย์ที่ปรึกษา : ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.นิตยา บุญเทียน, 268 หน้า.

การศึกษานี้ต้องการหาแหล่งคาร์บอนในการผลิต CH_3COOH สำหรับการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบเพิ่มพูน (EBPR) โดยหาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกินแบบไร้ออกซิเจน สำหรับผลิต CH_3COOH เพื่อนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการเดินระบบ EBPR จากตะกอนส่วนเกิน 3 แหล่ง คือ กากตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR กากตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม (AS) ตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ พบว่าตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพ FS:AF (1:1) มีปริมาณ CH_3COOH มากที่สุด เท่ากับ 1,406 mg/L ที่สภาวะอุณหภูมิ 35 °C เป็นระยะเวลา 96 ชั่วโมง ดังนั้นจึงนำสภาวะในการทดลองนี้มาใช้ในการผลิต CH_3COOH เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนสำหรับการกำจัด P ในระบบ EBPR

สำหรับสภาวะที่เหมาะสมในการเลี้ยงเชื้อ PAOs ในระบบ EBPR เพื่อให้ระบบสามารถกำจัดทั้ง COD N และ P คือการใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอน และควบคุมอายุตะกอน (SRT) เท่ากับ 60 วัน ซึ่งสามารถทำการกำจัด TCOD TN และ TP ได้ 99.97% 99.49% และ 61.95% ตามลำดับ ในสภาวะดังกล่าวปริมาณ PAOs เพิ่มขึ้น พิจารณาจาก Ortho-P ที่ถูกปล่อยในสภาวะแอนแอโรบิกสูงกว่าที่ SRT 20 วัน ถึง 1.42 เท่า โดยจะพบกลุ่ม *Acinetobacter baumannii* และ *Acinetobacter* spp. ในระบบ EBPR ซึ่งกลุ่มนี้คือ PAOs เมื่อหาผลของ CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เพื่อใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการกำจัด P ในระบบ EBPR เมื่อศึกษาแหล่งของ CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพแบบไร้ออกซิเจน (ESF) ส่วนแหล่งของ Alkalinity มาจากสัดส่วนของ NaHCO_3 และมุลัสกร (SM) เท่ากับ 1:2.1 กำหนด SRT ที่ 60 วัน พบว่าสามารถกำจัด TCOD TN และ TP ได้ 99.10% 95.51% และ 56.78% ตามลำดับ ซึ่งสามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการควบคุมระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพ ของระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน เพื่อลดค่าใช้จ่ายในการซื้อแหล่งของ CH_3COOH และ Alkalinity รวมถึงช่วยกำจัดตะกอนส่วนเกินได้

สาขาวิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
ปีการศึกษา 2561

ลายมือชื่อนักศึกษา นัตรลดา เพ็ญชัย
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา นิตยา บุญเทียน

CHATLADA PIASAI : OPTIMUM CONDITIONS OF EXCESS SLUDGE
FERMENTATION AS CARBON SOURCES IN ENHANCED BIOLOGICAL
PHOSPHORUS REMOVAL. THESIS ADVISOR : ASST. PROF. NITTAYA
BOOMTIAN, Ph.D., 268 PP.

ACETIC ACID/FERMENTATION/WASTE ACTIVATED SLUDGE/
PHOSPHORUS/RETENTION TIME

This study investigate carbon sources for production of acetic acid for phosphorus removal on enhanced biological phosphorus removal (EBPR). In order to Study the optimum conditions to produce acetic acid as carbon sources for EBPR processes. Three substrates were used to produce acetic acid which were excess sludge from EBPR, activated sludge (AS), and excess sludge from biogas production systems. The results showed that the highest concentration of acetic acid was 1,406 mg COD/L in the reactor containing FS : AF 1 : 1 after 96 hours and control conditions at 35 °C. Therefore, the conditions in this experiment were used to produce acetic acid as a carbon source for phosphorus removal in the EBPR system.

Study of the optimum conditions for PAOs in the EBPR system was conducted. So that the system can eliminate the COD nitrogen (N) and phosphorus (P). Used CH₃COONa as a carbon source and control sediment retention times (SRT) was equal to 60 days. This condition could remove the COD, N and P of 99.97%, 99.49% and 61.95%, respectively. In such conditions, the amount of PAOs increases. Ortho-P that released in anaerobic conditions was higher than SRT 20 days for 1.42 times. *Acinetobacter baumannii* and *Acinetobacter* spp. was found in EPBR. Which group of PAOs. The effect of acetic acid from excess sludge of biogas production systems was studied as a carbon source for P removal in the EBPR system. Using the source of acetic acid from excess sludge of

anaerobic biogas production system (ESF), the source of Alkalinity from the proportion of NaHCO_3 and pig manure (SM) was equal to 1 : 2.1. Generally, the EBPR resulted TP, TN and TCOD removal as much as $53.26 \pm 14.13\%$, $98.67 \pm 1.04\%$ and $99.20 \pm 1.02\%$, respectively. Nevertheless, phosphorus removal efficiency was low. This may be due to low SRT period. Study the mass balance with 60 days SRT using, the EBPR resulted TCOD, TN and TP removal as much as 99.10% 95.51% and 56.78% respectively. This result can be applied to the biological nutrients removal from the community wastewater treatment system since the result showed the possibility to occupy low cost source of both acetic acid sources and alkalinity. And help to eliminate excess sludge.



School of Environmental Engineering

Academic Year 2018

Student's Signature Chattada Piasai

Advisor's Signature Nitsaya Boontan

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์นี้ดำเนินการสำเร็จลุล่วงด้วยดี ผู้วิจัยขอขอบพระคุณบุคคลและกลุ่มบุคคลต่าง ๆ ที่ได้กรุณาให้คำปรึกษา คำแนะนำ รวมทั้งได้ให้ความช่วยเหลืออย่างยิ่ง ทั้งทางด้านวิชาการและด้านการดำเนินงานวิจัย ดังนี้

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.นิตยา บุญเทียน อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ที่ได้ให้คำปรึกษา แนะนำแนวทางอันเป็นประโยชน์ยิ่งต่องานวิจัย รวมถึงได้ช่วยตรวจทานและแก้ไขรายงานวิทยานิพนธ์เล่มนี้จนมีความบริบูรณ์พร้อมทางด้านวิชาการ รวมทั้งอบรมสั่งสอนและแนะแนวทางอันเป็นประโยชน์ในการดำเนินชีวิตแก่ผู้วิจัยเสมอมา

อาจารย์ ดร.อภิชน วัชรินทร์วงศ์ และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พัชรินทร์ ราชโซ ที่ได้กรุณาให้คำปรึกษาคำแนะนำทางด้านวิชาการ และเป็นกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณ “ทุนกิตติบัณฑิต” ปีการศึกษา 2558 สำนักวิศวกรรมศาสตร์มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ได้รับทุนอุดหนุน โครงการวิจัยประเภททุนบัณฑิตศึกษา จากสำนักงานคณะกรรมการวิจัยแห่งชาติ ประจำปี 2560 และทุนการศึกษาบัณฑิตศึกษา เพื่อใช้ในการค้นคว้าวิจัย ประจำปี 2559 จากมูลนิธิพระบรมราชานุสรณ์พระบาทสมเด็จพระปกเกล้าเจ้าอยู่หัว และสมเด็จพระนางเจ้ารำไพพรรณี ที่ได้สนับสนุนเงินทุนในการทำวิจัย และทุนการศึกษาจนทำงานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี

ขอขอบคุณบริษัทเสริมสุข จำกัด มหาชน ที่อนุเคราะห์ตะกอนจุลินทรีย์ เพื่อใช้ในการศึกษาจนทำงานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี

ขอขอบคุณ คุณนารี กลิ่นกลาง ที่คอยให้คำแนะนำปรึกษาและแจ้งให้ทราบเรื่องเอกสารต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องกับการทำวิทยานิพนธ์และการแจ้งเพื่อสำเร็จการศึกษา

ขอบคุณพี่ ๆ เพื่อน ๆ น้อง ๆ บัณฑิตศึกษาทุกท่าน รวมถึงมิตรสหายทั้งในอดีตและปัจจุบันที่คอยให้กำลังใจในการทำวิจัยมาโดยตลอด

สุดท้ายนี้ ผู้วิจัยขอขอบคุณอาจารย์ผู้สอนทุกท่านที่ประสิทธิ์ประสาทวิชาความรู้ทางด้านต่าง ๆ ทั้งในอดีตและปัจจุบัน และขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา รวมถึงญาติพี่น้องของผู้วิจัยทุกที่คอยเป็นกำลังใจ ทำให้ผู้วิจัยประสบความสำเร็จในชีวิตเรื่อยมา

ฉัตรลดา เพ็ชร์ชัย

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อ (ภาษาไทย)	ก
บทคัดย่อ (ภาษาอังกฤษ)	ข
กิตติกรรมประกาศ	ง
สารบัญ	จ
สารบัญตาราง	ญ
สารบัญรูป	ท
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ	ด
บทที่	
1 บทนำ	1
1.1 ที่มาและความสำคัญ	1
1.2 วัตถุประสงค์	3
1.3 ขอบเขตของการศึกษา	4
1.4 สมมติฐานการวิจัย	5
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	5
2 ปรัชญ่วรรณกรรมและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	6
2.1 คุณลักษณะของตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดแบบตะกอนเร่ง (Waste activated sludge characteristic)	6
2.2 การจัดการตะกอนส่วนเกินด้วยกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ	7
2.2.1 กระบวนการแบบใช้อากาศ	7
2.2.2 กระบวนการแบบไร้ออกซิเจน	10
2.3 การย่อยสลายตะกอนส่วนเกินด้วยกระบวนการทางชีวภาพแบบไร้ออกซิเจน	11
2.4 จลนศาสตร์ของการหมัก (Fermentation kinetic)	17
2.5 ปัจจัยที่มีผลต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้อากาศ	18
2.6 ชนิดของถังย่อยแบบไร้อากาศ	23

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.6.1 single-stage high-rate digeston.....	23
2.6.2 ถังย่อยอัตราสูงที่มีการแยกตะกอน (Two-stage high-rate digestion).....	24
2.6.3 separate sludge digestion.....	24
2.7 ลักษณะน้ำเสีย.....	30
2.7.1 ลักษณะน้ำเสียชุมชน.....	30
2.7.2 ลักษณะน้ำเสียอุตสาหกรรม.....	31
2.7.3 น้ำเสียจากเกษตรกรรม.....	32
2.8 ปัญหาของไนโตรเจนและฟอสฟอรัสต่อสิ่งแวดล้อม.....	32
2.8.1 สารประกอบของฟอสฟอรัส (Phosphorus Compounds).....	32
2.8.2 การกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำเสีย.....	35
2.9 กระบวนการอีบีพีอาร์ (Enhanced biological phosphate removal, EBPR).....	44
2.9.1 การกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำเสีย.....	44
2.9.2 การกำจัดไนโตรเจน ในกระบวนการ EBPR.....	44
2.9.3 การกำจัดฟอสฟอรัส.....	45
2.10 ปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการ EBPR.....	47
2.11 กลไกของกระบวนการ EBPR.....	50
2.12 กระบวนการสร้างและสลายของ PAOs (Metabolism for PAOs).....	51
2.12.1 สภาวะแอนแอโรบิก.....	51
2.12.2 สภาวะแอนอกซิก และสภาวะแอโรบิก.....	53
2.13 การเติม CH_3COOH จากการหมักตะกอน เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนใน ระบบ EBPR.....	54
2.14 การศึกษาสมดุลมวล.....	55
2.14.1 การทำสมดุลมวลชีโอดี.....	56
2.14.2 การทำสมดุลมวลไนโตรเจน.....	58
2.14.3 การทำสมดุลมวลฟอสฟอรัส.....	59
2.15 โมเดล ASM2D.....	61
2.16 จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ที่พบในระบบ EBPR.....	65
2.17 สรุป.....	67

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3	วิธีดำเนินการวิจัย 68
3.1	วิธีดำเนินการวิจัย..... 68
3.2	การศึกษาการหมักตะกอนจากหลายแหล่งในสภาวะไร้ออกซิเจน..... 69
3.2.1	ศึกษาคุณลักษณะของตะกอนจากระบบ EBPR ที่นำมาใช้ ในการหมักในสภาวะไร้ออกซิเจนเพื่อผลิต CH_3COOH 69
3.2.2	การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR เพื่อผลิต CH_3COOH โดยการทดลองแบบกะ (Batch Test)..... 69
3.2.3	การศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกินจากหลายแหล่ง เพื่อผลิต VFAs โดยการ ทดลองแบบกะ (Batch Test)..... 69
3.2.4	การศึกษาสัดส่วนที่เหมาะสมในการหมักตะกอนจากระบบผลิตแก๊ส ทางชีวภาพ เพื่อผลิต CH_3COOH โดยการทดลองแบบกะ (Batch Test)..... 70
3.3	การศึกษาคุณลักษณะตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียเพื่อใช้ในการเดินระบบ..... 70
3.4	การออกแบบชุดการทดลอง..... 71
3.5	การเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ เพื่อเพาะเลี้ยงเชื้อ PAOs..... 71
3.6	การควบคุมการเดินระบบ EBPR..... 73
3.7	ผลของการหมักตะกอนส่วนเกินเพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนต่อการกำจัดฟอสฟอรัส ในระบบ EBPR..... 74
3.8	การหมักตะกอนจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เพื่อใช้เป็นแหล่งคาร์บอนทดแทน Acetate ในระบบ EBPR..... 75
3.9	การตรวจสอบเชื้อจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ในระบบ EBPR..... 77
3.10	การทำสมดุลมวลของระบบ EBPR..... 79
3.10.1	การทำสมดุลมวลของสารอินทรีย์คาร์บอน และไนโตรเจน..... 79
3.10.2	การทำสมดุลมวลของฟอสฟอรัส..... 80
3.11	วิธีการวิเคราะห์ที่ใช้ในการวิจัย..... 80
4	ผลการดำเนินการ 85
4.1	ศึกษาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อผลิต CH_3COOH 85
4.1.1	ลักษณะของตะกอนส่วนเกินจากระบบตะกอนเร่ง และระบบผลิตแก๊ส ทางชีวภาพ..... 86

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.1.2 ผลของอุณหภูมิต่อการผลิต CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกิน ของระบบ EBPR.....	89
4.1.3 การหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม เพื่อผลิต VFAs	93
4.1.4 การหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ และน้ำหมักกรด เพื่อผลิต CH_3COOH	95
4.2 ศึกษาการเพาะเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ PAOs.....	106
4.2.1 การศึกษาผลของชนิดสารอินทรีย์คาร์บอน ต่อประสิทธิภาพ ในการกำจัดฟอสฟอรัสของระบบ EBPR.....	106
4.2.2 การศึกษาผลของอายุตะกอนต่อการกำจัดฟอสฟอรัสของ ระบบ EBPR.....	117
4.3 ศึกษาผลของการเติม CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ ผลิตแก๊สทางชีวภาพต่อการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR.....	139
4.3.1 การกำจัด COD ของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอน ส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ.....	139
4.3.2 การกำจัด TKN ของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอน ส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ.....	141
4.3.3 การกำจัดไนเตรทของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอน ส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ.....	143
4.3.4 การกำจัด Ortho-P ของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอน ส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ.....	144
4.3.5 ความสัมพันธ์ของปริมาณ Alkalinity และการกำจัด Ortho-P ของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบ ผลิตแก๊สทางชีวภาพ.....	145
4.3.6 ความสัมพันธ์ของปริมาณ Alkalinity และการกำจัด TKN ของระบบ EBPR.....	148
4.3.7 การศึกษาสมดุลมวลในการกำจัดสารอาหารทางชีวภาพ เมื่อเติมน้ำจาก การหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ.....	149

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
5 สรุปผลการศึกษา และข้อเสนอแนะ.....	157
5.1 สรุปผลการศึกษา.....	157
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	159
รายการอ้างอิง.....	160
ภาคผนวก.....	160
ภาคผนวก ก. การทดสอบทางสถิติ.....	180
ภาคผนวก ข. การคำนวณสมมูลมวล.....	193
ภาคผนวก ค. บทความทางวิชาการที่ได้รับการตีพิมพ์ และเผยแพร่ในระหว่างศึกษา.....	199
ประวัติผู้เขียน.....	268



สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1 คุณลักษณะของตะกอน (Waste activated sludge, WAS).....	7
2.2 แสดงค่าการออกแบบของถังย่อยแบบใช้อากาศ.....	9
2.3 เปรียบเทียบข้อดี และข้อจำกัดของกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์.....	10
2.4 ผลกระทบจากการย่อยสลายกลูโคส.....	13
2.5 สภาพในการเดินระบบที่สัดส่วนกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อ Alkalinity ต่างๆ.....	20
2.6 อายุตะกอนที่ใช้ในการออกแบบถังย่อยแบบไม่ใช้อากาศ.....	22
2.7 การหมักในสภาวะไร้อากาศเพื่อผลิต VFAs.....	26
2.8 ปริมาณการผลิต VFAs ของแหล่งตะกอนที่แตกต่างกัน.....	28
2.9 คุณลักษณะของน้ำเสียชุมชน.....	31
2.10 ลักษณะน้ำเสยรวมจากอุตสาหกรรมเส้นไหม.....	31
2.11 ลักษณะน้ำเสียจากน้ำทิ้งที่ผ่านระบบบำบัดน้ำเสียแบบผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas) จากฟาร์มสุกร 4 แห่ง.....	32
2.12 ปริมาณฟอสเฟตในน้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชนในประเทศไทย.....	34
2.13 ข้อดีและข้อจำกัดของกระบวนการต่างๆที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้.....	41
2.14 กระบวนการบำบัดประเภทต่างๆ ที่สามารถกำจัดฟอสเฟตได้.....	43
2.15 สัดส่วนของคาร์บอนต่อฟอสฟอรัส (C:P) จากการทบทวนวรรณกรรม.....	46
2.16 ระยะเวลาที่เก็บที่มีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสเฟต.....	49
2.17 สมการของอัตราการเกิดแต่ละกระบวนการของ ASM2d.....	63
2.18 ชนิดของจุลินทรีย์ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสในระบบทางชีวภาพของแต่ละการศึกษา.....	66
3.1 แสดงคุณลักษณะของตะกอนที่นำมาใช้ในการเดินระบบ EBPR.....	70
3.2 สรุปความเข้มข้นของ COD N และ P ที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสยสังเคราะห์ ช่วงที่ 1 – 4.....	72
3.3 ค่าระยะเวลาที่เก็บ (HRT) และปริมาตรแต่ละถังของระบบ EBPR.....	74
3.4 สรุปความเข้มข้นของ COD N และ P จากการเตรียมน้ำเสย Type ที่ 1 – 3.....	75
3.5 คุณลักษณะของน้ำเสียจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ ที่ใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในระบบ EBPR.....	76
3.6 แสดงจุดเก็บน้ำตัวอย่างของแต่ละพารามิเตอร์.....	81

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
3.7 พารามิเตอร์ วิธีในการวิเคราะห์ และความถี่ในการเก็บ.....	82
4.1 ลักษณะทางกายภาพและเคมีของตะกอนส่วนเกินที่ใช้ในการศึกษาเทียบกับการศึกษาอื่น.....	88
4.2 เปรียบเทียบปริมาณการผลิต VFAs ของการศึกษานี้กับงานอื่นๆ.....	104
4.3 ความเข้มข้นของ COD และ Ortho-P ในน้ำเสียดังเคราะห์สูตรที่ 1-4 เพื่อเลี้ยงเชื้อ PAOs.....	107
4.4 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสของระบบ EBPR.....	116
4.5 อายุตะกอน (SRT) ที่เหมาะสมในการกำจัดฟอสฟอรัสของแต่ละการศึกษา.....	119
4.6 ผลการทดลองสำหรับการทำสมดุลมวลในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 วัน.....	126
4.7 ปริมาณการใช้ Ortho-P , NH ₄ ⁺ และ SCOD ของแต่ละถังปฏิกริยาในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 วัน.....	126
4.8 พารามิเตอร์ที่วิเคราะห์ในระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน.....	132
4.9 ปริมาณการใช้ Ortho-P , NH ₄ ⁺ และ SCOD ของแต่ละถังปฏิกริยาในระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน.....	132
4.10 ชนิดของจุลินทรีย์ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสในระบบทางชีวภาพของแต่ละการศึกษา.....	137
4.11 สรุปความเข้มข้นของ COD N และ P จากการเตรียมน้ำเสียด Type ที่ 1 – 3.....	139
4.12 เปรียบเทียบอัตราส่วน C:N ที่มีผลต่อการกำจัด TN (%).....	142
4.13 เปรียบเทียบแหล่งของคาร์บอนภายนอก และ Acetic: Alkalinity ต่อการกำจัด P ของระบบ EBPR.....	146
4.14 พารามิเตอร์ที่วิเคราะห์ในระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน เมื่อมีการเติม CH ₃ COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ.....	153
4.15 ปริมาณการใช้ Ortho-P , NH ₄ ⁺ และ SCOD ของแต่ละถังปฏิกริยาในระบบ EBPR เมื่อมีการเติม CH ₃ COOH จากจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ ผลิตแก๊สทางชีวภาพที่ SRT 60 วัน.....	153
ก.1 การทดสอบสถิติ s.d. และ S.E.ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียดังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร.....	181
ก.2 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของการศึกษาศักยภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียดังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร.....	181

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.3 การทดสอบ Paired T-test ของการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร	182
ก.4 การทดสอบสถิติ s.d. และ S.E. ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร	183
ก.5 การทดสอบความสัมพันธ์ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร	183
ก.6 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร เพื่อหาสูตรที่เหมาะสมในการเลี้ยงเชื้อ PAOs.....	184
ก.7 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการผลิต CH_3COOH ที่เกิดจากการหมัก โดยใช้แหล่งคาร์บอนจากกากตะกอนส่วนเกินของระบบ EBPR (กากตะกอนส่วนเกิน ชุดที่ 1 (35 ± 1 °C) และ 2 (55 ± 1 °C)).....	184
ก.8 การทดสอบ Paired T-test ของศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการผลิต CH_3COOH ที่เกิดจากการหมัก โดยใช้แหล่งคาร์บอนจากกากตะกอนส่วนเกินของระบบ EBPR (กากตะกอนส่วนเกิน ชุดที่ 1 (35 ± 1 °C) และ 2 (55 ± 1 °C)).....	185
ก.9 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาปริมาณของ VFAs ที่เกิดจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ Biogas ในถังปฏิกรณ์ฯชุดที่ 6-8.....	185
ก.10 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาปริมาณของ VFAs ที่เกิดจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ Biogas ในถังปฏิกรณ์ฯชุดที่ 6-8.....	186
ก.11 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาปริมาณของ CH_3COOH ที่เกิดจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ Biogas ในถังปฏิกรณ์ฯชุดที่ 6-8.....	186
ก.12 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาปริมาณของ CH_3COOH ที่เกิดจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ Biogas ในถังปฏิกรณ์ฯชุดที่ 6-8.....	187
ก.13 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน.....	187
ก.14 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน.....	188
ก.15 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด TKN ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน.....	188

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.16 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด TKN ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน.....	188
ก.17 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน.....	189
ก.18 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน.....	189
ก.19 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3.....	189
ก.20 การทดสอบสถิติ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3.....	190
ก.21 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด TKN ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3.....	190
ก.22 การทดสอบสถิติ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด TKN ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3.....	191
ก.23 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3.....	191
ก.24 การทดสอบสถิติ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3.....	192
ข.1 พารามิเตอร์ที่ใช้ในการคำนวณสมมูลมวลของ COD และ N ของระบบ EBPR เมื่อควบคุมอายุตะกอนเท่ากับ 20 วัน.....	194
ข.2 แสดงอัตราการไหลของระบบ EBPR ที่อายุตะกอนเท่ากับ 20 วัน.....	194

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1	ขั้นตอนการหมักตะกอนในสภาวะไร้อากาศ..... 16
2.2	Single stage high rate digester..... 23
2.3	องค์ประกอบของถังย่อยอัตราสูงที่มีการแยกตะกอน..... 24
2.4	กระบวนการโฟรีดอกซ์ (Phoredox Process)..... 36
2.5	กระบวนการฟอสทริป (Phostrip Process)..... 36
2.6	กระบวนการเอสบีอาร์ (Sequencing Batch Reactor : SBR)..... 38
2.7	กระบวนการ A/O..... 38
2.8	กระบวนการ OWASA..... 39
2.9	ระบบบาเดนโฟ (Bardenpho processes)..... 39
2.10	ระบบยูทีซี (UCT processes)..... 40
2.11	ความเข้มข้นของสารในสภาวะแอนแอโรบิก และแอโรบิก ของระบบ EBPR..... 51
2.12	กระบวนการสร้างและสลายของ PAOs ในสภาวะแอนแอโรบิก..... 52
2.13	แผนผังการเผาผลาญของ PAOs ในสภาวะไร้อากาศ..... 53
2.14	กระบวนการสร้างและสลายของ PAOs ในสภาวะแอนอกซิกและแอโรบิก..... 54
2.15	สมดุลมวลของ TP TN และ TCOD ทั้งหมดในระบบ EBPR..... 61
3.1	ขั้นตอนการศึกษา..... 68
3.2	กระบวนการกำจัดสารอาหารทางชีวภาพแบบ EBPR..... 71
3.3	กระบวนการกำจัดสารอาหารทางชีวภาพแบบ EBPR ที่มีการเติมสารอินทรีย์ระเหยง่ายจากการหมักตะกอน..... 76
3.4	ขั้นตอนการเดินระบบ EBPR..... 77
3.5	ขั้นตอนการเตรียมตัวอย่างจุลินทรีย์ สำหรับใช้กับเครื่อง SEM..... 78
4.1	ปริมาณของ CH_3COOH Propionic acid และ Butyric acid ของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ชุดที่ 1 เมื่อหมักที่อุณหภูมิ 35 °C..... 89
4.2	ปริมาณของ CH_3COOH , Propionic acid และ Butyric acid ของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ชุดที่ 2 เมื่อหมักที่อุณหภูมิ 55 °C..... 90

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.3 ปริมาณ VFAs จากการ Pretreatment ตะกอนส่วนเกินของระบบ EBPR ชุดที่ 3 ที่ pH 1 2 3 6 9 10 11 12 13 และ 14.....	92
4.4 ปริมาณ VFAs ที่เกิดจากการหมักแบบไร้ออกซิเจนของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม และระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ ชุดที่ 4 5 และ 6 ที่อุณหภูมิ 35 °C.....	94
4.5 ปริมาณของ VFAs ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4.....	95
4.6 ปริมาณของ CH ₃ COOH ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4.....	96
4.7 ปริมาณของ Propionic acid ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4.....	97
4.8 ปริมาณของ Butyric acid ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4.....	98
4.9 การกระจายตัวของ VFAs (%) ในการทดลองแบบกะ ในการทดลองที่ใช้ FS :AF (1:1) (ชุดที่ 6) เป็นสารตั้งต้น.....	99
4.10 การกระจายตัวของ VFAs (%) ในการทดลองแบบกะ ในการทดลองที่ใช้ RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) เป็นสารตั้งต้น.....	100
4.11 การกระจายตัวของ VFAs (%) ในการทดลองแบบกะ ในการทดลองที่ใช้ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) เป็นสารตั้งต้น.....	101
4.12 ความสัมพันธ์ของค่า pH ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4.....	102
4.13 ความสัมพันธ์ของ Alkalinity ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4.....	103
4.14 ความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของ COD ในระบบกับระยะเวลา.....	108
4.15 ประสิทธิภาพการกำจัด COD กับระยะเวลาการเดินระบบ.....	109
4.16 ประสิทธิภาพการกำจัดฟอสเฟตกับระยะเวลาการเดินระบบแต่ละสูตรอาหาร.....	110
4.17 ปริมาณของฟอสเฟตในระบบกับระยะเวลา.....	111
4.18 ความสัมพันธ์ระหว่างเวลากับความเข้มข้นของ NH ₃	112
4.19 ความสัมพันธ์ระหว่างระยะเวลากับความเข้มข้นของ NO ₂ ⁻ ในน้ำทิ้ง.....	113
4.20 ความสัมพันธ์ระหว่างระยะเวลากับความเข้มข้นของ NO ₃ ⁻ ในน้ำทิ้ง.....	114
4.21 ความสัมพันธ์ระหว่างค่า MLSS กับระยะเวลาในการเดินระบบ.....	115

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.22 ประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P จำนวนจากถังแอโรบิก และในน้ำทิ้งของระบบ EBPR เมื่อ SRT 20 และ 60 วัน.....	117
4.23 ความเข้มข้นของ Ortho-P ในน้ำเสีย ถังแอโรบิก ถังแอนอกซิก ถังแอโรบิก และน้ำทิ้ง เพื่อดูกลไกที่เกิดขึ้นในแต่ละสถานะ.....	118
4.24 ความเข้มข้นของ TCOD SCOD TKN และ Ortho-P ในสถานะแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก เพื่อดูแนวโน้มของการกำจัด TCOD TKN และ Ortho-P ที่ SRT 20 วัน.....	120
4.25 ความเข้มข้นของ TCOD SCOD TKN และ Ortho-P ในสถานะแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก เพื่อดูแนวโน้มของการกำจัด TCOD TKN และ Ortho-P ที่ SRT 60 วัน.....	121
4.26 ประสิทธิภาพในการกำจัด TN และ TKN ของระบบ EBPR ที่ SRT 20 และ 60 วัน.....	122
4.27 ปริมาณไนเตรท และไนไตรท์ในน้ำทิ้งเมื่อเดินระบบ EBPR ที่ SRT 20 และ 60 วัน.....	123
4.28 ความเข้มข้น และประสิทธิภาพของ SCOD ในระหว่างการเดินระบบ EBPR ที่ SRT เท่ากับ 20 และ 60 วัน.....	124
4.29 สมดุลมวลของ TP ของระบบ EBPR ที่ SRT 20 วัน โดยคำนวณจากค่า TP ในน้ำเข้า สะสมในตะกอน ในน้ำทิ้ง และ TP ที่ถูกใช้ในระบบ.....	125
4.30 สมดุลมวลของ TN ของระบบ EBPR โดยคิดการ oxidize ของไนเตรท เป็น N_2 ในสถานะแอนอกซิก.....	127
4.31 สมดุลมวลของ TCOD ในระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COOH เป็นแหล่งคาร์บอน.....	127
4.32 คุณลักษณะของพารามิเตอร์ใน ASM2d สำหรับน้ำเสีย ตะกอนส่วนเกิน และน้ำทิ้งในระบบ EBPR.....	130
4.33 สมดุลมวลของ TP ของระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน โดยคำนวณจากค่า TP ในน้ำเข้า สะสมในตะกอน ในน้ำทิ้ง.....	133
4.34 สมดุลมวลของ TN ของระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน โดยคิดการ oxidize ของไนเตรท เป็น N_2 ในสถานะแอนอกซิก.....	133
4.35 สมดุลมวลของ TCOD ในระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COOH เป็นแหล่งคาร์บอน.....	134
4.36 จุลินทรีย์ <i>Acinetobacter buamanii</i> (ภาพเล็ก) ในระบบ EBPR ที่กำลังขยาย 5,000 เท่า ที่ SRT 20 วัน.....	135

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.37 จุลินทรีย์ <i>Acinetobacter buamanii</i> (ภาพเล็ก) ในระบบ EBPR ที่กำลังขยาย 20,000 เท่า ที่ SRT 60 วัน	136
4.38 จุลินทรีย์ที่พบในระบบ EBPR โดยใช้กล้อง SEM ที่กำลังขยาย 10,000 เท่า ที่ SRT 20 วัน	136
4.39 จุลินทรีย์ที่พบในระบบ EBPR โดยใช้กล้อง SEM ที่กำลังขยาย 10,000 เท่า ที่ SRT 60 วัน	138
4.40 ความเข้มข้นของ COD และการกำจัด COD ในระบบ EBPR ของน้ำเสีย Type 1-3	140
4.41 ความเข้มข้นของ TKN และการกำจัด TKN ของน้ำเสีย Type 1-3	141
4.42 ความเข้มข้นของไนเตรทในถังแอนอกซิก แอโรบิก และน้ำทิ้งของน้ำเสีย Type 1-3	144
4.43 การกำจัด Ortho-P (%) และความเข้มข้นของ Ortho-P ของน้ำเสีย Type 1-3	146
4.44 ผลของสัดส่วน COD:Alkalinity ต่อ Ortho-P ที่ถูกปล่อยในสถานะแอนแอโรบิก	147
4.45 ความสัมพันธ์ของ Alkalinity (mg/L) และการกำจัด TKN (%) ของระบบ EBPR เมื่อทดลองด้วยน้ำเสีย Type 1-3	149
4.46 ความเข้มข้นของ TCOD SCOD TKN และ Ortho-P ในสถานะแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิกเพื่อดูแนวโน้มของการกำจัด TCOD, TKN และ Ortho-P เมื่อเติม CH_3COOH จาก ESF	151
4.47 (ก.) สมดุลมวลของ TN ของระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COOH จาก ESF (ข.) สมดุลมวลของ TN ของระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COOH จาก ESF	154
4.48 สมดุลมวลของ P ของระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COOH จาก ESF	155

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

pH	=	พีเอช
TS	=	ของแข็งทั้งหมด
TVS, VS	=	ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด
TCOD, COD	=	ซีโอดีทั้งหมด
TKN	=	ไนโตรเจนที่เป็นสารอินทรีย์และแอมโมเนียไนโตรเจน
TP	=	ฟอสฟอรัสทั้งหมด
Ortho-P	=	ออร์โธฟอสเฟต
VFA	=	กรดอินทรีย์ระเหยง่าย
°C	=	องศาเซลเซียส
m ³	=	ลูกบาศก์เมตร
kg	=	กิโลกรัม
g	=	กรัม
L	=	ลิตร
ml	=	มิลลิลิตร
mg	=	มิลลิกรัม
d	=	วัน
Q	=	ปริมาณน้ำเสียที่เข้าระบบต่อวัน, L/day
NaOH	=	โซเดียมไฮดรอกไซด์
H ₂ SO ₄	=	กรดซัลฟิวริก
NaHCO ₃	=	โซเดียมไบคาร์บอเนต
Na ₂ CO ₃	=	โซเดียมคาร์บอเนต
CH ₃ COOH	=	กรดอะซิติก
CH ₃ COONa	=	โซเดียมอะซิเตท
SM	=	มูลสุกร
ESF	=	น้ำเสียที่ได้จากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญ

กระบวนการบำบัดน้ำเสียส่วนใหญ่ในประเทศไทยใช้ระบบบำบัดน้ำเสียทางด้านชีวภาพ ซึ่งเป็นระบบที่มีการย่อยสลายสารอินทรีย์ เพื่อนำไปใช้ในการเจริญเติบโต และสร้างเซลล์ใหม่ โดยมีการเปลี่ยนรูปของสารอินทรีย์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และน้ำ ซึ่งระบบตะกอนเร่งจะมีการทิ้งตะกอนเพื่อรักษาอายุตะกอน (SRT) ในการควบคุมระบบ ซึ่งตะกอนนี้เรียกว่า ตะกอนส่วนเกิน (Waste activated sludge, WAS) โดยพบว่าในปัจจุบันมีตะกอนส่วนเกินจำนวนมากที่ถูกผลิตขึ้นในการบำบัดน้ำเสียชุมชนด้วยระบบตะกอนเร่ง (Huang et al., 2015) การบำบัดและการกำจัดของเสียเหล่านี้จึงกลายเป็นปัญหาสำคัญ และค่าใช้จ่ายในการจัดการสูงถึง 50-70 % ของต้นทุนการดำเนินงานในระบบบำบัดน้ำเสียทั้งหมด (Liu et al., 2016) ซึ่งกระบวนการในการกำจัดตะกอนส่วนเกินมีหลากหลายวิธีทั้งด้านเคมี กายภาพ และชีวภาพ เช่นการย่อยสลายแบบใช้ออกซิเจน (Aerobic digestion) และการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic digestion) แต่ตะกอนส่วนเกินเป็นตะกอนที่เกิดจากปริมาณจุลินทรีย์ที่สร้างเซลล์ใหม่ จึงหมายความว่า เป็นตะกอนของจุลินทรีย์ที่มีสารอินทรีย์อยู่ ซึ่งสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย

ในปัจจุบันมีการเพิ่มขึ้นของประชากร การพัฒนาเศรษฐกิจและสังคม โดยเฉพาะด้านมลพิษทางน้ำ เกิดการปล่อยน้ำเสียออกมามากขึ้น ซึ่งน้ำเสียเต็มไปด้วยสารอินทรีย์ที่เป็น Growth limiting nutrient เช่น ไนโตรเจน และฟอสฟอรัส ฟอสฟอรัสอาจมาจากน้ำทิ้งพวกผงซักฟอก น้ำยาซักล้างต่างๆ ที่มีฟอสเฟต โดยเฉพาะกิจกรรมทางการเกษตร ซึ่งไนโตรเจนสามารถกำจัดได้จากระบบบำบัด แต่การกำจัดฟอสฟอรัสยังคงไม่ประสบความสำเร็จ ซึ่งปรากฏการณ์ยูโทรฟิเคชัน (Eutrophication) เกิดจากความเข้มข้นของฟอสเฟตสูงในน้ำทิ้งที่ปล่อยสู่แหล่งน้ำ โดยระบบบำบัดน้ำเสีย (WWTPs) พบค่า P เท่ากับ 3.01-55.73 mg/L (สำนักงานทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม และนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม 2011) ซึ่งเกินมาตรฐานน้ำทิ้งจากระบบบำบัดชุมชนของประเทศไทยที่ได้กำหนดมาตรฐานของ P ไม่เกิน 2 mg/L ในรูปของฟอสฟอรัสทั้งหมด (TP) (ประกาศกระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม, 2553) จึงทำให้เกิดปัญหา Eutrophication ฟอสฟอรัสจึงเป็นสารตัวหนึ่งที่มีผลต่อปัญหามลพิษทางน้ำ ด้วยเหตุนี้การกำจัด P ออกจากน้ำจึงเป็นปัญหาที่สำคัญ (Chen et al., 2005) ซึ่งกระบวนการอีบีพีอาร์ (Enhanced Biological Phosphorus Removal, EBPR) ถูกนำมาใช้ใน WWTPs และได้รับการยอมรับว่าเป็นเทคโนโลยีที่ประหยัด และเกิดความยั่งยืนต่อสิ่งแวดล้อม เพื่อกำจัด P ออกจากน้ำเสีย (Guerrero et al., 2015) โดยกระบวนการนี้ประสบความสำเร็จเนื่องจากมีจุลินทรีย์ที่สามารถกำจัด P ได้มากกว่าเซลล์ปกติ เป็นกลุ่มแบคทีเรียเฮเทโรทรอฟิก (Heterotrophic) ที่ชื่อว่าฟีโอโอ (Polyphosphate accumulating organisms, PAOs)

(Wei et al., 2014; Wang et al., 2014) ซึ่งจะปล่อยออโธฟอสเฟต (Ortho-P) ออกมาจากการสลายตัวของ โพลีฟอสเฟต (Poly-P) ซึ่งให้พลังงานและคายพลังงานออกมาพร้อมกัน (เวลาวิไล ไซพันธุ์ และคณะ, 2550) กระบวนการนี้ประกอบไปด้วยสถานะแอนแอโรบิก สถานะแอนอกซิก และสถานะแอโรบิก โดยการกำจัด P ในน้ำเสียให้น้อยลง ภายใต้อิทธิพลของสิ่งแวดล้อมของจุลินทรีย์ที่ไม่ใช้ออกซิเจนและจุลินทรีย์ที่ใช้ออกซิเจน หมักกรด โดยอาศัยเอนไซม์นอกเซลล์ (Extracellular enzymes) หลายชนิด และเปลี่ยนรูปเป็น สารอินทรีย์ย่อยง่าย ส่วนใหญ่จะเป็นกรดไขมันระเหยง่าย (Volatile fatty acids, VFAs) เช่น CH_3COOH ซึ่งจะเป็นแหล่งอาหารของจุลินทรีย์ เพื่อสร้างอะดีโนซีน ไตรฟอสเฟต (ATP) และอะดีโนซีน ไดฟอสเฟต (ADP) ซึ่งจะถูกคูดกลืนเก็บไว้ในตัวของ PAOs เพื่อให้เกิดพลังงานที่จะคูดกลืน Ortho-P จากสารละลาย ซึ่ง Ortho-P ที่ถูกคูดกลืนจะมากกว่า Ortho-P ที่ถูกปล่อยออกมา เมื่อเราให้น้ำผ่านกระบวนการตกตะกอน กำจัดเซลล์จุลินทรีย์ออกจากระบบ P จึงถูกกำจัดออกไปด้วย (Gebremariam et al., 2012; Guerrero et al., 2012; ชงชัย พรหมสวัสดิ์, 2544) ซึ่งเป็นทางเลือกที่จะกำจัด P เพราะราคาไม่แพง และประสิทธิภาพสูง (Li et al., 2015) ไม่พบตะกอนที่มีสารเคมี และเกิดของเสียน้อย (Chen et al., 2005) จากงานวิจัยพบว่า กระบวนการ EBPR มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟตในน้ำเสียมากกว่า 96% และจากการศึกษาของ Rashed et al. (2013) พบว่าประสิทธิภาพการกำจัด P สำหรับโรงงานต้นแบบอยู่ที่ 80.54%

ตะกอนส่วนเกินนั้นมีปริมาณสารอินทรีย์ที่สามารถใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารอินทรีย์ คาร์บอนที่ PAOs ต้องการ ซึ่งต้องอยู่ในรูปที่จุลินทรีย์นำไปใช้ได้ง่าย เช่น CH_3COOH จึงมีความจำเป็นที่ต้องเพิ่มแหล่งคาร์บอน (Carbon Source) ในรูป CH_3COOH สำหรับใช้เป็นพลังงานที่จะสนับสนุนการ ปล่อย Ortho-P (Wong et al., 2015) มีบทบาทในการให้อิเล็กตรอน (Puig et al., 2008) โดยปกติต้องเสีย ค่าใช้จ่ายในการซื้อ CH_3COOH เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัด ซึ่งการที่ผลิต CH_3COOH จากกาก ตะกอนมีหลากหลายกระบวนการ เช่น อัลตราซาวนด์ และการหมักตะกอน ซึ่งการหมักแบบไร้ออกซิเจน เป็นวิธีที่ช่วยแก้ปัญหาปริมาณของกากตะกอนส่วนเกินได้ โดยลดปริมาณของตะกอน (Huijun et al., 2016; Talat and Allan, 2006; Lise et al., 2008; Hao and Wang, 2015) การหมักเป็นเทคโนโลยีที่สามารถ แก้ไขปัญหาจากตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสีย (Hao and Wang, 2015) และได้กรดอะซิติก จำนวนมาก (Baetens, 2001) เป็นกระบวนการที่ไม่ซับซ้อน Adrian et al. (2006) ได้เปรียบเทียบการกำจัด ฟอสฟอรัสจากการใช้แหล่งคาร์บอนจากโพรพิโอเนต และ CH_3COONa พบว่าการกำจัดฟอสฟอรัส เมื่อ ใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอนสูงกว่าใช้โพรพิโอเนต (Adrian et al., 2006) กระบวนการหมักขั้น Acidogenesis จะประกอบด้วยปฏิกิริยา Hydrolysis Acidogenesis และ Acetogenesis ซึ่งสารอินทรีย์ เช่น โปรตีน คาร์โบไฮเดรต และไขมัน จะถูกเปลี่ยนเป็นโมเลกุลขนาดเล็กด้วยปฏิกิริยา Hydrolysis จากนั้น จุลินทรีย์กลุ่ม Acidogenic จะเปลี่ยน VFAs เป็น CH_3COOH Propionic acid และ Butyric acid ซึ่งผลของ ปฏิกิริยาขึ้นอยู่กับพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์ เช่น pH อุณหภูมิ และ แหล่งคาร์บอน (Leitao et al., 2006) ซึ่ง Rademacher et al. (2012) กล่าวว่าอุณหภูมิมีต่อการหมัก VFAs ในสถานะไร้ออกซิเจนเป็นปัจจัยที่สำคัญ ซึ่งมีผลต่อกลุ่มประชากรจุลินทรีย์ โดยในงานวิจัยของ Hao and Wang (2015)

ได้ศึกษาการหมักกากตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ในสถานะที่ไม่มีการควบคุม pH กวนผสมที่ 165 rpm. และควบคุมอุณหภูมิที่ 35 ± 1 และ 55 ± 1 °C พบว่าปริมาณของ VFAs สูงสุด ในช่วงอุณหภูมิ 55 ± 1 °C เท่ากับ $5,627.3 \pm 354.6$ mg.COD/L และในช่วงอุณหภูมิ 35 ± 1 °C เท่ากับ 574.4 ± 29.2 mg.COD/L ที่ 48 Hr. ซึ่งการหมักตะกอนส่วนเกินช่วยลดค่าใช้จ่ายในการซื้อ CH_3COOH และค่าใช้จ่ายในการกำจัดกากตะกอนส่วนเกิน จึงเป็นวิธีการหนึ่งที่สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัด P ได้

วิจัยในต่างประเทศรายงานความน่าจะเป็นของการหมักของเสียจากระบบตะกอนส่วนเกินเพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอก (He et al., 2016) แต่ในประเทศไทยยังไม่มีการนำตะกอนมาใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบ จึงมีแนวคิดที่จะนำตะกอนส่วนเกินมาใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิต CH_3COOH เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัด P รวมถึงลดต้นทุนในการซื้อแหล่งคาร์บอนภายนอก และค่าใช้จ่ายในการกำจัดกากตะกอนส่วนเกิน การศึกษาก่อนหน้าของ Xiang et al. (2011) พบว่าเมื่อเติม SCFA จากการหมักตะกอนโดยใช้วิธีปรับสภาพต่าง เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพในระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่าการกำจัด TN และ TP เพิ่มขึ้น โดยการกำจัด TN เพิ่มขึ้นจาก 27% เป็น 35.8% ส่วนการกำจัด TP เพิ่มขึ้นจาก 26% เป็น 41.1% (Li et al., 2001) ส่วนค่า Alkalinity ก็มีความสำคัญต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR เนื่องจากช่วยสนับสนุนการทำงานของ PAOs ในการคาย Ortho-P ในสถานะแอนแอโรบิก พบว่าในของเสียบางประเภทเช่น SM มีปริมาณ Alkalinity ที่สูง (Yin et al., 2015) สามารถนำมาใช้เติมให้ระบบแทน NaHCO_3 ได้ จากงานวิจัยของ Deng et al. (2008) ศึกษาการบำบัดน้ำทิ้งฟาร์มสุกรด้วยระบบ anaerobic ร่วมกับระบบ Sequencing batch reactor (SBR) โดยมีการเพิ่ม Alkalinity จากโซเดียมคาร์บอเนต (Na_2CO_3) พบว่าการเติม SM อาจเป็นวิธีที่เหมาะสมในการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำ เมื่อเทียบกับระบบเดิม และระบบที่มีการเติม Alkalinity จาก Na_2CO_3

ดังนั้นการศึกษานี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาสถานะที่เหมาะสมสำหรับการหมักตะกอนส่วนเกิน และเพื่อศึกษาผลของแหล่งคาร์บอนจากการหมักตะกอนส่วนเกินต่อการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ Enhanced biological phosphorus removal (EBPR) ซึ่งประโยชน์ของการศึกษานี้จะช่วยลดค่าใช้จ่ายสำหรับการซื้อแหล่งคาร์บอนในการกำจัดฟอสฟอรัสได้รวมถึงช่วยกำจัดกากตะกอนโดยนำตะกอนมาหมักให้เป็นสารอินทรีย์ระเหยง่าย และเพื่อกำจัดฟอสฟอรัสโดยอาศัยกระบวนการทางชีวภาพ

1.2 วัตถุประสงค์

1. เพื่อศึกษาสถานะที่เหมาะสมสำหรับการหมักตะกอนส่วนเกิน
2. เพื่อศึกษาผลของแหล่งคาร์บอนจากการหมักตะกอนส่วนเกินต่อการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ Enhanced biological phosphorus removal (EBPR)

1.3 ขอบเขตการศึกษา

งานวิจัยนี้เป็นงานวิจัยเชิงทดลอง โดยมีขอบเขตการศึกษาดังรายละเอียดต่อไปนี้

1. การศึกษาการผลิต CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินด้วยกระบวนการหมักแบบไม่ใช้อากาศ โดยตะกอนส่วนเกินที่นำมาศึกษาจะนำมาจาก 3 แหล่ง คือ 1) ตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR 2) ตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบตะกอนเร่งของบริษัท เสริมสุข จำกัด มหาชน จังหวัดนครราชสีมา และ 3) ตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ
 - 1.1 ตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ทำการหมักแบบไร้ออกซิเจนที่อุณหภูมิ $35\text{ }^\circ\text{C}$ และ $55\text{ }^\circ\text{C}$ ระยะเวลาเก็บที่แตกต่างกัน และทำ Pretreatment โดยปรับ pH ในช่วง 1-14
 - 1.2 ตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบตะกอนเร่งของบริษัท เสริมสุข จำกัด มหาชน จังหวัดนครราชสีมา และตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ ทำการหมักแบบไร้ออกซิเจนที่อุณหภูมิ $35\text{ }^\circ\text{C}$ และระยะเวลาเก็บที่แตกต่างกัน
 - 1.3 ตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ ทำการหมักแบบไร้อากาศร่วมกับน้ำหมักกรดที่สัดส่วนต่างๆ ที่อุณหภูมิ $35\text{ }^\circ\text{C}$ และระยะเวลาเก็บที่แตกต่างกัน
2. การศึกษานี้ทำการหาสภาวะที่เหมาะสมในการเลี้ยงเชื้อ PAOs เพื่อใช้สำหรับทดสอบผลของการเติมแหล่งคาร์บอนภายนอก โดยศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs คือ แหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอน และ อายุตะกอน ดังนี้
 - 2.1 การศึกษาแหล่งของคาร์บอนที่แตกต่างกัน 3 ชนิด คือ CH_3COOH กลูโคส และ CH_3COONa จากการเตรียมน้ำเลี้ยงสังเคราะห์ทั้งหมด 4 สูตร โดยเริ่มต้นใช้จุลินทรีย์จากระบบบำบัดน้ำเสียแบบตะกอนเร่งของบริษัท เสริมสุข จำกัด (มหาชน) จังหวัดนครราชสีมา ควบคุม SRT ที่ 20 วัน ควบคุม HRT ทั้งหมด 12 Hr.
 - 2.2 การศึกษาผลของ SRT 20 และ 60 วัน ต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COONa 500 mg/L เป็นแหล่งของ COD ส่วน N และ P เท่ากับ 15 และ 25 mg/L ควบคุม HRT ที่ 12 Hr. โดยทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ในน้ำเสีย เมื่อระบบอยู่ในสภาวะคงที่ โดยอาศัยสมมูลมวล เพื่อระบุการเปลี่ยนแปลงของ COD N และ P ในระบบ EBPR
3. ศึกษาผลของการเติม CH_3COOH จากน้ำหมักตะกอนส่วนเกินที่ได้จากการทดลองข้อที่ 1 และ CH_3COONa และการเติมแหล่งของ Alkalinity จากการเติมมูลสุกร และ NaHCO_3 ต่อการกำจัด COD N และ P ในระบบ EBPR โดยระบบ EBPR ทำการทดลองต่อจากข้อ 2.2 และ

ใช้ที่ SRT ที่เหมาะสมในการศึกษาข้อที่ 2.2 และทำการศึกษาสมดุลมวล เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงที่

- พารามิเตอร์ที่ทำการศึกษาดังนี้ พีเอช (pH) Flow rate อุณหภูมิ DO (dissolved oxygen) ที่เคเอ็น (TKN) ไนไตรท์ (Nitrite, NO_2^-) ไนเตรท (Nitrate, NO_3^-) แอมโมเนียไนโตรเจน (NH_4^+) ปริมาณของแข็ง ได้แก่ ของแข็งทั้งหมด (TS) ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด (TSS) ของแข็งแขวนลอยระเหยง่ายทั้งหมด (TVSS) ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (TVS) SV_{30} กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acids) CH_3COOH , Propionic acids Butyric acids ฟอสฟอรัสทั้งหมด (Total Phosphate, TP) Ortho phosphate Poly phosphate และชนิดของจุลินทรีย์

1.4 สมมติฐานการวิจัย

- การหมักกากตะกอนจากระบบตะกอนส่วนเกินแบบไม่ใช้อากาศโดยทำการวิเคราะห์หาระยะเวลาเก็บกักที่เหมาะสม สามารถผลิต CH_3COOH ได้
- กากตะกอนมีกรดอะซิติก ซึ่งเป็นแหล่งคาร์บอน สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- เพื่อกำจัดฟอสฟอรัส โดยใช้ของเสียทดแทนสารเคมีในกระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบเพิ่มพูน
- เพื่อกำจัดกากตะกอน โดยนำตะกอนมาหมักให้เป็นสารอินทรีย์ระเหยง่าย

บทที่ 2

ปริทัศน์วรรณกรรมและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ปัจจุบันมีกากตะกอนจำนวนมากที่เกิดขึ้นจาก WWTPs โดยเฉพาะระบบบำบัดแบบตะกอนเร่ง (Huang et al., 2015) การกำจัดของเสียที่เกิดขึ้นกลายเป็นปัญหาหลักและคิดเป็น 50-70% ของต้นทุนรวมของการดำเนินงาน WWTPs (Liu et al., 2016) จึงได้มีแนวคิดที่ใช้กากตะกอน เป็นแหล่งคาร์บอนสำหรับระบบ ซึ่งมีหลากหลายวิธีในการที่จะผลิตกรดไขมันระเหยจากตะกอนส่วนเกิน เช่น อัลตราซาวด์ ไมโครเวฟ และการหมัก ในหลายงานวิจัยที่ผ่านมาได้รายงานความน่าจะเป็นของการหมักกากตะกอนเพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอก (He et al., 2016) ถูกพิจารณาเป็นเทคโนโลยีที่ยั่งยืนที่สามารถแก้ไขปัญหาสิ่งแวดล้อมที่เกิดจากตะกอนส่วนเกินจาก WWTPs (Hao and Wang, 2015) การหมักในสภาวะไร้ออกซิเจนเป็นกระบวนการที่ไม่ซับซ้อนและการทำงานของระบบง่าย ดังนั้นการหมักเป็นวิธีการหนึ่งที่สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัส โดยหมักตะกอนส่วนเกินเพื่อให้ผลิตกรดอินทรีย์ระเหยง่าย เช่น CH_3COOH ที่ช่วยในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ โดยทฤษฎีที่เกี่ยวข้องมีดังนี้

2.1 คุณลักษณะของตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดแบบตะกอนเร่ง (Waste Activated Sludge Characteristic)

ตะกอนส่วนเกินที่มาจากระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ โดยส่วนใหญ่จะเป็นตะกอนจากจุลินทรีย์ที่เจริญเติบโตและเพิ่มจำนวนมากขึ้นจากการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัด ซึ่งจะถูกแยกตัวออกจากน้ำเสีย โดยการตกตะกอนในถังตกตะกอน ซึ่งคุณลักษณะตะกอนมีความแตกต่างกันตามแหล่งที่มาของตะกอนและมีปริมาณที่แตกต่างกันด้วย ซึ่งลักษณะทางกายภาพและเคมีของตะกอนแสดงดังตารางที่ 2.1 พบว่า ตะกอนส่วนเกินมีองค์ประกอบเป็นสารอินทรีย์สูง แต่พบว่ามีค่าซีโอดีละลายน้ำ (Soluble chemical oxygen demand, SCOD) เท่ากับ 0.28-1.79% ของ TCOD เท่านั้น และสัดส่วนของบีโอดีต่อซีโอดีเท่ากับ 0.4 ดังนั้นระบบย่อยตะกอนด้วยกระบวนการทางชีวภาพจึงมีความเหมาะสม ในการใช้งานเพื่อย่อยสลายตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดตะกอนเร่ง เพื่อให้ได้สารอินทรีย์ระเหยง่าย โดยเฉพาะ CH_3COOH ซึ่งสามารถนำมาใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารอินทรีย์ภายนอกให้กับระบบ EBPR ได้

ตารางที่ 2.1 คุณลักษณะของตะกอน (Waste activated sludge, WAS)

พารามิเตอร์	หน่วย	Huang et al. (2016)	Liu et al. (2016)	He et al. (2016)	Yuan et al. (2015)	Hao and Wang (2015)	Pang et al. (2014)
พีเอช (pH)		7.12 ± 0.11	6.53	6.51 ± 0.02	7.4 ± 0.2	-	6.8 – 7.1
ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด (TSS)	mg/L	-	73,000–75,000	23,577 ± 0.487	7,345.8 ± 372.1	36,829 ± 1,014	12,228 ± 1,007
ของแข็งแขวนลอยระเหยง่าย (VSS)	mg/L	20,592 ± 844	42,000 – 46,000	14,425 ± 0.428	6,603.8 ± 333.2	23,378 ± 731	6,684 ± 589
ชีโอดีละลายน้ำ (SCOD)	mg/L	76 ± 15	400 – 440	231 ± 34	27.6 ± 12.7	508 ± 29	90 ± 15
ชีโอดีทั้งหมด (TCOD)	mg/L	-	55,000–60,000	22,711 ± 500	9,732.6 ± 283.5	28,383 ± 286	12,936 ± 1,105
โปรตีนละลาย (SP)	mg/L	18 ± 2	-	114 ± 15	3.5 ± 0.6	-	-
โปรตีนทั้งหมด (as COD)	mg/L	-	22,000–25,000	-	-	9,352 ± 533	2,862 ± 156
ไขมันโซ่สั้น (SCFAs)	mg. COD/L	-	-	-	21.3 ± 4.7	-	-

2.2 การจัดการตะกอนส่วนเกินด้วยกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ

กระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพแบ่งออกเป็นสองกระบวนการใหญ่ คือ กระบวนการย่อยแบบใช้อากาศ (Aerobic digestion) และกระบวนการย่อยแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic digestion)

2.2.1 กระบวนการแบบใช้อากาศ

กระบวนการแบบใช้อากาศ เป็นกระบวนการที่สารอินทรีย์จะถูกย่อยสลายเป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และใช้สร้างเซลล์จุลินทรีย์ เป็นกระบวนการที่คล้ายกับกระบวนการตะกอนเร่ง ซึ่งจะประกอบด้วย ถังเติมอากาศที่ทำหน้าที่เป็นถังย่อยสลาย ซึ่งเครื่องมือที่ใช้ในการเติมอากาศมีส่วนสำคัญที่ช่วยในการรักษาสภาวะที่มีอากาศในถังปฏิกิริยา ซึ่งจะมีการแบ่งถังย่อยได้ตามวิธีการให้อากาศ คือ ถังปฏิกรณ์ชีวภาพแบบกวน (Stirred tank bioreactor), ถังปฏิกรณ์ชีวภาพแบบอากาศลอยตัว (Airlift bioreactor), ถังปฏิกรณ์ชีวภาพแบบลูป (Loop bioreactor) และถังปฏิกรณ์ชีวภาพแบบตรึง (Immobilized

bioreactor) โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นคือเนื้อเยื่อเซลล์ ($C_5H_7NO_2$) จะถูกออกซิไดซ์ ในสภาวะที่มีอากาศ เกิดเป็น CO_2 , H_2O และ NH_3 (สมการที่ 2-1) ซึ่งจะลดปริมาณ VS ลงใกล้เคียงกับถังหมักแบบไม่ใช้อากาศ ประมาณ 75-80% ของเนื้อเยื่อเซลล์ที่สามารถถูกออกซิไดซ์ได้ ซึ่งสูตรโมเลกุลของเซลล์จุลินทรีย์ที่เข้าสู่ถังย่อยคือ $C_5H_7NO_2$ โดย NH_3 ที่เกิดขึ้นจะถูกออกซิไดซ์ต่อไปเป็นไนเตรทในกระบวนการย่อยสลาย ดังสมการที่ 2-2 ข้อดีของระบบนี้คือ ไม่มีกลิ่นของ CH_4 การเดินระบบง่าย ต้นทุนต่ำ เหมาะกับการย่อยสลายตะกอนที่มีความเข้มข้นสูง แต่ข้อเสียคือ ค่าใช้จ่ายในการเติมอากาศสูง อุณหภูมิ ความเข้มข้นของของแข็งชนิดของการกวนและการเติมอากาศ รวมถึงวัสดุที่ใช้ทำถัง มีผลต่อกระบวนการในถังย่อย กระบวนการในถังนี้ควรควบคุม SRT ไม่ให้เกิน 40 วัน ที่อุณหภูมิ $20^\circ C$ และไม่เกิน 60 d ที่อุณหภูมิ $15^\circ C$ (Metcalf and Eddy, 2003) ซึ่งกระบวนการย่อยสลายที่เกิดขึ้นในถังย่อยที่ใช้อากาศเป็นดังนี้

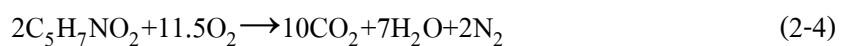
การย่อยสลายชีวมวล



การกำจัด NH_3 ด้วยปฏิกิริยา Nitrification



ปฏิกิริยา Denitrification ในการใช้ NO_3^- เป็นตัวรับอิเล็กตรอน



จากสมการแสดงให้เห็นว่าต้องการออกซิเจนของจุลินทรีย์ที่ใช้ออกซิเจนในกระบวนการย่อยสลายแบบใช้อากาศมี 2 กระบวนการ คือกระบวนการแอมโมนิฟิเคชัน (Ammonification) และกระบวนการ Nitrification ซึ่งกระบวนการ Nitrification จะอาศัยจุลินทรีย์ Autotroph กลุ่ม Nitrosomonas ในการออกซิไดซ์ NH_3 เป็น NO_2^- และ NO_3^- และจะมีการเปลี่ยน NO_3^- ที่เกิดขึ้นไปเป็น N_2 ในปฏิกิริยา Denitrification ดังสมการที่ 2-3 โดยอาศัยแบคทีเรีย Heterotrophic กลุ่ม Nitrobacter ซึ่งปฏิกิริยาสมบูรณ์เมื่อรวมปฏิกิริยาทั้ง Nitrification และ Denitrification แสดงดังสมการที่ 2-4

ตารางที่ 2.2 แสดงค่าการออกแบบของถังย่อยแบบใช้อากาศ

พารามิเตอร์	หน่วย	ปริมาณ	อ้างอิง
pH	-	5.9 – 7.7	Spellman (2011)
SRT			
- ที่ 20 °C	วัน	40	Qasim (1999)
- ที่ 15 °C		60	Qasim (1999)
		20	Spellman (2011)
Volatile Solids loading	kg/m ³ -d	1.6 – 4.8	Spellman (2011); Qasim (1999)
ความต้องการออกซิเจน			
- เนื้อเชื้อเซลล์	kg. O ₂ /kg.VSS	2.3	Qasim (1999)
- BOD ในตะกอนเริ่มต้น		1.6 – 1.9	Qasim (1999)
DO	mg/L	1.0	Spellman (2011)
การลดลงของ VSS	%	38 - 50	Spellman (2011); Qasim (1999)

โดยพบว่าการเปลี่ยนสารอินทรีย์ในโตรเจนเป็น NO₃⁻ ส่งผลให้ H⁺ สูงขึ้น และ pH ลดลง จึงควรมีการเติมสารเคมีที่ช่วยต้านทานการเปลี่ยนแปลง pH เช่น สารเคมีกลุ่ม Bicarbonate ซึ่งควรมีปริมาณ Alkalinity 7,000 g/g ของแอมโมเนียที่ถูกออกซิไดซ์ ซึ่ง 50% ของ Alkalinity ถูกใช้ไปในปฏิกิริยา Nitrification ซึ่งจะถูกรีไซเคิลกลับมาเมื่อเกิดปฏิกิริยา Denitrification เมื่อเกิดปฏิกิริยา Nitrification ทั้ง pH และ Alkalinity จะลดลง (Qasim, 1999) โดยค่าการออกแบบถังย่อยแบบใช้อากาศอธิบายในตาราง 2.2

กระบวนการนี้จำเป็นต้องมีการควบคุมปัจจัยต่างๆ เช่น Alkalinity pH %TS %VS ในตะกอนเริ่มต้น ซึ่งการคำนวณหา อัตราภาระบรรทุกของสารอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile solids loading) ที่เข้าสู่ถังย่อยสลายน สามารถคำนวณได้จาก สมการที่ 2-5 ส่วนระยะเวลาการย่อยสลายนสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2-6

$$\text{Volatile solids loading} = \frac{\text{Volatile Solids Added (kg./d)}}{\text{ปริมาตรถังย่อย (m}^3\text{)}} \quad (2-5)$$

$$\text{Digestion time} = \frac{\text{ปริมาตรถังย่อย (m}^3\text{)}}{\text{ปริมาณตะกอนที่เติม (m}^3\text{/d)}} \quad (2-6)$$

2.2.2 กระบวนการแบบไร้ออกซิเจน

กระบวนการแบบไร้ออกซิเจน เป็นกระบวนการที่สารอินทรีย์ และสารอนินทรีย์ถูกย่อยสลายในสภาวะที่ไม่มีออกซิเจน เกิดเป็น CH_4 และ CO_2 จุลินทรีย์ในกระบวนการนี้เจริญเติบโตช้ากว่าการย่อยสลายแบบใช้ออกซิเจน ผลกระทบจากการเจริญเติบโตสร้างเซลล์ใหม่ต่ำ ใช้ระยะเวลาเก็บกักนาน ระบบจึงมีขนาดใหญ่ มีกลิ่นเหม็นจากไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ซึ่งการควบคุมกระบวนการนี้ขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของตะกอน ขนาดของถัง อายุตะกอน ระยะเวลาเก็บกักเก็บ pH อุณหภูมิ Alkalinity เป็นต้น โดยกระบวนการนี้เกิดขึ้น 4 ขั้นตอนคือ ขั้นที่ 1 การย่อยสลายสารอินทรีย์ (Hydrolysis stage) ขั้นที่ 2 ขั้นอะซิโดจีนิซิส (Acidogenesis stage) ขั้นที่ 3 ขั้นอะซิโดจีนิซิส (Acetogenesis) และขั้นที่ 4 เมทาโนจีนิซิส (Methanogenesis) ซึ่งข้อดี และข้อจำกัดของกระบวนการย่อยสลายทั้งแบบใช้อากาศ และไร้ออกซิเจน แสดงดังตารางที่ 2.3 จากการศึกษาที่ตะกอนมีส่วนผสมของแหล่งคาร์บอนที่ต่างกัน (CH_3COOH Propionic acid และซูโครส) สามารถเดินระบบ EBPR ได้ แม้ว่าจะมีการรีไซเคิล 10 เท่าของอัตราน้ำเข้า และซีโอดีที่จำกัด แต่การใช้ซูโครสเป็นแหล่งคาร์บอนอย่างเดียวยังส่งผลให้เกิดความล้มเหลวของระบบ EBPR อย่างรวดเร็ว ในการแข่งขันของแหล่งคาร์บอน ในรูปของฟอสเฟตที่ถูกปล่อยต่ออัตราของดีไนตริฟิเคชัน (Denitrification) และอัตราส่วนการปล่อยฟอสเฟตต่อคาร์บอนที่ถูกดูดซึม ไม่มีผลต่อประสิทธิภาพการทำงานของระบบ EBPR โดยสังเกตจากในตาราง

ตารางที่ 2.3 เปรียบเทียบข้อดี และข้อจำกัดของกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์

ประเภท	ข้อดี	ข้อเสีย
กระบวนการแบบใช้อากาศ	<ul style="list-style-type: none"> - ประสิทธิภาพสูงในการย่อย - ใช้ระยะเวลาสั้น 	<ul style="list-style-type: none"> - ค่าใช้จ่ายในการบำบัดสูง - มีตะกอนส่วนเกินที่ต้องกำจัด - เมื่อความเข้มข้นสารอินทรีย์สูง จะมีประสิทธิภาพต่ำ
กระบวนการแบบไร้ออกซิเจน	<ul style="list-style-type: none"> - ใช้พลังงานไฟฟ้าต่ำ - เกิดตะกอนส่วนเกินน้อย - ต้องการสารอาหาร N, P ต่ำ - สามารถเก็บเชื้อจุลินทรีย์ไว้ได้นาน - ได้ก๊าซชีวภาพมาเป็นพลังงาน - ลดค่าใช้จ่ายจากการไม่เติมออกซิเจน - สามารถรับน้ำเสียที่มีความเข้มข้นสูง 	<ul style="list-style-type: none"> - เชื้อจุลินทรีย์เจริญเติบโตช้า - การเริ่มต้นระบบใช้เวลานาน - เสถียรภาพของระบบต่ำ - มีกลิ่นและแมลงรบกวนหากระบบเปิด

ที่มา: กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน (2553)

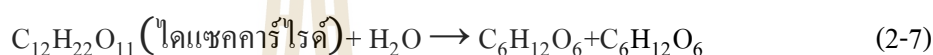
ในการทดลองเพื่อทดสอบแบบจำลอง ASM2D พิจารณา 2 ชั้น คือ Nitrification และ Denitrification ซึ่งแสดงให้เห็นว่า ความสามารถของ VFAs ในสภาวะแอนแอโรบิก เป็นสิ่งสำคัญที่จะรักษากิจกรรมที่เกิดในกระบวนการ EBPR (Guerrero et al., 2011) และยังพบว่า CH_3COOH เป็นแหล่งคาร์บอนที่น่าสนใจที่สุดในกระบวนการ EBPR เนื่องจากมีอิทธิพลเชิงบวกเกี่ยวกับกระบวนการนี้ นอกจากนี้กระบวนการหมักในสภาวะไร้ออกซิเจน จะได้ผลิตภัณฑ์จำนวนมากของ CH_3COOH (Baetens, 2001) ซึ่งการหมักในสภาวะไร้ออกซิเจนเป็นกระบวนการที่ไม่ซับซ้อนและการทำงานของระบบง่าย ดังนั้นการหมักเป็นวิธีการหนึ่งที่สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัส

2.3 การย่อยสลายตะกอนส่วนเกินด้วยกระบวนการทางชีวภาพแบบไร้ออกซิเจน

การหมัก (Fermentation) เป็นกระบวนการที่เปลี่ยนสารอินทรีย์ที่มีโมเลกุลใหญ่ให้มีขนาดเล็กลง (ไม่ใช่การย่อยสลาย) โดยอาศัยเอนไซม์จากจุลินทรีย์ที่ไม่ใช้ออกซิเจนอิสระ เช่น การเปลี่ยนแป้งเป็นแอลกอฮอล์ การเปลี่ยนโปรตีนเป็นกรดอะมิโน เป็นต้น (Henze, 1992) โดยส่วนใหญ่การหมักมักใช้กับน้ำเสียที่มีความเข้มข้นสูง และใช้เป็นการบำบัดก่อนหน้า เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการบำบัดทางชีวภาพขั้นตอนต่อไป (กรมควบคุมมลพิษ, 2553) การหมักกากตะกอนในสภาวะไร้ออกซิเจน จะเป็นการลดขนาดของสารอินทรีย์ เช่น คาร์โบไฮเดรตและโปรตีน โมเลกุลใหญ่ ผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิสและการหมักกรด โดยอาศัยเอนไซม์นอกเซลล์ (Extracellular enzymes) หลายชนิด และเปลี่ยนรูปเป็นสารอินทรีย์ย่อยง่าย ส่วนใหญ่จะเป็นกรดไขมันระเหยง่าย หรือ VFAs ซึ่งจะเป็นแหล่งอาหารของจุลินทรีย์ โดยสัดส่วนของสารอินทรีย์จะมีผลต่อฟอสเฟตที่ถูกปล่อยออกจากตัวจุลินทรีย์ PAOs และกลไกการทำงานของจุลินทรีย์ PAOs ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจากการหมักนั้นเป็นการผสมกันของ VFAs และมักอยู่ในรูปของ CH_3COOH Propionic acid กรดวาเลอริก (Valeric acid) กรดบิวทีริก (Butyric acid) และกรดแลคติก (Lactic acid) เป็นต้น ซึ่งในกระบวนการหมักนั้น หากกากตะกอนอยู่ในสภาวะที่อุณหภูมิสูง อายุตะกอนของระบบมากเกินไป เหมาะกับการเจริญเติบโตของแบคทีเรียกลุ่มไม่ใช้ออกซิเจน จะทำให้เกิดการย่อยสลาย ไม่ใช่การหมัก ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น จะเป็น CH_4 จึงมีการตรวจสอบ ปฏิกริยาในระบบว่าอยู่ในขั้นตอนใด จากการหาค่าไออาร์พี ซึ่งการหมักควรมีค่านี้อยู่มากกว่า 300 มิลลิโวลท์ โดยกลุ่มแบคทีเรียที่มีบทบาทในการหมักแบบไร้ออกซิเจนสามารถตามปฏิกริยาที่เกิดขึ้นได้เป็น 3 ชนิด คือ

1. แบคทีเรียสร้างกรด (Acid-forming bacteria) แบคทีเรียกลุ่มนี้จะย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำทิ้งได้กรดอินทรีย์ต่างๆ เช่น CH_3COOH และ Propionic acid
2. แบคทีเรียสร้างมีเทน (Methane former bacteria) จะทำหน้าที่ย่อยสลายกรดอินทรีย์เกิดเป็น CH_4 และ CO_2
3. แบคทีเรียรีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate reducing bacteria, SRB) จะทำหน้าที่ดึงออกซิเจนจากสารประกอบซัลเฟต ทำให้เปลี่ยนซัลไฟด์ที่อยู่ในรูปของซัลเฟตเป็นก๊าซไข่เน่า (H_2S) ซึ่งปริมาณของแบคทีเรียชนิดนี้จะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของซัลเฟต (SO_4^{2-}) ที่อยู่ในน้ำเสีย (พลกฤษณ์ คุ่มกล้า, 2557)

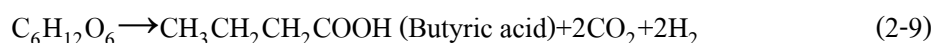
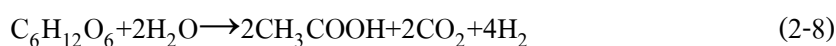
ขั้นที่ 1 การย่อยสลายสารอินทรีย์ (Hydrolysis stage) เป็นขั้นที่เกิดกระบวนการดีพอลิเมอร์ไรเซชัน (Depolymerization) ของสารอินทรีย์ (กิตติชัย อาจศิริ, 2554) การย่อยสลายสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ที่ประกอบด้วย คาร์โบไฮเดรต ไขมัน โปรตีน โดยกลุ่มของแบคทีเรียให้เป็นสารโมเลกุลเล็ก (C1 ถึง C5) ที่ละลายน้ำได้ (Kammafoo, 1999) สารประเภทคาร์โบไฮเดรต เช่น เซลลูโลส เฮมิ-เซลลูโลส จะถูกย่อยสลายเป็นน้ำตาลโมเลกุลเดี่ยว (Monosaccharide) เช่น กลูโคส กาแล็กโตส ไซโลส และอะราบีโนส เป็นต้น (กิตติชัย อาจศิริ, 2554) สารประเภทโปรตีนจะถูกย่อยสลายเป็นกรดอะมิโน เปปไทด์ และแอมโมเนีย เป็นต้น ส่วนสารประกอบกลุ่มไขมันจะถูกย่อยสลายกลายเป็นกรดไขมันสายสั้นและยาว และกลีเซอรอล เป็นต้น ซึ่งปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสของสารอินทรีย์บางชนิด แสดงในสมการที่ 2-7



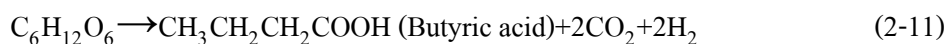
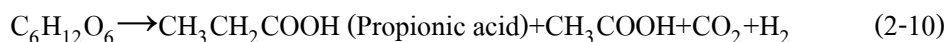
โดยจุลินทรีย์จำพวก *Bacteroides spp.* และ *Clostridium spp.* (Shinya and Yukihiro, 2008) จะดูดซึมน้ำจากสารละลายผ่านเมมเบรนของเซลล์ ส่วนอนุภาคอาหารจะถูกย่อยด้วย Extra cellular enzyme ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากขั้นตอนนี้จะเป็น Simple soluble compound ซึ่งผลจากปฏิกิริยานี้จะเกิดเป็นก๊าซไฮโดรเจน และ CO₂ รวมถึงแอลกอฮอล์ ปฏิกิริยานี้จึงทำให้สภาวะในถังหมักมีความเป็นกรด (ค่า pH ต่ำ) ทำให้แบคทีเรียที่เติบโตได้ดีในสภาวะกรดทำงานได้ โดยพบว่าความเร็วในการย่อยสลายจะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของเอนไซม์ เข้มข้นของสารอินทรีย์ อุณหภูมิ รวมถึงการสัมผัสระหว่างเอนไซม์กับสารอินทรีย์ด้วย (พลกฤษณ์ คุ้มกล้า, 2557)

ขั้นที่ 2 ขั้นอะซิโดจีเนซิส (Acidogenesis stage) สารอินทรีย์โมเลกุลเล็กจะถูกย่อยโดยแบคทีเรียกลายเป็นกรดอินทรีย์โมเลกุลเล็ก เช่น กรดไขมันระเหย (Volatile fatty acids, VFAs), CH₃COOH, กรดโพรไพโอนิก (Propionic acid), กรดวาเลอริก (Valeric Acid), และกรดแลคติก (Lactic Acid) แอลกอฮอล์ CO₂ ก๊าซไฮโดรเจน (H₂) แอมโมเนีย (NH₃) และไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H₂S) ซึ่งผลิตภัณฑ์จะเป็นกรดไขมันระเหย (Volatile fatty acid) ชนิดใด ขึ้นกับค่าความดันพาร์เชียลไฮโดรเจนของระบบ โดยปฏิกิริยาเคมีในขั้นตอนการสร้างกรดที่ความดันพาร์เชียลต่ำจะเกิดปฏิกิริยา ดังสมการที่ 2-8 และ 2-9 ส่วนที่ความดันพาร์เชียลสูงจะเกิดปฏิกิริยาดังสมการที่ 2-10 และ 2-11 (มันสิน ตันฑุลเวศม์, 2542) (กิตติชัย อาจศิริ, 2554)

-ความดันพาร์เชียลไฮโดรเจนต่ำ



-ความดันพาร์เชียลไฮโดรเจนสูง



โมเดล ASM1 ใช้กลูโคสเป็นตัวแทนในปฏิกิริยาการสร้างกรดจากโมโนแซคคาไรด์ ดังแสดงในตารางที่ 2.4 โดยที่กรดเหล่านี้สามารถที่จะถูกผลิต แล้วรวมกันเกิดเป็นผลิตภัณฑ์ของกรด

ตารางที่ 2.4 ผลิตภัณฑ์จากการย่อยสลายกลูโคส

ลำดับ	ผลิตภัณฑ์	ปฏิกิริยา	ATP/mole กลูโคส	เงื่อนไข
(ก)	Acetate	$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2$	4	H ₂ ต่ำ
(ข)	Propionate	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COOH + H_2O$	ต่ำ	ไม่ถูก สังเกต
(ค)	Acetate, Propionate	$3C_6H_{12}O_6 \rightarrow 4CH_3CH_2COOH + 2CH_3COOH + 2CO_2 + 2H_2O$	4/3	มี H ₂
(ง)	Butyrate	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3CH_2CH_2COOH + 2CO_2 + 2H_2$	3	ต่ำ H ₂
(จ)	Lactate	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3CHOHCOOH$	2	มี H ₂

ที่มา: กิตติคุณ ตระยานนท์ (2552)

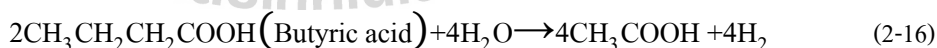
ปฏิกิริยา (ง) เป็นปฏิกิริยาไม่ควบคุมของกลูโคสไปเป็น Propionate มีใช้ในหลายแบบจำลอง แต่ใน ADM1 จะใช้ปฏิกิริยา (ค) แทน (ข) โดยมีเหตุผลดังนี้

1. ไม่มีจุลินทรีย์ที่ผลิตเฉพาะ Propionate เพียงอย่างเดียวเกิดขึ้น จุลินทรีย์ทั้งหมดที่ผลิต Propionate หรือซัคซินเนท (เป็นสารตัวกลางที่สำคัญก่อนเปลี่ยนไปเป็น Propionate) จะผลิต Acetate ด้วย และได้ CO₂ เป็นผลตามมา

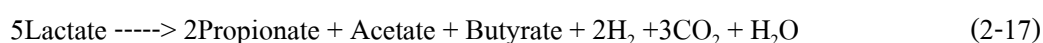
2. แหล่งอิเล็กตรอนที่ได้จากการออกซิไดซ์ ฟอर्मेट หรือ H₂ เป็นไปได้ยากทางเทอร์โมไดนามิกส์ ยกเว้นที่ภาวะแรงดันย่อยของ H₂ มีค่าสูง ซึ่งก็จะขัดแย้งกับสภาวะที่จุลินทรีย์ปล่อยฟอर्मेटหรือ H₂ ออกมาจากการหมักโมโนแซคคาไรด์ไปเป็น Butyrate หรือ Acetate

ในแบบจำลองจะรวมเอา Acetate Propionate Butyrate ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์สุดท้ายที่สำคัญของการสร้างกรดจากโมโนแซคคาไรด์ ซึ่งแต่ละชนิดจะมีวิธีการย่อยต่างกัน

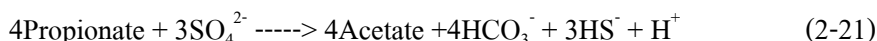
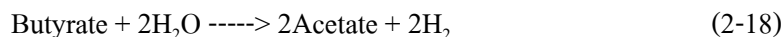
ขั้นที่ 3 ขั้นอะซิโตเจนิซิส (Acetogenesis) เป็นกระบวนการสร้าง CH_3COOH โดยแบคทีเรียสร้างกรด จะได้ปริมาณ CH_3COOH มากที่สุด และมี CO_2 และ H_2 เกิดขึ้น โดยแบคทีเรียสร้างกรดจะสามารถเติบโตได้สูงมากกว่าแบคทีเรียที่สร้าง CH_4 เนื่องจากการสร้าง CH_4 จำเป็นต้องใช้ CH_3COOH เป็นสารตั้งต้น แต่ VFAs ที่ได้จากกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์มีหลายชนิด เช่น Propionic acid, Butyric acid ซึ่งแบคทีเรียสร้างมีเทนไม่สามารถนำไปใช้ในกระบวนการสร้าง CH_4 ได้ จึงเกิดการสะสมของกรดอินทรีย์ในระบบ โดยอาศัยสารตั้งต้นจากขั้นที่ 2 จำพวก VFAs ในกระบวนการสร้างกรดอะซิติก (Acetogenesis) ซึ่งช่วยลดการสะสมของกรดอินทรีย์ขนาดใหญ่ในระบบได้ (พลกฤษณ์ คุ่มกล้า, 2557) โดยปฏิกิริยาที่สำคัญในขั้นตอนนี้ได้แก่ ปฏิกิริยาอะซิโตเจนิค (Acetogenic reaction) ของกรดอินทรีย์ต่างๆ แสดงดังสมการที่ 2-12 ถึง 2-15 ส่วนปฏิกิริยาซินโทรฟิก (Syntrophic reaction) ของ Butyric acid แสดงดังสมการที่ 2-16



กระบวนการนี้มีจุลินทรีย์หลายประเภทเข้ามาเกี่ยวข้อง เช่น จุลินทรีย์ที่ย่อย Lactate ดังสมการที่ 2-17



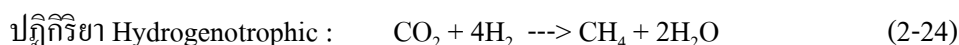
จุลินทรีย์อีกประเภทที่สามารถย่อย Propionate, Butyrate ดังสมการ 2-18 และ 2-19 และยังมีแบคทีเรียที่ย่อยสลายซัลเฟต (Sulfate reducing bacteria) ซึ่งจะใช้กรดเพื่อผลิต CO_2 และ HS^- ดังสมการที่ 2-20 ถึง 2-22



ขั้นที่ 4 เมทาโนจีนีซิส (Methanogenesis) เป็นกระบวนการสร้าง CH_4 จาก CH_3COOH CO_2 และ ก๊าซไฮโดรเจน โดยแบคทีเรียกลุ่มที่สร้างก๊าซมีเทน (Methane forming bacteria) ได้แก่ *Methanobacter spp.* และ *Methanosaeta spp.* (Shinya and Yukihiro, 2008) แบคทีเรียจำพวกนี้สามารถเจริญเติบโตได้ช้า และสภาพแวดล้อมมีผลต่อการเจริญเติบโตค่อนข้างมาก ช่วงค่า pH ที่เหมาะสมต่อการทำงานของแบคทีเรียแถบ ประมาณ 6.8-7.2 อุณหภูมิและสารอาหารที่ไม่ซับซ้อนก็เป็นปัจจัยสำคัญในการเจริญเติบโตเช่นกัน (พลกฤษณ์ คุ่มกล้า, 2557) รวมถึงแบคทีเรียชนิดนี้ต้องอยู่ในสภาวะที่ปราศจาก O_2 ถ้ามี O_2 เพียงเล็กน้อยก็จะทำให้แบคทีเรียกลุ่มนี้หยุดการเจริญเติบโต ขั้นตอนนี้จึงจำเป็นต้องอยู่ในสภาวะที่ไร้ออกซิเจนเท่านั้น โดย CH_4 จะเกิดขึ้นได้สองแบบคือ แบบแรกจะเปลี่ยน CH_3COOH เป็น CH_4 ประมาณ 70% ของ CH_4 ที่เกิดขึ้นในระบบ แบบที่สองจะเป็นการรวมตัวกันของ CO_2 และ H_2 ให้กลายเป็น CH_4 ประมาณ 30% ดังสมการที่ 2-11 และ 2-12 (Shinya and Yukihiro, 2008; กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและการอนุรักษ์พลังงาน, 2553) จุลินทรีย์สร้างแก๊สมีเทนแบ่งออกเป็น 3 กลุ่มหลัก ตามประเภทของสารอาหารที่ใช้ ได้แก่

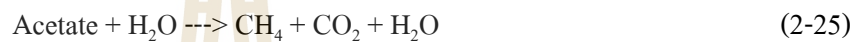
- เมทาโนเจนที่ใช้อะซิเตต (Obligate acetoclastic methanogen) ซึ่งสร้าง CH_4 โดยใช้ CH_3COOH เป็นแหล่งพลังงาน ดังสมการที่ 2-23

- เมทาโนเจนที่ใช้แก๊สไฮโดรเจน (Obligate hydrogenotrophic methanogen หรือ Hydrogen utilizer) เป็นกลุ่มที่ใช้แก๊สไฮโดรเจนผลิต CH_4 โดยใช้ CO_2 เป็นแหล่งคาร์บอนตามสมการที่ 2-24

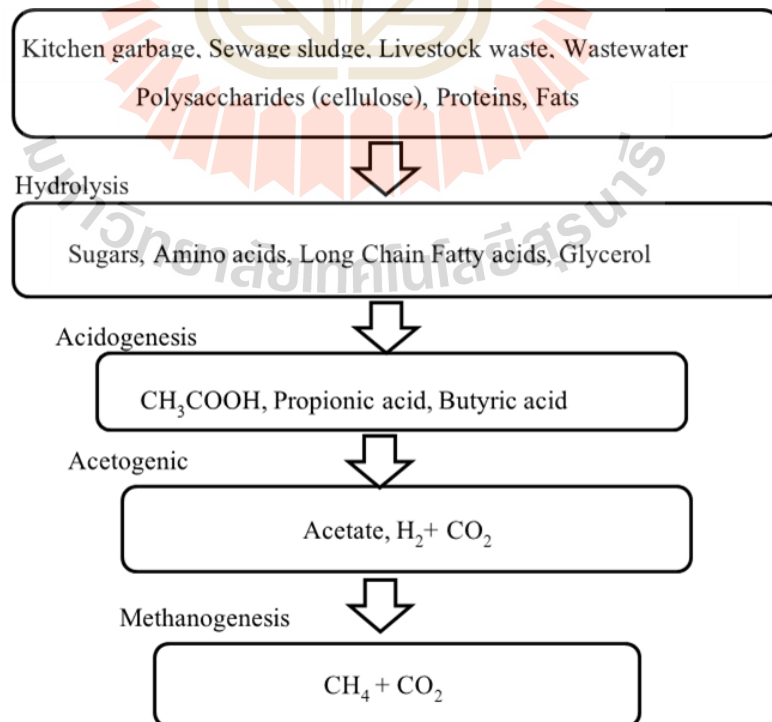


- เมทาโนเจนที่ใช้ได้ทั้งแก๊สไฮโดรเจนและอะซิเตต (Hydrogenotrophic/ Acetoclastic methanogen) เป็นกลุ่มจุลินทรีย์สร้างแก๊สมีเทน จากทั้ง CH_3COOH และ H_2 แต่ใช้ H_2 ได้ดีกว่า (มันลิน ตันทุลเวศม์, 2546)

โดยที่ CH_4 , CH_3COOH , Lactic acid, Pyruvic acid, Propionic acid, Butyric acid, Ethanol และ Butanol ถูกจัดเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการหมัก ซึ่ง CH_4 เป็นผลิตภัณฑ์สุดท้ายของการผลิตก๊าซชีววมวล ก่อนที่จะเป็น CH_4 ก็มีสารตัวกลางที่จะถูกรวมในการสังเคราะห์ ซึ่งในการศึกษานี้ต้องการหมักตะกอนเพื่อให้ได้สารอินทรีย์ระเหยง่าย ในที่นี้คือ CH_3COOH เพราะ PAOs ต้องการใช้ในกระบวนการกำจัด P โดย CH_3COOH ก็เป็นสารตั้งต้นตัวหนึ่งที่สามารถเปลี่ยนไปเป็น CH_4 ได้ ดังสมการที่ 2-25 และ 2-26



การใช้ประโยชน์จากการย่อยสลายแบบไร้อากาศจะเป็นต้องเข้าใจจุลชีววิทยาและชีวเคมีของการย่อยสลายแบบไร้อากาศ ซึ่งขั้นตอนในการหมักแบบไร้อากาศประกอบด้วย 4 ขั้นตอน ดังรูป 2.1



รูปที่ 2.1 ขั้นตอนการหมักตะกอนในสภาวะไร้อากาศ (Shinya and Yukihiro, 2008)

2.4 จลนศาสตร์ของการหมัก (Fermentation Kinetic)

การเจริญเติบโตในสภาวะไร้อากาศและการผลิตพลังงานในรูปของ ATP เป็นผลมาจากการสร้างพลังงานจากสารตั้งต้น (Substrate phosphorylation) เมื่อไม่มีตัวรับอิเล็กตรอน อิเล็กตรอนเริ่มต้นจะถูกกระจายไปใช้ในการผลิตและเป็นชีวมวล ซึ่งการกระจายตัวจะถูกควบคุมโดยพลังงานทางชีวภาพ (bioenergetics) ของกระบวนการ ผลิตภัณฑ์จากการหมัก เช่น Ethanol หรือ Lactic acid โดยการหมักในสภาวะไร้อากาศ ซึ่งสมดุล แสดงดังสมการที่ 2-27



การเจริญเติบโตและการสร้างผลิตภัณฑ์ขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารตั้งต้น แสดงดังสมการที่ 2-28 (Kammafoo, 1999)

$$\frac{1}{X} \frac{dX}{dt} = u = u_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (2-28)$$

โดยที่	X	=	biomass concentration
	S	=	substrate concentration
	u	=	specific growth rate
	u_{\max}	=	maximum specific growth rate
	K_s	=	saturation constant

โดยอัตราการย่อยสลายสารตั้งต้น และอัตราการสร้างผลิตภัณฑ์ ดังสมการที่ 2-29 และ 2-30

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{1}{Y_{X/S}} uX = auX \quad (2-29)$$

$$-\frac{dP_i}{dt} = -Y_{P/S} \frac{dS}{dt} = Y_{P/S} auX \quad (2-30)$$

โดยที่	a	=	สัมประสิทธิ์ของความเข้มข้นของสารตั้งต้นต่อการเจริญเติบโตของเซลล์ (กรัม-สารตั้งต้น/กรัม-เซลล์)
	P_i	=	ผลิตภัณฑ์ i

$$Y_{X/S} = \text{ผลผลิตของเซลล์ (cell yield) (กรัม-เซลล์/กรัม-สารตั้งต้น)}$$

$$Y_{P/S} = \text{ผลผลิตของผลิตภัณฑ์ } i \text{ (กรัม-ผลิตภัณฑ์/กรัม-สารตั้งต้น)}$$

จากสมการที่ 2-28 ถึง 2-30 พบว่ามี 3 พารามิเตอร์ คือ อัตราการเจริญเติบโตจำเพาะสูงสุด (Maximum specific growth rate, μ_{\max}) ค่าคงที่การอิ่มตัว (Saturation constant, K_s) และ สัมประสิทธิ์ของความเข้มข้นของสารตั้งต้นต่อการเจริญเติบโตของเซลล์ (a) ที่ใช้ในการเจริญเติบโตและการสร้างผลิตภัณฑ์ในกระบวนการหมัก

โดยระยะเวลาในการกักเก็บ มีผลโดยตรงกับการดำเนินของปฏิกิริยาในการหมัก จะต้องให้ปฏิกิริยาอยู่ในขั้นที่ 3 ซึ่งในการป้องกันไม่ให้เกิดการผลิตไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) และ CH_4 และการชะเอา VFAs ออกจากมวลของกากตะกอนหลังการหมัก สามารถควบคุมได้ โดยการกำหนดอายุตะกอนให้เหมาะสม และการใช้น้ำทิ้งที่ออกจากถังหมักหรือกากตะกอนเวียนกลับมาใช้ (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2544) ซึ่งก็ขึ้นอยู่กับหลายปัจจัย

2.5 ปัจจัยที่มีผลต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

2.5.1 อุณหภูมิ

อุณหภูมิเป็นปัจจัยหนึ่งที่สำคัญที่ส่งผลต่ออัตราการย่อยสลายตะกอน เช่น ในขั้นตอน Hydrolysis (Metcalf and Eddy, 2003) ซึ่งโดยทั่วไปช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับแบคทีเรียมีอยู่ 3 ช่วง คือกลุ่มแบคทีเรีย Psychrophilic จะย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดีในช่วง อุณหภูมิต่ำ ($5-15^{\circ}C$) กลุ่มแบคทีเรีย Mesophilic จะย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดีในช่วง $20-45^{\circ}C$ แต่อุณหภูมิที่เหมาะสมที่สุดอยู่ในช่วง ($35-37^{\circ}C$) และกลุ่มแบคทีเรีย Thermophilic จะย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดี ในช่วงอุณหภูมิสูง ($50-55^{\circ}C$) และสามารถทำงานในอุณหภูมิที่สูงถึง $70^{\circ}C$ แต่ในการผลิตก๊าซโดยแบคทีเรียเมทาโนเจน ไม่สามารถทนอุณหภูมิที่ต่ำมากหรือสูงมากได้ ถ้าหากอุณหภูมิลดต่ำกว่า $10^{\circ}C$ แบคทีเรียจะหยุดทำงาน ดังนั้นอุณหภูมิในการเดินระบบแบ่งเป็นสองระดับตามสปีชีส์ของเมทาโนเจน ได้แก่ Mesophilic และ Thermophilic (พลกฤษณ์ คุ่มกล้า, 2557) จากงานวิจัยของ นิลวรรณ ไชยทนต์ และ พลกฤษณ์ อักกะรังสี (2552) ได้ศึกษาการหมักน้ำเสียจากมูลสุกร โดยใช้ถังกวนต่อเนื่องแบบไร้อากาศ ที่อุณหภูมิ $55 \pm 2^{\circ}C$ (Thermophilic) น้ำเสียเริ่มต้นมีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ 2% พบว่าที่ระยะเวลาพักเก็บ 4 วัน มีประสิทธิภาพสูงกว่า 6 วัน โดยมีประสิทธิภาพการบำบัดของเสีย 84% และยังสามารถรับโหลดได้สูงกว่า โดยได้แนะนำว่าที่อุณหภูมิปกติ $25-35^{\circ}C$ จำเป็นต้องมีระยะเวลาพักเก็บไม่ต่ำกว่า 6 วัน โดยในงานวิจัยของ Hao and Wang, (2015) ค่าความเข้มข้นของ VFAs สูงสุด ในช่วงอุณหภูมิสูง ($55 \pm 1^{\circ}C$) เท่ากับ $5,627.3 \pm 354.6 \text{ mg.COD/L}$ และในช่วงอุณหภูมิปานกลาง ($35 \pm 1^{\circ}C$) เท่ากับ $574.40 \pm 29.20 \text{ mg.COD/L}$ ที่ 48 Hr ซึ่งในระบบการหมักที่อุณหภูมิสูงจะมีความสามารถในการผลิตสารอินทรีย์ระเหยง่ายได้สูง เมื่อ

เทียบกับอุณหภูมิอื่นที่ต่ำกว่า (Shinya and Yukihiko, 2008) ซึ่งในกระบวนการหมักในสภาวะไร้อากาศ แบคทีเรีย Mesophilic สามารถทนต่อการเปลี่ยนแปลงของสภาพแวดล้อมได้ดีกว่าแบคทีเรีย Thermophilic ทำให้ระบบหมักที่ใช้แบคทีเรีย Mesophilic เสถียรกว่า แต่ที่อุณหภูมิสูงระบบที่ใช้แบคทีเรีย Thermophilic จะช่วยเร่งปฏิกิริยาได้ ทำให้เราเรียกการย่อยสลายที่อุณหภูมิ Mesophilic ว่าเป็นการย่อยสลายอัตราต่ำ ซึ่งจะส่งผลให้ระบบหมักจำเป็นต้องมีปริมาตรถังที่ใหญ่ ซึ่งที่อุณหภูมิ Thermophilic ก็มีข้อเสียเช่นกัน คือต้องใช้พลังงานเพิ่มความร้อนให้ระบบ ทำให้อาจได้พลังงานสุทธิที่ต่ำกว่าได้

2.5.2 ความเป็นกรด – ต่าง (pH)

การหมักแบบไร้อากาศช่วงแรกแบคทีเรียที่สร้างกรดจะสร้างกรดเป็นจำนวนมาก ส่งผลให้ค่า pH ลดต่ำลง หาก pH ลดลงต่ำกว่า 5 จะหยุดกระบวนการย่อยและหมัก ซึ่ง Methanogen อ่อนไหวและไม่เจริญเติบโตถ้า pH ต่ำกว่า 6.5 แต่ความเข้มข้นของแอมโมเนียจะสูงขึ้นตามการย่อยสลายในโตรเจนที่เพิ่มขึ้นในช่วงท้ายของกระบวนการ ซึ่งจะส่งผลให้ค่า pH เพิ่มขึ้นโดยอาจเกิน 8 จนระบบมีความเสถียร pH จะอยู่ระหว่าง 6.8-8 (พลกฤษณ์ คุ่มกล้า, 2557) จึงสรุปว่าในการผลิตสารอินทรีย์ระเหยง่ายในช่วง pH ที่เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของแบคทีเรียอยู่ในช่วง 6.5-7.5 แต่แบคทีเรียที่สร้างกรดอินทรีย์สามารถทนต่อสภาพเป็นกรดได้ต่ำถึง 4.5 โดยไม่เป็นอันตราย โดยในงานวิจัยของ Yuan et al. (2015) ได้ศึกษาผลในระยะยาวของ pH (4-10 และ ไม่ควบคุม pH) ที่มีผลต่อการสะสมของ SCFAs พบว่าที่ pH 10 มีปริมาณของสารอินทรีย์ไฮโดรคาร์บอนสูงที่สุด

2.5.3 Alkalinity

ค่าความเป็นด่าง หมายถึง ความสามารถในการรักษาระดับความเป็นกรด ด่าง ถ้า Alkalinity ต่ำ จะมีแนวโน้มเป็นกรดได้ง่าย โดยค่าที่เหมาะสมต่อระบบหมักมีค่าประมาณ 1,000-5,000 mg/L ในรูปของแคลเซียมคาร์บอเนต (CaCO_3) จากการศึกษาของ He et al. (2016) พบว่าการผลิต SCFAs สูงสุดเท่ากับ 378 มิลลิกรัมซีโอดีต่อกรัมวีเอสเอส ที่ระยะเวลาการหมัก 72 Hr เมื่อเติม 0.2 กรัม แรม โพลี บิดต่อกรัมทีเอสเอสร่วมกับแอลคาไลน์ในการหมักแบบไร้อากาศ

2.5.4 สัดส่วน VFA ต่อ Alkalinity

กรดอินทรีย์ระเหยง่าย จะถูกนำไปใช้โดยแบคทีเรียพวกสร้างก๊าซมีเทน แต่ถ้าใช้ไม่ทัน จะเกิดการสะสมของกรด ส่งผลให้ค่า pH ลดลง ทำให้เกิดอันตรายต่อแบคทีเรีย โดยทั่วไปปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายในถังหมักไม่ควรเกิน 2,000 mg/L แต่อาจทนได้ถึง 5,000 mg/L แต่ในกรณีนี้เราไม่ต้องการสร้าง CH_4 แต่สนใจที่จะเพิ่มปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย คือ CH_3COOH ซึ่งปัจจัยสำคัญที่ใช้ในการควบคุมกระบวนการนี้คือ สัดส่วนกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อ Alkalinity สามารถคำนวณได้จาก สมการ 2-31 โดยค่าที่ได้จากการคำนวณสามารถบ่งบอกสถานะของระบบได้ ดังตารางที่ 2.5

$$\text{สัดส่วน} = \frac{\text{ความเข้มข้นของ VFAs}}{\text{ความเข้มข้นของ Alkalinity}} \quad (2-31)$$

ตารางที่ 2.5 สถานะในการเดินระบบที่สัดส่วนกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อ Alkalinity ต่างๆ

สถานะในการเดินระบบ	Volatile acids : Alkalinity
ค่าที่เหมาะสมที่สุด	0.1
ช่วงที่ยอมรับได้	0.1 – 0.3
% CO ₂ ในแก๊สเพิ่มสูงขึ้น	0.5
pH ลดลง	0.8

ที่มา: Spellman (2011)

2.5.5 สารอาหาร (Nutrients)

ไนโตรเจน และฟอสฟอรัสเป็นธาตุที่สำคัญต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ซึ่งอัตราส่วนที่เหมาะสมในระบบ เพื่อให้ประสิทธิภาพการย่อยสลายสารอินทรีย์ และผลิตแก๊สชีวภาพได้ดี ควรมีอัตราส่วน COD: N: P เท่ากับ 100: 2.2: 0.4 หรือ BOD:N:P เท่ากับ 100: 1.1: 0.2 (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน, 2553) ยังมีสารอาหารอื่นๆ ที่จำเป็นสำหรับการเจริญเติบโต เช่น ซัลเฟอร์ โปแตสเซียม แคลเซียม ส่วนธาตุที่เป็นในปริมาณน้อยมาก เช่น เหล็ก แมงกานีส สังกะสี โคบอลต์ ซีลีเนียม ทังสเตน และนิกเกิล เป็นต้น แต่พบว่าตะกอนจุลินทรีย์โดยทั่วไปจะมีธาตุอาหารเหล่านี้ในระดับที่สมดุลพอเพียง เพราะฉะนั้น ในการหมักจึงไม่จำเป็นต้องเติมสารอาหารเพิ่มเติม

2.5.6 อัตราส่วน C/N อัตราส่วนคาร์บอนต่อไนโตรเจน (C/N Ratio)

C/N Ratio ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณคาร์บอน และไนโตรเจนที่มีอยู่ในสารตั้งต้น จะแสดงอยู่ในรูปของสัดส่วนระหว่างคาร์บอนและไนโตรเจน ที่เรียกว่า C/N ratio อัตราส่วน C/N ที่มีค่าอยู่ระหว่าง 20-30 จะเป็นค่าที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการหมักแบบไร้อากาศ ถ้าอัตราส่วน C/N สูงมาก ๆ แบคทีเรียเมทาโนเจนจะใช้ไนโตรเจนจากวัสดุอย่างรวดเร็วเพื่อสร้างโปรตีนที่ตัวมันต้องการ และจะไม่ทำปฏิกิริยากับคาร์บอนที่มีอยู่ในสารตั้งต้น ทำให้อัตราการผลิตก๊าซต่ำ ถ้าอัตราส่วน C/N ต่ำมาก ๆ ไนโตรเจนจะถูกปลดปล่อยออกมาและสะสมในรูปของแอมโมเนีย แอมโมเนียจะเพิ่มค่าความเป็นกรด - ด่าง ของสารตั้งต้นในบ่อหมัก ถ้าค่าความเป็นกรด - ด่าง สูงกว่า 8.5 จะเริ่มเป็นพิษต่อแบคทีเรีย ทำให้จำนวนของแบคทีเรียเมทาโนเจนน้อยลง ส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซต่ำ

2.5.7 สารยับยั้งและสารพิษ (Inhibiting and toxic substances)

การสะสมของสารบางชนิด เช่น กรดอินทรีย์ระเหยง่าย แอมโมเนีย ซัลไฟด์ และโลหะหนักบางตัว เช่น โซเดียม โปแตสเซียม สามารถทำให้การย่อยสลายในสภาพไร้ออกซิเจนหยุดชะงักได้ เช่น กรดไขมันระเหย ไฮโดรเจน หรือแอมโมเนีย รวมถึงธาตุไอออน, สารพิษ, โลหะหนัก, สารทำความสะอาดต่างๆ เช่น สบู่ น้ำยาล้างต่างๆ และยาปฏิชีวนะ สามารถส่งผลยับยั้งการเจริญเติบโต และการผลิตก๊าซของแบคทีเรียได้ธาตุไอออนในปริมาณน้อย (เช่น โซเดียม, โปแตสเซียม, แคลเซียม, แมกนีเซียม,

ซัลเฟอร์, แอมโมเนีย) สามารถช่วยกระตุ้นการเติบโตของแบคทีเรีย แต่ถ้าหากมากเกินไปก็จะส่งผลเป็นพิษได้ เช่น แอมโมเนียในปริมาณ 50 – 200 mg/L จะเป็นผลดีช่วยในการเจริญเติบโตของแบคทีเรีย แต่เมื่อใดที่ความเข้มข้นของแอมโมเนียสูงกว่า 1,500 mg/L ก็จะเริ่มส่งผลเสียในทางเดียวกัน โลหะหนักบางประเภท (เช่น ทองแดง, นิกเกิล, โครเมียม, สังกะสี, ตะกั่ว และอื่นๆ) ในปริมาณที่น้อยๆ ช่วยในการเจริญเติบโตของแบคทีเรีย แต่เมื่อความเข้มข้นสูงก็จะเป็นพิษ

2.5.8 การกวน (Mixing)

การกวนผสมของตะกอน น้ำและสารอินทรีย์ในถังหมักมีความสำคัญ เพราะจะทำให้แบคทีเรียมีโอกาสพบอาหารได้ทั่วถึง สารอาหารต่าง ๆ ที่แบคทีเรีย ปล่อยออกมา จะเกิดการกระจายได้ดีขึ้น ทำให้แบคทีเรียทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพมากขึ้น ซึ่งช่วยป้องกันการตกตะกอนและตะกอนลอย (Scum) ได้ จากการศึกษาของ ทศพล ศรีทธานนท์ และคณะ (2556) ได้ศึกษาการออกแบบถังหมักเพื่อเพิ่มอัตราการผลิต CH_4 ซึ่งออกแบบขนาดถึงปริมาตร 30 L. ทำการหมักแบบไร้อากาศ ที่อุณหภูมิปกติ โดยเปรียบเทียบ 3 รูปแบบคือ ไม่มีใบกวน ใบกวนแบบเกลียว และใบกวนแบบครีป ใช้วัสดุตั้งต้นเป็นมูลวัวกับผักตบชวา อัตราส่วน 1:2 เมื่อทำการหมักได้ 23 วัน พบว่าถังหมักที่ใช้ใบกวนแบบครีปเกิด CH_4 สูงที่สุด คิดเป็น 64% รองลงมาคือถังหมักที่มีใบกวนแบบเกลียวและไม่มีใบกวน

2.5.9 ระยะเวลาการกักเก็บสารอินทรีย์ในถังหมัก (Retention time)

ระยะเวลากักเก็บในถังหมักขึ้นอยู่กับปริมาณ, ประเภทของสารอินทรีย์ และรูปแบบของถังหมัก ถ้าระยะเวลากักเก็บสั้นเกินไปจะทำให้จุลินทรีย์มีระยะเวลาไม่มากพอที่จะผลิตก๊าซชีวภาพ รวมถึงจุลินทรีย์ถูกปล่อยออกจากระบบเร็วเกินไปทำให้จำนวนลดลง แต่ถ้าระยะเวลากักเก็บมากเกินไปจะส่งผลให้เกิดการสะสมของตะกอนของจุลินทรีย์ที่ย่อยสลายแล้ว ทำให้ถังหมักใหญ่เกินไปโดยไม่จำเป็น ซึ่งส่วนใหญ่ระยะเวลาในการกักเก็บประมาณ 14-60 วัน โดยขึ้นอยู่กับหลาย คือ ค่าTSC อุณหภูมิ ขนาด และประเภทของ Digester และปริมาณสารอินทรีย์ที่เติม ซึ่งระยะเวลาในการกักเก็บนั้นเป็นตัวบ่งชี้ว่าถ้าไม่มีการเติมอาหาร จุลินทรีย์จะมีชีวิตได้นานเท่าไร เนื่องจากระยะเวลาการกักเก็บนั้นหมายถึงระยะเวลาที่แบคทีเรียต้องการเพื่อย่อยอาหารให้หมด

การออกแบบถังหมักขึ้นอยู่กับอายุตะกอน และปริมาณตะกอนในถัง หากค่า SRT ต่ำเกินไปจะทำให้จุลินทรีย์ถูกปล่อยออกจากระบบมาก ทำให้มีจำนวนลดลง แต่ถ้า SRT มากเกินไปจะส่งผลให้เกิดการสะสมของตะกอนของจุลินทรีย์ที่ย่อยสลายแล้ว ทำให้ถังหมักใหญ่เกินไปโดยไม่จำเป็น ซึ่งส่วนใหญ่อายุตะกอนประมาณ 4-11 วัน (ตารางที่ 2.6) ค่า SRT สามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2-32

$$SRT(d) = \frac{\text{ปริมาตรถังย่อย(ล.)}}{\text{ปริมาตรของตะกอน(L/d)}} \quad (2-32)$$

ตารางที่ 2.6 อายุตะกอนที่ใช้ในการออกแบบถังย่อยแบบไม่ใช้อากาศ

อุณหภูมิ (°C)	SRT ต่ำสุด	SRT สูงสุด
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

ที่มา: Metcalf and Eddy (2003)

และยังขึ้นอยู่กับหลายปัจจัยเช่น ค่า TS อุณหภูมิ ขนาด และประเภทของ Digester และปริมาณสารอินทรีย์ที่เติม สำหรับถังย่อยอัตราสูงที่มีการกวนผสม แต่ไม่มีการรีไซเคิลตะกอน สามารถคำนวณปริมาณของ VS ที่ถูกผลิตต่อวัน (P_x) โดยใช้สมการที่ 2-33

$$P_x = \frac{YQ(S_0 - S) \times \left(\frac{10^3 \text{ g}}{\text{kg}}\right)^{-1}}{1 + k_d(\text{SRT})} \quad (2-33)$$

โดยที่ Y = yield coefficient, g VSS/g COD

k_d = endogenous coefficient, d^{-1}

S_0 = ปริมาณของ bCOD ในน้ำเข้า, mg/L

S = ปริมาณของ bCOD ในน้ำทิ้ง, mg/L

2.5.10 ปริมาณของแข็ง (Total Solid Content, TSC)

Solid content ของสารอินทรีย์ในการผลิตก๊าซชีวภาพแบ่งเป็นสองระดับคือ High solid (ปริมาณของแข็งสูง) TSC สูงกว่า ~ 20% และ Low solid (ปริมาณของแข็งต่ำ) TSC ต่ำกว่า ~ 15% ถังหมักที่ออกแบบสำหรับเติมสารอินทรีย์ High solid จะต้องใช้พลังงานมากกว่าในการสูบน้ำ ตะกอน (Slurry) แต่เนื่องจากในระบบ High solid ความเข้มข้นของน้ำในถังหมักสูงกว่า พื้นที่ที่ใช้ก็จะน้อยกว่าในทางกลับกัน ถังหมัก Low solid สามารถใช้เครื่องสูบน้ำทั่วไปที่ใช้พลังงานน้อยกว่าสูบน้ำตะกอน แต่ก็ต้องใช้พื้นที่มากกว่าเนื่องจากปริมาตรต่อสารอินทรีย์ที่เติมเข้าไปสูงขึ้น กระบวนการที่น้ำตะกอนมีความใสกว่าก็ทำให้การหมุนเวียนและกระจายตัวของแบคทีเรีย และสารอินทรีย์ดีขึ้นและการที่แบคทีเรียสามารถสัมผัสสารอินทรีย์อย่างทั่วถึงก็ช่วยให้การย่อยและการผลิตก๊าซเร็วขึ้น

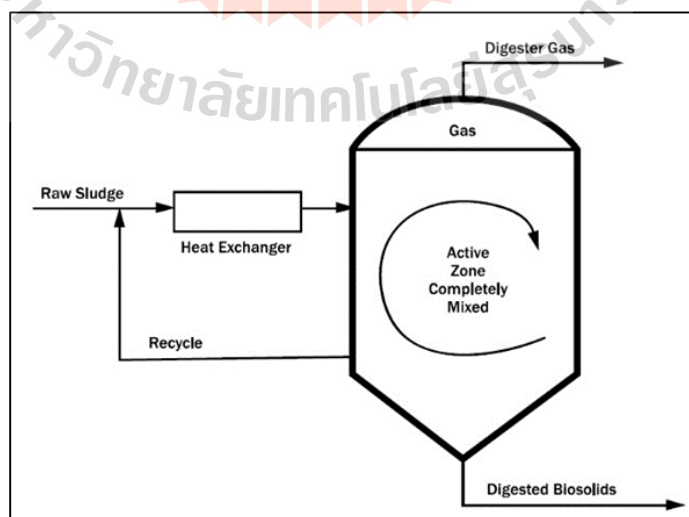
ของแข็งในตะกอนเริ่มต้นมีผลต่อการเดินระบบย่อยแบบไม่ใช้อากาศ คือ ที่ปริมาณของแข็ง น้อยกว่า 4% TS จะส่งผลให้ระบบสูญเสีย Alkalinity อายุตะกอนต่ำลง ต้องการพลังงานความร้อนสูงขึ้น และทำให้สัดส่วนสารอินทรีย์ระเหยง่ายต่อ Alkalinity เพิ่มขึ้น ซึ่งค่าที่ทำให้เดินระบบปกติคือ ของแข็งในตะกอนอยู่ในช่วง 4-8% TS แต่ถ้ามากกว่า 8% TS จะทำให้การกวนลดน้อยลง มีภาระบรรทุกสารอินทรีย์สูงเกินไป และทำให้สัดส่วนสารอินทรีย์ระเหยง่ายต่อ Alkalinity ลดลง (Spellman, 2011) ซึ่งสำหรับถังหมักที่มีของแข็งสูง จะใช้พื้นที่น้อยกว่า แต่จะมีการใช้พลังงานมากกว่าถังหมักที่มีของแข็งต่ำ ซึ่งหากใช้ตะกอนที่ของแข็งต่ำ จะทำให้การหมุนเวียน และกระจายตัวของของแบคทีเรีย และสารอินทรีย์ดีขึ้นและการที่แบคทีเรียสามารถสัมผัสสารอินทรีย์อย่างทั่วถึงก็ช่วยให้การย่อยได้เร็วขึ้น ซึ่งหากเดินระบบในถังย่อยแบบใช้อากาศควรมีความเข้มข้นของ TS มากกว่า 3.5-4% (Metcalf and Eddy 2003)

2.6 ชนิดของถังย่อยแบบไร้อากาศ

ชนิดของถังย่อยนั้นแบ่งออกเป็น 3 ชนิดใหญ่ๆ ได้แก่ Single stage high rate digester, Two-stage highrate digestion และ Separate sludge digestion

2.6.1 single-stage high-rate digester

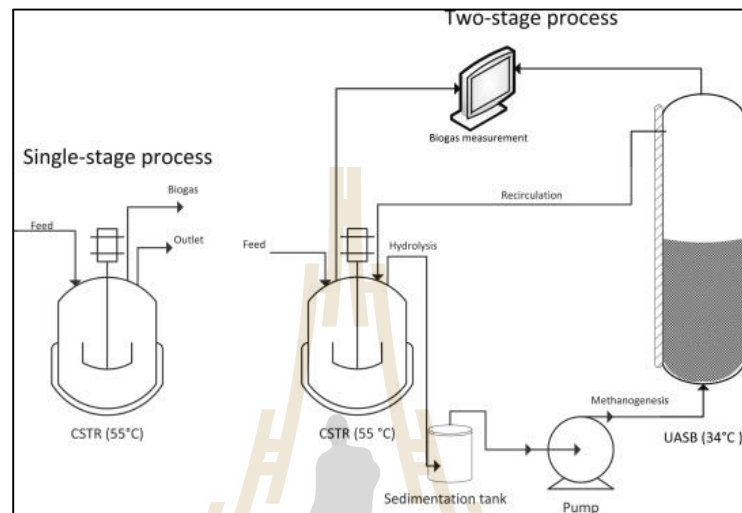
เป็นการย่อยสลายที่อาศัยความร้อน และกวนผสมโดยอาศัยแก๊ส (รูปที่ 2.2) การเติมสารตั้งต้นโดยตะกอนจะถูกสูบเข้าสู่ถังย่อยแบบต่อเนื่อง หรือทุก 30 นาที-2 Hr. เพื่อช่วยรักษาสภาพของถังปฏิกิริยา ซึ่งปริมาณของแข็งจะลดลงถึง 45-50% (Metcalf and Eddy, 2003) โดยถังย่อยชนิดนี้ต้องระยะเวลาในการย่อยสลายประมาณ 10-20 วัน และภาระบรรทุกของแข็งสูง ซึ่งโดยทั่วไปของเหลวหลังการย่อยจะมีค่า TVS ประมาณ 50-60% ของ TVSS ที่เข้าสู่ระบบ



รูปที่ 2.2 Single stage high rate digester

2.6.2 ถังย่อยอัตราสูงที่มีการแยกตะกอน (Two stage high rate digestion)

ถังย่อยชนิดนี้จะมีถังปฏิกริยา 2 ถัง (รูปที่ 2.3) โดยถังแรกจะเกิดปฏิกริยาการย่อยสลาย มีการให้ความร้อน และมีการกวนผสม ส่วนถังที่สองจะไม่มีการให้ความร้อน



รูปที่ 2.3 องค์ประกอบของถังย่อยอัตราสูงที่มีการแยกตะกอน

2.6.3 Separate sludge digestion

เป็นถังย่อยที่มีการผสมระหว่างตะกอนเริ่มต้น และตะกอนจุลินทรีย์ ซึ่งอัตราการย่อยสลายและเกิดปฏิกริยาในถังนี้ค่อนข้างต่ำ โดยระยะเวลาในการกักเก็บ มีผลโดยตรงกับการดำเนินของปฏิกริยาในการหมัก จะต้องให้ปฏิกริยาอยู่ในขั้นที่ 3 ซึ่งในการป้องกันไม่ให้เกิดการผลิตไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) และ CH_4 และการชะเอา VFAs ออกจากมวลของกากตะกอนหลังการหมักสามารถควบคุมได้ โดยการกำหนดอายุตะกอนให้เหมาะสม และการใช้น้ำทิ้งที่ออกจากถังหมักหรือกากตะกอนเวียนกลับมาใช้ (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2544) ซึ่งก็ยังขึ้นอยู่กับหลากหลายปัจจัย เช่น %VS ในตะกอนเริ่มต้น อุณหภูมิ การกวน สัดส่วนสารอินทรีย์ระเหยง่ายกับ Alkalinity อัตราการเติมสารตั้งต้น %TS ในตะกอนเริ่มต้น และ pH ซึ่งทั้งหมดมีความสำคัญในการเดินระบบ ที่สามารถบ่งบอกความปกติและผิดปกติได้

จากตารางที่ 2.7 Hao and Wang. (2015) ได้ศึกษาการผลิต VFAs โดยการหมักที่อุณหภูมิช่วงมี Mesophilic และช่วง Thermophilic และให้สูตรเพื่ออธิบายการตอบสนองทางชีวภาพที่มีอุณหภูมิที่แตกต่างกันในการหมัก โดยถังปฏิกริยา เติมตะกอน 300 ml. และดำเนินการ 10 วัน แบบกะในเครื่องเขย่าที่ 2 สภาวะ คือ สำหรับมี Mesophilic 165 rpm อุณหภูมิ 35 ± 1 °C และ Thermophilic ที่ 165 rpm 55 ± 1

°C ค่า pH ของถังปฏิกิริยาอยู่ในช่วง 6.6 – 7.1 โดยผลการศึกษพบว่าความเข้มข้นของ VFAs สูงที่สุดที่ อุณหภูมิช่วง Thermophilic เท่ากับ $5,627.3 \pm 354.6$ mg/L ที่ระยะเวลา 60 Hr. ส่วนที่อุณหภูมิช่วง Mesophilic เกิด VFAs เพียง 574.4 ± 29.2 mg/L ที่ระยะเวลา 48 Hr. จะเห็นได้ว่าที่อุณหภูมิช่วง Thermophilic จะให้ผลผลิต VFAs สูงกว่าช่วง Mesophilic ถึง 10 เท่า และให้ CH_3COOH สูงกว่าด้วย

Wang et al. (2016) ได้ศึกษาการหมักในสภาวะไร้อากาศของกากตะกอนจากระบบ EBPR เพื่อประเมินการปล่อยฟอสเฟตและการผลิต VFAs พบว่าระบบเข้าสู่สภาวะสมดุลหลังจากเดินระบบไปได้ 3 เดือน พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟตอยู่ในช่วง $97 \pm 3\%$ และ พบฟอสเฟตในตะกอนอยู่ในช่วง 0.12 ± 0.01 กรัมฟอสเฟตต่อกรัมวีเอสเอส โดยการหมักจะเติมตะกอน 220 ml. ในขวดที่อุณหภูมิ 35 ± 1 °C 160 rpm และควบคุม pH เท่ากับ 7 ผลการทดลองพบว่าอัตราการย่อยสลายของ PAOs ระหว่างการหมัก อยู่ที่ 0.35 ± 0.03 ต่อวัน

He et al. (2016) ได้ศึกษาการปรับสภาพก่อนโดยใช้แรมโนลิปิดร่วมกับแอลคาไลน์ในการหมักแบบไร้อากาศ สำหรับการเพิ่มการผลิต SCFAs จากตะกอน ผลการทดลองพบว่าการผลิต SCFAs สูงสุดเท่ากับ 378 มิลลิกรัมซีไอดีต่อกรัมวีเอสเอส ที่ระยะเวลาการหมัก 72 Hr. เมื่อเติม 0.2 กรัม แรมโนลิปิดต่อกรัมทีเอสเอส และ pH เท่ากับ 10 ดังนั้น การทำงานร่วมกันจะเป็นเทคโนโลยีที่ช่วยในการเพิ่มผลผลิตของ SCFAs จากตะกอน

Huang et al. (2016) ได้ศึกษาการหมักในสภาวะไร้อากาศของตะกอนจากระบบตะกอนเร่ง และการผลิต VFAs โคนการทดลองจะทำในถังปฏิกิริยาขนาด 5 L. กวนที่ 120 rpm และหมักที่อุณหภูมิ 35 ± 1 องศา ผลการทดลองพบว่าความเข้มข้นของ VFAs สูงสุดใน HPB ระบบหมักเดี่ยว เท่ากับ $7,891 \pm 411$ mg/L ที่ระยะเวลา 6 วัน (เพิ่มขึ้นมากกว่า 2.6 เท่าของกากตะกอนเริ่มต้น) และพบว่าความเข้มข้นของ VFAs จะเพิ่มขึ้นสองเท่า เมื่อ HPB เพิ่มจาก 25% เป็น 75%

ปัจจัยที่มีผลต่อสลายตัวทางชีวภาพเช่น กลูโคส acetate หรือ ผลิตภัณฑ์จากการหมักตะกอนแบบไร้ออกซิเจน เช่น SCFA และ VFA ซึ่งผลการศึกษาดังแสดงในตารางที่ 2.8

การเลือกแหล่งคาร์บอนภายนอกสำหรับการกำจัดฟอสฟอรัสในกระบวนการ EBPR จากการศึกษาระหว่างแอลกอฮอล์ เช่น เอทานอล กับ VFAs เช่น acetate และ propionate เป็นแหล่งคาร์บอน พบว่าระยะเวลาที่ PAOs ต้องการ คือ 0 – 140 วัน สำหรับการปรับตัวของเอทานอล ที่ทำให้เกิดการปล่อยและดูดซึมในอัตราเพิ่มขึ้นเป็น 6.2 และ 7.0 mgP/g.VSS.Hr. ในเอทานอลประกอบด้วยตะกอนที่ถูกผลิตเป็นพีเอชวี (Poly-b-hydroxyvalerate, PHV) 81.9 % ความเข้มข้นของฟอสเฟตในน้ำทิ้งใกล้กับศูนย์ (0.10 mg P/L) ซึ่งเอทานอลไม่ได้ถูกใช้โดย PAOs ใน 30 วันของการหมัก ถ้ากระบวนการ EBPR ต้องการสารตั้งต้นสำหรับการหมัก VFAs จะถูกเสนอ แต่ในระยะยาวก็สามารถนำเอทานอลมาพิจารณาด้วยได้ (Puig et al., 2008)

ตารางที่ 2.7 การหมักในสภาวะไร้อากาศเพื่อผลิต VFAs

รายละเอียด	เงื่อนไข	รูปสารอินทรีย์	ผลการศึกษา	อ้างอิง
ผลระยะยาวของ pH (4-10 และไม่ควบคุม pH)	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 90 rpm. ▪ 30 ± 2 °C ▪ SRT 6 วัน 	SCFAs	พบการสะสมของ SCFAs เท่ากับ 1,721.4 (ที่ pH 10) และ 114.2 (ที่ pH 4) และ 58.1 (ที่ไม่ควบคุม pH) mg.COD/L	Yuan et al. (2015)
ศึกษาการผลิต VFAs โดยการหมักตะกอนที่อุณหภูมิช่วง mesophilic และ thermophilic	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 165 rpm ▪ 35 ± 1 °C สำหรับ MR ▪ 55 ± 1 °C สำหรับ TR. ▪ pH 6.6 - 7.1 	VFAs	ค่าความเข้มข้นของ VFAs สูงสุด ใน TR เท่ากับ $5,627.3 \pm 354.6$ mg.COD/L ที่ 60 ชม. และใน MR เท่ากับ 574.4 ± 29.2 mg.COD/L ที่ 48 ชม.	Hao and Wang. (2015)
การปรับสภาพด้วย PEH, EH, PH และ TAH เพื่อผลิต VFAs โดยหมักตะกอนส่วนเกินในสภาวะไร้อากาศ	<ul style="list-style-type: none"> ▪ pH = 10.0 ▪ 120 rpm ▪ อุณหภูมิ 35 °C 	VFAs	ความเข้มข้น VFAs ของ TAH และ PEH เป็น 11,820.36 mg COD/L และ 12,704.44 mg COD/L, ตามลำดับ	Liu et al. (2016)
โดยการหมักกากตะกอนจากระบบ EBPR ในสภาวะไร้อากาศ	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 35 ± 1 °C ▪ 160 rpm ▪ pH = 7 	VFAs	อัตราการย่อยสลายของ PAOs ระหว่างหมักตะกอนจากระบบ EBPR เท่ากับ 0.35 ± 0.03 d ⁻¹	Wang et al. (2016)

ตารางที่ 2.7 การหมักในสภาวะไร้อากาศเพื่อผลิต VFAs (ต่อ)

รายละเอียด	เงื่อนไข	รูปสารอินทรีย์	ผลการศึกษา	อ้างอิง
*การศึกษาโดยใช้ rhamnolipid (RL) ในการปรับสภาพร่วมกับการหมักอัลคาไลน์แบบไร้อากาศ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการผลิต SCFAs	<ul style="list-style-type: none"> ▪ pH = 10.0 ▪ 100 rpm ▪ 35 ± 1 °C 	SCFAs	สามารถผลิต SCFAs สูงสุด เท่ากับ 378 mg COD/g VSS.เมื่อระยะเวลาผ่านไป 72 ชม.	He et al. (2016)
ศึกษาการหมักแบบไร้อากาศของตะกอนส่วนเกิน ร่วมกับ เพื่อเพิ่มผลผลิตของ VFAs	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 120 rpm ▪ 35 ± 1°C. 	VFAs	พบความเข้มข้นของ VFAs สูงสุดใน HPB ของระบบหมักแบบเดี่ยว เท่ากับ $7,891 \pm 411$ mg COD/L ในระยะเวลา 6 วัน	Huang et al. (2016)
ศึกษาสารเคมีลดแรงตึงผิว (Surfactin (SF), Rhamnolipid (RL) Triterpenoid saponin (SP)) ในการผลิต VFAs.	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 30 ± 1 °C ▪ 100 rpm ▪ 12 วัน 	VFAs	bio-surfactants ทั้ง 3 ชนิด เพิ่มการผลิต VFAs ประมาณ 300 mg COD/g VSS. และสัมพันธ์กับการลดลงของ N และปล่อย P สู่อากาศละลายเมื่อหมักตะกอน	Huang et al. (2015)

*ประสิทธิภาพกำจัดฟอสเฟต 97 ± 3 %

ตารางที่ 2.8 ปริมาณการผลิต VFAs ของแหล่งตะกอนที่แตกต่างกัน

แหล่งคาร์บอน	CH ₃ COOH	ปริมาณ VFAs	เงื่อนไข	อ้างอิง
ตะกอนส่วนเกินจากถังตกตะกอน และถังตกตะกอนชั้นที่ 2	-	423.22±25.49 mg.COD/g. VSS	ตะกอน และกากตะกอนจากถังตกตะกอนชั้นที่ 2 (w/w: 1:1) pH 8.9	Chen et al. (2017)
มูลสัตว์และฟางข้าวสาลี	1,394 mg/L	-	ภายใต้ headspace ของ CO 10 วัน	El-Gammal et al. (2017)
มูลวัว และข้าวโพดหมัก	6,444 mg/L	14,651 mg/L	ควบคุมอุณหภูมิที่ 37°C, HRT 4 วัน, OLR 17.9 g. TVS/m ³ -d	Cavinato et al. (2017)
กากตะกอนจากถังตกตะกอนชั้นที่ 2 และถังหมักแบบไร้ออกซิเจน	615 mg/L ที่ 55 °C	666.5 mg/L	ควบคุมอุณหภูมิที่ 35 °C, HRT 6 วัน	Chen and Chang (2017)
ตะกอนส่วนเกิน ระบบโปรยกรอง	-	1,327 mg/L ที่ 120	กากตะกอนถูกให้ความร้อนที่ 75 °C นาน 10 นาที	Li et al. (2016)
มูลสุกร	-	12.6 mg.COD/g.-VS	35 °C	Huang et al. (2016)

ตารางที่ 2.8 ปริมาณการผลิต VFAs ของแหล่งตะกอนที่แตกต่างกัน (ต่อ)

แหล่งคาร์บอน	CH ₃ COOH	ปริมาณ VFAs	เงื่อนไข	อ้างอิง
ตะกอนส่วนเกิน จาก WWTPsชุมชนประเทศจีน	2,155 mg/L และ 191 mg/L ที่ 55 และ 35 °C	5,627.3 mg.COD/L 60 Hr. และ 574.4 mg.COD/L 48 Hr.ที่ 55 และ 35 °C	กวนผสมที่ 165 rpm, 35±1 °C สำหรับ MR และ 55±1 °C สำหรับ TR. ควบคุม pH อยู่ในช่วง 6.6 - 7.1.	Hao and Wang (2015)
เศษผักและผลไม้ และ ของเสียจากอาหาร	-	1,100–1,200 mg/L	เศษผักและผลไม้:ของเสียจากอาหาร (1:2) มีการกวนผสม และควบคุมอุณหภูมิที่ 35 °C	Lin et al. (2011)
ตะกอนจากระบบ SBR (Sequencing Batch Reactor)	2,862 mg/L ที่ pH 4	pH 4; VFAs เท่ากับ 3,914 mg/L pH 6; VFAs เท่ากับ 2,607 mg/L	ควบคุมที่ 26 °C, กวนผสมที่ 60 rpm.	Infantes et al. (2011)
กากตะกอน และตะกอน ที่ผ่านการหมักมาแล้ว 4 วัน จากระบบ กำจัดธาตุอาหารทางชีวภาพ (BNR)	-	VFAs เพิ่มขึ้นจาก 92 เป็น 374 mg/L และเพิ่มขึ้นจาก 3,500 เป็น 8,700 mg/L เมื่อใช้กากตะกอน และการหมักตะกอนจากตะกอนหลัก	อุณหภูมิ 20–23 °C	Soares et al. (2010)

การใช้ตะกอนสำหรับหมัก เพื่อเป็นแหล่งพลังงาน และแหล่งคาร์บอน สำหรับการเจริญเติบโตและกิจกรรมของ Sulfide-oxidizing bacteria (SOB) และ Nitrate-reducing bacteria (NRB) สำหรับบำบัด Enriched sulfide และ ไนเตรทภายใต้จุลินทรีย์ที่ใช้อากาศ การทดลองพบว่าซัลไฟด์ เปลี่ยนเป็นซัลเฟต 100 % และไนเตรทเปลี่ยนเป็นไนโตรเจน 95 % มีประสิทธิภาพในการ บำบัดซีโอดี 92 %

เมื่อมีการหมักตะกอนเพื่อให้เกิด CH_3COOH แล้ว จะนำผลผลิตที่ได้มาใช้ประโยชน์ในการกำจัดฟอสฟอรัส ในกระบวนการ EBPR เนื่องจากปัจจุบันปัญหามลพิษทางน้ำเพิ่มสูงขึ้น ส่วนหนึ่งเป็นผลมาจากการเพิ่มขึ้นของประชากร การพัฒนาเศรษฐกิจและสังคม เกิดการปล่อยน้ำเสียออกมามากขึ้น และมีความเข้มข้นสูงขึ้น ซึ่งในน้ำเสียทั้งชุมชนและอุตสาหกรรม พบว่ามีปริมาณเพิ่มสูงขึ้น และมีปริมาณสารอินทรีย์ที่ยังคงไม่ถูกกำจัด และเป็นปัญหาเมื่อถูกปล่อยสู่แหล่งน้ำ ซึ่งสารอินทรีย์นั้น ได้แก่ ไนโตรเจน และฟอสฟอรัส โดยไนโตรเจนสามารถพบได้ทั้งในน้ำ ในดิน และในบรรยากาศ จึงพบมากกว่าฟอสฟอรัส แต่ฟอสฟอรัสนั้นจะไม่อยู่ในรูปของก๊าซ ซึ่งจะมีปริมาณขึ้นอยู่กับกิจกรรมของมนุษย์เป็นหลัก ซึ่งสามารถควบคุมไม่ให้เกิดการเจริญเติบโตของสาหร่ายและพืชน้ำอย่างรวดเร็ว หรือ Eutrophication ได้ จากงานด้านเกษตรกรรมมีการใช้ปุ๋ยซึ่งไนโตรเจนและฟอสฟอรัสเป็นหลัก แต่สารไนโตรเจนเป็นสารที่ไม่เกาะติดกับดินทำให้ไนโตรเจนถูกชะลงไปกับน้ำใต้ดินและน้ำผิวดินได้ค่อนข้างมาก ส่วนฟอสฟอรัสมีคุณสมบัติยึดติดกับดิน ได้มากกว่าทำให้มีฟอสฟอรัสหลุดไหลออกนอกระบบได้น้อย ยกเว้นเกิดการกัดเซาะดินอย่างรวดเร็ว (เกรียงศักดิ์ อุดมสิน โรจน์, 2543) ซึ่งแสดงให้เห็นว่าการกำจัดฟอสฟอรัสก่อนที่จะปล่อยออกสู่สิ่งแวดล้อมเป็นสิ่งจำเป็น โดยในประเทศไทยปัญหาที่เกิดจากฟอสฟอรัสในแหล่งน้ำตามธรรมชาติเริ่มมีความรุนแรงขึ้น เช่น บริเวณทะเลสาบสงขลา บริเวณทะเลหลวง การเกิด Eutrophication มีเพิ่มมากขึ้น (ขนิษฐา เกิดเป้า, 2554) การควบคุมปรากฏการณ์ Eutrophication โดยการกำจัดธาตุอาหารในน้ำ จึงเป็นสิ่งสำคัญในการบำบัดน้ำก่อนปล่อยออกสู่สิ่งแวดล้อม

2.7 ลักษณะน้ำเสีย

น้ำเสียที่เกิดขึ้นในประเทศไทย มีความแตกต่างกันไปตามกิจกรรมของมนุษย์ ซึ่งสามารถแบ่งออกเป็น น้ำเสียชุมชนที่เกิดจากกิจกรรมประจำวันของผู้ที่อาศัยในชุมชน น้ำเสียอุตสาหกรรม ซึ่งขึ้นอยู่กับประเภทของอุตสาหกรรมที่จะปล่อยน้ำเสียที่แตกต่างกันไป ส่วนน้ำเสียเกษตรกรรมซึ่งส่วนใหญ่จะเป็นสารอินทรีย์และสารกำจัดศัตรูพืช ซึ่งลักษณะน้ำเสียแต่ละประเภทเป็นดังนี้

2.7.1 ลักษณะน้ำเสียชุมชน

คุณลักษณะของน้ำเสียชุมชนประกอบด้วยพารามิเตอร์หลักคือ ของแข็งทั้งหมด (Total Solids) ค่าความเป็นกรดและด่าง(pH) ค่าบีโอดี(BOD) น้ำมันและไขมัน (Oil & Grease) ไนโตรเจนในรูป TKN ปริมาณตะกอนหมัก (Settleable Solids) และฟอสฟอรัสทั้งหมด(TP) ดังตารางที่ 2.9

ตารางที่ 2.9 คุณลักษณะของน้ำเสียชุมชน

ดัชนีคุณลักษณะน้ำเสีย	หน่วย	น่าน	นครราชสีมา	สุรินทร์	ตำบลบางปลา	กระบี่	ภูเก็ต
ของแข็งทั้งหมด (Total Solids)	mg/l	-	474.00	229.00	-	-	-
pH	-	7.30	7.60	7.40	7.42	7.35	7.02
ค่าบีโอดี (BOD)	mg/l	48.8	11.20	11.10	70.09	374.33	69.58
น้ำมันและไขมัน (Oil & Grease)	mg/l	2.10	5.20	6.60	11.61	68.88	33.20
ไนโตรเจนในรูป TKN	mg/l	26	7.73	3.18	16.65	9.82	18.95
ปริมาณตะกอนหมัก (Settleable Solids)	mg/l	105	0.10	0.09	16.65	1.88	1.40
TP	mg/l	2.8	2.24	1.94	0.67	55.73	4.95

ที่มา: กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม. ข้อมูลวันที่ 29 ตุลาคม 2559

2.7.2 ลักษณะน้ำเสียอุตสาหกรรม

น้ำเสียจากอุตสาหกรรมที่เกิดจากขบวนการต่างๆในโรงงานอุตสาหกรรมทุกขนาด จะระบายน้ำเสียลงสู่แหล่งน้ำ โดยไม่มีการบำบัดอย่างจริงจัง เช่น โรงงานผลิตอาหาร เครื่องหนัง น้ำมัน กระดาษ เส้นไหม เป็นต้น ทำให้ปริมาณออกซิเจนในน้ำลดลงเนื่องจากเป็นน้ำเสียที่มีค่าบีโอดีสูง ตัวอย่างน้ำเสียอุตสาหกรรม ดังตารางที่ 2.10

ตารางที่ 2.10 ลักษณะน้ำเสียรวมจากอุตสาหกรรมเส้นไหม

พารามิเตอร์	หน่วย	ความเข้มข้นเฉลี่ย
1.pH	-	4.62
2.BOD (Soluble)	mg/L	2,100 – 2,300
3.COD	mg/L	2,400 – 2,600
4.Alkalinity	mg/L	166
5.SS (Suspended solid)	mg/L	1,500
6.TS	mg/L	3,000
7.Total Phosphorus	mg/L	300 - 500

ที่มา: สุดารัตน์ แสงสวัสดิ์ (2553)

2.7.3 น้ำเสียจากเกษตรกรรม

น้ำเสียที่เกิดจากการดำเนินงานภาคเกษตรกรรมประเภทต่างๆ การใช้ปุ๋ย และสารเคมีปราบศัตรูพืชมากเกินไป ทำให้สารเหล่านี้ไหลลงสู่แหล่งน้ำได้ ในภาคของการทำปศุสัตว์ ทั้งโค สุกร กุ้ง หากเป็นการทำปศุสัตว์ขนาดใหญ่ น้ำเสียที่เกิดจากการทำกิจกรรมดังกล่าวมีปริมาณความสกปรกสูง ซึ่งเป็นสาเหตุสำคัญประการหนึ่งของภาวะมลพิษทางน้ำ ตัวอย่างลักษณะน้ำเสียที่ผ่านระบบบำบัดจากการทำปศุสัตว์ ดังตารางที่ 2.11 ซึ่งพบว่าน้ำทิ้งที่ผ่านระบบบำบัดน้ำเสียแบบผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas) จากฟาร์มสุกรมีปริมาณสารอินทรีย์ทั้งคาร์บอน ไนโตรเจน และฟอสฟอรัสสูงมาก อาจส่งผลให้เกิดมลพิษทางน้ำได้

ตารางที่ 2.11 ลักษณะน้ำเสียจากน้ำทิ้งที่ผ่านระบบบำบัดน้ำเสียแบบผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas) จากฟาร์มสุกร 4 แห่ง

พารามิเตอร์	หน่วย	ความเข้มข้น
1.ของแข็ง (suspended solid)	mg/L	13- 424
2.BOD (Soluble)	mg/L	25 - 800
3.COD	mg/L	175 – 1,395
4.Total-N	mg/L	99 - 395
5.Total-P	mg/L	10 - 75

ที่มา: ชาลี นาวานุเคราะห์ (2553)

2.8 ปัญหาของไนโตรเจนและฟอสฟอรัสต่อสิ่งแวดล้อม

ผลกระทบของไนโตรเจนและฟอสฟอรัสต่อสิ่งแวดล้อม เกิดขึ้นเมื่อน้ำทิ้งถูกระบายลงสู่แหล่งน้ำมากกว่า 0.3 mg/L และ 0.015 mg/L ตามลำดับ หรือความเข้มข้นของ Ortho-P เพียง 0.005 mg/L ก็สามารทำให้เกิด Eutrophication ได้ (มันสิน ตันจุลเวศน์, 2547) โดยสาหร่ายเจริญเติบโตอย่างรวดเร็ว เกิดการใช้ออกซิเจนในแหล่งน้ำเพิ่มสูงขึ้น ทำให้เกิดออกซิเจนละลายในน้ำลดลงมาก และน้ำเกิดสถานะที่เป็นกรดมากขึ้น ถ้าน้ำเสียมีไนโตรเจนอยู่ในรูปแอมโมเนีย เมื่อปล่อยลงสู่แหล่งน้ำจะถูกแบคทีเรียออกซิไดซ์เป็นไนไตรท์และไนเตรท ซึ่งไนเตรททำให้เกิดโรคตัวเขียวเกิดจากการบริโภคน้ำที่มีไนเตรทปนเปื้อน

2.8.1 สารประกอบของฟอสฟอรัส (Phosphorus Compounds)

ฟอสฟอรัสในสิ่งแวดล้อมทั้งในแหล่งน้ำธรรมชาติและในน้ำเสียโดยทั่วไปอยู่ในรูปของแข็งหรือสารแขวนลอย และสารละลาย โดยฟอสฟอรัสในน้ำธรรมชาติและในน้ำเสียมีลักษณะที่ต่างกัน (กรณีการ์ สิริสิงห์ (2525); อุบลวรรณ กมลศิริประเสริฐ (2536)) ดังนี้

1. ออโธฟอสเฟต (Orthophosphate) เป็นฟอสฟอรัสละลายน้ำ (Soluble Reactive Phosphorus) สารประกอบเหล่านี้ละลายน้ำได้ดี แพลงก์ตอนพืชสามารถนำไปใช้เพื่อการเจริญเติบโต ซึ่งสารประกอบประเภทนี้ที่พบบ่อย คือ Trisodium Phosphate (Na_3PO_4), Disodium Phosphate (Na_2HPO_4), Monosodium Phosphate (NaH_2PO_4), Diammonium Phosphate ($(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$)

2. โพลีฟอสเฟต (Polyphosphate) ซึ่งเป็นสารประกอบที่พบได้มากในน้ำเสีย ที่มาจากบ้านเรือนหรือโรงงานอุตสาหกรรมเนื่องจากเป็นส่วนผสมของน้ำยาทำความสะอาด สารนี้เป็น Dehydrated Phosphate ซึ่งจะถูกละลาย (Hydrolysis) ในน้ำกลับไปเป็นฟอสเฟต (Orthophosphate) ตามเดิม โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาขึ้นอยู่กับอุณหภูมิและค่า pH ที่ต่ำ การย่อยสลายจะเกิดขึ้นได้ช้า ถ้าอยู่ในน้ำสะอาด 4 - 50 วัน แต่จะเกิดได้เร็วในน้ำเสียประมาณ 20 Hr. (เฉลิมราช วันทวิน, 2548) ซึ่งสารประกอบประเภทนี้ที่พบบ่อยคือ Sodium Hexametaphosphate ($\text{Na}_6(\text{PO}_3)_6$), Sodium Triphosphate ($\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_{10}$), Tetrasodium Pyrophosphate ($\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$)

3. อินทรีย์ฟอสเฟต (Organic Phosphate) ซึ่งได้จากกระบวนการทางชีวภาพ สารฟอสฟอรัสเหล่านี้พบได้ในสารละลาย สารแขวนลอยหรืออินทรีย์วัตถุที่กำลังเน่าสลาย หรือเป็นองค์ประกอบในร่างกายสิ่งมีชีวิต ซึ่งสารประกอบประเภทนี้ที่พบบ่อยคือ Nucleic Acid, Phospholipids, Sugar Phosphate

ฟอสฟอรัสในสิ่งแวดล้อมจะเปลี่ยนแปลงสลับกันระหว่างรูปอินทรีย์และอนินทรีย์เป็นวัฏจักร พบได้ทั้งในน้ำธรรมชาติและน้ำเสีย ในรูปสารประกอบออร์โธฟอสเฟตและ Poly-P รวมกันประมาณ 70-90% และอยู่ในรูปอินทรีย์ฟอสเฟต 10 - 30% (มงคล คำรงค์ศรี และคณะ, 2554)

แหล่งของฟอสฟอรัสที่ปนเปื้อนในน้ำธรรมชาติและน้ำเสียได้จาก 2 แหล่ง (อุบลวรรณ กมลศิริประเสริฐ, 2536) คือ

1. แหล่งที่มาจากธรรมชาติ เช่น การละลายของหินฟอสเฟต การพัดพาผงฝุ่นฟอสฟอรัสในอากาศ รวมทั้งเศษซากดินและหินที่มีฟอสเฟตสูงสู่แหล่งน้ำ โดยฝน อาจมาจากมูลของนกบางชนิด เศษซากพืชซากสัตว์ที่ตายทับถมกันในแหล่งน้ำ เป็นต้น ซึ่งการสะสมดังกล่าวอาจก่อให้เกิดปัญหา Eutrophication ได้

2. แหล่งที่มาจากกิจกรรมต่างๆ ของมนุษย์ ได้แก่ น้ำทิ้งจากแหล่งชุมชน โรงงานอุตสาหกรรม และการเกษตรกรรมซึ่งเกิดจากการใช้ปุ๋ย เมื่อฝนตกหรือน้ำท่วมฟอสฟอรัสถูกชะล้างและไหลลงสู่แหล่งน้ำได้ สำหรับโรงงานที่พบว่ามีความฟอสฟอรัสในน้ำทิ้งสูง ได้แก่ โรงงานผลิตแป้งมันสำปะหลัง โรงงานปุ๋ย โรงงานนม เป็นต้น

ฟอสฟอรัสจัดว่าเป็นสารมลพิษอย่างหนึ่งที่มีอยู่ในน้ำเสีย และเป็นธาตุอาหารที่จำเป็นต่อการเจริญเติบโตของพืชและจุลินทรีย์ชนิดต่างๆ เช่นเดียวกับไนโตรเจน หากมีธาตุอาหารพวกไนโตรเจนและ/หรือฟอสฟอรัสมากเกินไปในแหล่งน้ำปิด เช่น อ่างเก็บน้ำ ทะเลสาบ หรือหนองบึง ที่มีระยะเวลาที่น้ำมากกว่า 20 วัน (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2544) ทำให้เกิดปัญหา Eutrophication ได้ ระบบบำบัดน้ำเสียทาง

ชีวภาพโดยทั่วไป เช่น ระบบแอกทิเวเตดสลัดจ์ (Activated sludge) มีการกำจัดไนโตรเจน และฟอสฟอรัสได้ เนื่องจากจุลินทรีย์ใช้ธาตุอาหารเหล่านี้ในการเจริญเติบโต โดยองค์ประกอบของเซลล์จุลินทรีย์มีไนโตรเจนและฟอสฟอรัสอยู่ประมาณ 8 – 12% และ 1.0 – 2.5% ของน้ำหนักแห้ง ตามลำดับ โดยระบบนี้จะเปลี่ยนสารประกอบแอมโมเนียเป็นสารประกอบไนเตรทเท่านั้น หากมีสารนี้ในน้ำทิ้งก็สามารถทำให้เกิดปัญหา Eutrophication ได้เช่นเดียวกัน

ตารางที่ 2.12 ปริมาณฟอสเฟตในน้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชนในประเทศไทย

แหล่งของน้ำเสีย	ชนิดระบบบำบัด	ฟอสเฟต ในน้ำทิ้ง (mg/L)
1.Bamroli, Surat, อินเดีย (Nair and Ahammed, 2015)	ระบบชูเอเอสบี (UASB)	4.5 – 4.9
2.สถานีปรับปรุงคุณภาพน้ำ เทศบาลนครนครราชสีมา (สำนักงานทรัพยากรธรรมชาติและนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม, 2554)	ระบบตะกอนเร่ง (Activated Sludge : AS) ระบบบ่อปรับเสถียร (Stabilization Pond : SP)	3.01
3.เทศบาลเมืองสุรินทร์ (สำนักงานทรัพยากรธรรมชาติและนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม, 2554)	ระบบบ่อปรับเสถียร (Stabilization Pond : SP)	2.09
4.ป่าโมก, อ่างทอง (พัฒน์พงษ์ ฟองเพชร และคณะ, 2552)	-	5.3
5.เทศบาลตำบลวังทอง, พิษณุโลก*	ระบบคลองวานเวียน (Oxidation Ditch : OD)	3.90
6.โรงปรับปรุงคุณภาพน้ำ เทศบาลเมืองอ่างทอง*	ระบบบ่อเติมอากาศ (Aerated Lagoon : AL)	1.30
7.เทศบาลเมืองมหาสารคาม*	ระบบบ่อปรับเสถียร (Stabilization Pond : SP)	1.06
8.โรงปรับปรุงคุณภาพน้ำต้นแม่น้ำเจ้าพระยา, เทศบาลนครนครสวรรค์ *	ระบบตะกอนเร่งแบบ MSBR	0.7
9.เทศบาลเมืองป่าตอง ภูเก็ต (สำนักงานทรัพยากรธรรมชาติและนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม, 2551)	ระบบตะกอนเร่ง (Activated Sludge : AS) ระบบบ่อเติมอากาศ (Aerated Lagoon : AL)	2.17
10.องค์การบริหารส่วนตำบลอ่าวนาง, กระบี่ (สำนักงานทรัพยากรธรรมชาติและนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม, 2551)	ระบบบึงประดิษฐ์ (Constructed Wetland : CW)	41.90
11.เทศบาลเมืองกระบี่, ภูเก็ต (สำนักงานทรัพยากรธรรมชาติและนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม, 2551)	ระบบบ่อเติมอากาศ (Aerated Lagoon : AL)	6.05

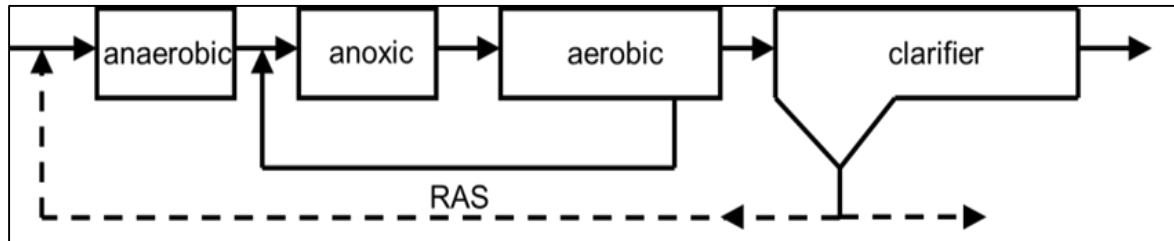
* ที่มา: สำนักงานทรัพยากรธรรมชาติและนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม (2552)

ปกติฟอสฟอรัสอยู่ในรูป Ortho-P สูงถึง 50-70 % โดยที่เหลือจะอยู่ในรูป Poly-P และสารอินทรีย์ฟอสเฟต แต่เมื่อผ่านการบำบัดทางชีวภาพ ฟอสเฟตจะเปลี่ยนไปอยู่ในรูป Ortho-P เท่ากับ 90 % (Meganck and Faup, 1988) จากตารางที่ 2.12 จะเห็นว่าปริมาณฟอสเฟตในน้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชนแต่ละแห่งในประเทศไทยส่วนใหญ่ที่ใช้ระบบทางด้านชีวภาพข้างต้น มีปริมาณฟอสเฟตอยู่ในระดับที่สามารถก่อให้เกิดปัญหา Eutrophication ได้ ซึ่งค่ามาตรฐานของฟอสฟอรัสของน้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชนในประเทศไทยกำหนดไว้ที่ไม่เกิน 2 mg/L ในรูปของฟอสฟอรัสทั้งหมด

2.8.2 การกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำเสีย

การกำจัดฟอสฟอรัสสามารถทำได้หลายวิธี เช่น วิธีทางชีวภาพ วิธีทางกายภาพ และวิธีทางเคมี โดยวิธีทางกายภาพ เช่น กระบวนการกรอง ที่อาศัยเยื่อเมมเบรน และการใช้ตัวดูดซับ ซึ่งการกำจัดฟอสฟอรัสโดยใช้ตัวดูดซับมีประสิทธิภาพสูงถึง 99% แต่จะมีความยุ่งยากในการเตรียมวัสดุที่ใช้ดูดซับ วิธีทางเคมี ทำได้โดยการตกตะกอนผลึก (Precipitation) โดยโลหะที่นิยมใช้ในการตกตะกอนผลึกคือแคลเซียม อลูมิเนียม และเหล็ก เป็นต้น (เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์ (2547); มั่นสิน ตันกุลเวศน์ (2547)) ซึ่งจะทำให้เกิดการตกตะกอนของฟอสเฟต วิธีทางกายภาพร่วมกับเคมี เช่น การแยกด้วยเคมีไฟฟ้า ซึ่งข้อดีคือใช้พื้นที่ในการบำบัดน้อย แต่มีข้อเสียคือประสิทธิภาพต่ำ และค่าใช้จ่ายสูงมาก (เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์, 2543) และวิธีทางชีวภาพ เช่น ระบบเอสแบบดัดแปรซึ่งเป็นระบบที่ประหยัดค่าใช้จ่าย ไม่ต้องใช้สารเคมี ลดปริมาณตะกอนจากสารเคมี ซึ่งปกติระบบตะกอนเร่งจะสามารถกำจัดฟอสเฟตออกไปได้น้อย เกิดจากการที่จุลินทรีย์นำฟอสเฟตมาใช้ในการเจริญเติบโต จึงมีการกำจัดฟอสฟอรัสส่วนที่ยังเหลืออยู่โดยอาศัยจุลินทรีย์ในถังแบบไม่ใช้ออกซิเจนตามด้วยถังแบบใช้ออกซิเจน ทำให้เกิดการคัดพันธุ์แบคทีเรียชนิดพิเศษ ที่สามารถจับใช้ฟอสฟอรัสได้มากกว่าปริมาณฟอสฟอรัสที่เซลล์ต้องนำไปใช้ในการเจริญเติบโต โดยลักษณะนี้เรียกว่าการจับใช้ฟอสฟอรัสแบบฟุ่มเฟือย (Luxury phosphorus uptake) ซึ่งจุลินทรีย์ชนิดพิเศษนี้สามารถจับฟอสฟอรัสได้ 4-12% หรือมากกว่าระบบธรรมดาถึง 2.5-4 เท่า โดยจุลินทรีย์กลุ่มนี้เรียกว่า PAOs ซึ่งสามารถจับใช้ฟอสฟอรัสได้สูง ถึง 99% (Merzouki et al., 2005) ซึ่งเป็นกลุ่มจุลินทรีย์ที่ต้องการสารอินทรีย์คาร์บอนที่สามารถย่อยสลายได้ง่าย เช่น Acetic acid ซึ่ง PAOs สามารถเจริญเติบโตในกระบวนการที่มีการหมุนเวียนสภาวะแอนแอโรบิก และแอโรบิก เป็นอย่างน้อย โดยกระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพที่อาศัยปฏิกิริยาการจับใช้แบบฟุ่มเฟือย ได้แก่ กระบวนการโฟรีดอกซ์ (Phoredox process) กระบวนการฟอสทริป (Phostrip process) กระบวนการเอสบีอาร์ (Sequencing batch reactor : SBR) กระบวนการ A/O (Anaerobic – oxic process) กระบวนการ OWASA ระบบบาเดนโฟ (Bardenpho processes) และระบบยูทีซี (UCT processes) ซึ่งกระบวนการเหล่านี้มีทั้งข้อดี และข้อจำกัดที่แตกต่างกัน ดังนี้

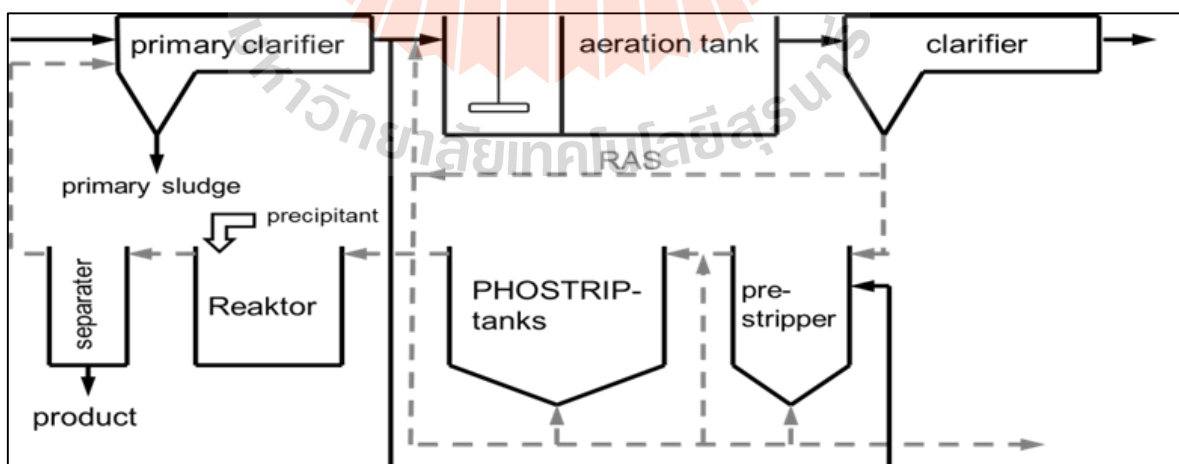
1. กระบวนการ โฟรีด็อกซ์ (Phoredox process)



รูปที่ 2.4 กระบวนการ โฟรีด็อกซ์ (Phoredox Process) (Kroiss et al., 2011)

ระบบนี้ประกอบไปด้วยถังเลี้ยงเชื้อ 3 ชนิด คือ ถังแอนแอโรบิก ถังแอนอกซิกและถังแอโรบิก ดังรูปที่ 2.4 เป็นกระบวนการ Phoredox ที่เกิด Nitrification โดยทั่วไปกระบวนการนี้มีลักษณะคล้ายระบบเอสที่มีถังแอนแอโรบิกเพิ่มเข้ามา ถ้ามีปฏิกิริยา Nitrification เกิดขึ้นในถังแอโรบิก จะส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของระบบ เนื่องจากไนเตรตที่เกิดจากถังแอโรบิก อาจย้อนกลับไปสู่ถังแอนแอโรบิก ถังแอนแอโรบิกจะกลายเป็นถังแอนอกซิก ทำให้กระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพในถังแอนแอโรบิกได้

2. กระบวนการ ฟอสทริป (Phostrip process)



รูปที่ 2.5 กระบวนการ ฟอสทริป (Phostrip Process) (Kroiss et al., 2011)

กระบวนการนี้ไม่ใช่การกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพที่แท้จริง เพราะได้อาศัยกระบวนการทางเคมี ได้แก่ การรวมตะกอน และการตกตะกอนผลึกเข้ามาเสริม แต่ยังอาศัยหลักการที่จุลินทรีย์ปล่อยฟอสฟอรัสออกมาในสถานะแอนเอโรบิก และจับโซ่อย่างฟุ่มเฟือยในสถานะแอนเอโรบิก ตะกอนจุลินทรีย์ในถังตกตะกอนบางส่วนจะถูกส่งไปยังถังที่มีสถานะเป็นแอนเอโรบิก มีระยะเวลาที่เก็บประมาณ 10-12 Hr. ทำให้มีการปล่อยฟอสฟอรัสออกจากตะกอนสู่ น้ำ และตะกอนนั้นได้ถูกสูบกลับไปยังถังเดิมอากาศ ส่วนน้ำใสที่ไหลออกไปจากถังที่มีสถานะแอนเอโรบิก จะถูกกำจัดฟอสเฟตที่มีอยู่สูง โดยจะใช้ปูนขาวในการตกผลึก แล้วนำไปตกตะกอนเพื่อแยกทิ้ง ซึ่งกระบวนการนี้จะทำให้เกิดตะกอนเคมี น้อยกว่ากระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางเคมีโดยตรง (นาริรัตน์ พันธุ์ณี, 2541) ดังรูปที่ 2.5

3. กระบวนการเอสบีอาร์ (Sequencing batch reactor: SBR) เป็นกระบวนการที่สามารถกำจัดสารอินทรีย์ ไนโตรเจน และฟอสฟอรัสได้ โดยการใช้สารเคมี หรือไม่ใช้สารเคมี ซึ่งกระบวนการนี้สามารถควบคุมการเกิด Nitrification และ Denitrification ได้ โดยต้องกำหนดให้ระยะเวลาที่เก็บ (HRT) ของระบบมีค่าต่างๆ และจัดให้มีขั้นตอนแอนเอโรบิกก่อนแอนเอโรบิกในแต่ละวัฏจักร แต่ละกระบวนการนั้นจะถูกดำเนินการเป็นลำดับภายในถังเดียว โดยมีการเปลี่ยนสถานะของถังปฏิบัติการ มีอยู่ 5 ขั้นตอน ได้แก่

ขั้นที่ 1 เติมน้ำเสีย (Fill) เป็นช่วงที่มีการรับน้ำเสียเข้าสู่ระบบ โดยให้มีของเหลวในถังปฏิบัติการเพิ่มจาก 25 % จนถึง 100 %

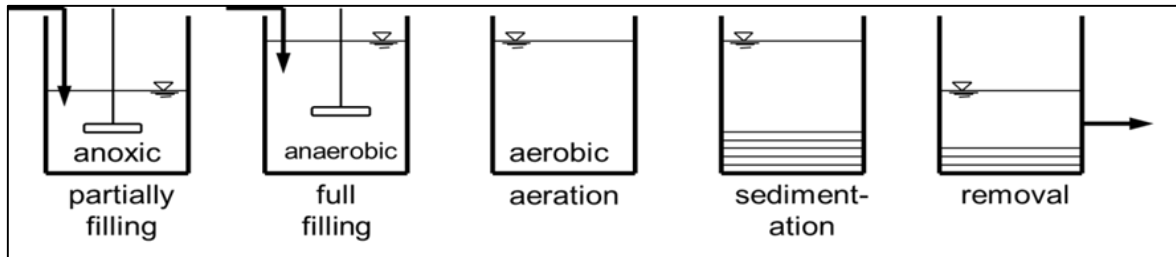
ขั้นที่ 2 ช่วงทำปฏิกิริยา (React) ใช้เวลาประมาณ 25 % ของเวลาใน 1 วัฏจักร

ขั้นที่ 3 ช่วงตกตะกอน (Settle) เกิดการตกตะกอนเพื่อแยกตะกอน เพื่อระบายน้ำใส ส่วนบนออก ใช้เวลาประมาณ 0.5 – 1 Hr.

ขั้นที่ 4 ขั้นตอนการปล่อยน้ำออกจากถังปฏิบัติการ (Draw) เป็นขั้นที่ระบายน้ำใสออกจากถังปฏิบัติการ

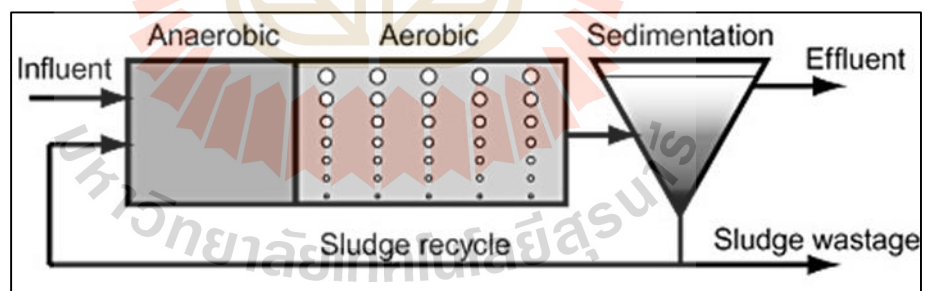
ขั้นที่ 5 ช่วงพัก (Idle) เป็นช่วงที่ระบบอยู่นิ่ง เพื่อรอรับน้ำเสียใหม่

ทั้ง 5 ขั้นตอนแสดง ดังรูปที่ 2.6 ซึ่งการคายฟอสฟอรัส และการกำจัดบีโอดีเกิดขึ้นในขั้นแอนเอโรบิก ตามด้วยการจับโซ่ฟอสฟอรัส จากนั้นการเริ่มวัฏจักรใหม่ของระบบเอสบีอาร์จึงต้องเริ่มด้วยปฏิกิริยา Nitrification ในช่วงแอนอ็อกซิกก่อนการจัดฟอสฟอรัส เพื่อให้การกำจัดฟอสฟอรัสได้ผลดี (ชงชัย พรรณสวัสดิ์ (2544); มงคล คำรงค์ศรี และคณะ (2554)) ซึ่งแต่ละปฏิกิริยาจะถูกควบคุมจากระยะเวลาที่เก็บในแต่ละสถานะ รวมถึงระยะเวลาในการเติมอากาศ และการปิดเครื่องเติมอากาศ โดยปริมาณตะกอนที่ถูกระบายออกจะขึ้นอยู่กับอายุตะกอน ซึ่งระบบนี้จะไม่มีการหมุนเวียนตะกอน เนื่องจากการเติมอากาศและการตะกอนเกิดขึ้นภายในถังปฏิบัติการเดียวกัน ซึ่งระบบนี้ไม่จำเป็นต้องอาศัยผู้ควบคุมระบบที่มีความเชี่ยวชาญ เป็นระบบที่นิยมใช้ในโรงงานอุตสาหกรรม ที่มีพื้นที่จำกัด เพราะใช้พื้นที่ในการเดินระบบน้อย เนื่องจากมีถังปฏิบัติการเพียง 1 ถัง



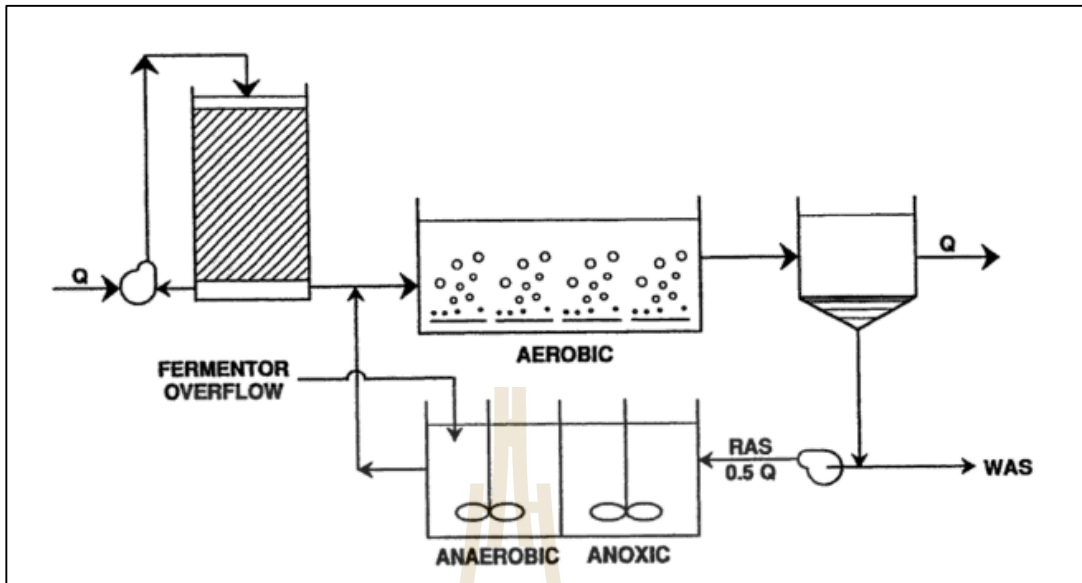
รูปที่ 2.6 กระบวนการเอสบีอาร์ (Sequencing Batch Reactor : SBR) (Kroiss et al., 2011)

4. กระบวนการ A/O (Anaerobic – oxic process) คล้ายกับกระบวนการ Phoredox มีสภาวะไร้อากาศต่อด้วยสภาวะที่มีออกซิเจน ดังรูปที่ 2.7 ฟอสเฟตจะถูกปล่อยออกมาในสภาวะแอนแอโรบิก ในสภาวะที่มีอากาศจุลินทรีย์จะใช้ฟอสเฟต และจะกำจัดฟอสเฟตโดยการระบายสลัดจ์ออก ส่วนสลัดจ์ที่ตกตะกอนจะถูกหมุนเวียนไปยังสภาวะไร้อากาศ ซึ่งจะเกิดการคายฟอสเฟตและการลดลงของสารอินทรีย์ ซึ่งความเข้มข้นของฟอสเฟตที่ออกจากระบบขึ้นอยู่กับอัตราส่วนบีโอดีต่อฟอสเฟตในน้ำเสีย (วาสนา พิธรรมนงค์สิน, 2539) เป็นระบบที่กำจัดฟอสฟอรัส และไนโตรเจนได้ยาก และต้องการอัตราส่วนบีโอดีต่อฟอสเฟตสูง



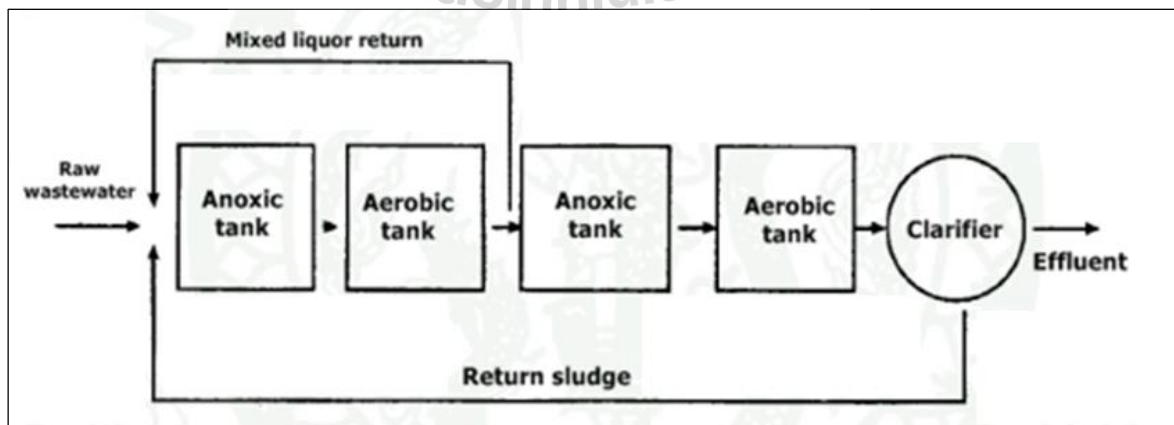
รูปที่ 2.7 กระบวนการ A/O (He and McMahon., 2011)

5. กระบวนการ OWASA หรือ Orange Water and Sewerage Authority ถูกพัฒนาโดย OWASA ซึ่งประกอบด้วยถังย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน และถังเติมอากาศ ซึ่งจะมีถังย่อยสลายด้วยสภาวะไร้อากาศ และแอนอกซิก ดังรูปที่ 2.8 โดยในถังแอนแอโรบิก จะเกิดการย่อยสลายตะกอน เกิดเป็น VFAs ซึ่งน้ำเสีย Trickling-filter-treat จะไหลเข้าสู่ถังเติมอากาศ ระบบนี้มีถังปฏิกริยาจำนวนมาก ทำให้ยุ่งยากในการควบคุม และเป็นระบบที่มีการหมักตะกอน ซึ่งต้องการการเดินระบบอย่างถูกต้อง



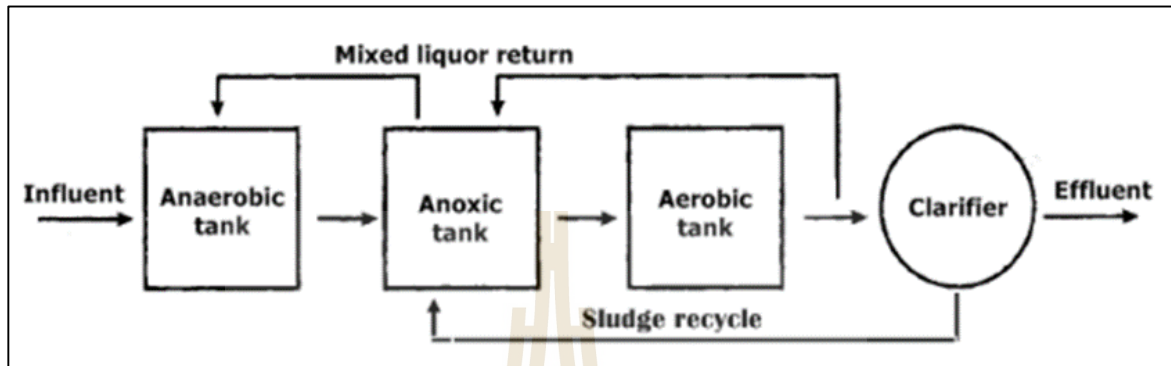
รูปที่ 2.8 กระบวนการ OWASA

6. ระบบบาเดนโฟ (Bardenpho processes) คือระบบบำบัดที่มีถังย่อยสลายน้ำเสีย 4 ถัง และถังตกตะกอน 1 ถัง ดังรูปที่ 2.9 ซึ่งระบบนี้เป็นระบบที่มีถังย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน สลับกับถังย่อยสลายแบบเติมอากาศ ซึ่งสามารถกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอน และ P ซึ่งแบ่งเป็นถังย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน และถังย่อยสลายแบบเติมอากาศอย่างละ 2 ถัง ซึ่งมีวัตถุประสงค์เพื่อให้ถังย่อยสลายที่เพิ่มขึ้นมา ทำหน้าที่ในการย่อยสลายสารประกอบอินทรีย์ และ P ที่เหลือจากถังย่อยสลายชุดที่ 1 ออกจากน้ำเสียอีกครั้ง (วิจิตรา แก้วหลวง, 2555)



รูปที่ 2.9 ระบบบาเดนโฟ (Bardenpho processes)

7. ระบบยูทีซี (UCT processes) คือระบบที่ประกอบด้วยถังย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน ถังแอนอกซิก ถังเติมอากาศ และถังตกตะกอน ดังรูปที่ 2.10



รูปที่ 2.10 ระบบยูทีซี (UCT processes)

ซึ่งถังย่อยแบบไม่ใช้ออกซิเจนจะทำหน้าที่ย่อยสลายสารประกอบคาร์บอน และเปลี่ยน P ให้อยู่ในรูปสารอินทรีย์ฟอสเฟต แล้วเข้าสู่ถังแอนอกซิก ซึ่งเป็นถังที่ย่อยสลายสารอินทรีย์คาร์บอน และไนโตรเจนเปลี่ยนเป็น CO_2 , N และ P ก่อนที่ปล่อยเข้าสู่ถังตกตะกอน ซึ่งบ่อตกตะกอนทำหน้าที่แยกเซลล์จุลินทรีย์ออกจากน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดจากถังย่อยสลายทั้ง 3 ถัง ก่อนปล่อยเข้าสู่ขั้นต่อไป (วิจิตรฯ แก้วหลวง, 2555) กระบวนการต่างๆที่ใช้ในการกำจัดฟอสฟอรัสมีข้อดี และข้อเสียที่แตกต่างกันซึ่งช่วยให้ตัดสินใจในการเลือกใช้ระบบบำบัดที่เหมาะสม ประหยัดค่าใช้จ่ายและเกิดประสิทธิภาพสูงสุดได้ โดยข้อดี และข้อจำกัดของกระบวนการที่กล่าวมาสามารถอธิบายได้ดังตารางที่ 2.13 ซึ่งจะเห็นว่ากระบวนการในการกำจัดฟอสฟอรัสมีทั้ง กระบวนการที่ใช้ทั้งสารเคมีร่วมกับระบบทางชีวภาพ และระบบทางชีวภาพเพียงอย่างเดียว ซึ่งกระบวนการทางด้านเคมี เช่นกระบวนการ Phostrip มีข้อเสียคือ มีต้นทุนในการซื้อสารเคมีในการเดินระบบ ทำให้ค่าใช้จ่ายในการเดินระบบสูงกว่าระบบทางด้านชีวภาพเพียงอย่างเดียว รวมถึงการใช้สารเคมีอาจจะเกิดตะกอนภายในระบบ ซึ่งกำจัดได้ยาก ทำให้ประสิทธิภาพในการเดินระบบลดต่ำลง รวมถึงตะกอนอาจจะอุดตันที่ต่างๆ ทำให้เสียค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาอุปกรณ์เพิ่มขึ้น แต่บางระบบเช่น กระบวนการ Bardenpho และกระบวนการ UCT เป็นระบบที่ต้องใช้พลังงานสูง แต่ระบบ UCT สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้ตลอดทั้งปี นอกจากนั้นการเลือกใช้กระบวนการในการกำจัดฟอสฟอรัสยังจำเป็นต้องคำนึงถึงประสิทธิภาพในการกำจัด โดยแต่ละกระบวนการสามารถสรุปประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟต ดังตารางที่ 2.14

ตารางที่ 2.13 ข้อดีและข้อจำกัดของกระบวนการต่างๆที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้

กระบวนการ	ข้อดี	ข้อจำกัด
1. A/O	<ul style="list-style-type: none"> -ควบคุมระบบง่าย -ตะกอนที่เกิดขึ้นสามารถนำไปทำปุ๋ยได้ -HRT ต่ำ ทำให้ระบบเล็ก -ประสิทธิภาพการกำจัด BOD สูง 	<ul style="list-style-type: none"> -ยากในการกำจัดทั้งไนโตรเจนและฟอสฟอรัส -ต้องมีค่า BOD/P สูง
2. A ² /O	<ul style="list-style-type: none"> -ตะกอนที่เกิดขึ้นสามารถนำไปทำปุ๋ยได้ -HRT ต่ำ ทำให้ระบบเล็ก -ประสิทธิภาพการกำจัด BOD สูง -สามารถรับ Shock load ได้มากกว่า A/O -สามารถเกิด Nitrification ได้ดีกว่า A/O 	<ul style="list-style-type: none"> -ระบบถังวางเรียงอนุกรมจึงต้องการไหลของน้ำเสียให้ต่อเนื่อง -ยากในการกำจัดทั้งไนโตรเจนและฟอสฟอรัส -ต้องมีค่า BOD/P สูง
3. PhoStrip	<ul style="list-style-type: none"> -ตัดแปลงจากเอเอสธรรมดาเป็น PhoStrip ได้ง่าย -ระบบสามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้ค่อนข้างแน่นอน -ใช้สารเคมีในการตกผลึกน้อยกว่าระบบทางเคมีซึ่งมีประสิทธิภาพสูง -ฟอสฟอรัสในน้ำทิ้งน้อยกว่า 1.5 mg/L 	<ul style="list-style-type: none"> -ต้องการใช้สารเคมี เช่น ปูนขาว -ต้องควบคุมปริมาณออกซิเจนให้เพียงพอ -อาจมีปัญหาตะกอนเกิดขึ้น ซึ่งกำจัดได้ยาก -ต้องการผู้ควบคุมระบบที่มีประสบการณ์
4. SBR	<ul style="list-style-type: none"> -ตัดแปลงกระบวนการได้ง่าย โดยไม่ส่งผลต่อเครื่อง -ระบบง่ายต่อการควบคุม -ใช้พื้นที่น้อย 	<ul style="list-style-type: none"> -เหมาะสำหรับน้ำเสียเข้าน้อย -ต้องการระบบอย่างน้อยสองชุด -ต้องมีตัวควบคุมระบบให้ต่อเนื่องและอัตโนมัติ -ต้องการระบบถ่ายน้ำทิ้ง
5. 5.OWASA	<ul style="list-style-type: none"> -ระบบไม่ขึ้นอยู่กับ BOD -ระบบมีความน่าเชื่อถือในการกำจัดฟอสฟอรัส 	<ul style="list-style-type: none"> -ระบบมีจำนวนถังมาก ทำให้ยุ่งยากในการควบคุม -เป็นระบบที่มีการหมักตะกอน ซึ่งต้องการการเดินระบบอย่างถูกต้อง

ตารางที่ 2.13 ข้อดีและข้อจำกัดของกระบวนการต่างๆที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้ (ต่อ)

กระบวนการ	ข้อดี	ข้อจำกัด
6.Bardenpho	<ul style="list-style-type: none"> -เกิดตะกอนน้อยกว่าระบบการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบอื่น -ตะกอนส่วนเกินสามารถนำไปทำปุ๋ยได้ -สามารถกำจัดไนโตรเจนได้มากกว่าระบบอื่น -เป็นระบบที่นำ alkalinity กลับมาบำบัดเพื่อลดการใช้สารเคมี -เป็นระบบที่ใช้กันมาก 	<ul style="list-style-type: none"> -ใช้พลังงานมาก -อาจจะมีการใช้สารเคมีช่วยกำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัส -ความจุ้งมากกว่าระบบ A²/O -ต้องการ BOD/P สูง
7.UCT	<ul style="list-style-type: none"> -แยกถังไร้อากาศในการกำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัส -มีไนเตรทน้อยหรือไม่มีเลยเข้าสู่ถังเติมอากาศ -สามารถปรับระบบให้กำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัสได้ตลอดปี 	<ul style="list-style-type: none"> -ใช้พลังงานมาก -อาจมีการใช้สารเคมีช่วยกำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัส -ต้องการ BOD/P สูง

ที่มา: เกรียงศักดิ์ อุดมสิน โรจน์ (2543)

การกำจัดฟอสฟอรัสในตัวตะกอน สามารถทำได้โดยกระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางเคมี (Chemical phosphate removal) โดยการเพิ่มโคแอกกูแลนต์ และการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบเพิ่มฟูน (EBPR) (Chen et al., 2005) จากตารางที่ 2.14 พบว่าในงานของ Mannina et al. (2016) ได้ศึกษาการกำจัดฟอสฟอรัส ด้วยกระบวนการ UCT พบว่าเมื่อทดลองใช้ สัดส่วน C/N เท่ากับ 5:1 และ 10:1 ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัส 70% ส่วนงานของ Monclús et al. (2010) ได้ศึกษากระบวนการเชื่อมกรองชีวภาพ (MBR) พบว่ามีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัส 92% ส่วน Gebremariam et al. (2012) และ Broughton et al. (2008) ได้ศึกษาการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพด้วยกระบวนการ EBPR พบว่าการใช้ Acetate เป็นแหล่งคาร์บอน 100% ส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงถึง 99 % และเป็นกระบวนการที่ประหยัด ในการกำจัดฟอสฟอรัสออกจากน้ำเสีย

ตารางที่ 2.14 กระบวนการบำบัดประเภทต่างๆ ที่สามารถกำจัดฟอสเฟตได้

กระบวนการ	รายละเอียด	การกำจัด P (%)	อ้างอิง
ระบบSBR แบบ Enhanced biological phosphorus removal (EBPR)	กลูโคส/acetate สัดส่วน 25/75% 50/50% 75/25% และ 100%	99.8	Gebremariam et al. (2012)
University of Cape Town Membrane bioreactor (UCT-MBR)	สัดส่วน C/N เท่ากับ 5:1 และ 10:1	70%	Mannina et al. (2016)
กระบวนการดูดซับ	ใช้ถ่านเม็ดเป็นตัวดูดซับ ที่ 30 °C	97.02 %	Jung et al. (2016)
ระบบเอสบีอาร์ (Sequencing Batch Reactor, SBR)	18 Hr. ในสภาวะแอนอกซิก และ 5 Hr. สภาวะแอโรบิก, สัดส่วน C:P เท่ากับ 137	86 %	Jena et al. (2015)
ระบบยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB)	PAC เป็นสารช่วยตกตะกอน	79 %	Nair and Ahammed (2015)
ระบบเอสบีอาร์ ร่วมกับเมมเบรน (SBMABR)	ใช้พลาสติกทรงกระบอกและเยื่อกรอง	85%	Sun et al. (2015)
กระบวนการดูดซับ ร่วมกับระบบอัลตราฟิลเตรชัน (Ultrafiltration)	iron oxide/hydroxide (Fe ³⁺)	95 – 98 %	Zelmanov and Semiat (2014)
เยื่อกรองชีวภาพ (MBR)	สภาวะแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก ตามด้วยเยื่อกรอง	92 %	Monclús et al. (2010)
ระบบ SBR แบบ Enhanced biological phosphorus removal (EBPR)	8 Hr. ต่อวัฏจักร HRT 32 Hr. และสัดส่วน COD:P เท่ากับ 15:1	>99	Broughton et al. (2008)

2.9 กระบวนการอีบีพีอาร์ (Enhanced biological phosphate removal, EBPR)

การกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอน ในโตรเจนและฟอสฟอรัสพร้อมกัน มักอาศัยกระบวนการ EBPR (Guerrero et al., 2011) ระบบนี้สามารถทำให้น้ำทิ้งมีคุณภาพดีกว่าระบบตะกอนเร่งที่เดิมสารส้ม เพื่อกำจัดฟอสเฟตทางเคมี ซึ่งข้อดีของระบบนี้คือช่วยให้ประหยัดสารเคมี ไม่ต้องใช้สารส้มหรือโพลีเมอร์สำหรับก่อตะกอนผลึก (Precipitation) ของฟอสฟอรัส และยังช่วยลดปริมาณของตะกอนลง ทำให้ช่วยลดค่าใช้จ่ายในการกำจัดกากตะกอน

กระบวนการ EBPR ประกอบด้วย 2 สภาวะคือ แอนแอโรบิก และแอโรบิก โดยทั้งสองสภาวะจะทำหน้าที่คัดพันธุ์ (Selector) ทำให้จุลินทรีย์เส้นใยถูกกดไว้ไม่ให้เจริญเติบโต ผลจากการสลับไปมาระหว่างสภาวะแอนแอโรบิกหรือแอนอกซิกกับแอโรบิก ซึ่งน้ำที่เข้ามาในระบบและชีวมวลจะเกิดขึ้นเป็นวัฏจักร ระหว่างสภาวะไร้ออกซิเจนและสภาวะมีออกซิเจน ซึ่งจะสนับสนุนให้เกิดการเพิ่มขึ้นของ PAOs (Chen et al., 2005) ซึ่งเป็นกลุ่มของจุลินทรีย์ Heterotrophic แบคทีเรียบวก (Positive Gram) (Bao et al., 2007) ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้มากกว่าเซลล์ปกติ ซึ่งเราสามารถตรวจสอบ PAOs ในระบบได้โดยสามารถใช้เทคนิค FISH (Fluorescence In Situ Hybridization) ซึ่งสามารถจำแนกและสังเกตการณ์กระจายตัวของจุลินทรีย์ได้ (Tayà et al., 2013) และการย้อมแกรม ซึ่งจะเป็นการใช้สีย้อมที่แตกต่างกันที่จะติดบริเวณไซโตพลาสซึมและผนังเซลล์ของแบคทีเรีย ทำให้เห็นความแตกต่างของแบคทีเรียชนิดต่างๆ ได้ โดยการศึกษาจะใช้วิธีการย้อมสีแกรมเนื่องจากเป็นวิธีการที่ง่ายและสะดวกในการจำแนกกลุ่มของแบคทีเรีย ซึ่งใช้วิธี Gram stain ที่จำแนกกลุ่มแบคทีเรียตามลักษณะการติดสี มี 2 กลุ่ม คือ Gram positive bacteria จะย้อมติดสีม่วงของ Crystal violet ซึ่งเป็นสีแรก ที่ใช้ย้อม และ Gram negative bacteria จะย้อมติดสีแดงของ safranin ซึ่งเป็นสีที่สอง ซึ่งสามารถใช้วิธีการนี้ในการระบุกลุ่มของเชื้อในระบบได้

2.9.1 การกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอน

สารอินทรีย์คาร์บอนที่อยู่ในน้ำเสียนั้น สามารถแบ่งออกได้เป็นสารอินทรีย์คาร์บอนที่พร้อมในการย่อยสลาย (Readily biodegradable carbon) เป็นกลุ่มที่จุลินทรีย์สามารถใช้เป็นอาหารได้อย่างรวดเร็ว ซึ่งจะนำไปใช้เป็นแหล่งพลังงานในการเจริญเติบโตและสร้างเซลล์ใหม่ และสารอินทรีย์คาร์บอนที่ย่อยสลายได้ช้า (Slowly biodegradable carbon) (พนาลี ชีวกิตาการ, 2553)

2.9.2 การกำจัดไนโตรเจน ในกระบวนการ EBPR

สารอินทรีย์ไนโตรเจนในน้ำเสียประกอบด้วยสองรูปคือ สารอินทรีย์ไนโตรเจน (Organic nitrogen) แอมโมเนียไนโตรเจน (Ammonia nitrogen) ไนไตรท์ และไนเตรท ซึ่งการเจริญเติบโตสร้างเซลล์ใหม่ของจุลินทรีย์ก็จะมีการใช้สารอินทรีย์ไนโตรเจน ทำให้มีปริมาณลดลงในน้ำเสีย ซึ่งจำเป็นต้องมีการใช้สารอินทรีย์คาร์บอนด้วย ซึ่งการที่จะกำจัดไนโตรเจนได้ต้องมีปริมาณ BOD ที่เพียงพอโดยปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับการกำจัดไนโตรเจนในน้ำเสียมียู่ 2 ขั้นตอนคือ กระบวนการในสภาวะแอนแอโรบิก จะเกิดปฏิกิริยา Ammonification ทำให้สารอินทรีย์ไนโตรเจนที่อยู่ในน้ำเสียจะถูกเปลี่ยนอยู่ในรูปแอมโมเนีย สภาวะแอนอกซิกเป็นสภาวะที่ไม่มีออกซิเจน แต่มีไนเตรทเป็นตัวรับอิเล็กตรอนแทน

ไนโตรเจน ทำให้เกิดการกำจัดไนเตรท โดยผ่านกระบวนการ Denitrification ซึ่งจะเปลี่ยนไนเตรทเป็นก๊าซไนโตรเจน และสภาวะที่มีอากาศจะทำให้เกิดปฏิกิริยา Nitrification ซึ่งเปลี่ยนรูปของ NH_3 ไปเป็นไนไตรท์ และไนเตรท ได้โดยอาศัยออกซิเจน

2.9.3 การกำจัดฟอสฟอรัส

2.9.3.1 กระบวนการในถังแอนแอโรบิก (Anaerobic)

ออกซิเจนเป็นตัวรับอิเล็กตรอนที่สำคัญ ที่จุลินทรีย์จะใช้ในการเจริญเติบโต แต่ในถังแอนแอโรบิกจุลินทรีย์ไม่มีออกซิเจนเป็นตัวรับอิเล็กตรอน จึงพบจุลินทรีย์ที่จับใช้สารอินทรีย์เข้าเซลล์ไว้แทนนั้น ที่สามารถเจริญเติบโตขณะจุลินทรีย์กลุ่มอื่น ซึ่ง PAOs เป็นจุลินทรีย์ที่อาศัยอยู่เป็นกลุ่มเด่น จะจับใช้สารอินทรีย์ที่อยู่ในน้ำเสียคือสารอินทรีย์พวกสารอินทรีย์ระเหยง่าย โดยเฉพาะอะซิเตท (Acetate) ซึ่งเป็นแหล่งคาร์บอน ที่จะผลิตสาร PHB โดยจะใช้พลังงานจากการที่ PAOs ปลดปล่อยฟอสฟอรัสจากการสลายตัวของ poly-P ซึ่งจะผลิต ATP ที่เป็นพลังงานในการดึงสารอินทรีย์โมเลกุลเล็ก (VFAs) เข้าไปในเซลล์ และสังเคราะห์ VFAs เป็นสารอินทรีย์ที่โมเลกุลใหญ่ขึ้นที่ชื่อว่า PHA ซึ่งสารอาหารที่ผ่านการหมักถ้าเป็นกรดอะซิติก PAOs จะเปลี่ยนกรดอะซิติกเป็น PHB ซึ่ง PHB จะอยู่ในรูปปริวิตซ์ ที่ได้จากการย่อยสลายไกลโคเจนในเซลล์ ซึ่งจะได้พลังงานปริวิตซ์ ออกมาใช้ และหากมี Propionic acids จุลินทรีย์จะเปลี่ยนสารนี้เป็น PHV ซึ่งทั้ง PHB และ PHV เป็นองค์ประกอบของ PHA โดยจะขึ้นอยู่กับสัดส่วนระหว่าง Acetate กับกลูโคส (อรรณพ ฤทธิปัญญาวงศ์, 2543) ซึ่ง PHA นั้นจะเป็นทั้งแหล่งพลังงานและแหล่งคาร์บอนสำหรับ PAOs

โดยที่ในสภาวะไร้ออกซิเจน จะมีปริมาณฟอสเฟตเพิ่มขึ้น เมื่อสารอินทรีย์ระเหยง่าย (VFAs) เพิ่มขึ้น (Kampas et al., 2009) จากการที่แบคทีเรียจะปลดปล่อยฟอสเฟตออกจากเซลล์จำนวนมาก ทำให้ความเข้มข้นฟอสเฟตในน้ำสูงขึ้น ส่งผลให้เกิดการก่อก้อนผลึกในถังแอนแอโรบิกได้ง่าย ซึ่งอัตราการใช้ฟอสเฟต มีความสัมพันธ์เป็นอันดับหนึ่งกับความเข้มข้นฟอสเฟตที่เหลือ (วาสนา พิธรรมนงค์สิน, 2539)

ในกระบวนการ EBPR ซึ่งสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบต่อปริมาณฟอสเฟตในระบบส่งผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสเฟตซึ่งในหลายงานวิจัยได้ทดลองสัดส่วนที่แตกต่างกันไป รวมถึงใช้แหล่งคาร์บอนที่ต่างกันเพื่อทดสอบประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟต ดังตารางที่ 2.15

2.9.3.2 กระบวนการในถังแอนอกซิกและถังแอโรบิก

การปลดปล่อยฟอสฟอรัสในถังแอนอกซิก ซึ่งจะเกิดการจับใช้ฟอสเฟตในถังแอโรบิกต่อไป (เกรียงศักดิ์ อุดมสิน โรจน์, 2543) เมื่ออยู่ในสภาวะแอนอกซิกและแอโรบิกจะมีการสะสมฟอสเฟตไว้ในเซลล์แบคทีเรีย เนื่องจากแบคทีเรียทำการย่อยสลายและดูดซึมฟอสเฟต ซึ่งเกิดขึ้นได้เมื่อมีธาตุอาหารอยู่เพียงพอ PAOs จะใช้ออกซิเจนเป็นตัวรับอิเล็กตรอน มาออกซิไดซ์สารอินทรีย์คาร์บอน ที่อยู่ในรูป PHA (ซึ่ง PHA อยู่ในรูปปริวิตซ์ ต้องใช้พลังงานปริวิตซ์ที่มาจากกร่อยสลายของไกลโคเจนที่

สะสมไว้ในเซลล์ สำหรับการผลิตพีเอชเอ (PHA) ในเซลล์ ได้พลังงานในการจับใช้หรือดึงฟอสเฟตเข้าเซลล์ ดังแบบจำลองของ Mino หรือ พลังงานรีดิวิซ์ อาจมาจากการออกซิเดชันเพียงบางส่วน ของ Acetyl Co.A โดยผ่านวัฏจักร TCA ดังแบบจำลองของ Comeau wentzel ซึ่งจะมีการจับใช้ฟอสเฟตเข้าเซลล์มากกว่าการปล่อยฟอสฟอรัสออกมาในถังแอนแอโรบิก จึงเกิดการกำจัดฟอสเฟตออกจากรู้น้ำได้

ตารางที่ 2.15 สัดส่วนของคาร์บอนต่อฟอสฟอรัส (C:P) จากการทบทวนวรรณกรรม

ระบบ/ กระบวนการ	COD (mg/L)	แหล่ง คาร์บอน	Phosphate (mg/L)	C:P	การกำจัด P (%)	อ้างอิง
EBPR	200 และ 300		10	20 และ 30:1	97	Li et al. (2016)
SBR	4000	Acetate	29	137:1	76	Jena et al. (2015)
A ² /O	400	Crude glycerol	10	40:1	> 90	Guerrero et al. (2015)
EBPR	500	-	3.2	156:1	90	Rashed and Massoud (2015)
SBR	100	Propionate	5	20:1		Tayà et al. (2013)
EBPR	400	Acetate	17	23.5:1	99.8	Gebremariam et al. (2012)
SBR	600 ± 70	กลูโคส Acetate และ Supernatant	33.05	18- 20:1	98	Chuang et al. (2011)
EBPR	800+_50	Propionic: Acetic 1.7:1	53+_3	15:1	>99	Broughton et al. (2008)
SBRs	800	Acetate and Propionate	53.3	15:1		Adrian et al. (2006)
EBPR	300	Acetate	30	10:1	86.3	คมสัน ภาไพโรจน์ (2546)

2.10 ปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการ EBPR

2.10.1 อุณหภูมิ

การศึกษาผลของอุณหภูมิที่เพิ่มสูงขึ้น ส่งผลต่อการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ พบว่า ช่วงอุณหภูมิ 23 - 35 °C ประสิทธิภาพการบำบัดฟอสเฟตสูงกว่าที่อุณหภูมิสูง (ช่วง 28 – 30 °C) (รจเรข วรคทา มาศ, 2551) การทดลองอุณหภูมิช่วง 28 และ 32 °C พบว่า pH เอลดลง เมื่ออุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้นจาก 28 °C เป็น 32 °C กลุ่มจุลินทรีย์ที่ชื่อ จีเอ โอ (Glycogen-accumulating organism, GAOs) ซึ่งจะไม่ ตกตะกอน Poly-P ที่อุณหภูมิมากกว่า 20 °C แต่ก็พบว่ามีการกำจัดฟอสเฟตประมาณ 96 % ที่อุณหภูมิสูง (ช่วง 28 และ 32 °C)

2.10.2 Extracellular polymeric substances (EPS)

ความสามารถของ PAOs ที่จะเปลี่ยนแปลงและเก็บฟอสเฟตส่วนเกินไว้ในเซลล์ ใน กระบวนการ EBPR แต่ก็ยังพบการสะสมของฟอสเฟตอยู่ใน EPS ของตะกอน แสดงว่า EPS มีบทบาทไม่ น้อยต่อการดูดซึมฟอสเฟต และรูปแบบของสารฟอสเฟตก็แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ บทบาทของ EPS สำหรับการเพิ่มประโยชน์สูงสุดในการกักเก็บฟอสฟอรัสจากน้ำเสีย (Li et al., 2015)

2.10.3 pH

Yuan et al. (2015) ได้ศึกษาผลในระยะยาวของ pH (4-10 และไม่ควบคุม pH) ที่มีผลต่อ การสะสมของ SCFAs, กลุ่มจุลินทรีย์ และการลดตะกอนที่อายุมากกว่า 90 วัน ในการหมักตะกอนจาก ระบบตะกอนเร่งแบบแบทช์ โดยหมักที่อุณหภูมิ 30 ± 2 °C แล้วปรับพีเอชของตะกอนที่ 3, 4, 5, 6, 8, 9, 10, 11 และ ไม่ควบคุม pH โดยผลการศึกษาพบว่าค่าเฉลี่ยการสะสมของ SCFAs เท่ากับ 1,721.4, 114.2 และ 58.1 mg/L ที่ pH เท่ากับ 10, 4 และไม่ควบคุม pH ตามลำดับ การสะสมของ SCFAs และการลดตะกอน เกิดที่ pH เท่ากับ 10 และให้ 31.65 mg.COD/L สำหรับน้ำเสียที่เข้าระบบ

2.10.4 ออกซิเจนละลาย (Dissolved oxygen)

EBPR เป็นกระบวนการที่ถูกพัฒนาหลังจากกระบวนการ Denitrification เพื่อให้ได้ฟอสเฟต ย้อนกลับมาจากน้ำเสีย การดูดซึมฟอสเฟตและ Denitrificationประสบความสำเร็จ แม้จะมีออกซิเจนที่ ละลายในน้ำถึง 6 mg/L (Wong et al., 2015) และจากการศึกษาการทำงานของไบโอฟิล์มของระบบแบบ EBPR-r ภายใต้ออกซิเจนที่ต่างกัน พบว่าเริ่มต้นไบโอฟิล์มจะเริ่มเก็บ Acetate ไว้ ภายในตัวมันเอง ในสถานะแอนแอโรบิกและเงื่อนไขต่างๆที่เหมาะสมสำหรับการดูดซึมฟอสเฟต (DO 0 – 8 mg/L, ไนเตรท 10 mg/L, ฟอสเฟต 8 mg/L) ไบโอฟิล์มสามารถดูดซับฟอสเฟตและกำจัดไนโตรเจน ออกได้ (0.70 มิลลิโมลลิเก็คตรอนต่อกรัมของของแข็งทั้งหมด*ชั่วโมง) (Wong et al. 2015)

2.10.5 อายุตะกอน หรือ SRT (Sludge retention time)

วาสนา พิธรรมนงศ์สิน (2539) เปรียบเทียบการใช้ฟอสเฟตในสภาพ Aerobic กับ Anoxic เติบโตวัฏจักร 8 ชม อายุตะกอนต่างกันคือ 5 10 และ 15 วัน ทดลองโดยใช้ระบบเอสบีอาร์ (SBR) ดำเนินงาน น้ำเสียมีซีโอดี (COD) 400 mg/L, ฟอสเฟต 20 มิลลิกรัมต่อลิตร พบว่า ประสิทธิภาพกำจัด COD ไม่ต่างกัน

แต่ช่วงอายุตะกอนมีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสเฟต โดยช่วงอายุตะกอน 5 10 และ 15 วัน มีประสิทธิภาพกำจัดฟอสเฟตเท่ากับ 45.5 %, 84 % และ 75 % ใน Anaerobic – Anoxic SBR 5 10 และ 15 วัน มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟตเท่ากับ 28.5 %, 76.6 % และ 67.5 % ในการศึกษาของ Wentzel et al. (1992) พบว่า PAOs มีบทบาทสำคัญในระบบ และประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสเพิ่มสูงขึ้นภายใต้สภาวะที่ SRT นาน เนื่องจากอัตราการสลายตัวของ PAOs ต่ำกว่าเชื้ออื่น และการศึกษาของ Chuang et al. (1997) พบว่า SRT มีบทบาทสำคัญที่เกี่ยวข้องกับการคาย และการจับใช้ฟอสฟอรัส โดยพบว่าที่ SRT สูงจะเกิดการคายฟอสฟอรัสมากกว่าที่ SRT ต่ำ แต่ในการศึกษาของ Puig et al. (2008) และ Rodrigo et al. (1999) พบว่าเมื่อควบคุมให้ SRT มาก จุลินทรีย์กลุ่ม GAOs จะมีบทบาทสำคัญมากกว่า PAOs และแตกต่างกับการศึกษาของ Randall et al. (1992) ที่พบว่าการเพิ่มค่า SRT ในระบบ ไม่มีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ

2.10.6 ชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอน

ปีวรา บุตรวงศ์ (2546) ได้ศึกษาการสังเคราะห์ PHA จากระบบตะกอนเร่ง โดยมีสภาวะ แอนแอโรบิก – แอโรบิก ที่ใช้บำบัดน้ำเสียต่างชนิดกัน ศึกษาผลของสารอินทรีย์คาร์บอน ที่แตกต่างกัน เช่น CH_3COOH และกรดโอเลอิก (Oleic acid) ต่อการสะสมพืเอชเอ (PHA) ของจุลินทรีย์ในระบบเอสบีอาร์ (SBR) มีเวลาในวัฏจักร 8 Hr. ทำปฏิกิริยา 6.5 Hr. ป้อนน้ำ 1.5 Hr. อายุสัปดาห์ 10 วัน พบว่าถึงปฏิกิริยา A และ AA มียิลด์ปรากฏ = 0.304 mg MLSS/mg COD และ 0.365 ของอายุกากตะกอน 10 วัน และ ถึงปฏิกิริยา O และ OO มียิลด์ปรากฏ = 0.081 mg MLSS/mg COD และ 0.094 ของอายุกากตะกอน 20 วัน ซึ่งปฏิกิริยาที่รับ CH_3COOH จะมีการปลดปล่อยฟอสเฟตในช่วงไร้อากาศคล้ายกระบวนการ EBPR ปฏิกิริยาที่รับ O ไม่เกิดโอเลอิกที่สังเคราะห์ PHAs ชนิดอื่น CH_3COOH ซึ่งมีคุณสมบัติเชิงกลดีกว่า จะมีผลผลิตที่สูงกว่า จากงานวิจัยของ Lopez-Vazquez et al. (2009) พบว่า PAOs จะมีการเจริญเติบโตได้ดีกว่ากลุ่มของ GAO เมื่อสัดส่วนระหว่าง Acetate ต่อ Propionate เท่ากับ 75:25 และ 50:50 ที่ pH เท่ากับ 7.5 และอุณหภูมิ 30 °C ปริมาณสารอินทรีย์ที่ถูกย่อยสลายได้ในน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบแปรผันตรงกับการคายฟอสฟอรัสในเขตไร้อากาศ (วาสนา พิธรรมนงค์สิน, 2539) การศึกษาของ Jasna et al. (2003) พบว่าเมื่อใช้ Propionate เป็นแหล่งคาร์บอน จะพบจุลินทรีย์กลุ่ม *Acinetobacter calcoaceticus* อยู่ภายในระบบ ซึ่งปริมาณของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs มีผลต่อประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ ซึ่งพฤติกรรมในการทำงานของ PAOs สามารถสังเกตได้จากการคาย Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิก และการจับใช้ Ortho-P ในสภาวะแอนออกซิกและแอโรบิก โดยการศึกษาของ Chen et al. (2005) พบว่า Ortho-P ถูกคายออกมา 62.48 mg/L เมื่อใช้ Acetate และ Propionate เป็นแหล่งคาร์บอน และการศึกษาของ Tasli et al. (1997) พบว่าสภาวะแอนแอโรบิกจะเกิดการคาย Ortho-P ลดลง และความเข้มข้นของ Ortho-P ในน้ำทิ้งเพิ่มขึ้น หากมีสัดส่วนของกลูโคสในน้ำเสียเพิ่มสูงขึ้นจาก 20 เป็น 50% และจากงานของ Henze et al. (2000) พบว่าในสภาวะแอนแอโรบิก TCOD จะถูกใช้โดย PAOs ส่งผลให้เกิดการคาย Ortho-P

2.10.7 ระยะเวลาการกักเก็บ

ระยะเวลาการกักเก็บมีผลอย่างมากต่อการลดปริมาณกากตะกอน (หนึ่งฤทัย พานิชชวลิต, 2547) ดังตารางที่ 2.16

ตารางที่ 2.16 ระยะเวลาการกักเก็บที่มีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสเฟต

ผู้เขียน	HRT (Hr.)			ประสิทธิภาพ กำจัดฟอสเฟต (%)
	ถังแอนแอโรบิก	ถังแอนอกซิก	ถังแอโรบิก	
Li et al. (2016)	-	6 – 7.5	-	>95
	-	4.5 – 5.2	-	<80
Merzouki et al. (2005)	1.5	3.5	-	99
ธนศ หวังเรืองสถิต (2547)	2.5	2	6	98.1
	2.5	3	5	94.3
คมสัน กล้าไพโรจน์ (2543)	2	-	4.4	86.3

2.10.8 ไนโตรที่ไนเตรท

การสะสมฟอสเฟต โดยใช้ออกซิเจนอิสระ เป็นตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้าย เกิดคิดที่ใช้ ออกซิเจน จากสารประกอบไนเตรท (NO_3^-) เป็นตัวรับอิเล็กตรอน (วาสนา พิธีกรรมนงค์สิน, 2539) แต่หาก มีไนเตรทในสถานะที่ไร้อากาศจะยับยั้งการคายฟอสฟอรัส จากการที่ Denitrifying bacteria แย่งอาหารกับ แบคทีเรียที่กำจัดฟอสฟอรัส ส่วนไนโตรที่ที่มีความเข้มข้นต่ำมากก็ส่งผลต่อกิจกรรมของ PAOs (Freitas et al., 2009) โดยงานวิจัยของ Saito et al. (2004) พบว่า ไนโตรที่ 2 mg/L. สามารถยับยั้งการจับใช้ฟอสเฟต เข้าสู่เซลล์ในสถานะแอโรบิก และในงานวิจัยของ Ye et al. (2013) พบว่า FNA (Nitrite/free nitrous acid) ก่อให้เกิดการสูญเสียพลังงานในสถานะไร้อากาศอย่างรวดเร็วของ PAOs มากกว่า GAOs การเผาผลาญ แบบไม่ใช้ออกซิเจนของ PAOs จึงได้รับผลกระทบมากกว่า GAOs เมื่อพบ FNA เกิดขึ้นในสถานะไร้ อากาศ แต่ในงานวิจัยของ Taya et al. (2013) ได้มีการทดลองเพื่อดูผลของไนโตรที่ต่อการแข่งขันของ PAOs และ GAOs ในระบบ SBR ที่มี Propionate เป็นแหล่งคาร์บอนทั้งหมด พบว่าเมื่อระบบเกิด GAOs ไนโตรที่เป็นปัจจัยที่มีผลต่อการแข่งขันของ PAOs และ GAOs ได้ โดยการเพิ่มไนโตรที่เข้าสู่ระบบ เช่น การลดการเติมอากาศ จะช่วยให้สามารถกำจัด GAOs ออกจากระบบได้ โดยอาศัยสถานะแอนแอโรบิก และแอนอกซิก ที่มีไนโตรที่เป็นตัวรับอิเล็กตรอน

2.10.9 แคลเซียม (Ca^{2+})

จากงานวิจัยของ Zhang et al. (2015) พบว่า Ca^{2+} เป็นสารที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการ ตกตะกอน การสังเคราะห์ Poly-P ภายในเซลล์ และยังพบว่า Ca^{2+} ที่ความเข้มข้นสูง (> 79 mg/L) มีอิทธิพล

ต่อการเปลี่ยนแปลงการเผาผลาญอาหารของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ซึ่งจำเป็นต้องควบคุมให้ปริมาณของ Ca^{2+} ไม่มีผลกระทบต่อการทำงานของ PAOs

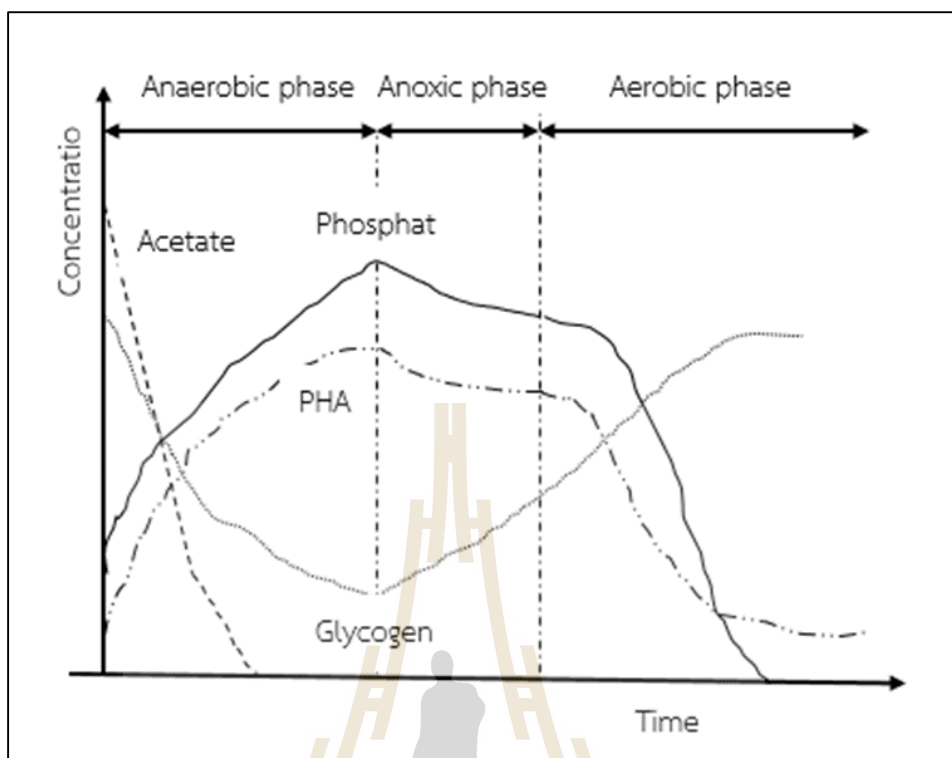
2.10.10 Alkalinity

ค่า Alkalinity มีความสำคัญต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR เพราะช่วยสนับสนุนการทำงานของ PAOs ในการคาย Ortho-P ในสถานะแอนแอโรบิก ซึ่งค่า Alkalinity ที่ใช้ในการควบคุมระบบมักมาจากสารเคมีกลุ่ม HCO_3^- , CO_3^{2-} และ OH^- พบว่าในของเสียบางประเภทเช่น มูลสุกร (PM) มีปริมาณ Alkalinity ที่สูง (Yin et al., 2015) สามารถนำมาใช้เติมให้ระบบแทนสารเคมีได้จากงานวิจัยของ Deng et al. (2008) ศึกษาการบำบัดน้ำทิ้งฟาร์มสุกรด้วยระบบ Anaerobic ร่วมกับระบบ Sequencing batch reactor (SBR) โดยมีการเติม Alkalinity จากโซเดียมคาร์บอเนต (Na_2CO_3) พบว่าการเติม PM อาจเป็นวิธีที่เหมาะสมในการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำ เมื่อเทียบกับระบบเดิม และระบบที่มีการเติม Alkalinity จาก Na_2CO_3 (Deng et al., 2008)

2.11 กลไกของกระบวนการ EBPR

กระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ ดังที่ได้กล่าวไปแล้วข้างต้น จุลินทรีย์ PAOs ต้องการสถานะแอนแอโรบิกที่ไร้ออกซิเจนและไนเตรต ก่อนเข้าสู่สถานะแอนอกซิกและแอโรบิกที่มีตัวรับอิเล็กตรอนเป็นไนเตรตและออกซิเจน ตามลำดับ ซึ่งกลไกของกระบวนการ EBPR ดังรูปที่ 2.11 ซึ่งอธิบายได้ว่าเมื่อน้ำเสียเข้าสู่สถานะแอนแอโรบิก จุลินทรีย์พิเศษกลุ่ม PAOs ที่สะสมแหล่งคาร์บอนมาเป็นโพลีเมอร์ภายใน ที่เรียกว่าฟิเอชเอ (Polyhydroxyalkanoates, PHAs) ซึ่งเป็นรูปแบบหลักที่เกิดจากฟิเอชบี (Poly-beta-hydroxybutyrate, PHB) และฟิเอชวี (Poly-beta-hydroxyvalerate, PHV)

ซึ่งการเก็บแหล่งคาร์บอนอยู่ในรูปโพลีเมอร์นี้อาศัยพลังงานจากการสลายไกลโคเจน และการย่อยสลายของพลังงานภายในสายพอสเฟตที่เรียกว่า Poly-P ซึ่งจะย่อยสลายกลายเป็น Ortho-P ทำให้ในสถานะแอนแอโรบิกมีความเข้มข้นของพอสเฟตสูงขึ้น ซึ่งหลังจากกระบวนการนี้ต้องการสถานะที่มีออกซิเจนหรือสถานะที่มีไนเตรต คือ สถานะแอนอกซิก หรือสถานะแอโรบิกเพื่อกำจัดพอสเฟต ระหว่างสถานะนี้ PHB ที่ถูกเก็บไว้จะถูกนำมาใช้เป็นพลังงานในการเจริญเติบโต สำหรับดูดซึม Ortho-P จากสารละลาย และสร้างพลังงานและคาร์บอนสำหรับเติมเต็มไกลโคเจนและ Poly-P (Baetens, 2001) ทำให้ทั้งสองสถานะนี้ปริมาณพอสเฟตในสารละลายลดลง และจะไปสะสมอยู่ในตัวจุลินทรีย์ ซึ่งจะถูกกำจัดออกเมื่อเราทิ้งกากตะกอน

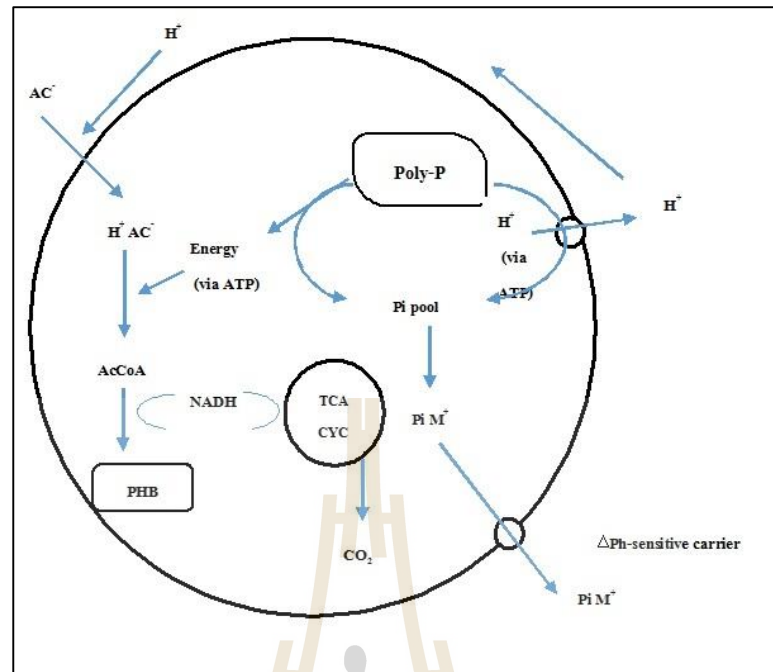


รูปที่ 2.11 ความเข้มข้นของสารในสถานะแอนแอโรบิก และแอโรบิก ของระบบ EBPR (Baetens, 2001)

2.12 กระบวนการสร้างและสลายของ PAOs (Metabolism for PAOs)

2.12.1 สถานะแอนแอโรบิก

ในกระบวนการ EBPR จุลินทรีย์ PAOs และ GAOs แข่งขันกันในการใช้กรดไขมันระเหยง่ายในสถานะไร้ออกซิเจน ซึ่งการเผาผลาญอาหารโดย PAOs เพื่อให้ได้พลังงาน และ Reducing power ที่ต้องการ เมื่อภายนอกเซลล์ PAOs มีความเข้มข้นของ Acetate เพิ่มขึ้น Acetate จะแพร่ผ่านเข้าไปในเซลล์ ทำให้พีเอชเกรเดียนต์ (pH gradient) ลดลง ซึ่งพีเอชเกรเดียนต์เป็นส่วนประกอบของ pmf (Proton motive force) ที่เซลล์ต้องรักษาไว้ให้คงที่ จุลินทรีย์จึงต้องรักษาสมดุลของตนเอง โดยสร้างพีเอชเกรเดียนต์ขึ้นมาใหม่ โดยใช้ Poly.P ที่เก็บไว้โดยตรง หรือผ่านกระบวนการผลิตพลังงาน (ATP) ซึ่งกระบวนการนี้จะเปลี่ยน Acetate เป็น Acetyl-CoA จะอาศัยพลังงานจากการสลาย Poly.P ทำให้ความเข้มข้นของฟอสเฟตอิสระในเซลล์เพิ่มขึ้น และยังทำให้ความเข้มข้นของเมเทิลริก แคทไอออน (M^+) ในเซลล์เพิ่มขึ้น จึงเกิดการคายฟอสเฟตอิสระ และ M^+ ออกจากเซลล์ โดย M^+ จะเป็นขนส่งร่วมกับฟอสเฟต จากนั้นจะเปลี่ยน Acetyl-CoA ให้เป็น PHB โดยจะใช้ NADH จาก acetyl-CoA ที่ผ่านวัฏจักร TCA (Tricarboxylic acid cycle) ดังรูปที่ 2.12



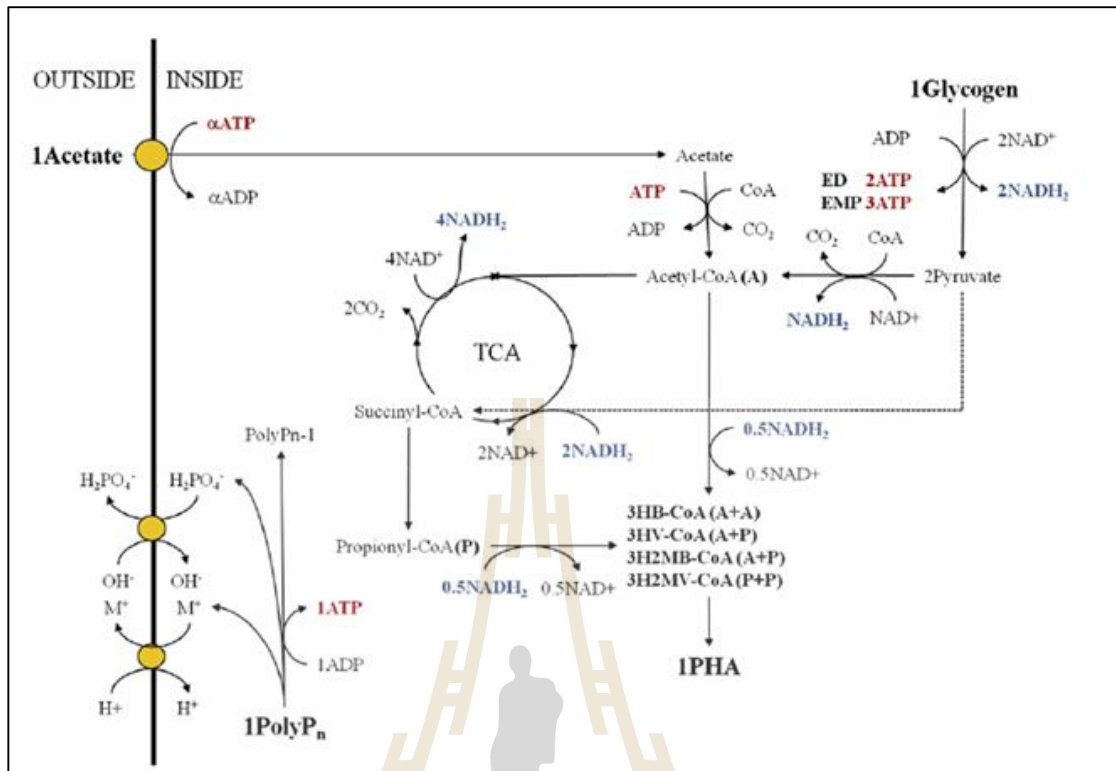
รูปที่ 2.12 กระบวนการสร้างและสลายของ PAOs ในสภาวะแอนแอโรบิก

Anabolic Pathway: ภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน PAOs จะใช้ VFAs และเก็บคาร์บอนในรูป PHAs ภายในเซลล์ ดังสมการที่ 2-34

Catabolic pathway: Poly-P ที่ถูกเก็บไว้ในสภาวะแอนแอโรบิกจะสลายตัวออกเป็นอโรฟอสเฟต เพื่อสร้างพลังงาน จากนั้นอโรฟอสเฟตจะถูกปล่อยออกสู่สิ่งแวดล้อม ดังสมการที่ 2-35



สำหรับการสังเคราะห์ PHA สามารถเปลี่ยนแปลงโดยขึ้นอยู่กับจำนวนของ Poly-P ที่ถูกเก็บไว้ในเซลล์ (Acevedo et al., 2014) ซึ่งจากงานวิจัยของ (Acevedo et al., 2012) พบว่าเมื่อ Poly-P มีความเข้มข้นต่ำสิ่งมีชีวิตทั้งสองใช้วิธีการเผาผลาญอาหาร (Metabolic pathway) ที่คล้ายกัน โดย PAOs จะใช้ไกลโคเจนเป็นส่วนใหญ่ในการผลิต NADH อย่างไรก็ตามเมื่อไกลโคเจนมีปริมาณน้อยใน Poly-P ไกลโคไลซิสเป็นการผลิต ATP ที่ต้องการใช้เพื่อดูดซึม CH_3COOH และสังเคราะห์พีเอชเอ ซึ่ง NADH นั้นถูกใช้สำหรับการเปลี่ยนรูปของ Acetyl-CoA และ Propionyl-CoA เป็น PHA ดังรูปที่ 2.13



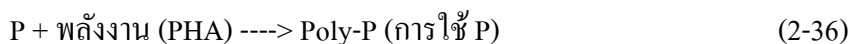
รูปที่ 2.13 แผนผังการเผาผลาญของ PAOs ในสภาวะไร้อากาศ (Acevedo et al., 2012)

2.12.2 สภาวะแอนอ็อกซิก และสภาวะแอโรบิก

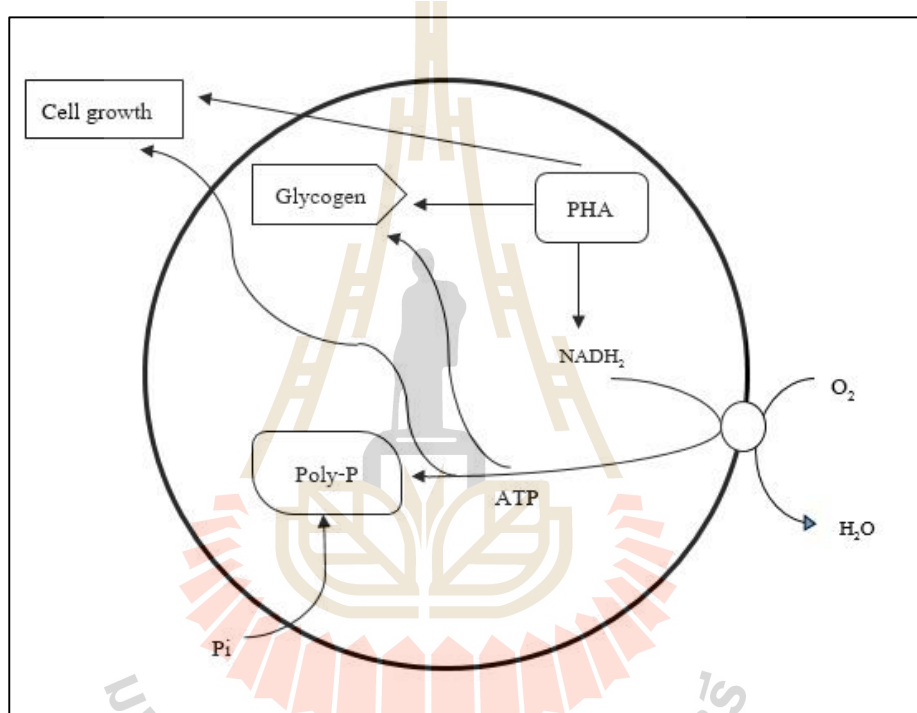
สภาวะแอนอ็อกซิกและสภาวะแอโรบิก PAOs จะมีการใช้สารทั้งภายนอกและภายในเซลล์ที่ถูกกักเก็บไว้ เช่น PHB ซึ่ง PAOs จะผลิต pmf ที่ใช้ในการขนส่งฟอสเฟต ร่วมกับ K^+ , M^+ และผลิตพลังงาน (ATP) ที่ใช้ในการเจริญเติบโตของเซลล์ รวมถึงมีการใช้ฟอสเฟตเพื่อสะสมเป็น Poly-P ไว้ในเซลล์ ดังรูปที่ 2.14 โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาในสภาวะแอนอ็อกซิกจะน้อยกว่าในสภาวะแอโรบิก ซึ่งมีทั้ง Anabolic Pathway และ Catabolic Pathway ดังนี้

Anabolic Pathway: PAOs จะใช้ Ortho-P จากสภาพแวดล้อม (สารละลาย) โดยการเปลี่ยน Ortho-P เป็น Poly-P ในสภาวะแอนอ็อกซิก และสภาวะแอโรบิก ซึ่ง Poly-P จะถูกเก็บไว้จนมีการเปลี่ยนแปลงสภาวะเป็นแบบไร้ออกซิเจน (แอนแอโรบิก) ดังสมการที่ 2-36

Catabolic Pathway: PHA ที่ถูกเก็บไว้ในช่วงสภาวะไร้ออกซิเจน (แอนแอโรบิก) จะถูกใช้เพื่อเป็นพลังงานในการเจริญเติบโตในสภาวะแอนอ็อกซิก และสภาวะแอโรบิก โดยจะเกิดการสลายตัวออกเป็นพลังงานที่สามารถนำไปใช้ในการดึง Ortho-P ในน้ำเสียเข้ามาเก็บไว้ในเซลล์ PAOs ซึ่งปริมาณของ PHA มีความสำคัญ โดยเกิดจากการจับใช้สารอินทรีย์คาร์บอนในสภาวะแอนแอโรบิกเข้ามาเก็บไว้ในเซลล์ PAOs ในรูปของพลังงาน PHA



กระบวนการ EBPR จะมีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟตในน้ำได้ดี เมื่อมีปริมาณสารอินทรีย์ที่เหมาะสม (หากปริมาณสารอินทรีย์ในน้ำเสียน้อย ต้องมีการเพิ่มสารอาหาร เช่น กระบวนการ Ultrasound สามารถเพิ่มสารอินทรีย์ได้ แต่มีค่าใช้จ่ายสูง และ กระบวนการหมักในสภาวะไร้อากาศ ซึ่งเป็นกระบวนการที่ไม่ซับซ้อน



รูปที่ 2.14 การสร้างและสลายของ PAOs ในสภาวะแอนอกซิกและแอโรบิก (Lin et al., 2015)

2.13 การเติม CH_3COOH จากการหมักตะกอน เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนในระบบ EBPR

การศึกษาของ Guerrero et al. (2011) พบว่าการกำจัดฟอสเฟตเฉลี่ยเป็น 85% เมื่อใช้ CH_3COOH และ Propionic acid เป็นแหล่งคาร์บอน และจากการศึกษาของ Rashed et al. (2013) พบว่าการกำจัดฟอสเฟตสำหรับโรงงานต้นแบบอยู่ที่ 80.54% ซึ่งจากหลายการศึกษาการกำจัดฟอสเฟตมีปัจจัยที่เกี่ยวข้อง เช่น อัตราส่วน COD:P และ Alkalinity การศึกษาของ Kee et al. (2015) พบว่าระบบมีการกำจัด P ที่อัตราส่วน $\text{CH}_3\text{COOH:P}$ เท่ากับ 10:1 ในการศึกษาของ Broughton et al. (2008) ที่อัตราส่วน COD:P เป็น 15:1 ระบบสามารถกำจัด P ได้มากกว่า 99 % ส่วนการศึกษาของ Tayà et al. (2013) ใช้อัตราส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 ระบบมีการกำจัดฟอสเฟตเท่ากับ 98 % ส่วนค่า Alkalinity มีความสำคัญต่อการทำงานของ

จุลินทรีย์ในระบบทั้ง Heterotroph และ Autotroph ซึ่งในการทดลองที่ใช้ น้ำเสียสังเคราะห์ส่วนใหญ่จะใช้ สารเคมีในการควบคุมค่า Alkalinity แต่พบว่า Alkalinity สามารถพบได้ในของเสีย เช่น PM ซึ่งงานวิจัย ของ Yin et al. (2015) และ Andole et al. (2017) ได้นำ PM มาใช้ในการเพิ่มค่า Alkalinity ให้กับระบบได้

โดยการศึกษาส่วนใหญ่พบว่า CH_3COOH เหมาะสมในการใช้เป็นแหล่งคาร์บอนภายนอก (Guerrero et al., 2011; Kee et al., 2015; Pai et al. 2001) แต่ CH_3COOH ที่มาจากสารเคมีมีราคาแพง เป็นการเพิ่มต้นทุนในการเดินระบบ ซึ่ง CH_3COOH เป็นสารตั้งต้นที่ถูกศึกษามากที่สุด เนื่องจากถูกใช้เป็น พลังงานที่จะสนับสนุนการปล่อยฟอสเฟต (Pan et al., 2015) และส่งผลให้ PAOs มีความสามารถในการ สะสมฟอสเฟตสูง ซึ่งโรงบำบัดน้ำเสียมักจะกอนส่วนเกินที่เป็นแหล่งของคาร์บอน รวมถึง CH_3COOH เป็น องค์ประกอบ การผลิต CH_3COOH จากกากตะกอนมีหลากหลายกระบวนการ เช่น อัลตราซาวด์ และการ หมัก (Boontian, 2012) ซึ่งการหมักถูกพิจารณาว่าเป็นเทคโนโลยีที่สามารถแก้ไขปัญหาคะกอนส่วนเกิน จากระบบบำบัดน้ำเสียได้ (Hao and Wang, 2015) การกำจัด TP, TN และ TCOD เพื่อให้ผ่านมาตรฐานน้ำ ทิ้งของประเทศไทย ต้องเติม CH_3COOH ให้กับระบบ EBPR เนื่องจากเป็นสารอาหารที่สนับสนุนการ ทำงานของจุลินทรีย์ PAOs (Pai et al., 2001) งานวิจัยในต่างประเทศรายงานความน่าจะเป็นของการหมัก ของเสียจากระบบตะกอนเร่งทดแทนการซื้อสารเคมี เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกในการกำจัด N และ P (Puig et al., 2008) แต่ในประเทศไทยยังไม่มีเมื่อนำตะกอนมาใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบ จึงมี แนวคิดที่จะนำตะกอนส่วนเกินมาใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิต CH_3COOH เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการ กำจัดฟอสเฟต รวมถึงลดต้นทุนในการซื้อแหล่งคาร์บอนภายนอก และค่าใช้จ่ายในการกำจัดกากตะกอน ส่วนเกิน

การศึกษาท่อนหน้าของ Xiang et al. (2011) พบว่าเมื่อเติม SCFA จากการหมักตะกอนโดยใช้วิธี ปรับสภาพต่าง เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพในระบบบำบัดน้ำ เสียชุมชน พบว่าการกำจัด TN และ TP เพิ่มสูงขึ้น โดยการกำจัด TN เพิ่มขึ้นจาก 27% เป็น 35.8% ส่วน การกำจัด TP เพิ่มขึ้นจาก 26% เป็น 41.1% และการศึกษาของ Xiong et al. (2018) ได้ศึกษาการหมัก ตะกอนจากเศษอาหาร เพื่อเพิ่มการกำจัด P ในระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน โดยพบว่ามี VFAs 66.30% ของ ปริมาณ COD และช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัด N และ P เท่ากับ 78.20% และ 95.20% ตามลำดับ เมื่อ ใช้สารหมักด้วยสภาวะต่างเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบ (Rodrigo et al., 1999)

2.14 การศึกษาสมดุลมวล

การทำสมดุลมวลทำให้เกิดความเข้าใจเกี่ยวกับกลไกการกำจัดสารอินทรีย์และไนโตรเจนที่ เกิดขึ้นในระบบ เพื่อให้เกิดการปรับปรุงและพัฒนาระบบให้มีศักยภาพมากยิ่งขึ้น การทำสมดุลมวลเป็น ทางหนึ่งที่ใช้ตรวจสอบความจริงของข้อมูลที่ได้จากการศึกษาศักยภาพของระบบในการบำบัดน้ำเสีย การ

ทำสมดุลมวลชีโอดีและสมดุลมวลไนโตรเจนเป็นการสะท้อนถึงความถูกต้องของข้อมูลที่ได้จากการศึกษาผลของการทำสมดุลมวลสามารถทำให้ทราบกลไกในการกำจัด นำไปสู่การปรับปรุงความเข้าใจเกี่ยวกับกลไกการกำจัดสารอินทรีย์

โดยข้อมูลที่ต้องการสำหรับการทำสมดุลมวลชีโอดีและไนโตรเจนประกอบด้วย พารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบ เช่น อัตราการไหล อัตราการเวียนกลับ อัตราการทิ้งตะกอนออกจากระบบ เป็นต้น ความเข้มข้นของชีโอดีที่เข้าและออกจากระบบ ความเข้มข้นของไนโตรเจน ไนไตรต์ และไนเตรตที่เข้าและออกจากระบบ อัตราการจับใช้ออกซิเจน และความเข้มข้นของปริมาณจุลชีพในตะกอน นอกจากนี้ยังต้องมีข้อมูลของสัดส่วนของชีโอดีต่อจุลชีพในระบบ (COD/VSS) และสัดส่วนของไนโตรเจนต่อจุลชีพในระบบ (TKN/VSS) ด้วย เพื่อความสมบูรณ์ของการทำสมดุลมวลต้องควบคุมปัจจัยที่มีผลต่อระบบ ทั้งอัตราการไหล ปริมาณน้ำเสียที่เข้าระบบ ลักษณะการไหลของน้ำเสีย ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ รวมถึงปริมาณจุลชีพในระบบให้คงที่ และในสถานะที่ระบบคงตัว (Steady state) เนื่องจากข้อมูลที่ใช้ในการทำสมดุลมวลมีความสำคัญ การควบคุมระบบที่ทำการศึกษาให้คงที่ที่สุด เพื่อความถูกต้องและแม่นยำของการทำสมดุลมวล

โดยการศึกษาของ Puig et al. (2008) ได้ศึกษาข้อมูลของระบบบำบัดน้ำเสีย ซึ่งใช้สมดุลมวลในการตรวจสอบข้อมูล โดยผลการทดลองพบว่า เมื่อคุณภาพของข้อมูลการเดินระบบต่ำ เนื่องจากส่วนใหญ่ทำการศึกษาเฉพาะประสิทธิภาพในการกำจัด ซึ่งวิเคราะห์พารามิเตอร์เฉพาะในน้ำที่เข้า และน้ำออกจากระบบ อาจทำให้เกิดข้อผิดพลาด ซึ่งเงื่อนไขที่ก่อให้เกิดความผิดพลาด เช่น SRT การใช้ออกซิเจน (O_2) และการหมุนเวียนภายในระบบ (Internal conversions rate) ซึ่งจะแก้ไขคุณภาพของข้อมูลได้โดยการคำนวณสมดุลมวลใหม่ เพื่อประเมินกระบวนการ และออกแบบระบบบำบัดน้ำเสีย ทำให้ทราบว่า Acetic acid ถูกใช้ในการกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำเสียได้จริงก็เปอร์เซ็นต์ และจุลินทรีย์ Heterotroph ใช้ Acetic acid ที่เหลือในน้ำที่เหลือในการเจริญเติบโต และกำจัดไนเตรตในน้ำเป็นไนตรัสออกไซด์ (N_2O) และ N_2 และสะสมไว้ในเซลล์ ซึ่งจะเห็นว่าการทำสมดุลมวลในระบบ EBPR นี้ ส่วนใหญ่จะศึกษาสมดุลมวลของ COD และ N แต่สมดุลของ P จะถูกศึกษาเพิ่มเติมในการศึกษานี้ ซึ่งจะช่วยเติมเต็มความรู้เกี่ยวกับการควบคุมคุณภาพของระบบน้ำเสียชุมชนได้

2.14.1 การทำสมดุลมวลชีโอดี

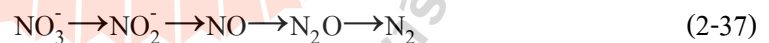
จากหลักฐานของการทำสมดุลชีโอดี พบว่าชีโอดีที่เข้าระบบนั้นหายไปเนื่องจากกระบวนการดังนี้ 1) ชีโอดีอยู่ในน้ำที่ออกจากระบบ 2) ชีโอดีสะสมในตะกอน 3) เกิดการออกซิไดซ์ชีโอดีโดยจุลชีพ 4) หากมีสถานะแอนอกซิกร่วมกับชีโอดีอาจหายไปเนื่องจากการเกิดกระบวนการดีไนตริฟิเคชัน และมีสมมติฐานว่ามีส่วนเล็กน้อยของปริมาณสารอินทรีย์หายไปเนื่องจากการระเหยของสารอินทรีย์ (Barker and Dold, 1995)

1) ซีโอดีอยู่ในน้ำที่ออกจากระบบ ในน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบมีสารปนเปื้อนอยู่ ซึ่งวัดออกมาในรูปของซีโอดี เมื่อน้ำเสียเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ สารปนเปื้อนจะถูกกำจัดด้วยกลไกต่าง ๆ หากมีระยะเวลาเก็บกักไม่เพียงพอหรือสารปนเปื้อนเป็นสารที่ระบบไม่สามารถกำจัดได้ สารปนเปื้อนนั้นจะตกค้างออกไปกับน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ

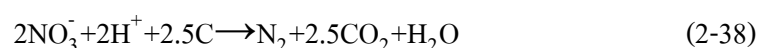
2) ซีโอดีสะสมในตะกอน เกิดจากการสังเคราะห์เซลล์ใหม่ ซึ่งเซลล์จุลชีพมีความจำเป็นที่จะต้องใช้สารอินทรีย์ในการสร้างเซลล์และการซ่อมแซมส่วนที่สึกหรอของเซลล์จุลชีพ การจับยึดหรือดูดซับอยู่ในตะกอนที่ปล่อยออกนอกระบบ

3) เกิดการออกซิไดซ์ซีโอดีโดยจุลชีพ หลังจากหักลบการเกิดกระบวนการไนตริฟิเคชันแล้ว ซึ่งปริมาณการออกซิไดซ์ซีโอดีโดยจุลชีพสามารถหาได้จากการศึกษาอัตราการหายใจของจุลชีพโดยเติมสารละลาย ATU เพื่อยับยั้งกระบวนการไนตริฟิเคชัน

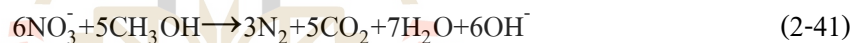
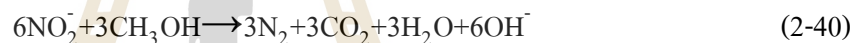
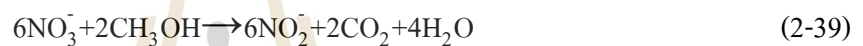
4) หากมีสถานะแอนอกซิกร่วมกับซีโอดีอาจหายไป เนื่องจากการเกิดกระบวนการ Denitrification จุลินทรีย์จะลดรูปของไนเตรตด้วยแบคทีเรียเฮเทอโรโทรปในสภาวะขาดออกซิเจน หรือมีค่าความเข้มข้นออกซิเจนละลายค่อนข้างต่ำ จะเกิดการหายใจแบบแอนอกซิกขึ้นในระบบ ซึ่งสถานะแอนอกซิกเป็นการย่อยสลายสารอินทรีย์โดยไม่ได้ใช้ภายใต้สภาวะแอนแอโรบิก แต่เป็นรูปแบบคัดแปลงอย่างหนึ่งในภาวะแอโรบิก โดยสถานะแอนอกซิกจะมีแนวโน้มทำให้เกิด Denitrification ได้ แต่พบว่าในสภาวะที่ระบบมีออกซิเจนละลายน้ำถึง 0.2 mg/L จะทำให้ปฏิกิริยา Denitrification หยุดทำงาน หากเป็นในระบบที่สามารถเกิดกระบวนการ Denitrification ได้ การหายไปของซีโอดีจะเกิดโดยกระบวนการ Denitrification ซึ่งการเปลี่ยนรูปจะแสดงดังสมการที่ 2-37



แบคทีเรีย Heterotroph ชนิดนี้จะพบในระบบที่เกิดกระบวนการ Denitrification ได้แก่ *Alcaligenes*, *Achromobacter*, *Micrococcus* และ *Pseudomonas* ซึ่งจุลชีพเหล่านี้สามารถใช้ออกซิเจนหรือไนเตรตเป็นตัวรับอิเล็กตรอนในกระบวนการผลิตพลังงานของจุลชีพเหล่านี้ ซึ่งจุลชีพเหล่านี้จำเป็นต้องใช้สารอินทรีย์เป็นแหล่งคาร์บอน การเกิด Denitrification ได้มาก หรือน้อยขึ้นอยู่กับระบบได้มีปริมาณบีโอดีร มากหรือน้อย ถ้ามีบีโอดีร ให้กำจัดได้มากก็จะทำให้การเกิด Denitrification มีได้มากด้วย จากที่ได้กล่าวข้างต้นสามารถเขียนเป็นรูปของสมการเคมี โดยไม่คำนึงถึงการสังเคราะห์เซลล์ดังสมการที่ 2-38 แต่ถ้พิจารณาจุลชีพที่เกิดขึ้นในระบบจะพบว่าจุลชีพชนิดเฮเทอโรโทรปจะเกิดประมาณ 0.4 มิลลิกรัมของแรงแรงระเหยต่อมิลลิกรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด



ไนเตรตไนโตรเจน 1 กรัมเทียบได้กับ 2.86 กรัมของออกซิเจน และต้องการบีโอดี 5 สำหรับการเกิดกระบวนการ Denitrification สามารถประมาณด้วยค่าของบีโอดี 5/ไนเตรต ต้องมีค่ามากกว่า 3.0 หากมีปริมาณอาหารคาร์บอนไม่เพียงพอสำหรับกระบวนการ Denitrification ก็ต้องเพิ่มแหล่งอาหารคาร์บอน อาจเป็นน้ำเสีย หรือสารเคมีคาร์บอน เช่น เมทานอล เอทานอล โมลาส CH_3COONa เป็นต้น กระบวนการ Denitrification ยังทำให้ช่วยเพิ่มสภาพด่างไบคาร์บอเนต ในทางทฤษฎีแล้ว 1 มิลลิกรัมไนเตรตไนโตรเจนที่ถูกเปลี่ยนเป็นก๊าซไนโตรเจนจะทำให้เกิดสภาพด่างเท่ากับ 3.57 มิลลิกรัมแคลเซียมคาร์บอเนตต่อลิตร ซึ่งจะตรงกันข้ามกับการเกิด Nitrification ที่จะไปลดสภาพด่าง สมการที่ 2-39 และ 2-40 แสดงกลไกทางชีวภาพของปฏิกิริยาทาง Denitrification ทั้งหมดอย่างเป็นขั้นตอน โดยนำเมทานอลมาเกี่ยวข้องกับปฏิกิริยา Denitrification ปฏิกิริยาลงงานขั้นที่ 1 และขั้นที่ 2 รวมปฏิกิริยาจากสมการ 2-38 และ 2-39 มาเป็นสมการ 2-41



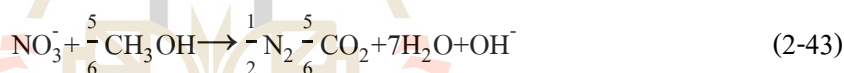
2.14.2 การทำสมดุลมวลไนโตรเจน

โดยทั่วไปไนโตรเจนที่เข้า WWTPs จะอยู่ในรูปของสารอินทรีย์ไนโตรเจนหรือแอมโมเนีย หากรวมสารอินทรีย์ไนโตรเจน และแอมโมเนียจะเรียกว่าทีเคเอ็น (TKN) ถ้าระบบที่ทำการศึกษามีไนไตรฟิเคชันแบคทีเรียอยู่ จะเปลี่ยนทีเคเอ็นไปเป็นไนเตรต ถ้ามีพื้นที่ไม่มีอากาศอาจเกิดกระบวนการ Denitrification เป็นผลให้เกิดการเปลี่ยนรูปของไนเตรตไปเป็นก๊าซไนโตรเจน หรือสารระหว่างกระบวนการ Denitrification โดยส่วนของทีเคเอ็นที่เข้าระบบจะถูกใช้ไปเพื่อการสร้างเซลล์ใหม่หรืออยู่ในตะกอนของระบบ การหายไปของไนโตรเจนจากระบบอาจเกิดเนื่องมาจาก 1) ทีเคเอ็นในน้ำออก 2) ทีเคเอ็นในตะกอน 3) เปลี่ยนไปอยู่ในรูปของไนเตรต 4) ไนโตรเจนเปลี่ยนไปอยู่ในรูปของก๊าซไนโตรเจนโดยกระบวนการ Denitrification (หากเป็นระบบที่มีพื้นที่ไม่มีอากาศ)

1) ทีเคเอ็นในน้ำที่ออกจากระบบ ในน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบมีสารอาหารไนโตรเจนอยู่ ซึ่งวัดออกมาในรูปของทีเคเอ็น จุลชีพในระบบบำบัดน้ำเสีย (WWTPs) มีความจำเป็นต้องใช้สารอาหารไนโตรเจนเพื่อการสร้างเซลล์ และการเจริญเติบโต จึงทำให้เกิดการกำจัดไนโตรเจนขึ้น หากมีระยะเวลาเก็บกักไม่เพียงพอ ไนโตรเจนจะตกค้างออกไปกับน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ

2) ที่เคอนสะสมในตะกอน เกิดจากการสังเคราะห์เซลล์ใหม่ ซึ่งเซลล์จุลชีพมีความจำเป็นที่จะต้องใช้สารอาหารในการสร้างเซลล์ และการซ่อมแซมส่วนที่สึกหรอของเซลล์จุลชีพ การดูดซับอยู่ในตะกอนที่ปล่อยออกนอกระบบ

3) เปลี่ยนไปอยู่ในรูปของไนเตรต จากการศึกษาที่ผ่านมาพบว่ากลไกการกำจัดสารอินทรีย์ในระบบชีวภาพส่วนใหญ่เกิดจากกระบวนการสังเคราะห์เซลล์ กระบวนการออกซิเดชันปฏิกิริยา Nitrification และการสะสมไว้ในเซลล์ ส่วนกลไกการกำจัดไนโตรเจนเกิดจากกระบวนการ Nitrification กระบวนการ Denitrification และการดูดซึมเข้าสู่เซลล์ (Barker and Dold, 1995) ในการเจริญเติบโตหรือขยายเซลล์ใหม่ ส่งผลต่อการลดปริมาณไนโตรเจนในน้ำเสีย โดยพบว่าเมื่อมีการกำจัดไนโตรเจนลง 8-20% จะทำให้มวลของจุลชีพประมาณ 12% ที่เกิดการสะสมขึ้นในระบบ ซึ่งไนโตรเจนในน้ำเสียจะถูกย่อยสลายได้หรือถูกใช้ไปก็ต้องการอาหารในรูปของสารอินทรีย์คาร์บอนด้วย โดยมีขั้นตอน 2 ขั้นตอน ขั้นตอนแรกเป็นกระบวนการ Nitrification แสดงดังสมการที่ 2-42 และขั้นที่ 2 เป็นกระบวนการ Denitrification แสดงดังสมการที่ 2-43



การที่จะกำจัดไนโตรเจนออกจากน้ำเสียให้หมด จำเป็นต้องกำจัดไนโตรเจนโดยให้เปลี่ยนจากสารอินทรีย์ไนโตรเจนไปเป็นสารแอมโมเนียมไนโตรเจน และไปเป็น N_2 การเกิด Nitrification ทางชีวภาพของแอมโมเนียมไนโตรเจน มี 2 ขั้นตอน โดยเกี่ยวกับจุลชีพ 2 ประเภทได้แก่ Nitrosomonas และ Nitrobacter ในสมการ 2-44 และ 2-45 ได้แสดงสมการเกี่ยวกับพลังงานที่ถูกใช้โดย Nitrosomonas และ Nitrobacter เพื่อการเจริญเติบโตและซ่อมแซมส่วนที่สึกหรอของเซลล์

1) ไนโตรเจนเปลี่ยนไปอยู่ในรูปของ N_2 โดยกระบวนการ Denitrification แสดงรายละเอียดการเกิดปฏิกิริยาในหัวข้อ 2.13.1

2.14.3 การทำสมดุลมวลฟอสฟอรัส

การศึกษาสมดุลมวลของฟอสฟอรัสทั้งหมด (Total phosphorus, TP) ไนโตรเจนทั้งหมด (Total nitrogen, TN) และ ซีโอดีทั้งหมด (Total chemical oxygen demand, TCOD) เป็นเทคนิคที่ถูกใช้

อย่างกว้างขวางในการประเมินการกำจัดสารอาหารในระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพ (Adgateet al., 1998; Nowak et al., 1999) เป็นเทคโนโลยีที่นำมาประยุกต์ใช้ใน WWTPs ที่จะช่วยแก้ไขข้อผิดพลาดใหญ่ๆ ในการเดินระบบได้ รวมถึงช่วยในการสอบเทียบแบบจำลอง (Model calibration) (Brun et al., 2002) โดยส่วนใหญ่พบว่าข้อมูลที่ถูกรวบรวมจาก WWTPs ถูกมุ่งเน้นไปที่การวิเคราะห์พารามิเตอร์ในน้ำเสีย และน้ำทิ้ง โดยคำนึงถึงประสิทธิภาพในการกำจัด เพื่อใช้เป็นข้อมูลในการเดินระบบ และเปรียบเทียบกับเกณฑ์มาตรฐาน ซึ่งหากทำสมดุลมวลจะช่วยลดค่าใช้จ่ายในการใช้พลังงาน และการซื้อ CH_3COOH ได้ รวมถึงช่วยแก้ไขคุณภาพของข้อมูล Meijer et al. (2002) ได้เสนอวิธีการคำนวณสมดุลมวลซึ่งประยุกต์มาจากการศึกษากระบวนการหมัก เป็นวิธีที่ประสบความสำเร็จในการทดสอบกับหลายระบบในประเทศเนเธอร์แลนด์ Meijer et al. (2001; 2002) กล่าวว่าการทำสมดุลมวลนอกจากจะช่วยระบุความผิดพลาดแล้ว ยังช่วยแก้ไขข้อมูลให้ถูกต้อง เช่น ปฏิกริยา Nitrification, Denitrification โดยการทำสมดุลมวลมีทั้งในระบบปิด คือการตรวจสอบกับอัตราการใช้ไนโตรเจนและปริมาณของ TP ในระบบ และในระบบเปิดเนื่องจากเกิด CO_2 และ N_2 ซึ่งอยู่ในรูปของก๊าซ ไม่สามารถตรวจวัดได้ ซึ่งในระบบ EBPR สามารถกำจัดได้ทั้ง TP, TN และ TCOD ซึ่งการทำสมดุลมวลจะช่วยให้สามารถประเมินการกำจัดสารอาหารดังกล่าวได้หลักในการวิเคราะห์จะใช้หลักการคำนวณมวลสาร (Mass balance) ซึ่งเป็นหลักการพื้นฐานของกฎการอนุรักษ์มวลว่ามวลสารไม่สูญหายหรือถูกทำลายไป ถ้าพิจารณาในระบบที่มีมวลสารไหลผ่านเข้าออก การศึกษาวิเคราะห์จะสมมติว่า ระบบอยู่ในสภาวะคงที่ (Steady state) หมายถึง สารที่เข้าและออกคงที่ไม่เปลี่ยนแปลงไปตามเวลา สมการทั่วไปของสมดุลมวลสาร ในแต่ละกระบวนการ และระบบรวมดังสมการที่ 2-46

$$\text{สารที่สะสมในระบบ} = \text{สารที่เข้าสู่ระบบ} - \text{สารที่ออกจากระบบ} \quad (2-46)$$

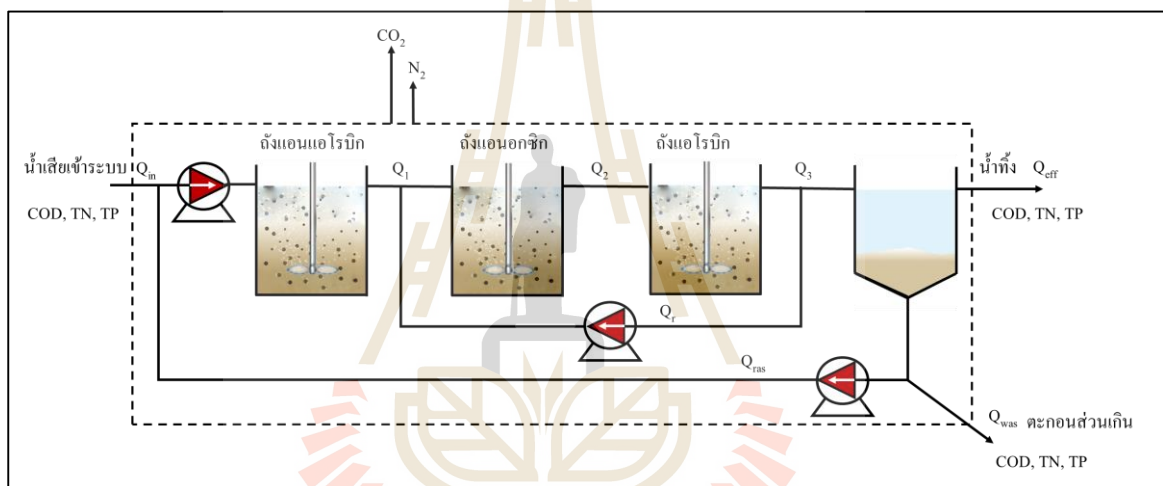
$$Q_{\text{INF}} - Q_{\text{WAS}} - Q_{\text{EFF}} = 0 \quad (\text{ระบบปิด}) \quad (2-47)$$

$$\text{TN}_{\text{INF}} - \text{TN}_{\text{WAS}} - \text{TN}_{\text{EFF}} = 0 \quad (\text{kg.N/d.}) \quad (2-48)$$

$$\text{TP}_{\text{INF}} - \text{TP}_{\text{WAS}} - \text{TP}_{\text{EFF}} - \text{TP}_{\text{SE}} = 0 \quad (\text{kg.P/d.}) \quad (2-49)$$

สมดุลมวลทั้งหมดในระยะของแข็ง ของเหลว และแก๊สของระบบ EBPR ซึ่งสารอินทรีย์คาร์บอน และ TN ของระบบจะถูกกำจัดในรูปของ CO_2 และ N_2 ซึ่งการเปลี่ยนแปลงไปในรูปของแก๊สจะไม่ถูกวัด ซึ่งสมดุลของ TP จะถูกคำนวณจากรูปที่ 2.15 ฟอสฟอรัสในระบบจะไม่ออกจากระบบในรูปของแก๊ส ซึ่งสามารถวัด TP ที่เข้าและออกจากระบบ โดยตรวจสอบอัตราการใช้ไนโตรเจนร่วมด้วย ส่วนการ

เปลี่ยนแปลงของ COD และ TN สามารถวิเคราะห์หองค์ประกอบในแต่ละถังปฏิกรณ์ สมดุลทั้งหมดของ อัตราการไหล แสดงดังสมการที่ 2-47 ส่วนสมดุลของ TN ทั้งหมด แสดงดังสมการที่ 2-48 ในการคำนวณ สมดุลมวลของ TP ปริมาณฟอสฟอรัสในรูปของสารละลาย สันนิษฐานว่าอยู่ในรูป Ortho-P ซึ่งผลการวัด ฟอสฟอรัสทั้งหมดของตะกอน และ Ortho-P สามารถนำมาคำนวณได้ ซึ่งกลไกที่เกิดขึ้นมี 2 ชั้น คือ 1) การคาย Ortho-P ในสภาวะที่ไม่มี O_2 และไนเตรท 2) การจับ Ortho-P ในสภาวะที่มี O_2 หรือไนเตรท โดย Ortho-P จะถูกดึงมาเก็บไว้ในเซลล์ของจุลินทรีย์แทนในรูปของ Poly-P ดังนั้น การหาสมดุลมวล TP ของระบบ EBPR ทั้ง 3 ถังปฏิกรณ์ การทดลองสามารถหาได้จากการหามวลของ TP ในน้ำเสียที่เข้าระบบ มวล TP ในน้ำทิ้งที่ออกในแต่ละส่วนในระบบ และมวล TP ในตะกอน ดังสมการที่ 2-49



รูปที่ 2.15 สมดุลมวลของ TP, TN และ TCOD ทั้งหมดในระบบ EBPR

2.15 โมเดล ASM2d

ในการควบคุมระบบ EBPR หากทราบกลไกในการกำจัดสารอินทรีย์ของระบบ โดยศึกษาสมดุล มวลของระบบ EBPR ซึ่งสามารถใช้สอบเทียบโมเดล Activated sludge model no.2d (ASM2d) ซึ่งเป็น โมเดลที่อธิบายกลไกในการกำจัด การสะสมสารอาหาร การเจริญเติบโต และย่อยสลายของจุลินทรีย์กลุ่ม Heterotroph Autotroph และ PAOs ได้ (Mannina et al., 2018) และนำกลไกนี้ไปช่วยในการกำจัด TP, TN และ TCOD เพื่อให้ผ่านมาตรฐานน้ำทิ้งได้ และยังช่วยประหยัดค่าใช้จ่ายในการซื้อ CH_3COOH ที่ต้องใช้ ในการเดินระบบ

การกำจัด TCOD ในระบบบำบัดน้ำเสียทางด้านชีวภาพเกิดขึ้นจาก 4 หลักการคือ 1) การ ออกซิไดซ์สารอินทรีย์ของเซลล์ 2) สารอินทรีย์ที่ถูกใช้ไปเพื่อสังเคราะห์เซลล์ 3) สารอินทรีย์ที่ถูกใช้ไป เนื่องจากกระบวนการ Denitrification และ 4) สารอินทรีย์มีการสะสมอยู่ในระบบ การกำจัดไนโตรเจน ประกอบด้วยกลไก 3 ส่วนคือ 1)กระบวนการ Nitrification 2) กระบวนการ Denitrification และ 3) การ

ดูดซึมเข้าสู่เซลล์ โดยการศึกษาที่หาสมดุลมวลของ TCOD และ TN ตามการศึกษาของ Baker and Dold (1995); Racho (2009) และ ศิริกานดา ชรรมพร (2555) การศึกษาของ Pai et al. (2001) ได้ใช้ ASM2d เพื่ออธิบายการเปลี่ยนรูปขององค์ประกอบที่เปลี่ยนแปลงภายในของระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพ ทั้งในสถานะแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก ตั้งแต่ kinetics และปริมาณสัมพันธ์ ซึ่ง ASM2d ช่วยในการประเมินปริมาณของสารละลายน้ำในกระบวนการต่างๆ เช่น Ss, S_{NH4}, S_{NO3} และ S_{PO4} (Pai et al., 2001) ซึ่งการศึกษานี้สามารถนำ ASM2d มาอธิบายได้ เนื่องจากเกิดการคาย และใช้ฟอสเฟตในแต่ละสถานะคล้ายกับ ASM2d รวมถึงเกิดปฏิกิริยากำจัดไนเตรทในสถานะแอนอกซิก ด้วยปฏิกิริยา Denitrification เกิดเป็น N₂

โดยความเป็นจริงการเปลี่ยนแปลงของสารอินทรีย์คาร์บอนในระบบ EBPR ในสถานะแอนแอโรบิกจะถูกกลุ่มจุลินทรีย์ Heterotroph และ GAOs ใช้สารอินทรีย์คาร์บอน ทำให้ค่า TCOD ในสถานะแอนแอโรบิกถูกกำจัด แตกต่างจากโมเดล ASM2d เนื่องจากข้อจำกัดของ ASM2d คือในสถานะแอนแอโรบิกโมเดลนี้จะไม่พิจารณาการเจริญเติบโตของ Heterotroph (Henze et al., 2015) งานวิจัยของ Liu et al. (1994) ภายใต้อาณแอโรบิก GAOs จะสามารถย่อยสลาย และ Glycogen ถูกเก็บผ่านปฏิกิริยา Glycolysis เพื่อใช้เป็นพลังงานที่ถูกใช้สำหรับการใช้ VFAs และภายใต้อาณแอโรบิก GAOs จะออกซิไดซ์ PHA ที่ถูกสังเคราะห์ในสถานะแอนแอโรบิก เพื่อให้พลังงานสำหรับการเจริญเติบโต และสร้าง Glycogen ดังนั้น GAOs สามารถเจริญเติบโตในระบบ EBPR ได้ Liu et al. (1997) และ Oehmen (2004) GAOs สามารถใช้ VFAs ในสถานะแอนแอโรบิก เช่นเดียวกับ PAOs แต่ไม่สามารถคายฟอสเฟตในสถานะแอนแอโรบิก และจับใช้ฟอสเฟตในสถานะแอโรบิกได้ ดังนั้นจึงไม่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสออกจากน้ำเสียได้ สมดุลของ TN ตามงานของ Baker and Dold (1995) สามารถหาได้จากสมการที่ 2-50

$$M_{\text{TKN,inf}} + M_{\text{NO}_2\text{-N,inf}} + M_{\text{NO}_3\text{-N,inf}} = M_{\text{TKN,eff}} + M_{\text{NO}_2\text{-N,eff}} + M_{\text{NO}_3\text{-N,eff}} + M_{\text{N,sludge}} + M_{\text{loss}} \quad (2-50)$$



$$M_{\text{cod,was}} = qX_v f_{\text{CV}} \quad (2-53)$$

$$M_{\text{COD,inf}} = M_{\text{COD,eff}} + M_{\text{COD,oxid}} + M_{\text{COD,sludge}} + M_{\text{COD,loss}} \quad (2-54)$$

$$[(aQN_{N,acr}) - ((1+r+s+a)QN_{N,anox}) + Q_{NNe}]4.57 \quad (2-55)$$

โดยการทำงานของจุลินทรีย์ที่นำไปใช้ในการเจริญเติบโต TCOD จะถูกเปลี่ยนเป็น CO₂ และ TCOD ที่หายไปบางส่วนจะถูกใช้ในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ Heterotroph และ PAOs ซึ่งปฏิกิริยาในสภาวะแอโรบิกเมื่อใช้ CH₃COOH 1 mole จะเกิด CO₂ 2 mole ดังสมการที่ 2-51 ส่วนในสภาวะแอนแอโรบิก เมื่อใช้ CH₃COOH 1 mole จะเกิด CO₂ 1 mole ดังสมการที่ 2-52 เนื่องจากจุลินทรีย์ต้องใช้สารอินทรีย์และสารอาหารเพื่อการเจริญเติบโต จึงเกิดการสะสมสารอินทรีย์คาร์บอนในตะกอน ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสูตร ดังสมการที่ 2-53 โดยสมมูลของ TCOD ในระบบ หาได้จากสมการที่ 2-54 จำนวนปริมาณของ TCOD ที่ถูกออกซิไดซ์ด้วยสมการที่ 2-55 โดยถูกกำจัดมากที่สุดจนถึงแอนแอโรบิก เนื่องจากการทำงานของ PAOs และ Heterotroph ซึ่งสามารถหาได้จาก ASM2d ในตารางที่ 2.17 การหมักในสภาวะแอนแอโรบิกของ Heterotroph เท่ากับ 2.61X_H ซึ่ง X_H คือมวลของ Heterotroph ในระบบ (g. COD/m³) จะเห็นว่าสามารถนำ ASM2d มาอธิบายกลไกที่เกิดขึ้นในระบบ EBPR ในแต่ละสภาวะได้ เพื่อควบคุมปริมาณสารอินทรีย์คาร์บอนให้พอเหมาะ ไม่สิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการซื้อแหล่งคาร์บอนภายนอกให้ระบบเกินความจำเป็น

ตารางที่ 2.17 สมการของอัตราการเกิดแต่ละกระบวนการของ ASM2d

Process rate equations	
Hydrolysis Processes: X _H	
1. Aerobic Hydrolysis	$K_h \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} + \frac{X_S / X_H}{K_X + X_S / X_H} X_H$
2. Anoxic Hydrolysis	$K_h \eta_{NO_3} \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} + \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \frac{X_S / X_H}{K_X + X_S / X_H} X_H$
3. Anaerobic Hydrolysis	$K_h \eta_{Fe} \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} + \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \frac{X_S / X_H}{K_X + X_S / X_H} X_H$
Heterotrophic organisms: X _H	
4. Growth on S _F	$\mu_H \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \frac{S_F}{K_F + S_F} \frac{S_F}{S_F + S_A} \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} X_H$
5. Growth on S _A	$\mu_H \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \frac{S_A}{K_F + S_F} \frac{S_A}{S_F + S_A} \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} X_H$
6. Denitrification with S _F	$\mu_H \eta_{NO_3} \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \frac{S_F}{K_F + S_F} \frac{S_F}{S_F + S_A} \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} X_H$
7. Denitrification with S _A	$\mu_H \eta_{NO_3} \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \frac{S_A}{K_F + S_F} \frac{S_A}{S_F + S_A} \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} X_H$

ตารางที่ 2.17 สมการของอัตราการเกิดแต่ละกระบวนการของ ASM2d (ต่อ)

Process rate equations	
Heterotrophic organisms: X_H	
8. Fermentation	$q_{fe} \frac{K_{O_2}}{K_{O_2}+S_{O_2}} + \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3}+S_{NO_3}} \frac{S_F}{K_F+S_F} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK}+S_{ALK}} X_H$
9. Lysis	$b_H X_H$
Phosphorus accumulating organisms (PAOs): X_{PAO}	
10. Storage of X_{PHA}	$q_{PHA} \frac{S_A}{K_{A+S_A}} \frac{X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP}+X_{PP}/X_{PAO}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK}+S_{ALK}} X_{PAO}$
11. Aerobic storage X_{PP}	$q_{PP} \frac{S_{O_2}}{K_{O_2}+S_{O_2}} \frac{S_{PO_4}}{K_{PS}+S_{PO_4}} \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA}+X_{PHA}/X_{PAO}} \frac{K_{MAX^-} X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP}+K_{MAX^-} X_{PP}/X_{PAO}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK}+S_{ALK}} X_{PAO}$
12. Anoxic storage of X_{PP}	$\rho_{12} = \rho_{11} \frac{K_{O_2}}{S_{O_2}} \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3}+S_{NO_3}}$
13. Aerobic growth on X_{PHA}	$\mu_{PAO} \frac{S_{O_2}}{K_{O_2}+S_{O_2}} \frac{S_{PO_4}}{K_{PS}+S_{PO_4}} \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA}+X_{PHA}/X_{PAO}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK}+S_{ALK}} X_{PAO}$
14. Anoxic growth on X_{PHA}	$\rho_{14} = \rho_{13} \frac{K_{O_2}}{S_{O_2}} \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3}+S_{NO_3}}$
15. Lysis of X_{PAO}	$b_{PAO} X_{PAO} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK}+S_{ALK}}$
16. Lysis of X_{PP}	$b_{PP} X_{PP} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK}+S_{ALK}}$
17. Lysis of X_{PHA}	$b_{PHA} X_{PHA} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK}+S_{ALK}}$
18. Aerobic growth of X_{AUT}	$\mu_{AUT} \frac{S_{O_2}}{K_{O_2}+S_{O_2}} \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4}+S_{NH_4}} \frac{S_{PO_4}}{K_{PS}+S_{PO_4}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK}+S_{ALK}} X_{AUT}$
19. Lysis of X_{AUT}	$b_{AUT} X_{AUT}$

2.16 จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ที่พบในระบบ EBPR

จุลินทรีย์ในระบบ EBPR มีความสำคัญต่อประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนในโตรเจน และฟอสฟอรัส โดยเฉพาะฟอสฟอรัส จำเป็นต้องอาศัยการทำงานของจุลินทรีย์ชนิดพิเศษที่ถูกรเรียกว่า PAOs ซึ่งเป็นจุลินทรีย์ที่สามารถจับใช้ฟอสฟอรัสได้มากกว่าจุลินทรีย์ทั่วไป ซึ่งกลุ่ม PAOs จะมีจุลินทรีย์หลากหลายชนิด ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้ ซึ่งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่มนี้ ขึ้นอยู่กับสารอาหารที่ใช้ในการเลี้ยงเชื้อ รวมถึงการควบคุมสภาพแวดล้อม เช่น อุณหภูมิ pH Alkalinity สัดส่วนของอาหาร เช่น COD/P และ VFAs/P รวมถึงสถานะแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก ซึ่งจะช่วยสนับสนุนการคาย และการจับใช้ฟอสฟอรัสของ PAOs ซึ่งทั้งสองขั้นตอน จะเป็นส่วนหนึ่งของกระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสของ PAOs ในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ ซึ่งหลายการศึกษา มีการทดลองเลี้ยงเชื้อ PAOs และทำการทดสอบด้วยวิธีการต่างๆ เพื่อพิสูจน์สถานะที่เหมาะสมในการเลี้ยงเชื้อ PAOs โดยในการศึกษาของ Nielsen et al. (2012) ได้ศึกษาการเลี้ยงเชื้อ PAOs โดยทดสอบชนิดของเชื้อด้วยวิธี Fluorescence in situ hybridization (FISH) พบว่า PAOs เป็นชนิด *Accumulibacter* spp. ส่วนงานของ Soejima et al. (2008) และ He et al. (2007) พบว่า PAOs เป็นชนิด *Candidatus accumulibacter* เหมือนกัน โดย Soejima et al. (2008) ได้ศึกษาชนิดของ PAOs จากระบบบำบัดน้ำเสีย โดยเก็บตัวอย่างจากถังแอโรบิก ส่วน He et al. (2007) ใช้แหล่งของคาร์บอนเป็น อะซิเตท เพื่อเลี้ยงเชื้อ PAOs และใช้เทคนิค PCR ในการศึกษาชนิดของ PAOs ในการศึกษาของ Kortstee et al. (2000); Tandoi et al. (1998); Georg et al. (1991); Streichan et al. (1990) และ Deinema et al. (1985) พบว่าชนิดของ PAOs ที่พบเป็นกลุ่ม *Acinetobacter* spp. ซึ่งใช้แหล่งของคาร์บอนเป็น อะซิเตท เช่นเดียวกัน แต่วิธีการศึกษาชนิดของ PAOs แตกต่างกัน

จะเห็นว่าการศึกษาของ Nielsen et al. (2012); Hrenovic et al. (2003); Kortstee et al. (2000); Tandoi et al. (1998); Georg et al. (1991); Streichan et al. (1990); Deinema et al. (1985); Ohtake et al. (1984); Fuhs and Chen (1975) ทำการทดลองโดยใช้ CH_3COOH เป็นแหล่งของคาร์บอนทั้งหมด และพบว่าจุลินทรีย์กลุ่มที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้เป็นกลุ่ม *Acinetobacter* spp. ซึ่งต่างจากการศึกษาของ Soejima et al. (2008) และ He et al. (2007) ซึ่งพบว่าเมื่อใช้อะซิเตทเป็นแหล่งคาร์บอนทั้งหมด พบจุลินทรีย์กลุ่ม *Candidatus accumulibacter* ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้ แสดงดังตารางที่ 2.18 ดังนั้น การศึกษานี้จึงเลือกใช้ อะซิเตท เป็นแหล่งของคาร์บอน เพื่อเลี้ยงเชื้อ PAOs และทดสอบ PAOs ในระบบ เพื่อให้ทราบชนิดของจุลินทรีย์ดังกล่าว รวมถึงศึกษาลักษณะของจุลินทรีย์ภายในระบบ EBPR โดยใช้กล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด (Scanning Electron Microscope)

ตารางที่ 2.18 ชนิดของจุลินทรีย์ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสในระบบทางชีวภาพของแต่ละการศึกษา

ชนิดของจุลินทรีย์ที่กำจัด P	แหล่งคาร์บอน	วิธีการทดสอบ	ประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัส	อ้างอิง
<i>Accumulibacter</i> spp.	-	Fluorescence in situ hybridization (FISH)	-	Nielsen et al. (2012)
<i>Candidatus accumulibacter</i>	-	-	เก็บตัวอย่างจากถังแอโรบิก	Soejima et al. (2008)
<i>Candidatus Accumulibacter</i>	อะซิเตท	PCR	-	He et al. (2007)
<i>Acinetobacter calcoaceticus</i> (DSM, 1532)	Na-propionate และ peptone	CFU	-	Hrenovic et al. (2003)
<i>Tetrasphaera elongata</i> sp.	น้ำตาล แอลกอฮอล์ VFAs	16S rDNA sequence	เก็บตัวอย่างที่ถังเดิมอากาศ	Hanada (2002)
<i>Acinetobacter johnsonii</i>		strain 210A	-	Kortstee et al. (1999)
<i>Acinetobacter</i> spp.	อะซิเตท	API 20 E	เก็บตัวอย่างจากถังเดิมอากาศ	Tandoi et al. (1998)
<i>Acinetobacter</i> spp.	อะซิเตท	API 20NE and polyamine patterns	>50%	Georg et al. (1991)
<i>Acinetobacter</i> spp.	อะซิเตท Na.lactate และกลูโคส	ซีเอ็มแกรม และ Transmission electron microscopy (TEM)	50-70% และพบฟอสฟอรัสแกรนูลใน เซลล์จุลินทรีย์แกรมลบและแกรมบวก	Streichan et al. (1990)
<i>Acinetobacter</i> spp.	อะซิเตท	Strain 210A	ปริมาณฟอสเฟตของเซลล์ 6-10% ของ น้ำหนักแห้ง	Deinema et al. (1985)
<i>Acinetobacter calcoaceticus</i>	อะซิเตท	-	ฟอสเฟตถูกคายออกมาประมาณ 4-8% ของฟอสฟอรัสในถัง anaerobic	Ohtake et al. (1984)

2.17 สรุป

การหมักตะกอนส่วนเกินแบบไร้ออกซิเจน เนื่องจากเป็นกระบวนการที่ง่ายและประหยัด โดยทดลองแบบกะ เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิต CH_3COOH มากที่สุด ในการศึกษาครั้งนี้จึงศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนแบบไร้ออกซิเจน โดยใช้แหล่งของสารตั้งต้นที่แตกต่างกัน เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมที่จะถูกเลือกมาใช้ในการเดินระบบแบบต่อเนื่อง โดยกำหนดสภาวะในการเดินระบบที่เป็นปัจจัยสำคัญที่จะส่งผลต่อการผลิต CH_3COOH เช่น pH อุณหภูมิ รวมถึงระยะเวลาพักเก็บ ซึ่งจากการศึกษา งานวิจัยที่เกี่ยวข้องนั้น จะเลือกสภาวะที่มีความแตกต่างของอุณหภูมิ และระยะเวลาพักเก็บ เพื่อศึกษาสภาวะที่เป็นไปได้และเหมาะสมในการหมักตะกอนแบบไร้อากาศ เพื่อมาเป็นแหล่ง CH_3COOH ให้กับกระบวนการ EBPR ในการเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัด P รวมถึง COD และ N เพื่อให้ผ่านมาตรฐานน้ำทิ้งชุมชน (กรมควบคุมมลพิษ, 2547) ซึ่งอาจลดค่าใช้จ่ายในการซื้อแหล่งคาร์บอนภายนอก และค่าใช้จ่ายในการกำจัดกากตะกอนส่วนเกินได้

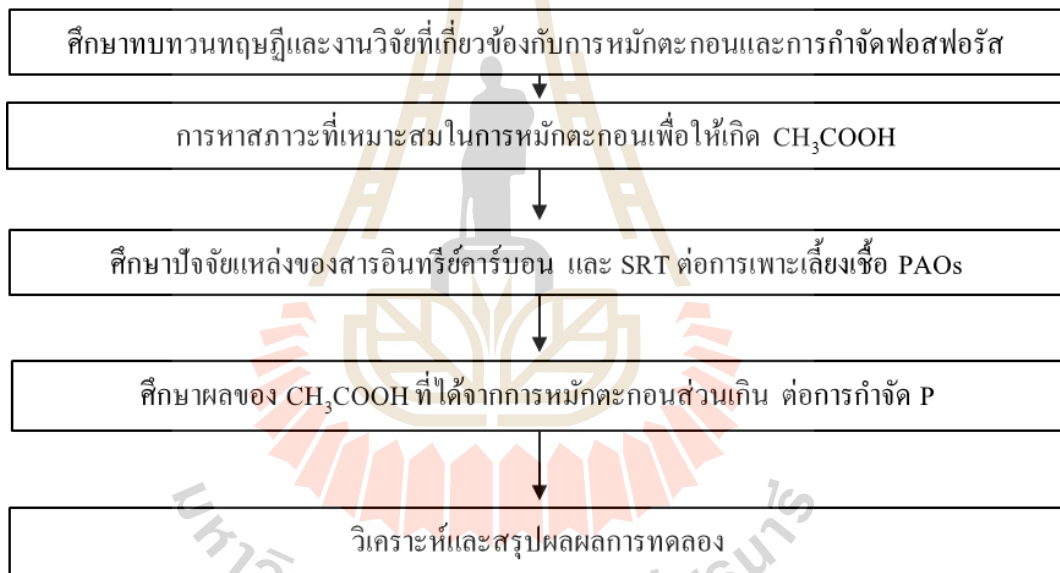


บทที่ 3

วิธีการดำเนินการ

3.1 วิธีดำเนินการวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการหมักตะกอนจากหลายแหล่งในการผลิต CH_3COOH เพื่อใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ (EBPR) โดยสารอาหารได้มาจากการหมักตะกอนของระบบบำบัดน้ำเสีย และระบบผลิตแก๊สชีวภาพ ซึ่งมีขั้นตอนการศึกษาดังรูปที่ 3.1



รูปที่ 3.1 ขั้นตอนการศึกษา

3.2 การศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกินในสถานะไร้ออกซิเจน

3.2.1 ศึกษาคุณลักษณะของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ที่นำมาใช้ในการหมักในสถานะไร้ออกซิเจนเพื่อผลิต CH_3COOH

เก็บตัวอย่างตะกอนจุลินทรีย์จากบริษัทน้ำอัดลมแห่งหนึ่งในจังหวัดนครราชสีมา และตะกอนจากถังตกตะกอนของระบบ EBPR โดยศึกษาพารามิเตอร์ดังนี้ ค่าพีเอช (pH), อุณหภูมิ (Temperature), ค่าซีโอดี (Chemical oxygen demand, COD), ค่าซีโอดีละลาย (Soluble chemical oxygen demand, SCOD), ของแข็งทั้งหมด (Total solids, TS), ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Total volatile solids, TVS), ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด (Total suspended solids, TSS), ปริมาณสารอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid, VFA), CH_3COOH , Propionic acids และ Butyric acids

3.2.2 การศึกษาสถานะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR เพื่อผลิต CH_3COOH โดยการทดลองแบบกะ (Batch Test)

การศึกษาผลของอุณหภูมิและระยะเวลาที่เก็บที่เหมาะสมในการผลิต CH_3COOH จากตะกอนเพื่อหาระยะเวลาที่เหมาะสม ซึ่งมีวิธีการทดลองดังนี้

3.2.2.1. การศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการผลิต CH_3COOH ที่เกิดจากการหมักตะกอนส่วนเกิน โดยใช้แหล่งคาร์บอนจากตะกอนส่วนเกิน ของระบบ EBPR (ชุดที่ 1 และ 2) ทำการหมักโดยเติมตะกอนส่วนเกิน 200 ml. ลงในขวดรูปชมพู่ขนาด 250 ml. ทำการศึกษาโดยควบคุมอุณหภูมิ 35 ± 1 °C (Zhang et al., 2011) และ 55 ± 1 °C (Broughton et al., 2008) กวนผสมที่ 120 rpm เก็บวิเคราะห์ทุก 4 Hr. เพื่อวิเคราะห์หา VFA CH_3COOH Propionic acid และ butyric acid

3.2.2.2. การศึกษา Pretreatment ตะกอนส่วนเกิน ชุดที่ 3 ซึ่ง Htay และคณะ (2011) กล่าวว่า การ Pretreatment จะช่วยให้ปฏิกิริยา Hydrolysis เกิดได้ดีขึ้น (Guerrero et al., 2011) ซึ่งการทดลองนี้ใช้แหล่งคาร์บอนจากตะกอนส่วนเกิน ของระบบ EBPR ที่มี pH เริ่มต้น 7.58 นำมาปรับ pH ดังนี้ 1 2 3 6 9 10 11 12 13 และ 14 โดยใช้ 2 N NaOH และ 2 N HCl (Li et al., 2016) จากนั้นนำไปวิเคราะห์หาปริมาณและชนิดของ VFA ที่เกิดขึ้นหลังจากการปรับ pH โดยวิเคราะห์หา VFA CH_3COOH Propionic acid และ Butyric acid

3.2.3 การศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกินจากหลายแหล่ง เพื่อผลิต VFAs โดยการทดลองแบบกะ (Batch Test)

การศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการผลิต VFAs จากการหมักแบบไร้ออกซิเจน โดยใช้ตะกอนจากหลายแหล่ง คือ ตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม และตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ ชุดที่ 4-6 โดยเติมตะกอนส่วนเกิน 200 ml. ลงในขวดรูปชมพู่ขนาด 250 ml. กวนผสมที่ 120 rpm (Zhang et al., 2011) โดยใช้เครื่องเขย่า

(Shaker) และควบคุมอุณหภูมิที่ 35 ± 1 °C (Gebremariam et al., 2012; Chuang et al., 2011) เก็บวิเคราะห์ ทุก 4 Hr. เพื่อวิเคราะห์หา VFAs

3.2.4 การศึกษาสัดส่วนที่เหมาะสมในการหมักตะกอนจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เพื่อผลิต CH_3COOH โดยการทดลองแบบกะ (Batch Test)

การศึกษานี้ใช้ปริมาณ CH_3COOH ที่เกิดขึ้นจากการหมักตะกอนในถังหมักแบบไร้ออกซิเจนของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ (ชุดที่ 6-8) ตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ (Raw sludge, RS) และตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพที่ถูกหมักมา 10 วัน (Fermentation sludge, FS) ถึงปฏิกิริยา FS:AF (1:1) (ชุดที่ 6) RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) หมักในถังขนาด 5 L. ซึ่งมีปริมาณตะกอน 4 L. ควบคุมอุณหภูมิที่ 35 °C เก็บตัวอย่างตะกอนปริมาตร 120 ml. แต่ละชุดการทดลอง ทุก 12 Hr. วิเคราะห์พารามิเตอร์ ดังนี้ VFA CH_3COOH Propionic acid และ Butyric acid

3.3 การศึกษาคุณลักษณะตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียเพื่อใช้ในการเดินระบบ

นำจุลินทรีย์จากบริษัท เสริมสุข จำกัด มหาชน จังหวัดนครราชสีมา มาเติมในถังเดิมอากาศ เพื่อเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ

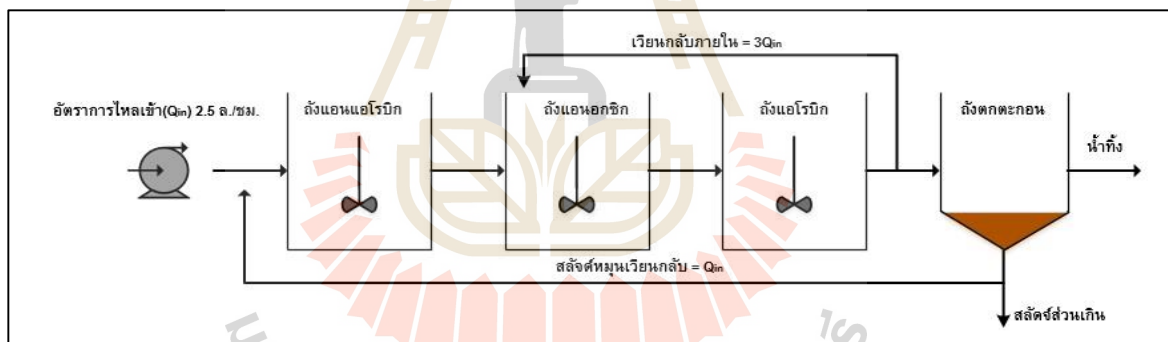
ตารางที่ 3.1 แสดงคุณลักษณะของตะกอนที่นำมาใช้ในการเดินระบบ EBPR

พารามิเตอร์	การศึกษานี้		การศึกษานี้
	ตะกอนส่วนเกิน	อ้างอิง	
pH	6.51 – 7.4	Huang et al. (2016); Liu et al. (2016); He et al. (2016); Yuan et al. (2015); Hao and Wang (2015); Pang et al. (2014)	ตะกอนส่วนเกิน
TCOD (mg/L)	9,732 – 60,000		7.45
SCOD (mg/L)	27 - 508		25,334
TSS (mg/L)	12,228 – 75,000		352
TVSS (mg/L)	6,603 – 46,000		27,500
VSS/TSS	0.55-0.89		9,812
SCOD/TCOD	0.003-0.018		0.36
VFAs	-		0.014
			80

โดยศึกษาพารามิเตอร์ดังนี้ พีเอช (pH), อุณหภูมิ (Temperature), ค่าซีโอดีทั้งหมด (Total Chemical Oxygen Demand, TCOD), ค่าซีโอดีละลาย (Soluble Chemical Oxygen Demand, SCOD), แอมโมเนียไนโตรเจน (Ammonia Nitrogen, NH_3), ของแข็งทั้งหมด (Total Solids, TS), ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Total Volatile Solids, TVS), ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด (Total Suspended Solids, TSS) และของแข็งแขวนลอยระเหยง่ายทั้งหมด (Total Volatile Suspended Solids, TVSS) ดังตารางที่ 3.1

3.4 การออกแบบชุดการทดลอง

ถังเก็บน้ำเสียเข้าสู่ระบบเป็นถังพลาสติกขนาด 100 L ใช้บรรจุน้ำเสียสังเคราะห์ โดยมีเครื่องสูบน้ำเสียเข้าสู่ระบบรีดสาย (Peristaltic pump) ที่มีอัตราการไหลเข้าสู่ระบบ 60 L/d เข้าสู่ถังแอนแอโรบิก ปริมาตร (Effective volume) 5 L ไหลต่อเนื่องไปยังถังออกซิก ปริมาตร 5 L และถังแอโรบิก ปริมาตร 20 L. ตามลำดับ และถังตกตะกอน ดังรูปที่ 3.2 ซึ่งตะกอนจากถังตกตะกอนบางส่วนจะไหลเวียนกลับสู่ถังแอนแอโรบิก ต่อเนื่องไปยังถังอื่นๆ ตามลำดับ เพื่อรักษาปริมาณตะกอนในระบบให้สม่ำเสมอ



รูปที่ 3.2 กระบวนการกำจัดสารอาหารทางชีวภาพแบบ EBPR

3.5 การเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ เพื่อเพาะเลี้ยงเชื้อ PAOs

น้ำเสียสังเคราะห์ที่ใช้ในการศึกษานี้เป็นตัวแทนของน้ำเสียชุมชนที่มีสารอินทรีย์คาร์บอนต่ำ ซึ่งไม่สามารถกำจัด P ออกจากระบบ EBPR ได้ จึงได้มีการเพิ่มสารอินทรีย์คาร์บอนเป็น 500 mg/L เนื่องจากต้องการควบคุมสัดส่วน COD:P ให้สูงกว่า 15:1 เพื่อให้สารอินทรีย์คาร์บอนเพียงพอต่อความต้องการของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs โดยชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอนมาจาก CH_3COOH กลูโคส และ CH_3COONa ความเข้มข้นของ NH_3 15 mg/L และ Ortho-P 12.5-30 mg/L โดยที่ความแตกต่างของแหล่งคาร์บอน และสัดส่วนของสารอินทรีย์คาร์บอนที่แตกต่างกันทั้งหมด 4 สูตร ที่มี COD:P และแหล่งคาร์บอนที่แตกต่างกัน ดำเนินการทดลองเป็นช่วงเวลาดังนี้

สูตรอาหารที่ 1 ตั้งแต่วันที่ 8/7/2559 จนถึงวันที่ 8/8/2559 (จำนวน 32 วัน) กำหนดให้ COD เข้าระบบ 500 mg/L. ซึ่งมาจากสองแหล่งคือ CH_3COOH 300 mg/L. และ กลูโคส 200 mg/L. โดยให้ฟอสฟอรัสในน้ำเสียที่เข้าระบบเป็น 30 mg/L. สัดส่วน COD:P = 16.67:1 คัดแปลงมาจากงานวิจัยของ คมสัน ฤทธิไพโรจน์, (2546)

สูตรอาหารที่ 2 ตั้งแต่วันที่ 9/8/2559 จนถึงวันที่ 25/8/2559 (จำนวน 17 วัน) กำหนดให้ COD เข้าระบบ 500 mg/L. ซึ่งมาจากสองแหล่งคือ CH_3COOH 125 mg/L. และ กลูโคส 375 mg/L. โดยให้ฟอสฟอรัสในน้ำเสียที่เข้าระบบเป็น 12.5 mg/L. สัดส่วน COD:P = 40:1 คัดแปลงมาจากงานวิจัยของ Guerrero et al. (2015)

สูตรอาหารที่ 3 ตั้งแต่วันที่ 26/8/2559 จนถึงวันที่ 5/9/2559 (จำนวน 11 วัน) ใช้แหล่งคาร์บอนที่มาจาก CH_3COOH 375 mg/L. และ กลูโคส 125 mg/L. โดยให้ฟอสฟอรัสในน้ำเสียที่เข้าระบบเป็น 25 mg/L สัดส่วน COD:P = 20:1 คัดแปลงมาจากงานวิจัยของ Tayà et al., 2013 และ Chuang et al., 2011

สูตรอาหารที่ 4 ตั้งแต่วันที่ 6/9/2559 ถึงวันที่ 31/10/2559 (จำนวน 56 วัน) กำหนดให้ COD เข้าระบบ 500 mg/L. จาก CH_3COONa โดยให้ฟอสฟอรัสในน้ำเสียที่เข้าระบบเป็น 25 mg/L. สัดส่วน COD:P = 20:1 คัดแปลงมาจากงานวิจัยของ Tayà et al., 2013; Chuang et al., 2011 และ วาสนา พิธรรม (2539) (ตารางที่ 3.2)

ตารางที่ 3.2 สรุปความเข้มข้นของ COD N และ P ที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ช่วงที่ 1 – 4

สารเคมี	สูตรที่ 1	สูตรที่ 2	สูตรที่ 3	สูตรที่ 4
CH_3COOH	300 mg.COD/L	125 mg.COD/L	375 mg.COD/L	-
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	200 mg.COD/L	375 mg.COD/L	125 mg.COD/L	-
CH_3COONa	-	-	-	500 mg.COD/L
H_3PO_4	30 mg.P/L	12.5 mg.P/L	25 mg.P/L	-
KH_2PO_4	-	-	-	25 mg.P/L
KCl	18.87 mg/L			-
NH_4Cl	15 mg.N/L			
NaHCO_3	420 mg/L			
FeCl_3	7.2 mg/L			
MgSO_4	28.8 mg/L	63.2 mg/L		
CaCl_2	26.5 mg/L	34.5 mg/L		

จากการศึกษาทดลองการเพาะเลี้ยงเชื้อ PAOs ด้วยกระบวนการ EBPR พบว่าสูตรอาหารที่ 4 มีประสิทธิภาพสูงที่สุดประมาณ 90 – 99% ซึ่งใช้แหล่งคาร์บอนเป็น CH_3COONa และมีสัดส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 เหมือนกับช่วงที่ 3 แต่ต่างกันที่ชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอนที่ใช้ แสดงให้เห็นความแตกต่างของสารอินทรีย์ที่มีผลต่อการเจริญเติบโตของ PAOs การศึกษานี้จึงเลือกใช้สูตรอาหารที่ 4 สำหรับเพาะเลี้ยงเชื้อ PAOs โดยทำการสังเคราะห์น้ำเสียเข้าระบบโดยมีค่า COD 500 mg/L และฟอสฟอรัส 25 mg/L. เพื่อให้จุลินทรีย์ในระบบเกิดการปรับตัว ควบคุมอายุตะกอน (SRT) อยู่ที่ 20 วัน โดยได้ทำการเดินระบบจนกว่าจะเข้าสู่สภาวะคงที่ (Steady stage) และเลือกสัดส่วนฟอสฟอรัสต่อ COD เท่ากับ 1:20 (Taya et al., 2013; Chuang et al., 2011) (นำไปละลายผสมกับน้ำประปาลงในถังน้ำเข้าระบบขนาด 100 L)

3.6 การควบคุมการเดินระบบ EBPR

กระบวนการกำจัดสารอาหารทางชีวภาพระบบ EBPR นั้น จำเป็นต้องมีถังแอนแอโรบิก หรือแอนอกซิก หรือทั้งสองถังอยู่หน้าถังเติมอากาศ โดยทั้งสองถังจะทำหน้าที่คัดเลือก (Selector) ทำให้จุลินทรีย์เส้นใยถูกดัดไว้ไม่ให้เจริญเติบโต เนื่องจากการสลับไปมาระหว่างแอนแอโรบิกหรือแอนอกซิกกับแอโรบิก ซึ่งจะมีการเติมสารอาหารเข้าสู่ถังแอนแอโรบิก เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของระบบ จากการที่ PAOs นำสารอินทรีย์ระเหยง่ายที่ได้จากการหมักตะกอน เพื่อผลิตพลังงานเก็บไว้ใช้ในการดูดซึมสารฟอสเฟตเข้าสู่เซลล์ในถังแอโรบิก ซึ่งระบบที่ใช้ในการศึกษาจะมี 3 สภาวะคือ สภาวะแอนแอโรบิก สภาวะแอนอกซิก และสภาวะแอโรบิก โดยมีการควบคุมระบบดังนี้

3.6.1. เก็บเชื้อจุลินทรีย์จากระบบบำบัดน้ำเสีย โดยการศึกษาที่ใช้จุลินทรีย์จากบริษัทน้ำอวดลม แห่งหนึ่งในจังหวัดนครราชสีมา มาเติมในถังปฏิบัติการทั้ง 3 ถัง เพื่อเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ (EBPR)

3.6.2. น้ำเสียที่ใช้ในการเดินระบบ เป็นน้ำเสียสังเคราะห์ โดยใช้สารเคมีในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ กำหนดค่า COD เท่ากับ 500 mg/L ในโตรเจนเท่ากับ 15 mg/L และฟอสฟอรัสเท่ากับ 25 mg/L กำหนดอายุสลัดจ์ (SRT) เท่ากับ 20 วัน กำหนดค่า HRT ในถังเติมอากาศเท่ากับ 8 Hr. ปริมาตรถัง 20 L. กำหนดค่า HRT ในถังแอนแอโรบิกเท่ากับ 2 Hr. ปริมาตรถัง 5 L. กำหนดค่า HRT ในถังแอโรบิกเท่ากับ 2 Hr. ปริมาตรถัง 5 L. ดังตารางที่ 3.3 ควบคุม DO ในถังเติมอากาศที่ 3-4 mg/L

3.6.3. นำน้ำเสียเข้าสู่ถังแอนแอโรบิกก่อน แล้วตามด้วยถังแอนอกซิก และถังแอโรบิก จากนั้นแยกน้ำเสียและจุลินทรีย์โดยใช้ถังตกตะกอน และเวียนตะกอนกลับมาถังแอนแอโรบิกที่อัตราการไหลเท่ากับ 1.5 เท่าของอัตราการไหลของน้ำเสียเข้าระบบ

3.6.4. เก็บตัวอย่างน้ำแต่ละจุด เพื่อวัดค่าพารามิเตอร์ เพื่อนำมาหาค่าประสิทธิภาพของระบบ

3.6.5. สรุปและวิเคราะห์ผล

ตารางที่ 3.3 ค่าระยะเวลาพักเก็บ (HRT) และปริมาตรแต่ละถังของระบบ EBPR

ถังปฏิบัติการ	HRT (Hr.)	ปริมาตรถัง (L)	การสูบลบตะกอนเวียนกลับ	การเวียนกลับภายใน
แอนแอโรบิก	2	5	60 L/d	180 L/d
แอนออกซิก	2	5		
แอโรบิก	8	20		

3.7 ผลของการหมักตะกอนส่วนเกินเพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนต่อการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR

น้ำเสียสังเคราะห์เข้าระบบ 3 ลักษณะ ที่มีแหล่งคาร์บอนจาก CH_3COONa และน้ำเสียจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ (ESF) (Li et al., 2001) เนื่องจาก CH_3COOH เป็นแหล่งคาร์บอนที่ช่วยในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs (Kee et al., 2015; Alistair et al., 2008; Seyoum et al., 2012) เนื่องจากการเจริญเติบโตของ PAOs จำเป็นต้องควบคุมสภาพแวดล้อมให้เหมาะสม เช่น pH และ Alkalinity จึงจำเป็นต้องควบคุมค่า Alkalinity ในระบบ โดยเติมน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ ซึ่งในการศึกษานี้ ใช้แหล่งของ Alkalinity มาจาก NaHCO_3 และมูลสุกร (PM) ซึ่ง PM จะมีค่า Alkalinity เฉลี่ย 1,824.47 mg/L และ CH_3COOH 38.37 mg/L โดยเติม PM ปริมาณ 3 L. ในน้ำ 50 L. ซึ่ง CH_3COOH loading จาก PM ที่อยู่ในน้ำเสียเท่ากับ 2.30 mg/L โดยการทดลองจะมีการควบคุมสารอินทรีย์คาร์บอน N P และ Alkalinity ดังตารางที่ 3.4 ระยะเวลาดำเนินการทดลองทั้งหมด 121 วัน แบ่งเป็นช่วงเวลาดังนี้

ลักษณะอาหารที่ 1 ตั้งแต่วันที่ 28/10/2561 จนถึงวันที่ 8/1/2562 (จำนวน 73 วัน) COD เข้าระบบ 408.61 mg/L ซึ่งมาจากสองแหล่งคือ CH_3COONa เท่ากับ 325 mg/L และ ESF เท่ากับ 75 mg/L โดยให้ Ortho-P เข้าระบบเป็น 24.89 mg/L สัดส่วน COD:P = 16.39:1

ลักษณะอาหารที่ 2 ตั้งแต่วันที่ 9/1/2562 จนถึงวันที่ 25/1/2562 (จำนวน 17 วัน) กำหนดให้ COD เข้าระบบ 416 mg/L โดยมาจากสองแหล่งคือ CH_3COONa เท่ากับ 0-250 mg/L และ ESF เท่ากับ 75-200 mg/L โดย Ortho-P เข้าระบบเป็น 29.13 mg/L สัดส่วน COD:P = 14.28:1 โดยมีการเพิ่ม Alkalinity โดยเติม PM ปริมาณ 12-20 L. ในน้ำ 50 L. ซึ่งจะมี CH_3COOH loading จาก PM ที่อยู่ในน้ำเสียรวมเท่ากับ 9.20-15.35 mg/L

ลักษณะอาหารที่ 3 ตั้งแต่วันที่ 26/1/2562 จนถึงวันที่ 25/2/2559 (จำนวน 31 วัน) COD เข้าระบบ 380 mg/L ซึ่งใช้แหล่งคาร์บอนที่มาจาก ESF เท่ากับ 350 mg/L โดยให้ Ortho-P เข้าระบบเป็น 24.63 mg/L สัดส่วน COD:P = 15.43:1 โดยมีการเพิ่ม Alkalinity โดยเติม PM ปริมาณ 3 L. ในน้ำ 50 L. ซึ่งจะมี CH_3COOH loading จาก PM ที่อยู่ในน้ำเสียรวมเท่ากับ 2.30 mg/L

ตารางที่ 3.4 สรุปความเข้มข้นของ COD N และ P จากการเตรียมน้ำเสีย Type ที่ 1 – 3

สารอาหาร	Type 1 (73 วัน)	Type 2 (17 วัน)	Type 3 (31 วัน)
COD จาก CH ₃ COONa (mg/L)	408.61	416.08	-
COD จาก ESF (mg/L)			380.00
Nitrogen จาก PM (mg/L)	-	39.17	16.06
Ortho-P จาก KH ₂ PO ₄ (mg/L)	24.89	29.13	24.63
Nitrogen จาก NH ₄ Cl (mg/L)	16.93	-	-
Alkalinity จาก NaHCO ₃ (mg/L)	492.50	-	145.00-217.00
Alkalinity จาก Pig manure (mg/L)	-	430.8	231.96-303.00

3.8 การหมักตะกอนจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เพื่อใช้เป็นแหล่งคาร์บอนทดแทน

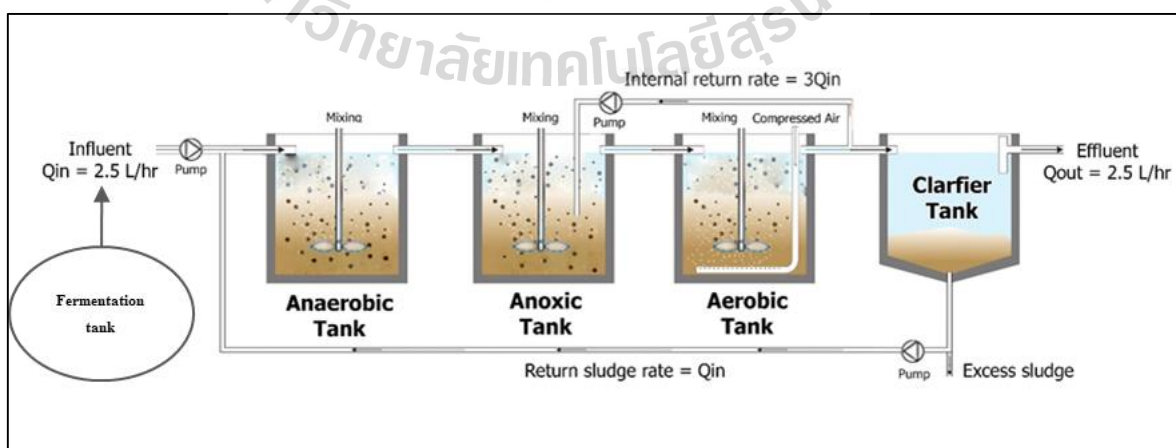
Acetate ในระบบ EBPR

การสังเคราะห์น้ำเสียเข้าระบบ เพื่อให้จุลินทรีย์ในระบบเกิดการปรับตัว ควบคุม SRT อยู่ที่ 60 วัน เนื่องจาก SRT นานพอจะช่วยให้ PAOs สามารถทำงานได้ดี โดย SRT ที่เหมาะสมควรอยู่ในช่วง 3-40 วัน (Chuang et al., 1997; Puig et al., 2008; Randall et al., 1992) ชุดการทดลองอ้างอิงมาจากงานวิจัยของฉัตรลดา และคณะ (2560) โดยใช้ CH₃COOH เป็นแหล่งคาร์บอน ที่นำมาจาก ESF โดยอัตราปริมาณ COD เข้าระบบ 380 mg/L ซึ่งใช้แหล่งคาร์บอนที่มาจาก ESF 350 mg/L โดย P เข้าระบบเฉลี่ยเท่ากับ 24.63 mg/L สัดส่วน COD:P = 15.43:1 โดยมีการเพิ่ม Alkalinity โดยเติมมูลสุกรปริมาณ 3 L. ในน้ำ 50 L. ซึ่งจะมี CH₃COOH loading จากมูลสุกรที่อยู่ในน้ำเสียรวมเท่ากับ 2.30 mg/L และ Trace element 100 ml (ที่ประกอบด้วย MgSO₄·7H₂O 0.88 g, CaCl₂·2H₂O 1.40 g, KCl 0.38 g, FeCl₃·6H₂O 1.5 g, KI 0.18 g, H₃BO₃ 0.15 g, CoCl₂·6H₂O 0.15 g, MnCl₂·4H₂O 0.12 g, ZnSO₄·7H₂O 0.12 g, Na₂MoO₄·2H₂O 0.06 g, CuSO₄·5H₂O 0.03 g, EDTA (C₁₀H₁₆N₂O₈) 10 g ในน้ำ 1 L และนำไปละลายผสมกับน้ำประปาลงในถังน้ำเข้าระบบ ขนาด 100 L) โดยระบบไม่มีการควบคุม pH น้ำเสียที่ใช้มีค่า pH 7.07±0.20 โดยได้ทำการเดินระบบจนพบว่าค่าที่วิเคราะห์ในแต่ละวันมีค่าใกล้เคียงกัน ในเวลาเดียวกันของทุกวัน ซึ่งถือว่าระบบเข้าสู่สภาวะคงที่ โดยจะมีการเพิ่มถังหมักตะกอนส่วนเกินขนาด 30 L. เพื่อใช้ในการหมักตะกอนให้เกิดเป็น CH₃COOH โดย ESF มาจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพ ผสมกับน้ำหมักกรดที่อัตราส่วน 1:1 และทำการหมักแบบไร้ออกซิเจน โดยควบคุมสภาวะในการหมักเช่นเดียวกับสภาวะที่เหมาะสมในการผลิต Acetic acid ที่ได้จากการทดลองในหัวข้อ 3.2. ซึ่งคุณลักษณะของ ESF ที่ใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการกำจัดฟอสฟอรัสของระบบ EBPR ของการทดลองนี้ มีปริมาณ CH₃COOH เฉลี่ยเท่ากับ 1,375±133 mg/L แสดงดังตารางที่ 3.5

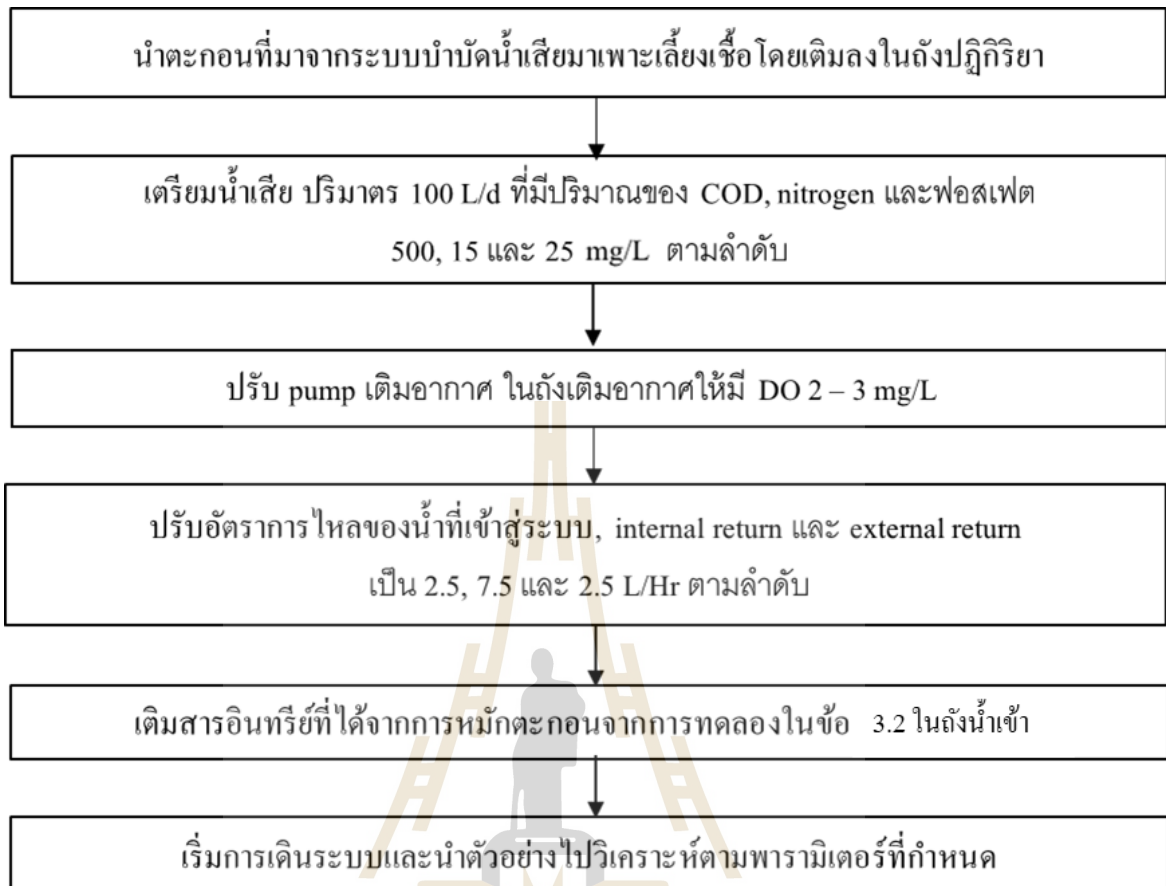
ตารางที่ 3.5 คุณลักษณะของน้ำเสียจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพที่ใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในระบบ EBPR

พารามิเตอร์	ESF
CH ₃ COOH (mg/L)	1,375±133
COD (mg/L)	4,201±443
Alkalinity (mg/L)	1,625±170
TKN (mg/L)	54±8
TP (mg/L)	41±22

ซึ่งการหมักตะกอนจะมีการศึกษาสภาวะที่เหมาะสมเพื่อให้เกิด CH₃COOH มากที่สุด โดยขั้นตอนในการเดินระบบ EBPR จะเหมือนกับหัวข้อ 3.6 แต่จะมีการเพิ่มแหล่งคาร์บอนภายนอกที่มาจาก ESF โดยการใช้ ESF เป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบ EBPR เริ่มจากการเติมผสมกับน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ โดยใช้ปั๊มรีดสาย เพื่อควบคุมอัตราการไหลเข้าสู่ระบบ เท่ากับ 2.5 L/Hr. และควบคุม SRT เท่ากับ 60 วัน เนื่องจากเป็นสภาวะที่เหมาะสมที่ได้จากการทดลองในหัวข้อ 3.5 ซึ่งการเติม ESF จะเพิ่มปริมาณของ ESF ขึ้นเรื่อยๆ เพื่อให้จุลินทรีย์ในระบบเกิดการปรับตัว โดยการทดลองสำหรับศึกษาสภาวะการเพิ่มสารอาหารต่อประสิทธิภาพการกำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัสในระบบบำบัดน้ำเสียแบบ EBPR ซึ่งจะมีการเพิ่มแหล่งคาร์บอนที่ได้จากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ ดังรูปที่ 3.3 แสดงดังรูปที่ 3.4



รูปที่ 3.3 กระบวนการกำจัดสารอาหารทางชีวภาพแบบ EBPR
ที่มีการเติมสารอินทรีย์ระเหยง่ายจากการหมักตะกอน

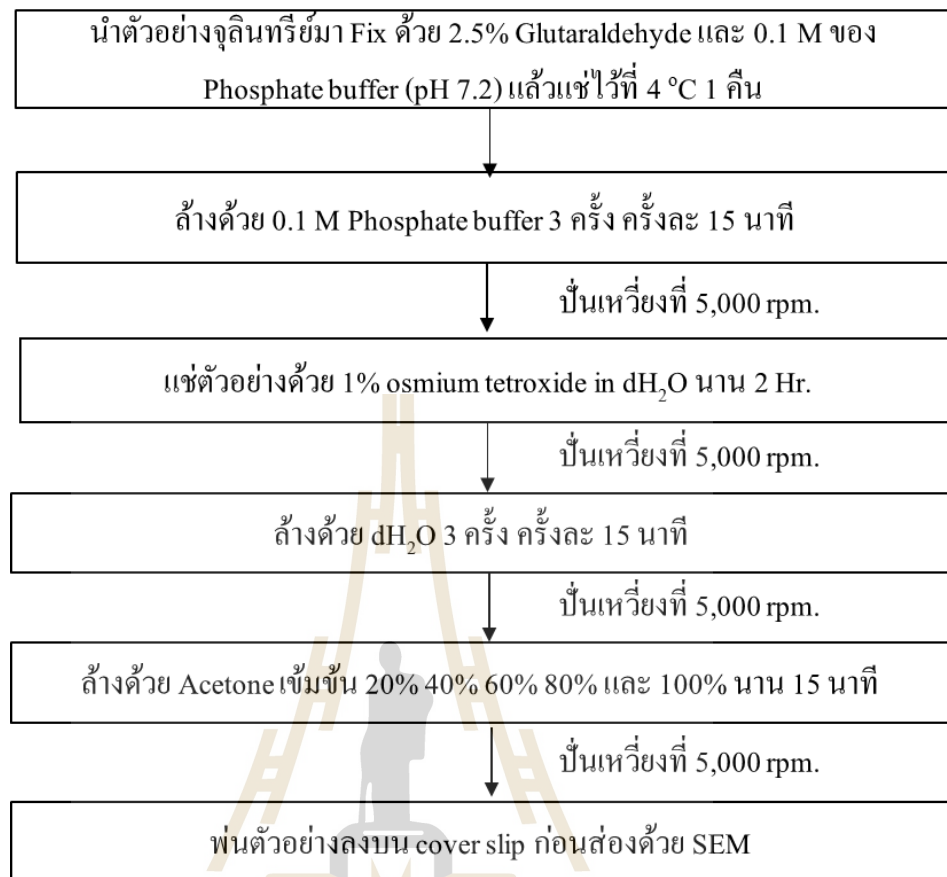


รูปที่ 3.4 ขั้นตอนการเดินระบบ EBPR

3.9 การตรวจสอบเชื้อจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ในระบบ EBPR

3.9.1 การศึกษาลักษณะของเชื้อจุลินทรีย์ในระบบ EBPR โดยใช้กล้องอิเล็กตรอนแบบส่องกราด (Scanning electron microscope, SEM)

การส่องดูลักษณะของเชื้อจุลินทรีย์ที่อยู่ภายในระบบ EBPR ซึ่งมีทั้งกลุ่ม PAOs Heterotroph และ Autotroph ซึ่งผสมกันอยู่ในถังปฏิกรณ์ทั้ง 3 ถัง คือ ถังแอนแอโรบิก ถังแอนอกซิก และ ถังแอโรบิก โดยการศึกษาที่ใช้ SEM ในการส่องลักษณะของจุลินทรีย์ภายในถังปฏิกรณ์โดยทำการเก็บตัวอย่างเชื้อแต่ละสถานะจากระบบ EBPR จากนั้นนำมาเติม Glutaraldehyde 2.5% และปรับ pH ที่ 7.2 โดยใช้ Phosphate buffer จากนั้นแช่ที่ 4 °C อย่างน้อย 1 คืน แล้วนำมาปั่นเหวี่ยงที่ 5000 rpm จากนั้นทำการ Dehydrating ตามวิธีของ Jung et al. (2011); Haberman et al. (2017); Bin et al. (2015) ก่อนนำมาส่องด้วย SEM โดยการศึกษาใช้กำลังขยาย 5,000-20,000 เท่า ซึ่งวิธีการแสดงดังรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 ขั้นตอนการเตรียมตัวอย่างจุลินทรีย์ สำหรับใช้กับเครื่อง SEM

3.9.2 การย้อมแกรมเพื่อตรวจสอบ Poly-phosphate ภายในเซลล์ PAOs ด้วยวิธี Albert's Metachromatic Stains Kit

การคัดแยกเชื้อจุลินทรีย์ด้วยอาหาร Pikovskaya's broth (medium) (Bajekal and Dharmadhikari, 2008) บ่มเชื้อที่อุณหภูมิห้องนาน 2 วัน จากนั้นนำโคโลนีที่เกิดขึ้นมาเขียนบน Agar slaint และบ่มเชื้อที่อุณหภูมิห้องนาน 2 วัน ก่อนนำส่งตรวจเชื้อ *Acinetobacter* sp. โดยใช้ Conventional method (Rabaan et al., 2017)

3.10 การทำสมดุลมวลของระบบ EBPR

การศึกษาสมดุลมวลของระบบ EBPR จะทำการเก็บตัวอย่าง 6 จุด คือ น้ำเสียที่เข้าระบบ น้ำทิ้ง ถังแอนแอโรบิก ถังแอนอกซิก ถังแอโรบิก และถังตกตะกอน โดยเก็บตัวอย่างเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงที่ สังกะยจากความเข้มข้นของ COD N และ P ในแต่ละช่วงเวลามีค่าใกล้เคียงกัน และไม่เกิดปฏิกิริยาใน

ถึงตกตะกอน ซึ่งการทำสมดุลมวลของ COD N และ P จำเป็นต้องศึกษาพารามิเตอร์ต่างๆที่ใช้ในการคำนวณ ซึ่งแต่ละพารามิเตอร์จะมีความสัมพันธ์กันในแต่ละถังปฏิบัติการ โดยความถี่ในการเก็บตัวอย่างคือ 2 ครั้งต่อสัปดาห์ ระยะเวลา 1-2 เดือน

3.10.1 การทำสมดุลมวลของสารอินทรีย์คาร์บอน และไนโตรเจน

การศึกษาสมดุลมวล COD และสมดุลมวล N ของระบบ EBPR ทั้ง 3 ถังปฏิบัติการ การทดลองสามารถหาได้จากการหามวลของ COD ในน้ำเสียที่เข้าระบบ มวล COD ในน้ำทิ้งที่ออกในแต่ละส่วนของระบบ มวล COD ในตะกอน และปริมาณ COD ที่ใช้ในการออกซิไดซ์สารอินทรีย์ ตามสมการที่ 3-1 โดยใช้ค่าทางทฤษฎีในการคำนวณ (Barker and Dold, 1995)

$$M_{\text{COD,inf}} = M_{\text{COD,eff}} + M_{\text{COD,oxid}} + M_{\text{COD,sludge}} + M_{\text{loss}} \quad (3-1)$$

โดยที่	$M_{\text{COD,inf}}$	คือ	มวลของปริมาณซีโอดีทั้งหมดที่เข้าระบบ (g/d)
	$M_{\text{COD,eff}}$	คือ	มวลของปริมาณซีโอดีทั้งหมดที่ออกจากระบบ (g/d)
	$M_{\text{COD,sludge}}$	คือ	มวลของปริมาณซีโอดีที่สะสมในตะกอน (g/d)
	M_{loss}	คือ	มวลของปริมาณซีโอดีทั้งหมดที่หายไปจากระบบ (g/d)
	$M_{\text{COD,oxid}}$	คือ	มวลของปริมาณซีโอดีทั้งหมดที่ถูกออกซิไดซ์โดย Heterotroph หรือปริมาณออกซิเจนที่ถูกใช้ไปเพื่อกระบวนการไนตริฟิเคชัน (g/d) ซึ่งหาจากสมการ 3-2 ถึง 3-4

$$M_{\text{COD,oxid}} = M_{\text{COD,denit}} + M_{\text{COD,aer}} \quad (3-2)$$

$$M_{\text{COD,denit}} = 2.86M_{\text{denit,T}} \quad (3-3)$$

$$M_{\text{COD,aer}} = O_T V_{\text{aer}} 24 - MO_N \quad (3-4)$$

แทนค่า O_T เท่ากับ 38.5 อ้างอิงจาก Wentzel et al. (1990) เนื่องจากการทดลองระบบกำจัดฟอสฟอรัสที่ควบคุม SRT 20 วัน คล้ายกับการศึกษา

ส่วนการทำสมดุลมวลไนโตรเจน โดยการกำจัดไนโตรเจนนั้นสามารถเกิดได้ 2 วิธี วิธีแรกคือเกิดจากการสะสมโดยจุลชีพ และวิธีที่สองคือเกิดจากกระบวนการ Nitrification และ Denitrification ซึ่งสามารถหาสมดุลมวลของไนโตรเจนได้ดังสมการที่ 3-5 (Barker and Dold, 1995)

$$M_{TKN,inf} + M_{NO2-N,inf} + M_{NO3-N,inf} = M_{TKN,eff} + M_{NO2-N,eff} + M_{NO3-N,eff} + M_{N,sludge} + M_{loss} \quad (3-5)$$

โดยที่	$M_{TKN,inf}$	คือ	มวลของปริมาณ TKN ที่เข้าระบบ (g/d)
	$M_{NO2-N,inf}$	คือ	มวลของปริมาณไนไตรท์ที่เข้าระบบ (g/d)
	$M_{NO3-N,inf}$	คือ	มวลของปริมาณไนเตรทที่เข้าระบบ (g/d)
	$M_{TKN,eff}$	คือ	มวลของปริมาณ TKN ที่ออกจากระบบ (g/d)
	$M_{NO2-N,eff}$	คือ	มวลของปริมาณไนไตรท์ที่ออกจากระบบ (g/d)
	$M_{NO3-N,eff}$	คือ	มวลของปริมาณไนเตรทที่ออกจากระบบ (g/d)
	$M_{N,sludge}$	คือ	มวลของปริมาณไนโตรเจนที่สะสมในตะกอน (g/d)
	M_{loss}	คือ	มวลของปริมาณไนโตรเจนที่หายไปจากระบบ (g/d)

3.10.2 การทำสมดุลมวลของฟอสฟอรัส

ในการคำนวณสมดุลมวลของ P ปริมาณ P ในรูปของสารละลายสันนิษฐานว่าอยู่ในรูป Ortho-P ซึ่งผลการวัด P ทั้งหมดของตะกอน และ Ortho-P สามารถนำมาคำนวณได้ ซึ่งกลไกที่เกิดขึ้นมี 2 ชั้น คือ 1) การคาย Ortho-P ในสถานะที่ไม่มี O_2 และไนเตรท 2) การจับใช้ Ortho-P ในสถานะที่มี O_2 หรือไนเตรท โดย Ortho-P จะถูกดึงมาเก็บไว้ในเซลล์ของจุลินทรีย์แทน ในรูปของ Poly-P ดังนั้น การหาสมดุลมวล P ของระบบ EBPR ทั้ง 3 ถึงปฏิบัติการ การทดลองสามารถหาได้จาก P ในตะกอน

3.11 วิธีการวิเคราะห์ที่ใช้ในการวิจัย

การเก็บตัวอย่างที่จะนำไปวิเคราะห์ แสดงดังตารางที่ 3.6 นอกจากนั้นจะทำการวิเคราะห์ MLSS ในถังจั่นกระทั่งระบบอยู่ในสถานะคงที่ และวิเคราะห์ MLVSS ในช่วงที่ระบบเข้าสู่สถานะคงที่ โดยนำไปวิเคราะห์ค่า COD SCOD NH_3 TS TVS TSS VFA Ortho-P CH_3COOH Propionic acid Butyric acid TP และ Poly-P โดยวิธีการวิเคราะห์ อ้างอิงจาก Standard Method for examination of water and wastewater (APHA et al., 2005)

ตารางที่ 3.6 แสดงจุดเก็บน้ำตัวอย่างของแต่ละพารามิเตอร์

พารามิเตอร์	จุดเก็บน้ำตัวอย่าง						
	น้ำเข้า	ถัง Anaerobic	ถัง Anoxic	ถัง Aerobic	ถังตกตะกอน	น้ำออก	ถังหมักไร้ออกซิเจน
1. DO		√	√	√	√	√	
2. pH		√	√	√	√	√	√
3. Temp (°C)		√	√	√	√	√	√
4. Flow Rate (L/d)	√					√	
5. COD (mg/L)	√	√	√	√		√	√
6. NH ₃	√					√	
7. Nitrate (mg/L)			√	√		√	
8. Nitrite (mg/L)						√	
9. TKN (mg/L)	√					√	
10. SV ₃₀ (mL/L)				√			
11. TS (mg/L)						√	
12. MLSS (mg/L)		√	√	√	√		√
13. BOD (mg/L)	√						
14. Ortho-P (mg/L)	√	√	√	√		√	
15. VFAs และ CH ₃ COOH (mg/L)		√					√

ตารางที่ 3.7 พารามิเตอร์ วิธีในการวิเคราะห์ และความถี่ในการเก็บ

พารามิเตอร์	วิธีการ/เครื่องมือวิเคราะห์	ความถี่
pH	pH meter	ทุกวัน
Temperature	Thermometer	
SCOD	Close reflux method	
NH ₃	Nesslerization	
TKN	Kjeldahl method	
Nitrate, Nitrite	Colorimetric method	
Solid (TS, MLSS, MLVSS)	Gravimetric method	
TP, Ortho-phosphate และ Poly-phosphate	Vanadate molybdophosphoric acid	
Volatile Fatty Acids	Direct titration method	
CH ₃ COOH, Propionic acid และ butyric acid	Gas Chromatography	

หมายเหตุ: *กรองน้ำตัวอย่างผ่านแผ่นกรอง GF/F ขนาดรูเปิด 0.45 ไมโครเมตร

ซึ่งในการวิเคราะห์หาสารอินทรีย์คาร์บอน CH₃COOH Propionic acid butyric acid จะใช้เครื่อง Gas Chromatography (GC) ในการวิเคราะห์ โดยใช้ detector : Flame Ionization Detector (FID), คอลัมน์ Innowax (DB FFAP) อุณหภูมิของ detector และ injector เท่ากับ 250 °C (Chen et al., 2017)

3.12 พารามิเตอร์ที่ทำการตรวจวัด

3.12.1 การวิเคราะห์ส่วนประกอบของจุลินทรีย์

3.12.1.1 ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS)

ตรวจวัดปริมาณของแข็งทั้งหมดในน้ำหมักไบโอแก๊สตามวิธีมาตรฐาน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1992)

3.12.1.2 ของแข็งระเหยได้ (VS)

วัดปริมาณของแข็งที่ระเหยได้ตามวิธีมาตรฐาน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1992)

3.12.2 วิเคราะห์น้ำตัวอย่าง

3.12.2.1 การวิเคราะห์ค่า COD

ด้วยวิธี Close Reflux Titrimetric Method ตามวิธีมาตรฐาน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1992)

3.12.2.2 ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS)

ตรวจวัดปริมาณของแข็งทั้งหมดในน้ำหมักไบโอแก๊สตามวิธีมาตรฐาน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1992) และวิธีดัดแปลงของ Zhang and Zhang, (1999) โดยการอบภาชนะในตู้อบที่อุณหภูมิ 105 °C เป็นเวลา 3 Hr. นำออกจากตู้อบใส่ไว้ในตู้ดูดความชื้นจนกระทั่งอุณหภูมิของภาชนะถึงที่อุณหภูมิห้อง ชั่งให้ได้น้ำหนักที่แน่นอน ชั่งตัวอย่างน้ำหมักปริมาตร 50 ml ให้ได้น้ำหนักที่แน่นอนที่บรรจุในภาชนะ หาความชื้นที่ทราบน้ำหนัก อบตัวอย่างในตู้อบที่อุณหภูมิ 105 °C เป็นเวลา 24 Hr. นำออกจากตู้อบ ใส่ในตู้ดูดความชื้นเมื่อเย็นแล้วชั่งน้ำหนัก อบซ้ำอีกครั้งๆละประมาณ 30 นาที ชั่งน้ำหนักจนได้น้ำหนักคงที่ คำนวณหาปริมาณของแข็งทั้งหมด

3.12.2.3 ของแข็งระเหยได้ (VS)

วัดปริมาณของแข็งที่ระเหยได้ตามวิธีมาตรฐาน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1992)

3.12.2.4 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (VFA)

การวิเคราะห์กรดไขมันระเหยง่ายได้ (Volatile fatty acids, VFA) โดยการกลั่นด้วยวิธี Direct titration method นำของเหลวส่วนที่ใส่ปริมาตร 100 ml เดิมลงไปใน boiling flask เติมน้ำกลั่นปริมาตร 100 ml ลงไปผสมกัน ใช้ปิเปตดูดกรด H₂SO₄ (1:1) เดิมลงไป 5.0 ml เมื่อกลั่นครบ 30 นาที หรือจนของเหลวใน boiling flask ลดลงมากให้หยุดกลั่น หยด Phenolphthalein 5 หยด แล้วนำไปไทเทรตกับ 0.1 M NaOH

3.12.2.5 ปริมาณไนโตรเจนทั้งหมด (TN)

หาปริมาณ TN ตามวิธีมาตรฐาน Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1992)

3.12.2.6 ปริมาณฟอสฟอรัส (P)

เตรียมตัวอย่างกากมันสำปะหลังสำหรับการวิเคราะห์หาปริมาณฟอสฟอรัส ด้วยวิธี Wet digestion method และตรวจวัดปริมาณฟอสฟอรัสในตัวอย่างด้วยวิธี Vandomolybdate method ตาม Barton, (1948) โดยนำตัวอย่างปริมาตร 5 ml ลงใน Volumetric flask ขนาด 25 ml เติมน้ำยา Barton ปริมาตร 5 ml เขย่าให้เข้ากัน ปรับปริมาตรให้เป็น 25 ml ด้วยน้ำกลั่นและตั้งทิ้งไว้ให้เกิดสี สมบูรณ์ประมาณ 30 นาที วัดความเข้มข้นของสีด้วยเครื่อง Spectrophotometer ที่ความยาวคลื่น 470 นาโนเมตร โดยปริมาณฟอสฟอรัสได้จากการคำนวณจากกราฟมาตรฐานที่ทราบความเข้มข้นที่แน่นอน

3.12.2.7 ค่าความเป็นกรด-ด่าง (pH)

วัดค่าความเป็นกรด-ด่างด้วยเครื่องวัดความเป็นกรด-ด่าง (pH meter, Mettler delta 320, Mettler-Toledo Ltd., England)

3.12.2.8 ความเป็นด่าง (Alkalinity, A)

วัดค่า Alkalinity ด้วยวิธี Titration method ด้วย H_2SO_4 เข้มข้น 0.1 N จนถึงค่าความเป็น กรด-ด่างที่ 5.1, 4.3 และ 3.5 ตามลำดับ ตามวิธีมาตรฐาน AOAC International, (2000) ค่า Alkalinity แสดง ค่าในรูปมิลลิกรัมต่อลิตรของแคลเซียมคาร์บอเนต (mg as $CaCO_3$ /L) ในขณะที่ ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย แสดงค่าในรูปมิลลิกรัมต่อลิตรของอะซิเตท (mg as Acetate/L)



บทที่ 4

ผลการศึกษา และการอภิปรายผล

การศึกษานี้ต้องการหาแหล่งคาร์บอนที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR ได้ ซึ่ง CH_3COOH เป็นแหล่งของคาร์บอนที่จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ต้องการ จึงได้ศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกินเพื่อผลิต CH_3COOH เมื่อทราบสถานะที่เหมาะสมในการผลิต CH_3COOH จะนำไปใช้ในระบบแบบต่อเนื่องเพื่อกำจัด P ในระบบ EBPR ซึ่งการผลิต CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินแบบไร้ออกซิเจน มีปัจจัยที่มีผลต่อปริมาณของ CH_3COOH ที่เกิดขึ้น ด้วยเหตุนี้จึงได้ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิและระยะเวลาที่เก็บในการหมักตะกอนส่วนเกิน โดยขั้นตอนแรกจะศึกษาปัจจัยอุณหภูมิเพื่อให้ย่อยสลายตะกอนส่วนเกินให้อยู่ในรูปโมเลกุลเล็กๆ จากนั้นนำสถานะที่เหมาะสมในการหมักดังกล่าวมาใช้สำหรับผลิต CH_3COOH เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอน ในการกำจัด P ของระบบ EBPR โดยระบบ EBPR จะศึกษาปัจจัยของแหล่งคาร์บอน และ SRT ในการเลี้ยงเชื้อ PAOs เพื่อใช้ในการศึกษาผลของการเติม CH_3COOH ที่ได้จากการหมักตะกอนส่วนเกินต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR จึงได้แบ่งการทดลองออกเป็น 3 ส่วนคือ 4.1 ศึกษาสถานะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อผลิต CH_3COOH 4.2 ศึกษาแหล่งของคาร์บอน และระยะที่เก็บที่มีผลต่อการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ PAOs ในระบบ EBPR 4.3 ศึกษาผลของการเติม CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินที่ได้จากหัวข้อ 4.1 ต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR

4.1 ศึกษาสถานะที่เหมาะสมสำหรับการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อผลิต CH_3COOH

ตะกอนส่วนเกินมีปริมาณสารอินทรีย์ที่สามารถใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารอินทรีย์คาร์บอนที่ PAOs ต้องการ ซึ่งต้องอยู่ในรูปที่สามารถนำไปใช้ได้ง่าย เช่น CH_3COOH เนื่องจากจำเป็นต้องเพิ่มแหล่งคาร์บอนในรูป CH_3COOH ที่ถูกใช้เป็นพลังงานที่จะสนับสนุนการปล่อยฟอสเฟต (Wong et al., 2015) และมีบทบาทในการให้อิเล็กตรอน (Puig et al., 2008) ซึ่งปกติต้องเสียค่าใช้จ่ายในการซื้อ CH_3COOH เพิ่มให้กับระบบ เพื่อให้จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs สามารถเจริญเติบโตได้ดี ทำให้เพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสของระบบได้ แต่พบว่าไม่มีวิธีการผลิต CH_3COOH จากของเสียจำพวกกากตะกอนส่วนเกิน เช่น ตะกอนส่วนเกินจากระบบตะกอนเร่ง และตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เนื่องจากตะกอนเหล่านี้เป็นกลุ่มของสารอินทรีย์ที่สามารถนำมาผ่านกระบวนการหมัก เพื่อให้เกิดการย่อยสลายตัวเซลล์จุลินทรีย์เป็นโมเลกุลที่เล็กลง เกิดเป็นสารอินทรีย์คาร์บอนเล็กๆ เช่น CH_3COOH Propionic acid และ Butyric acid ซึ่งแต่ละชนิดก็มีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัด P ของระบบ (Adrian et al., 2007)

ดังนั้นจำเป็นต้องหาสภาวะที่เหมาะสมในการหมัก เพื่อให้มีปริมาณ CH_3COOH สูง ซึ่งอาจช่วยลดค่าใช้จ่ายในการซื้อ CH_3COOH ให้กับระบบ เนื่องจากคุณลักษณะของตะกอนส่วนเกินแต่ละแหล่งมีคุณลักษณะที่แตกต่างกัน ทำให้จำเป็นต้องศึกษาความสามารถในการย่อยสลายกากตะกอน ว่าสามารถนำมาผ่านกระบวนการหมักแล้วย่อยสลายเกิดเป็น CH_3COOH ได้หรือไม่ โดยเริ่มต้นจะต้องศึกษาคุณลักษณะของตะกอนส่วนเกินดังต่อไปนี้

4.1.1 ลักษณะของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม และระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

ตะกอนส่วนเกินที่นำมาใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิต CH_3COOH มาจาก 3 แหล่ง เนื่องจากต้องการหาแหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอนที่สามารถย่อยสลายเป็น CH_3COOH มากเพียงพอสำหรับการนำมาใช้เดินระบบ EBPR แต่พบว่าแหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอนจากตะกอนส่วนเกินของระบบ EBPR และ ระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม ไม่สามารถผลิต CH_3COOH ได้เพียงพอต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR จึงนำตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพมาศึกษาเพิ่มเติม โดยผลการศึกษาลักษณะตะกอนแต่ละแหล่งเป็นดังนี้

จากการศึกษาลักษณะของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR (ชุดที่ 1-4) ลักษณะทางกายภาพของตะกอนส่วนเกินนี้มีสีน้ำตาลเข้ม ปริมาณ TS มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 9,485 mg/L สัดส่วน TVS/TS เท่ากับ 0.20 ซึ่งสัดส่วน TVS/TS มีค่าต่ำ เนื่องจากระบบมีการควบคุม SRT สูง (20 วัน) ส่วนลักษณะทางเคมีพิจารณาจากค่า TCOD เท่ากับ 7,792 mg/L SCOD เท่ากับ 196 mg/L ซึ่งลักษณะของตะกอนเกิดจากจุลินทรีย์ที่ใช้ CH_3COOH เป็นสารอาหารในการเจริญเติบโต อาจะผลิต CH_3COOH ได้ โดยไม่ต้องสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการขนย้ายตะกอนจากแหล่งอื่น โดยจะมีองค์ประกอบของสารอินทรีย์ดังตารางที่ 4.1 ซึ่งตะกอนที่นำมาศึกษามีความแตกต่างจากการศึกษาอื่น เนื่องจากตะกอนส่วนเกินทั่วไปจากระบบบำบัดน้ำเสียมีปริมาณ TVS ประมาณ 60-80% โดยน้ำหนักแห้ง (Qasim, 1999) ถ้าพิจารณาสัดส่วนของ BOD/COD เพื่อประเมินความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ ถ้ามี BOD/COD มากกว่า 0.45 แสดงว่าสารอินทรีย์ชนิดนั้นสามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ดีมาก และหากมีสัดส่วน BOD/COD เท่ากับ 0.45 แสดงว่าสามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ดี และถ้ามีสัดส่วน BOD/COD 0.2-0.3 แสดงว่ามีความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพได้ต่ำ แต่ถ้ามีสัดส่วน BOD/COD น้อยกว่า 0.2 แสดงว่าสารอินทรีย์ชนิดนั้นไม่เหมาะสมต่อการย่อยสลายทางชีวภาพ (Patcharin Racho, 2009) เมื่อเปรียบเทียบกับการศึกษาของ Huang et al., (2016); Liu et al., (2016); He et al., (2016); Yuan et al., (2015); Hao and Wang, (2015); Pang et al., (2014) พบว่าตะกอนส่วนเกินมีสัดส่วนของ TVS/TS อยู่ในช่วง 0.55-0.89 ซึ่งมีสัดส่วนของ TVS/TS ที่สูง สามารถนำมาย่อยสลายทางชีวภาพได้ดี จึงมีการศึกษาจากแหล่งอื่นเพิ่มเติม เช่น ตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม และตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

การศึกษาลักษณะของตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม โดยตะกอนส่วนเกินที่นำมาใช้ในการศึกษานี้ นำมาจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบตะกอนเร่ง (Conventional Activated Sludge) ของบริษัทน้ำอืดลมแห่งหนึ่งในจังหวัดนครราชสีมา (ชุดที่ 5) ซึ่งลักษณะตะกอนส่วนเกินดังกล่าว เป็นตะกอนของจุลินทรีย์ที่เจริญเติบโตจากการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสีย โดยแยกออกจากน้ำเสียผ่านการตกตะกอน ลักษณะทางกายภาพของตะกอนส่วนเกินนี้มีสีน้ำตาลเข้ม ปริมาณ TS มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 24,723 mg/L สัดส่วน TVS/TS เท่ากับ 0.27 ส่วนลักษณะทางเคมีพิจารณาจากค่า TCOD เท่ากับ 15,576 mg/L SCOD เท่ากับ 462 mg/L ซึ่งมีองค์ประกอบของสารอินทรีย์ดังตารางที่ 4.1 ซึ่ง TVS/TS เท่ากับ 0.27 ที่ต่ำ เนื่องจากระบบบำบัดน้ำเสียนี้มีการควบคุม SRT สูง ดังนั้นตะกอนส่วนเกินนี้สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ดี ลักษณะของตะกอนส่วนเกินเป็นสารที่มีโมเลกุลขนาดใหญ่ ซึ่งย่อยสลายทางชีวภาพได้ยาก

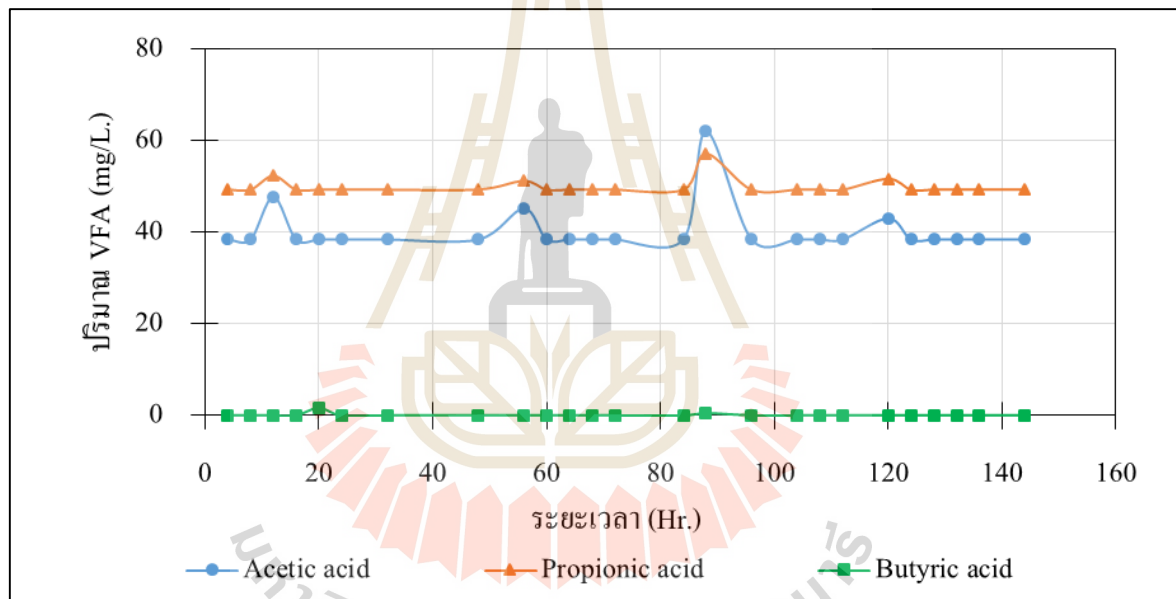
การศึกษาลักษณะของตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เนื่องจากจุลินทรีย์จากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพเจริญเติบโตจากการใช้ CH_3COOH เพื่อเปลี่ยนเป็น CH_4 แสดงว่าในตัวจุลินทรีย์ของตะกอนส่วนเกินเป็นแหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอน ที่อาจจะผลิต CH_3COOH ได้ ซึ่งการศึกษานี้ นำตะกอนส่วนเกินมาจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพของโรงงานผลิตแป้งมัน (RS) ลักษณะทางกายภาพของตะกอนส่วนเกินนี้ สีของตะกอนเป็นสีน้ำตาลเข้ม TVS/TS เท่ากับ 0.31 ส่วนลักษณะทางเคมีพบว่า COD เฉลี่ยเท่ากับ 15,540 mg/L และมี VFAs เท่ากับ 685.7 mg.COD/L ซึ่งตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพที่นำมาใช้ในการศึกษานี้มีสัดส่วน BOD/COD เท่ากับ 0.38 แสดงว่าสามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ โดยทำการทดลองเพิ่มระยะเวลาการเก็บตัวอย่างก่อนทำการศึกษา โดยทำการเก็บตัวอย่างตะกอนส่วนเกินไว้ที่อุณหภูมิห้องเป็นเวลา 10 วัน (FS) ก่อนนำมาเข้าสู่กระบวนการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจน เพื่อให้เกิดการย่อยสลายตะกอนจากโมเลกุลใหญ่เป็นโมเลกุลเล็ก พบว่าลักษณะทางกายภาพมีสัดส่วน VSS/TSS เพิ่มขึ้นเป็น 0.36 ซึ่งมีปริมาณ TVS ที่สูงจะเหมาะกับการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน ลักษณะทางเคมีพบ COD เท่ากับ 20,160 mg/L ซึ่งมี COD สูงกว่า RS และมีปริมาณของ VFAs เท่ากับ 2,452 mg/L อาจเนื่องมาจากความเข้มข้นของ VFAs ในตะกอนส่วนเกินนี้ขึ้นอยู่กับระยะเวลาที่เก็บ เนื่องจากกระบวนการหมักแบบไร้ออกซิเจนนี้อาศัยจุลินทรีย์กลุ่ม Acid-forming bacteria เพื่อให้เกิดปฏิกิริยา Acidogenesis และ Acetogenesis จึงนำน้ำหมักกรดที่มีเชื้อจุลินทรีย์กลุ่มนี้อยู่ มาผสมกับตะกอนส่วนเกินดังกล่าว โดยนำน้ำหมักกรดมาจากถังหมักกรดของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพของโรงงานผลิตกระแสไฟฟ้าจากถ่านหิน (AF) ในจังหวัดนครราชสีมา โดยผสมสัดส่วนของ RS และ FS ต่อ AF ดังนี้ สัดส่วน FS:AF (1:1) (ชุดที่ 6) สัดส่วน RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และสัดส่วน RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) การเปรียบเทียบลักษณะทางกายภาพ และเคมีของตะกอนส่วนเกินในการศึกษานี้ทั้งหมด 8 ชุดกับการศึกษาอื่น แสดงในตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 ลักษณะทางกายภาพและเคมีของตะกอนส่วนเกินที่ใช้ในการศึกษาเทียบกับการศึกษาอื่น

พารามิเตอร์	การศึกษาอื่น		ตะกอนส่วนเกินของการศึกษานี้						
	ตะกอนส่วนเกิน	อ้างอิง	ชุดที่ 1-2 EBPR	ชุดที่ 3 EBPR	ชุดที่ 4 EBPR	ชุดที่ 5 อุตสาหกรรม	ชุดที่ 6 FS:AF (1:1)	ชุดที่ 7 RS:AF (4:1)	ชุดที่ 8 RS:AF (1:4)
pH	6.51 – 7.4	Huang et al., (2016); Liu et al., (2016); He et al., (2016); Yuan et al., (2015); Hao and Wang, (2015); Pang et al., (2014)	7.54	7.58	7.58	7.31	4.9	4.49	4.52
TCOD (mg/L)	9,732 – 60,000		7,792	8,562	8,562	15,576	24,360	14,280	21,980
SCOD (mg/L)	27 - 508		196	245	245	462	1,726	780	522
TS (mg/L)	12,228 – 75,000		9,485	11,388	11,388	24,723	25,455	18,920	20,321
TVS (mg/L)	6,603 – 46,000		1,893	3,684	3,684	6,635	8,042	5,318	3,846
TVS/TS	0.55-0.89		0.20	0.32	0.32	0.27	0.32	0.28	0.19
SCOD/TCOD	0.003-0.018		0.025	0.029	0.029	0.030	0.071	0.055	0.024
VFAs	-	-	93	85	85	88	1,357	548	341
Alkalinity (mg/L)	-	-	1,050	1,300	1,300	1,445	3,000	2,550	2,650

4.1.2 ผลของอุณหภูมิ และ pH ต่อการผลิต CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบ EBPR

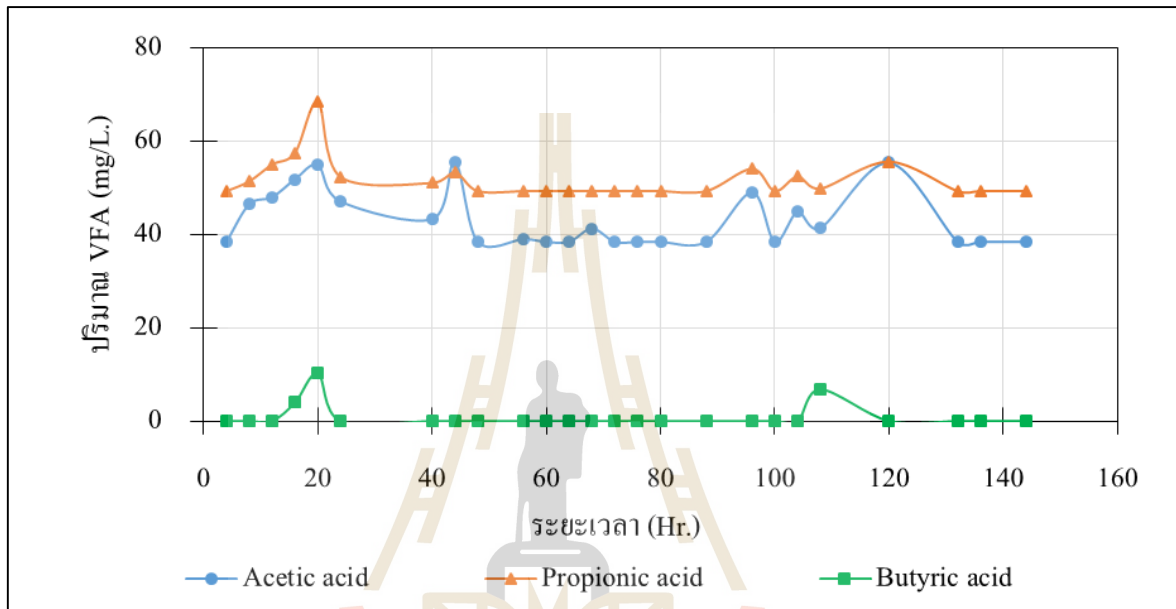
การศึกษาปริมาณของ CH_3COOH ที่ถูกผลิตจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ด้วยกระบวนการย่อยแบบไร้ออกซิเจน โดยงานวิจัยนี้ใช้ชุดการทดลองเป็นถังปฏิกรณ์ที่มีปริมาตร 5 L. และแบ่งชุดการทดลองออกเป็น 2 ส่วนคือ 1)สถานะที่มีการควบคุมอุณหภูมิในการหมักแบบไร้ออกซิเจนที่ Mesophilic และ Thermophilic 2) สถานะที่มีการปรับ pH ก่อนการหมักแบบไร้ออกซิเจน ในส่วนการทดลองแรกจะทำการศึกษาผลของของระยะเวลาที่เก็บ และอุณหภูมิต่อประสิทธิภาพในการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อผลิต CH_3COOH



รูปที่ 4.1 ปริมาณของ CH_3COOH , Propionic acid และ Butyric acid ของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ชุดที่ 1 เมื่อหมักที่อุณหภูมิ 35 °C

จากการศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR เพื่อผลิต CH_3COOH ในชุดทดลองส่วนที่ 1 เนื่องจากอุณหภูมิเป็นปัจจัยหนึ่งที่สำคัญที่ส่งผลต่ออัตราการย่อยสลายตะกอนในขั้นตอน Hydrolysis (Metcalf and Eddy, 2003) จึงแบ่งการทดลองย่อยออกเป็น 2 ชุด คือชุดที่ 1 ควบคุมอุณหภูมิที่ 35 °C และชุดที่ 2 ควบคุมอุณหภูมิที่ 55 °C พบว่าปริมาณของ CH_3COOH และ Propionic acid สูง ส่วน Butyric acid มีปริมาณต่ำมาก (ใกล้เคียงศูนย์) โดยการทดลองในชุดที่ 1 สามารถผลิต CH_3COOH สูงสุดเท่ากับ 62 mg/L ที่ระยะเวลากักเก็บ 88 Hr. ซึ่งมี VFAs เพียง 120 mg.COD/L ที่

อุณหภูมิ 35 °C ดังรูปที่ 4.1 ส่วนการทดลองในชุดที่ 2 พบว่าปริมาณ CH_3COOH และ VFAs มีปริมาณเท่ากับ 55 และ 108 mg/L ตามลำดับ ที่ระยะเวลาพักเก็บ 44 Hr. แต่ปริมาณ VFAs สูงสุด เท่ากับ 133 mg/L ที่ระยะเวลาพักเก็บ 20 Hr. ดังรูปที่ 4.2 ซึ่งแสดงว่าที่อุณหภูมิ 55 °C ใช้เวลาในการผลิต CH_3COOH น้อยกว่าที่อุณหภูมิ 35 °C และอุณหภูมิทั้งสองพบปริมาณ VFAs สูงสุดใกล้เคียงกัน

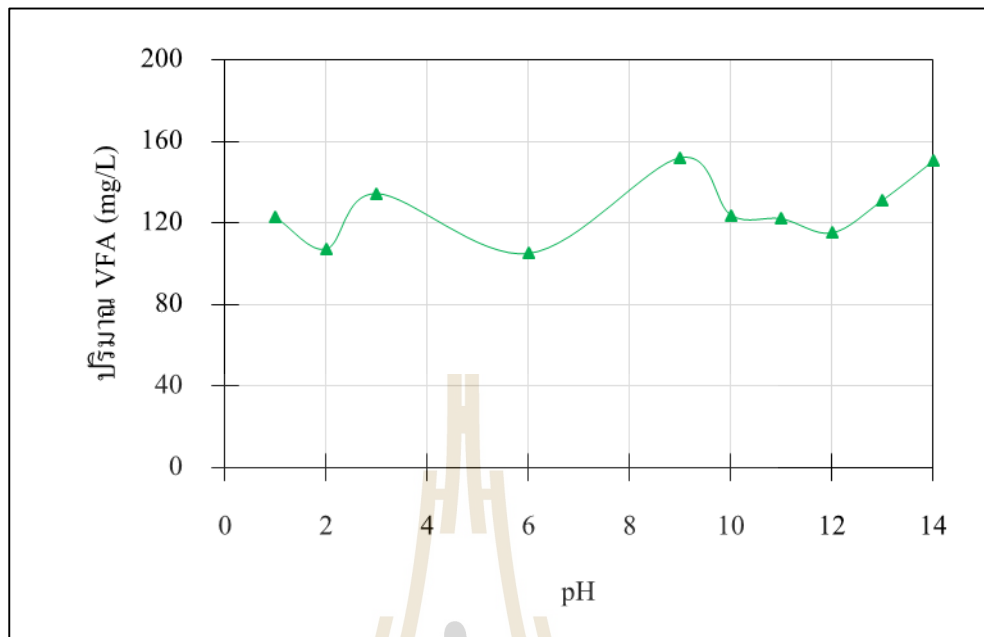


รูปที่ 4.2 ปริมาณของ CH_3COOH , Propionic acid และ Butyric acid ของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ชุดที่ 2 เมื่อหมักที่อุณหภูมิ 55 °C

เมื่อทำการทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% พบว่าปริมาณ CH_3COOH ของตะกอนส่วนเกิน จากระบบตะกอนเร่ง ชุดที่ 1 และ 2 ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ (sig. = 0.09 > 0.05) แสดงว่าอุณหภูมิไม่มีผลต่อการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อผลิต CH_3COOH แต่ปริมาณของ VFAs ที่เกิดขึ้นน้อยมาก อาจเนื่องมาจากคุณลักษณะของตะกอนส่วนเกิน ที่นำมาใช้ในการทดลอง นำมาจากระบบ EBPR ซึ่งมีปริมาณ TS เท่ากับ 9,485 mg/L และมีปริมาณของ TVS เท่ากับ 1,893 mg/L ซึ่งมีสัดส่วน TVS/TSS เท่ากับ 0.2 แสดงว่าเป็นตะกอนที่ย่อยสลายได้ยาก แต่ยังสามารถย่อยสลายได้ เมื่อเปรียบเทียบกับการศึกษาอื่น พบว่าการผลิต CH_3COOH ในการทดลองนี้ เมื่อใช้ตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR หมักแบบไร้ออกซิเจนที่อุณหภูมิ 35 °C (ชุดที่ 1) และที่อุณหภูมิ 55 °C (ชุดที่ 2) แตกต่างกับการศึกษาของ Huilei et al. (2012) ที่ได้ศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกิน จากระบบบำบัดน้ำเสียในประเทศจีน พบว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มจาก 40 °C เป็น 50 °C ทำให้อัตราการผลิต VFAs สูงขึ้น 1.65 เท่า และ

VFAs จะลดลง 1.31 เท่า ที่ระยะเวลาการกักเก็บ 120 Hr. และแตกต่างกับการศึกษาของ Hyun et al. (2015) ที่พบว่าในระหว่างการหมักแบบไร้ออกซิเจน กลุ่มน้ำตาลโมเลกุลเดี่ยว (Mono-saccharides) และกรดอะมิโน (Amino acid) จะเปลี่ยนรูปเป็น VFAs โดยการทำงานของแบคทีเรียกลุ่ม Acidogenic และพบว่าการผลิต VFAs สูงขึ้น เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น โดยอุณหภูมิมิมีผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Acidogenic และแตกต่างกับงานวิจัยของ Hao and Wang, (2015) ได้ศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ในประเทศจีน โคนสภาวะที่ทำการทดลองคือ ไม่มีการควบคุม pH มีการกวนผสมที่ 165 rpm. และควบคุมอุณหภูมิที่ 35 ± 1 °C และ 55 ± 1 °C พบว่าค่าความเข้มข้นของ VFAs สูงสุด ในช่วงอุณหภูมิสูง (55 ± 1 °C) เท่ากับ $5,627.3 \pm 354.6$ mg.COD/L และในช่วงอุณหภูมิปานกลาง (35 ± 1 °C) เท่ากับ 574.4 ± 29.2 mg.COD/L ที่ 48 Hr. ซึ่งในระบบการหมักที่อุณหภูมิสูงจะมีความสามารถในการผลิตสารอินทรีย์ระเหยง่ายได้สูง เมื่อเทียบกับอุณหภูมิอื่นที่ต่ำกว่า (Shinya and Yukihiko., 2008) แม้อุณหภูมิในการย่อยสลายเพิ่มขึ้น ไม่มีผลต่อการผลิต VFAs ในระบบย่อยที่เกิดปฏิกิริยา Hydrolysis และ Acidogenesis (พัชรินทร์ ราโช และบุญชัย วิจิตรเสถียร 2012) อาจเนื่องมาจากการเดินระบบมีการควบคุม SRT ที่ยาวนาน ทำให้ตะกอนมีองค์ประกอบของสารที่ย่อยสลายทางชีวภาพได้ยาก เช่น อนุภาคสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ โดยพบสัดส่วนของ TVS/TS เท่ากับ 0.27 และน้อยกว่าการศึกษาของ Chen and Chang (2017) ที่ทำการหมักตะกอนส่วนเกินที่อุณหภูมิ 55 °C พบว่ามี CH_3COOH 615 mg/L ดังตารางที่ 4.2 ซึ่งแสดงว่าปริมาณของสารอินทรีย์ที่สามารถสลายได้ต่ำ อาจจะต้องมีการ Pretreatment เพื่อปรับสภาพตะกอนก่อน เนื่องจากค่า VFAs ในตะกอนต่ำจะทำให้โอกาสที่เกิด VFAs ต่ำ ซึ่ง He et al. (2016) ได้ศึกษาการ Pretreatment โดยใช้ rhamnolipid ร่วมกับการหมักอัลคาไลน์แบบไร้อากาศ พบว่าสามารถผลิต SCFAs สูงสุด เท่ากับ 378 mg.COD/g.VSS ที่ระยะเวลา 72 Hr. ค่า pH 10 และควบคุมอุณหภูมิที่ 35 ± 1 °C

ขั้นตอนการ Pretreatment โดยปรับ pH ก่อนการหมักแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งใช้สารเคมีคือ H_2SO_4 และ NaOH ในการปรับสภาวะที่ pH ต่างๆ โดยการศึกษาการ Pretreatment ของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR (ชุดที่ 3) โดยปรับค่า pH แตกต่างกันคือ 1, 2, 3, 6, 9, 10, 11, 12, 13, และ 14 พบว่าที่ค่า pH 14 มีปริมาณของ CH_3COOH สูงสุดเท่ากับ 93.14 mg/L และ Propionic acid 59.1 mg/L และที่ค่า pH 9 เกิด CH_3COOH เท่ากับ 90.82 mg/L ซึ่งตะกอนส่วนเกินเริ่มต้นมีสัดส่วนของ TVS/TS เท่ากับ 0.32 โดยพบว่าปริมาณของ VFAs ที่เกิดขึ้นใกล้เคียงกัน ปริมาณ VFAs สูงที่สุดคือ 152 และ 150 mg.COD/L ที่ค่า pH 9 และ 14 ตามลำดับ ดังรูปที่ 4.3 สอดคล้องกับงานวิจัยของ Rungnapa et al. (2015) ที่ศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อผลิต VFAs โดยมีค่า pH ที่แตกต่างกันคือ 8, 9, 10 และไม่ควบคุมค่า pH พบว่าปริมาณ VFAs สูงสุดที่ค่า pH 9 ที่ระยะเวลา 3.5 Hr.



รูปที่ 4.3 ปริมาณ VFAs จากการ Pretreatment ตะกอนส่วนเกินของระบบ EBPR ชุดที่ 3 ที่ pH 1 2 3 6 9 10 11 12 13 และ 14

เมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยของ Ruyi et al. (2016) ที่ศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน โดยคุณลักษณะของตะกอนมี VSS 12.9 g/L และเชื้อ (Seeding sludge) มีค่า VSS 5.1 g/L ทำการทดลองโดยผสมสัดส่วนของ Seeding sludge และตะกอนเท่ากับ 1:10 หมักในถังปฏิกรณ์ 2.5 L กวนผสม 200 rpm ที่อุณหภูมิ 19.5-22.5 °C โดยมีค่า pH ที่แตกต่างกัน 6 ชุด คือ 6, 7, 8, 9, 10 และไม่มีการควบคุมค่า pH พบว่าปริมาณ VFAs ที่เกิดขึ้นจากการหมักเกิดรวดเร็วที่ชุดการทดลองที่ไม่มีการควบคุมค่า pH ส่วนในการศึกษาของ Zhu et al. (2015) ได้ทำการผลิต VFAs โดยการหมักร่วมกับการ Pretreatment ด้วยความร้อนและ Alkalinity โดยใช้ตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ซึ่งมีระยะเวลาการหมัก 15 วัน พบว่าปริมาณ VFAs สูงที่สุดที่ชุดการทดลองที่มีค่า TS 75 g./L. เท่ากับ 7.31 g/L มากกว่า TS 35 g./L ที่มี VFAs เท่ากับ 5.55 g.COD/L เมื่อนำตะกอนมาเจือจางของแข็งทั้งหมด (TS) 75 และ 35 g/L แล้วนำมาผ่านกระบวนการ Pretreatment ด้วยการปรับค่า pH เท่ากับ 12 และกวนผสมที่อุณหภูมิ 90 °C นาน 2 Hr เพื่อฆ่าสปอร์ของจุลินทรีย์กลุ่ม Methanogens เรียกตะกอนกลุ่มนี้ว่า Seed sludge ในถังปฏิกรณ์จะทำการผสมตัวอย่างตะกอนส่วนเกิน 500 ml. ที่ไม่ผ่านกระบวนการ Pretreatment และเติม 20 ml. ของ Seed sludge (75 g./L.) พบว่าการทำ Pretreatment ตะกอนส่วนเกิน มีความจำเป็นและสำคัญในการผลิต VFAs ซึ่งในการทำ Pretreatment ด้วยความร้อน และ Alkalinity จะเป็นการเพิ่มความต้านทานการกรอง (Filtration resistance) และความหนืดของตะกอนจุลินทรีย์ ซึ่งการหมักจะลด Filtration

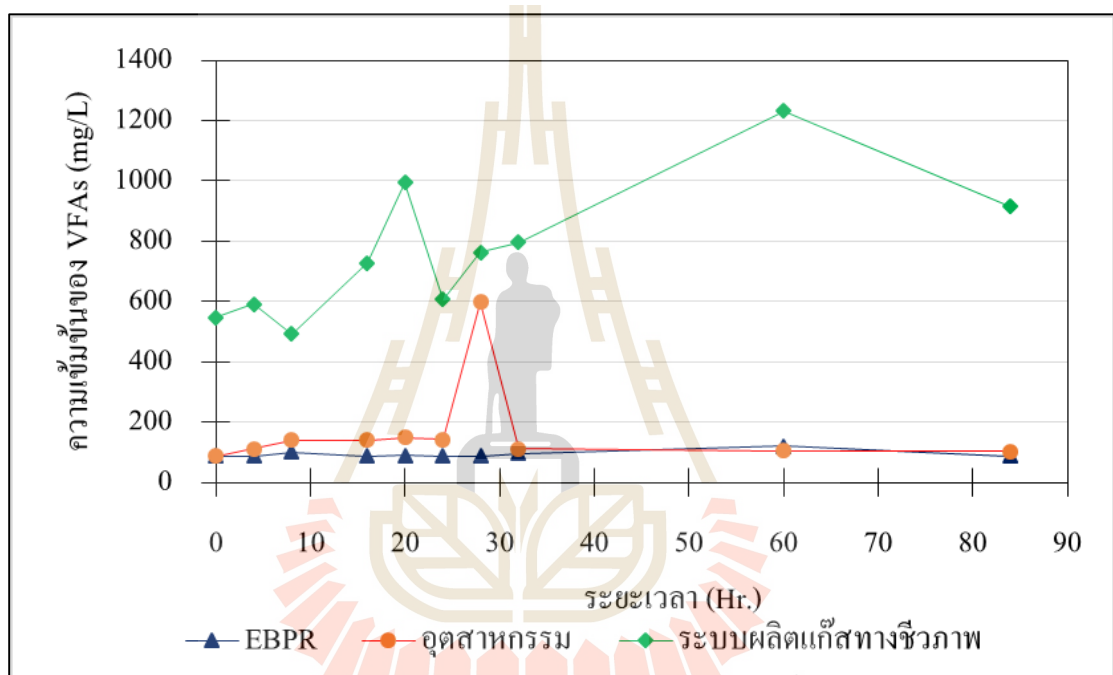
resistance จะลดขนาดของตะกอนลง และสอดคล้องกับการศึกษาของ Yuan et al. (2015) ได้ศึกษาตะกอนที่มาจากระบบ SBR ของระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ในประเทศจีน ที่มี SRT 20 วัน โดยวิเคราะห์ปริมาณ VFAs ทุก 24 Hr. พบว่าปริมาณการผลิต VFAs จากตะกอนส่วนเกิน สามารถแก้ไขได้ด้วยการควบคุมค่า pH ในช่วง 8-10 พบปริมาณ VFAs สูงที่สุดเท่ากับ 1,674.4 mg.COD/L ที่ระยะเวลา 6 วัน และ pH เท่ากับ 8 ส่วนที่ pH 4 ซึ่งระยะเวลาที่เหมาะสมในการหมักในสถานะที่ไม่มี การควบคุม pH คือ 8 วัน และสอดคล้องกับการศึกษาของ Yue et al. (2015) ซึ่งได้ศึกษาตะกอน (WAS) จากระบบ SBR ของระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ในประเทศจีน ที่ระยะเวลา 6 วัน มีปริมาณ VFAs เท่ากับ 118.3 mg.COD/L ที่ค่า pH 4 แต่เมื่อควบคุมค่า pH ให้เป็น 8 พบว่าที่ระยะเวลา 6 วัน เกิด VFAs เท่ากับ 1,674.4 mg.COD/L

อธิบายได้ว่าที่สถานะต่าง จะช่วยลดการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Methanogenic เนื่องจากปริมาณของ Na^+ สูงจะยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้าง CH_4 (Appel et al., 2008) และมีปริมาณของของแข็งที่สามารถย่อยสลายได้สูง และยังเพิ่มปฏิกิริยา Hydrolysis ของโปรตีน และการหมักด้วย และสถานะต่าง (pH สูง) อาจช่วยในกระบวนการย่อยสลายสารที่ย่อยสลายทางชีวภาพได้ยาก หรือไม่ สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ เช่น สารโพลีเมอร์ภายนอกเซลล์ (Extracellular polymeric substances; EPS) (Dumas et al., 2010) ซึ่งสอดคล้องกับการศึกษาของนิตยา บุญเทียน และคณะ (2559) กล่าวว่า การปรับสภาพกากมันสำปะหลังด้วยต่าง และความร้อนจะช่วยให้เกิด VFAs เพิ่มสูงขึ้น

5.1.3 การศึกษาการหมักตะกอนจากหลายแหล่งในสถานะไร้ออกซิเจน

การศึกษานี้ต้องการผลิต VFAs และ CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกิน ซึ่งจากการศึกษาในหัวข้อ 4.1.2 พบว่าเกิด CH_3COOH น้อย ไม่เพียงพอต่อความต้องการของระบบ EBPR จึงได้ศึกษาการหมักแบบไร้ออกซิเจนจากตะกอนแหล่งอื่น คือ ตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม และตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เพื่อเปรียบเทียบกับตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ที่สภาวะเดียวกัน คือ ควบคุมอุณหภูมิที่ 35°C ที่ HRT ที่แตกต่างกัน พบว่าปริมาณ VFAs ของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม และระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เท่ากับ 120 597 และ 1,233 mg.COD/L ตามลำดับ จากนั้นปริมาณ VFAs จะลดลง ดังรูปที่ 4.4 อาจเนื่องมาจากการถูกจุลินทรีย์ใช้ในการผลิต CH_4 ทำให้มีปริมาณลดลง ในสภาวะดังกล่าวปริมาณของ VFAs สูง จะส่งผลให้ค่า pH ต่ำ สอดคล้องกับงานของ Ehsan et al. (2016) พบว่าค่า pH ลดลง เมื่อ CH_3COOH เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งแตกต่างจากงานวิจัยของ Yun et al. (2011) ที่ได้ศึกษาการหมักตะกอนส่วนเกินจากถังตกตะกอนชั้นที่ 2 ของระบบบำบัดน้ำเสีย และถังย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน ที่อุณหภูมิ 35°C นาน 6 วัน พบว่ามีปริมาณ VFAs เกิดขึ้น 1,195 mg.COD/L ที่สัดส่วนของ TVS/TS เท่ากับ 0.79 ซึ่งแสดงถึงปริมาณสารอินทรีย์สูง เมื่อเทียบกับการศึกษานี้จะเห็นได้ว่าปริมาณ VFAs ที่เกิดขึ้นมีความแตกต่างกันมาก และพบว่าความเข้มข้นของตะกอนเริ่มต้นของการศึกษานี้ต่ำกว่า 6.7 เท่า ทำให้ปริมาณสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายต่ำ เมื่อเทียบกับงานวิจัยของ Yun et al.(2011) ซึ่งสรุปว่าการผลิต VFAs ขึ้นอยู่กับระยะเวลา

หมัก เมื่อทำการทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% พบว่าปริมาณ VFAs จากการหมักแบบไร้ออกซิเจนของตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพแตกต่างจากตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR และจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ (sig. =0.00 <0.05) แสดงให้เห็นว่าปริมาณ VFAs จากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพมีค่ามากที่สุด แต่ปริมาณของ VFAs จากการหมักของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR และระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ (sig. = 0.16 > 0.05)



รูปที่ 4.4 ปริมาณ VFAs ที่เกิดจากการหมักแบบไร้ออกซิเจนของตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม และระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ ชุดที่ 4 5 และ 6 ที่อุณหภูมิ 35 °C

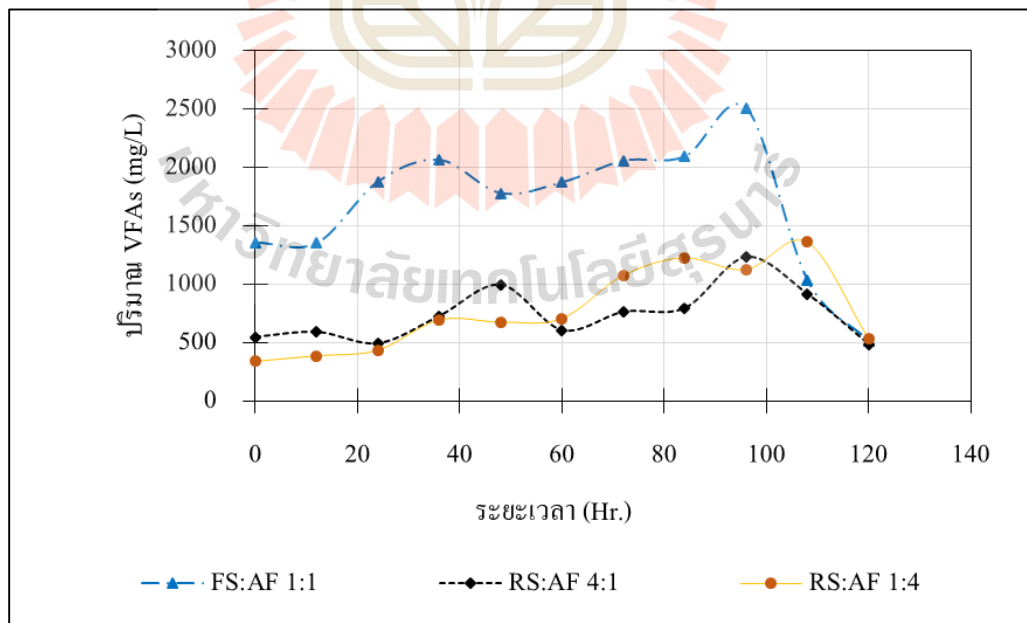
จากการศึกษาตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR และระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม พบว่ามีความสามารถในการผลิต VFAs ได้ต่ำ หากใช้ตะกอนจากระบบ EBPR พบว่าปริมาณตะกอนส่วนเกินที่เกิดขึ้นต่อวันของระบบไม่สามารถนำมาทดแทนแหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอนภายนอกทั้งหมดสำหรับกำจัด P ในระบบ EBPR เองได้ รวมถึงตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมก็จำเป็นต้องใช้ตะกอนจำนวนมากสำหรับการผลิต VFAs ดังนั้นจึงเลือกใช้ตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ เนื่องจากเป็นแหล่งคาร์บอนที่สามารถย่อยสลายได้สูง ทำให้มีโอกาสที่จะ

เกิด CH_3COOH เพิ่มมากขึ้น เนื่องจากเป็นตะกอนที่เกิดจากจุลินทรีย์กลุ่มที่ใช้ CH_3COOH ในการเจริญเติบโต จึงศึกษาสัดส่วนของตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ และน้ำหมักกรดเพิ่มเติม ในหัวข้อ 4.1.4 เพื่อหาสัดส่วนที่เหมาะสมในการผลิต CH_3COOH เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบ EBPR

4.1.4 การหาสัดส่วนของหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ และน้ำหมักกรดที่เหมาะสม เพื่อผลิต CH_3COOH

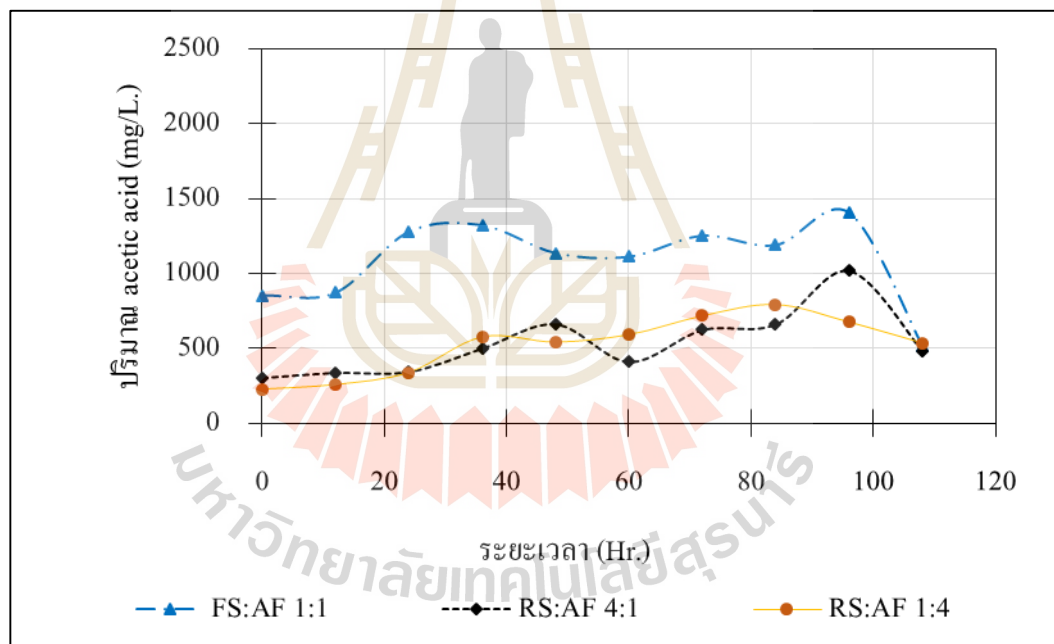
การศึกษาค้นคว้าของตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ และน้ำหมักกรด (AF) เพื่อผลิต CH_3COOH เนื่องจากจุลินทรีย์ที่อยู่ในน้ำหมักกรด สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ และเกิดกระบวนการ Acidogenesis และ Acetogenesis ได้ ซึ่งการศึกษาค้นคว้าของตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ (RS) ที่มีค่า pH เริ่มต้น 4.56 ตะกอนส่วนเกินที่ถูกหมักทิ้งไว้ที่อุณหภูมิห้องนาน 10 วัน (FS) พบว่ามีค่า pH เริ่มต้นเท่ากับ 5.67 และ AF โดยแบ่งเป็น 3 ชุดการทดลอง คือ 1) สัดส่วน FS:AF (1:1) (ชุดที่ 6) 2) สัดส่วน RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และ 3) สัดส่วน RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) ที่อุณหภูมิ 35°C

ในการศึกษานี้พบว่าปริมาณของ VFAs ที่ถูกผลิตโดยใช้แหล่งคาร์บอน FS:AF 1:1 เพิ่มขึ้นช้าๆ จาก 12 ถึง 96 Hr. แสดงในรูปที่ 4.5 ปริมาณ VFAs คล้ายกันในการทดลองที่ใช้ RS:AF (4:1) และ RS:AF (1:4) ซึ่งมีค่าประมาณ 341-1,362 mg/L ที่ 96 และ 108 Hr. ตามลำดับ



รูปที่ 4.5 ปริมาณของ VFAs ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

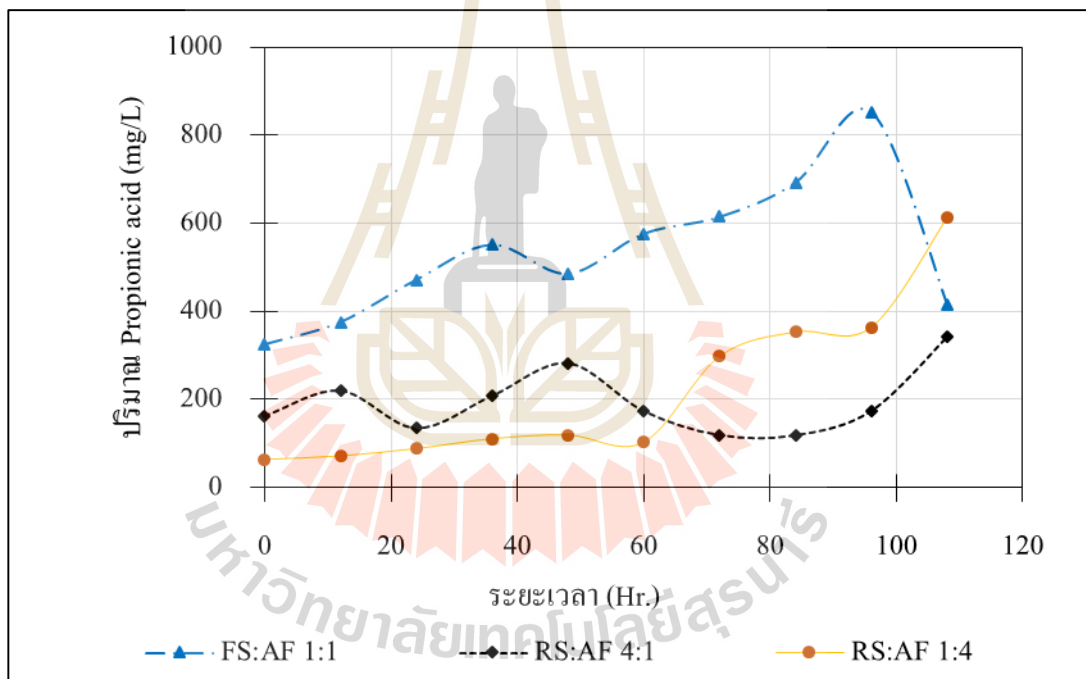
ในการศึกษาการผลิต VFAs เพื่อนำไปใช้ประโยชน์ จำเป็นต้องทราบสัดส่วนของสารอินทรีย์แต่ละชนิดที่เกิดขึ้น ซึ่ง VFAs เป็นสารอินทรีย์ที่มีคาร์บอน 2-5 อะตอม เช่น CH_3COOH Propionic acid และ Butyric acid พบว่าเวลาผ่านไป 36 Hr. ถึงปฏิกิริยา FS:AF 1:1 (ชุดที่ 6) มี VFAs 2.5 g/L ผลการทดลองชี้ให้เห็นว่าปฏิกิริยา Hydrolysis Acitogenesis และ Acedogenesis เกิดขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่อใช้ตะกอนที่ถูกปล่อยทิ้งไว้ 10 วัน เป็นแหล่งคาร์บอน พบว่าปริมาณ CH_3COOH มากกว่า Propionic acid ซึ่งแตกต่างจากผลก่อนหน้าของ Huijun et al. (2016) ซึ่งพบว่า CH_3COOH และกรดอินทรีย์เป็นผลผลิต VFAs ที่โดดเด่น CH_3COOH เป็นกลุ่ม VFAs ที่สามารถย่อยสลายได้ง่าย ด้วยจุลินทรีย์ในระบบบำบัด ซึ่งอาจทำให้ปริมาณหรือความเข้มข้นลดต่ำลง เพราะ CH_3COOH เป็นผลิตภัณฑ์สุดท้ายที่เกิดจากกระบวนการหมักแบบไร้ออกซิเจนก่อนที่จะถูกเปลี่ยนเป็น CH_4 ในกระบวนการ Methanogenesis โดยจุลินทรีย์กลุ่ม Methanogens (Huijun et al., 2016)



รูปที่ 4.6 ปริมาณของ CH_3COOH ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

เมื่อทำการทดลองโดยใช้ FS:AF 1:1 (ชุดที่ 6) ที่ 96 Hr. พบว่ามีปริมาณ CH_3COOH สูงที่สุด เท่ากับ 1.4 g.COD/L ดังรูปที่ 4.6 ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าปฏิกิริยา Hydrolysis Acitogenesis และ Acidogenesis สามารถเกิดได้รวดเร็วเมื่อใช้ตะกอน FS และพบว่าค่า VFAs เท่ากับ 2,506 mg/L ในชุดการทดลองที่ 8 (FS:AF (1:1)) เมื่อไม่ควบคุมค่า pH และควบคุมที่อุณหภูมิ 35 °C ซึ่งพบว่าน้อยกว่า

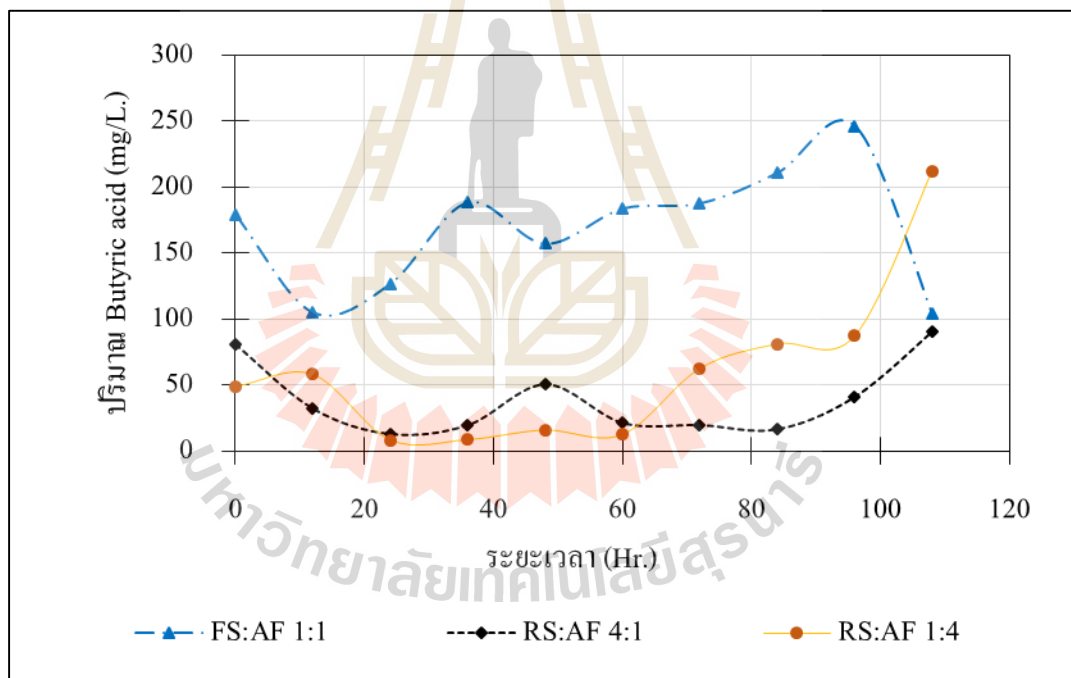
การศึกษาของ Soares et al. (2010) พบว่าปริมาณ VFAs สูงขึ้นจาก 3,500 เป็น 8,700 mg/L ในการหมักตะกอนส่วนเกิน ที่ถูกหมักมาแล้ว 4 วัน โดยมีปริมาณ CH_3COOH เท่ากับ 41% และ Propionic acid เท่ากับ 36% ซึ่งเกิดขึ้นในช่วง 36 ชั่วโมงแรกของการหมักตะกอนส่วนเกิน โดย CH_3COOH ที่เกิดขึ้นจากการหมักสามารถนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพได้ โดย Guojing et al. (2018) ได้ศึกษาการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR พบว่าเมื่อใช้อัตราส่วน acetate ต่อกลีเซอรอล 100/0% มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงถึง 90.2% งานวิจัยของ Piasai et al. (2017) ได้ศึกษาการใช้ acetate เป็นแหล่งคาร์บอนในระบบ EBPR พบว่าปริมาณ acetate มีความเหมาะสมกับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ดังนั้นการผลิต CH_3COOH ในชุดที่ 6 สามารถนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพได้



รูปที่ 4.7 ปริมาณของ Propionic acid ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

Propionic acid เป็นผลิตภัณฑ์ตัวกลางระหว่างการย่อยสลายสารอินทรีย์ ซึ่งจะสลายอย่างช้าๆ เมื่อเทียบกับ CH_3COOH ซึ่งผลการทดลองพบว่าปริมาณ Propionic acid สูงสุดจะเกิดขึ้นในชุดการทดลองที่ 8 (FS:AF (1:1)) ซึ่งมีปริมาณ เท่ากับ 853 mg/L ที่ระยะเวลา 96 Hr. และชุดการทดลองที่ 9 และ 10 เท่ากับ 341 mg/L และ 612 mg/L ตามลำดับ ที่ระยะเวลา 108 Hr. แสดงดังรูปที่ 4.7 ซึ่งสอดคล้องกับการศึกษาของ Gao et al. (2011) ที่ศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดสารอาหารและลดปริมาณกาก

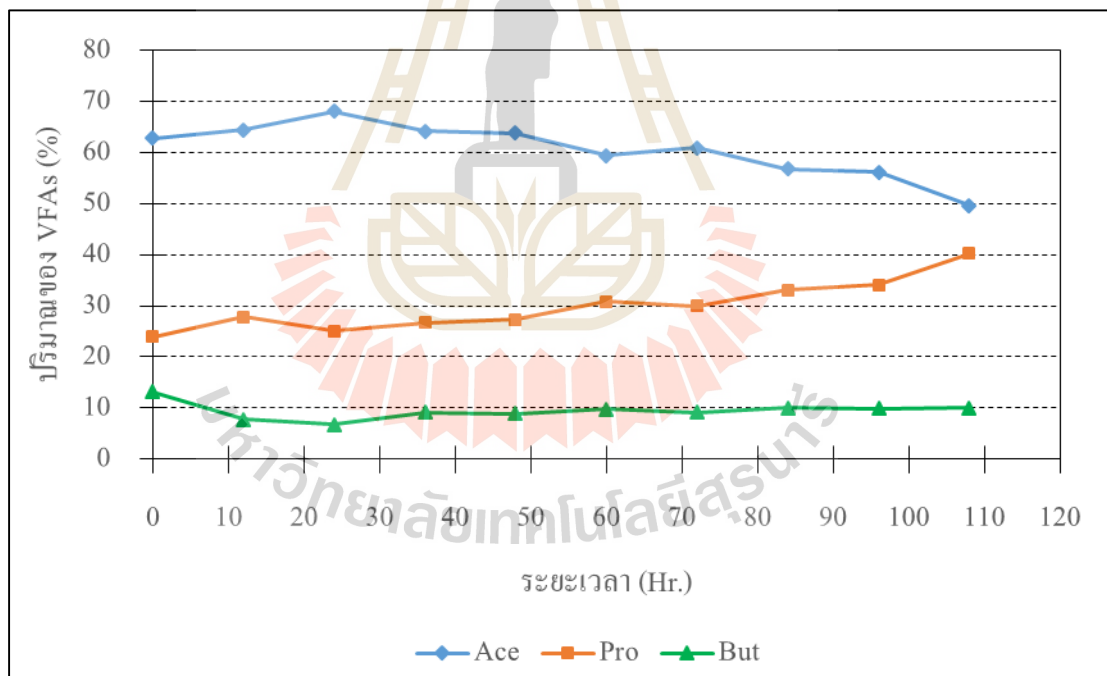
ตะกอน (WAS) โดยใช้ระบบ Anaerobic anoxic oxic (A²O) พบว่าการหมักตะกอนส่วนเกิน เกิดปฏิกิริยา Hydrolysis ขึ้น 38.2% และเกิดปฏิกิริยา Acidification 19.7% และพบว่า VFAs ที่เกิดขึ้น มีสัดส่วนของ CH₃COOH และ Propionic acid ที่สูง เมื่อนำมาใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบ A²O พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดไนโตรเจน และฟอสฟอรัสสูงถึง 80.1 และ 90% ตามลำดับ ซึ่งในการศึกษาของ Maite et al. (2017) ได้ศึกษาระบบ SBR โดยใช้แหล่งคาร์บอนจาก Propionate และ acetate พบว่า Propionate สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้ดีที่สุด พบว่ามีปริมาณ PAOs อยู่สูงเมื่อใช้ propionate เป็นแหล่งคาร์บอน ส่วน Satoh et al. (1996) ได้ศึกษาผลของคาร์บอนต่อการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ พบว่าอัตราการคายฟอสฟอรัส ในสถานะแอนแอโรบิกสูงที่สุด เมื่อมีการใช้ Acetate และ Propionate เป็นแหล่งคาร์บอน ดังนั้นการทดลองชุดที่ 6 สามารถใช้ CH₃COOH และ Propionic ที่เกิดขึ้นเป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพได้



รูปที่ 4.8 ปริมาณของ Butyric acid ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

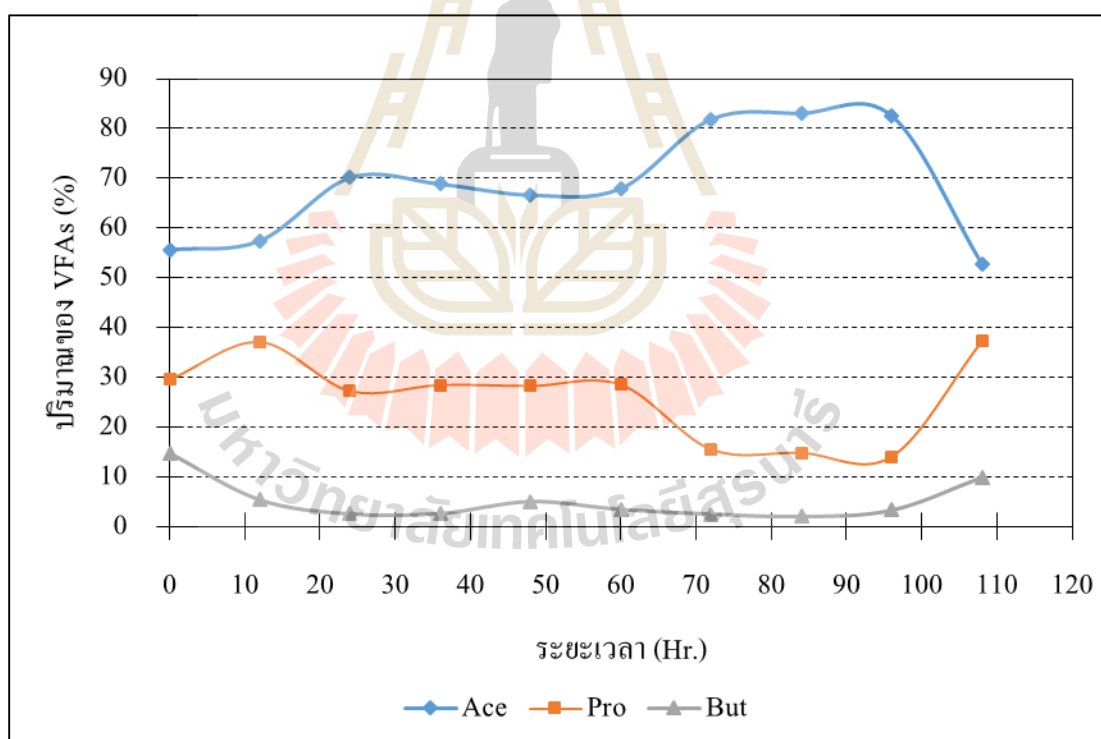
การศึกษาปริมาณของ Butyric acid ในชุดการทดลองที่ 8-10 พบว่าแหล่งคาร์บอนในชุดที่ 6 (FS:AF(1:1)) มีปริมาณ Butyric acid สูงที่สุด เท่ากับ 246 mg.COD/L ที่ระยะเวลา 96 Hr. และ pH ค่า

เท่ากับ 3.92 รองลงมาคือ RS:AF (1:4) มีปริมาณ Butyric acid เท่ากับ 212 mg.COD/L ที่เวลา 108 Hr. และ pH ค่าเท่ากับ 3.57 ส่วน RS:AF (4:1) มีปริมาณ Butyric acid น้อยที่สุด เท่ากับ 91 mg.COD/L ที่ระยะเวลา 108 Hr. และค่า pH เท่ากับ 3.83 ดังรูปที่ 4.8 การศึกษาของ Rustrian et al. (1996) พบว่า Acetate และ Butyrate เป็นแหล่งคาร์บอนที่ดีในการกำจัดฟอสฟอรัส ในขณะที่ Propionate ส่งผลให้มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัส น้อยที่สุด ซึ่งผลการทดลองพบว่าปริมาณ CH_3COOH เกิดขึ้นสูงสุด รองลงมาคือ Propionic acid ซึ่งแตกต่างกับการศึกษาของ Huijun et al. (2016) ที่พบว่า CH_3COOH และ Butyric acid ถูกผลิตขึ้นมากที่สุด เมื่อค่า pH สูงขึ้น จากการศึกษาสภาวะการหมักที่เหมาะสมในการผลิต CH_3COOH เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ พบว่าการทดลองชุดที่ 6 สามารถนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพได้ เนื่องจากมีปริมาณ Acetic acid สูงที่สุด ซึ่งเป็นกลุ่ม VFAs ที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ



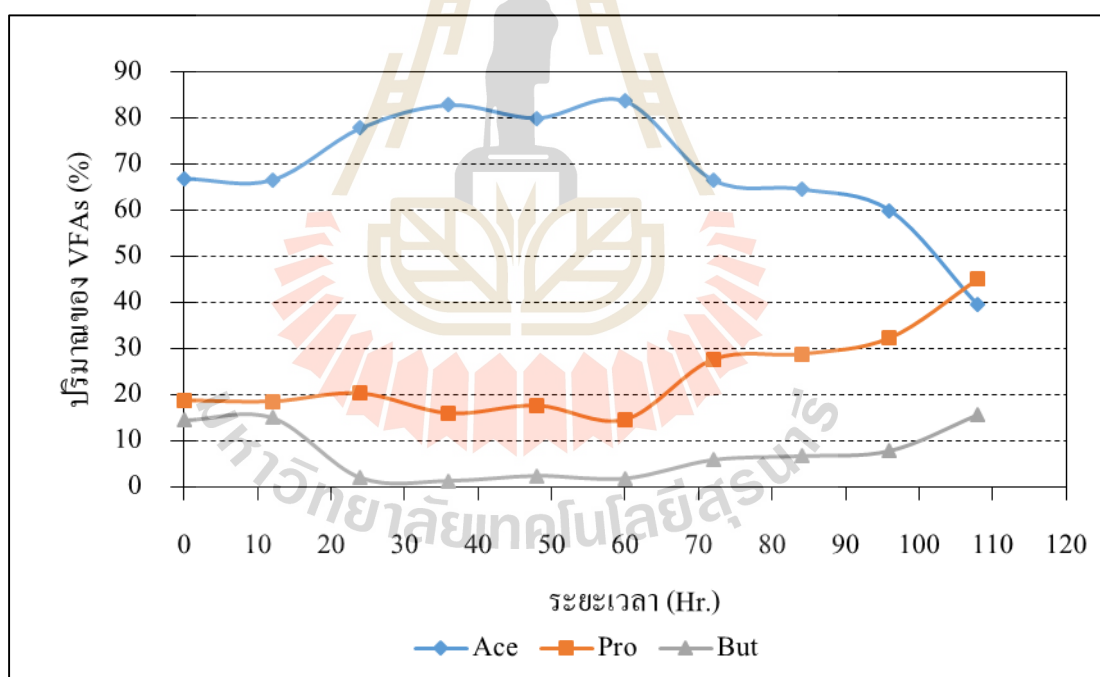
รูปที่ 4.9 การกระจายตัวของ VFAs (%) ในการทดลองแบบกะ ในการทดลองที่ใช้ FS :AF (1:1) (ชุดที่ 6) เป็นสารตั้งต้น

การศึกษาการกระจายตัวของ VFAs ในสารตั้งต้นที่แตกต่างกัน พบว่าสัดส่วนของ CH_3COOH Propionic acid และ Butyric acid ของตะกอนส่วนเกิน ในชุดที่ 6 (FS:AF (1:1)) ดังรูปที่ 4.9 ในการทดลองนี้พบว่าชุดการทดลอง RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) มีสัดส่วนของ CH_3COOH สูงที่สุดมากกว่า 80% ที่ระยะเวลาการหมักช่วง 72- 96 Hr. และ 36-60 Hr. ตามลำดับ ดังรูปที่ 4.10 และ 4.11 สอดคล้องกับงานวิจัยของ Soares et al. (2010) ได้ศึกษาการหมักตะกอนจากถังตกตะกอน ชั้นที่ 1 ของ WWTPs โดยนำมาหมักในถังปฏิกรณ์ 5 L. นาน 4 วัน ที่อุณหภูมิห้อง ($20-23^\circ\text{C}$) พบว่า VFAs เพิ่มขึ้นถึง 6.5 g/L จาก 3.5 g/L เป็น 8.7 g/L เพิ่มขึ้นถึง 2.5 เท่าของความเข้มข้นเริ่มต้น และพบว่าสัดส่วนของ CH_3COOH เท่ากับ 41% Propionic acid 36% เมื่อทำการหมักที่ชั่วโมงที่ 46-80 พบว่าการหมักเกิดได้ช้าลง มีปริมาณ VFAs ลดลง แต่ CH_3COOH เพิ่มขึ้น 90% และ Propionic acid 10% ซึ่งแสดงให้เห็นว่าเกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยน Propionic acid และ Butyric acid เป็น CH_3COOH และเมื่อผ่านช่วงระยะเวลาหนึ่ง จะเกิดการเปลี่ยน CH_3COOH เป็น CH_4 ซึ่งทำให้ปริมาณของ CH_3COOH ลดต่ำลง



รูปที่ 4.10 การกระจายตัวของ VFAs (%) ในการทดลองแบบกะ ในการทดลองที่ใช้ RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) เป็นสารตั้งต้น

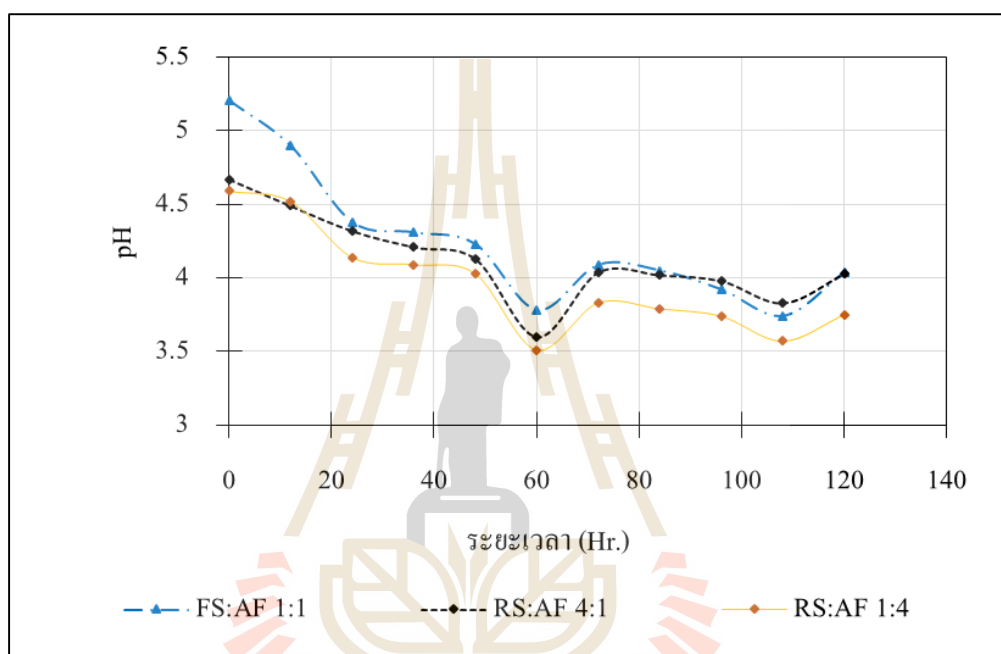
เมื่อเปรียบเทียบกับการศึกษาระบบบำบัด 9 แห่ง ของเกาหลี พบว่ามี CH_3COOH สูงถึง 57% และ Propionic acid ถึง 38.6% ของปริมาณ VFAs ทั้งหมด ส่วน Butyric acid มีสัดส่วนที่ไม่มีนัยสำคัญ ซึ่งยังพบ Formate ในตะกอนน้ำเข้าถึง 5 แห่ง ซึ่งเมื่อเทียบกับสารอินทรีย์อื่นๆ Formate มีค่าต่ำ โดยการย่อยสลายของ Formate หลักๆ จะมาจากเอนไซม์ Formate dehydrogenase ซึ่ง CH_3COOH และสาร VFAs ชนิดอื่นอาจจะถูกย่อยสลายด้วยกระบวนการทางชีวภาพตามกระบวนการ Tricarboxylic acid cycle (Yun et al., 2013) ซึ่งในการศึกษาของ Cho et al. (2015) ได้ศึกษาการหมักในสภาวะไร้ออกซิเจนเพื่อผลิต VFAs จากจุลินทรีย์ที่แตกต่างกัน 3 ค่า คือ 35°C , 45°C และ 55°C กวนผสมที่ 150 รอบต่อนาที โดยนำตะกอนมาจากกระบวนการบำบัดน้ำเสียที่ประเทศเกาหลี แล้วนำมาให้ความร้อนที่ 100°C นาน 2 Hr. เพื่อทำลายจุลินทรีย์ที่สร้าง CH_4 พบว่าปริมาณ VFA ที่เกิดขึ้นมีสัดส่วนของ CH_3COOH เพิ่มขึ้น จาก 65% เป็น 85% ของ VFAs ทั้งหมด จากวันที่ 2 ถึงวันที่ 13 การผลิต Propionic acid จะเพิ่มสูงขึ้น เมื่อ pH ลดต่ำลง (ประมาณ 4-5) ที่อุณหภูมิ 40°C (Ren et al., 1997)



รูปที่ 4.11 การกระจายตัวของ VFAs (%) ในการทดลองแบบกะ ในการทดลองที่ใช้ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) เป็นสารตั้งต้น

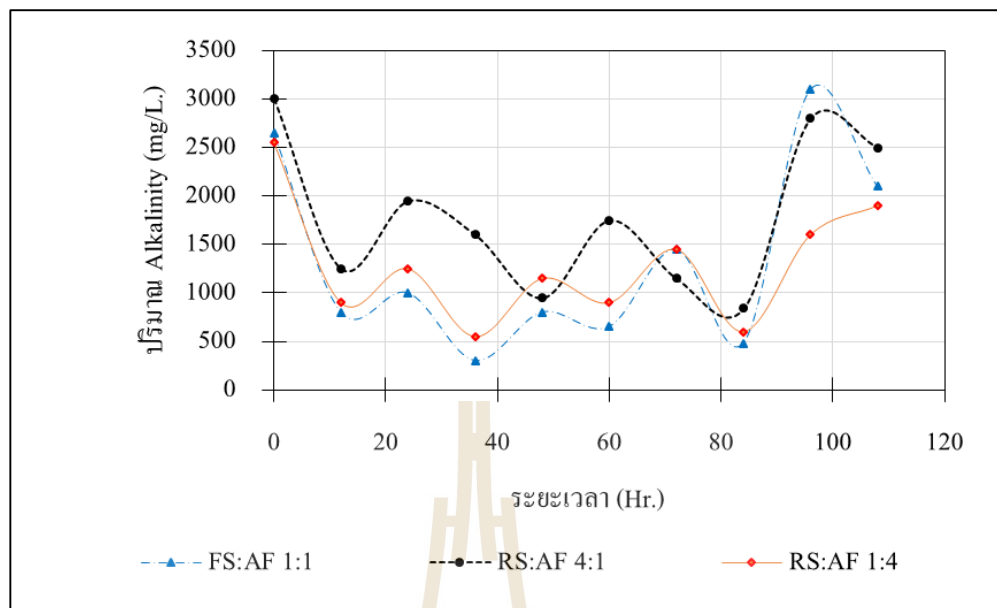
การผลิต VFAs สูงที่สุดเมื่อระยะเวลาผ่านไป 120 Hr. (Huijun et al., 2016). ผลการทดลองนี้ระบุว่าปฏิกิริยาเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วในถังปฏิกิริยา FS:AF (1:1) มากกว่าในถังปฏิกิริยาของ

RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) โดยพบว่า Propionic acid มีปริมาณมากเป็นอันดับ 2 รองจาก CH_3COOH ซึ่งแตกต่างจากงานวิจัยก่อนหน้านี้ ของ Huijun et al. (2016) ซึ่งพบว่า CH_3COOH และ Butyric acid ถูกผลิตขึ้นมากที่สุด แต่สอดคล้องกับงานของ Soares et al. (2010) ที่ผลิต VFAs ของตะกอนส่วนเกินที่ 20 - 23 °C มีปริมาณ CH_3COOH เท่ากับ 41% และ Propionic acid เท่ากับ 36% ในเวลา 36 ชั่วโมงแรกของการหมัก



รูปที่ 4.12 ความสัมพันธ์ของค่า pH ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1, RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

การหมักแบบไร้ออกซิเจนในวันแรกมี VFAs ต่ำ ประมาณ 1.3-1.8 g/L เมื่อทดลองที่อุณหภูมิ 35 °C พบว่าค่า pH คงที่อยู่ในช่วง 3.74–5.21 แสดงในรูปที่ 4.12 ลดลงในช่วง 60 ชั่วโมงแรก และคงที่อยู่ในช่วง 3.74-4.09 จนจบการทดลอง ซึ่งสัมพันธ์กับการเพิ่มขึ้นของ VFAs เมื่อจบการทดลองที่ 120 Hr. พบว่า pH ประมาณ 4.04 ซึ่งการทดลองนี้พบค่า pH ลดลง เมื่อปริมาณ CH_3COOH เพิ่มขึ้น สอดคล้องกับงานของ Ehsan et al. (2016) พบว่าค่า pH ลดลง เมื่อ CH_3COOH เพิ่มขึ้น เนื่องจากธรรมชาติของกลไกผ่านการสร้างพันธะไฮโดรเจนของโมเลกุล CH_3COOH และไม่แลกเปลี่ยนไอออนของไอออน Acetate โดยมี CH_3COOH เป็นรูปแบบที่สำคัญ และสอดคล้องกับการศึกษาของ Infantes et al. (2011) หมักตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่าปริมาณ CH_3COOH ลดลง เมื่อค่า pH เพิ่มขึ้น ซึ่งจะเห็นว่าค่า pH เป็นปัจจัยที่มีผลต่อการผลิต VFAs



รูปที่ 4.13 ความสัมพันธ์ของ Alkalinity ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

สอดคล้องกับการศึกษาของ อุษา ยิ่งชล และคณะ. (2561) พบว่าค่า pH มีผลมากที่สุดต่อสมรรถนะในปฏิกิริยา Hydrolysis ของกากแป้งมันสำปะหลัง ที่ค่า pH เท่ากับ 0.38 ที่อุณหภูมิ 100 °C ทำให้เกิด VFAs ในรูป CH_3COOH สูงที่สุด การศึกษาของ He et al. (2016) พบว่าสภาวะเริ่มต้นที่เป็นด่างมีผลต่อการสลายตัว และการ Hydrolysis ของสารอินทรีย์ ซึ่งเป็นประโยชน์ต่อการผลิต VFAs ไร่ใดก็ตาม ปริมาณของสภาวะที่เป็นด่างขึ้นอยู่กับปริมาณกรดด้วย ซึ่งแนวโน้มเดียวกันนี้เกิดขึ้นในการใช้ (RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) เป็นแหล่งคาร์บอน โดยค่า pH จะลดลงอย่างช้าๆ และความเข้มข้นของ VFAs จะค่อยๆ ลดลง ซึ่งมีค่าต่ำกว่าการใช้ FS:AF (1:1) (ชุดที่ 6) เป็นแหล่งคาร์บอน พบว่าที่ 96 Hr. ของ FS:AF (1:1) มี CH_3COOH สูงที่สุด (2,506 mg. VFA/L) และมีค่า Alkalinity เท่ากับ 840 mg/L ดังรูปที่ 4.13 โดยพบว่าในถึงปฏิกิริยา FS:AF (1:1) (ชุดที่ 6) RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) มีค่า Alkalinity เฉลี่ยระหว่างการหมักเท่ากับ 1,333, 1,779 และ 1,285 mg/L ตามลำดับ ซึ่ง Adrian et al. (2007) อธิบายว่า PAOs ต้องการช่วง pH 7-8.5 ในการเติบโต ดังนั้นค่า Alkalinity จึงมีความสำคัญ เพราะช่วยต้านทานการเปลี่ยนแปลงของค่า pH ในระบบการผลิต VFAs ของตะกอนแต่ละชนิด พบว่ามีความเข้มข้นของ CH_3COOH สูงที่สุด ตามด้วย Butyric acid และ Propionic acid ในระหว่างกระบวนการย่อยจะเกิดการเปลี่ยนรูปจากของแข็งเป็น SCOD ประกอบด้วย VFAs และสารโมเลกุลเล็กๆ

ตารางที่ 4.2 เปรียบเทียบปริมาณการผลิต VFAs ของการศึกษานี้กับงานอื่นๆ

แหล่งคาร์บอน	CH ₃ COOH	ปริมาณ VFAs	เงื่อนไข	อ้างอิง
ชุดที่ 1 จากระบบ EBPR	62 mg/L	120 mg/L	ไม่ควบคุม pH , อุณหภูมิ 35 °C	การศึกษานี้
ชุดที่ 2 จากระบบ EBPR	56 mg/L	133 mg/L ที่ 20 Hr.	ไม่ควบคุม pH , อุณหภูมิ 55 °C	
ชุดที่ 3 จากระบบ EBPR	93.14 mg/L	152 mg/L	pH = 14	
ชุดที่ 4 จากระบบ EBPR	-	119 mg/L ที่ 60 Hr.	ไม่ควบคุม pH , อุณหภูมิ 35 °C	
ชุดที่ 5 จากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม	-	597 mg/L ที่ 28 Hr.	ไม่ควบคุม pH , อุณหภูมิ 55 °C	
ชุดที่ 6 FS:AF (1:1)	1,406 mg/L	2,505 mg/L ที่ 96 Hr.	ไม่ควบคุม pH , อุณหภูมิ 35 °C	
ชุดที่ 7 RS:AF (4:1)	1,018 mg/L	1,233 mg/L ที่ 96 Hr.		
ชุดที่ 8 RS:AF (1:4)	792 mg/L	1,227 mg/L ที่ 108 Hr.		
ตะกอนส่วนเกินจากถังตกตะกอน	-	423.22±25.49 mg. COD/g. VSS	ตะกอนและกากตะกอนจากถังตกตะกอน ชั้นที่ 2 (w/w: 1:1) pH 8.9	Yun et al. (2017)
มูลวัว และข้าวโพดหมัก	6,444 mg/L	14,651 mg/L	ควบคุมอุณหภูมิที่ 37°C, HRT 4 วัน, OLR 17.9 kg. TVS/m ³ -d	Cristina et al. (2017)

หมายเหตุ : ชุดที่ 1-4 คือตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ชุดที่ 5 คือตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม ชุดที่ 6-8 คือตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

ตารางที่ 4.2 เปรียบเทียบปริมาณการผลิต VFAs ของการศึกษานี้กับงานอื่นๆ (ต่อ)

แหล่งคาร์บอน	CH ₃ COOH	ปริมาณ VFAs	เงื่อนไข	อ้างอิง
กากตะกอนจากถังตกตะกอนขั้นที่ 2 และถังหมักแบบไร้ออกซิเจน	615 mg/L ที่ 55 °C	666.5 mg/L	ควบคุมอุณหภูมิที่ 35 °C, HRT 6 วัน	Chen and Chang. (2017)
ตะกอนส่วนเกินจากระบบโปรยกรอง	-	1,327 mg/L ที่ 120 Hr.	กากตะกอนที่ถูกให้ความร้อนที่ 75 °C นาน 10 นาที	Li et al. (2016)
มูลสุกร	-	12.6 mg. COD/g.-VS,	35 °C	Huang et al. (2016)
ตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน	2,155 mg/L และ 191 mg/L ที่ 55 และ 35 °C	TR พบ 5,627.3 mg./L ที่ 60 Hr. และ MR พบ 574.4 mg./L ที่ 48 Hr.	กวน 165 rpm 35°C สำหรับ MR และ 55°C สำหรับ TR, ควบคุม pH 6.6 - 7.1.	Hao and Wang (2015)
ตะกอนจากระบบ SBR (Sequencing Batch Reactor)	2,862 mg/L ที่ pH 4	pH 4; VFAs เท่ากับ 3,914 mg/L pH 6; VFAs เท่ากับ 2,607 mg/L	ควบคุมที่ 26 °C, กวนผสมที่ 60 rpm.	Infantes et al. (2011)
กากตะกอน และตะกอนที่ผ่านการหมักมาแล้ว 4 วัน จากระบบ กำจัดธาตุอาหารทางชีวภาพ (BNR)	-	VFAs เพิ่มขึ้นจาก 92 เป็น 374 mg/L และเพิ่มขึ้นจาก 3,500 เป็น 8,700 mg/L เมื่อใช้กากตะกอนและการหมักตะกอนจากตะกอนหลัก	อุณหภูมิ 20–23 °C	Soares et al. (2010)

สภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อผลิต CH_3COOH คือ สภาวะที่ไม่มี การควบคุม pH ของถังปฏิกิริยาที่ใช้ตะกอนจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพมาหมักทิ้งไว้ที่อุณหภูมิห้องก่อน นำมาหมัก 10 วัน ผสมกับน้ำหมักกรดที่อัตราส่วน 1:1 หรือ FS:AF (1:1) (ชุดที่ 6) พบปริมาณ CH_3COOH 1,406 mg/L เมื่อถูกควบคุมที่อุณหภูมิ 35 °C, กวนผสมที่ 120 rpm ระยะเวลา 96 Hr. ส่วนในถังปฏิกิริยาที่ใช้ RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) มี CH_3COOH เท่ากับ 1,018 และ 792 mg/L ตามลำดับ เมื่อทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ของตะกอนส่วนเกินจากระบบจากระบบ ผลิตแก๊สชีวภาพ ชุดที่ 6-8 พบว่ามีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ (sig. = 0.04, 0.02 < 0.05) ในการใช้ ตะกอน FS (ชุดที่ 6) และ RS (ชุดที่ 7-8) แต่เมื่อทดสอบการใช้ตะกอน RS (ชุดที่ 7 และ 8) ที่มีสัดส่วนน้ำ หมักกรดที่ต่างกัน พบว่าไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ (sig. = 0.44 > 0.05) และพบว่า ในชุดการทดลองที่ 6-8 มีปริมาณ CH_3COOH มากกว่า Propionic acid ซึ่งการเพิ่มการผลิต VFAs จากการ หมักตะกอนส่วนเกิน สามารถช่วยลดค่าใช้จ่ายสำหรับการเดินระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพ และมี ผลต่อการลดปริมาณของกากตะกอน และสารอินทรีย์ได้ (Yuan et al., 2015) โดยผลการทดลองพบว่าการ ใช้แหล่งคาร์บอนในชุดการทดลองที่ 6 สามารถนำไปใช้ประโยชน์ในการผลิต CH_3COOH เพื่อเป็นแหล่ง คาร์บอนให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ และอาจช่วยลดค่าใช้จ่ายในการซื้อแหล่งคาร์บอน ภายนอกให้กับระบบได้

4.2 การเพาะเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ PAOs (Polyphosphate accumulating organisms)

จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs เป็นจุลินทรีย์เฉพาะ ที่มีความสามารถในการกำจัด P ได้มากกว่าจุลินทรีย์ ทั่วไป ซึ่งจำเป็นต้องเลี้ยงเชื้อในสภาวะที่เหมาะสม โดยพบว่ามีหลายปัจจัยที่ส่งผลกระทบต่อ การกำจัด P ของ จุลินทรีย์กลุ่มนี้ จึงทำการศึกษายปัจจัยของแหล่งสารอินทรีย์คาร์บอน และ SRT ที่มีผลต่อการกำจัด P ของ เชื้อ PAOs ในระบบ EBPR ซึ่งประกอบด้วยถังปฏิกิริยา 3 ถัง คือ ถังแอนแอโรบิก ถังแอนออกซิก และถัง แอโรบิก การทดลองแบ่งเป็น 2 ส่วน คือ 1) การศึกษาผลของสารอินทรีย์คาร์บอน ต่อประสิทธิภาพในการ กำจัด P ในระบบ EBPR 2) การศึกษาผลของ SRT ต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR

4.2.1 การศึกษาผลของชนิดสารอินทรีย์คาร์บอน ต่อประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสใน ระบบ EBPR

การศึกษาเรื่องการเพาะเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ PAOs โดยใช้ชนิดของแหล่งคาร์บอนที่ แตกต่างกันในระบบ EBPR โดยกำหนดอายุตะกอนที่ 20 วัน โดยเริ่มเติมตะกอนจุลินทรีย์ทั้งหมด 30 L. ลงในถังปฏิกิริยาทั้ง 3 ถัง จากการศึกษาของ Broughton et al. (2008) ใช้ปริมาณ VFA ของน้ำเสียเท่ากับ 800 mg/L พบว่า Propionate ช่วยส่งเสริมการเจริญเติบโตของ PAOs มากกว่า Acetate โดยที่สัดส่วน COD:P เป็น 15:1 ระบบสามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้มากกว่า 99% ส่วนการศึกษาของ Tayà et al. (2013) และ He et al. (2011) ศึกษาการกำจัดฟอสฟอรัส โดยใช้สัดส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 โดยใช้แหล่งคาร์บอน

เป็น Propionic acid มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟตเท่ากับ 98% งานวิจัยของ Chuang et al. (2011) ที่ได้ศึกษาผลของสารอินทรีย์คาร์บอนที่ต่างกันในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ โดยใช้ กลูโคส สารละลายจากการหมัก และ Acetate ในระบบแอนแอโรบิก-แอโรบิก SBR พบว่าความเข้มข้นฟอสเฟตในน้ำทิ้งเหลือ 1 mg/L ประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัส 98% เมื่อสัดส่วนของ COD:P มากกว่า 18 - 20 และพบว่าที่สัดส่วน COD:P มากกว่า 25:1 มีประสิทธิภาพลดลง โดยไม่ขึ้นกับสารอินทรีย์คาร์บอน ซึ่งจะเห็นว่าสัดส่วนของ COD:P มีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัด P รวมถึงสัดส่วนของสารอินทรีย์คาร์บอนด้วย

น้ำเสียสังเคราะห์ที่ใช้ในการศึกษานี้เป็นตัวแทนของน้ำเสียชุมชนที่มีสารอินทรีย์คาร์บอนต่ำ ซึ่งไม่สามารถกำจัด P ออกจากระบบ EBPR ได้ จึงได้มีการเพิ่มสารอินทรีย์คาร์บอนเป็น 500 mg/L เนื่องจากต้องการควบคุมสัดส่วน COD:P ให้สูงกว่า 15:1 เพื่อให้สารอินทรีย์คาร์บอนเพียงพอต่อความต้องการของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs โดยชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอนมาจาก CH_3COOH กลูโคส และ CH_3COONa ความเข้มข้นของ NH_3 15 mg/L และ Ortho-P 12.5-30 mg/L โดยที่ความแตกต่างของแหล่งคาร์บอน และสัดส่วนของสารอินทรีย์คาร์บอนที่แตกต่างกันทั้งหมด 4 สูตร สัดส่วนของสารอินทรีย์คาร์บอนแต่ละชนิด และสัดส่วนของ COD:P ซึ่งแสดงสัดส่วนดังตารางที่ 4.3 ส่วนปริมาณไนโตรเจนเป็น 15 mg/L จากงานวิจัยของ Zheng et al. (2013) พบว่าเกณฑ์ที่เป็นพิษของความเข้มข้น FA (Free ammonia) ในการเผาผลาญฟอสฟอรัส เท่ากับ 17.76 mg.N/L

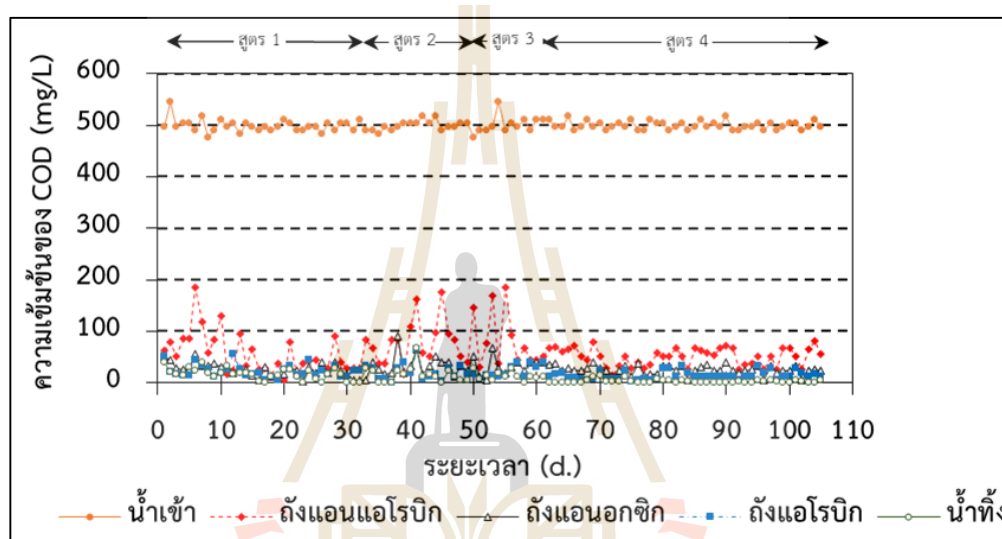
ตารางที่ 4.3 ความเข้มข้นของ COD และ Ortho-P ในน้ำเสียสังเคราะห์สูตรที่ 1-4 เพื่อเลี้ยงเชื้อ PAOs

สารเคมี	สูตรที่ 1	สูตรที่ 2	สูตรที่ 3	สูตรที่ 4
CH_3COOH (mg. COD/L)	300	125	375	-
กลูโคส (mg. COD/L)	200	375	125	-
CH_3COONa (mg. COD/L)	-	-	-	500
H_3PO_4 (mg. P/L)	30	12.5	25	-
KH_2PO_4 (mg. P/L)	-	-	-	25

4.2.1.1 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ในระบบ EBPR

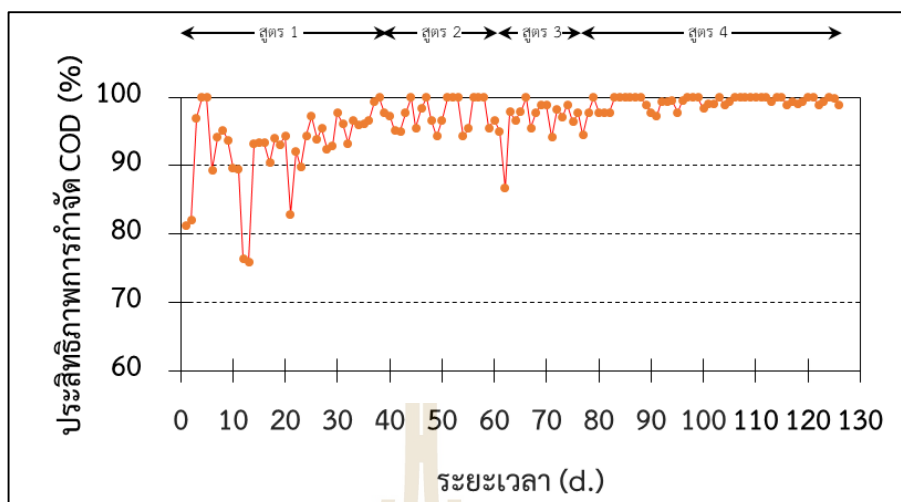
พบว่าทั้ง 4 สูตรมีความเข้มข้นของ COD ที่เข้าระบบเท่ากับ 500 mg/L พบว่าสูตรที่ 1, 2, 3 และ 4 มีความเข้มข้น COD ในน้ำทิ้ง 0 – 30, 0 – 25, 0 - 28 และ 0 - 28 mg/L (รูปที่ 4.14) ซึ่งผ่านตามเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้ง (COD ไม่เกิน 120 mg/L) ทั้งหมด และในการเดินระบบด้วยสูตร 1, 2, 3 และ 4 มีประสิทธิภาพในการกำจัด COD อยู่ในช่วง 75 – 100% (รูปที่ 4.15) แสดงว่าจุลินทรีย์สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์คาร์บอนได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยแต่ละถังปฏิบัติการจุลินทรีย์มีการใช้สารอาหารในการเจริญเติบโต จึงทำให้ COD ที่เป็นแหล่งคาร์บอนลดลง โดยเฉพาะสารอินทรีย์ที่ย่อยง่ายเช่น CH_3COOH

จะทำให้ PAOs สามารถใช้สารอินทรีย์คาร์บอนได้ง่ายขึ้น ระบบจึงสามารถกำจัด COD ได้ แม้ว่าจะมีอัตราส่วนของ COD:P ที่แตกต่างกัน ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของคมสันดี ลภาไพโรจน์ (2546) ที่ได้ศึกษาพลวัตของประชากรจุลชีพในระบบ EBPR ซึ่งใช้อัตราส่วน COD:P ที่แตกต่างกันเท่ากับ 60:1, 30:1, 20:1, 10:1, 5:1, และ 3:1 พบว่าประสิทธิภาพการกำจัด COD มีค่าประมาณ 90% ทุกชุดการทดลองที่อัตราส่วน COD:P ต่างๆ แม้ว่าจะมีอัตราส่วนของ PAOs และ GAO ต่างกัน เนื่องจากจุลชีพทั้งสองมีอัตราการดูดซับสารอินทรีย์ที่ใกล้เคียงกัน



รูปที่ 4.14 ความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของ COD ในระบบกับระยะเวลา

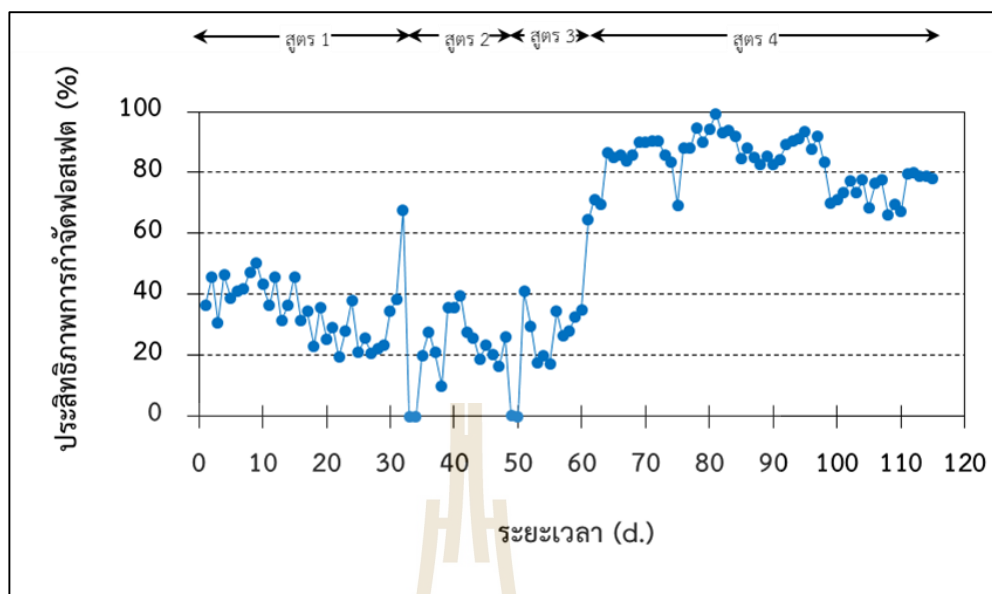
อธิบายได้ว่าสารอินทรีย์คาร์บอนเข้าสู่ถังแอนแอโรบิกจะเกิดปฏิกิริยาการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศ เกิดผลิตภัณฑ์เป็น CO_2 , H_2O และ CH_4 ซึ่งมีความสามารถในการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนได้สูงที่สุด จากนั้นสารอินทรีย์ที่เหลือเมื่อเข้าสู่ถังแอนอกซิกจะเกิดปฏิกิริยา Denitrification เกิดการกำจัด NO_3^- โดยเปลี่ยนเป็น N_2 จะเกิดการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนด้วย และสุดท้ายสารอินทรีย์ที่เหลือจะถูกกำจัดด้วยปฏิกิริยาการย่อยสลายแบบใช้ออกาศ โดยใช้ออกซิเจนในการเปลี่ยนสารอินทรีย์คาร์บอนเป็น CO_2 , H_2O และพลังงานในการเจริญเติบโต



รูปที่ 4.15 ประสิทธิภาพการกำจัด COD กับระยะเวลาการเดินระบบ

4.2.1.2 ประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR

จากการทดลองสูตรที่ 1, 2 และ 3 มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสต่ำ (0 – 65%) โดยมีอัตราส่วน COD:P อยู่ที่ 16.67:1, 40:1 และ 20:1 ตามลำดับ แต่สูตรที่ 4 มีประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสสูงที่สุดประมาณ 80 – 99% ดังรูปที่ 4.16 ซึ่งสูตรที่ 4 มีอัตราส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 สอดคล้องกับงานวิจัยของ Chuang et al. (2011) ที่ได้ศึกษาผลของคาร์บอนที่แตกต่างกันในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ โดยใช้กลูโคส สารละลายจากการหมัก และ CH_3COONa ในระบบแอนแอโรบิก-แอโรบิก พบว่าความเข้มข้นฟอสเฟตเท่ากับ 1 mg/L ในน้ำทิ้ง และมีประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสสูงถึง 98% เมื่ออัตราส่วนของ COD:P มากกว่า 18 - 20 และพบว่าที่อัตราส่วน COD:P มากกว่า 25:1 ประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสจะลดลง โดยไม่ขึ้นกับแหล่งคาร์บอน แต่ผลแตกต่างจากการศึกษานี้ที่แหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอน เนื่องจากพบว่ากลูโคสและสารละลายที่ได้จากการหมักมีประสิทธิภาพดีกว่า CH_3COONa การศึกษานี้สอดคล้องกับงานวิจัยของ Zhang et al. (2011) ซึ่งพบว่ามากกว่า 2 ใน 3 ของระบบบำบัดที่ไม่ประสบความสำเร็จในการกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำทิ้งให้ต่ำกว่า 0.5 mg/L เนื่องจากอัตราส่วน COD:P ที่สูงเกินไป (28.6 - 196.2) อย่างไรก็ตามสูตรที่ 3 และ 4 แม้ว่าจะมีอัตราส่วน COD:P เท่ากัน แต่มีแหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอนแตกต่างกัน โดยสูตรที่ 3 ใช้ CH_3COOH ต่อกลูโคส เป็น 3:1 ส่วนสูตรที่ 4 ใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอนทั้งหมด ซึ่งจากการพิจารณาพบว่าสารอินทรีย์คาร์บอนเป็นปัจจัยที่มีผลต่อการทำงานของ PAOs ในระบบ EBPR โดยจากผลการทดลองพบว่าเมื่อใช้แหล่งคาร์บอนทั้งหมดเป็นกลูโคส หรือมีปริมาณของกลูโคสเป็นแหล่งคาร์บอน (สูตร 1, 2 และ 3) จะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสต่ำ (0 – 50%)

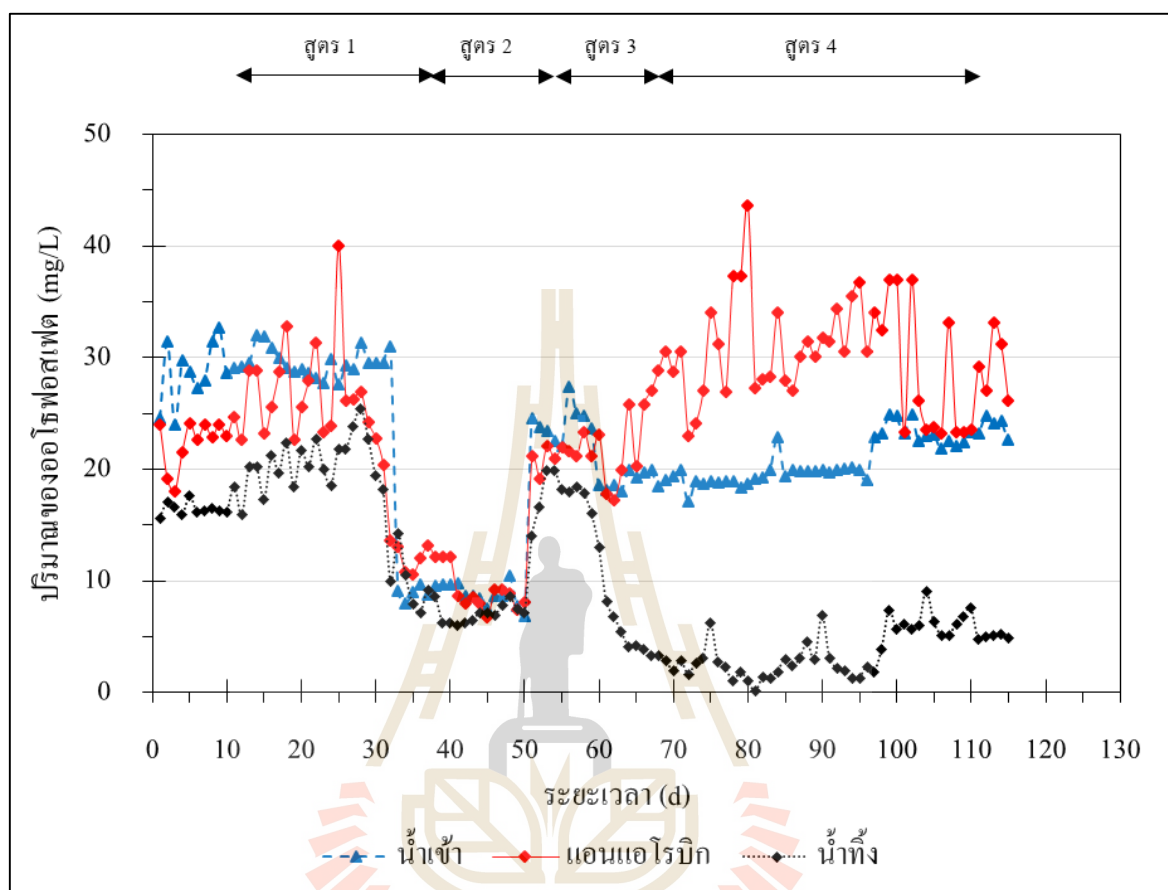


รูปที่ 4.16 ประสิทธิภาพการกำจัดฟอสเฟตกับระยะเวลาการเดินระบบแต่ละสูตรอาหาร

สอดคล้องกับงานวิจัย Javier et al. (2011) ที่พบว่าการใช้แหล่งคาร์บอนทั้งหมดเป็นซูโครส ($C_{12}H_{22}O_{11}$) จะทำให้ระบบ EBPR ล้มเหลวอย่างรวดเร็ว ซึ่งซูโครสประกอบด้วย ฟรักโทส (fructose) และกลูโคส ส่วนการใช้ CH_3COONa ส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพสูง (80 – 99%) เนื่องจากสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายง่าย (VFAs) ที่ PAOs สามารถนำไปใช้ในการเจริญเติบโตและสร้างพลังงานได้ง่าย จึงสามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้สูง ซึ่งยังสอดคล้องกับงานวิจัยของ Guerrero et al. (2012) ที่ศึกษาอัตราส่วนของกลูโคสและ CH_3COONa ที่ต่างกันในระบบ SBR พบว่าเมื่อ CH_3COONa เพิ่มถึง 100% ที่อัตราส่วน COD:P เท่ากับ 23.5:1 ระบบสามารถกำจัดฟอสเฟตได้เพิ่มขึ้น

Dong et al. (2016) ได้ศึกษา HRT ที่ 7.5, 6, 4.5 และ 5.2 Hr. ที่อัตราส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 มีค่า MLSS เท่ากับ 6,000 mg/L พบว่าที่ HRT มากกว่า 6 Hr. ระบบมีประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสสูงกว่า 95% และฟอสเฟตในน้ำทิ้งน้อยกว่า 0.5 mg/L ดังรูปที่ 4.17 ซึ่งสอดคล้องในงานวิจัยนี้ที่มีค่า MLSS เท่ากับ 4,370 mg/L ในถังเติมอากาศ และ HRT 12 Hr. มีประสิทธิภาพการกำจัดฟอสเฟตเฉลี่ย 87.97% ซึ่งอธิบายได้ว่า HRT สั้นทำให้ PAOs มีเวลาไม่มากพอในการสังเคราะห์สารอินทรีย์ให้เป็น PHAs ในสถานะแอนแอโรบิก และเมื่ออยู่ในสถานะแอนโรบิกจะเกิดการสลาย PHAs ในสถานะที่มีออกซิเจนเพียงพอ ซึ่งจะเกิดเป็นพลังงานที่ใช้ในการสะสมฟอสฟอรัสไว้ในเซลล์ โดยมีเพียงกลุ่ม PAOs ที่สามารถสะสม PHAs ได้ โดยเมื่อใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอนช่วยให้ PAOs สามารถสะสม PHAs ไว้ในเซลล์ได้ง่ายกว่าชนิดอื่น ซึ่งผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าปริมาณฟอสเฟตในน้ำทิ้งผ่านเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้งจากระบบ

บำบัดน้ำเสียชุมชน ที่กำหนดให้ปริมาณฟอสเฟตในน้ำทิ้งไม่เกิน 2 mg/L ซึ่งในสูตรที่ 4 เอื้อต่อการกำจัดฟอสฟอรัสได้อย่างมีประสิทธิภาพ ในช่วงที่ระบบมีประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสได้สูงกว่า 89.95%



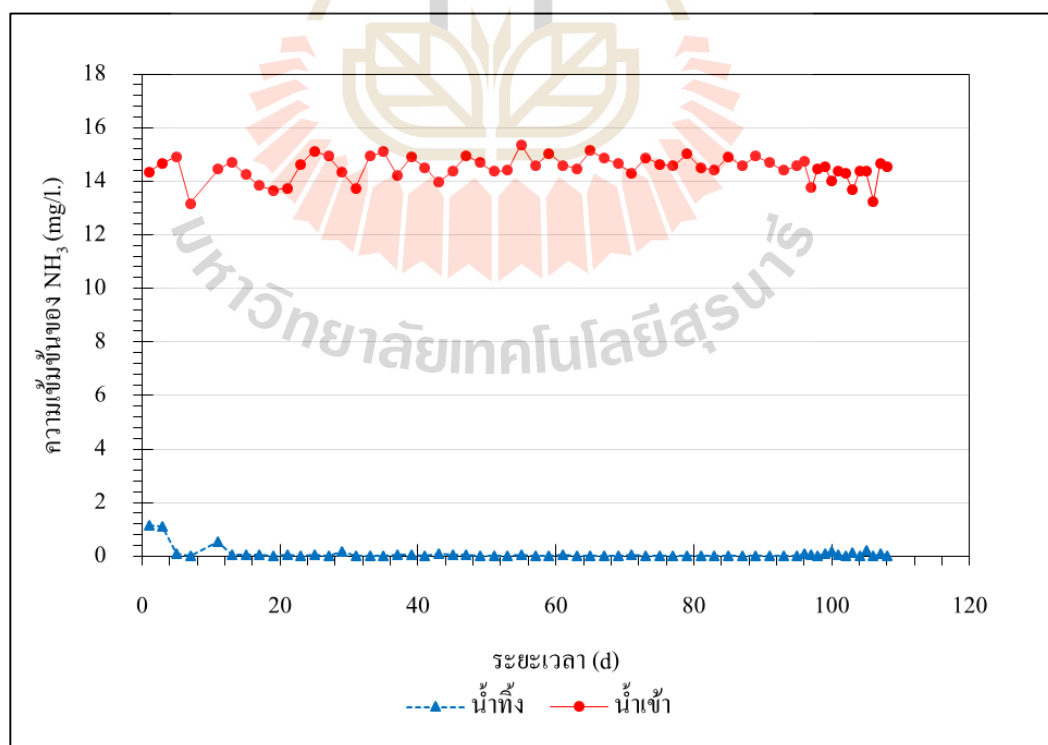
รูปที่ 4.17 ปริมาณของฟอสเฟตในระบบกับระยะเวลา

จากสูตรที่ 2 และ 3 มีระยะเวลาในการเดินระบบต่ำกว่าค่า SRT เนื่องจากประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสในช่วงนี้ต่ำมาก สังเกตจากแนวโน้มในช่วงสูตรที่ 1 พบว่าเดินระบบ 32 วัน แต่ประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสยังไม่เพิ่มสูงขึ้น และเห็นว่าทั้งสูตร 1, 2 และ 3 ไม่เกิดการคายฟอสฟอรัสในถังแอนแอโรบิก ซึ่งในสูตรที่ 4 แสดงให้เห็นว่าเมื่อเดินระบบด้วยสภาวะที่เหมาะสมแล้วจะเกิดการคายฟอสเฟตในถังแอนแอโรบิก และเกิดการใช้ฟอสเฟตทั้งในถังแอนออกซิกและแอโรบิกขึ้น ซึ่งปริมาณสารอาหารอื่นๆ ที่อาจจะมีผลต่อการเดินระบบ เช่น Ca^{2+} และ Mg^{2+} แต่ในการเดินระบบนี้ (ช่วง 26.5 – 34.5 mg/L) ไม่มีผลต่อการกำจัดฟอสฟอรัส แต่เป็นสารอาหารเสริมที่อาจมีผลต่อการช่วยให้จุลินทรีย์เจริญเติบโต อธิบายได้จากปริมาณของ Ca^{2+} และ Mg^{2+} ในสูตรที่ 3 และ 4 มีปริมาณเท่ากัน แต่สูตรที่ 3 ไม่มีแนวโน้มที่จะเกิดการกำจัดฟอสฟอรัสเพิ่มสูงเท่าสูตรที่ 4 ซึ่งจากงานวิจัยของ Hai-Ling et al. (2015) พบว่า Ca^{2+} เป็นสารที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการตกตะกอน, การสังเคราะห์ poly-P ภายในเซลล์ และยังพบว่า Ca^{2+} ที่ความเข้มข้นสูง (> 79 mg/L) จะมีอิทธิพลต่อการเปลี่ยนแปลงการเผาผลาญอาหาร

ของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs การใช้แหล่งคาร์บอนจาก CH_3COONa ในสูตรที่ 4 เนื่องจากควบคุมการเปลี่ยนแปลง pH ในระบบ ซึ่ง Oehmen et al. (2007) ได้อธิบายว่า PAOs ต้องการช่วง pH 7 - 8.5 ในการเติบโต สูตรที่ 1 และ 3 มีช่วง pH ในแต่ละถังอยู่ที่ 6.87 – 8.07 และ 6.4 – 8.5 ซึ่งมี pH ต่ำ และเป็นช่วงที่มีการเปลี่ยนแปลง pH ที่กว้าง อาจส่งผลต่อการปรับตัว และการเจริญเติบโตของ PAOs ส่วนสูตรที่ 2 และ 4 มีช่วง pH 6.87 – 8.07 และ 7.2 – 8.3 เป็นช่วง pH ที่มีการเปลี่ยนแปลงน้อย และอยู่ในช่วงที่เหมาะสม แต่การกำจัดฟอสฟอรัสในสูตรที่ 4 สูงกว่า เนื่องจากมี CH_3COONa 100% แต่สูตรที่ 2 มีปริมาณ CH_3COOH เพียง 25% แม้ว่าจะเป็นสารที่ย่อยสลายง่ายเหมือนกัน แต่ถ้าปริมาณแตกต่างกัน หรือไม่สามารควบคุมการเปลี่ยนแปลง pH ได้ จะทำให้ระบบไม่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้อย่างมีประสิทธิภาพ แสดงว่าเมื่อสารอินทรีย์คาร์บอนเป็น CH_3COONa เหมาะสมในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพมากที่สุด สรุปได้ว่าแหล่งอาหารที่ต่างกันมีผลต่อการปล่อยฟอสฟอรัสในสภาวะแอนแอโรบิก และการจับใช้ฟอสฟอรัสในสภาวะแอโรบิก ซึ่งก็เป็นผลมาจากอัตราส่วน COD:P ปริมาณของสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายง่าย และค่า pH

4.2.1.3 ประสิทธิภาพการกำจัด NH_3 ในระบบ EBPR

พบว่า NH_3 ที่เข้าระบบอยู่ในช่วง 14 - 16 mg/L และความเข้มข้นน้ำทิ้งของ NH_3 น้อยกว่า 1 mg/L (รูปที่ 4.18)

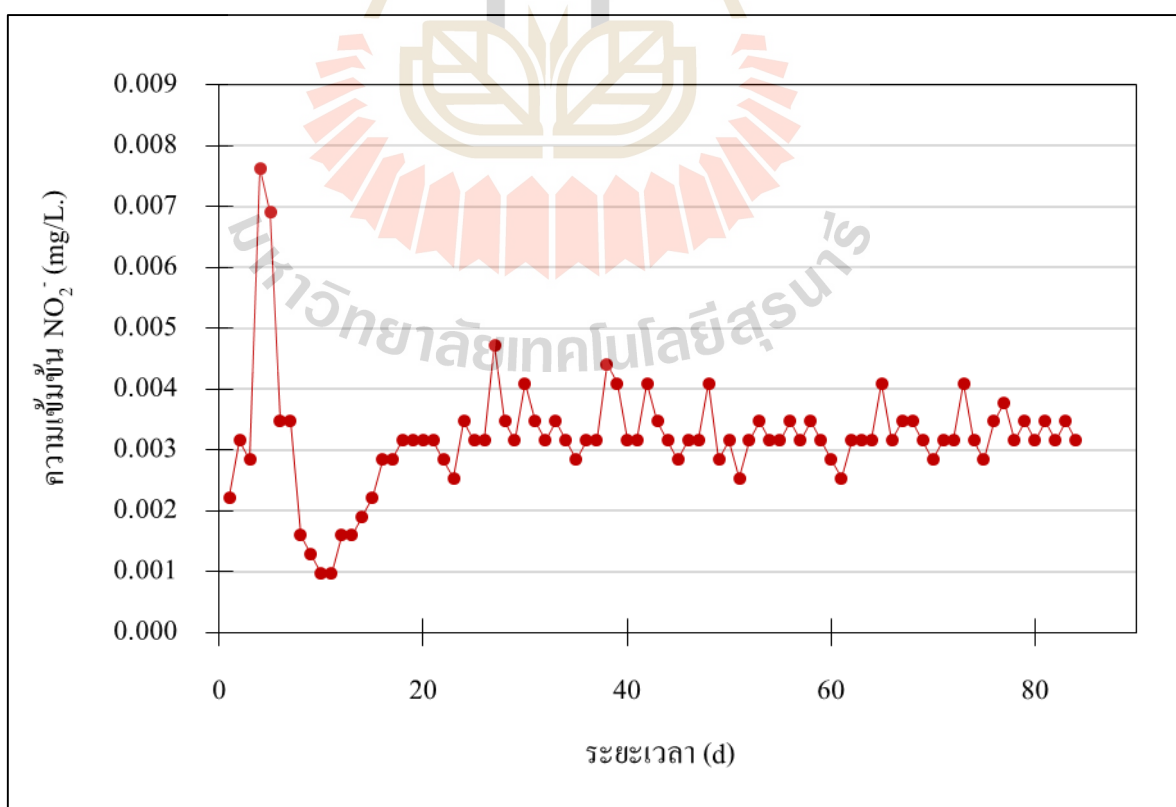


รูปที่ 4.18 ความสัมพันธ์ระหว่างเวลากับความเข้มข้นของ NH_3

เนื่องจากในระบบเกิดปฏิกิริยา Nitrification และ Denitrification รวมถึงการย่อยสลายของจุลินทรีย์ในระบบ EBPR ด้วย โดยความเข้มข้นที่ลดลงเกิดการปฏิกิริยา Nitrification ทำให้ NH_3 เปลี่ยนรูปเป็น NO_2^- และ NO_3^- ในสถานะที่มีออกซิเจนในถังเดิมอากาศ ซึ่งผลการทดลองแสดงถึงปริมาณของออกซิเจนเพียงพอต่อการบำบัด NH_3

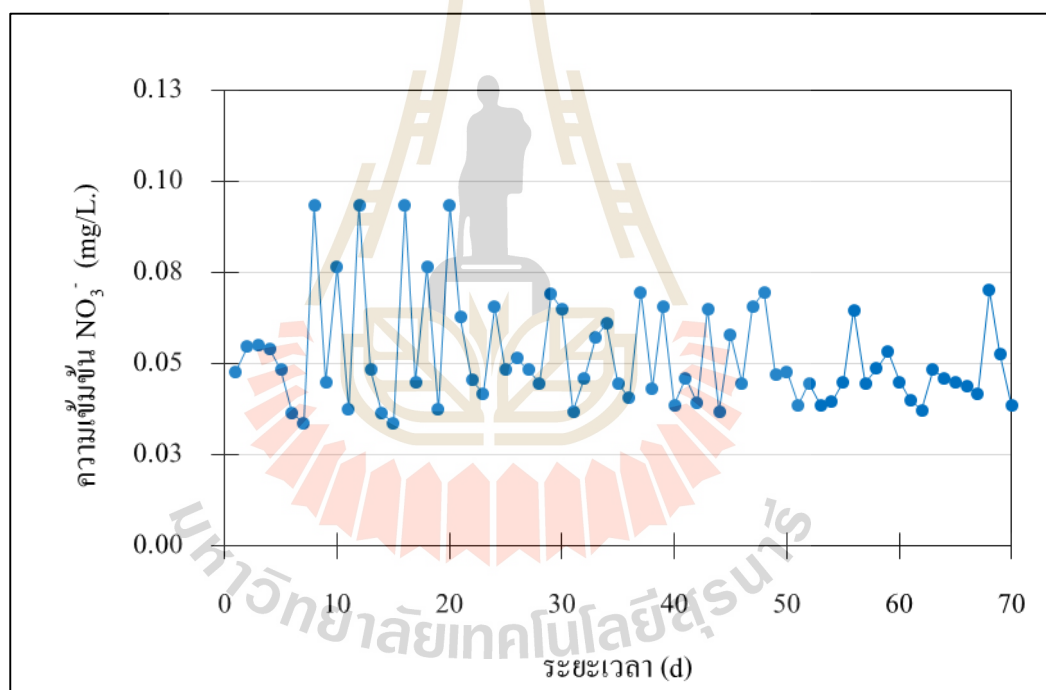
4.2.1.4 ประสิทธิภาพการกำจัด NO_2^- และ NO_3^- ในระบบ EBPR

พบว่าความเข้มข้นของ NO_2^- ในสถานะแอนแอโรบิก แอนอกซิก แอโรบิก และน้ำทิ้งมีค่าน้อยกว่า 0.01 mg/L (รูปที่ 4.19) เมื่ออยู่ในสถานะแอนโรบิก NO_2^- จะถูกเปลี่ยนเป็น NO_3^- แสดงให้เห็นว่าปริมาณออกซิเจนละลาย 3 - 4 mg/L เพียงพอในการกำจัด NO_2^- ซึ่งพบว่า PAOs สามารถลด NO_2^- ภายใต้สถานะแอนโรบิกที่มีออกซิเจนละลาย 3 mg/L และมี FNA (nitrite/free nitrous acid) เพิ่มขึ้น ในทางกลับกันจะยับยั้งการดูดซึมฟอสฟอรัสในสถานะแอนโรบิกได้ ในงานวิจัยของ Taya et al. (2013) ได้ศึกษา NO_2^- ที่มีผลต่อการแข่งขันของ PAOs และ GAOs โดยใช้ Propionate เป็นแหล่งคาร์บอน และเพิ่ม NO_2^- 3,500 mg.N/L ในถังแอนอกซิก ใช้อัตราส่วน COD:P เป็น 20:1 พบว่าจากตะกอนที่มี GAOs 70% สามารถเปลี่ยนเป็น PAOs 85% ได้โดยใช้ NO_2^- เป็นปัจจัยสำคัญ แสดงว่า NO_2^- ในระบบมีผลต่อการแข่งขันของ PAOs และ GAOs



รูปที่ 4.19 ความสัมพันธ์ระหว่างระยะเวลากับความเข้มข้นของ NO_2^- ในน้ำทิ้ง

งานวิจัยของ Ye et al. (2013) ศึกษาผลของ FNA ต่อกระบวนการเมตาบอลิซึมของ GAOs ซึ่งใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอน พบว่า หากมี NO_2^- 6.3 mg/L ที่ pH เท่ากับ 7 จะส่งผลให้ GAOs หยุดทำงานไป 50% และ GAOs จะหยุดการเจริญเติบโตเมื่อความเข้มข้นของ FNA มากกว่า 7.1×10^{-3} mg/L (NO_2^- 30 mg.N/L) แต่ในสภาวะแอนแอโรบิก FNA ก่อให้เกิดการสูญเสียพลังงานของ PAOs มากกว่า GAOs และสามารถยับยั้งทั้งกระบวนการ anabolic (การเจริญเติบโต, การดูดซึมฟอสเฟตและผลิตไกลโคเจน) และ catabolic (ออกซิเดชันของ PHAs) ของ PAOs ได้ซึ่งสามารถพิจารณาพร้อมกับค่า pH ถ้ามี pH สูงจะส่งผลดีต่อการเจริญเติบโตทั้ง PAOs และ GAOs ซึ่งการศึกษาครั้งนี้ pH ในระบบอยู่ที่ 6.8 - 8.2



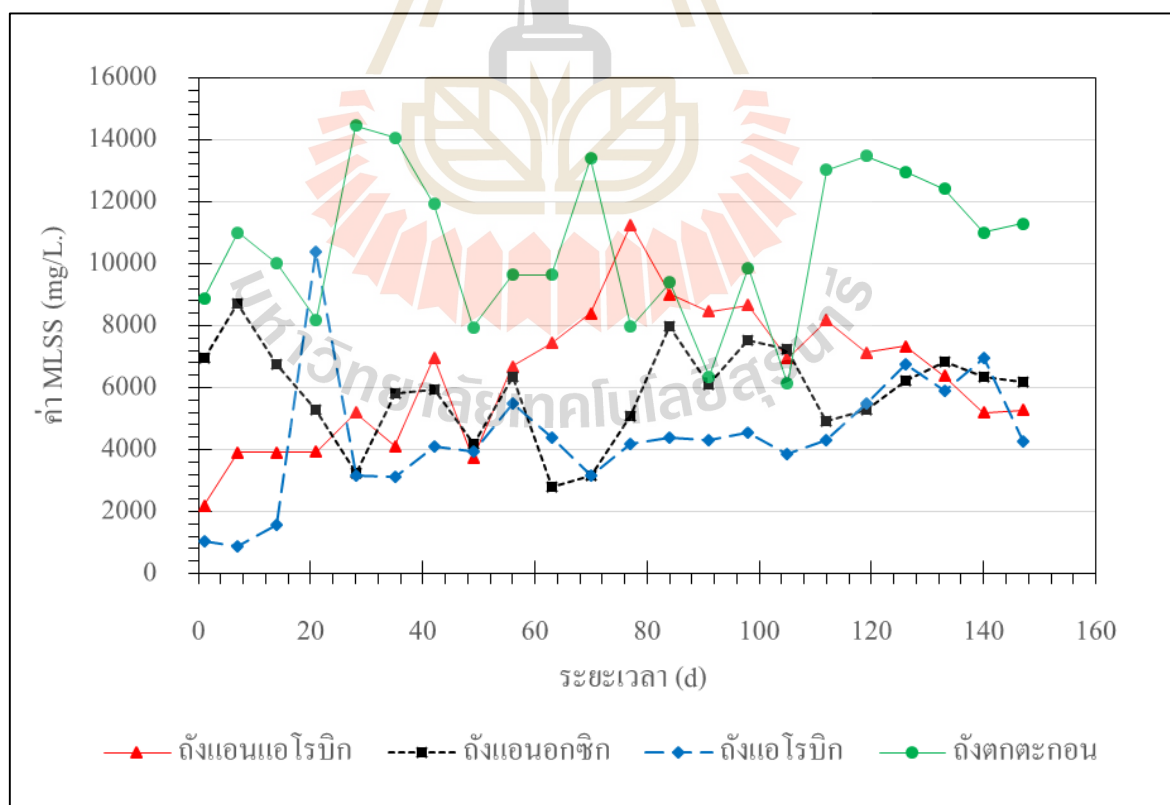
รูปที่ 4.20 ความสัมพันธ์ระหว่างระยะเวลากับความเข้มข้นของ NO_3^- ในน้ำทิ้ง

พบว่าความเข้มข้นของ NO_3^- ในน้ำทิ้งมีค่าน้อยกว่า 0.1 mg/L (รูปที่ 4.20) ระบบ EBPR สามารถกำจัด NO_3^- ได้ โดยอาศัยสภาวะแอนอกซิก ที่ใช้ NO_3^- เป็นตัวรับอิเล็กตรอน และเปลี่ยน NO_3^- เป็นแก๊สไนโตรเจน (N_2) ซึ่งในระบบจะมีการเวียนกลับน้ำที่ออกจากถังแอโรบิกด้วยอัตราการไหล 3 เท่าของน้ำเข้า ไปยังถังแอนอกซิก เพื่อให้สามารถเวียนกลับน้ำไปยังถังแอนอกซิกได้พอที่จะกำจัด NO_3^- ไม่ให้หลุดออกไป Maite et al. (2010) พบว่า ถ้ามี NO_3^- ในถังแอนแอโรบิกจะยับยั้งการทำงานของ PAOs

หรือเกิดการแข่งขันของ PAOs กับดีไนทริฟิเอชันที่เร็วได้ ซึ่งผลการทดลองไม่พบ NO_3^- ในถังแอนแอโรบิก NO_3^- จึงไม่มีผลในการยับยั้ง PAOs ในระบบ

4.2.1.5 ค่า MLSS ในการเดินระบบ EBPR

พบว่าค่า MLSS ถังแอนแอโรบิก, แอนอกซิก, แอโรบิก และถังตกตะกอนมีค่า 5,000 - 8,500, 3,000 - 5,500, 3,000 - 5,000 mg/L และ 7,500 - 10,000 mg/L ตามลำดับ ดังรูปที่ 4.21 ซึ่งค่า MLSS จะสามารถบอกความเข้มข้นจุลินทรีย์ (MLVSS) ในระบบได้ จาก $\text{MLVSS} = 0.8 \text{ MLSS}$ ซึ่งปริมาณของจุลินทรีย์มีความสำคัญกับการเดินระบบ เกี่ยวกับความเข้มข้นของสารอาหารในแต่ละถัง คือค่า F/M ต้องมีค่าที่เหมาะสม โดยการทดลอง ค่า F/M ratio ถังแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก มีค่าอยู่ในช่วง 0.8 - 0.5, 1 - 0.5 และ 0.8 - 0.3 ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าเป็นค่าที่เหมาะสมในการบำบัด เนื่องจากมีประสิทธิภาพสูงในการกำจัดสารอินทรีย์ ช่วงหลังวันที่ 140 จะเห็นว่าที่ถังแอนแอโรบิกมีปริมาณ MLSS สูงถึง 8,500 ซึ่งใกล้เคียงกับ MLSS ในถังตกตะกอน เนื่องจากใบกวนในถังแอนแอโรบิกเกิดปัญหาทำให้ตะกอนที่อยู่ถังไม่ฟุ้งกระจาย และมีปริมาณของตะกอนอัดแน่นเกิดขึ้น ซึ่งยังคงควบคุม SRT เท่ากับ 20 วัน



รูปที่ 4.21 ความสัมพันธ์ระหว่างค่า MLSS กับระยะเวลาในการเดินระบบ

จากการศึกษาทดลองเพาะเลี้ยงเชื้อในการกำจัดฟอสฟอรัสด้วยกระบวนการ EBPR พบว่าการทดลองทั้ง 4 ช่วงมีประสิทธิภาพการกำจัด COD ประมาณ 90% แต่สูตรอาหาร ที่ 1, 2 และ 3 มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสต่ำ (0 - 65%) เมื่อเทียบกับช่วง 4 ที่มีประสิทธิภาพสูงที่สุด ประมาณ 90 - 99% ซึ่งใช้แหล่งคาร์บอนเป็น CH_3COONa และมีสัดส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 เหมือนกับ ช่วงที่ 3 แต่ต่างกันที่ชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอนที่ใช้ แสดงให้เห็นความแตกต่างของสารอินทรีย์ที่มีผล ต่อการเจริญเติบโตของ PAOs โดยสรุปว่า PAOs มีความสามารถในการเปลี่ยนกลูโคสมาสะสมเป็น พลังงานในรูป PHAs ได้ต่ำกว่า CH_3COONa เนื่องจากจุลินทรีย์ประเภทนี้สามารถเจริญเติบโตได้ดีใน อาหารที่มีโมเลกุลเล็ก และย่อยสลายได้ง่าย แม้กลูโคสจัดเป็นสารอินทรีย์ที่มีโมเลกุลเล็กและย่อยสลายได้ ง่าย ที่ PAOs สามารถดูดซึมและย่อยสลายกลูโคสได้ แต่การเปลี่ยนรูปกลูโคสเป็นสาร PHAs ในเซลล์ PAOs ไม่สามารถทำได้โดยง่าย เช่นเดียวกับการใช้แหล่งคาร์บอนเป็น CH_3COONa ซึ่งเหมาะที่จะ เปลี่ยนเป็นสาร PHAs ได้โดยตรง

ตารางที่ 4.4 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสของระบบ EBPR

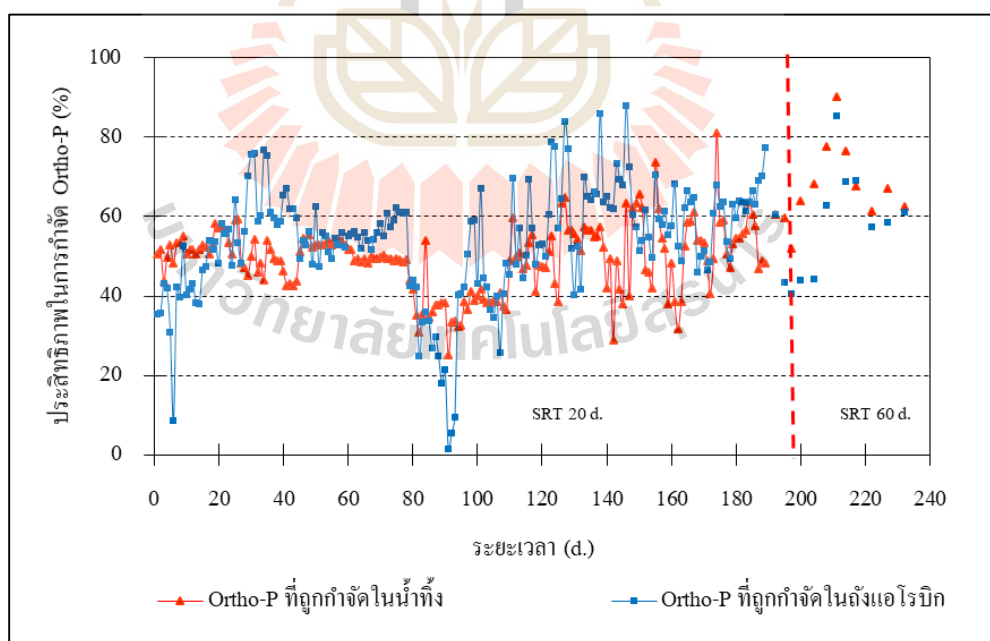
ระบบ	COD (mg/L)	แหล่งคาร์บอน	Phosphate (mg/L)	C:P	ประสิทธิภาพ การกำจัด ฟอสเฟต (%)	อ้างอิง
EBPR	500	Acetate	25	20:1	90-99	การศึกษานี้
EBPR	200 และ 300		10	20 และ 30:1	97	Dong et al. (2016)
A ² /O	400	Crude glycerol	10	40:1	> 90	Javier et al. (2015)
EBPR	500	-	3.2	156:1	90	Rashed and Massoud. (2015)
EBPR	400	กลูโคส/acetate 25/75 % และ 1/100 %	17	23.5:1	99.8	Seyoum et al. (2012)
EBPR	800+_50	Propionic: Acetic 1.7:1	53+_3	15:1	>99	Alistair et al. (2008)
EBPR	300	Acetate	30	10:1	86.3	คมสัน ทภา ไพโรจน์. (2003)

การศึกษาการเพาะเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ด้วยระบบ EBPR ที่มีสัดส่วน COD: P เป็น 20 โดยใช้ acetate เป็นแหล่งคาร์บอน พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสเพิ่มขึ้นสูงถึง 99% เนื่องจากความเหมาะสมของอาหารที่เป็นแหล่งพลังงานของจุลินทรีย์ PAOs เป็น acetate ซึ่งมีโมเลกุลเล็กมาก ทำให้จุลินทรีย์ PAOs สามารถเติบโตและเกิดกลไกการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบได้ รวมถึงสัดส่วนของสารอินทรีย์ต่อฟอสฟอรัสในระบบ ที่เพียงพอและเหมาะสมต่อการทำงานของ PAOs ซึ่งใกล้เคียงกับงานวิจัยก่อนหน้านี้ของ Seyoum et al. (2012) ซึ่งควบคุมสัดส่วน COD: P เท่ากับ 23.5 พบว่ากรณีที่ใช้สัดส่วนของสารอินทรีย์คาร์บอนเป็น กลูโคส/acetate 25/75 % และ acetate 100 % ระบบ EBPR มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงถึง 99.8% ดังตารางที่ 4.4

4.2.2 การศึกษาผลของอายุตะกอนต่อการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR

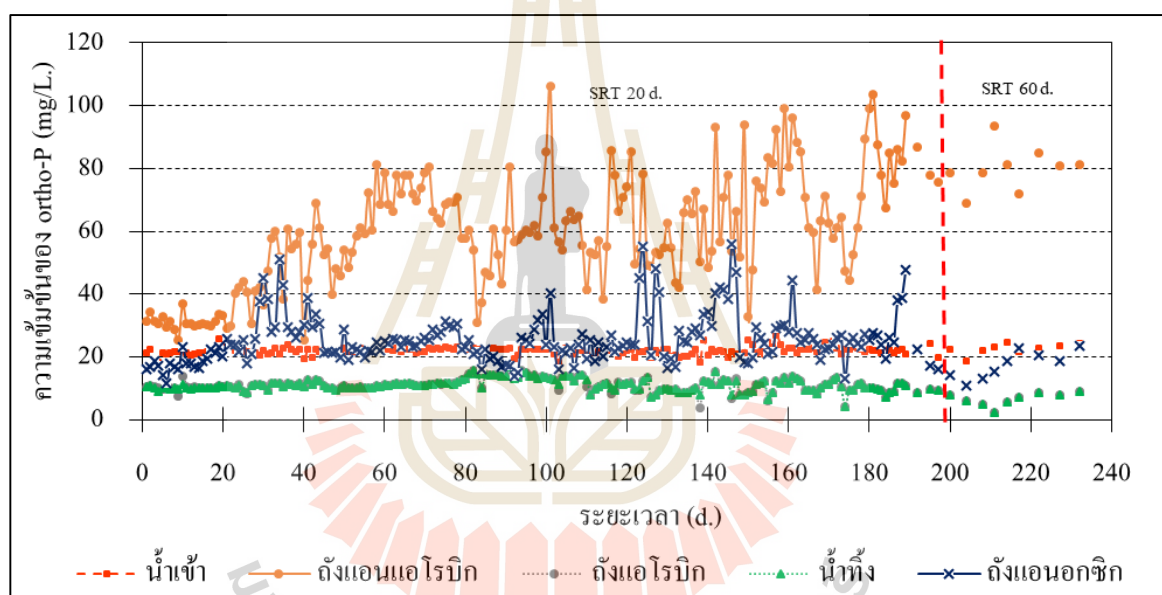
4.2.2.1 ประสิทธิภาพในการกำจัด TP ของระบบที่ SRT 20 และ 60 วัน

พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัด TP ที่ SRT 20 และ 60 วัน เท่ากับ 53.26% และ 65.69% ตามลำดับ ดังรูปที่ 4.22 เมื่อใช้อัตราส่วน TCOD:P เท่ากับ 20 และใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอน 100%



รูปที่ 4.22 ประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P จำนวนจากถังแอโรบิก และในน้ำทิ้งของระบบ EBPR เมื่อ SRT 20 วัน และ 60 วัน

เมื่อทดสอบด้วย Paired T-test พบว่าการกำจัด TP ที่ SRT 20 และ 60 วัน มีค่าแตกต่างกัน สอดคล้องกับการศึกษาของ Li et al. (2016) ที่พบว่า SRT มากกว่า (20 วัน) จะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงที่สุด และสอดคล้องกับการศึกษาของ Chan et al. (2017) พบว่าที่ SRT ต่ำๆ (3 วัน) จะส่งผลให้ PAOs ถูกชะล้างออกไป เนื่องจากปริมาณ Ortho-P ที่คาย และถูกจับใช้ในระบบมีค่าลดลง โดยพบจุลินทรีย์กลุ่ม Accumulibacter แต่การกำจัด P น้อยกว่างานวิจัยของ Guojing et al. (2018) ได้ศึกษาการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR เมื่อใช้อัตราส่วน Acetate เท่ากับ 100% และควบคุม SRT 20 วัน พบว่ามีการกำจัดฟอสฟอรัสสูงถึง 90.2% และน้อยกว่างานวิจัยของ Peng et al. (2006) ที่ศึกษาการกำจัด P ในระบบ A²O ที่ SRT 12 วัน ควบคุม pH 7.2-7.6 พบว่าการกำจัด P เท่ากับ 95.5%



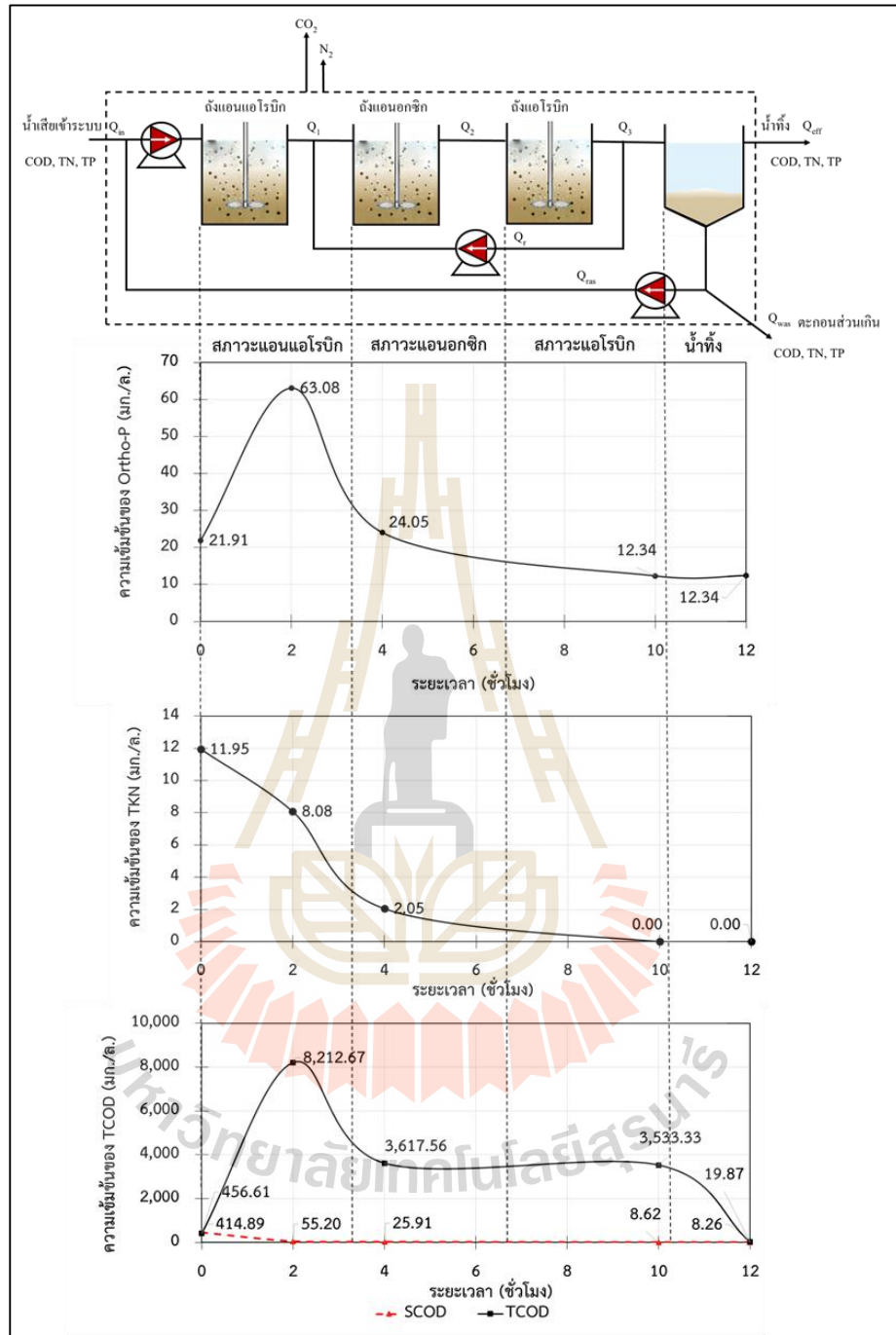
รูปที่ 4.23 ความเข้มข้นของ Ortho-P ในน้ำเสีย ถังแอนแอโรบิก ถังแอนออกซิก ถังแอโรบิก และน้ำทิ้ง เพื่อดูกลไกที่เกิดขึ้นในแต่ละสภาวะ

ปริมาณของ TP และ Ortho-P ในแต่ละถังปฏิกรณ์แสดงในรูปที่ 4.23 พบว่าในน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ มีปริมาณของ TP เท่ากับ 21.91 ± 1.06 และ 22.05 ± 1.51 mg/L ที่ SRT 20 และ 60 วัน เมื่อเข้าสู่ถังแอนแอโรบิก จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs จะสลาย Poly-P ภายในเซลล์ ได้ผลิตภัณฑ์เป็น Ortho-P และพลังงาน ซึ่ง PAOs จะใช้ฟอสฟอรัสในรูป Ortho-P ในสภาวะแอนออกซิก และแอโรบิก ส่วนสภาวะแอนแอโรบิกจะไม่เกิดการกำจัด Ortho-P แต่ Ortho-P จะถูกกำจัดได้ในสภาวะแอนออกซิก และแอโรบิก ในการทดลองพบว่า SRT 20 วัน จะเกิดการคาย Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิกเท่ากับ 57.96 mg/L คิด

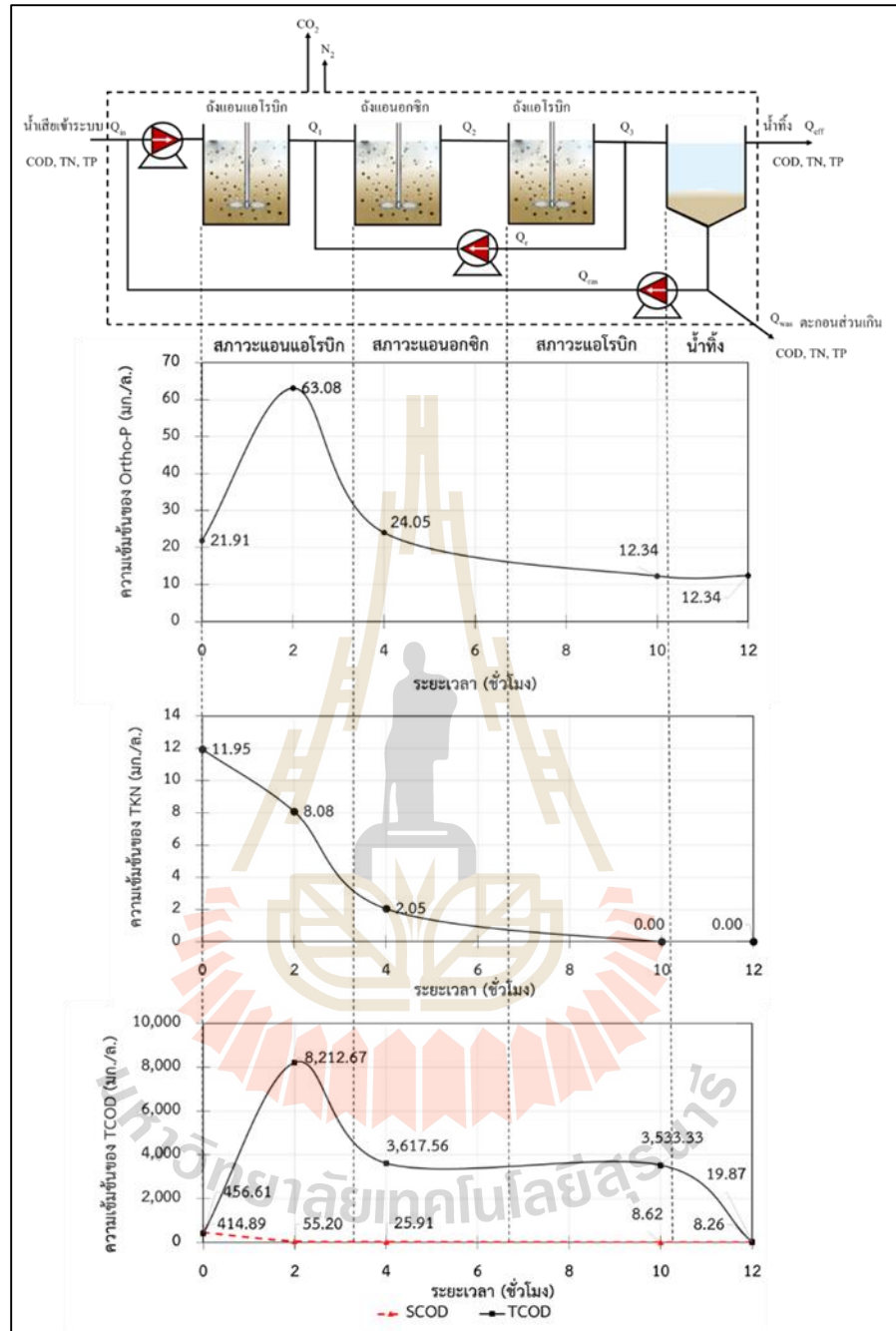
ตารางที่ 4.5 อายุตะกอน (SRT) ที่เหมาะสมในการกำจัด ฟอสฟอรัสของแต่ละการศึกษา

SRT (วัน)	การกำจัด P (%)	แหล่งคาร์บอน	อุณหภูมิ (°C)	กลุ่มจุลินทรีย์ที่พบ	อ้างอิง
20	53.26	Acetate	30±5	Acinetobacter baumannii และ Acinetobacter spp.	การศึกษานี้
60	65.69	Acetate	30±5		
20	71.21-93.33	Acetate	-	-	Li et al. (2018)
20	90.20-96.20	Acetate	20	-	Yang et al. (2018)
8	80-98	Propionate	16-19	-	Borjar et al. (2016)
20	90	Propionate	22±3	-	Li et al. (2016)
40					
2-2.5	>90	VFAs	20-22	Comamonadaceae	Ge et al. (2015)
11	74.90	Tryptone	30	-	Yu (2011)
10	36-57	Acetic acid	25-30	-	Warakatamas (2008)
22	81%	Acetic acid	21±1	-	Li et al. (2008)

เป็น 2.88 เท่าของ Ortho-P ที่เข้าสู่ระบบ ซึ่งน้อยกว่าปริมาณ Ortho-P ที่คายในสภาวะแอนแอโรบิก เมื่อควบคุม SRT 60 วัน เท่ากับ 82.02±8.72 mg/L ดังรูปที่ 4.23 ซึ่งคิดเป็น 3.72 เท่าของ Ortho-P ที่เข้าสู่ระบบ ซึ่ง SRT เป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญที่ส่งผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs และ GAOs โดยหลายงานวิจัยได้กำหนด SRT ที่แตกต่างกัน แสดงดังตารางที่ 4.5 อธิบายได้ว่าที่ SRT ยาวนาน ส่งผลให้เกิดการสลาย Poly-P เป็น Ortho-P สูง ซึ่งพลังงานที่เกิดจากการสลาย Poly-P จะถูกนำไปใช้ในการดึง SCOD เข้ามาเก็บไว้ในเซลล์ ในรูปของ PHA และใช้ในการเจริญเติบโตของเซลล์ แสดงว่าเมื่อคาย Ortho-P มาก PAOs ก็สามารถสะสมพลังงานเพื่อกำจัด Ortho-P ได้มากเช่นกัน โดยจะเกิดการสลายพลังงานที่สะสมไว้ในเซลล์ PAOs ในรูปของ PHA เกิดเป็นพลังงานที่ใช้ในการเจริญเติบโตของเซลล์ และใช้ในการดึง Ortho-P เข้ามาเก็บไว้ในเซลล์ของ PAOs โดยอยู่ในรูปของ Poly-P ซึ่ง กระบวนการนี้จะทำให้เกิดการกำจัด Ortho-P ออกจากน้ำเสีย โดยการสะสมฟอสฟอรัสไว้ในเซลล์ของ PAOs ซึ่งจะถูกกำจัดออกจากระบบผ่านการทิ้งตะกอนส่วนเกิน



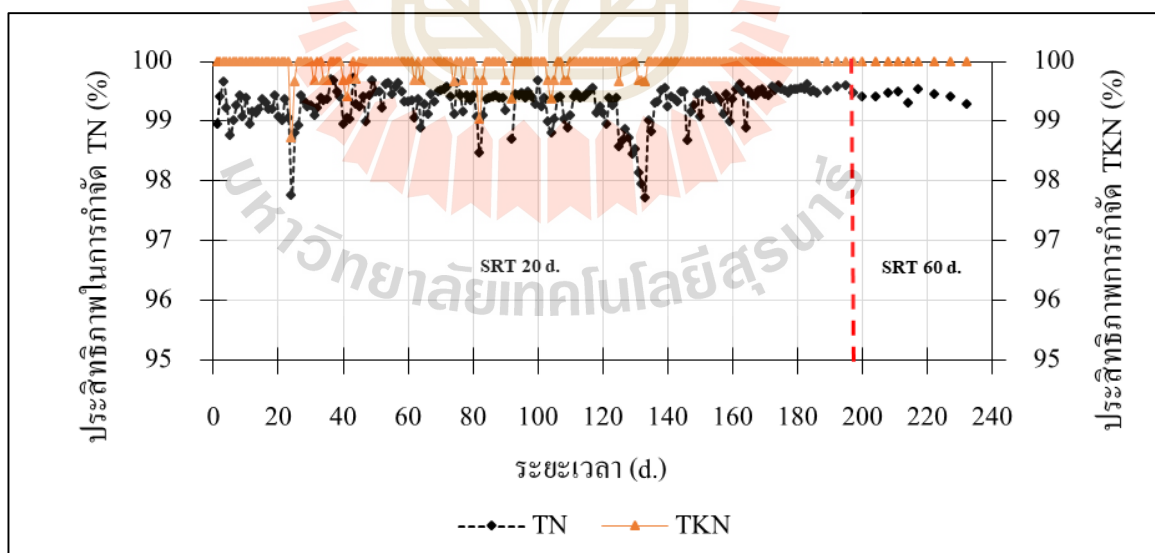
รูปที่ 4.24 ความเข้มข้นของ TCOD SCOD TKN และ Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก เพื่อดูแนวโน้มของการกำจัด TCOD, TKN และ Ortho-P ที่ SRT 20 วัน



รูปที่ 4.25 ความเข้มข้นของ TCOD SCOD TKN และ Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก เพื่อดูแนวโน้มของการกำจัด TCOD, TKN และ Ortho-P ที่ SRT 60 วัน

4.2.2.2 ประสิทธิภาพในการกำจัด TN ของระบบ

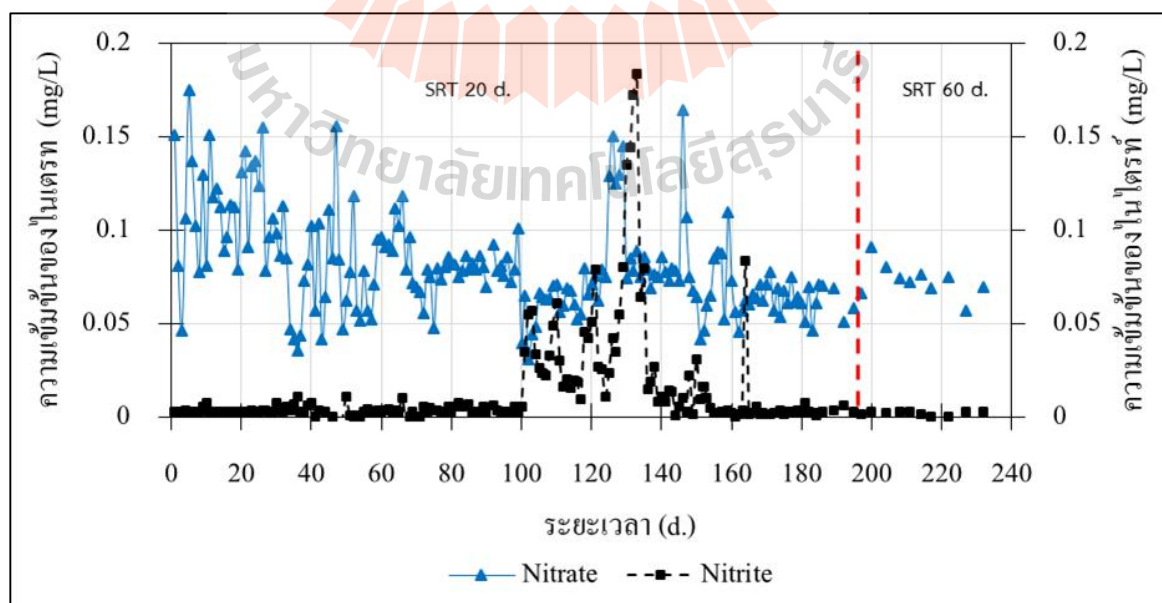
เมื่อควบคุม SRT 20 และ 60 วัน โดยมี TN ที่เข้าระบบเฉลี่ย 14.38 และ 13.71 mg/L ตามลำดับ และความเข้มข้นน้ำทิ้งของ TN เฉลี่ย 0.12 และ 0.07 mg/L ตามลำดับ พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัด TN ที่ SRT 60 วัน สูงกว่าที่ SRT 20 วัน โดยการกำจัด TN เฉลี่ย 99.20% และ 99.49% ที่ SRT 20 และ 60 วัน ตามลำดับ (รูปที่ 4.26) สอดคล้องกับงานวิจัยของ Chuang et al. (1997) ที่ได้ศึกษา SRT ที่ 5 10 12 และ 15 วัน พบว่า SRT มีนัยสำคัญต่อประสิทธิภาพการกำจัด TN หาก SRT มากกว่า 10 วัน จะส่งผลให้ประสิทธิภาพการกำจัด TN เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Yu (2011) ที่พบว่าเมื่อควบคุมระบบโดยใช้ SRT มาก จะส่งผลให้ประสิทธิภาพการกำจัด TN ดีกว่า โดยเมื่อใช้ SRT 11 วัน สามารถกำจัด TN ได้ 85.4% และสอดคล้องกับการศึกษาของ Li et al. (2014) พบว่า SRT ที่แตกต่างกันคือ 5, 10, 20 และ 40 วัน ส่งผลต่อประสิทธิภาพการกำจัด TN เนื่องจากที่ SRT ต่ำ จะส่งผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Nitrifier เนื่องจากในการกำจัด N เกิดจากปฏิกิริยา Ammonification, Nitrification และ Denitrification รวมถึงการย่อยสลายของจุลินทรีย์ในระบบ EBPR ด้วย โดยเกิดการปฏิกิริยา Nitrification ทำให้ NH_4^+ เปลี่ยนรูปเป็นไนไตรท์ และไนเตรทในสภาวะที่มี O_2 ในถังเติมอากาศ และปฏิกิริยา Denitrification เกอการกำจัดไนเตรทเป็น N_2 จำเป็นต้องอาศัยการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Nitrifier หาก SRT ไม่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโต จะส่งผลกระทบต่อการทำงานกำจัด TN ในระบบได้



รูปที่ 4.26 ประสิทธิภาพในการกำจัด TN และ TKN ของระบบ EBPR ที่ SRT 20 วัน และ 60 วัน

4.2.2.3 ไนไตรท์ และไนเตรท

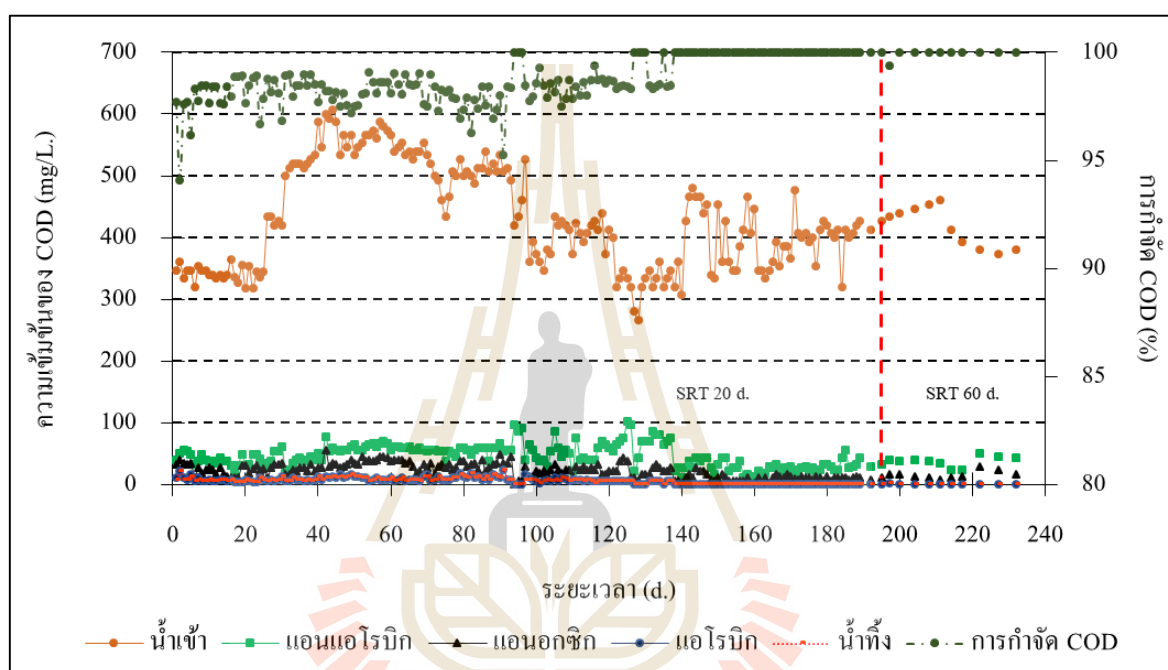
ผลการทดลองพบว่าปริมาณไนเตรทที่เกิดขึ้นในสภาวะแเอโรบิกเมื่อ SRT 20 และ 60 วัน เท่ากับ 0.122 ± 0.03 และ 0.15 ± 0.02 mg/L ตามลำดับ และกำจัดไนเตรทด้วยปฏิกิริยา Denitrification ในถังแอนอกซิก เหลือไนเตรทเท่ากับ 0.05 ± 0.01 และ 0.06 ± 0.01 mg/L ที่ SRT 20 และ 60 วัน ตามลำดับ ดังรูปที่ 4.27 การทดลองนี้จะมีการหมุนเวียนน้ำเสีย และจุลินทรีย์ในสภาวะแเอโรบิกไปยังสภาวะแอนอกซิกเพื่อกำจัดไนเตรท โดยใช้อัตราส่วนการหมุนเวียนกลับเป็น 3 เท่าของอัตราการไหลของน้ำเสีย ซึ่งมีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัด TN โดยเฉพาะไนเตรท ซึ่งจะถูกผลิตขึ้นในถังแเอโรบิก จากการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม *Nitrosomonas sp.* และ *Nitrobacter sp.* เรียกว่าปฏิกิริยา Nitrification ดังสมการที่ 61 (Hoang et al., 2016) และจะถูกกำจัดเป็น N_2 ที่ถังแอนอกซิก ด้วยปฏิกิริยา Denitrification โดยจะมีการใช้ SCOD โดยอาศัยจุลินทรีย์กลุ่ม Heterotroph ปริมาณของจุลินทรีย์ที่เข้าสู่ถังแอนอกซิก มีผลต่อการกำจัดไนเตรทไนโตรเจน และ Ortho-P ในสภาวะแอนอกซิกด้วย ซึ่งสอดคล้องกับการศึกษาของ Hu et al. (2001) ซึ่งพบว่าการกำจัด TN และจับ Ortho-P ในสภาวะแอนอกซิกของระบบ EBPR เป็นผลมาจากปริมาณของจุลินทรีย์ที่ถูกหมุนเวียนกลับมาซึ่งถังแอนอกซิก ซึ่งกระบวนการ Nitrification เกิดจากจุลินทรีย์กลุ่ม Nitrifying ซึ่งเป็นจุลินทรีย์กลุ่ม Autotroph ไนเตรทถูกผลิตขึ้นในสภาวะแเอโรบิก จากการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม *Nitrosomonas sp.* และ *Nitrobacter sp.* เรียกว่าปฏิกิริยา Nitrification (Hoang et al., 2016) และจะถูกกำจัดเป็น N_2 ที่สภาวะแอนอกซิก ด้วยปฏิกิริยา Denitrification โดยจะมีการใช้ SCOD โดยอาศัยจุลินทรีย์กลุ่ม Heterotroph



รูปที่ 4.27 ปริมาณไนเตรท และไนไตรท์ในน้ำทิ้งเมื่อเดินระบบ EBPR ที่ SRT 20 วัน และ 60 วัน

4.2.2.4 ประสิทธิภาพในการกำจัด TCOD ของระบบ

การทดลองพบว่าประสิทธิภาพในการกำจัด TCOD ที่ SRT 20 และ 60 วัน เท่ากับ 98.67% และ 99.97% ตามลำดับ เนื่องจากใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่เตรียมจาก CH_3COONa ที่ละลายน้ำ ทำให้ค่า TCOD เท่ากับ SCOD ในน้ำที่เข้าระบบ การศึกษานี้ใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่เตรียมจาก Acetic acid ที่ละลายน้ำ ทำให้ค่า TCOD เท่ากับ SCOD ในน้ำที่เข้าระบบมีค่าเท่ากัน เฉลี่ย 430.20 mg/L



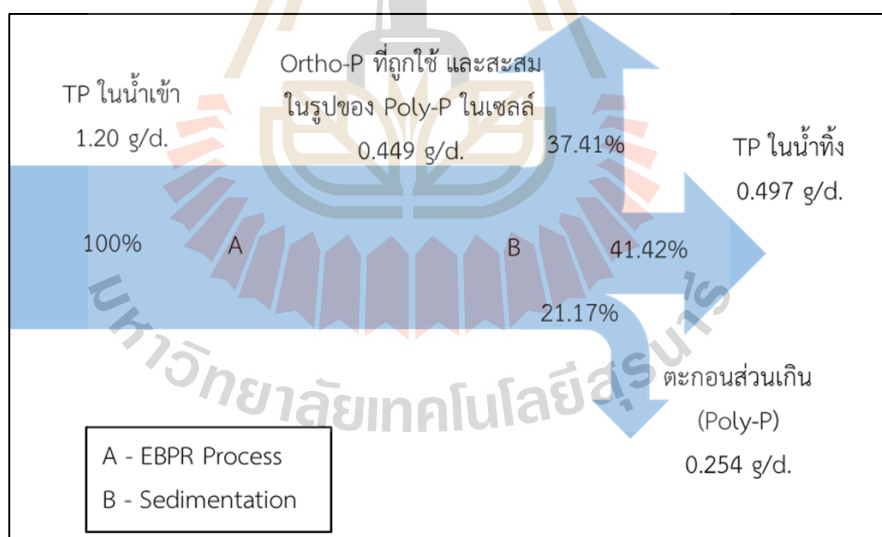
รูปที่ 4.28 ความเข้มข้น และประสิทธิภาพของ SCOD ในระหว่างการเดินระบบ EBPR ที่ SRT 20 วัน และ 60 วัน

โดยพบว่ามีความเข้มข้น SCOD ในน้ำทิ้งเฉลี่ยเท่ากับ 5.38 mg/L ดังรูปที่ 4.28 ซึ่งผ่านตามเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้ง (TCOD ไม่เกิน 120 mg/L) (กรมควบคุมมลพิษ, 2553) ทั้งหมด เมื่อทดสอบสถิติ Paired T-test พบว่าการกำจัด COD ที่ SRT 60 วัน แตกต่างจาก SRT 20 วัน โดยที่ SRT 60 วัน มีการกำจัด COD สูงกว่า สอดคล้องกับการศึกษาของ Li et al. (2016) ที่ได้ศึกษาผลของ SRT ต่อประสิทธิภาพการกำจัด TCOD พบว่าที่ SRT 30 วัน ประสิทธิภาพการกำจัด TCOD ดีที่สุด แสดงว่าที่ SRT สูงจุลินทรีย์สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์คาร์บอนได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยแต่ละถังปฏิบัติการจุลินทรีย์มีการใช้สารอาหารในการเจริญเติบโต จึงทำให้ SCOD ที่เป็นแหล่งคาร์บอนลดลง โดยเฉพาะสารอินทรีย์ที่ย่อยง่ายเช่น Acetic acid จะทำให้ PAOs สามารถใช้สารอินทรีย์คาร์บอนได้ง่ายขึ้น ระบบจึงสามารถ

กำจัด TCOD ได้ สอดคล้องกับงานวิจัยของ ฉัตรลดา และคณะ (2560) ได้ศึกษาการใช้อะซิเตทเป็นแหล่งคาร์บอนในระบบ EBPR พบว่าอะซิเตทมีความเหมาะสมกับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs

4.2.2.5 สมดุลของ TP, TN และ TCOD ที่ SRT 20 วัน

การกำจัด TCOD ในระบบบำบัดน้ำเสียทางด้านชีวภาพเกิดขึ้นจาก 4 หลักการ คือ 1) การออกซิไดส์สารอินทรีย์ของเซลล์ 2) สารอินทรีย์ที่ถูกใช้ไปเพื่อสังเคราะห์เซลล์ 3) สารอินทรีย์ที่ถูกใช้ไปเนื่องจากกระบวนการ Denitrification และ 4) สารอินทรีย์มีการสะสมอยู่ในระบบ การกำจัดไนโตรเจนประกอบด้วยกลไก 3 ส่วนคือ 1) กระบวนการ Nitrification 2) กระบวนการ Denitrification และ 3) การดูดซึมเข้าสู่เซลล์ โดยการศึกษาการทำสมดุลมวลของ TCOD และ TN ตามการศึกษาของ Baker and Dold (1995); Racho (2009) และ ศิริกานดา ชรรมพร, (2555) ซึ่งในน้ำทิ้งของระบบมีปริมาณไนโตรเจนและไนเตรทเฉลี่ยเท่ากับ 0.03 mg/L และ 0.089 mg/L ตามลำดับ กลไกการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR เกิดขึ้น 2 กลไก คือ การคายฟอสเฟตในสถานะแอนเอโรบิก และการจับใช้ฟอสเฟตไว้ในเซลล์ PAOs ในสถานะแอนอ็อกซิกและแอนโรบิก ซึ่งจากการทดลองใช้สัดส่วน TCOD:P เป็น 20:1 โดยมี Ortho-P ในน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ 20.08 mg/L



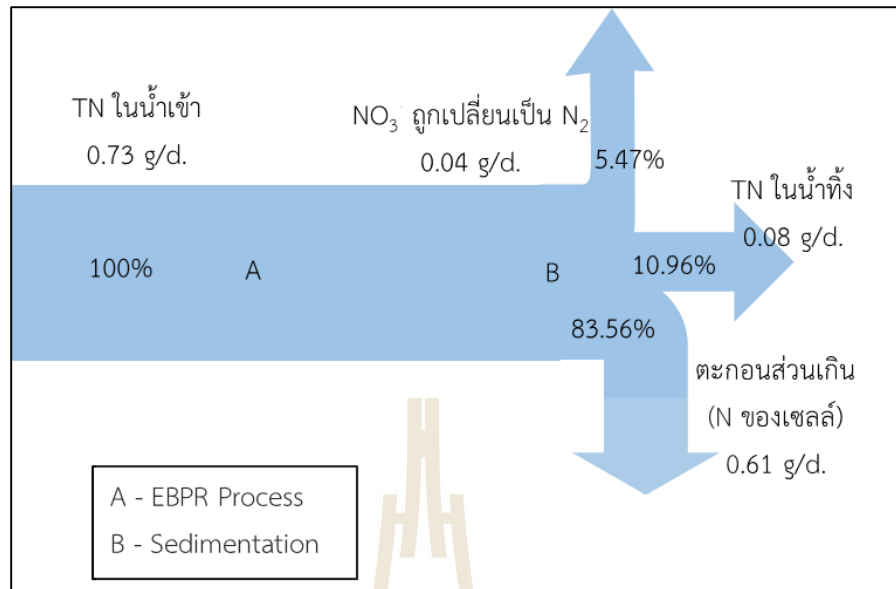
รูปที่ 4.29 สมดุลมวลของ TP ของระบบ EBPR ที่ SRT 20 วัน โดยคำนวณจากค่า TP ในน้ำเข้า สะสมในตะกอน ในน้ำทิ้ง และ TP ที่ถูกใช้ในกระบวนการ

ตารางที่ 4.6 ผลการทดลองสำหรับการทำสมดุลมวลในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 วัน

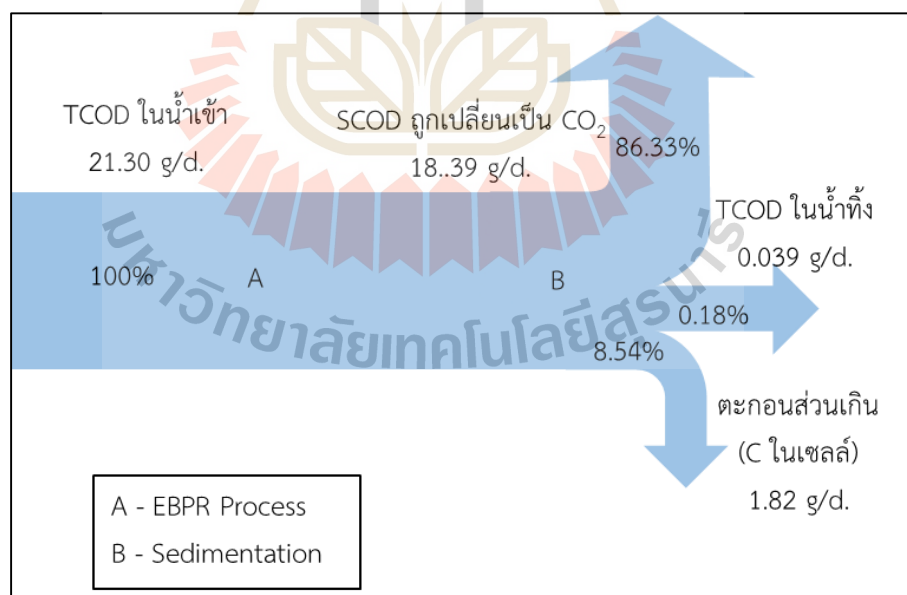
พารามิเตอร์	หน่วย	ค่าเฉลี่ย±s.d.					
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	ตะกอนส่วนเกิน	ถังแอนแอโรบิก	ถังแอนอกซิก	ถังแอโรบิก
Q	m ³ /d	0.06	6.00x10 ⁻⁴	5.94x10 ⁻²	-	-	-
TCOD	g COD/m ³	355.00±58	9.78±9	1559.64±282	13,777.78±5,595	4142.22±1088	3786.00±1,070
TKN	g N/m ³	19.40	1.19±2	122.50±30	307.42±215	120.75±60	192.50±84
TKN _{fl}	g N/m ³	12.17±1	0	1.05±1	11.24±4.20	2.63±1	0
Nitrate	g N/m ³	0	8.90x10 ⁻²	0	6.3x10 ⁻² ±0.03	5.9x10 ⁻² ±0.01	1.53 x10 ⁻¹ ±0.08
TP	g P/m ³	20.08±3	8.37±3	424.50±67	426.05±220	269.60±133	360.33±110
Ortho-P	g P/m ³	20.08±3	8.37±3	0	64.87±12	31.65±13	9.09±3

ตารางที่ 4.7 ปริมาณการใช้ Ortho-P, NH₄⁺ และ SCOD ของแต่ละถังปฏิกริยาในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 วัน

	ถังแอนแอโรบิก			ถังแอนอกซิก				ถังแอโรบิก			
	S _{COD} (g/d.)	S _{NH4} (g/d.)	S _{PO4} (g/d.)	S _{COD} (g/d.)	S _{NH4} (g/d.)	S _{PO4} (g/d.)	S _{NO3} (g/d.)	S _{COD} (g/d.)	S _{NH4} (g/d.)	S _{PO4} (g/d.)	S _{NO3} (g/d.)
น้ำเข้า	22.86	0.52	1.20	2.10	1.71	11.24	6.70x10 ⁻³	0.90	0.87	10.44	4.40x10 ⁻³
การสะสม	-20.76	1.19	8.53	-1.20	-1.32	-0.80	-2.30 x10 ⁻³	-0.90	-0.87	-7.67	4.00x10 ⁻³
น้ำออก	2.10	1.71	9.73	0.90	0.39	10.44	4.40x10 ⁻³	0.00	0	2.77	8.3x10 ⁻³



รูปที่ 4.30 สมดุลมวลของ TN ของระบบ EBPR โดยคิดการ oxidize ของไนเตรท เป็น N_2 ในสถานะแอนอกซิก การคำนวณอ้างอิงจาก Baker and Dold (1995)



รูปที่ 4.31 สมดุลมวลของ TCOD ในระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COOH เป็นแหล่งคาร์บอน การคำนวณอ้างอิงจาก Baker and Dold (1995)

สมดุลของฟอสเฟตในถังแอนแอโรบิก มีปริมาณ Ortho-P เพิ่มขึ้นเป็น 77.25 mg/L ซึ่งคิดเป็น 3 เท่าของปริมาณ Ortho-P ที่เข้าสู่ระบบ โดยเกิดจากกลไกที่ PAOs ปล่อย Poly-P ภายใน

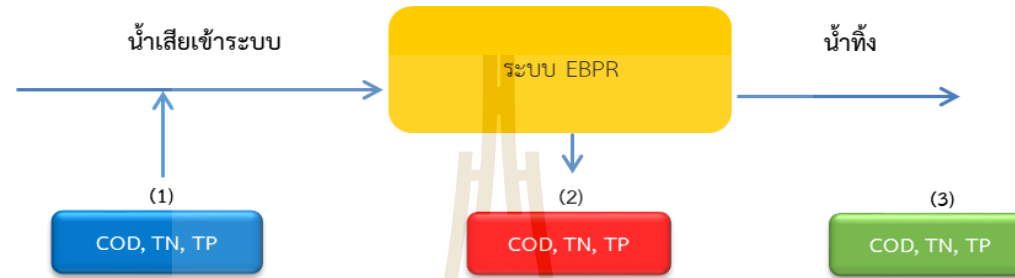
เซลล์ได้ผลิตภัณฑ์เป็น Ortho-P และพลังงาน ซึ่งพลังงานนั้นจะนำไปใช้ในการดึง CH_3COOH เข้าสู่เซลล์ เก็บเป็นพลังงานในรูปของ PHA ซึ่งจะนำไปใช้ในสภาวะแอนอโรบิก และแอโรบิก จากตารางที่ 4.6 จะเห็นได้ว่าปริมาณของฟอสเฟตที่เพิ่มสูงขึ้น จะสัมพันธ์กับปริมาณของ CH_3COOH และปริมาณของ Poly-P ในเซลล์ PAOs ซึ่งปฏิกิริยานี้จะเกิดในสภาวะแอนอโรบิก ปริมาณ TP ที่หายไป จะถูก PAOs นำไปใช้ และสะสมไว้มากที่สุด ส่วน Heterotroph จะใช้ SCOD: N: P เท่ากับ 100:1:0.2 ในสภาวะแอนอโรบิก และ 100:5:1 ในสภาวะแอนอโรบิก และแอโรบิก โดยปริมาณของ TP ที่ถูกใช้ไปทั้งหมดสามารถเทียบสัดส่วนได้จาก ASM2d ซึ่งพบว่าเมื่อมีการกำจัด TCOD 20.25 g/d. จะเกิดจับใช้ Ortho-P ในสภาวะแอนอโรบิก และสภาวะแอโรบิก เท่ากับ 0.458 g/d. ซึ่งใกล้เคียงกับรูปที่ 4.29 ในตารางที่ 4.7 จะเห็นว่าปริมาณ TCOD ถูกกำจัดมากที่สุดในสภาวะแอนอโรบิก จาก ASM2d อธิบายได้ว่า ในสภาวะนี้จุลินทรีย์ที่มีบทบาทสำคัญคือกลุ่ม PAOs ที่เปลี่ยน TCOD เป็นพลังงานในรูปของ PHA เก็บไว้ในเซลล์ แต่พบว่ามีสัดส่วนโมลที่ถูกกำจัดในระบบจริงสูงกว่าใน ASM2d เนื่องจากสภาวะจริงจะเกิดการจับใช้ TCOD โดยจุลินทรีย์ Heterotroph ซึ่งก็รวมถึง GAOs ซึ่งมีความสามารถในการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอน แต่ไม่สามารถกำจัดฟอสเฟตได้อยู่ด้วย ซึ่งโมเดลนี้จะไม่พิจารณาการเจริญเติบโตของ Heterotroph (Henze et al., 2000) งานวิจัยของ Liu et al. (1994) ภายใต้สภาวะแอนอโรบิก GAOs จะสามารถย่อยสลาย และ Glycogen ถูกเก็บผ่านปฏิกิริยา Glycolysis เพื่อใช้เป็นพลังงานที่ถูกใช้สำหรับการใช้ VFAs และภายใต้สภาวะแอโรบิก GAOs จะออกซิไดซ์ PHA ที่ถูกสังเคราะห์ในสภาวะแอนอโรบิก เพื่อให้พลังงานสำหรับการเจริญเติบโต และสร้าง Glycogen ดังนั้น GAOs สามารถเจริญเติบโตในระบบ EBPR ได้ Liu et al. (1997) และ Oehmen et al. (2004) GAOs สามารถใช้ VFAs ในสภาวะแอนอโรบิก เช่นเดียวกับ PAOs แต่ไม่สามารถคายฟอสเฟตในสภาวะแอนอโรบิก และจับใช้ฟอสเฟตในสภาวะแอโรบิกได้ ดังนั้นจึงไม่สามารถกำจัดฟอสเฟตออกจากน้ำเสียได้ ซึ่ง Zhou et al. (2008) ได้ศึกษาปริมาณ และชนิดของ GAOs และ PAOs ในระบบกำจัดฟอสเฟตทางชีวภาพ พบว่าจุลินทรีย์เป็นชนิด Accumulibacter ถึง 80% ซึ่งเป็นจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs สอดคล้องกับการศึกษานี้ที่พบกลุ่มจุลินทรีย์ PAO พบว่าจุลินทรีย์กลุ่ม Heterotroph ใช้ TP ในการเจริญเติบโต และในปฏิกิริยา Denitrification PAOs ใช้ TP ในขั้นตอนการเก็บเป็น Poly-P ในเซลล์ ในสภาวะแอนอโรบิก และแอโรบิก ส่วน Autotroph ใช้ TP ในสภาวะเดิมอากาศ โดยสามารถหาปริมาณของ TP ที่ถูกออกซิไดซ์ หรือถูกกำจัดในระบบได้จากปริมาณสัมพันธ์ใน ASM2d

สมดุลของ TN ตามงานของ Baker and Dold (1995) โดยตั้งสมมติฐานว่าไนเตรทในน้ำเข้าเป็น 0 พบว่าปริมาณ TN ที่เข้าสู่ระบบ, ออกจากระบบ และสะสมในตะกอนส่วนเกิน เท่ากับ 0.73 0.08 และ 0.61 g/d. ซึ่งที่เหลือจะเกิดเป็น N_2 สามารถคำนวณได้จากปริมาณไนเตรทที่หายไป พบว่าเท่ากับ 0.04 g/d

สมดุลมวลของ TP, TN และ TCOD ของระบบ EBPR ในสภาวะคงที่ แสดงดังรูปที่ 4.29-4.31 ซึ่งจะแสดงภาพรวมของระบบโดยคำนวณจากมวลต่อวันของสารที่เข้า และออกจาก

ระบบ ซึ่งสมดุลของ TP จะพบว่ามีปริมาณเข้าระบบ, ออกจากระบบ และสะสมในระบบเท่ากับ 1.2, 0.501 และ 0.7 g/d. ตามลำดับ โดยปริมาณที่ออกจากระบบ นำมาจากค่าในน้ำที่รวมกับค่า TP ในตะกอน ส่วนเกิน ส่วนสมดุลของ TN และ TCOD ปริมาณเข้าระบบ เท่ากับ 0.73 และ 21.30 g/d. โดยปริมาณที่หายไปของ TP, TN และ TCOD เกิดจากการที่จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs Heterotroph และ Autotroph เมื่อคำนวณหาปริมาณ TCOD ที่ถูกออกซิไดซ์ เท่ากับ 18.39 g/d. คิดเป็น 86.33% เกิดจากการทำงานของจุลินทรีย์ที่นำไปใช้ในการเจริญเติบโต TCOD จะถูกเปลี่ยนเป็น CO₂ และ TCOD ที่หายไปบางส่วนจะถูกใช้ในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ Heterotroph และ PAOs เนื่องจากจุลินทรีย์ต้องใช้สารอินทรีย์ และสารอาหารเพื่อการเจริญเติบโต จึงเกิดการสะสมสารอินทรีย์คาร์บอนในตะกอน ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสูตร โดยสมดุลของ TCOD ในระบบแสดงผลดังรูปที่ 4.29 จากการทดลองสมดุลมวลของ TCOD ตามงานของ Baker และ Dold (1995) พบว่าถูกกำจัดมากที่สุดได้ถึงแอนแอโรบิก เนื่องจากการทำงานของ PAOs และ Heterotroph





	หน่วย	(1)	(2)	(3)
		น้ำเสีย	ตะกอนส่วนเกิน	น้ำทิ้ง
อัตราการไหล	[m ³ /d]	0.06	6.00 x 10 ⁻⁴	5.94 x 10 ⁻²
Organic Variables				
TCOD	[g.COD/d]	23.88	0.79	0.59
SCOD	[g.COD/d]	21.30	0.00	0.00
องค์ประกอบของฟอสฟอรัส				
Ortho-P ที่ละลายน้ำ	[g.P/d.]	1.20		0.49
ปริมาณฟอสฟอรัสทั้งหมด (TP)	[g.P/d.]	1.20	0.25	0.49
องค์ประกอบของ N				
แอมโมเนียในรูปอิสระ และไอออน	[g.N/d.]	0.49	0.00	0.00
ทีเคเอ็น (TKN) ในสารละลาย	[g.N/d.]	0.73	0.00	0.00
ทีเคเอ็น (TKN) ทั้งหมด	[g.N/d.]	1.16	0.07	0.07

รูปที่ 4.32 คุณลักษณะของพารามิเตอร์ใน ASM2d สำหรับน้ำเสีย ตะกอนส่วนเกิน และน้ำทิ้งในระบบ EBPR

4.2.2.6 สมดุลของ TP, TN และ TCOD ที่ SRT 60 วัน

การทดลองใช้สัดส่วน TCOD:P เป็น 20:1 โดยมี Ortho-P ในน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ 25.00 mg/L ซึ่งในการทดลองจะเห็นว่าปริมาณ TCOD ที่ถูกกำจัดในสถานะแอนแอโรบิกเท่ากับ 374.57 mg/L แสดงว่าจุลินทรีย์กลุ่ม Heterotroph และจุลินทรีย์กลุ่ม GAOs สามารถกำจัด TCOD ได้ 316.65 mg/L และตารางที่ 4.8 แสดงให้เห็นว่าในสถานะแอนแอโรบิกปริมาณ TCOD จะหายไป 22.78 g/d. แต่เกิด NH_4^+ และ Ortho-P 0.36 และ 3.44 g/d. ส่วนสถานะแอนอกซิกจะเกิดการกำจัดทั้ง Ortho-P, NH_4^+ และ TCOD เท่ากับ 3.73, 0.83 และ 1.32 g/d. รวมถึงกำจัดไนเตรท 5.24×10^{-3} g/d. และสถานะแอโรบิกจะเกิดการกำจัด Ortho-P, NH_4^+ และ TCOD เท่ากับ 0.63, 0.14 และ 0.92 g/d. แต่จะเกิดไนเตรทขึ้น เท่ากับ 5.24×10^{-3} g/d.

สมดุลของ TP ในสถานะแอนแอโรบิกมีปริมาณ Ortho-P เพิ่มขึ้นเป็น 82.02 mg/L ซึ่งคิดเป็น 3.72 เท่าของปริมาณ Ortho-P ที่เข้าสู่ระบบ โดยเกิดจากกลไกที่ PAOs สลาย Poly-P ภายในเซลล์ได้ผลิตภัณฑ์เป็น Ortho-P และพลังงาน ซึ่งพลังงานนั้นจะนำไปใช้ในการดึง CH_3COONa เข้าสู่เซลล์ เก็บเป็นพลังงานในรูปของ PHA ซึ่งจะนำไปใช้ในสถานะแอนอกซิก และแอโรบิก จากตารางที่ 4.8 ปริมาณของ TP ที่ถูกใช้ไปทั้งหมดสามารถเทียบสัดส่วนได้จาก ASM2d ซึ่งพบว่าเมื่อมีการกำจัด COD 2.26 g/d. จะเกิดจับใช้ Ortho-P ในสถานะแอนอกซิก และสถานะแอโรบิก เท่ากับ 4.36 g/d. ซึ่งใกล้เคียงกับรูปที่ 4.33 ในตารางที่ 4.9 จะเห็นว่าปริมาณ TCOD ถูกกำจัดมากที่สุดสถานะแอนแอโรบิก

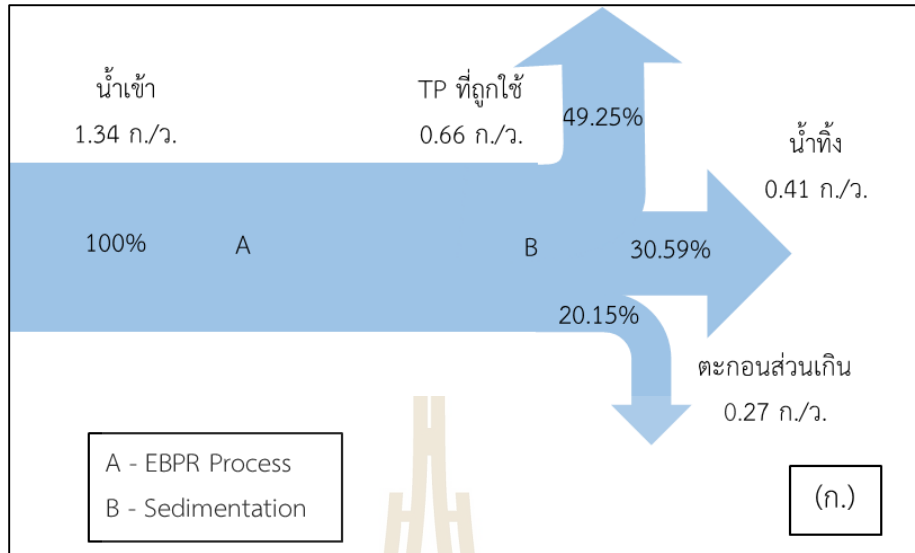
สมดุลของ TN ตามงานของ Baker and Dold (1995) ตั้งสมมติฐานว่าไนเตรทในน้ำเข้าเป็น 0 พบว่าปริมาณ TN ที่เข้าสู่ระบบ, ออกจากระบบ และสะสมในตะกอนส่วนเกิน เท่ากับ 1.06, 0.04 และ 2.50×10^{-1} g/d. ซึ่งที่เหลือจะเกิดเป็น N_2 สามารถคำนวณได้จากปริมาณไนเตรทที่หายไป พบว่า เท่ากับ 0.99 g/d.

ตารางที่ 4.8 พารามิเตอร์ที่วิเคราะห์ในระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน

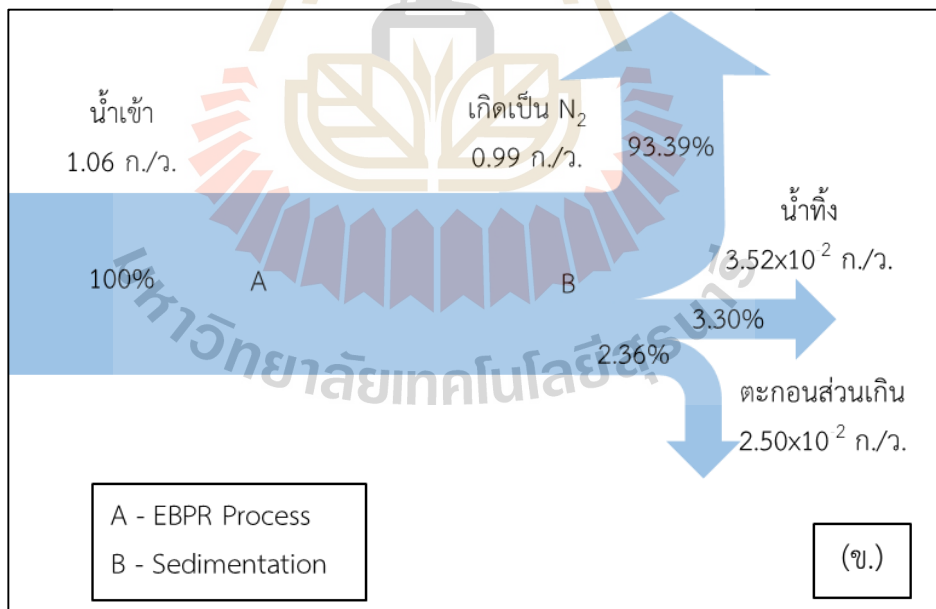
พารามิเตอร์	หน่วย	ค่าเฉลี่ย±s.d.					
		น้ำเข้า	น้ำทิ้ง	ตะกอนส่วนเกิน	ถังแอนแอโรบิก	ถังแอนอกซิก	ถังแเอโรบิก
Q	m ³ /d	0.06	5.98x10 ⁻²	2.17x10 ⁻⁴	-	-	-
SCOD	g COD/m ³	417.33±33.44	0.27±0.84	0.27±0.84	37.60±8.47	15.73±6.47	0.27±0.84
TKN	g N/m ³	13.70±1.71	0.52±1.49	117.40±26	296.20±133	145.22±58	183.20±92
TKN _{nl}	g N/m ³	10.27±2.06	0	0	16.33±3.31	2.33±1	0
Nitrate	g N/m ³	0	6.72x10 ⁻²	0	5.31x10 ⁻² ±0.04	5.88x10 ⁻² ±0.01	1.46 x10 ⁻¹ ±0.05
TP	g P/m ³	22.29±1.83	6.91±2.23	488.00±59	435.00±39	286.00±51	393±42
Ortho-P	g P/m ³	22.29±1.83	6.91±2.23	0	79.60±6.82	17.38±4.16	6.91±2.23

ตารางที่ 4.9 ปริมาณการใช้ Ortho-P, NH₄⁺ และ SCOD ของแต่ละถังปฏิกริยาในระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน

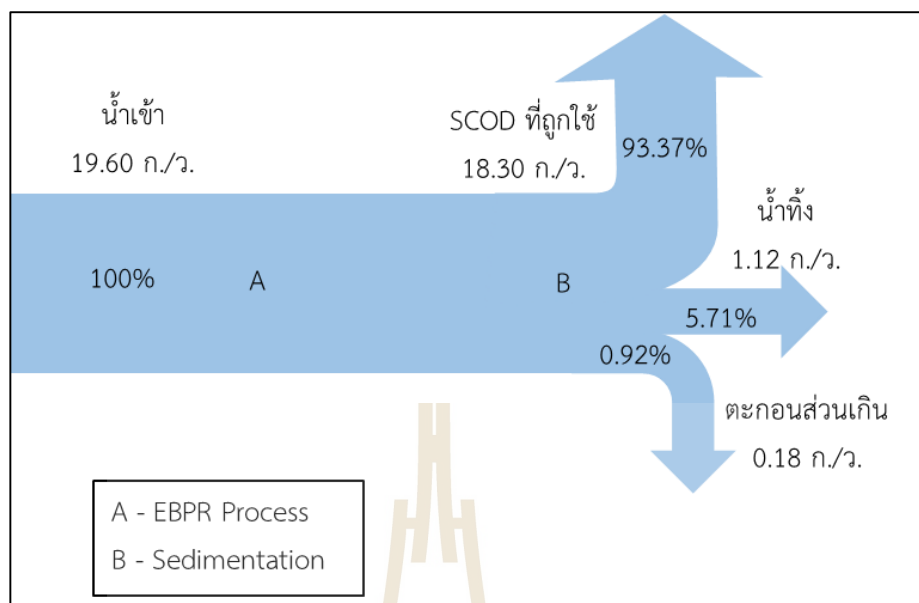
	ถังแอนแอโรบิก			ถังแอนอกซิก				ถังแเอโรบิก			
	COD (g/d.)	TKN (g/d.)	PO ₄ ³⁻ (g/d.)	COD (g/d.)	TKN (g/d.)	PO ₄ ³⁻ (g/d.)	NO ₃ ⁻ (g/d.)	COD (g/d.)	TKN (g/d.)	PO ₄ ³⁻ (g/d.)	NO ₃ ⁻ (g/d.)
น้ำเข้า	25.04	0.61	1.34	2.26	0.97	4.77	8.76x10 ⁻³	0.94	0.14	1.04	3.52x10 ⁻³
การสะสม	-22.78	0.36	3.44	-1.32	-0.83	-3.73	-5.24 x10 ⁻³	-0.92	-0.14	-0.63	5.24x10 ⁻³
น้ำออก	2.26	0.97	4.77	0.94	0.14	1.04	3.52x10 ⁻³	0.02	0	0.41	8.76x10 ⁻³



รูปที่ 4.33 สมดุลมวลของ TP ของระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน โดยคำนวณจากค่า TP ในน้ำเข้า สะสมในตะกอน ในน้ำทิ้ง



รูปที่ 4.34 สมดุลมวลของ TN ของระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน โดยคิดการ oxidize ของไนเตรท เป็น N₂ ในสถานะแอนอกซิก การคำนวณอ้างอิงจาก Baker and Dold (1995)

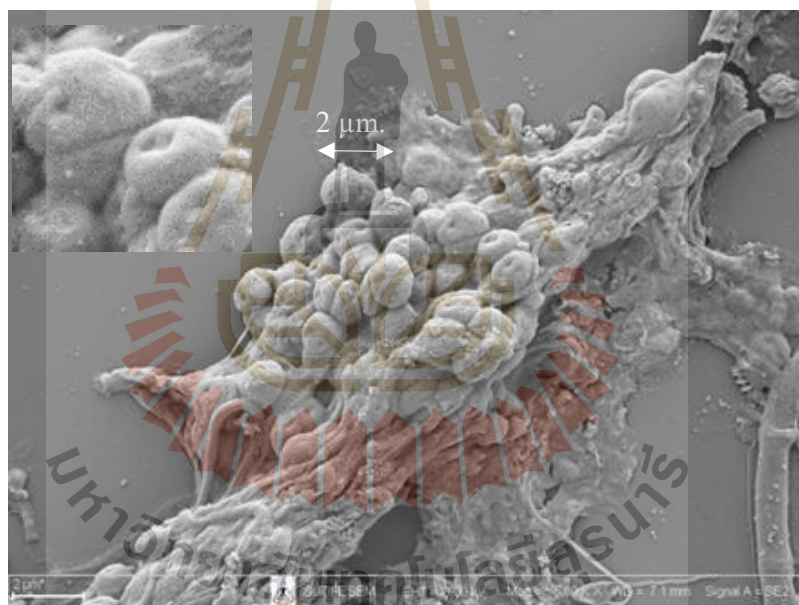


รูปที่ 4.35 สมดุลมวลของ TCOD ในระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COOH เป็นแหล่งคาร์บอน
การคำนวณอ้างอิงจาก Baker and Dold (1995)

สมดุลมวลของ TP, TN และ TCOD ของระบบ EBPR ในสภาวะคงที่ ซึ่งจะแสดงภาพรวมของระบบโดยคำนวณจากมวลต่อวันของสารที่เข้า และออกจากระบบ ซึ่งสมดุลของ TP จะพบว่าปริมาณที่เข้าระบบ, ออกจากระบบ และสะสมในระบบเท่ากับ 1.34, 0.41 และ 0.93 g/d. ตามลำดับ โดยปริมาณที่ออกจากระบบ นำมาจากค่าในน้ำทิ้งรวมกับค่า TP ในตะกอนส่วนเกิน ส่วนสมดุลของ TN และ TCOD ปริมาณเข้าระบบ เท่ากับ 0.61 และ 25.04 g/d. และปริมาณที่ออกจากระบบโดยไม่รวมรูปของ N_2 และ CO_2 เท่ากับ 0.99 และ 2.84 g/d. ดังรูปที่ 4.34 และ รูปที่ 4.35 ซึ่งปริมาณที่หายไปของ TP, TN และ TCOD เกิดจากการที่จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs Heterotroph และ Autotroph เมื่อคำนวณหาปริมาณ TCOD ที่ถูกออกซิไดซ์ในสภาวะแอนอกซิก และแอโรบิก เท่ากับ 2.84 และ 4.56 g/d. โดยการทำงานของจุลินทรีย์ที่นำไปใช้ในการเจริญเติบโต TCOD จะถูกเปลี่ยนเป็น CO_2 และ TCOD ที่หายไปบางส่วนจะถูกใช้ในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ Heterotroph และ PAOs

4.2.2.7 การศึกษาชนิดของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ในระบบ

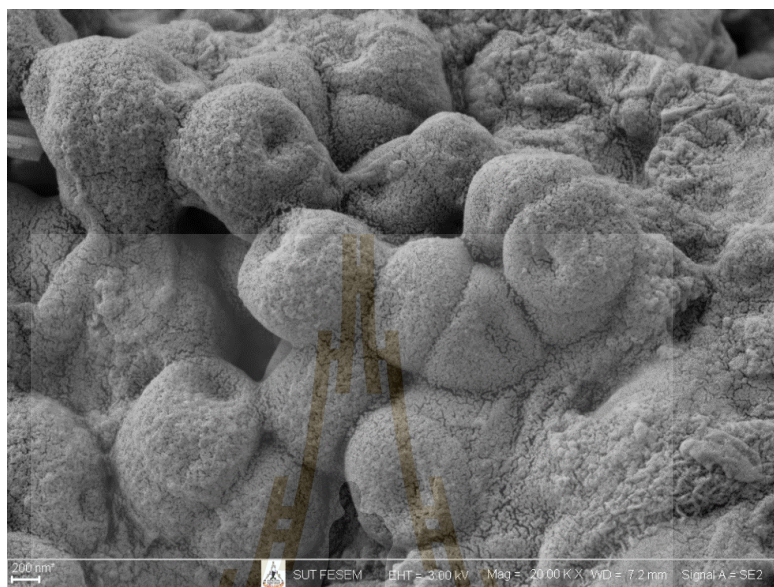
จากการคัดแยกเชื้อด้วยอาหาร Pikovskaya's Agar แล้วส่งตรวจความไวเชื้อต่อยาปฏิชีวนะในถังแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก พบจุลินทรีย์ที่คล้ายกันคือ *Acinetobacter* spp. ซึ่งส่วนใหญ่จะเป็นชนิด *Acinetobacter baumannii* ซึ่งสอดคล้องกับการศึกษาของ Nielsen et al. (2011); Hrenovic et al. (2003); Kortstee et al. (1999); Valter et al. (1998); Georg et al. (1991); Streichan et al. (1990); Maria et al. (1985); Ohtake et al. (1984); Fuhs and Chen (1975) ซึ่งทำการทดลองโดยใช้ CH_3COOH เป็นแหล่งคาร์บอนทั้งหมด และพบว่าจุลินทรีย์กลุ่มที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้เป็นกลุ่ม *Acinetobacter* spp. ซึ่งต่างจากการศึกษาของ Koichi et al. (2008) และ Shaomei et al. (2007) ซึ่งพบว่าเมื่อใช้อะซิเตทเป็นแหล่งคาร์บอนทั้งหมด พบจุลินทรีย์กลุ่ม *Candidatus accumulibacter* ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้ แสดงดังตารางที่ 4.10



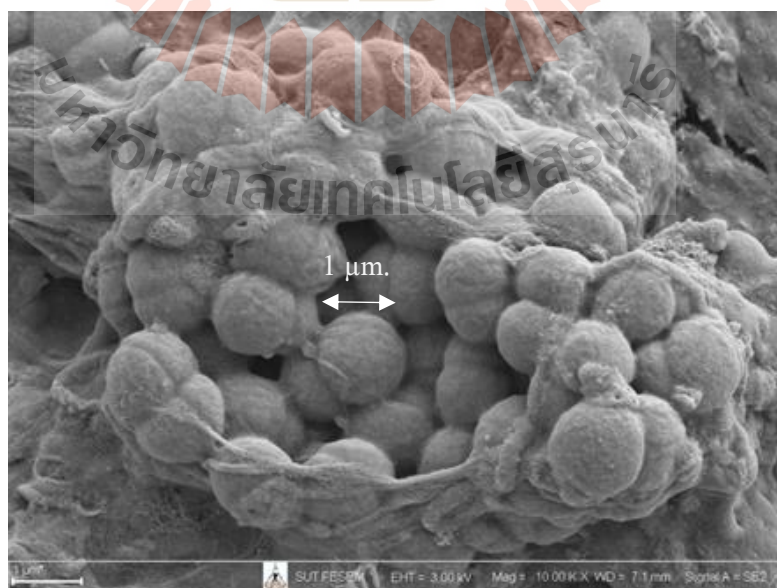
รูปที่ 4.36 จุลินทรีย์ *Acinetobacter baumannii* (ภาพเล็ก) ในระบบ EBPR ที่กำลังขยาย 5,000 เท่า ที่ SRT 20 วัน

เมื่อสังเกตด้วยกล้อง SEM พบกลุ่มจุลินทรีย์ PAOs ที่มีลักษณะเป็นวงกลม ดังรูปที่ 4.36 และรูปที่ 4.37 ซึ่งคล้ายกับการศึกษาของ Elias and Jose (2015) ; Liu et al. (2018) เมื่อส่องเชื้อจุลินทรีย์ด้วยกล้อง SEM พบจุลินทรีย์ลักษณะเป็นรูปแท่ง ผิวย่น ซึ่งจากการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัดไนโตรเจน และไนเตรทกลุ่มจุลินทรีย์น่าจะจะมีแนวโน้มเป็นกลุ่ม Autotroph คล้ายกับการศึกษาของ Jung et al. (2011); Salma et al. (2015); Perez-Alfaro et al. (2015); Phan et al. (2016) และพบจุลินทรีย์ลักษณะกลมใหญ่ ดังรูปที่ 4.38 และรูปที่ 4.39 คล้ายกับการศึกษาของ Bin et al. (2015) และมีรูปร่างเป็นทรงแท่ง

คล้ายกับการศึกษาของ Jessi et al. (2014) และ Wang and Kang (2005) โดยน่าจะมีแนวโน้มเป็นกลุ่ม Heterotroph จะเห็นว่ากลุ่มของจุลินทรีย์เมื่อควบคุม SRT 20 และ 60 วัน มีลักษณะที่คล้ายกัน



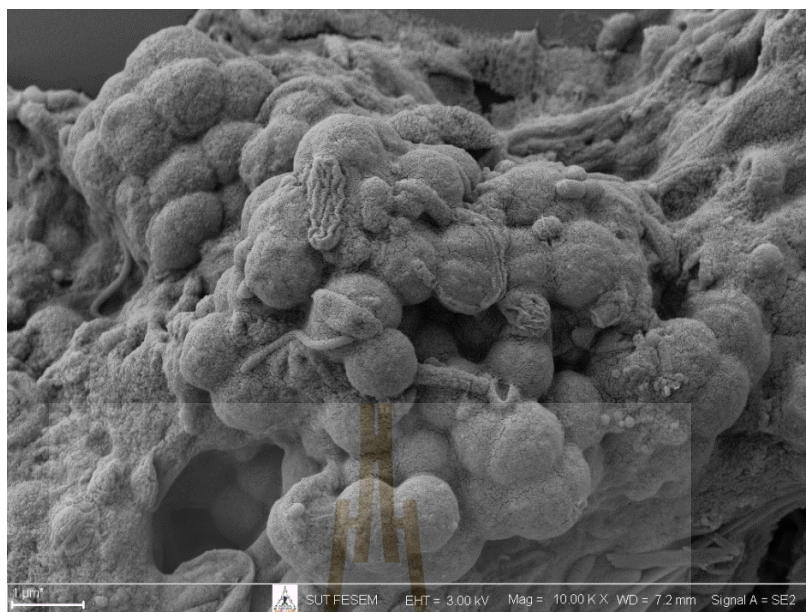
รูปที่ 4.37 จุลินทรีย์ *Acinetobacter buamanii* (ภาพเล็ก) ในระบบ EBPR ที่กำลังขยาย 20,000 เท่า ที่ SRT 60 วัน



รูปที่ 4.38 จุลินทรีย์ที่พบในระบบ EBPR โดยใช้กล้อง SEM ที่กำลังขยาย 10,000 เท่า ที่ SRT 20 วัน

ตารางที่ 4.10 ชนิดของจุลินทรีย์ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสในระบบทางชีวภาพของแต่ละการศึกษา

ชนิดของจุลินทรีย์ที่กำจัดฟอสฟอรัส	แหล่งคาร์บอน	วิธีการทดสอบ	ประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัส	อ้างอิง
<i>Acinetobacter baumannii</i> <i>Acinetobacter spp.</i>	อะซิเตท	ความไวต่อยาปฏิชีวนะ และ Polymerase chain reaction (PCR)	50-70%	การศึกษานี้
<i>Accumulibacter spp.</i>	-	Fluorescence in situ hybridization (FISH)	-	Nielsen et al. (2012)
<i>Candidatus accumulibacter</i>	-	-	เก็บตัวอย่างจากถังแอร์โรบิก	Soejima et al. (2008)
<i>Candidatus Accumulibacter</i>	อะซิเตท	PCR	-	He et al. (2007)
<i>Acinetobacter calcoaceticus</i> (DSM, 1532)	Na-propionate และ peptone	CFU	-	Hrenovic et al. (2003)
<i>Tetrasphaera elongata sp.</i>	น้ำตาล แอลกอฮอล์ VFAs	16S rDNA sequence	เก็บตัวอย่างที่ถังเดิม อากาศ	Hanada et al. (2002)
<i>Acinetobacter johnsonii</i>	-	strain 210A	-	Kortstee et al. (1999)
<i>Acinetobacter spp.</i>	อะซิเตท	API 20 E	เก็บตัวอย่างจากถังเดิม อากาศ	Tandoi et al. (1998)
<i>Acinetobacter spp.</i>	อะซิเตท	API 20NE and polyamine patterns	>50%	Georg et al. (1991)
<i>Acinetobacter spp.</i>	อะซิเตท Na.lactate และ กลูโคส	ซีเอ็มแกรม และ Transmission electron microscopy (TEM)	50-70% และพบ ฟอสฟอรัสแกรนูลใน เซลล์จุลินทรีย์แกรมลบ และแกรมบวก	Streichan et al. (1990)
<i>Acinetobacter spp.</i>	อะซิเตท	Strain 210A	ปริมาณฟอสเฟตของเซลล์ 6-10% ของน้ำหนักแห้ง	Deinema et al. (1985)
<i>Acinetobacter calcoaceticus</i>	อะซิเตท	-	P ถูกคายออกมาประมาณ 4-8% ของฟอสฟอรัสใน ถัง anaerobic	Ohtake et al. (1984)



รูปที่ 4.39 จุลินทรีย์ที่พบในระบบ EBPR โดยใช้กล้อง SEM ที่กำลังขยาย 10,000 เท่า ที่ SRT 60 วัน

จากการศึกษาปัจจัยอุณหภูมิ และ SRT ที่มีผลต่อการกำจัด P ของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ในระบบ EBPR พบว่าเมื่อใช้แหล่งคาร์บอนเป็น CH_3COONa และ SRT 60 วัน เป็นสภาวะที่เหมาะสมในการกำจัด P นอกจากการควบคุมทั้ง 2 ปัจจัยแล้ว จะเห็นว่าค่า Alkalinity ก็เป็นพารามิเตอร์ที่มีความสำคัญ ซึ่งส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs โดยส่งผลให้ PAOs สามารถคาย Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิกได้มากขึ้น (Aiking et al., (1984) และ Bond et al., (1999)) ทำให้เกิดกระบวนการสะสมพลังงานจาก CH_3COOH ไว้ในเซลล์ PAOs ในรูปของ PHA ซึ่งจะถูกนำไปใช้เป็นพลังงานในการดึง Ortho-P เข้ามาเก็บไว้ในเซลล์ PAOs เมื่ออยู่ในสภาวะแอนออกซิก และแอโรบิก ทำให้ระบบสามารถกำจัด Ortho-P ออกจากน้ำเสียได้ดีขึ้น เนื่องจากการเติม CH_3COOH ในระบบ จะส่งผลให้ pH ในระบบลดลง จำเป็นต้องมีค่า Alkalinity ที่เพียงพอจากการศึกษาในหัวข้อ 4.2.1 จะเห็นว่า น้ำเสียดังเคราะห์สูตรที่ 1-3 ใช้ CH_3COOH เป็นแหล่งคาร์บอน แต่มีการใช้สาร NaHCO_3 ปริมาณเท่าเดิม มีผลต่อการทำงานของ PAOs เนื่องจากไม่สามารถควบคุมค่า pH ในระบบได้ ซึ่งในกระบวนการหมักแบบไร้ออกซิเจน จะได้ผลิตภัณฑ์เป็น CH_3COOH ในการนำมาใช้ทดแทนสาร CH_3COONa จำเป็นต้องควบคุมค่า Alkalinity ในน้ำเสียด้วย

4.3 ศึกษาผลของการเติม CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR

ระบบ EBPR ที่ใช้แหล่ง CH_3COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ (ESF) ซึ่งสภาวะที่เหมาะสมในการทดลองจากหัวข้อ 4.1 คือ การหมักแบบไร้ออกซิเจนของตะกอนจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพมาหมักทิ้งไว้ที่อุณหภูมิห้องก่อนนำมาหมัก 10 วัน ผสมกับน้ำหมักกรดที่อัตราส่วน 1:1 หรือ FS:AF (1:1) ควบคุมที่อุณหภูมิ 35 °C, กวนผสมที่ 120 rpm ระยะเวลาพักเก็บ 96 Hr. และไม่มี การควบคุม pH ของถังปฏิกรณ์ และจากผลการศึกษาก่อนหน้าในหัวข้อที่ 4.2 พบว่าจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs จำเป็นต้องอาศัยปัจจัยสำคัญ โดยแหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอนคือ CH_3COOH Alkalinity และ SRT 60 วัน ดังนั้นในการศึกษานี้จึงเลือกใช้ค่าที่เหมาะสมดังกล่าวในการเดินระบบ โดยมีการปรับความเข้มข้นของ COD N และ P ในน้ำเสียสังเคราะห์ ที่นำ CH_3COOH มาจาก 2 แหล่ง คือ CH_3COONa และการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพในหัวข้อนี้เรียกว่า Excess sludge fermented (ESF) เพื่อศึกษาผลของ ESF ต่อประสิทธิภาพในการกำจัด P ซึ่งอาจลดค่าใช้จ่ายในการซื้อแหล่งคาร์บอน คือ CH_3COONa ส่วน Alkalinity ในน้ำเสียสังเคราะห์ใช้สาร NaHCO_3 และการเติมมูลสุกร (Swine manure; SM) ซึ่งเป็นของเสียที่มีปริมาณของ Alkalinity สูง เพื่อช่วยลดค่าใช้จ่ายในการซื้อสารเคมีให้กับระบบ คือ NaHCO_3 ซึ่งน้ำเสียสังเคราะห์ที่ใช้ในการเดินระบบมีค่า COD N และ P ดังตารางที่ 4.11

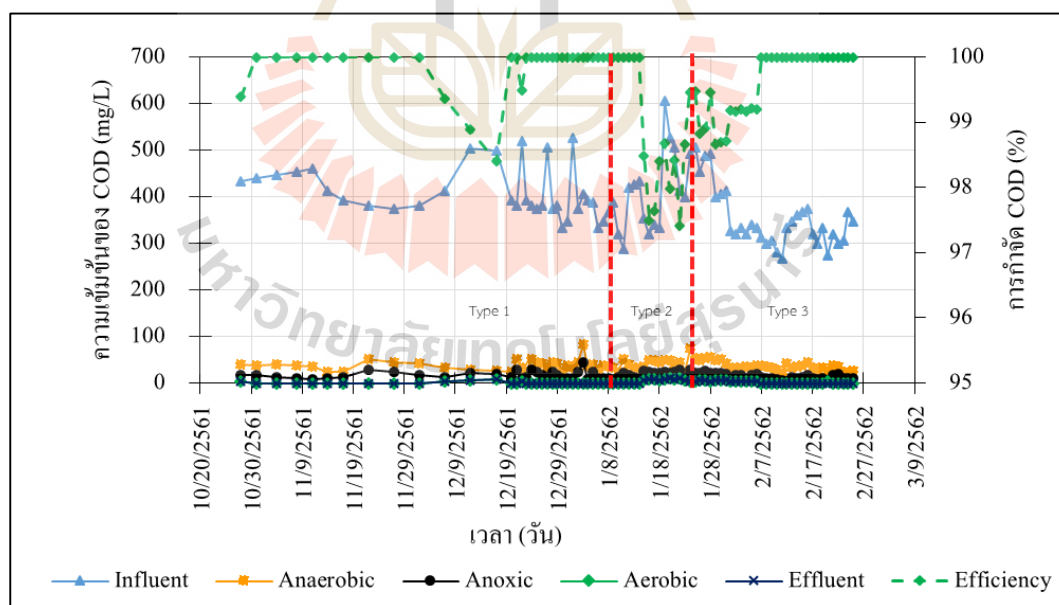
ตารางที่ 4.11 สรุปความเข้มข้นของ COD N และ P จากการเตรียมน้ำเสีย Type ที่ 1 – 3

สารอาหาร	Type 1 (73 วัน)	Type 2 (17 วัน)	Type 3 (31 วัน)
COD จาก CH_3COONa (mg/L)	408.61	416.08	-
COD จาก ESF (mg/L)			380.00
Nitrogen จาก Pig manure (mg/L)	-	39.17	16.06
Ortho-P จาก KH_2PO_4 (mg/L)	24.89	29.13	24.63
Nitrogen จาก NH_4Cl (mg/L)	16.93	-	-
Alkalinity จาก NaHCO_3 (mg/L)	492.50	-	145.00-217.00
Alkalinity จาก Pig manure (mg/L)	-	430.8	231.96-303.00

4.3.1 การกำจัด COD ของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

พบว่า การกำจัด SCOD เฉลี่ยของลักษณะที่ 1, 2 และ 3 เท่ากับ 99.86%, 99.10 และ 99.10% ตามลำดับ และค่า pH ในถังแอนแอโรบิก แอโรบิก และแอนอกซิก เท่ากับ 8 ซึ่งสอดคล้องกับ

การศึกษาของ Smolders et al. (1994) พบว่าอัตราการใช้ CH_3COONa เป็นอิสระต่อค่า pH ในช่วง 5.8-8.2 (Smolders et al., 1994) และสอดคล้องกับการศึกษาของ Filipe et al. (2001) ที่พบว่าการใช้ CH_3COONa ของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ไม่มีความสัมพันธ์กับค่า pH แต่มีผลต่อการใช้ CH_3COONa ของจุลินทรีย์กลุ่ม GAOs โดยที่ pH สูง การใช้ CH_3COONa ของ GAOs จะลดลง (Filipe et al., 2001) โดยการศึกษาที่ใช้ น้ำเสี้ยวเคราะห์ที่มีแหล่งคาร์บอนมาจาก 2 แหล่งคือ CH_3COOH ที่มาจาก CH_3COONa และ ESF ซึ่งทำให้ค่า SCOD ในน้ำที่เข้าระบบเฉลี่ยเท่ากับ 408.61 ± 53.97 , 416.08 ± 88.13 และ 380.00 ± 66.00 mg/L ตามลำดับ โดยพบว่า SCOD ในน้ำที่ทิ้งเฉลี่ยเท่ากับ 0.65, 4.39 และ 3.49 mg/L ตามลำดับ ดังรูปที่ 4.40 ซึ่งผ่านตามเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้ง (TCOD ไม่เกิน 120 mg/L) (กรมควบคุมมลพิษ, 2547) เมื่อทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ในน้ำเสี้ยว 3 ลักษณะ พบว่าน้ำเสี้ยว Type 1 มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) กับน้ำเสี้ยว Type 2 และ 3 แสดงว่าจุลินทรีย์สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์คาร์บอนที่มาจากทั้ง 2 แหล่งได้อย่างมีประสิทธิภาพ แต่สามารถย่อยสลาย CH_3COOH จาก CH_3COONa ได้ดีกว่าจาก ESF โดยแต่ละถังปฏิบัติการจุลินทรีย์มีการใช้สารอาหารในการเจริญเติบโต จึงทำให้ SCOD ที่เป็นแหล่งคาร์บอนลดลง โดยเฉพาะสารอินทรีย์ที่ย่อยง่ายเช่น CH_3COOH ทำให้ PAOs สามารถเจริญเติบโตได้ง่ายกว่าสารอินทรีย์คาร์บอนชนิดอื่น เนื่องจากเป็นสารที่มีโมเลกุลเล็ก สามารถย่อยสลายได้ง่าย

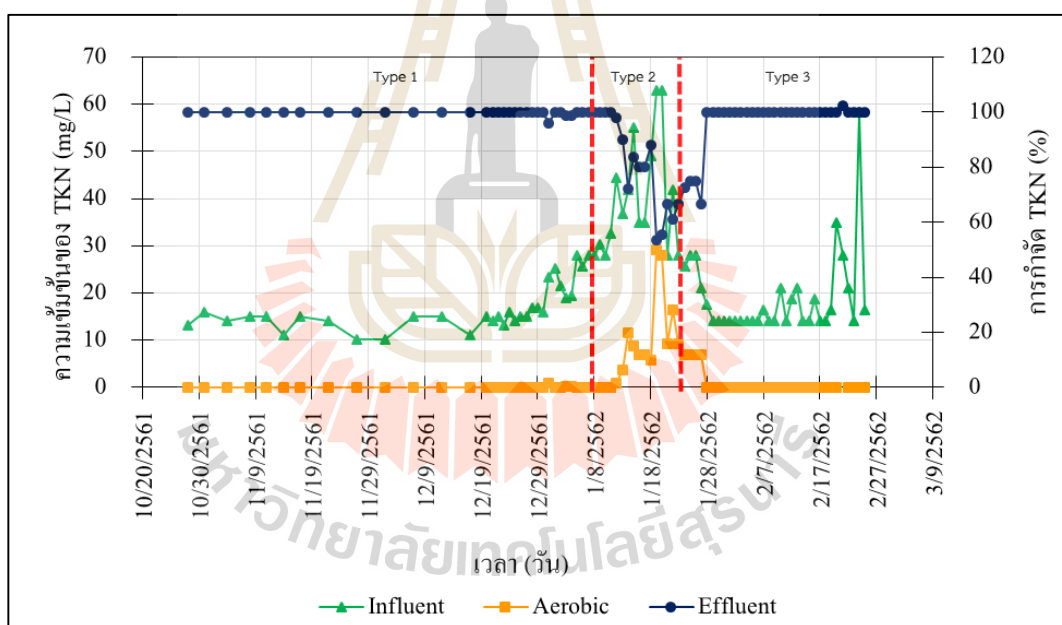


รูปที่ 4.40 ความเข้มข้นของ COD และการกำจัด COD ในระบบ EBPR ของน้ำเสี้ยว Type 1-3

จากรูปที่ 4.41 แสดงผลความเข้มข้นของ COD และ TKN ในน้ำเสี้ยวที่เข้าสู่ระบบต่อปริมาณของ COD ในน้ำทิ้งในการทดลองลักษณะที่ 2 ซึ่งพิจารณาจากช่วงที่มีปริมาณ COD ในน้ำทิ้งต่ำ

ที่สุด พบว่าลักษณะอาหารที่ 2 มีการกำจัด COD ต่ำที่สุด โดยพบปริมาณของ COD ต่ำสุด เมื่อค่าของ COD และ TKN ในน้ำเข้าเท่ากับ 300 mg/L และ 40-45 mg/L ตามลำดับ ซึ่งมีสัดส่วน COD:N เท่ากับ 6.67:1 โดยพบว่าลักษณะอาหารที่ 2 จะมีค่าของ COD และ TKN ในน้ำเข้าที่เหมาะสมในการกำจัด COD คือ 550 mg/L และ 57 mg/L ตามลำดับ ซึ่งมีสัดส่วน COD:N 9.65:1 ซึ่งจะเห็นว่าเมื่อเพิ่มสัดส่วน COD:N ในระบบ จะส่งผลให้ปริมาณของ COD ในน้ำทิ้งลดต่ำลง โดยสอดคล้องกับทฤษฎีการใช้ปริมาณการใช้สารอินทรีย์คาร์บอนในสถานะแอนแอโรบิกที่สัดส่วน COD: N เท่ากับ 1000: 1.1 และในสถานะแอโรบิกจะเกิดการใช้ COD:N เท่ากับ 100:5 ซึ่งการที่จะกำจัด N ในระบบได้สูงจำเป็นต้องมีปริมาณของ COD ที่เพียงพอต่อความต้องการของจุลินทรีย์

4.3.2 การกำจัด TKN ของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ



รูปที่ 4.41 ความเข้มข้นของ TKN และการกำจัด TKN ของน้ำเสีย Type 1-3

พบว่า การกำจัด TKN ของลักษณะที่ 1, 2 และ 3 เท่ากับ 99.80, 79.02 และ 95.51% ตามลำดับ พบว่า TKN ที่เข้าระบบเฉลี่ย 16.93 ± 5.13 , 39.12 ± 2.63 และ 16.06 ± 2.63 mg/L ในลักษณะที่ 1, 2 และ 3 ตามลำดับ และความเข้มข้นน้ำทิ้งของ TN เฉลี่ย 0.04, 8.89 และ 1.07 mg/L ตามลำดับ ดัง รูปที่ 4.41 โดยพบว่า การกำจัด TKN ของระบบในลักษณะที่ 1-3 มีค่าแตกต่างกัน เนื่องจากมีการเติม ESF สารเคมี และ SM ที่แตกต่างกัน โดยพบว่าลักษณะที่ 1 มีการเติม NH_4Cl ในน้ำเสียที่เข้าระบบ ให้มีความเข้มข้น 15 mg/L ลักษณะที่ 2 และ 3 มีการเติม SM เพื่อควบคุมปริมาณ Alkalinity ในระบบ ซึ่งใน SM จะมีปริมาณ

ของ N ซึ่งส่งผลให้น้ำเสียที่เข้าสู่ระบบมีปริมาณของ TKN ขึ้นกับปริมาณ SM ที่เติมในแต่ละวัน โดยพบว่าเมื่อเติม SM ที่มีปริมาณ Alkalinity 1,375 mg/L ปริมาณ 18-20 L. ดังลักษณะอาหารที่ 2 จะส่งผลให้ปริมาณ TKN ในน้ำเข้าเฉลี่ยสูงกว่าสัดส่วนที่คำนวณไว้ถึง 23 mg/L และส่งผลกระทบต่อความสามารถในการกำจัด TKN ของระบบ โดยพบว่าประสิทธิภาพลดต่ำลงอย่างเห็นได้ชัด อาจเพราะความสามารถในการกำจัด TKN ของจุลินทรีย์ในสถานะแอนแอโรบิกจำเป็นต้องใช้อัตราส่วน COD:N:P เท่ากับ 100:1.1:0.2 และในสถานะแอโรบิกจำเป็นต้องใช้อัตราส่วน COD:N:P เท่ากับ 100:5:1 เมื่อพิจารณาจากปริมาณของ TKN ที่สูงถึง 39.12 ± 2.63 mg/L ใน Type ที่ 2 จำเป็นต้องใช้ปริมาณของ COD สูงถึง 3,233 mg/L ในสถานะแอนแอโรบิก ซึ่งในความเป็นจริงแล้วสารอินทรีย์คาร์บอนในรูปของ COD ที่เข้าสู่ระบบเฉลี่ยเท่ากับ 416 mg/L ซึ่งไม่เพียงพอต่อการกำจัด TKN ดังกล่าว แสดงให้เห็นว่าสัดส่วนของ COD ที่สูงจะส่งผลให้จุลินทรีย์สามารถกำจัด TKN ได้ดีกว่า ซึ่งการกำจัด TKN จะอาศัยการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Autotroph และ Heterotroph ผ่านปฏิกิริยา Ammonification, Nitrification และ Denitrification รวมถึงการย่อยสลายของจุลินทรีย์ในระบบ EBPR ด้วย โดย Nitrification ทำให้ NH_4^+ เปลี่ยนรูปเป็นไนไตรท์และไนเตรทในสถานะที่มี O_2 ในถังเติมอากาศ

ตารางที่ 4.12 เปรียบเทียบอัตราส่วน C:N ที่มีผลต่อการกำจัด TN (%)

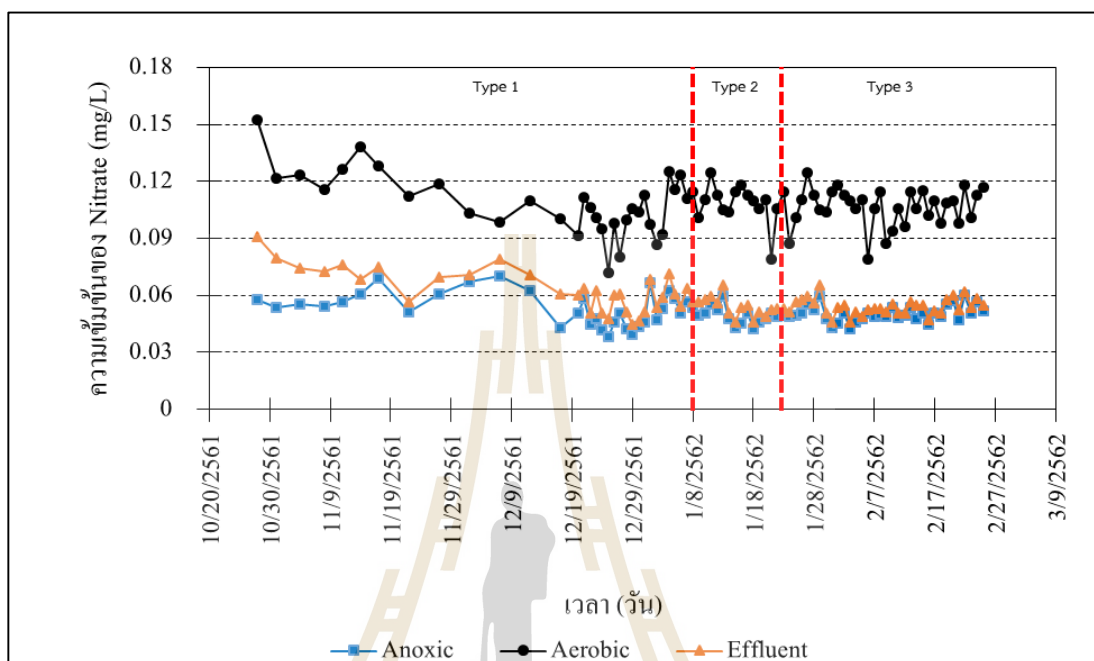
COD (mg/L)	Nitrogen (mg/L)	C:N	การกำจัด TN (%)	อ้างอิง
408	16.93	24.10:1	99.80	การศึกษานี้
416	39.12	10.63:1	79.02	
380	16.06	23.66:1	95.51	
500	14.38	34.77:1	99.20	การศึกษานี้ หัวข้อ 4.2
233	0.9	258.89:1	65.2	Wang et al. (2015)
344.8	2.8	123.14:1	65.6	
350	2.4	145.83:1	70.1	
254.7	2.3	110.74:1	77.7	
329.88	80.7	4.09:1	70-91	Yang et al. (2013)
400	91.7	4.36:1	96%	Seyoum et al. (2012)
6,210	410	15.15:1	90	Merzouki at al. (2005)
300	30	10:1	95	Tam et al. (1994)

จากตารางที่ 4.12 พบว่าลักษณะที่ 1-3 มีช่วงสัดส่วน COD:TKN เฉลี่ยเท่ากับ 24.10:1, 10.63:1 และ 23.66:1 ตามลำดับ โดยพบว่าในการทดลองลักษณะที่ 2 การกำจัด TKN ต่ำที่สุด เฉลี่ยเท่ากับ 79.02 mg/L อาจเนื่องมาจากปริมาณสัดส่วนของ C:N ค่ำเกินไป เนื่องจากมีการเติม SM เข้าในระบบจำนวนมาก ซึ่งใน SM มีปริมาณของ TKN อยู่ด้วย โดยปริมาณ TKN ที่เข้าสู่ระบบไม่สามารถกำจัดได้หมด เนื่องจากความสามารถในการกำจัด TKN ของจุลินทรีย์ภายในระบบในสถานะแอนแอโรบิกสามารถกำจัด TKN ได้ที่สัดส่วน 100:1.1 และในสถานะแอโรบิกสามารถกำจัด TKN ได้เมื่อมีสัดส่วนของ COD:TKN เท่ากับ 100:5 ซึ่งจะเห็นว่าปริมาณของ COD ที่เข้าสู่ระบบเฉลี่ยเท่ากับ 416 mg/L ซึ่งจะเห็นว่าสามารถกำจัด TKN ได้เพียง 30.23 mg/L เท่านั้น ซึ่งมากกว่าปริมาณที่คำนวณได้จากสัดส่วนดังกล่าว เนื่องจากในระบบมีกลุ่มของจุลินทรีย์ทั้ง Autotroph และ Heterotroph ซึ่งมี PAOs รวมอยู่ด้วย ซึ่ง PAOs สามารถกำจัด TKN ได้เช่นเดียวกัน (Henze et al., 2000) เมื่อเปรียบเทียบกับการศึกษาอื่น ดัง ตารางที่ 4.12 พบว่าสอดคล้องกับการศึกษาของ Merzouki et al., (2005) ที่พบว่าสัดส่วนของ COD:TKN เท่ากับ 15.15:1 ส่งผลให้มีการกำจัด TKN เท่ากับ 90% แต่แตกต่างกับการศึกษาของ Seyoum et al. 2012 ที่ได้ศึกษาการกำจัด C, N และ P ที่สัดส่วน COD:TKN เท่ากับ 4.36:1 ซึ่งพบว่ากำจัด TKN เท่ากับ 96% แม้ว่าจะมีสัดส่วนของ COD:N ที่ต่ำ เมื่อทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ในน้ำเสีย 3 ลักษณะ พบว่าน้ำเสีย Type 2 มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) กับน้ำเสีย Type 1 และ 3 และพบว่ากำจัด TKN ของน้ำเสีย Type 1 และ 3 ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($sig. > 0.05$) แสดงว่าสามารถใช้ SM ร่วมกับ NaHCO_3 ในการทดแทนการเติม NaHCO_3 หรือ SM เพียงอย่างเดียว

4.3.3 การกำจัดไนเตรทของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

ผลการทดลองพบไนเตรทที่เกิดขึ้นภายในถังแอโรบิกของลักษณะที่ 1, 2 และ 3 เท่ากับ 1.08×10^{-1} , 1.06×10^{-1} และ 1.08×10^{-1} mg/L ปริมาณไนเตรทในน้ำทิ้งของลักษณะที่ 1, 2 และ 3 เท่ากับ 6.31×10^{-2} , 5.37×10^{-2} และ 5.33×10^{-2} mg/L ดัง รูปที่ 4.42 ซึ่งเกิดจากการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Denitrifying phosphate accumulating organism (DNPAOs) การทดลองนี้จะมีการหมุนเวียนน้ำเสีย และจุลินทรีย์ในถังแอโรบิกไปยังถังแอนอ็อกซิกเพื่อกำจัดไนเตรท โดยใช้อัตราส่วนการหมุนเวียนกลับเป็น 3 เท่าของอัตราการไหลของน้ำเสียเข้าระบบ ซึ่งมีผลต่อการกำจัด TN โดยเฉพาะไนเตรท ซึ่งจะถูกลดผลิตขึ้นในถังแอโรบิก จากการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม *Nitrosomonas sp.* และ *Nitrobacter sp.* เรียกว่าปฏิกิริยา Nitrificatio (Hoang et al., 2016) และจะถูกกำจัดเป็น N_2 ที่ถังแอนอ็อกซิก ด้วยปฏิกิริยา Denitrification โดยจะมีการใช้ SCOD โดยอาศัยจุลินทรีย์กลุ่ม Heterotroph การศึกษาของ Venter et al. (1978) และ Hascoet and Florentz (1985) ที่พบว่าไนเตรทที่อยู่ในตะกอนส่วนเกิน ซึ่งจะถูกลดกลับมายังถังแอโรบิก มี

ผลต่อการกำจัด P โดยจะรบกวนการคาย Ortho-P เนื่องจาก Heterotrophic จำนวนมาก อาจจะต้องใช้ COD สำหรับใช้เป็นพลังงาน และใช้ในการเจริญเติบโต ซึ่งจะมีไนเตรทเป็นตัวรับอิเล็กตรอน



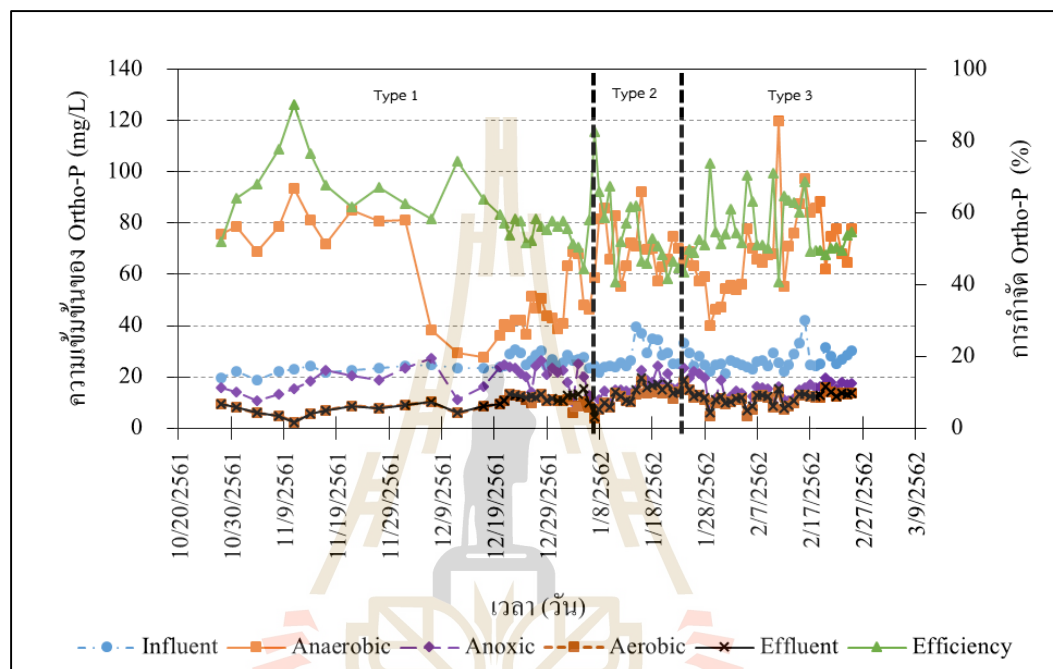
รูปที่ 4.42 ความเข้มข้นของไนเตรทในถังแอนอกซิก แอโรบิก และน้ำทิ้ง ของน้ำเสีย Type 1-3

4.3.4 การกำจัด Ortho-P ของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

พบว่าปริมาณของ Ortho-P เฉลี่ยของลักษณะที่ 1, 2 และ 3 เท่ากับ 24.89 ± 2.85 , 29.13 ± 4.98 และ 24.63 ± 1.78 mg/L ตามลำดับพบว่า การกำจัด Ortho-P เฉลี่ยของลักษณะที่ 1, 2 และ 3 เท่ากับ 61.34%, 51.17% และ 56.78% ตามลำดับ เมื่อใช้อัตราส่วน TCOD:P เท่ากับ 16.39:1, 14.28:1 และ 15.43:1 ตามลำดับ ปริมาณของ Ortho-P ในแต่ละถังปฏิบัติการแสดงใน รูปที่ 4.43 โดยพบว่าเกิดการคาย Ortho-P ในสถานะแอนแอโรบิกเท่ากับ 32.05, 41.08 และ 32.94 mg/L ในลักษณะที่ 1, 2 และ 3 ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นว่าลักษณะที่ 2 จะเกิดการคายของ Ortho-P สูงที่สุด อาจเนื่องมาจากปริมาณของ Alkalinity ในน้ำเสียในลักษณะที่ 2 สูง จากการศึกษาค้นพบว่าปริมาณของ Alkalinity ที่สูงในระบบการกำจัด P ทางชีวภาพ จะส่งผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์ในสถานะแอนแอโรบิก โดยจะสนับสนุนการเจริญเติบโตของ PAOs (Bond et al., 1999)

ซึ่งจากการทดลองนี้จะเห็นว่า ค่า Alkalinity จะช่วยสนับสนุนการทำงานของ PAOs ในสถานะแอนแอโรบิก ส่งผลให้เกิดการคายสูง อธิบายได้ว่าเมื่อเกิดการคาย Poly-P ออกมาเป็น Ortho-P ใน

น้ำเสีย จะเกิดเป็นพลังงานที่จะถูกนำไปใช้ในการเจริญเติบโต และเก็บพลังงานจาก CH_3COOH ไว้ในรูป PHA ซึ่งจะถูกนำมาใช้ เมื่อเข้าสู่สถานะแอนอ็อกซิก และแอโรบิก ในการจับ Ortho-P เข้ามาเก็บไว้ในเซลล์ สอดคล้องกับการศึกษาของ Tasli et al. (1997) ที่พบว่าในสถานะแอนแอโรบิก จะเกิดการคาย Ortho-P ลดลง เมื่อมีการใช้สัดส่วนของกลูโคสในแหล่งคาร์บอนเพิ่มสูงขึ้นจาก 20% เป็น 50%



รูปที่ 4.43 การกำจัด Ortho-P (%) และความเข้มข้นของ Ortho-P ของน้ำเสีย Type 1-3

4.3.5 ความสัมพันธ์ของปริมาณ Alkalinity และการกำจัด Ortho-P ของระบบ EBPR เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

จากการศึกษาของ Bond et al. (1999) พบว่าค่า pH มีผลต่อการกำจัด P โดยเฉพาะปริมาณของ Ortho-P ที่ถูกปล่อยในสถานะแอนแอโรบิก การเปรียบเทียบแหล่งของสารอินทรีย์คาร์บอนภายนอก และสัดส่วน Acetic:Alkalinity ต่อการกำจัด P ของระบบ EBPR แสดงดัง ตารางที่ 4.13 พบว่าค่า Alkalinity และ CH_3COOH มีผลต่อการทำงานของ PAOs ในระบบ ซึ่งพิจารณาจากการกำจัด Ortho-P จากการศึกษาของคมสันต์ ลภาไพโรจน์, (2546) พบว่าการกำจัด P ของระบบที่สัดส่วน P:COD ในน้ำเสีย ที่ 1:60, 1:30, 1:20, 1:10, 1:5, 1:3 เท่ากับ 80.8, 52.9, 18.7, 86.5, 5.4, 5.4% ตามลำดับ

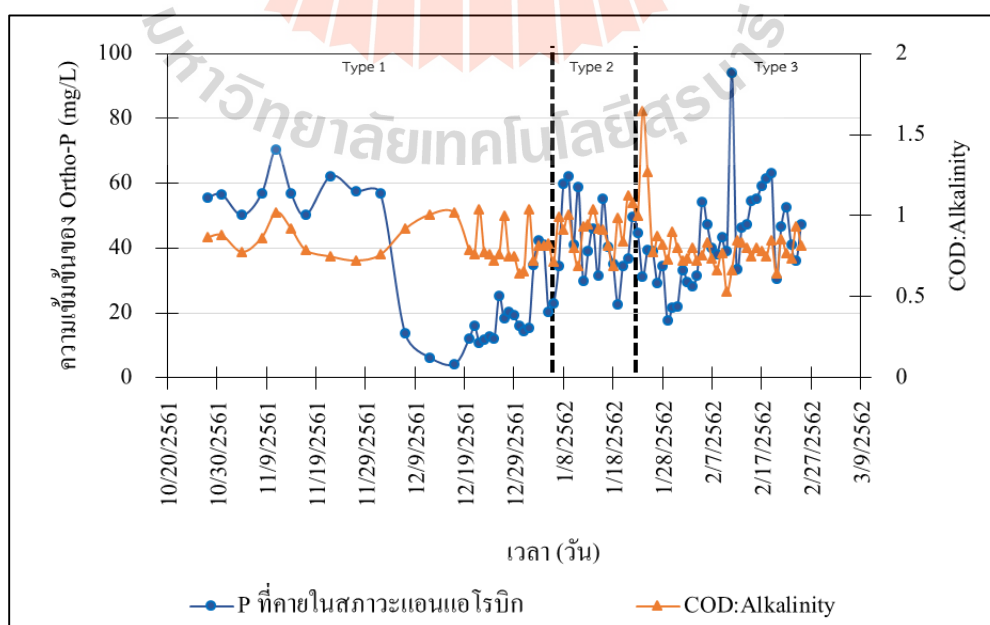
ตารางที่ 4.13 เปรียบเทียบแหล่งของคาร์บอนภายนอก และ Acetic: Alkalinity ต่อการกำจัด P ของระบบ

EBPR

แหล่งคาร์บอน	P (mg/L)	Alkalinity (mg/L)		การกำจัดP (%)	อ้างอิง
		NaHCO ₃	Na		
CH ₃ COONa	24.89	-	492	61.34	การศึกษานี้
CH ₃ COONa and VFAs	29.13	-	430	51.17	
CH ₃ COOH, Propionic acid และ Butyric acid จากการ หมักตะกอน	26.52	-	482	55.68	
CH ₃ COOH และ กลูโคส (16.67:1)	30.00	420	-	0-65	นัตรอดา และคณะ (2560)
CH ₃ COOH และ กลูโคส (40:1)	12.50		-		
CH ₃ COOH และ กลูโคส (20:1)	25.00		-		
CH ₃ COONa	25.00		0.72 g/L	80-90	
CH ₃ COONa และ CH ₃ CH ₂ COONa	10.00	-	CH ₃ CO ONa: CH ₃ CH ₂ COONa 2.2:1.38	85%	Guerrero et al. (2011)
CH ₃ COONa และ CH ₃ CH ₂ COONa	32.00- 80.00	-	CH ₃ COO Na 0.448 g/L CH ₃ CH ₂ C OONa 0.028 g/L	82%	Broughton et al. (2008)
CH ₃ COONa และ CH ₃ CH ₂ COONa	18.00	-	6.21 g/L	98%	Merzouki et al. (2005)

ตารางที่ 4.13 เปรียบเทียบแหล่งของคาร์บอนภายนอก และ Acetic: Alkalinity ต่อการกำจัด P ของระบบ EBPR (ต่อ)

แหล่งคาร์บอน	P (mg/L)	Alkalinity (mg/L)		การกำจัด P (%)	อ้างอิง
		NaHCO ₃	Na		
CH ₃ COONa	30.00	420	-	5.4-86.5	คมสันต์ ลภา ไพโรจน์, (2546)
CH ₃ COONa	12.99	-	547	100	Baetens et al. (2001)
CH ₃ COONa	12.88	-	319	84	
CH ₃ COONa	12.76	-	220	64	
CH ₃ COONa	13.37	-	573	100	
CH ₃ COONa	39.58	-	751	72	
CH ₃ COONa	42.25	-	851	100	
Lactate/ CH ₃ COONa	38.50	-	-	47	
Lactate/ CH ₃ COONa	10.07	-	785	100	
Lactate/ CH ₃ COONa	15	-	-	0	

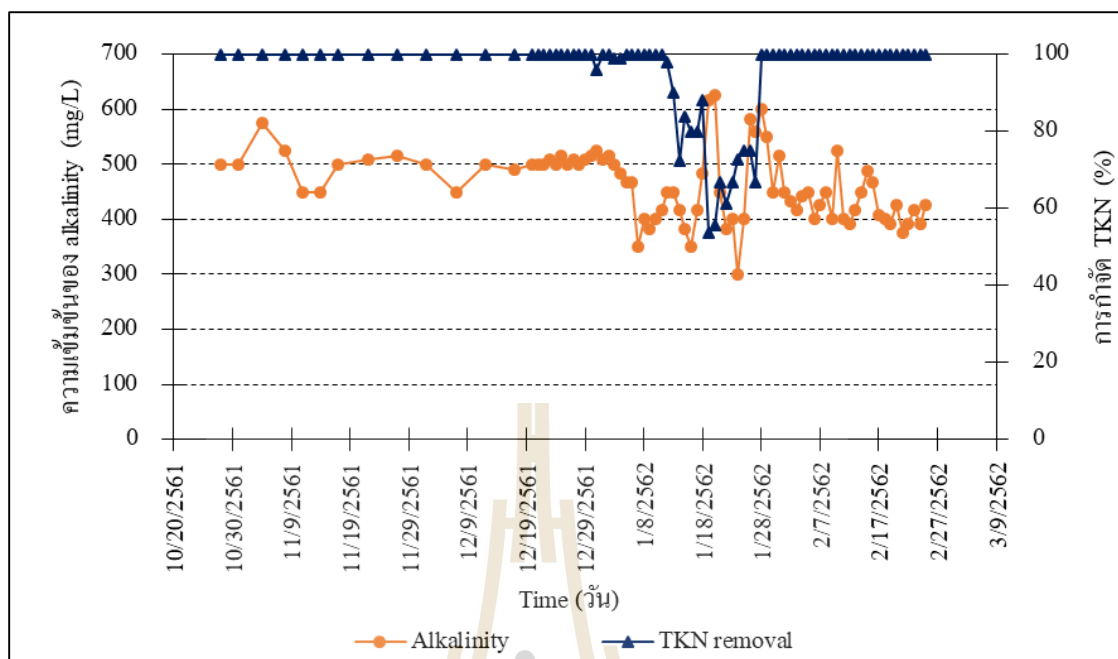


รูปที่ 4.44 ผลของสัดส่วน COD:Alkalinity ต่อ Ortho-P ที่ถูกปล่อยในสภาวะแอนแอโรบิก

จาก รูปที่ 4.44 พบว่าผลของ Alkalinity และ COD ที่เข้าสู่สภาวะแอนแอโรบิกที่ส่งผลให้ปริมาณของ Ortho-P ถูกคายสูงที่สุดในสภาวะแอนแอโรบิกคือ Alkalinity เท่ากับ 375 mg/L และ CH_3COOH เท่ากับ 360 mg/L ซึ่งจะเห็นว่าปริมาณของ CH_3COOH สูงที่สุด จะเกิดการคาย Ortho-P ได้ ต้องอาศัยปริมาณของ Alkalinity ที่เหมาะสมด้วย โดยการศึกษาของ Chen et al. (2005) พบว่า Ortho-P ถูกคายออกมา 62.48 mg/L เมื่อใช้ CH_3COONa และ Propionate เป็นแหล่งคาร์บอน โดยผลการทดลองยังพบอีกว่า Ortho-P จะถูกปล่อยมากขึ้นที่ pH สูง ซึ่งได้มาจากการเติม OH^- , HCO_3^- ซึ่งในการศึกษานี้ใช้ NaHCO_3 ในการควบคุม Alkalinity ซึ่งส่งผลให้ค่า pH และ Alkalinity เพิ่มขึ้น โดยพบว่าค่า Alkalinity เฉลี่ยของลักษณะที่ 1, 2 และ 3 เท่ากับ 492.05, 430.80 และ 482.64 mg/L ที่ pH เท่ากับ 8 และการศึกษาของ Tasli et al. (1997) พบว่าสภาวะแอนแอโรบิกจะเกิดการคาย Ortho-P ลดลง และความเข้มข้นของ Ortho-P ในน้ำทิ้งเพิ่มขึ้น หากมีสัดส่วนของกลูโคสในน้ำเสียเพิ่มสูงขึ้นจาก 20 เป็น 50% และจากงานของ Henze et al. (2000) พบว่าในสภาวะแอนแอโรบิก TCOD จะถูกใช้โดย PAOs ส่งผลให้เกิดการคาย Ortho-P ซึ่งจากการศึกษาของ Smolders et al. (1994) พบว่าอัตราการใช้ CH_3COONa เป็นอิสระต่อค่า pH ในช่วง 5.8-8.2 โดยการศึกษาของ Aiking et al. (1984) และ Bond et al. (1999) ที่พบว่าค่า Alkalinity ในเซลล์ของ PAOs สามารถส่งผลให้เกิดการคาย Ortho-P ซึ่งสอดคล้องกับค่า CH_3COONa ภายในเซลล์ที่เป็นกรด จะยับยั้งการคาย Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิกได้ ซึ่งการสลายของ Poly-P ในสภาวะแอนแอโรบิกจะตอบสนองต่อค่า Alkalinity ในเซลล์จุลินทรีย์เช่นกัน พบว่าเมื่อระบบมีการเติม CH_3COOH ไม่ว่าจะมาจากสารเคมีคือ CH_3COONa หรือมาจากของเสีย คือ ESF พบว่า PAOs สามารถทำงานได้ดี หากมีค่า Alkalinity และสัดส่วน C:P ที่เหมาะสม โดยพบว่าค่า Alkalinity มีผลต่อการคายของ Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิก หากมีการคาย Ortho-P จากการสลายของ Poly-P มาก แสดงว่า PAOs จะมีพลังงานที่สะสมจากการกิน CH_3COOH ไว้มาก ซึ่งจะอยู่ในรูปของ PHA ซึ่งจะถูกลดมาใช้ในสภาวะแอนอ็อกซิก และแอโรบิก จากการใช้ในเตรท และ O_2 เป็นตัวให้อิเล็กตรอน

4.3.6 ความสัมพันธ์ของปริมาณ Alkalinity และการกำจัด TKN ของระบบ EBPR

ผลของค่า Alkalinity ต่อการกำจัด TKN แสดงดัง รูปที่ 4.45 จากการเติม SM และสารเคมีคือ NaHCO_3 เพื่อควบคุมปริมาณของ Alkalinity ในระบบ พบว่าเมื่อมีการเติมปริมาณของมูลสุกรเพียงอย่างเดียว ทำให้ต้องใช้ปริมาณของ SM ในน้ำทิ้งมาก ซึ่งใน SM มีปริมาณของ N อยู่ ทำให้ในน้ำเสียมีความเข้มข้นของ TKN สูงขึ้น ซึ่งมีผลต่อการทำงานของระบบ ในการกำจัด TKN โดยจะเห็นว่าในช่วงลักษณะที่ 2 มีปริมาณของ Alkalinity สูง จากการเติม SM



รูปที่ 4.45 ความสัมพันธ์ของ Alkalinity (mg/L) และการกำจัด TKN (%) ของระบบ EBPR เมื่อทดลองด้วยน้ำเสีย Type 1-3

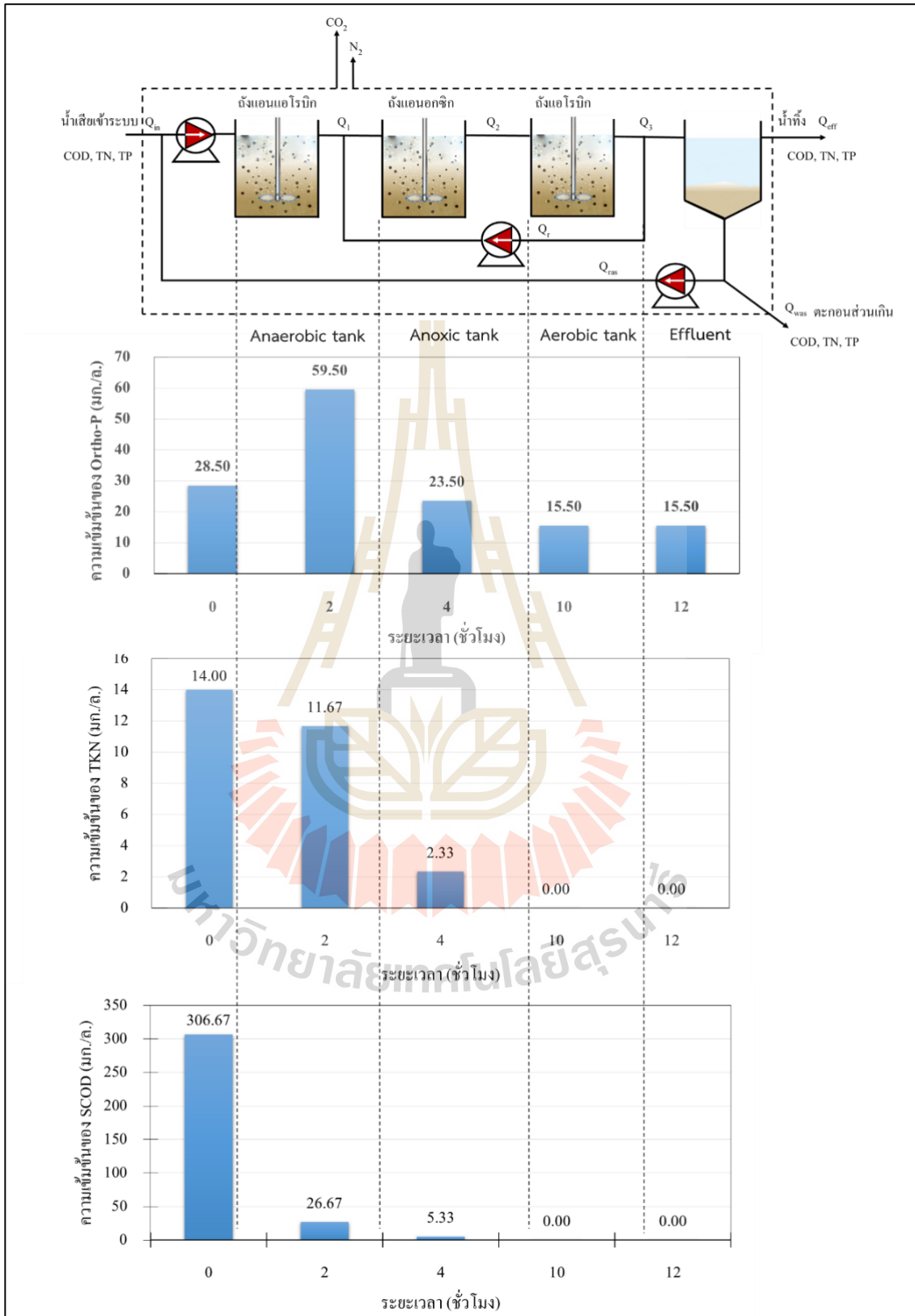
แต่พบว่าการกำจัด TKN ลดลง เหลือเพียง 79.02% จึงได้มีการเพิ่มสารเคมีคือ NaHCO_3 10 กรัม เพื่อเพิ่มปริมาณของ Alkalinity ในระบบ เพื่อทดแทนปริมาณของ SM ที่เดิม เพื่อควบคุมปริมาณของ Alkalinity และ TKN ในระบบให้เหมาะสมกับคุณลักษณะของน้ำเสีย ในลักษณะที่ 3 ซึ่งพบว่าปริมาณของ TKN ที่เข้าสู่ระบบในช่วงนี้ เท่ากับ 16.06 mg/L ส่งผลให้การกำจัด TKN เพิ่มขึ้นสูงกว่าลักษณะที่ 2 จาก 79.02% เป็น 95.51% ในลักษณะที่ 3

4.3.7 การศึกษาสมดุลมวลในการกำจัดสารอาหารทางชีวภาพ เมื่อเติมน้ำจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

การทดลองเตรียมน้ำเสียที่มี TCOD เข้าระบบเท่ากับ 328.00 ± 28 mg/L เนื่องจากใช้แหล่ง CH_3COOH จาก ESF ซึ่ง TCOD จะไม่เท่ากับ SCOD โดย SCOD เข้าระบบเฉลี่ยเท่ากับ 301.33 ± 23 mg/L และจุลินทรีย์สามารถใช้ COD ได้ในรูปของ SCOD โดยพบว่ามีความเข้มข้น SCOD ในน้ำทิ้งเฉลี่ย 1.06 ± 2 mg/L การกำจัด SCOD เฉลี่ย 99.66% ดังรูปที่ 4.46 ซึ่งผ่านตามเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้ง (TCOD ไม่เกิน 120 mg/L) (กรมควบคุมมลพิษ, 2547) แสดงว่าจุลินทรีย์ในระบบสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์คาร์บอนได้อย่างมีประสิทธิภาพ อธิบายได้ว่าแต่ละถังปฏิกิริยามีจุลินทรีย์ที่ใช้สารอาหารในการเจริญเติบโต ทำให้ SCOD ที่เป็นแหล่งคาร์บอนลดลง โดยเฉพาะสารอินทรีย์ที่ย่อยง่าย เช่น CH_3COOH ทำให้ PAOs สามารถใช้สารอินทรีย์คาร์บอนได้ง่ายขึ้น ระบบจึงสามารถกำจัด TCOD ได้ สอดคล้องกับงานวิจัยของ ฉัตรลดา

และคณะ (2560) ได้ศึกษาการใช้อะซิเตทเป็นแหล่งคาร์บอนในระบบ EBPR พบว่ามีความเหมาะสมกับการเจริญเติบโตของ PAOs (Azzouz et al., 2017) เมื่อสารอินทรีย์คาร์บอนเข้าสู่สถานะแอนแอโรบิกจะเกิดปฏิกิริยาการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศ โดย Heterotroph เกิดผลิตภัณฑ์เป็น CO_2 , H_2O และ CH_3COOH และจะถูก PAOs นำไปใช้ผลิต PHA ซึ่งในสถานะแอนแอโรบิกจะมีความสามารถในการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนได้สูงที่สุด เกิดจากกลไกการหมักของ Heterotroph และ Short chain fatty acid (SCFAs) ถูกใช้โดย PAOs หลังจากสลาย Poly-P จนได้พลังงาน โดยสารอินทรีย์ที่เหลือถูกกำจัดด้วยปฏิกิริยา Denitrification โดยเกิดการใช้อินทรีย์คาร์บอน เพื่อเปลี่ยนไนเตรทเป็น N_2 และสุดท้ายสารอินทรีย์ที่เหลือจะถูกกำจัดด้วยปฏิกิริยาการย่อยสลายแบบใช้ออกาศ โดยใช้ O_2 ในการเปลี่ยนสารอินทรีย์คาร์บอนเป็น CO_2 , H_2O และพลังงานในการเจริญเติบโต ดังรูปที่ 4.46

TN ที่เข้าระบบเฉลี่ย 35.40 ± 4 mg/L และ TN ในน้ำทิ้งเฉลี่ย 0.045 ± 0.03 mg/L และมีการกำจัด TN เฉลี่ย 99.87% เกิดจากปฏิกิริยา Ammonification Nitrification และ Denitrification รวมถึงการย่อยสลายของจุลินทรีย์ในระบบ EBPR ด้วย โดยเกิดการปฏิกิริยา Nitrification ทำให้ NH_4^+ เปลี่ยนรูปเป็นไนไตรท์ และไนเตรทในสถานะที่มี O_2 ในถังเติม ซึ่งการทดลองนี้หมุนเวียนน้ำเสีย และจุลินทรีย์ในสถานะแอนแอโรบิกไปยังสถานะแอนออกซิกเพื่อกำจัดไนเตรทที่อัตราส่วน 3 เท่าของอัตราการไหลของน้ำเสียเข้าระบบ ซึ่งมีผลต่อการกำจัด TN โดยเฉพาะไนเตรท ซึ่งจะถูกผลิตขึ้นในสถานะแอนแอโรบิก จากการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Ammonia oxidizers และ Nitrite oxidizers เรียกว่าปฏิกิริยา Nitrification (Hoang, et al., 2016) และจะถูกกำจัดเป็น N_2 ที่สถานะแอนออกซิก ด้วยปฏิกิริยา Denitrification โดยจะมีการใช้ SCOD โดยอาศัยจุลินทรีย์กลุ่ม Heterotroph ในการศึกษาของ Rodrigo et al. (1999) ได้ศึกษาการกำจัด P ในระบบ EBPR เมื่อควบคุมอายุตะกอนเท่ากับ 11-45 วัน โดยใช้การหมุนเวียนกลับจากถังแอนแอโรบิกไปยังถังแอนออกซิกเท่ากับ 3 เท่า



รูปที่ 4.46 TCOD SCOD TKN และ Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิก แอนออกซิก และ แอโรบิก เพื่อดูแนวโน้มของการกำจัด TCOD, TKN และ Ortho-P เมื่อเติม CH_3COOH จาก ESF

จากการศึกษาก่อนหน้าของ Xiang et al. (2011) พบว่าเมื่อเติม SCFA จากการหมักตะกอนโดยใช้วิธีปรับสภาพต่าง เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพในระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่าการกำจัด TN โดยการกำจัด TN เพิ่มขึ้นจาก 27% เป็น 35.8% (Puig et al., 2008) ซึ่งแนวโน้มความเข้มข้นของ TP N และ COD ในระบบแสดงดังรูปที่ 4.46 พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัด TP ของระบบ EBPR เฉลี่ยเท่ากับ 57.55% ซึ่งมีปริมาณ TP ในน้ำทิ้งเท่ากับ 13.68 ± 2 mg/L โดยใช้ CH_3COOH จาก ESF

การทำสมดุลมวลของ TCOD และ TN ตามการศึกษาของ Baker and Dold (1995); Racho (2009) และศิริกานดา ธรรมพร (2555) ส่วนกลไกการกำจัด P ในระบบ EBPR เกิดขึ้น 2 กลไก คือ การคาย Ortho-P ในสภาวะแอนแอโรบิก และการจับ Ortho-P ไว้ในเซลล์ PAOs ในสภาวะแอนอกซิกและแอโรบิก ซึ่งจากการทดลองใช้สัดส่วน TCOD:P เป็น 15.43:1 โดยมี Ortho-P ในน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบเฉลี่ย 27.52 mg/L จะเห็นว่าปริมาณ TCOD ที่ถูกกำจัดในสภาวะแอนแอโรบิกเท่ากับ 272.00 mg/L แสดงว่าจุลินทรีย์กลุ่ม Heterotroph และจุลินทรีย์กลุ่ม GAOs สามารถกำจัด TCOD ได้ 229.94 mg/L และจากตารางที่ 4.14 แสดงให้เห็นว่าในสภาวะแอนแอโรบิกปริมาณ TCOD จะหายไป 13.68 g/d แต่เกิด NH_4^+ และ Ortho-P 0.96 และ 9.83 g/d ส่วนสภาวะแอนอกซิกจะเกิดการกำจัดทั้ง Ortho-P, NH_4^+ และ TCOD เท่ากับ 7.00, 0.96 และ 2.77 g/d รวมถึงกำจัดไนเตรท 3.72×10^{-3} g/d และสภาวะแอโรบิกจะเกิดการกำจัด Ortho-P, NH_4^+ และ TCOD เท่ากับ 2.73, 2.31 และ 3.55 g/d แต่จะเกิดไนเตรทขึ้น เท่ากับ 8.20×10^{-3} g/d โดยไนเตรทที่เกิดขึ้นจะถูกเวียนกลับไปกำจัดที่สภาวะแอนอกซิก

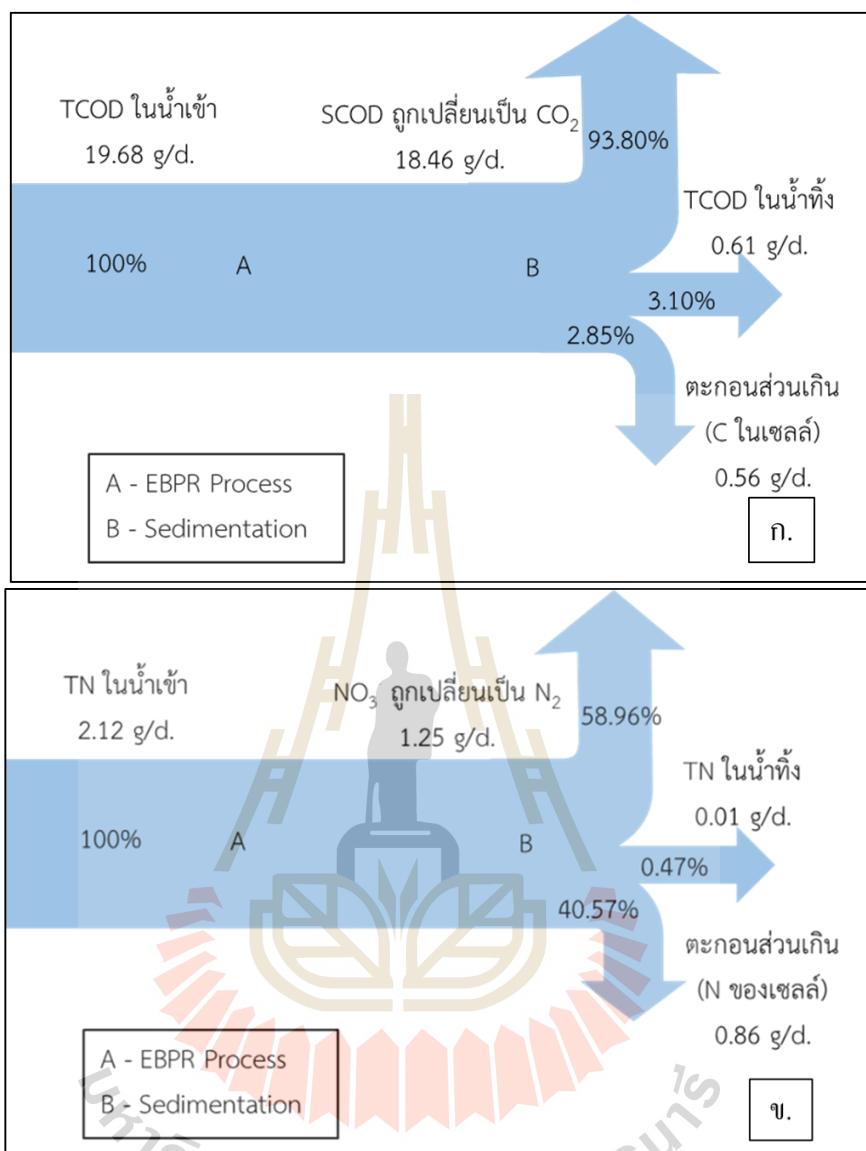
โดยการทดลองพบความเข้มข้นของ Ortho-P เพิ่มสูงขึ้นเป็น 76.50 mg/L ซึ่งคิดเป็น 2.78 เท่าของความเข้มข้น Ortho-P ที่เข้าสู่ระบบ จะเห็นได้ว่าปริมาณของ Ortho-P ที่เพิ่มสูงขึ้น จะสัมพันธ์กับปริมาณของ CH_3COOH และปริมาณของ Poly-P ในเซลล์ PAOs ดังตารางที่ 4.15 ปริมาณ TP หายไปจากการที่ PAOs นำไปใช้ และสะสมไว้มากที่สุด ส่วน Heterotroph จะใช้ COD: N: P เท่ากับ 100:1:0.2 ในสภาวะแอนแอโรบิก และ 100:5:1 ในสภาวะแอนอกซิก และแอโรบิก โดยปริมาณของ TP ที่ถูกใช้ไปทั้งหมดสามารถเทียบสัดส่วนได้จาก ASM2d

ตารางที่ 4.14 พารามิเตอร์ที่วิเคราะห์ในระบบ EBPR ที่ SRT 60 วัน เมื่อเติม CH₃COOH จากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

พารามิเตอร์	หน่วย	ค่าเฉลี่ย ±s.d.					
		น้ำเสีย	น้ำทิ้ง	ตะกอนส่วนเกิน	สถานะแอนเอโรบิก	สถานะแอนอกซิก	สถานะแอโรบิก
Q	m ³ /d.	0.06	5.91x10 ⁻²	8.60x10 ⁻⁴	-	-	-
SCOD	g. COD/m ³	301.33±23.76	1.06±2.38	-	29.33±5.96	10.93±3.82	1.07±2.39
TKN	g. N/m ³	35.40±4.27	0.00±0.34	784.00±45	588.00±125	581.00±50	644.00±84
TKN _{fit}	g. N/m ³	17.50±2.33	0	0	13.42±2.23	7.00±3.30	0
Nitrate	g. N/m ³	0	0.031±0.03	0	0.08±0.04	0.03±0.02	0.14±0.06
TP	g. P/m ³	28.69±4.48	13.68±1.65	187.85±15	200.35±20	190.22±14	192.63±7
Ortho-P	g. P/m ³	27.52±5.11	11.68±0.79	0	76.50±19.03	19.94±2.60	11.68±0.79

ตารางที่ 4.15 ปริมาณการใช้ Ortho-P, NH₄⁺ และ SCOD ของแต่ละถังปฏิกรณ์ในระบบ EBPR เมื่อมีการเติม CH₃COOH จากจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพที่ SRT 60 วัน

	สถานะแอนเอโรบิก			สถานะแอนอกซิก				สถานะแอโรบิก			
	COD (g/d.)	TKN (g/d.)	PO ₄ ³⁻ (g/d.)	COD (g/d.)	TKN (g/d.)	PO ₄ ³⁻ (g/d.)	NO ₃ ⁻ (g/d.)	COD (g/d.)	TKN (g/d.)	PO ₄ ³⁻ (g/d.)	NO ₃ ⁻ (g/d.)
น้ำเสีย	18.08	1.05	1.65	4.40	2.01	13.58	2.64x10 ⁻²	3.61	2.31	6.58	2.20x10 ⁻³
การสะสม	-13.68	0.96	9.83	-2.77	-0.96	-7.00	-3.72 x10 ⁻³	-3.55	-2.31	-2.73	8.20x10 ⁻³
น้ำทิ้ง	4.40	2.01	11.48	1.63	1.05	6.58	2.24x10 ⁻³	0.06	0	3.85	1.04x10 ⁻²

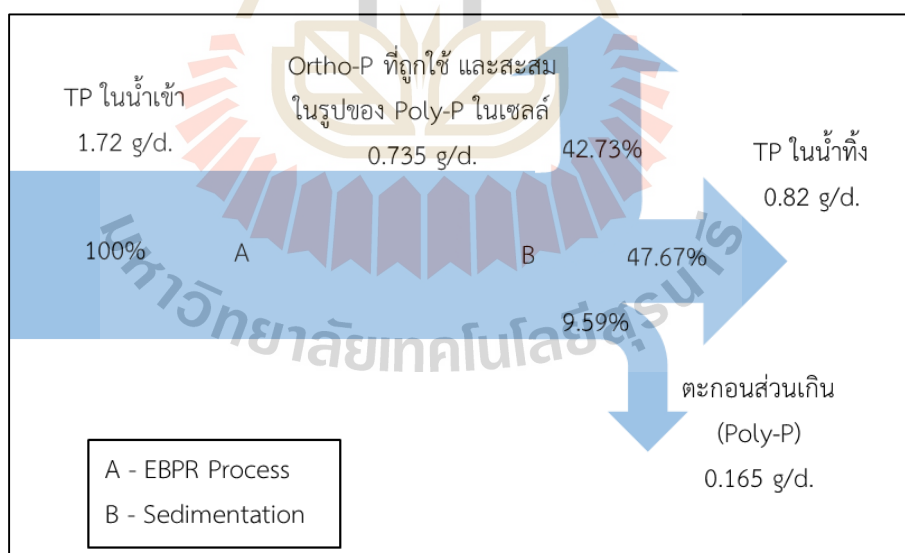


รูปที่ 4.47 (ก.) สมดุลมวลของ TN ของระบบ EBPR เมื่อใช้ CH₃COOH จาก ESF การคำนวณอ้างอิงจาก Baker and Dold (1995) (ข.) สมดุลมวลของ TN ของระบบ EBPR เมื่อใช้ CH₃COOH จาก ESF การคำนวณอ้างอิงจาก Baker and Dold (1995)

สมดุลมวลของ COD, N และ P ของระบบ EBPR ในสภาวะคงที่ ซึ่งแสดงภาพรวมของระบบ โดยคำนวณจากมวลต่อวันของสารที่เข้า และออกจากระบบ ซึ่งสมดุลของ TN และ TCOD ปริมาณเข้าระบบ เท่ากับ 12.12 และ 19.68 g/d และปริมาณที่ออกจากระบบโดยไม่รวมรูปของ N₂ และ CO₂ เท่ากับ 0.01 และ 0.61 g/d ตามลำดับ ดังรูปที่ 4.47 (ข) และ 4.47 (ก) จากการทดลองสมดุลมวลของ COD ตามงานของ Baker and Dold (1995) พบว่ากำจัดค่า TCOD ได้ 19.07 g/d โดยถูกกำจัดมากที่สุด ในสภาวะแอนแอโรบิก เนื่องจากการทำงานของ PAOs และ Heterotroph เมื่อคำนวณหาปริมาณ TCOD ที่ถูกออกซิไดซ์

ในสภาวะแอนอกซิก และแอโรบิก เป็น CO_2 โดย Heterotroph เท่ากับ 3.57 และ 5.71 g/d ตามลำดับ และ PAOs ใช้เก็บเป็นพลังงานในรูปของ PHA ในสภาวะแอนแอโรบิก คิดเป็น 93.80% COD ถูกปล่อยออกจากระบบในน้ำทิ้ง 3.10% ในรูปของ SCOD และ COD ถูกปล่อยออกจากระบบผ่านสารอินทรีย์คาร์บอนที่สะสมในเซลล์จุลินทรีย์ 2.85% โดยการทำงานของจุลินทรีย์ที่นำไปใช้ในการเจริญเติบโต TCOD จะถูกเปลี่ยนเป็น CO_2 และ TCOD ที่หายไปบางส่วนจะถูกใช้ในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ Heterotroph และ PAOs ซึ่งปฏิกิริยาในสภาวะแอโรบิก จุลินทรีย์ต้องใช้สารอินทรีย์ และสารอาหารเพื่อการเจริญเติบโต จึงเกิดการสะสมสารอินทรีย์คาร์บอนในตะกอน ซึ่งการศึกษาี้แสดงผลดังรูปที่ 4.47 (ก)

โดยสมดุลของ N ในระบบ EBPR จะเกิดการใช้ NH_3 และ NO_3^- โดย PAO Heterotroph และ Autotroph ในสภาวะแอนอกซิก และแอโรบิก Heterotroph ใช้ NH_3 4.95 และ 4.95% และใช้ NO_3^- ในสภาวะแอนอกซิก 22.64% ส่วนในสภาวะแอนอกซิกและแอโรบิก PAOs ใช้ NH_3 3.77 และ 3.77% และใช้ NO_3^- ในสภาวะแอนอกซิก 15.09% และ Autotroph จะเปลี่ยนรูป NH_3 ในสภาวะแอโรบิกเกิดเป็นไนเตรท และเกิดการกำจัด NH_4^+ 3.77% ซึ่งปริมาณ N ถูกปล่อยออกจากระบบ 0.47% ในรูปของ NO_2^- NO_3^- และ TKN และยังมีปริมาณ N ถูกปล่อยออกจากระบบ 40.57% ผ่าน N ที่สะสมภายในเซลล์จุลินทรีย์



รูปที่ 4.48 สมดุลมวลของ P ของระบบ EBPR เมื่อใช้ CH_3COOH จาก ESF

สมดุลของ P จะพบว่า มีปริมาณเข้าระบบ ออกจากระบบ และสะสมในระบบเท่ากับ 1.72, 0.82 และ 0.07 g/d ตามลำดับ ดังรูปที่ 4.48 โดย Heterotroph ในสภาวะแอนอกซิก และแอโรบิก ใช้ P ในรูปของ Ortho-P โดยสามารถกำจัด SCOD: N: P เท่ากับ 100:1:0.2 ในสภาวะแอนแอโรบิก และ 100:5:1 ในสภาวะแอนอกซิก และแอโรบิก โดยใช้ในรูป Ortho-P ส่วน Autotroph ในสภาวะแอโรบิกจะ

ใช้ P ในรูปของ Ortho-P พบว่าฟอสฟอรัสออกจากระบบในน้ำทิ้ง 47.67% ในรูปของ Ortho-P และ Ortho-P จะถูกกำจัดออกจากระบบในรูปของ Poly-P ผ่านการทิ้งตะกอนส่วนเกิน 9.59% โดยพบว่าค่า P ไม่ผ่านตามเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชนที่กำหนดไว้ว่า TP ไม่ควรเกิน 2 mg/L โดยปริมาณที่ออกจากระบบ นำมาจากค่าในน้ำทิ้งรวมกับค่า TP ในตะกอนส่วนเกิน เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะสมดุล จะทำให้ทราบว่าระบบมีความจำเป็นที่จะต้องควบคุมปัจจัยใดบ้าง ที่มีผลสำคัญ ซึ่งจะเห็นว่าปริมาณที่หายไปของ TP, TN และ TCOD เกิดจากการที่จุลินทรีย์กลุ่ม PAOs, Heterotroph และ Autotroph

จะเห็นว่าการเติมสารอินทรีย์คาร์บอนมีความสำคัญมาก เนื่องจากส่งผลต่อประสิทธิภาพการกำจัด TKN และ P ในระบบ EBPR จะเห็นว่าสามารถนำสมดุลมวลมาใช้ในการควบคุมระบบ โดยทำให้ทราบว่าสารอาหารในน้ำเสียถูกกำจัดในรูปอะไรบ้าง ทำให้ทราบถึงปัญหาในการเดินระบบ ทำให้สามารถแก้ไขปัญหาใหญ่ๆ ในการเดินระบบได้ ถ้าควบคุมชนิดและปริมาณของ CH_3COOH และ Alkalinity ในน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบได้ จะส่งผลให้สามารถกำจัด COD N และ P ได้ และช่วยให้เติม CH_3COOH ให้พอเหมาะกับระบบ โดยลดปริมาณสารอินทรีย์คาร์บอนภายนอกที่เติมให้กับระบบ EBPR ทำให้ไม่สิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการซื้อ CH_3COOH ให้ระบบเกินความจำเป็น

บทที่ 5

สรุปผลการศึกษา และข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการศึกษา

การศึกษานี้ต้องการหาแหล่งคาร์บอนในการผลิต CH_3COOH สำหรับการกำจัดฟอสฟอรัส ในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบเพิ่มพูน (EBPR) โดยศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกินแบบไร้ออกซิเจน เพื่อผลิต CH_3COOH จากนั้นนำ CH_3COOH ที่ได้จากการหมักตะกอนส่วนเกินดังกล่าวมาใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการเดินระบบ EBPR ซึ่งพบว่าการเติมกรดอะซิติก (CH_3COOH) เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอน ที่มาจากน้ำเสียจากการหมักตะกอนส่วนเกินของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ (Excess sludge fermented, ESF) ร่วมกับการควบคุมค่าความเป็นด่าง (Alkalinity) โดยเติมสัดส่วนมูลสุกร (Swine manure, SM) ต่อโซเดียมไบคาร์บอเนต (NaHCO_3) เท่ากับ 2.09:1 พบว่าสามารถกำจัดฟอสฟอรัส (Phosphorus, P) ในโตรเจน (Nitrogen, N) และซีโอดี (Chemical oxygen demand, COD) ในระบบ EBPR ได้ แสดงว่างานวิจัยนี้สามารถนำไปประยุกต์ใช้ในระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน รวมถึงช่วยกำจัดตะกอนส่วนเกิน ซึ่งการทดลองที่สนับสนุนข้อสรุปข้างต้น มีดังนี้

การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนส่วนเกิน เพื่อผลิต CH_3COOH โดยศึกษาตะกอนจาก 3 แหล่ง คือ ตะกอนส่วนเกินจากระบบ EBPR ตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน และตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพ พบว่าตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพสามารถผลิต CH_3COOH ได้สูงที่สุด เมื่อศึกษาสัดส่วนของตะกอนจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพต่อน้ำหมักกรดในการทดลองชุดที่ 6-8 พบว่าปริมาณของ CH_3COOH สูงที่สุดเท่ากับ 1,406 mg/L ในสภาวะที่ใช้ตะกอนจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพมาหมักทิ้งไว้ที่อุณหภูมิห้องก่อนนำมาหมัก 10 วัน ผสมกับน้ำหมักกรดที่อัตราส่วน 1:1 หรือ FS:AF (1:1) (ชุดที่ 6) เมื่อถูกควบคุมที่อุณหภูมิ 35 °C กวนผสมที่ 120 rpm ระยะเวลา 96 Hr. โดยไม่มีการควบคุม pH ส่วนในถังปฏิกรณ์ที่ใช้ RS:AF (4:1) (ชุดที่ 7) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 8) มี CH_3COOH เท่ากับ 1,018 และ 792 mg/L ตามลำดับ เมื่อทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ของตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพ ชุดที่ 6-8 พบว่ามีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ ($\text{sig.} = 0.04, 0.02 < 0.05$) ในการใช้ตะกอน FS (ชุดที่ 6) และ RS (ชุดที่ 7-8) และพบว่าในการทดลองที่ 6-8 มีปริมาณ CH_3COOH มากกว่า Propionic acid โดยผลการทดลองพบว่าการใช้แหล่งคาร์บอนในชุดการทดลองที่ 6 เป็นสภาวะที่เหมาะสมในการผลิต CH_3COOH เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบ EBPR โดยจะนำไปศึกษาผลของ CH_3COOH นี้ต่อการกำจัด P ในระบบ EBPR

ในการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด P ในระบบ EBPR จำเป็นต้องเลี้ยงเชื้อ PAOs ซึ่งการศึกษานี้หาแหล่งคาร์บอน และอายุตะกอน(SRT) ที่เหมาะสมในการกำจัด P ด้วยกระบวนการ EBPR โดยแหล่งของ CH_3COOH มาจาก CH_3COOH กลูโคส และ CH_3COONa และกำหนด SRT เท่ากับ 20 และ 60 วัน พบว่าการใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอน ที่อัตราส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 เป็นสูตรที่เหมาะสมที่สุดในการกำจัด P โดยมีการกำจัดฟอสฟอรัสสูงที่สุดประมาณ 80-99% ส่วนผลของ SRT เมื่อใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งของคาร์บอน พบว่าเมื่อควบคุม SRT เท่ากับ 60 วัน ประสิทธิภาพการกำจัด COD N และ P เท่ากับ 99.97% 99.49% และ 61.95% ตามลำดับ การกำจัดฟอสฟอรัสที่ SRT 60 วัน สูงกว่า SRT 20 วัน เนื่องจากที่ SRT สูงปริมาณ PAOs เพิ่มมากขึ้น ดังเหตุจาก Ortho-P ที่ถูกปล่อยในสภาวะแอนแอโรบิกสูงกว่าที่ SRT 20 วัน ถึง 1.42 เท่า เมื่อทำการระบุชนิดเชื้อ PAOs ในระบบ EBPR ที่ SRT 20 และ 60 วัน พบว่าเป็นกลุ่ม *Acinetobacter baumannii* และ *Acinetobacter* spp. จึงเลือกใช้ SRT เท่ากับ 60 วัน ในการศึกษาขั้นต่อไป

การศึกษาผลของการเติม CH_3COOH ที่เป็นแหล่งคาร์บอน และ Alkalinity จากของเสีย และสารเคมีต่อการกำจัด COD N และ P ในระบบ EBPR โดยใช้ น้ำเสีย 3 ลักษณะ ที่มีแหล่งคาร์บอนจาก CH_3COONa และ น้ำเสียจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ (ESF) ส่วนแหล่งของ Alkalinity มาจาก NaHCO_3 และ SM กำหนด SRT ที่ 60 วัน พบว่าการกำจัด COD เท่ากับ 99.86% 99.10% และ 99.63% ของลักษณะที่ 1-3 ตามลำดับ สัดส่วน C:N เท่ากับ 24.10:1 10.63:1 และ 23.66:1 ตามลำดับ พบว่าการกำจัด TKN ของลักษณะที่ 1 และ 3 สูงกว่า 95% แต่การกำจัด TKN ของลักษณะที่ 2 มีค่าต่ำที่สุด (79.02%) อาจเนื่องมาจากสัดส่วนของ C:N ที่ต่ำ (10.63:1) ทำให้ปริมาณสารอินทรีย์คาร์บอนไม่เพียงพอต่อการกำจัด N โดยปริมาณ N ที่เพิ่มขึ้นในช่วงการทดลองลักษณะที่ 2 มาจากปริมาณของ SM ที่เติมเข้าสู่ระบบสูงขึ้น การกำจัด P เท่ากับ 61.34% 51.17% และ 55.68% ในการทดลองลักษณะที่ 1-3 ตามลำดับ เมื่อทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ในน้ำเสีย 3 ลักษณะ พบว่าน้ำเสีย Type 1 มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ ($\text{sig} < 0.05$) กับน้ำเสีย Type 2 และ 3 แสดงว่าจุลินทรีย์สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์คาร์บอนที่มากจากทั้ง 2 แหล่ง ได้อย่างมีประสิทธิภาพ แต่สามารถย่อยสลาย CH_3COOH จาก CH_3COONa ได้ดีกว่า ESF พบว่าการกำจัด TKN ของน้ำเสีย Type 1 และ 3 ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($\text{sig} > 0.05$) แสดงว่าสามารถใช้ SM ร่วมกับ NaHCO_3 ในการทดแทนการเติม NaHCO_3 หรือ SM เพียงอย่างเดียว ในการกำจัด P พบว่าน้ำเสีย Type 2 ไม่แตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ ($\text{sig} > 0.05$) กับน้ำเสีย Type 3 ดังนั้นน้ำเสีย Type 3 มีความเหมาะสมในการนำไปใช้เป็นแหล่งอาหารให้ PAOs เนื่องจากทำให้จุลินทรีย์ PAOs สามารถกำจัด P ได้ ซึ่งนำมาใช้เป็นแนวทางในการควบคุมระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน รวมถึงสามารถนำมาประยุกต์ใช้เพื่อลดค่าใช้จ่ายในการเดินระบบบำบัดน้ำเสียได้

5.2 ข้อเสนอแนะ

ข้อเสนอแนะในการทำวิจัย จากผลการทดลองพบว่าผ่านค่ามาตรฐานน้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน 4 พารามิเตอร์ คือ TKN, TCOD, ไนโตรเจน และไนเตรท โดยมี TP ไม่ผ่านมาตรฐาน หากมีการทำวิจัยเพิ่มเติมควรใช้ของเสียจากแหล่งอื่น เพื่อให้ผลิต CH_3COOH หรือ Propionic ที่สูงขึ้น จะช่วยปรับปรุงการกำจัด P ให้ผ่านเกณฑ์มาตรฐาน อาจใช้ของเสียชนิดอื่น เช่น กากส่า ในการควบคุมค่า Alkalinity และควรเพิ่มความเข้มข้นของ CH_3COOH ในน้ำเสีย โดยการเติมปริมาณที่สูงขึ้น หรือเติมที่ความเข้มข้นสูงกว่าเดิม โดยทดสอบสัดส่วน COD:P ที่สูงขึ้น



รายการอ้างอิง

- กรรมการ์ สิริสิงห์. **เคมีของน้ำโสโครกและการวิเคราะห์**. พิมพ์ครั้งที่ 2. กรุงเทพฯ : ประยูรวงศ์จักร.
เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์. (2543). **วิศวกรรมกรรมการจัดน้ำเสีย**. นนทบุรี. พิมพ์ครั้งที่ 4. : เอส.อาร์. พรินต์ติ้ง
แมสโปรดักส์.
- เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์. (2547). **วิศวกรรมกรรมการจัดน้ำเสีย**. เล่มที่ 5. พิมพ์ครั้งที่ 1. นนทบุรี : เอส.อาร์.
พรินต์ติ้ง แมสโปรดักส์.
- กรมควบคุมมลพิษ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม. (2547). **มาตรฐานคุณภาพน้ำทิ้ง**.
แหล่งที่มา : http://www.pcd.go.th/info_serv/reg_std_water04.html, 16 ตุลาคม 2558.
- กรมควบคุมมลพิษ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม. (2553). **ประกาศกรมควบคุมมลพิษ .**
เรื่อง เกณฑ์การออกแบบระบบรวบรวมน้ำเสีย และระบบบำบัดน้ำเสียรวมของชุมชน.
- กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. (2553). **คู่มือการพัฒนาและการลงทุนผลิตพลังงานก๊าซ**
ชีวภาพ.
- กิตติคุณ ตรุยานนท์. (2552). **การจำลองการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจากกระบวนการผลิตเอทานอล**.
วิทยานิพนธ์ (วศ.ค.). ปริญญาเอก. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- กิตติธัช อาจศิริ. (2554). **ค่าจลนพลศาสตร์ของการผลิตแก๊สชีวภาพจากการย่อยสลายแบบไร้อากาศของ**
น้ำเสียปนเปื้อนน้ำมัน.วิทยานิพนธ์ (วศ.ม.). ปริญญาโท. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- ขนิษฐา เกิดเป้า. (2554). **ปรากฏการณ์ยูโทรฟิเคชัน**. สำนักงานสิ่งแวดล้อมภาคที่ 6.
- ฉัตรลดา เพ็ชร์ชัย นิตยา บุญเทียน อุษา ยิ่งชล และ Pyae, H.A., (2560). **การเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัด**
ฟอสฟอรัสทางชีวภาพโดยใช้แหล่งคาร์บอนที่แตกต่างกัน, วิศวกรรมสารฉบับวิจัยและพัฒนา. ปี
ที่ 28 ฉบับที่ 2: 41-52.
- เฉลิมราช วันทวิน. (2548). **การใช้กระบวนการชีแควนซึ่งแบคทีเรียที่จำกัดอากาศในการบำบัดน้ำทิ้งฟาร์ม**
สุกรที่ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศแล้วเพื่อลดไนโตรเจนและฟอสฟอรัส. ภาควิชาวิศวกรรม
สิ่งแวดล้อม. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- ทศพล ศรีธานนท์ รัตนชัย ไพรินทร์ และ แก้วกันยา สุดประเสริฐ. (2556). **การออกแบบถังหมักเพื่อเพิ่ม**
อัตราการผลิตแก๊สมีเทน. ว. วิทย. กษ. 44(2)(พิเศษ): 577-580.
- ธเนศ หวังเรืองสถิต. (2547). **การกำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัสทางชีวภาพในน้ำเสียสังเคราะห์ ของ**
โรงงานแหนมและหมูยอด้วยถังปฏิกรณ์เอสบีอาร์. มหาวิทยาลัยนเรศวร. ม.ป.ท.

- ธงชัย พรรณสวัสดิ์. (2544). การกำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัสทางชีวภาพ. พิมพ์ครั้งที่ 1.สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย, กรุงเทพฯ.
- นารีรัตน์ พันธุ์มณี. (2541). การศึกษาประสิทธิภาพของการกำจัดฟอสฟอรัส โดยกระบวนการแอกติเวเต็ดสลัดจ์ แบบแอนแอโรบิก-แอโรบิก. วิทยานิพนธ์. วศ.ม. (วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม). ปริญญาโท. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.
- นิตยา บุญเทียน และอุษา ยิ่งชล. (2559). ศึกษาแนวทางการเพิ่มประสิทธิภาพในการย่อยสลายในสภาวะไร้อากาศโดยใช้เหล็กประจุศูนย์. สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย. การประชุมวิชาการเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม 1. วันที่ 27-28 มกราคม 2559. ประจำปี ครั้งที่ 27 สวสท.'58.
- นิลวรรณ ไชยหนู และ พฤกษ์ อักกะรังสี, (2552) ต้นแบบของการใช้ระบบหมักไร้อากาศแบบถึงกวนต่อเนื่องในสภาวะเทอร์โมฟิลิก สำหรับบำบัดน้ำเสียจากฟาร์มสุกร. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 23. 4 – 7 พฤศจิกายน 2552 จังหวัดเชียงใหม่.
- ปรีดา เหล่ารุจิจินดา. (2541). ประสิทธิภาพของกระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพที่อุณหภูมิต่างกัน. วิทยานิพนธ์ (วศ.ม.). ปริญญาโท. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- พนาลี ชิวกิดาการ. (2553). ระบบชีวภาพบำบัดแบบใช้อากาศ. *Technology Bio*. April-May 2010. 37(210): 46-49.
- พลกฤษณ์ กุ่มกล้า. (2557). การผลิตก๊าซชีวภาพจากฟางข้าว. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลพระนคร.
- พัชรินทร์ ราโช และบุญชัย วิจิตรเสถียร. (2012). การเพิ่มประสิทธิภาพการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนเพื่อบำบัดตะกอนส่วนเกินจากระบบตะกอนเร่งด้วยกระบวนการหมุนเวียนค่าความเป็นด่าง. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี. นครราชสีมา.
- มันสิน ตันฑุลเวศม์. (2542). เทคโนโลยีบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม. โรงพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. กรุงเทพฯ.
- มันสิน ตันฑุลเวศม์. (2546). คู่มือวิเคราะห์คุณภาพน้ำ. พิมพ์ครั้งที่ 4. กรุงเทพฯ : บริษัทแซน อี. 68 แลป.
- มันสิน ตันฑุลเวศม์. (2547). เคมีวิทยาของน้ำและน้ำเสีย. พิมพ์ครั้งที่ 2. กรุงเทพฯ : โรงพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- วาสนา พิธีรมนงค์สิน. (2539). การเปรียบเทียบการใช้ฟอสฟอรัสภายใต้สภาพแอโรบิกและสภาพแอนีอ็อกซิกในกระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพที่อายุตะกอนต่างๆกัน. เทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม.
- เวลาวี ไชยพันธุ์ และคณะ. (2550). การศึกษาโครงสร้างชุมชนแบคทีเรียคู่แข่งในการบำบัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพแบบเพิ่มพูนในน้ำทิ้งที่มีความเค็ม โดยใช้ระบบเอสบีอาร์. ภาควิชาชีววิทยา คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยทักษิณ

- ศิริกานดา ธรรมพร. (2555). การประยุกต์ใช้ระบบร่วระหว่าง DOWNFLOW HANGING SPONGE (DHS) ที่ใช้เชื้อราและแบคทีเรียเป็นจุลชีพเพื่อบำบัดน้ำเสีย ที่มีการปนเปื้อนของคาร์โบไฮเดรตสูง. *วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี.*
- จรเขข วรรณทามาศ. (2551). ผลของอุณหภูมิสูงและปริมาณคาร์บอนต่ำที่ส่งผลต่อการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ. *ภาควิชาเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยมหิดล.*
- หนึ่งฤทัย พานิชชวลิต. (2547). ผลของถังแอน็อกซิกที่มีต่อการผลิตสัลไฟด์และประสิทธิภาพการกำจัดของระบบบอเอส. *ภาควิชาเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยมหิดล.*
- ปีวรา บุตรวงศ์. (2546). การสังเคราะห์ PHA จากกระบวนการแอนแอโรบิก-แอโรบิกแอกทิเวเต็ดสลัดจ์ที่ใช้บำบัดน้ำเสียต่างชนิดกัน. *มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.*
- มงคล คำรงค์ศรี สุธา ขาวเขียว และ สุทรวดี ศิริยานนท์. (2554). ตำราระบบบำบัดมลพิษน้ำ. บริษัท บุญศิริการพิมพ์ จำกัด, กรุงเทพฯ.
- อรรรณพ ฤทธิปัญญาวงศ์. (2543). ผลของสารอินทรีย์คาร์บอนภายนอกต่าง ๆ กันต่อการสังเคราะห์พีเอชเอในเซลล์จุลินทรีย์ จากระบบแอนแอโรบิก – แอโรบิกแอกทิเวเต็ดสลัดจ์. *คณะวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยพระจอมเกล้าธนบุรี.*
- อุบลวรรณ กมลศิริประเสริฐ. (2536). การกำจัดฟอสเฟตในน้ำนึ่งที่ผ่านการบำบัดจากระบบแอร์เรเตลลาถูก โดยกระบวนการตกตะกอนเคมี. *วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.*
- Acevedo, B., Borrás, L., Oehmen, A., and Barat, R. (2014). Modelling the metabolic shift of polyphosphate-accumulating organisms. *Water Research*. 65: 235–244.
- Acevedo, B., Oehmen, A., Carvalho, G., Seco, A., Borrás, L., and Barat, R. (2012). Metabolic shift of polyphosphate-accumulating organisms with different levels of polyphosphate storage. *Water Research*. 46(6): 1889–1900.
- Adgate, J. L., Willis, R. D., Buckley, T. J., Chow, J. C., Watson, J. G., Rhoads, G. G., and Liroy, P. J. (1998). Chemical Mass Balance Source Apportionment of Lead in House Dust. *Environmental Science & Technology*. 32(1): 108–114.
- Adrian, O., Aaron, M.S.M., Teresa, V., Zhiguo, Y. and Jurg, K. (2006). Competition between polyphosphate and glycogen accumulating organisms in enhanced biological phosphorus removal systems with acetate and propionate as carbon sources. *Journal of Biotechnology*. 123: 22-32.

- Adrian, O., Paulo, C.L., Gilda, C., Zhiguo, Y., Jürg, K., Linda, L.B. and Maria, A.M.R. (2007). Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale. **Water Research**.41: 2271-2300.
- Aiking, H., Stijnman, A., van Garderen, C., van Heerikhuizen, H. and van't Riet, J. (1984). Inorganic phosphate accumulation and cadmium detoxification in *Klebsiella aerogenes* NCTC 418 growing in continuous culture, *Appl. Environ. Microbiol.* 47: 374–377.
- Andole, O. H., Lei, Z., Zhang, Z., Raude, J. and Kanali, C. (2017). Optimization of Biogas Production in Dry Anaerobic Digestion of Swine Manure by the Use of Alkalinity Index to Monitor a Prototype Cylindrical Digester, *Sustainable. Energy.* 5(1): 32-37.
- APHA, AWWA and WEF. (2012). **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 22nd Ed., Washington DC.
- APHA., AWWA., WPCF., Eaton, A. D. and Franson, M. Ann H. (2005). **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 20th ed. Washington DC: USA.
- Arun, V., Mino, T. and Matsuo, T. (1988). Biological mechanism of acetate uptake mediated by carbohydrate consumption in excess phosphorus removal systems. **Water Research**. 22(5): 565-570.
- Auling, G., Pilz, F., Busse, H. J., Karrasch, S., Streichan, M., and Schön, G. (1992). Analysis of the polyphosphate-accumulating microflora in phosphorus-eliminating, anaerobic-aerobic activated sludge systems by using diaminopropane as a biomarker for rapid estimation of *Acinetobacter* spp. **Applied and environmental microbiology**. 57: 3585-92.
- Azzouz, A.A.H., Naas, N.A. and Darwish, K.M. (2017). Physicochemical characterization of the sewage sludge from guarchia wastewater treatment plant in benghazi-libya evaluation of the organic composition. **MOJBOC**. 1(2): 30-48.
- Baetens, D. (2001). Enhanced biological phosphorus removal modelling and experimental design. **JABS**. Ghent University. Belgium.
- Bajekal, S., and Dharmadhikari, N. (2008). Use of polyphosphate accumulating organisms (pao) for treatment of phosphate sludge. **Proceeding of Taal2007: The 12th World Lake Conference**: 918-922.
- Bao, L., Li, D., Li, X., Huang, R., Zhang, J., Lv, Y., and Xia, G. (2007). Phosphorus accumulation by bacteria isolated from a continuous-flow two-sludge system. **Journal of Environmental Sciences**. 19(4): 391–395.

- Barker, P. S., and Dold, P. L. (1995). COD and nitrogen mass balances in activated sludge systems. **Water Research**. 29(2): 633–643.
- Bermúdez-Penabad, N., Kennes. C., and Veiga, M.C. (2017). Anaerobic digestion of tuna waste for the production of volatile fatty Acids. **Waste management**. 68: 96-102.
- Bin, Z., Bin, X., Zhigang, Q., Zhiqiang, C., Junwen, L., Taishi, G. and Jingfeng, W. (2015). Denitrifying capability and community dynamics of glycogen accumulating organisms during sludge granulation in an anaerobic-aerobic sequencing batch reactor. **Scientific Reports**. 5(1).
- Bond, P.L., Keller, J. and Blackall, L.L. (1999). Anaerobic phosphate release from activated sludge with enhanced biological phosphorus removal: a possible mechanism of intracellular pH control. **Biotechnology and Bioengineering**. 63: 507–515.
- Boontian N. (2012). Using the activated sludge model 2D (ASM2D) to understand and predict the phosphorus accumulating organisms mechanism in enhanced biological phosphorus removal in relation to disintegrated sludge as a carbon source. **Cranfield Water Science Institute**.
- Broughton, A., Pratt, S., and Shilton, A. (2008). Enhanced biological phosphorus removal for high-strength wastewater with a low rbCOD:P ratio. **Bioresource Technology**. 99(5): 1236–1241.
- Brun, R., Kühni, M., Siegrist, H., Gujer, W., and Reichert, P. (2002). Practical identifiability of ASM2d parameters—systematic selection and tuning of parameter subsets. **Water Research**. 36(16): 4113–4127.
- Cavinato, C., Da Ros, C., Pavan, P., and Bolzonella, D. (2017). Influence of temperature and hydraulic retention on the production of volatile fatty acids during anaerobic fermentation of cow manure and maize silage. **Bioresource Technology**. 223: 59–64.
- Chan, C., Guisasola, A. and Baeza, J. A. (2017). Enhanced biological phosphorus removal at low sludge retention time in view of its integration in a-stage systems. **Water Research**. 118: 217-226.
- Chen, Y., Jiang, S., Yuan, H., Zhou, Q., Gu, G. (2007). Hydrolysis and acidification of waste activated sludge at different pHs. **Water Research**. 41: 683-689.
- Chen, H., and Chang, S. (2017). Impact of temperatures on microbial community structures of sewage sludge biological hydrolysis. **Bioresource Technology**. 245: 502–510.
- Chen, Y., Jiang, X., Xiao, K., Shen, N., Zeng, R. J., and Zhou, Y. (2017). Enhanced volatile fatty acids (VFAs) production in a thermophilic fermenter with stepwise pH increase – Investigation on dissolved organic matter transformation and microbial community shift. **Water Research**. 112: 261–268.

- Chen, Y., Liu, Y., Zhou, Q., and Gu, G. (2005). Enhanced phosphorus biological removal from wastewater—effect of microorganism acclimatization with different ratios of short-chain fatty acids mixture. **Biochemical Engineering Journal**. 27(1), 24–32.
- Chuang, S. H., Ouyang, C. F., Yuang H. C. and You, S. J. (1997). Effects of SRT and do on nutrient removal in a combined as-biofilm process. **Water Science and Technology**. 36(12): 19-27.
- Chuang, S.-H., Chang, W.-C., Huang, Y.-H., Tseng, C.-C., and Tai, C.-C. (2011). Effects of different carbon supplements on phosphorus removal in low C/P ratio industrial wastewater. **Bioresource Technology**. 102(9): 5461–5465.
- Cole, J. K., Hutchison, J. R., Renslow, R. S., Kim, Y.-M., Chrisler, W. B., Engelmann, H. E. and Lindemann, S. R. (2014). Phototrophic biofilm assembly in microbial-mat-derived unicyanobacterial consortia: model systems for the study of autotroph-heterotroph interactions, **Frontiers in Microbiology**. 5.
- Cristina, C., Cinzia, D. R., Paolo, P. and David, B. (2017). Influence of temperature and hydraulic retention on the production of volatile fatty acids during anaerobic fermentation of cow manure and maize silage. **Bioresource Technology**. 223: 59-64.
- Deinema, M. H., van Loosdrecht, M., and Scholten, A. (1985). Some Physiological Characteristics of *Acinetobacter* spp. Accumulating Large Amounts of Phosphate. **Water Science and Technology**. 17(11-12): 119–125.
- Deng, L., Zheng, P., Chen, Z., and Mahmood, Q. (2008). Improvement in post-treatment of digested swine wastewater. **Bioresource Technology**. 99(8): 3136–3145.
- Ehab, M.R., Maha, M.E., Mohamed, A.H. and Ahmed, M.N. (2013). Application of contact stabilization activated sludge for enhancing biological phosphorus removal (EBPR) in domestic wastewater. **HBRC Journal**. 10: 92–99.
- Ehsan, R., Bart, Z., Sascha, R.A.K. and Boelo, S. (2016). Extraction of volatile fatty acids from fermented wastewater. **Separation and Purification Technology**. 161: 61-68.
- Einführendes, E., Haupt, E. and Ergänzendes, E. (2004). Chemical Analyses - Determination of total organic carbon (TOC) in waste, sludges and sediments. **European Standard**.
- El-Gammal, M., Abou-Shanab, R., Angelidaki, I., Omar, B., Sveding, P. V., Karakashev, D. B., and Zhang, Y. (2017). High efficient ethanol and VFA production from gas fermentation: Effect of acetate, gas and inoculum microbial composition. **Biomass and Bioenergy**. 105: 32–40.

- Elias, K. M. and Jose, A. V. (2015) Effects of Antimicrobial Combinations on *Pseudomonas aeruginosa* *Aspergillus fumigatus* Mixed Microbial Biofilm. **Journal of Microbiology**. 2(4): 1-12.
- Filipe, C. D. M., Daigger, G. T. and Grady, C. P. L. (2001). Stoichiometry and kinetics of acetate uptake under anaerobic conditions by an enriched culture of phosphorus-accumulating organisms at different pHs. **Biotechnology and Bioengineering**. 76(1): 32–43.
- Freitas, F., Temudo, M.F., Carvalho, G., Oehmen, A., Reis, M. (2009). Robustness of sludge enriched with short SBR cycles for biological nutrient removal. **Bioresource Technology**. 100: 1969-1976.
- Fuhs, G. W., and Chen, M. (1975). Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater. **Microbial Ecology**. 2(2): 119–138.
- Gao, Y., Peng, Y., Zhang, J., Wang, S., Guo, J., and Ye, L. (2011). Biological sludge reduction and enhanced nutrient removal in a pilot-scale system with 2-step sludge alkaline fermentation and A2O process. **Bioresource Technology**. 102(5): 4091–4097.
- Ge, H., Batstone, D. J. and Keller, J. (2015). Biological phosphorus removal from abattoir wastewater at very short sludge ages mediated by novel pao clade comamonadaceae. **Water Research**. 69: 173-182.
- Gebremariam, S. Y., Beutel, M. W., Christian, D., and Hess, T. F. (2012). Effects of glucose on the performance of enhanced biological phosphorus removal activated sludge enriched with acetate. **Bioresource Technology**. 121: 19–24.
- Georg, A., Frank, P., Hans, J. B., Simone, K., Marlies, S. and Georg, S. (1991). Analysis of the Polyphosphate-Accumulating Microflora in Phosphorus-Eliminating, Anaerobic-Aerobic Activated Sludge Systems by Using Diaminopropane as a Biomarker for Rapid Estimation of *Acinetobacter* spp. **Applied and Environmental Microbiology**. 3585-3592.
- Guerrero, J., Guisasola, A., & Baeza, J. A. (2011). The nature of the carbon source rules the competition between PAO and denitrifiers in systems for simultaneous biological nitrogen and phosphorus removal. **Water Research**. 45(16): 4793–4802.
- Guerrero, J., Guisasola, A., and Baeza, J. A. (2015). Controlled crude glycerol dosage to prevent EBPR failures in C/N/P removal WWTPs. **Chemical Engineering Journal**. 271: 114–127.
- Guerrero, J., Tayà, C., Guisasola, A., and Baeza, J. A. (2012). Glycerol as a sole carbon source for enhanced biological phosphorus removal. **Water Research**. 46(9): 2983–2991.

- Guo, Y., Peng, Y., Wang, B., Li, B., Zhao, M. (2016). Achieving simultaneous nitrogen removal of low C/N wastewater and external sludge reutilization in a sequencing batch reactor. **Chemical Engineering Journal**. 306: 925-932.
- Guojing, Y., Dongbo, W., Qi, Y., Jianwei, Z., Yiwen, L., Qilin, W., Guangming, Z., Xiaoming, L. and Hailong, L. (2018). Effect of acetate to glycerol ratio on enhanced biological phosphorus removal. **Chemosphere**. 196: 78-86.
- Haberman, A., Zelinger, E. and Samach, A. (2017). Scanning Electron Microscope (SEM) Imaging to Determine Inflorescence Initiation and Development in Olive. **Bio-protocol**. 7(19): 2575.
- Hanada, S. (2002). *Tetrasphaera elongata* sp. nov., a polyphosphate-accumulating bacterium isolated from activated sludge. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**. 52(3): 883–887.
- Hao, J., and Wang, H. (2015). Volatile fatty acids productions by mesophilic and thermophilic sludge fermentation: Biological responses to fermentation temperature. **Bioresource Technology**. 175: 367–373.
- Hascoet, M. C. and Florentz, M. (1985). Influence of nitrates on biological phosphorus removal from wastewater. **Water South African**. 11(1): 1–8.
- He, S., and McMahon, K. D. (2011). Microbiology of “Candidatus Accumulibacter” in activated sludge. **Microbial Biotechnology**. 4(5): 603–619.
- He, S., Gall, D. L., and McMahon, K. D. (2007). “Candidatus Accumulibacter” Population Structure in Enhanced Biological Phosphorus Removal Sludges as Revealed by Polyphosphate Kinase Genes. **Applied and Environmental Microbiology**. 73(18): 5865–5874.
- He, Z.-W., Yang, C.-X., Wang, L., Guo, Z.-C., Wang, A.-J., and Liu, W.-Z. (2016). Feasibility of short-term fermentation for short-chain fatty acids production from waste activated sludge at initial pH10: Role and significance of rhamnolipid. **Chemical Engineering Journal**. 290: 125–135.
- Henze, M. (1992). Characterization of Wastewater for Modelling of Activated Sludge Processes. **Water Science and Technology**. 25(6): 1–15.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T. and van Loosdrecht, M.C.M. (2000). Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. reprint ed. London : **IWA Publishing**.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., and van Loosedrecht, M. (2015). Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. **Water Intelligence Online**. 5(0).

- Hoang, P.H., Nguyen, H.T., Tran, T.T., Tran, T.T., Do, L.P. and Le, T.N.C. (2016). Isolation and selection of nitrifying bacteria with high biofilm formation for treatment of ammonium polluted aquaculture water. **Journal of Vietnamese Environment**. 8: 33-40.
- Hrenovic, J., Tibljas, D., Buyukgungor, H., and Orhan, Y. (2003). Influence of Support Materials on Phosphate Removal by the Pure Culture of *Acinetobacter calcoaceticus*. **Food Technology and Biotechnology**. 41(4): 331-338
- Htay, A.P., Boontian, N., Yingchon, U. and Piasai, C. (2011). Biogas Production from Cassava Pulp: Review of Current Condition and Future Perspective. **Environmental Engineering Association of Thailand**. งานประชุมวิชาการเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม ประจำปี ครั้งที่ 27 สวสท 58. 11-17.
- Hu, X., Sobotka, D., Czerwionka, K., Zhou, Q., Xie, L. and Makinia, J. (2018). Effects of different external carbon sources and electron acceptors on interactions between denitrification and phosphorus removal in biological nutrient removal processes. **Journal of Zhejiang University-SCIENCE B**. 19(4): 305–316.
- Hu, Z., Wentzel, M. and Ekama, G. (2003). Modelling biological nutrient removal activated sludge systems—a review. **Water Research**. 37(14): 3430-3444.
- Huang, J., Zhou, R., Chen, J., Han, W., Chen, Y., Wen, Y., and Tang, J. (2016). Volatile fatty acids produced by co-fermentation of waste activated sludge and henna plant biomass. **Bioresource Technology**. 211: 80–86.
- Huang, W., Huang, W., Yuan, T., Zhao, Z., Cai, W., Zhang, Z., Cai, W., Zhang, Z., Lei, Z., and Feng, C. (2016). Volatile fatty acids (VFAs) production from swine manure through short-term dry anaerobic digestion and its separation from nitrogen and phosphorus resources in the digestate. **Water Research**. 90: 344–353.
- Huang, X., Shen, C., Liu, J., and Lu, L. (2015). Improved volatile fatty acid production during waste activated sludge anaerobic fermentation by different bio-surfactants. **Chemical Engineering Journal**. 264: 280–290.
- Huijun, M., Xingchun, C., He, L., Hongbo, L. and Bo, F. (2016). Improved volatile fatty acids anaerobic production from waste activated sludge by pH regulation: Alkaline or neutral pH?, **Waste Management**. 48: 397-403.
- Huilei, X., Jinluan, C., Hui, W. and Hanchang, S. (2012). Influences of volatile solid concentration, temperature and solid retention time for the hydrolysis of waste activated sludge to recover volatile fatty acids. **Bioresource Technology**. 119: 285-292.

- Hyun, U. C., Young, M. K., Yun, N. C., Hye, G. K. and Jong, M. P. (2015). Influence of temperature on volatile fatty acid production and microbial community structure during anaerobic fermentation of microalgae. **Bioresource Technology**. 191: 475-480.
- Infantes, D., González del Campo, A., Villaseñor, J., and Fernández, F. J. (2011). Influence of pH, temperature and volatile fatty acids on hydrogen production by acidogenic fermentation. **International Journal of Hydrogen Energy**. 36(24): 15595–15601.
- Jasna, H., Darko, T., Hanife, B. and Yüksel, O. (2003). Influence of Support Materials on Phosphate Removal by the Pure Culture of *Acinetobacter calcoaceticus*. **Food Technology and Biotechnology**. 41 (4) 331–338.
- Javier, G., Albert, G., Juan, A.B., (2015). Controlled crude glycerol dosage to prevent EBPR failures in C/N/P removal WWTPs. **Chemical Engineering Journal**. 271: 114–127.
- Jena, J., Kumar, R., Dixit, A., Pandey, S., and Das, T. (2015). evaluation of simultaneous nutrient and cod removal with polyhydroxybutyrate (phb) accumulation using mixed microbial consortia under anoxic condition and their bioinformatics analysis. **PLOS ONE**. 10(2):1-20.
- Jessi, C. K., Hutchison, J. R., Renslow, R. S., Kim, Y.-M., Chrisler, W. B., Engelmann, H. E. and Lindemann, S. R. (2014). Phototrophic biofilm assembly in microbial-mat-derived unicyanobacterial consortia: model systems for the study of autotroph-heterotroph interactions. **Frontiers in Microbiology**. 5.
- Jianlong, W. and Jing, K. (2005). The characteristics of anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) by granular sludge from an EGSB reactor. **Process Biochemistry**. 40(5), 1973–1978.
- Jingang, H., Rongbing, Z., Jianjun, C., Wei, H., Yi, C., Yue, W. and Junhong, T. (2016). Volatile fatty acids produced by co-fermentation of waste activated sludge and henna plant biomass. **Bioresour Technology**. 211: 80-86.
- Jung, K.W., Kim, K., Jeong, T.U., and Ahn, K.H. (2016). Influence of pyrolysis temperature on characteristics and phosphate adsorption capability of biochar derived from waste-marine macroalgae (*Undaria pinnatifida* roots). **Bioresource Technology**. 200: 1024–1028.
- Jung, M.-Y., Park, S.-J., Min, D., Kim, J.-S., Rijpstra, W. I. C., Sinnighe Damsté, J. S. and Rhee, S.-K. (2011). Enrichment and Characterization of an Autotrophic Ammonia-Oxidizing Archaeon of Mesophilic Crenarchaeal Group I.1a from an Agricultural Soil. **Applied and Environmental Microbiology**. 77(24), 8635–8647.

- Kampas, P., Parsons, S. A., Pearce, P., Ledoux, S., Vale, P., Cartmell, E., and Soares, A. (2009). An internal carbon source for improving biological nutrient removal. **Bioresource Technology**. 100(1): 149–154.
- Kee, F.L., Tadashi, S., Ying, H.O., Adeline, S.M.C., Hak, K.Y. and Pei, Y.H. (2015). Kinetic and stoichiometric characterization for efficient enhanced biological phosphorus removal (EBPR) process at high temperatures. **Bioprocess and Biosystems Engineering**. 38: 729–737.
- Koichi, S., Shinya, M., Satoshi, O., Kensuke, N., Akihiko, T., Satoshi, T. and Akira, H. (2008). Modeling and experimental study on the anaerobic/aerobic/anoxic process for simultaneous nitrogen and phosphorus removal: The effect of acetate addition. **Process Biochemistry**. 43: 605-614.
- Kortstee, G. J. J., Appeldoorn, K. J., Bonting, C. F. C., van Niel E. W. J. and van Veen, H. W. (2000). Recent Developments in the Biochemistry and Ecology of Enhanced Biological Phosphorus Removal. **Biochemistry. Biokhimiia**. 65(3): 332-340.
- Kroiss, H., Rechberger, H., and Egle, L. (2011). Phosphorus in Water Quality and Waste Management. **Integrated Waste Management**. 2: 181-214.
- Lee, D., Kim, M. and Chung, J. (2007). Relationship between solid retention time and phosphorus removal in anaerobic-intermittent aeration process. **Journal of Bioscience and Bioengineering**. 103(4): 338-344.
- Leitao, R.C., Haandel, A.C., Zeeman, G. and Lettinga, G. (2006). The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: a review. **Bioresource Technology**. 97: 1105-1118.
- Li, B. and Wu, G. (2014). Effects of sludge retention times on nutrient removal and nitrous oxide emission in biological nutrient removal processes. **International Journal of Environmental Research and Public Health**. 11(4): 3553-3569.
- Li, D., Fang, Z., Long, X., Tang, R., and S. Di. (2016). Effects of matrix types on formation and transformation of energy-accumulating substances in enhanced biological phosphorus removal (EBPR). **Cellular and Molecular Biology**. 62 (14): 34-37.
- Li, D., Lv, Y., Cao, M., Zeng, H., and Zhang, J. (2016). Optimized hydraulic retention time for phosphorus and COD removal from synthetic domestic sewage with granules in a continuous-flow reactor. **Bioresource Technology**. 216: 1083–1087.

- Li, J., Zeng, Y., Liu, W., Wang, Y., Zheng, Y., Liu, C., and Zhao, Y. (2016). Effect of Methanogenesis of Residue from Thermal Pre-treatment Sludge by Anaerobic Fermentative Hydrogen Production. **Procedia Environmental Sciences**. 31: 318–324.
- Li, W.-W., Zhang, H.-L., Sheng, G.-P., and Yu, H.-Q. (2015). Roles of extracellular polymeric substances in enhanced biological phosphorus removal process. **Water Research**. 86: 85–95.
- Li, X., Chen, H., Hu, L., Yu, L., Chen, Y. and Gu, G. (2011). Pilot-Scale Waste Activated Sludge Alkaline Fermentation, Fermentation Liquid Separation, and Application of Fermentation Liquid To Improve Biological Nutrient Removal. **Environmental science & technology**. 45: 1834-1839
- Liau, K. F., Shoji, T., Ong, Y. H., Chua, A. S. M., Yeoh, H. K., and Ho, P. Y. (2014). Kinetic and stoichiometric characterization for efficient enhanced biological phosphorus removal (EBPR) process at high temperatures. **Bioprocess and Biosystems Engineering**. 38(4): 729–737.
- Lin, J., Zuo, J., Gan, L., Li, P., Liu, F., Wang, K., Chen, L., and Gan, H. (2011). Effects of mixture ratio on anaerobic co-digestion with fruit and vegetable waste and food waste of China. **Journal of Environmental Sciences**. 23(8): 1403–1408.
- Liu, H., Xiao, H., Yin, B., Zu, Y., Liu, H., Fu, B., and Ma, H. (2016). Enhanced volatile fatty acid production by a modified biological pretreatment in anaerobic fermentation of waste activated sludge. **Chemical Engineering Journal**. 284: 194–201.
- Liu, W.-T., Mino, T., Nakamura, K., and Matsuo, T. (1994). Role of glycogen in acetate uptake and polyhydroxyalkanoate synthesis in anaerobic-aerobic activated sludge with a minimized polyphosphate content. **Journal of Fermentation and Bioengineering**. 77(5): 535–540.
- Liu, W.-T., Nakamura, K., Matsuo, T. and Mino, T. (1997). Internal energy-based competition between polyphosphate- and glycogen-accumulating bacteria in biological phosphorus removal reactors—effect of P/C feeding ratio. **Water Research**. 31: 1430–1438.
- Liu, X., Xiang, L., Song, Y., Qian, F. and Meng, X. (2015). The effects and mechanism of alkalinity on the phosphate recovery from anaerobic digester effluent using dolomite lime. **Environmental Earth Sciences**. 73(9): 5067-5073.
- Liu, X., Zhuo, S., Rensing, C. and Zhou, S. (2018) Syntrophic growth with direct interspecies electron transfer between pili-free *Geobacter* species. **The ISME Journal**. 12(9): 2142-2151.
- Lopez-Vazquez, C., Oehmen, A. M., Hooijmans, C., Brdjanovic, D., Gijzen, H., Yuan, Z., van Loosdrecht, M. (2008). Modeling the PAO-GAO competition: Effects of carbon source, pH and temperature. **Water research**. 43: 450-462.

- Maite, E. G., Reda, A. S., Irini, A., Basma, O., Per, V. S., Dimitar, B. K. and Yifeng, Z. (2017). High efficient ethanol and VFA production from gas fermentation: Effect of acetate, gas and inoculum microbial composition. **Biomass Bioenergy**. 105: 32-40.
- Mannina, G., Capodici, M., Cosenza, A. and Di Trapani, D. (2016). Carbon and nutrient biological removal in a University of Cape Town membrane bioreactor: Analysis of a pilot plant operated under two different C/N ratios. **Chemical Engineering Journal**. 296: 289–299.
- Mannina, G., Cosenza, A., Viviani, G., and Ekama, G. A. (2018). Sensitivity and uncertainty analysis of an integrated ASM2d MBR model for wastewater treatment. *Chemical Engineering Journal*. 351: 579–588.
- Marlies, S., Jochen, R. G. and Georg, S. (1990). Polyphosphate-accumulating bacteria from sewage plants with different processes for biological phosphorus removal, *FEMS Microbiology Ecology*. 73: 113-124.
- Meganck and Faup. (1988). **Enhance Biological Phosphorus Removal from Wastewaters**. Biotreatment Systems. 3, D. L. Wise, Ed., CRC Press, Boca Raton, FL. 111-203.
- Meijer, S. C., van Loosdrecht, M. C., and Heijnen, J. (2001). Metabolic modelling of full-scale biological nitrogen and phosphorus removing wwtp's. **Water Research**. 35(11): 2711–2723.
- Meijer, S. C., van Loosdrecht, M. C., and Heijnen, J. (2002). Modelling the start-up of a full-scale biological phosphorous and nitrogen removing WWTP. **Water Research**. 36(19): 4667–4682.
- Merzouki, M., Bernet, N., Delgenes, J., and Benlemlih, M. (2005). Effect of prefermentation on denitrifying phosphorus removal in slaughterhouse wastewater. **Bioresource Technology**. 96(12): 1317–1322.
- Metcalf and Eddy. (2003). **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4th ed. New York: McGraw-Hill, USA.
- Monclús, H., Sipma, J., Ferrero, G., Comas, J., and Rodriguez-Roda, I. (2010). Optimization of biological nutrient removal in a pilot plant UCT-MBR treating municipal wastewater during start-up. **Desalination**. 250(2): 592–597.
- Nair, A.T., and Ahammed, M.M. (2015). Water treatment sludge for phosphate removal from the effluent of UASB reactor treating municipal wastewater. **Process Safety and Environmental Protection**. 94: 105–112.

- Nielsen, P. H., Saunders, A. M., Hansen, A. A., Larsen, P., and Nielsen, J. L. (2012). Microbial communities involved in enhanced biological phosphorus removal from wastewater—a model system in environmental biotechnology. **Current Opinion in Biotechnology**. 23(3): 452–459.
- Nowak, O. Franz, A., Svardal, K., Müller, V. and Kühn, V. (1999). Parameter estimation for activated sludge models with the help of mass balances. **Water Science and Technology**. 39(4): 133-120.
- Oehmen, A. (2004). Enhanced biological phosphorus removal: optimisation through process analysis and operational improvements, the competition between polyphosphate accumulating organisms and glycogen accumulating organisms in the enhanced biological phosphorous removal process, School of Engineering. **The University of Queensland**.
- Ohtake, H., Takahashi, K., Tsuzuki, Y., and Toda, K. (1984). Phosphorus release from a pure culture of *Acinetobacter calcoaceticus* under anaerobic conditions. **Environmental Technology Letters**. 5(1-11): 417–424.
- Pai, T. Y., Ouyang, C. F., Su, J. L., and Leu, H. G. (2001). Modelling the steady-state effluent characteristics of the TNCU process under different return mixed liquid. **Applied Mathematical Modelling**. 25(12): 1025–1038.
- Pang, L., Ni, J., and Tang, X. (2014). Fast characterization of soluble organic intermediates and integrity of microbial cells in the process of alkaline anaerobic fermentation of waste activated sludge. **Biochemical Engineering Journal**. 86: 49–56.
- Peng, Y., Wang, X. and Li, B. (2006). Anoxic biological phosphorus uptake and the effect of excessive aeration on biological phosphorus removal in the A^2O process. **Desalination**. 189(1-3): 155-164.
- Pérez-Alfaro, J. E., González-Blanco, G., Sierra-Palacios, E., Marcial-Quino, J. and Beristain-Cardoso, R. (2014). Acclimation of nitrifying biomass and its effect on 2-chlorophenol removal. **Water Science and Technology**. 71(2): 277-282.
- Piasai, C., Boontian, N., Yingchon, U. and Pyae, H.A. (2017). Effect of Acetate as a Sole Carbon Source for Enhance Biological Phosphorus Removal, Oral Presentations. **Renewable Energy Sources - Research and Business (RESRB) 2017 Conference**. June 19-21. Wrocław, Poland.
- Pijuan, M., Saunders, A.M., Guisasola, A., Baeza, J. A., Casas, C. and Blackall, L.L. (2004). Enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor using propionate as the sole carbon source. **Biotechnology and Bioengineering**. 85(1): 56-67.

- Puig, S., Coma, M., Monclús, H., van Loosdrecht, M. C. M., Colprim, J. and Balaguer, M. D. (2008). Selection between alcohols and volatile fatty acids as external carbon sources for EBPR. **Water Research**. 42(3): 557-566.
- Kammafoo, P.(1999). Interaction of organic acids on biogas production III : lactic acid degradation modeling. Bangkok : **King Mongkut's University of Technology Thonburi**.
- Qasim, S.R. (1999). **Wastewater Treatment Plants: Planning, Design and operation**. 2nd ed. Boca Raton: CRC Press.
- Rabaan, A. A., Saunar, J. V., Bazzi, A. M., Raslan, W. F., Taylor, D. R. and Al-Tawfiq, J. A. (2017). Epidemiology and detection of acinetobacter using conventional culture and in-house developed PCR based methods. **Journal of Infection and Public Health**. 10(1): 124-128.
- Racho, P. (2009). Investigation of downflow hanging sponge (DHS) system using bacterial and fungal cultures as a post treatment for the UASB effluent of a tapioca starch wastewater. **Ph.D. thesis. Suranaree University of Technology**. Nakhonratchasima, Thailand.
- Rademacher, A., Nolte, C., Schonberg, M. and Klocke, M. (2012). Temperature increases from 55 to 75 C in a two-phase biogas reactor result in fundamental alterations within the bacterial and archaeal community structure. **Applied Microbiology and Biotechnology**. 96: 565-576.
- Randall, C. W., Barnard, J. L. and Stensel, H.D. (1992). Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. **Lancaster: Technomic Publishing**. 25-78.
- Rashed, E. M., El-Shafei, M. M., Heikal, M. A., and Noureldin, A. M. (2014). Application of contact stabilization activated sludge for enhancing biological phosphorus removal (EBPR) in domestic wastewater. **HBRC Journal**. 10(1): 92-99.
- Ren, N., Wang, B. and Huang, J. (1997). Ethanol-type fermentation of carbohydrate wastewater in a high rate acidogenic reactor. **Biotechnology and Bioengineering**. 54:428-433.
- Rodrigo, M. A., Seco, A., Ferrer, J. and Peña-Roja, J. M. (1999). The effect of the sludge age on the deterioration of the enhanced biological phosphorus removal process. **Environmental Technology**. 20(10): 1055-1063.
- Rungnapha, K., Karel, J. K., Huub, R. and Hardy, T. (2015). Volatile fatty acids production from sewage organic matter by combined bioflocculation and anaerobic fermentation. **Bioresource Technology**. 193: 150-155.
- Rustrian, E., Delgenes, J.P. and Moletta, R. (1996) Effect of the volatile fatty acids on phosphate uptake parameters by pure cultures of Acinetobacter sp. **Lett Appl Microbiol**. 23(4): 245-248.

- Ruyi, W., Yongmei, L., Wenling, C., Jinte, Z. and Yinguang, C. (2016). phosphate release involving PAOs activity during anaerobic fermentation of EBPR sludge and the extension of ADM1. **Chemical Engineering Journal**. 287: 436-447.
- Salma, T., Qinhong, J., Sufia, H., Chunfeng, C., Guangxin, Y. and Zhenjia, Z. (2015) Treatment of Coal Gasification Wastewater by Anaerobic SBR-Aerobic SBR Process for Elimination of Toxic Organic Matters- A Lab Scale Study. **RSC Advances**. 72: 1-33.
- Saito, T., Brdjanovic, D., van Loosdrecht, M. (2004). Effect of nitrite on phosphate uptake by phosphate accumulating organisms. **Water research**. 38: 3760-3768.
- Satoh, H., Ramey, W.D., Koch, F.A., Oldham, W.K., Mino, T. and Matsuo, T. (1996). Anaerobic substrate uptake by the enhanced biological phosphorus removal activated sludge treating real sewage. **Water Science and Technology**. 34(4): 8-15.
- Shaomei, H., Daniel, L. G. and Katherine, D. M. (2007). "Candidatus Accumulibacter" Population Structure in Enhanced Biological Phosphorus Removal Sludges as Revealed by Polyphosphate Kinase Genes. **Applied and Environmental Microbiology**. 5865–5874.
- Shinya, Y. and Yukihiro, M. (2008). The Asian Biomass Handbook. A Guide for Biomass Production and Utilization. **Japanese Institute of Energy**.
- Smolders, G. J. F., Meij, J., Van Loosdrecht, M. C. M., and Heijnen, J. J. (1994). Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: stoichiometry and pH influence. **Biotechnology and Bioengineering**. 43: 461–470.
- Soares, A., Kampas, P., Maillard, S., Wood, E., Brigg, J., Tillotson, M., Parsons, S. A., Cartmell, E. (2010). Comparison between disintegrated and fermented sewage sludge for production of a carbon source suitable for biological nutrient removal. **Journal of Hazardous Materials**. 175(1-3): 733–739.
- Soejima, K., Matsumoto, S., Ohgushi, S., Naraki, K., Terada, A., Tsuneda, S., and Hirata, A. (2008). Modeling and experimental study on the anaerobic/aerobic/anoxic process for simultaneous nitrogen and phosphorus removal: The effect of acetate addition. **Process Biochemistry**. 43(6): 605–614.
- Spellman, F.R. (2011). **Spellman's Standard Handbook for Wastewater Operators**. Vol2. 485pp.
- Standard methods for the examination of water and wastewater/ prepared and published. (1992). jointly by American Public Health Association, American Water Works Association. Water Pollution Control Federation ; joint editorial board, Arnold E. Greenberg, Lenore S. Clesceri, Andrew D. Eaton. - 18th ed.

- Streichan, M., Golecki, J. R., and Schon, G. (1990). Polyphosphate-accumulating bacteria from sewage plants with different processes for biological phosphorus removal. **FEMS Microbiology Letters**. 73(2): 113–124.
- Subba Rao, N. S. (1995). Soil microorganisms and plant growth. (3rd ed. (rev. and enl.)). **Science Publishers**. Lebanon. N.H. 335p.
- Sun, L., Wang, Z., Wei, X., Li, P., Zhang, H., Li, M., Li, B., and Wang, S. (2015). Enhanced biological nitrogen and phosphorus removal using sequencing batch membrane-aerated biofilm reactor. **Chemical Engineering Science**. 135: 559–565.
- Takashi. Enhanced Biological Phosphate Removal (EBPR). **Institute of Environmental Studies. The University of Tokyo**.
- Talat, M. and Allan, E. (2006). A review of secondary sludge reduction technologies for the pulp and paper industry. **Water Research**. 40: 2093-2112.
- Tam, N. F. Y., Leung, G. L. W. and Wong, Y. S. (1994). The effects of external carbon loading on nitrogen removal in sequencing batch reactors. **Water Science and Technology**. 30(6): 73–81.
- Tandoi, V., Majone, M., May, J., and Ramadori, R. (1998). The behaviour of polyphosphate accumulating acinetobacter isolates in an anaerobic–aerobic chemostat. **Water Research**. 32(10): 2903–2912.
- Tasli, R., Artan, N. and Orhon, D. (1997). The influence of different substrates on enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor. **Water Science and Technology**. 35(1): 75-80.
- Tayà, C., Garlapati, V. K., Guisasola, A., and Baeza, J. A. (2013). The selective role of nitrite in the PAO/GAO competition. **Chemosphere**. 93(4): 612–618.
- Valter, T., Mauro, M., John, M. and Roberto, R. (1998). The behavior of polyphosphate accumulating acinetobacter isolates in an anaerobic–aerobic chemostat. **Water Research**. 32(10): 2903–2912.
- Valverde-Pérez, B., Wágner, D. S., Lóránt, B., Gülay, A., Smets, B. F. and Plósz, B. G. (2016). Short-sludge age ebpr process – microbial and biochemical process characterisation during reactor start-up and operation. **Water Research**. 104: 320-329.
- Venter, S. L., Halliday, J. and Pitman, A. R., 1978, Optimisation of the Johannesburg Olifantsvlei extended aeration plant for phosphorus removal. **Progress in Water Technology**. 10(1- 2): 279–292.
- Wang, K. and Kang, J. (2005). The characteristics of anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) by granular sludge from an EGSB reactor. **Process Biochemistry**. 40(5): 1973–1978.

- Wang, R., Li, Y., Chen, W., Zou, J., and Chen, Y. (2016). Phosphate release involving PAOs activity during anaerobic fermentation of EBPR sludge and the extension of ADM1. **Chemical Engineering Journal**. 287: 436–447.
- Wang, R., Peng, Y., Cheng, Z. and Ren, N. (2014). Understanding the role of extracellular polymeric substances in an enhanced biological phosphorus removal granular sludge system. **Bioresource Technology**. 169: 307-312.
- Wang, X., Wang, S., Xue, T., Li, B., Dai, X. and Peng, Y. (2015). Treating low carbon/nitrogen (C/N) wastewater in simultaneous nitrification-endogenous denitrification and phosphorous removal (SNDPR) systems by strengthening anaerobic intracellular carbon storage. **Water Research**. 77: 191–200.
- Wei, Y., Wang, S., Ma, B., Li, X., Yuan, Z., He, Y., and Peng, Y. (2014). The effect of poly- β -hydroxyalkanoates degradation rate on nitrous oxide production in a denitrifying phosphorus removal system. **Bioresource Technology**. 170: 175–182.
- Wentzel, M. C., Ekama, G. A. and Marais, G. v. R. (1992). Processes and Modelling of Nitrification Denitrification Biological Excess Phosphorus Removal Systems-A Review. **Water Science and Technology**. 25(6): 59-82.
- Wong, P. Y., Ginige, M. P., Kaksonen, A. H., Cord-Ruwisch, R., Sutton, D. C., and Cheng, K. Y. (2015). Simultaneous phosphorus uptake and denitrification by EBPR-r biofilm under aerobic conditions: effect of dissolved oxygen. **Water Science and Technology**. 72(7): 1147–1154.
- Xiong, Z., Weinan, Z., Rui, W., Jingyang, L., Yinglong, S., Haining, H. and Yinguang, C. (2018). Increasing municipal wastewater BNR by using the preferred carbon source derived from kitchen wastewater to enhance phosphorus uptake and short-cut nitrification-denitrification. **Chemical Engineering Journal**. 344: 556-564.
- Yan, W., Shuying, W., Bin, M., Xiyao, L., Zhiguo, Y., Yuelan, H., Yongzhen, P. (2014). The effect of poly-b-hydroxyalkanoates degradation rate on nitrous oxide production in a denitrifying phosphorus removal system. **Bioresource Technology**. 170: 175–182.
- Yang, X., Peng, Y., Ren, N., Guo, J., Tang, X. and Song, J. (2013). Nutrient removal performance and microbial community structure in an EBPR system under the limited filamentous bulking state. **Bioresource Technology**. 144: 86-93.
- Ye, L., Pijuan, M., and Yuan, Z. (2012). The effect of free nitrous acid on key anaerobic processes in enhanced biological phosphorus removal systems. **Bioresource Technology**. 130: 382-389.

- Yin, D., Liu, W., Zhai, N., Feng, Y., Yang, G., Wang, X. and Han, X. (2015). Production of bio-energy from pig manure: a focus on the dynamics change of four parameters under sunlight-dark conditions. **PLOS ONE**. 10(5): 1-12.
- Yu, L. (2011). Effect of srt on nitrogen and phosphorus removal in modified carrousel oxidation ditch process. **Advanced Materials Research**. 396-398, 1995–2001.
- Yuan, Y., Wang, S., Liu, Y., Li, B., Wang, B., and Peng, Y. (2015). Long-term effect of pH on short-chain fatty acids accumulation and microbial community in sludge fermentation systems. **Bioresource Technology**. 197: 56–63.
- Yun, Z., Yun, G.H., Lee, S.H. and Yoo, T.U. (2013). The variation of volatile fatty acid compositions in sewer length, and its effect on the process design of biological nutrient removal. **Water Science and Technology**. 2753-2760.
- Zelmanov, G., and Semiat, R. (2014). Phosphate removal from aqueous solution by an adsorption ultrafiltration system. **Separation and Purification Technology**. 132: 487–495.
- Zhang, H.L., Sheng, G.P., Fang, W., Wang, Y.P., Fang, C.Y., Shao, L.M. and Yu, H.Q. (2015). Calcium effect on the metabolic pathway of phosphorus accumulating organisms in enhanced biological phosphorus removal systems. **Water research**. 84: 171-180.
- Zhang, Z., Li, H., Zhu, J., Weiping, L., and Xin, X. (2011). Improvement strategy on enhanced biological phosphorus removal for municipal wastewater treatment plants: Full-scale operating parameters, sludge activities, and microbial features. **Bioresource Technology**. 102(7): 4646–4653
- Zheng, X., Sun, P., Han, J., Song, Y., Hu, Z., Fan, H. and Lv, S. (2014). Inhibitory factors affecting the process of enhanced biological phosphorus removal (EBPR) – A mini-review. **Process Biochemistry**. 49(12): 2207-2213.
- Zheng, X., Sun, P., Lou, J., Cai, J., Song, Y., Yu, S., and Lu, X. (2013). Inhibition of free ammonia to the granule-based enhanced biological phosphorus removal system and the recoverability. **Bioresource Technology**. 148: 343–351.
- Zhengyu, Z., Wenling, C., Tao, T. and Yongmei, L. (2018). A novel AAO-SBSPR process based on phosphorus mass balance for nutrient removal and phosphorus recovery from municipal wastewater. **Water research**. 144: 763-773.
- Zhou, Y., Pijuan, M., Zeng, R. J., Lu, H., & Yuan, Z. (2008). Could polyphosphate-accumulating organisms (PAOs) be glycogen-accumulating organisms (GAOs)? **Water research**. 42(10-11), 2361-2368.

- Zhu, Y.F., Liu, H.B., Liu, H., Huang, S., Ma, H.J. and Tian, Y. (2015). Filtration characteristics of anaerobic fermented sewage sludge for fatty acids production. **Separation and Purification Technology**. 142: 8-13.
- Zuthi, M. F. R., Guo, W. S., Ngo, H. H., Nghiem, L. D. and Hai, F. I. (2013, Enhanced biological phosphorus removal and its modeling for the activated sludge and membrane bioreactor processes. **Bioresource Technology**.139: 363-374.





ภาคผนวก ก

ผลการทดสอบทางสถิติ

ตารางที่ ก.1 การทดสอบสถิติ s.d. และ S.E.ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อน้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร

สูตรน้ำเสียสังเคราะห์		Mean	N	Std. Deviation	Std. Error Mean
Pair 1	สูตร 1	40.2156	17	6.21475	1.50730
	สูตร 2	20.4670	17	12.15120	2.94710
Pair 2	สูตร 1	41.6863	11	5.75092	1.73397
	สูตร 3	25.6035	11	11.37980	3.43114
Pair 3	สูตร 1	35.5238	32	10.63215	1.87952
	สูตร 4	85.8389	32	7.68699	1.35888
Pair 4	สูตร 2	22.0699	11	13.67645	4.12361
	สูตร 3	25.6035	11	11.37980	3.43114
Pair 5	สูตร 2	20.4670	17	12.15120	2.94710
	สูตร 4	82.8091	17	8.42570	2.04353
Pair 6	สูตร 3	25.6035	11	11.37980	3.43114
	สูตร 4	82.0814	11	9.09260	2.74152

ตารางที่ ก.2 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อน้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร

สูตรน้ำเสียสังเคราะห์		N	Correlation	Sig.
Pair 1	P1 & P2	17	.284	.270
Pair 2	P1 & P3	11	.189	.578
Pair 3	P1 & P4	32	-.166	.364
Pair 4	P2 & P3	11	.334	.316
Pair 5	P2 & P4	17	.541	.025
Pair 6	P3 & P4	11	.311	.352

ตารางที่ ก.3 การทดสอบ Paired T-test ของการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR
เมื่อใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร

สูตรน้ำเสีย สังเคราะห์		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	s.d.	S.E.	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	P1 - P2	19.74863	11.97619	2.90465	13.59104	25.90621	6.799	16	.000
Pair 2	P1 - P3	16.08279	11.74191	3.54032	8.19447	23.97112	4.543	10	.001
Pair 3	P1 - P4	-50.31510	14.11645	2.49546	-55.40462	-45.22557	-20.163	31	.000
Pair 4	P2 - P3	-3.53364	14.58249	4.39679	-13.33029	6.26301	-.804	10	.440
Pair 5	P2 - P4	-62.34210	10.38547	2.51885	-67.68182	-57.00238	-24.750	16	.000
Pair 6	P3 - P4	-56.47784	12.15819	3.66583	-64.64583	-48.30986	-15.407	10	.000

ตารางที่ ก.4 การทดสอบสถิติ s.d. และ S.E. ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร

สูตรน้ำเสียสังเคราะห์		Mean	N	Std. Deviation	Std. Error Mean
Pair 1	P1	91.3246	18	6.29097	1.48280
	P2	97.7177	18	2.33114	.54946
Pair 2	P1	90.4198	12	6.73082	1.94302
	P3	96.4322	12	3.43472	.99152
Pair 3	P1	93.7800	35	5.30026	.89591
	P4	98.6278	35	1.49483	.25267
Pair 4	P2	97.4337	12	2.20660	.63699
	P3	96.4322	12	3.43472	.99152
Pair 5	P2	97.7177	18	2.33114	.54946
	P4	98.1834	18	1.81936	.42883
Pair 6	P3	96.4322	12	3.43472	.99152
	P4	97.4577	12	1.74020	.50235

ตารางที่ ก.5 การทดสอบความสัมพันธ์ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร

สูตรน้ำเสียสังเคราะห์		N	Correlation	Sig.
Pair 1	P1 & P2	18	.003	.991
Pair 2	P1 & P3	12	.575	.051
Pair 3	P1 & P4	35	.256	.137
Pair 4	P2 & P3	12	-.131	.685
Pair 5	P2 & P4	18	.094	.710
Pair 6	P3 & P4	12	-.052	.872

ตารางที่ ก.6 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR
เมื่อใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่แตกต่างกัน 4 สูตร เพื่อหาสูตรที่เหมาะสมในการเลี้ยงเชื้อ PAOs

สูตรน้ำเสีย สังเคราะห์		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	S.E.	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	P1 - P2	-6.39311	6.70299	1.57991	-9.72642	-3.05979	-4.047	17	.001
Pair 2	P1 - P3	-6.01232	5.52601	1.59522	-9.52338	-2.50126	-3.769	11	.003
Pair 3	P1 - P4	-4.84778	5.12498	.86628	-6.60827	-3.08729	-5.596	34	.000
Pair 4	P2 - P3	1.00157	4.31849	1.24664	-1.74227	3.74540	.803	11	.439
Pair 5	P2 - P4	-.46567	2.81857	.66434	-1.86731	.93598	-.701	17	.493
Pair 6	P3 - P4	-1.02557	3.93029	1.13458	-3.52276	1.47161	-.904	11	.385

ตารางที่ ก.7 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการผลิต CH_3COOH ที่
เกิดจากการหมัก โดยใช้แหล่งคาร์บอนจากกากตะกอนส่วนเกินของระบบ EBPR
(กากตะกอนส่วนเกินชุดที่ 3 (35 ± 1 °C) และ 4 (55 ± 1 °C))

ชุดการทดลอง	N	Correlation	Sig.
Pair 1 R3 & R4	25	-.121	.564

ตารางที่ ก.8 การทดสอบ Paired T-test ของศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการผลิต CH_3COOH ที่เกิดจากการหมัก โดยใช้แหล่งคาร์บอนจากกากตะกอนส่วนเกินของระบบ EBPR (กากตะกอนส่วนเกินชุดที่ 1 (35 ± 1 °C) และ 2 (55 ± 1 °C))

ชุดการทดลอง		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	R1 – R2	-2.97040	8.44508	1.68902	-6.45636	.51556	-1.759	24	.091

ตารางที่ ก.9 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาปริมาณของ VFAs ที่เกิดจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ Biogas ในถังปฏิกริยาชุดที่ 6-8

ชุดการทดลอง	N	Correlation	Sig.	
Pair 1	R6 & R7	10	.388	.268
Pair 2	R6 & R8	10	.222	.538
Pair 3	R7 & R8	10	.670	.034

ตารางที่ ก.10 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาริมาณของ VFAs ที่เกิดจากการหมักตะกอน ส่วนเกินจากระบบ Biogas ในถังปฏิริยาชุดที่ 6-8

ชุดการทดลอง		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	R6 – R7	1032.00000	406.84231	128.65484	740.96254	1323.03746	8.021	9	.000
Pair 2	R6- R8	995.00000	505.39533	159.82004	633.46196	1356.53804	6.226	9	.000
Pair 3	R7 – R8	-37.00000	274.80256	86.90020	-233.58191	159.58191	-.426	9	.680

ตารางที่ ก.11 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาริมาณของ CH_3COOH ที่เกิดจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ Biogas ในถังปฏิริยาชุดที่ 6-8

ชุดการทดลอง		N	Correlation	Sig.
Pair 1	R6 & R7	13	.465	.110
Pair 2	R6 & R8	13	.537	.058
Pair 3	R7 & R8	13	.868	.000

ตารางที่ ก.12 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาระดับของ CH_3COOH ที่เกิดจากการหมักตะกอนส่วนเกินจากระบบ Biogas ในถังปฏิกริยาชุดที่ 6-8

Paired Samples Test									
ชุดการทดลอง		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	R6 & R7	311.9215 4	505.42905	140.18080	6.49382	617.34925	2.225	12	.046
Pair 2	R6 & R8	347.6800 0	477.41586	132.41134	59.18048	636.17952	2.626	12	.022
Pair 3	R7 & R8	35.75846	164.26858	45.55991	-63.50805	135.02497	.785	12	.448

ตารางที่ ก.13 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด P ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน

Pair	เงื่อนไข	N	Correlation	Sig.
Pair 1	SRT20d & SRT60d	13	.494	.086

ตารางที่ ก.14 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด Ortho-P ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน

เงื่อนไข		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	SRT20d - SRT60d	-14.83986	9.93217	2.75469	-20.84181	-8.83791	-5.387	12	.000

ตารางที่ ก.15 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด TKN ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน

เงื่อนไข		N	Correlation	Sig.
Pair 1	SRT20d & SRT60d	13	.599	.030

ตารางที่ ก.16 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด TKN ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน

เงื่อนไข		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	SRT20d - SRT60d	-.26790	.20311	.05633	-.39064	-.14516	-4.756	12	.000

ตารางที่ ก.17 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาระสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน

เงื่อนไข		N	Correlation	Sig.
Pair 1	SRT20d & SRT60d	13	-.009	.977

ตารางที่ ก.18 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาระสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อควบคุม SRT ที่ 20 และ 60 วัน

เงื่อนไข		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	SRT20d - SRT60d	-2.38879	1.23471	.34245	-3.13492	-1.64267	-6.976	12	.000

ตารางที่ ก.19 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาระสิทธิภาพในการกำจัด P ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3

ลักษณะน้ำเสีย		N	Correlation	Sig.
Pair 1	WW1 & WW2	17	.268	.298
Pair 2	WW1 & WW3	31	.112	.548
Pair 3	WW2 & WW3	17	-.126	.629

ตารางที่ ก.20 การทดสอบ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด P ในระบบ EBPR
เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3

ลักษณะน้ำเสีย		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	WW1 - WW2	14.30906	10.74318	2.60560	8.78543	19.83269	5.492	16	.000
Pair 2	WW1 - WW3	4.83506	11.67324	2.09658	.55328	9.11684	2.306	30	.028
Pair 3	WW2 - WW3	-4.76355	12.55737	3.04561	-11.21995	1.69285	-1.564	16	.137

ตารางที่ ก.21 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด TKN
ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3

ลักษณะน้ำเสีย		N	Correlation	Sig.
Pair 1	WW1 & WW2	17	.	.
Pair 2	WW1 & WW3	31	-.072	.702
Pair 3	WW2 & WW3	17	-.505	.039

ตารางที่ ก.22 การทดสอบสถิติ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด TKN ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3

ลักษณะน้ำเสีย		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	WW1 - WW2	20.97559	15.45561	3.74854	13.02905	28.92214	5.596	16	.000
Pair 2	WW1 - WW3	1.67400	7.45702	1.33932	-1.06126	4.40926	1.250	30	.221
Pair 3	WW2 - WW3	-17.54422	22.08664	5.35680	-28.90012	-6.18832	-3.275	16	.005

ตารางที่ ก.23 การทดสอบความสัมพันธ์ (Correlation) ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3

ลักษณะน้ำเสีย	N	Correlation	Sig.
Pair 1 WW1 & WW2	17	-.506	.038
Pair 2 WW1 & WW3	31	.077	.679
Pair 3 WW2 & WW3	17	.602	.011

ตารางที่ ก.24 การทดสอบสถิติ Paired T-test ของผลการศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัด COD ในระบบ EBPR เมื่อใช้น้ำเสียลักษณะที่ 1-3

ลักษณะน้ำเสีย		Paired Differences					t	df	Sig. (2-tailed)
		Mean	Std. Deviation	Std. Error Mean	95% Confidence Interval of the Difference				
					Lower	Upper			
Pair 1	WW1 - WW2	.78716	1.28494	.31164	.12650	1.44781	2.526	16	.022
Pair 2	WW1 - WW3	.23003	.60456	.10858	.00827	.45178	2.118	30	.043
Pair 3	WW2 - WW3	-.36770	.78232	.18974	-.76993	.03454	-1.938	16	.070





ภาคผนวก ข

การคำนวณสมมูลมวล COD N และ P

ตารางที่ ข.1 พารามิเตอร์ที่ใช้ในการคำนวณสมดุลมวลของ COD และ N ของระบบ EBPR เมื่อควบคุม อายุตะกอนเท่ากับ 20 วัน

พารามิเตอร์	น้ำเสีย	แอนแอโรบิก	แอนอกซิก	แอโรบิก	น้ำทิ้ง	ตะกอน ส่วนเกิน
COD (mg/L)	355	14	6	0.65	0.65	
TKN (mg N/L)	12.17	11.24	2.63	1.19	1.19	
NO ₃ ⁻ (mg N/L)	0	0.063	0.059	0.253	0.89	
VSS (mg/L)	815				895	5,734

ตารางที่ ข. 2 แสดงอัตราการไหลของระบบ EBPR ที่อายุตะกอนเท่ากับ 20 วัน

ข้อมูล	อัตราการไหล (L/d)
Influent flowrate	60
r recycle ratio	0
s recycle ratio	2
a recycleratio	3
Waste rate	0.763

คำอธิบายสัญลักษณ์ที่ใช้ในการคำนวณสมดุลมวล

Q = average influent flowrate (L/d)

q = average wastage flowrate (L/d)

S_{Ti} = total influent COD (mgCOD/L)

S_{Tc} = total effluent COD (mgCOD/L)

fcv = COD/VSS ratio (mg COD/rag VSS)

X_v = mixed liquor volatile suspended solids of waste stream (mg VSS/L)

O_T = total oxygen utilization rate (mg O/L/h)

MO_N = mass of oxygen consumed for nitrification (mg O/d)

V_{aer}	=	volume of aerobic reactor (L)
N_{Ti}	=	average influent TKN (mg N/L)
N_{Te}	=	average effluent TKN (mg N/L)
N_{Ne}	=	average effluent nitrate (mg NO_3^- N/L)
N_{Naer}	=	average aerobic nitrate (mg NO_3^- N/L)
$N_{N,anox}$	=	average anoxic nitrate (mg NO_3^- N/L)
$N_{N,anaer}$	=	average anaerobic nitrate (mg NO_3^- N/L)
f_N	=	nitrogen fraction of waste sludge (mg N/L)
s	=	settler underflow recycle ratio with respect to influent flowrate
r	=	anoxic mixed liquor recycle ratio
a	=	nitrified/aerobic mixed liquor recycle ratio
$M_{COD,oxid}$	=	total mass of COD oxidized in the system (mg COD/d)
$M_{denit,T}$	=	total mass of nitrate denitrified in the system (mg N/d)
$M_{COD,eff}$	=	mass of COD in the system effluent (mg COD/d)
$M_{COO,was}$	=	mass of COD in the wastage stream (mg COD/d)
$M_{denitri,anox}$	=	mass of nitrate denitrified in the anoxic zone (mg N/d)
$M_{denit,anaer}$	=	mass of nitrate denitrified in the anaerobic zone (mg N/d)
$M_{COD,aer}$	=	mass of COD oxidized under aerobic conditions (mg COD/d)
$M_{COD,denit}$	=	mass of COD oxidized through denitrification (mg COD/d)

ข. 1 การคำนวณสมดุลในปฏิกิริยา Denitrification

$$\begin{aligned}
 1. \text{ไนเตรทเข้าสู่ถังแอนอกซิก} &= aQN_{Naer} + sQN_{Ne} + (1+r)QN_{Nanaero} \\
 &= [3 \times 60 \times 0.253] + [2 \times 60 \times 0.089] + [(1+0) \times 60 \times 0.063] \\
 &= 45.54 + 10.68 + 3.78 \\
 &= 60 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \text{ไนเตรทที่ออกจากถังแอนอกซิก} &= (1+r+s+a)QN_{N,anox} \\
 &= [(1+0+2+3) \times 60 \times 0.059] \\
 &= 21.24 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. \text{ มวลของไนเตรท denitrified ต่อวัน } (M_{\text{denit,anox}}) &= \text{input-output nitrate} \\
 &= 60 - 21.24 \\
 &= 38.76 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. M_{\text{denit,T}} &= M_{\text{denit,anox}} + M_{\text{denit,anae}} \\
 &= 38.76 + 0 \\
 &= 38.76 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

ข. 2 การคำนวณสมดุลของ COD

$$\begin{aligned}
 1. M_{\text{cod,eff}} &= QSTe \\
 &= 60 \times 0.65 \\
 &= 39 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. M_{\text{cod,was}} &= qX_v f_{cv} \\
 &= 1.06 \times 5,734 \times 0.3 \\
 &= 1,823.4 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

X_v คือ ปริมาณของ VSS ของ waste sludge
 f_{cv} คือ อัตราส่วน mg COD/mg VSS เท่ากับ 0.3

$$\begin{aligned}
 3. \text{ mass nitrate formed} &= M_{\text{denit,T}} + QN_{\text{Ne}} \\
 &= 38.76 + (60 \times 0.089) \\
 &= 44.1 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. MO_N &= (M_{\text{denit,T}} + QN_{\text{Ne}}) 4.57 \\
 &= [38.76 + (60 \times 0.089)] \times 4.57 \\
 &= 201.54 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5. M_{\text{COD,aer}} &= O_T V_{\text{aer}} 24 - MO_N \\
 &= (38.5 \times 20 \times 24) - 201.54
 \end{aligned}$$

$$= 18,278 \text{ mg/d.}$$

O_T อ้างอิงค่าจาก Wentzel et al. (1990) เนื่องจากเป็นการทดลองระบบกำจัดฟอสฟอรัสที่ควบคุมอายุตะกอน 20 วัน คล้ายกับการศึกษา

$$\begin{aligned} 6. M_{\text{COD,denit}} &= 2.86M_{\text{denit,T}} \\ &= 2.86 \times 38.76 \\ &= 110.85 \text{ mg/d.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 7. M_{\text{COD,oxid}} &= M_{\text{COD,denit}} + M_{\text{COD,aer}} \\ &= 110.85 + 18,278 \\ &= 18,389 \text{ mg/d.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 8. \text{Output COD} &= M_{\text{COD,eff}} + M_{\text{COD,was}} + M_{\text{COD,oxid}} \\ &= 39 + 1,823.4 + 18,389 \\ &= 20,252 \text{ mg/d.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 9. \text{Input COD} &= QST_i \\ &= 60 \times 355 \\ &= 21,300 \text{ mg/d.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 10. \% \text{COD balance} &= (\text{Output COD} / \text{Input COD}) 100 \\ &= (20,252 / 21,300) \times 100 \\ &= 95.08\% \end{aligned}$$

ข.3 การคำนวณสมดุลของไนโตรเจน

$$\begin{aligned} 1. M_{\text{N,Ne}} &= QN_{\text{Ne}} \\ &= 60 \times 0.089 \\ &= 5.34 \text{ mg/d.} \end{aligned}$$

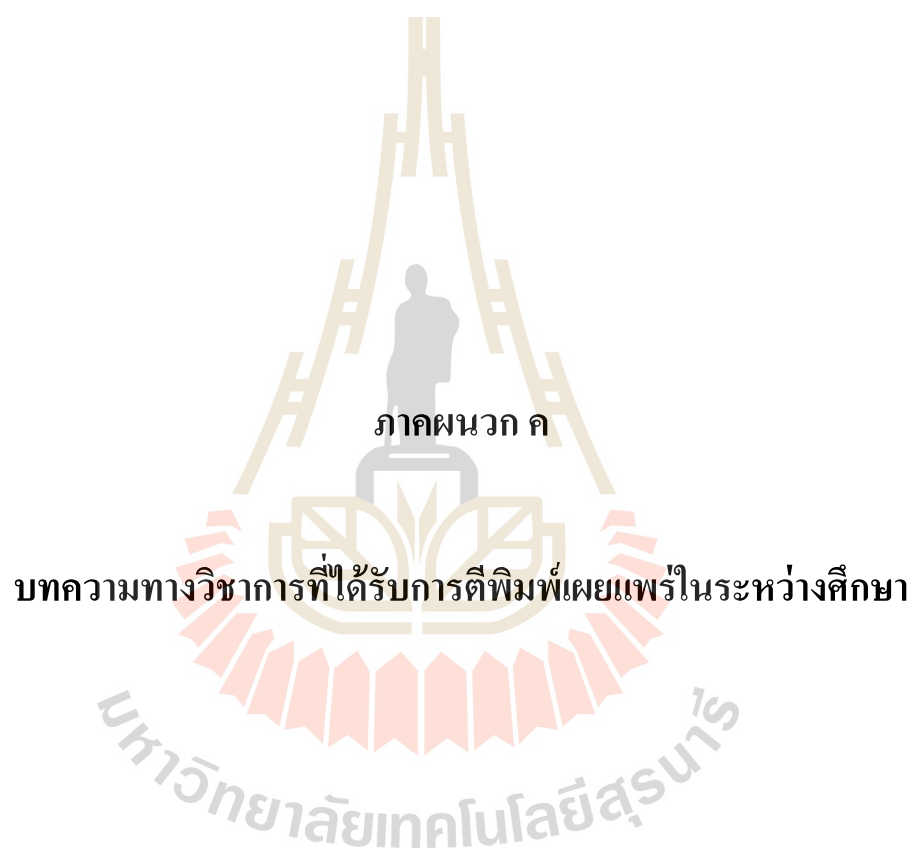
$$\begin{aligned}
 2. M_{N,Te} &= QN_{Te} \\
 &= 60 \times 1.19 \\
 &= 71.4 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. M_{N,was} &= qXf_N \\
 &= 1.06 \times 5,734 \times 0.1 \\
 &= 607.8 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. \text{Output N} &= M_{N,Ne} + M_{N,Te} + M_{N,was} + M_{denit,T} \\
 &= 5.34 + 71.4 + 607.8 + 38.76 \\
 &= 723.3 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5. \text{Input N} &= QNT_i \\
 &= 60 \times 12.17 \\
 &= 730.2 \text{ mg/d.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 6. \% \text{ N balance} &= (\text{Output COD} / \text{Input COD}) 100 \\
 &= (723.3 / 730.2) 100 \\
 &= 99.06\%
 \end{aligned}$$



รายชื่อบทความที่ได้รับการตีพิมพ์เผยแพร่ในระหว่างการศึกษา

บทความวิจัยเต็มรูปแบบที่ได้รับการตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับชาติ

- ฉัตรลดา เพ็ชร์ชัย, นิตยา บุญเทียน, อุษา ยิ่งชล, และ Pyae, H.A. (2560). การเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพโดยใช้แหล่งคาร์บอนที่แตกต่างกัน. *วิศวกรรมสารฉบับวิจัยและพัฒนา*. ปีที่ 28 ฉบับที่ 2: 41-52
- อุษา ยิ่งชล, นิตยา บุญเทียน, ฉัตรลดา เพ็ชร์ชัย และ Pyae, H.A. (2561). การหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตไบโอแก๊สจากกากแป้งมัน. *วิศวกรรมสารฉบับวิจัยและพัฒนา*. ปีที่ 29 ฉบับที่ 1: 53-63

บทความวิจัยเต็มรูปแบบที่ได้รับการตีพิมพ์ในการประชุมวิชาการระดับประเทศ

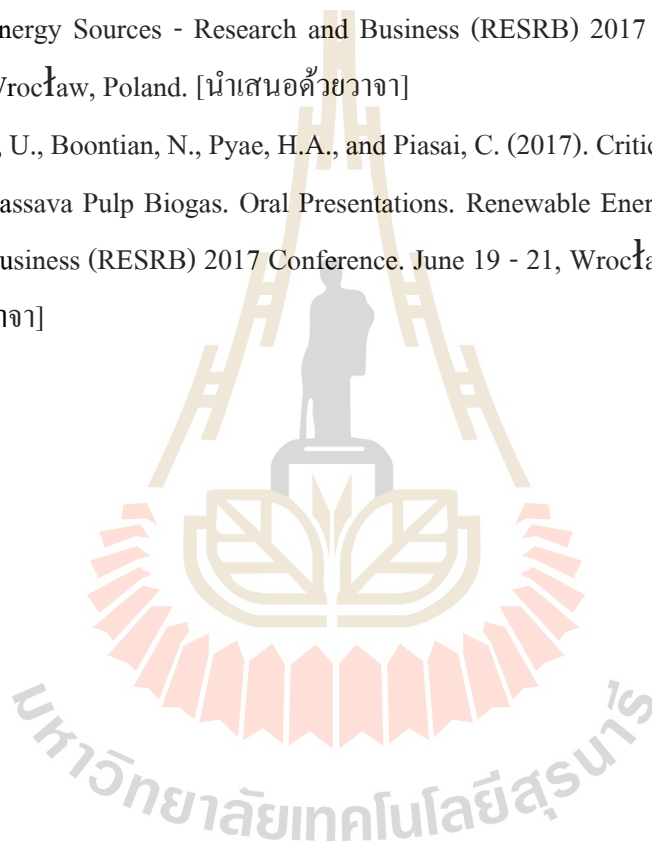
- ฉัตรลดา เพ็ชร์ชัย, นิตยา บุญเทียน, อุษา ยิ่งชล และ Pyae, H.A. (2559). การเพิ่มประสิทธิภาพของระบบ A²/O โดยนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกรอบ. *การประชุมวิชาการเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมประจำปีครั้งที่ 27 สวสท.'58*: หน้า 109-117
- อุษา ยิ่งชล, นิตยา บุญเทียน, ฉัตรลดา เพ็ชร์ชัย และ Pyae, H.A. (2559). การเพิ่มประสิทธิภาพในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศโดยใช้เหล็กประจุศูนย์. *การประชุมวิชาการเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมประจำปีครั้งที่ 27 สวสท.'58*: หน้า 67-75
- Boontian, N., Pyae, H.A., Yingchon, U., and Piasai, C. (2016). Methanogenic Archaea: A Review of Microbial Communities in Anaerobic Digesters. **Proceedings of the 5th International Conference on Environmental Engineering, Science and Management**. pp 125-126
- Pyae, H.A., Boontian, N., Yingchon, U., and Piasai, C. (2559). Biogas Production from Cassava Plup: Review of Current Condition and Future Perspective. *การประชุมวิชาการเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมประจำปีครั้งที่ 27 สวสท.'58*: หน้า 11-17
- Yingchon, U., Boontian, N., Pyae, H.A., and Piasai, C. (2016). Enhancement of Anaerobic Sludge Digestion by Zero Valent Iron: A Review. **Proceedings of the 5th International Conference on Environmental Engineering, Science and Management**. pp 9-10

ผลงานอื่น ๆ ในการประชุมวิชาการระดับนานาชาติ

Boontian, N., and Yingchon, U. (2017). Increasing Efficiency of Biogas Cassava Pulp with Pre-treatment Oral Presentations. Renewable Energy Sources - Research and Business (RESRB) 2017 Conference. June 19 - 21, Wrocław, Poland. [นำเสนอด้วยวาจา]

Piasai, C., Boontian, N., Yingchon, U., and Pyae, H.A. (2017). Effect of Acetate as a Sole Carbon Source for Enhance Biological Phosphorus Removal. Oral Presentations. Renewable Energy Sources - Research and Business (RESRB) 2017 Conference. June 19 - 21, Wrocław, Poland. [นำเสนอด้วยวาจา]

Yingchon, U., Boontian, N., Pyae, H.A., and Piasai, C. (2017). Critical Effect of Total Solids on Cassava Pulp Biogas. Oral Presentations. Renewable Energy Sources - Research and Business (RESRB) 2017 Conference. June 19 - 21, Wrocław, Poland. [นำเสนอด้วยวาจา]





การเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพโดยใช้แหล่งคาร์บอนที่ต่างกัน

EFFICIENCY ENHANCEMENT OF BIOLOGICAL PHOSPHORUS REMOVAL WITH DIFFERENCE CARBON SOURCES

ฉัตรลดา เพ็ชร์ชัย¹ นิตยา บุญเทียน² อุษา ยิ่งชล³ และ Htay Aung Pyae⁴

^{1,2,3,4} นักศึกษา, สำนักวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

² อาจารย์, สำนักวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

บทคัดย่อ

การศึกษานี้มีจุดประสงค์เพื่อหาแหล่งคาร์บอนที่เหมาะสมในการกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำเสีย โดยใช้ระบบ EBPR ซึ่งจะอาศัยสภาวะแอนแอโรบิก แอนอกซิก และแอโรบิก ใช้สูตรอาหารทั้งหมด 4 สูตร ที่มีอัตราส่วนของกลูโคสต่อกรดอะซิติก (CH_3COOH) ที่แตกต่างกัน กำหนด SRT เท่ากับ 20 วัน พบว่าทุกสูตรสามารถกำจัด COD ได้สูง (ร้อยละ 70 - 100) ประสิทธิภาพในการกำจัด NH_3 สูงถึงร้อยละ 100 ปริมาณ NO_2^- และ NO_3^- ในน้ำทิ้งมีค่าต่ำกว่า 0.01 และ 0.1 มก./ล.ตามลำดับ แต่สูตรที่ 4 ที่ใช้แหล่งคาร์บอนเป็นอะซิเตท (CH_3COONa) ทั้งหมด มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงที่สุดถึงร้อยละ 99 กล่าวได้ว่า PAOs มีความสามารถกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำเสีย CH_3COONa รวมถึงที่อัตราส่วน COD:P ที่เหมาะสม ซึ่งจะส่งผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัส

คำสำคัญ: อะซิเตท, อีบีพีอาร์, จีเอโอ, พีเอโอ, ฟอสฟอรัส

ABSTRACT

The aim of this project is to study biological phosphorous removal in term of different carbon source. Anaerobic-anoxic-aerobic conditions included in enhanced biological phosphorous removal (EBPR). This study used 4 types of synthetic wastewater having different ratio of glucose to acetic acid. The SRT was 20 days. Overall experimental results demonstrated that the COD removal (70 - 100%). The removal efficiency of NH_3 found almost 100%. Nitrite and nitrate in the effluent were less than 0.01 and 0.1 mg/L., respectively. However Part 4 was effective in removing phosphorus up to 99%, in which usage of carbon source was 100%. These conditions were suitable for growth of PAOs that have the ability to eliminate phosphorus. Acetate and the ratio of COD:P influenced the efficiency of phosphorus removal.

KEYWORDS: Acetate, EBPR, GAOs, PAOs, Phosphorus

1. บทนำ

ปัจจุบันปรากฏการณ์ยูโทรฟิเคชัน (eutrophication) เป็นปัญหาที่เกิดจากปริมาณ ไนโตรเจนและฟอสฟอรัสสูงเกินกำหนด รวมถึงความเข้มข้นของฟอสเฟตสูงในน้ำทิ้งที่ปล่อยสู่แหล่งน้ำ โดยระบบบำบัดน้ำเสีย (WWTPs) พบค่าฟอสเฟตอยู่ระหว่าง 3.01 - 55.73 มิลลิกรัมฟอสเฟตต่อลิตร [1] ซึ่งเกินมาตรฐานน้ำทิ้งจากระบบบำบัดชุมชนของประเทศไทยที่ได้กำหนดมาตรฐานของฟอสฟอรัสไว้ไม่เกิน 2 มก./ล. ในรูปของฟอสฟอรัสทั้งหมด (Total phosphorus) [2] ระบบ enhanced biological phosphorus removal (EBPR) ถูกนำมาใช้ในระบบบำบัดน้ำเสีย และได้รับการยอมรับว่าเป็นเทคโนโลยีที่ประหยัดในการกำจัดฟอสฟอรัสจากน้ำเสีย [3] โดยกระบวนการนี้ประสบความสำเร็จเนื่องจากมีจุลินทรีย์ที่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้มากกว่าเซลล์ปกติ เป็นกลุ่มแบคทีเรียเฮเทโรโทรฟิก (heterotrophic) ที่ชื่อว่าฟิโอ โอ (polyphosphate accumulating organisms, PAOs) [4-5] ซึ่งจะปล่อยฟอสเฟตออกมาจากการสลายตัวของโพลีฟอสเฟต (Poly-P) ซึ่งให้พลังงานและคายพลังงานออกมาพร้อมกัน [6] กระบวนการนี้ประกอบไปด้วยสภาวะแอนแอโรบิก สภาวะแอนอ็อกซิก และสภาวะแอโรบิก ซึ่งจะกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำเสียให้ลดน้อยลง ภายใต้อุณหภูมิที่จุลินทรีย์ที่ไม่ใช้ออกซิเจนและจุลินทรีย์ที่ใช้ออกซิเจน หมักกรด โดยอาศัยเอนไซม์นอกเซลล์ (extracellular enzymes) หลายชนิด และเปลี่ยนรูปเป็นสารอินทรีย์อย่างง่าย ส่วนใหญ่จะเป็นกรดไขมันระเหยง่าย หรือ ไขมัน (Volatile fatty acids, VFAs) ซึ่งจะเป็แหล่งอาหารของจุลินทรีย์ เพื่อสร้างอะดีโนซีนไตรฟอสเฟต (Adenosine Triphosphate, ATP) และอะดีโนซีนไดฟอสเฟต (Adenosine Diphosphate, ADP) ซึ่งจะถูกลูกกลืนเก็บไว้ในตัวของ PAOs เพื่อให้เกิดพลังงานที่จะถูกกลืนฟอสเฟตจากสารละลาย ซึ่งฟอสเฟตที่ถูกกลืนจะมากกว่าฟอสเฟตที่ถูกปล่อยออกมา เมื่อเราให้น้ำผ่านกระบวนการตกตะกอน กำจัดเซลล์จุลินทรีย์ออกจากระบบ ฟอสฟอรัสจึงถูกกำจัดออกไปด้วย [7-9]

จากการศึกษาของ Kee et al [10] พบว่าการกำจัดฟอสเฟตมีประสิทธิภาพที่อัตราส่วน CH_3COOH ต่อฟอสฟอรัสเท่ากับ 10:1 ในการศึกษาของ Alistair et al [11] ที่อัตราส่วน COD:P เป็น 15:1 ระบบสามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้มากกว่าร้อยละ 99 ส่วนการศึกษาของ Carlota et al; Shaomei et al [12-13] ใช้อัตราส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟตเท่ากับร้อยละ 98 ซึ่งจะเห็นได้ว่าอัตราส่วนของ COD:P มีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัส และในงานวิจัยของ Seyoum et al [7] ได้ศึกษาการกำจัดฟอสฟอรัสโดยระบบ SBR ด้วยกระบวนการแบบ EBPR ซึ่งได้มีการศึกษาอัตราส่วนของสารอินทรีย์ที่แตกต่างกันของกลูโคสและ acetate อัตราส่วนร้อยละ 25/75, 50/50, 75/25 และ 100 ของกลูโคสและ acetate พบว่าประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบนี้มีค่าสูงที่อัตราส่วน กลูโคสต่อ CH_3COONa ร้อยละ 25/75, 50/50 และ CH_3COONa ร้อยละ 100 ซึ่งมีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงถึงร้อยละ 99.8 แสดงให้เห็นถึงชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอนที่แตกต่างกันก็มีผลต่อประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพเช่นกัน

การศึกษานี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาอัตราส่วนของคาร์บอนต่อฟอสฟอรัสที่เหมาะสมหรือชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอนที่เหมาะสมในการกำจัดฟอสฟอรัสในน้ำเสีย เพื่อใช้ในการควบคุมระบบในการกำจัดฟอสฟอรัส

2. วิธีการดำเนินการวิจัย

2.1 การดำเนินการทดลอง

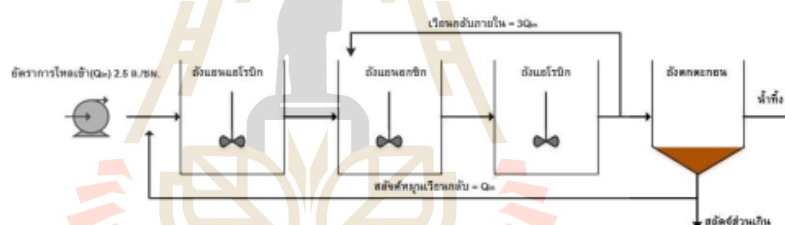
2.1.1 ออกแบบชุดการทดลอง ดังเก็บน้ำเสียสังเคราะห์ขนาด 100 ลิตร โดยมีเครื่องสูบน้ำเสียเข้าระบบปริดสาย (peristaltic pump) อัตราการไหลเข้าสู่ระบบ 60 ลิตร/วัน ระยะเวลาเก็บกัก (Hydraulic retention time, HRT) 12 ชั่วโมง กำหนดอัตรา การสูบลูกตะกอน

เวียนกลับ 60 ลิตร/วัน เพื่อรักษาปริมาณตะกอนในระบบให้สม่ำเสมอ น้ำเสียจะถูกสูบเข้าสู่ถังแอนแอโรบิก และไหลสู่ถังแอนอกซิก และถังแอโรบิก ปริมาตร 5, 5 และ 20 ลิตร ตามลำดับ (ตารางที่ 1) และตามด้วยถังตกตะกอน

ตารางที่ 1 ค่า HRT และปริมาตรแต่ละถังของระบบ EBPR

ถังปฏิกริยา	HRT (ชั่วโมง)	ปริมาตรถัง (ลิตร)	การสูบตะกอนเวียนกลับ	การเวียนกลับภายใน
แอนแอโรบิก	2	5	60 ลิตร/วัน	180 ลิตร/วัน
แอนอกซิก	2	5		
แอโรบิก	8	20		

2.1.2 นำจุลินทรีย์จากระบบบำบัดน้ำเสียแบบ Activated sludge จากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำอัดลม บริษัท เสริมสุข จำกัด (มหาชน) ตำบลปรุใหญ่ จังหวัดนครราชสีมา มาเติมในถังแอนแอโรบิก, ถังแอนอกซิก, ถังแอโรบิก เพื่อเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบ EBPR ซึ่งจะมีการเดินระบบ (รูปที่ 1)



รูปที่ 1 กระบวนการกำจัดสารอาหารทางชีวภาพแบบ EBPR

2.2 เตรียมน้ำเสียสังเคราะห์

น้ำเสียสังเคราะห์เข้าระบบ 4 สูตร ที่มี COD:P และแหล่งคาร์บอนที่แตกต่างกัน ดำเนินการทดลองเป็นช่วงเวลาดังนี้ สูตรอาหารที่ 1 ตั้งแต่วันที่ 8/7/2559 จนถึงวันที่ 8/8/2559 (32 วัน) กำหนดให้ COD เข้าระบบ 500 มก/ล. ซึ่งมาจากสองแหล่ง คือ CH_3COOH 125 มก/ล. และ glucose 200 มก/ล. โดยให้ฟอสฟอรัสเข้าระบบเป็น 30 มก/ล. สัดส่วน COD:P = 16.67:1 คัดแปลงมาจากงานวิจัยของ คมสัน [14]

สูตรอาหารที่ 2 ตั้งแต่วันที่ 9/8/2559 จนถึงวันที่ 25/8/2559 (17 วัน) กำหนดให้ COD เข้าระบบ 500 มก/ล. ซึ่งมาจากสองแหล่งคือ CH_3COOH 125 มก/ล. และ glucose 375 มก/ล. โดยให้ฟอสฟอรัสเข้าระบบเป็น 12.5 มก/ล. สัดส่วน COD:P = 40:1 คัดแปลงมาจากงานวิจัยของ Javier et al [3]

สูตรอาหารที่ 3 ตั้งแต่วันที่ 26/8/2559 จนถึงวันที่ 5/9/2559 (11 วัน) ใช้แหล่งคาร์บอนที่มาจาก CH_3COOH 375 มก/ล. และ glucose 125 มก/ล. โดยให้ฟอสฟอรัสเข้าระบบเป็น 25 มก/ล. สัดส่วน COD:P = 20:1 คัดแปลงมาจากงานวิจัยของ Carlota et al; Shaomei et al [12-13]

สูตรอาหารที่ 4 ตั้งแต่วันที่ 6/9/2559 ถึงวันที่ 31/10/2559 (56 วัน) กำหนดให้ COD เข้าระบบ 500 มก./ล. จาก CH_3COONa และฟอสฟอรัสในระบบ 25 มก./ล. สัดส่วน COD:P = 20:1 ดัดแปลงมาจากงานวิจัยของ Carlota et al; Shaomei et al [12-13] และ วาสนา [15] (ตารางที่ 2)

ตารางที่ 2 สรุปความเข้มข้นของสารเคมีที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสี้ยวสังเคราะห์ช่วงที่ 1-4

สารเคมี	สูตรที่ 1	สูตรที่ 2	สูตรที่ 3	สูตรที่ 4
CH_3COOH	300 มก.ซีไอดี/ล.	125 มก.ซีไอดี/ล.	375 มก.ซีไอดี/ล.	-
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	200 มก.ซีไอดี/ล.	375 มก.ซีไอดี/ล.	125 มก.ซีไอดี/ล.	-
CH_3COONa	-	-	-	500 มก.ซีไอดี/ล.
H_3PO_4	30 มก. ฟอสฟอรัส/ล.	12.5 มก. ฟอสฟอรัส/ล.	25 มก. ฟอสฟอรัส/ล.	-
KH_2PO_4	-	-	-	25 มก. ฟอสฟอรัส/ล.
KCl	18.87 มก./ล.			-
NH_4Cl	15 มก. ในโครเจน/ล.			
NaHCO_3	420 มก./ล.			
FeCl_3	7.2 มก./ล.			
MgSO_4	28.8 มก./ล.			63.2 มก./ล.
CaCl_2	26.5 มก./ล.			34.5 มก./ล.

2.3 วิธีการวิเคราะห์ที่ใช้ในการวิจัย

การวิจัยนี้เป็นการศึกษาอัตราส่วนของ COD:P ที่เหมาะสมให้กับระบบบำบัดน้ำเสียแบบ EBPR เพื่อประเมินประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัส ซึ่งพารามิเตอร์และวิธีการวิเคราะห์ดังนี้

ตารางที่ 3 พารามิเตอร์ วิธีในการวิเคราะห์ และความถี่ในการเก็บ

พารามิเตอร์	วิธีการ/เครื่องมือวิเคราะห์	ความถี่
pH	pH meter	ทุกวัน
Temperature	Thermometer	
SCOD	Close reflux method	
Ortho-phosphate	Vanadate molybdophosphoric acid	
NH_3	Nesslerization	
TKN	Kjeldahl method	
Nitrate, Nitrite	Colorimetric method	
Solid (TS, MLSS, MLVSS)	Gravimetric method	สัปดาห์ละครั้ง
BOD	Dilution method	

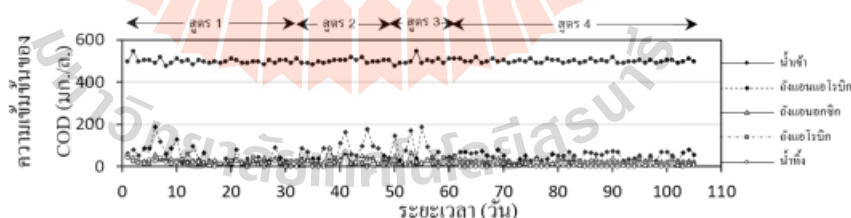
โดยการเก็บตัวอย่าง (ตารางที่ 3) จะนำตัวอย่างไปวิเคราะห์ค่าบีโอดีละลาย (Soluble Biological Oxygen Demand, SBOD), ค่าซีโอดีละลาย (Soluble Chemical Oxygen Demand, SCOD), แอมโมเนียไนโตรเจน (Ammonia Nitrogen, NH_3), ไนเตรท (NO_3^-), ไนไตรท์ (NO_2^-), ทีเคเอ็น (Total Kjeldahl Nitrogen, TKN), ของแข็งทั้งหมด (Total Solids, TS), ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด (Total Suspended Solids, TSS), ออโธฟอสเฟต (Ortho-phosphorus) นอกจากนั้นจะทำการวิเคราะห์ MLSS ในถังจนกระทั่งระบบอยู่ในสภาวะคงที่ (Steady state) วิธีการวิเคราะห์ที่นำมาใช้ในงานวิจัย (ตารางที่ 3) อ้างอิงจาก Standard Method for examination of water and wastewater [16]

3. การทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

การทดลองนี้ แบ่งออกเป็น 4 สูตร ที่มีอัตราส่วนของ COD:P ที่แตกต่างกัน เพื่อศึกษาผลของสารอินทรีย์คาร์บอนที่แตกต่าง กันต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพดังนี้

3.1 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ในระบบ EBPR

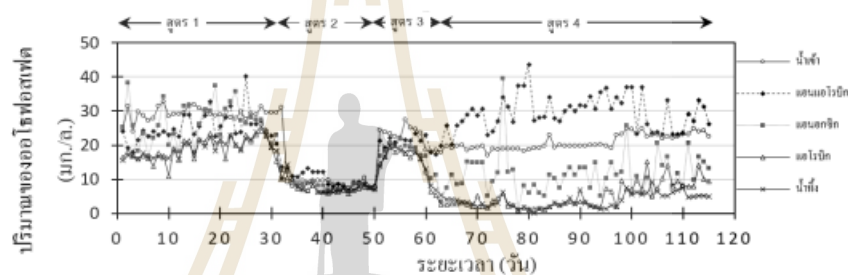
พบว่าทั้ง 4 สูตรมีความเข้มข้นของ COD ที่เข้าระบบเท่ากับ 500 มก./ล. พบว่าสูตรที่ 1, 2, 3 และ 4 มีความเข้มข้น COD ในน้ำ ที่ 0-30, 0-25, 0-28 และ 0-28 มก./ล. (รูปที่ 2) ซึ่งผ่านตามเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้ง (COD ไม่เกิน 120 มก./ล.) [3] ทั้งหมด และ ในการเดินระบบด้วยสูตร 1, 2, 3 และ 4 มีประสิทธิภาพในการกำจัด COD อยู่ในช่วงร้อยละ 75 - 100 (รูปที่ 3) แสดงว่าจุลินทรีย์ สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์คาร์บอนได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยแต่ละถังปฏิริยาจุลินทรีย์มีการใช้สารอาหาร ในการเจริญเติบโต จึงทำให้ COD ที่เป็นแหล่งคาร์บอนลดลง โดยเฉพาะสารอินทรีย์ที่ย่อยง่าย เช่น CH_3COOH จะทำให้ PAOs สามารถใช้สารอินทรีย์ คาร์บอนได้ง่ายขึ้น ระบบจึงสามารถกำจัด COD ได้ แม้ว่าจะมีอัตราส่วนของ COD:P ที่แตกต่างกัน ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ คมสัน [14] ที่ได้ศึกษาผลวัดของประชากรจุลินทรีย์ในระบบ EBPR ซึ่งใช้อัตราส่วน COD:P ที่แตกต่างกันเท่ากับ 60:1, 30:1, 20:1, 10:1, 5:1, และ 3:1 พบว่าประสิทธิภาพการกำจัด COD มีค่าประมาณร้อยละ 90 ทุกชุดการทดลองที่อัตราส่วน COD:P ต่าง ๆ แม้ว่า จะมีอัตราส่วนของ PAOs และ GAO ต่างกัน เนื่องจากจุลินทรีย์ทั้งสองมีอัตรา การดูดซับสารอินทรีย์ที่ใกล้เคียงกัน



รูปที่ 2 ความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของ COD ในระบบกับระยะเวลา

อธิบายได้ว่าสารอินทรีย์คาร์บอนเข้าสู่ถังแอกซิไดซ์จะเกิดปฏิกิริยาการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน เกิดผลิตภัณฑ์เป็น CO_2 , H_2O และ CH_4 ซึ่งมีความสามารถในการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนได้สูงที่สุด จากนั้นสารอินทรีย์ที่เหลือเมื่อเข้าสู่ถังแอนอกซิกจะเกิดปฏิกิริยา Denitrification เกิดการกำจัด NO_3^- โดยเปลี่ยนเป็น N_2 จะเกิดการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนด้วย และสุดท้าย

การทำงานของ PAOs ในระบบ EBPR โดยจากผลการทดลองพบว่าเมื่อใช้แหล่งคาร์บอนทั้งหมดเป็นกลูโคส หรือมีปริมาณของกลูโคสเป็นแหล่งคาร์บอน (สูตร 1, 2 และ 3) จะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสต่ำ (ร้อยละ 0 - 50) สอดคล้องกับงานวิจัย Javier et al [19] ที่พบว่าการใช้แหล่งคาร์บอนทั้งหมดเป็นซูโครส($C_{12}H_{22}O_{11}$) จะทำให้ระบบ EBPR สัมผลอย่างรวดเร็วจึงซูโครสประกอบด้วย ฟรักโทส (fructose) และกลูโคส ส่วนการใช้ CH_3COONa ส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพสูง (ร้อยละ 80 - 99) เนื่องจากสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายง่าย (VFAs) ที่ PAOs สามารถนำไปใช้ในการเจริญเติบโตและสร้างพลังงานได้ง่ายจึงสามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้สูง ซึ่งยังสอดคล้องกับงานวิจัยของ Javier et al [8] ที่ได้ศึกษาอัตราส่วนของกลูโคสและ CH_3COONa ที่อัตราส่วนต่างๆในระบบ SBR พบว่าเมื่ออัตราส่วนของ CH_3COONa เพิ่มถึงร้อยละ 100 ที่อัตราส่วน COD:P เท่ากับ 23.5:1 ระบบสามารถกำจัดฟอสเฟตได้เพิ่มขึ้น



รูปที่ 5 ปริมาณของฟอสเฟตในระบบกับระยะเวลา

Dong et al [20] ได้ศึกษา HRT ที่ต่างกัน (7.5, 6, 4.5 และ 5.2 ชั่วโมง) โดยมีอัตราส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 มีค่า MLSS เท่ากับ 6,000 มก./ล. ซึ่งพบว่าที่ HRT มากกว่า 6 ชั่วโมง ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงกว่าร้อยละ 95 และมีฟอสเฟตในน้ำทิ้งน้อยกว่า 0.5 มก./ล. ซึ่งสอดคล้องในงานวิจัยนี้ที่มีค่า MLSS เท่ากับ 4,370 มก./ล. ในดั้งเดิมอากาศและ HRT ทั้งหมดอยู่ที่ 12 ชั่วโมง มีประสิทธิภาพการกำจัดฟอสเฟตเฉลี่ยร้อยละ 87.97 ซึ่งอธิบายได้ว่า HRT สั้นๆ จะทำให้ PAOs มีเวลาไม่มากพอในการสังเคราะห์สารอินทรีย์ให้เป็น PHAs ในสภาวะแอมโมเนีย และเมื่ออยู่ในสภาวะแอสโรติกจะเกิดการสลาย PHAs ในสภาวะที่มีออกซิเจนละลายเพียงพอ ซึ่งจะเกิดเป็นพลังงานที่ใช้ในการสะสมฟอสฟอรัสไว้ในเซลล์ โดยมีเพียงกลุ่ม PAOs ที่สามารถสะสม PHAs ได้ โดยเมื่อใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอนช่วยให้ PAOs สามารถสะสม PHAs ไว้ในเซลล์ได้ง่ายกว่าชนิดอื่น ซึ่งผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าปริมาณฟอสเฟตในน้ำทิ้งผ่านเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ที่กำหนดให้ปริมาณฟอสเฟตในน้ำทิ้งไม่เกิน 2 มก./ล. [2] ซึ่งในสูตรที่ 4 เชื้อต่อการกำจัดฟอสฟอรัสได้อย่างมีประสิทธิภาพ ในช่วงที่ระบบมีประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสได้สูงกว่าร้อยละ 89.95

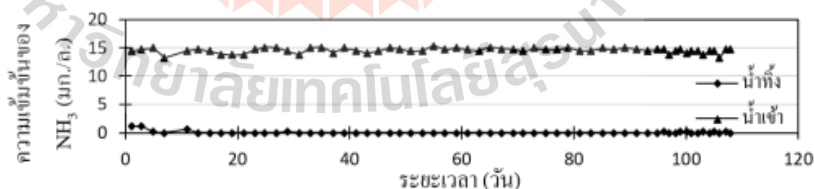
จากสูตรที่ 2 และ 3 มีระยะเวลาในการเดินระบบต่ำกว่าค่า SRT เนื่องจากประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสในช่วงนี้ดีมากสังเกตจากแนวโน้มในช่วงสูตรที่ 1 พบว่าเดินระบบ 32 วัน แต่ประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัสยังไม่เพิ่มสูงขึ้น และเห็นว่าทั้งสูตร 1, 2 และ 3 ไม่เกิดการคายฟอสฟอรัสในถังแอมโมเนีย ซึ่งในสูตรที่ 4 แสดงให้เห็นว่าเมื่อเดินระบบด้วยสภาวะที่เหมาะสมแล้วจะเกิดการคายฟอสเฟตในถังแอมโมเนีย และเกิดการใช้ฟอสเฟตทั้งในถังแอมโมเนียและแอสโรติกขึ้น ซึ่งปริมาณสารอาหาร

อื่น ๆ ที่อาจจะมีผลต่อการเดินระบบ เช่น Ca^{2+} และ Mg^{2+} แต่ในการเดินระบบนี้ (ช่วง 26.5 – 34.5 มก./ล.) ไม่มีผลต่อการกำจัดฟอสฟอรัส แต่เป็นสารอาหารเสริมที่อาจมีผลต่อการช่วยให้จุลินทรีย์เจริญเติบโต อธิบายได้จากปริมาณของ Ca^{2+} และ Mg^{2+} ในสูตรที่ 3 และ 4 มีปริมาณเท่ากัน แต่สูตรที่ 3 ไม่มีแนวโน้มที่จะเกิดการกำจัดฟอสฟอรัสเพิ่มสูงเท่าสูตรที่ 4 ซึ่งจากงานวิจัยของ H.-L. Zhang et al [21] พบว่า Ca^{2+} เป็นสารที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการตกตะกอน, การสังเคราะห์ poly-P ภายในเซลล์ และยังพบว่า Ca^{2+} ที่ความเข้มข้นสูง (> 79 มก. / ล.) จะมีอิทธิพลต่อการเปลี่ยนแปลงการเผาผลาญอาหารของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs

ในการใช้แหล่งคาร์บอนจาก CH_3COONa และ KH_2PO_4 ในสูตรที่ 4 เนื่องจากการควบคุมการเปลี่ยนแปลง pH ในระบบ ซึ่ง Oehmen et al [22] ได้อธิบายว่า PAOs ต้องการช่วง pH 7 - 8.5 ในการเจริญเติบโต ซึ่งสูตรที่ 1 และ 3 มีช่วง pH ในแต่ละถังอยู่ที่ 6.87 – 8.07 และ 6.4 – 8.5 ซึ่งมี pH ต่ำ และเป็นช่วงที่มีการเปลี่ยนแปลง pH ที่กว้าง อาจส่งผลกระทบต่อปรับตัว และการเจริญเติบโตของ PAOs ส่วนสูตรที่ 2 และ 4 มีช่วง pH อยู่ที่ 6.87 – 8.07 และ 7.2 – 8.3 ซึ่งเป็นช่วง pH ที่มีการเปลี่ยนแปลงน้อย และอยู่ในช่วงที่เหมาะสม แต่ประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสในสูตรที่ 4 สูงกว่า เนื่องจากมีปริมาณของสาร CH_3COONa ร้อยละ 100 แต่สูตรที่ 2 มีปริมาณ CH_3COOH เพียงร้อยละ 25 แม้ว่าจะเป็นสารที่ย่อยสลายง่ายเหมือนกัน แต่ถ้าปริมาณแตกต่างกัน หรือไม่สามารถควบคุมการเปลี่ยนแปลง pH ได้ จะทำให้ระบบไม่สามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้อย่างมีประสิทธิภาพ แสดงให้เห็นว่าเมื่อสารอินทรีย์คาร์บอนเป็น CH_3COONa เหมาะสมในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพมากที่สุด สรุปได้ว่าแหล่งอาหารที่ต่างกันมีผลต่อการปล่อยฟอสฟอรัสในสภาวะแอนแอโรบิก และการจับใช้ฟอสฟอรัสในสภาวะเอโรบิก ซึ่งเป็นผลมาจากอัตราส่วนของ COD:P ปริมาณของสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายง่าย และค่า pH

3.3 ประสิทธิภาพการกำจัด NH_3 ในระบบ EBPR

พบว่า NH_3 ที่เข้าระบบอยู่ในช่วง 14 - 16 มก./ล. และความเข้มข้นน้ำทิ้งของ NH_3 น้อยกว่า 1 มก./ล. (รูปที่ 6) เนื่องจากระบบเกิดปฏิกิริยา Nitrification และ Denitrification รวมถึงการย่อยสลายของจุลินทรีย์ในระบบ EBPR ด้วย โดยความเข้มข้นที่ลดลงเกิดจากปฏิกิริยา Nitrification ทำให้ NH_3 เปลี่ยนรูปเป็น NO_2^- และ NO_3^- ในสภาวะที่มีออกซิเจนในถังเดิมอากาศ ซึ่งผลการทดลองแสดงถึงปริมาณของออกซิเจนเพียงพอต่อการบำบัด NH_3 ซึ่งจากงานวิจัยของ Xiongliu et al [23] พบว่าเกณฑ์ที่เป็นพิษของความเข้มข้น FA (nitrate and ammonium/free ammonia) สำหรับการเผาผลาญฟอสฟอรัส เท่ากับ 17.76 มก. ใน ไตรเจน/ล.

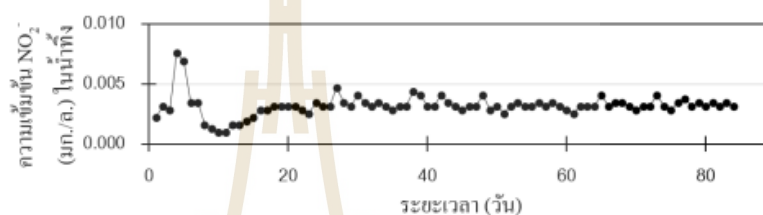


รูปที่ 6 ความสัมพันธ์ระหว่างเวลากับความเข้มข้นของ NH_3

3.4 ประสิทธิภาพการกำจัด NO_2^- และ NO_3^- ในระบบ EBPR

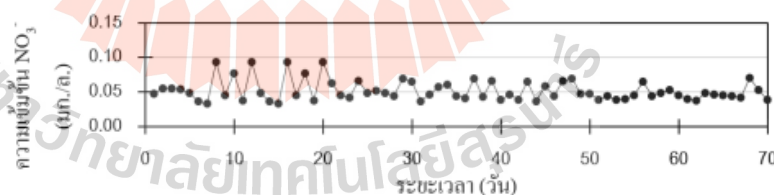
พบว่าความเข้มข้นของ NO_2^- ในสภาวะแอนแอโรบิก แอนออกซิก แอโรบิก และน้ำทิ้งมีค่าน้อยกว่า 0.01 มก./ล. (รูปที่ 7) เมื่ออยู่ในสภาวะแอโรบิก NO_2^- จะถูกเปลี่ยนเป็น NO_3^- แสดงให้เห็นว่าปริมาณออกซิเจนละลาย 3 - 4 มก./ล. เพียงพอในการกำจัด NO_2^-

ซึ่งพบว่า PAOs สามารถลด NO_2^- ภายใต้สภาวะแอโรบิกที่มีออกซิเจนละลาย 3 มก./ล. และมี FNA (nitrite/free nitrous acid) เพิ่มขึ้น ในทางกลับกันจะยับยั้งการดูดซับฟอสฟอรัสในสภาวะแอโรบิกได้ [23] ในงานวิจัยของ Carlota et al [12] ได้ศึกษา NO_2^- ที่มีผลต่อการแข่งขันของ PAOs และ GAOs โดยใช้โพรไพโอเนต (propionate) เป็นแหล่งคาร์บอน และเพิ่ม NO_2^- 3,500 มก. ในโตรเจน/ล. ในถังแอนอกซิก ใช้อัตราส่วน COD:P เป็น 20:1 พบว่าจากตะกอนที่มี GAOs ร้อยละ 70 สามารถเปลี่ยนเป็น PAOs ร้อยละ 85 ได้ โดยใช้ NO_2^- เป็นปัจจัยสำคัญ แสดงว่า NO_2^- ในระบบมีผลต่อการแข่งขันของ PAOs และ GAOs



รูปที่ 7 ความสัมพันธ์ระหว่างระยะเวลากับความเข้มข้นของ NO_2^- ในน้ำทิ้ง

โดยงานวิจัยของ Ye et al [24] ศึกษาผลของ FNA ต่อกระบวนการเมตาบอลิซึมของ GAOs ซึ่งใช้ CH_3COONa เป็นแหล่งคาร์บอน พบว่าหากมี NO_2^- 6.3 มก./ล. ที่ pH เท่ากับ 7 จะส่งผลให้ GAOs หยุดทำงานไปร้อยละ 50 และ GAOs จะหยุดการเจริญเติบโตเมื่อความเข้มข้นของ FNA มากกว่า 7.1×10^{-1} มก./ล. (NO_2^- 30 มก. ในโตรเจน/ล.) แต่ในสภาวะแอโรบิก FNA ก่อให้เกิดการสูญเสียพลังงานของ PAOs มากกว่า GAOs และสามารถยับยั้งทั้งกระบวนการ anabolic (การเจริญเติบโต, การดูดซับฟอสเฟตและผลิต โกล ไคเจน) และ catabolic (ออกซิเดชันของ PHAs) ของ PAOs ได้ ซึ่งสามารถพิจารณาร่วมกับค่า pH ถ้ามี pH สูงจะส่งผลต่อการเจริญเติบโตทั้ง PAOs และ GAOs [22] ซึ่งการศึกษากครั้งนี้ pH ในระบบอยู่ที่ 6.8 - 8.2



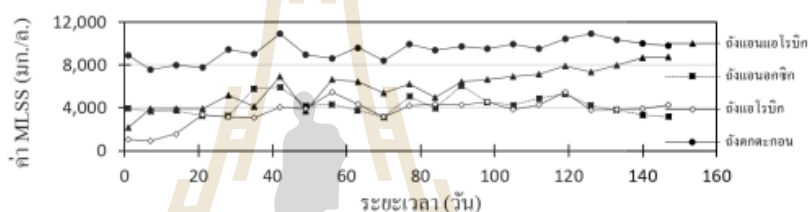
รูปที่ 8 ความสัมพันธ์ระหว่างระยะเวลากับความเข้มข้นของ NO_3^- ในน้ำทิ้ง

พบว่าความเข้มข้นของ NO_3^- ในน้ำทิ้งมีค่าน้อยกว่า 0.1 มก./ล. (รูปที่ 8) ระบบ EBPR สามารถกำจัด NO_3^- ได้โดยอาศัยสภาวะแอนอกซิก ซึ่งจะใช้ NO_3^- เป็นตัวรับออกซิเจน และเปลี่ยน NO_3^- เป็นแก๊สไนโตรเจน (N_2) ซึ่งในระบบจะมีกรเวียนกลับน้ำที่ออกจาดังแอโรบิกด้วยอัตราการไหล 3 เท่าของน้ำเข้า ไปยังถังแอนอกซิก เพื่อให้สามารถเวียนกลับน้ำไปยังถังแอนอกซิกได้พอที่จะกำจัด NO_3^- ไม่ให้หลุดออกไป ซึ่ง Maite et al [25] กล่าวว่า ถ้าพบ NO_3^- ในสภาวะแอโรบิก จะยับยั้งการทำงานของ PAOs หรือ

เกิดการแข่งขันของ PAOs กับดีไนทริไฟอิงแบคทีเรียได้ ซึ่งผลการทดลองไม่พบ NO_3^- ในสภาวะแอนแอโรบิก ส่งผลให้ NO_3^- ไม่มีผลในการยับยั้ง PAOs ในระบบ

3.4 ค่า MLSS ในการเดินระบบ EBPR

พบว่าค่า MLSS ดังแอนแอโรบิก, แอนออกซิก, แอโรบิก และดังคตะคอนมีค่า 5,000 - 8,500, 3,000 - 5,500, 3,000 - 5,000 มก./ล. และ 7,500 - 10,000 มก./ล. ตามลำดับ โดยค่า MLSS จะสามารถบอกความเข้มข้นจุลินทรีย์ (MLVSS) ในระบบได้ จากการทดลองพบว่าค่า MLVSS เป็น 0.72 - 0.84 เท่าของ MLSS ซึ่งปริมาณของจุลินทรีย์มีความสำคัญกับการเดินระบบ เกี่ยวกับความเข้มข้นของสารอาหารในแต่ละถัง คือค่า F/M ต้องมีค่าที่เหมาะสม



รูปที่ 9 ความสัมพันธ์ระหว่างค่า MLSS กับระยะเวลาในการเดินระบบ

โดยการทดลอง ค่า F/M ratio ดังแอนแอโรบิก แอนออกซิก และแอโรบิก มีค่าอยู่ในช่วง 0.8 - 0.5, 1 - 0.5 และ 0.8 - 0.3 ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าเป็นค่าที่เหมาะสมในการบำบัดเนื่องจากมีประสิทธิภาพสูงในการกำจัดสารอินทรีย์ ช่วงหลังวันที่ 140 จะเห็นว่าที่ดังแอนแอโรบิกมีปริมาณ MLSS สูงถึง 8,500 ซึ่งใกล้เคียงกับ MLSS ในดังคตะคอน เนื่องจากใบกวนในดังแอนแอโรบิกเกิดปัญหาทำให้ตะกอนที่อยู่ด้านล่างไม่ฟุ้งกระจาย และมีปริมาณของตะกอนอัดแน่นเกิดขึ้น ซึ่งยังคงควบคุม SRT เท่ากับ 20 วัน

4. สรุป

จากการศึกษาทดลองการกำจัดฟอสฟอรัสด้วยกระบวนการ EBPR พบว่าการทดลองทั้ง 4 ช่วงมีประสิทธิภาพการกำจัด COD ประมาณ 90% แต่สูตรอาหาร ที่ 1, 2 และ 3 มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสต่ำ (0 - 65%) เมื่อเทียบกับช่วง 4 ที่มีประสิทธิภาพสูงที่สุดประมาณร้อยละ 90 - 99 ซึ่งใช้แหล่งคาร์บอนเป็น CH_3COONa และมีสัดส่วน COD:P เท่ากับ 20:1 เหมือนกับช่วงที่ 3 แต่ต่างกันที่ชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอนที่ใช้แสดงให้เห็นความแตกต่างของสารอินทรีย์ที่มีผลต่อการเจริญเติบโตของ PAOs โดยสรุปว่า PAOs มีความสามารถในการเปลี่ยนกลูโคสเหมาะสมเป็นพลังงานในรูปแบบ PHAs ได้ดีกว่า CH_3COONa เนื่องจากจุลินทรีย์ประเภทนี้สามารถเจริญเติบโตได้ดีในอาหารที่มีโมเลกุลเล็ก และย่อยสลายได้ง่าย แม้กลูโคสจัดเป็นสารอินทรีย์ที่มีโมเลกุลเล็กและย่อยสลายได้ง่าย ที่ PAOs สามารถดูดซึมและย่อยสลายกลูโคสได้ แต่การเปลี่ยนรูปกลูโคสเป็นสาร PHAs ในเซลล์ PAOs ไม่สามารถทำได้โดยง่าย เช่นเดียวกับการใช้แหล่งคาร์บอนเป็น CH_3COONa ซึ่งเหมาะที่จะเปลี่ยนเป็นสาร PHAs ได้โดยตรง

กิตติกรรมประกาศ

บทความวิจัยนี้ได้รับทุนสนับสนุนจาก “ทุนกิตติบัณฑิตร” ปีการศึกษา 1/2558 สำนักวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ผู้วิจัยขอขอบพระคุณอาจารย์ ดร.นิตยา บุญเทียน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ที่สนับสนุนและให้คำปรึกษาในการศึกษาวิจัยครั้งนี้ และขอขอบพระคุณบริษัท เสริมสุข จำกัด (มหาชน) จังหวัดนครราชสีมา ที่ให้ทุนสนับสนุนในการทำวิจัย

เอกสารอ้างอิง

- [1] Ministry of natural resource and environment. *Domestic wastewater treatment system*. Available from: <http://mews.onep.go.th/default.aspx> [Accessed 16 March 2016]. (In Thai)
- [2] Pollution Control Department Ministry of Natural Resources and Environment. *Announcement of the pollution control department. Design criteria of wastewater collection and integrated wastewater system of domestic*, 2010 (In Thai)
- [3] Javier, G. *et al.* Controlled crude glycerol dosage to prevent EBPR failures in *C/N/P* removal WWTPs. *Chemical Engineering Journal*, 2015, 271, pp. 114-127.
- [4] Yan, W. *et al.* The effect of poly-b-hydroxyalkanoates degradation rate on nitrous oxide production in a denitrifying phosphorus removal system. *Bioresource Technology*, 2014, 170, pp. 175-182.
- [5] Randeng, W. *et al.* Understanding the role of extracellular polymeric substances in an enhanced biological phosphorus removal granular sludge system. *Bioresource Technology*, 2014, 169, pp. 307-312.
- [6] Welawi Chaiyaphan. Study of microbial community and the possibility on saline enhanced biological phosphorus removal using sequencing batch reactor system. In: *Proceedings of 45th Kasetsart University Annual Conference. Master of science degree in biology*, Bangkok, 30 - 2 Feb 2007. (In Thai)
- [7] Seyoum, Y.G. *et al.* Effects of glucose on the performance of enhanced biological phosphorus removal activated sludge enriched with acetate. *Bioresource Technology*, 2012, 121, pp. 19-24.
- [8] Javier, G. *et al.* Glycerol as a sole carbon source for enhanced biological. *Water research*, 2012, 46(9), pp. 2983 -2991.
- [9] Thongchai Punsawad. Biological of nitrogen and phosphorus removals. *1st. Environmental Engineering Association of Thailand*, Bangkok, 2544. (In Thai)
- [10] Kee, F.L. *et al.* Kinetic and stoichiometric characterization for efficient enhanced biological phosphorus removal (EBPR) process at high temperatures. *Bioprocess Biosyst Eng*, 2015, 38, pp. 729-737.
- [11] Alistair, B. *et al.* Enhanced biological phosphorus removal for high-strength wastewater with a low rbCOD:P ratio. *Bioresource Technology*, 2008, 99(5), pp. 1236-1241.
- [12] Carlota, T. *et al.* The selective role of nitrite in the PAO/GAO competition. *Chemosphere*, 2013, 93, pp. 612-618.
- [13] Shaomei, H. and Katherine, D. M. Microbiology of 'Candidatus Accumulibacter' in activated sludge. *Microbial Biotechnology*, 2011, 4(5), pp. 603-619.
- [14] Komsan Lapapairoj. *Proportion of Microbial Population in an EBPR System at Different P:COD Ratio*, Bangkok, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 2003. (In Thai).
- [15] Vasana Peetamnongsin. Comparison of uptake phosphorus under aerobic and anoxic condition in biological phosphorus removal process at different solid retention time. *Environment Technology*, 1996. (In Thai)
- [16] APHA., AWWA., WPCF., Eaton, A. D. and Franson, M. Ann H., (2005). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 20th ed. Washington DC: USA, 2005.

- [17] Shun, H. C. *et al.* Effects of different carbon supplements on phosphorus removal in low C/P ratio industrial wastewater. *Bioresource Technology*, 2011, 102, pp. 5461–5465.
- [18] Zhijian, Z. *et al.* Improvement strategy on enhanced biological phosphorus removal for municipal wastewater treatment plants: Full-scale operating parameters, sludge activities, and microbial features. *Bioresource Technology*, 2011, 102(7), pp. 4646–4653.
- [19] Javier, G. *et al.* The nature of the carbon source rules the competition between PAO and denitrifiers in systems for simultaneous biological nitrogen and phosphorus removal. *Water Research*, 2011, 45(16), pp. 4793–802.
- [20] Dong, L. *et al.* Optimized hydraulic retention time for phosphorus and COD removal from synthetic domestic sewage with granules in a continuous-flow reactor. *Bioresource Technology*, 2016, 216, pp. 1083–1087.
- [21] Hai-Ling, Z. *et al.* Calcium effect on the metabolic pathway of phosphorus accumulating organisms in enhanced biological phosphorus removal systems. *Water Research*, 2015, 84, pp. 171–180.
- [22] Oehmen, A. *et al.* Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale. *Water Research*, 2007, 41, pp. 2271–2300.
- [23] Xiongliu, Z. *et al.* Inhibition of free ammonia to the granule-based enhanced biological phosphorus removal system and the recoverability. *Bioresource Technology*, 2013, 148, pp. 343–351.
- [24] Ye, L. *et al.* The effect of free nitrous acid on key anaerobic processes in enhanced biological phosphorus removal systems. *Bioresource Technology*, 2013, 130, pp. 382–389.
- [25] Maite, P. *et al.* Free nitrous acid inhibition on the aerobic metabolism of poly-phosphate accumulating organisms. *Water research*, 2010, 44(20), pp. 6063–6072.



การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตกรดอะซิติกโดยใช้กากตะกอนจากหลาย
แหล่ง เพื่อใช้ในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ
Study of Optimum Conditions to Produce Acetic Acid from
Various Excess sludge for Using in Biological Phosphorus
Removal Processes

บทคัดย่อ

การศึกษานี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตกรดอะซิติกจากตะกอนหลายแหล่ง เพื่อนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ ซึ่งทำการศึกษาใน 5 แหล่งคาร์บอน คือ กากตะกอนเร่งจากระบบ Conventional Activated Sludge (CAS) กากตะกอนเร่งจากระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ (Enhanced biological phosphorus removal, EBPR) มูลสุกร (swine manure, SM) ตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพ (raw sludge, RS) และตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพที่ถูกหมักมา 10 วัน (fermentation sludge, FS) ทั้งหมด 10 ชุดการทดลอง คือ ชุดที่ 1-2 (กากตะกอนเร่ง) ชุดที่ 3-6 (กากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR) ชุดที่ 7 (SM) ชุดที่ 8 (FS) และชุดที่ 9-10 (RS) โดยศึกษาอิทธิพลของแหล่งคาร์บอน อุณหภูมิ การบำบัดขั้นต้น และสัดส่วนของตะกอนและน้ำหมักที่แตกต่างกัน ตะกอนส่วนเกินจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพ FS:AF (1:1) (ชุดที่ 8) พบปริมาณกรดอะซิติกมากที่สุด เท่ากับ 1,406 มก./ล. เมื่อทำการควบคุมระบบที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ระยะเวลา 96 ชั่วโมง ส่วนในถังปฏิกรณ์ที่ใช้ RS:AF (4:1) (ชุดที่ 9) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 10) มีกรดอะซิติก เท่ากับ 1,018 และ 792 มก./ล. ตามลำดับ เมื่อทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ของตะกอนส่วนเกินจากระบบจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพ ชุดที่ 8-10 พบว่าในการใช้ตะกอน FS (ชุดที่ 8) มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) กับการใช้ตะกอน RS ในชุดที่ 9-10 ดังนั้นชุดการทดลองที่ 8 สามารถนำไปใช้ประโยชน์ในการผลิตกรดอะซิติกเพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ และอาจช่วยลดค่าใช้จ่ายในการซื้อแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบได้

คำสำคัญ: กรดอะซิติก การหมัก ตะกอนส่วนเกิน ระยะเวลาพักเก็บ

Abstract

The aims of this study was to investigate the optimum conditions to produce acetic acid from various excess sludge as carbon sources for biological phosphorus removal processes. Five substrates were used to produce acetic acid which were waste from Conventional activated sludge (CAS), waste from Enhanced biological phosphorus removal (EBPR), swine manure (SM), waste from biogas systems (raw sludge, RS) and waste from fermented biogas production system after 10 days fermentation (fermentation sludge, FS). The fermentation was carried in batch fermentor with ten substrates series; series 1-2 using WAS from CAS, series (3-6) using WAS from EBPR, series 7 using pig manure and the rest of the series using excess sludge from biological gas production. RS and FS series were combined with Acid fermentation (AF) in three different ratios; FS:AF (1:1), RS:AF (4:1) and RS:AF (1:4) in series 8, 9 and 10, respectively. Further investigation regarding

the influence of carbon sources, temperature, pretreatment and the proportion of excess sludge (FS and AF) and acid fermentation (AF) was also conducted. The results showed that the highest concentration of acetic acid was 1,406 mg COD/L in the reactor containing FS:AF 1:1 (series 8) after 96 hours and control conditions at 35 °C whereas similar combinations in reactor 9 and 10 produced the acetic acid of 1,018 and 792 mg/L, respectively. The Paired t-test of series 8-10 showed significant difference ($p < 0.05$) for FS in series 8 and RS in series 9-10. The composition in experimental series 8 can be used to produce acetic acid as a carbon source for the biological phosphorus in the removal system since it is potential to reduce the cost of additional acetic acid.

Keywords: Acetic Acid, Fermentation, Waste Activated Sludge, Retention Time

1. บทนำ

สารอินทรีย์คาร์บอนที่จุลินทรีย์ในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ (Enhanced biological phosphorus removal, EBPR) ต้องการอยู่ในรูปที่สามารถนำไปใช้ได้ง่าย คือ กรดอะซิติก สำหรับใช้เป็นพลังงานที่จะสนับสนุนการปล่อยฟอสเฟต [1] ซึ่งมีบทบาทในการให้อิเล็กตรอน [2-3] จึงมีความจำเป็นที่ต้องเพิ่มแหล่งคาร์บอนในรูปกรดอะซิติก ซึ่งเป็นกลุ่มของสารอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acids, VFAs) สามารถผลิตได้จากกระบวนการหมักแบบไร้ออกซิเจนของของเสียอินทรีย์ โดยปกติถูกใช้เป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับกระบวนการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ (EBPR) [4-5] งานวิจัยของ Javier และคณะ (2012) ศึกษาอัตราส่วนของกลูโคสและ CH_3COONa ที่ต่างกันในระบบเอสบีอาร์ (Sequencing batch reactor, SBR) พบว่าเมื่อ CH_3COONa เพิ่มถึงร้อยละ 100 ที่อัตราส่วน COD:P เท่ากับ 23.5:1 ระบบสามารถกำจัดฟอสเฟตได้เพิ่มขึ้น [4] งานวิจัยของ ฉัตรลดา เพ็ชชัย และคณะ (2560) ได้ศึกษาชนิดของสารอินทรีย์คาร์บอนที่เหมาะสมในการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR พบว่าเมื่อใช้แหล่งคาร์บอนเป็น CH_3COONa มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงที่สุดถึงร้อยละ 99 กล่าวได้ว่ากลุ่มจุลินทรีย์ที่สามารถเก็บสะสมฟอสเฟตไว้ในเซลล์ (Polyphosphate accumulating organisms, PAOs) อาศัย CH_3COONa ในการเจริญเติบโต ซึ่งส่งผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัส [5]

ระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพจะมีการทิ้งตะกอนส่วนเกิน (Waste Activated Sludge) โดยในปัจจุบันมีภาคตะกอนเร่งจำนวนมากที่เกิดขึ้นในการบำบัดน้ำเสียชุมชนด้วยระบบตะกอนเร่ง [6] การกำจัดของเสียเหล่านี้จึงกลายเป็นปัญหาสำคัญ และมีค่าใช้จ่ายในการจัดการสูง 50-70% ของต้นทุนการดำเนินงานในระบบบำบัดน้ำเสียทั้งหมด [7] ซึ่งการกำจัดภาคตะกอนเร่งมีหลากหลายวิธีทั้งด้านเคมี กายภาพ และชีวภาพ แต่ภาคตะกอนเร่งเป็นตะกอนของจุลินทรีย์ที่มีสารอินทรีย์อยู่ สามารถนำไปผลิต VFAs ได้ การที่ผลิตกรดอะซิติก จากภาคตะกอนมีหลายกระบวนการ เช่น อัลตราซาวน์ และการหมักตะกอน ซึ่งการหมักแบบไร้ออกซิเจนเป็นวิธีที่ช่วยแก้ปัญหาปริมาณของภาคตะกอนเร่งได้ โดยลดปริมาณของตะกอน [8-10] ซึ่งการหมักเป็นเทคโนโลยีที่สามารถแก้ไขปัญหากภาคตะกอนเร่งจากระบบบำบัดน้ำเสีย [11] และได้กรดอะซิติกจำนวนมาก [12] เป็นกระบวนการที่ไม่ซับซ้อน สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดฟอสฟอรัส Adrian และคณะ (2006) ได้เปรียบเทียบการกำจัดฟอสฟอรัสจากการใช้แหล่งคาร์บอนจากไพโรไลโอเนต และอะซิเตต พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัส เมื่อใช้อะซิเตตเป็นแหล่งคาร์บอนสูงกว่าใช้ไพโรไลโอเนต [13] กระบวนการหมักขั้น Acidogenesis จะประกอบด้วยปฏิกิริยา Hydrolysis Acidogenesis และ Acetogenesis ซึ่งสารอินทรีย์ เช่น โปรตีน คาร์โบไฮเดรต และไขมัน จะถูกเปลี่ยนเป็นโมเลกุลขนาดเล็กด้วยปฏิกิริยา Hydrolysis จากนั้นจุลินทรีย์กลุ่ม Acidogenic จะเปลี่ยน VFAs เป็นกรดอะซิติก กรดไพโรโมนิก และกรดบิวไทริก ซึ่งผลของปฏิกิริยาขึ้นอยู่กับพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์ เช่น pH อุณหภูมิ และ แหล่งคาร์บอน [14] ซึ่ง Rademacher และคณะ

(2012) กล่าวว่าอุณหภูมิมีต่อการหมัก VFAs ในสภาวะไร้ออกซิเจนเป็นปัจจัยที่สำคัญ ซึ่งมีผลต่อกลุ่มประชากรจุลินทรีย์ [15] โดยในงานวิจัยของ Jiuxiao และ Hui (2015) ได้ศึกษาการหมักกากตะกอนเร่งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ในสภาวะที่ไม่มี การควบคุม pH ความผสมที่ 165 rpm. และควบคุมอุณหภูมิที่ 35 ± 1 และ 55 ± 1 องศาเซลเซียส พบว่าปริมาณของ VFAs สูงสุด ในช่วงอุณหภูมิ 55 ± 1 องศาเซลเซียสเท่ากับ $5,627.3 \pm 354.6$ มก.ซีโอดี/ล. และในช่วงอุณหภูมิ 35 ± 1 องศาเซลเซียสเท่ากับ 574.4 ± 29.2 มก.ซีโอดี/ล. ที่ 48 ชั่วโมง [1] งานวิจัยในต่างประเทศรายงานความน่าจะเป็นของการหมักของเสียจากระบบตะกอน เร่งเพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกในการกำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัส [16-17] Xiong และคณะ (2018) ได้ศึกษาการหมัก ตะกอนจากเศษอาหาร เพื่อเพิ่มการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน โดยผลของการใช้สารหมักด้วยสภาวะต่างเป็น แหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบ พบว่ามี VFAs 66.3% ของปริมาณซีโอดี และช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดไนโตรเจน และ ฟอสฟอรัส เท่ากับ 78.2% และ 95.2% ตามลำดับ [17] แต่ในประเทศไทยยังไม่มี การนำตะกอนมาใช้เป็นแหล่งคาร์บอน ให้กับระบบ จึงมีแนวคิดที่จะนำกากตะกอนเร่งมาใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตกรดอะซิติก เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสเฟต ซึ่งอาจช่วยลดค่าใช้จ่ายทั้งในการซื้อแหล่งคาร์บอนและการกำจัดกากตะกอนเร่งได้

งานวิจัยจึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตกรดอะซิติก จากตะกอนหลายแหล่ง เพื่อนำไปใช้เป็น แหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ โดยศึกษาความแตกต่างของแหล่งคาร์บอน อุณหภูมิ การบำบัด ขั้นต้น และสัดส่วนของตะกอนและน้ำหมักกรดที่แตกต่างกัน

2. อุปกรณ์และวิธีการ

2.1 ศึกษาคุณลักษณะของตะกอนที่ใช้ในการหมักในสภาวะไร้ออกซิเจนเพื่อผลิตกรดอะซิติก

กากตะกอนที่ใช้ในการศึกษาคือ นำกากตะกอนมาจากถังตกตะกอนในระบบบำบัดน้ำเสียแบบ Conventional Activated Sludge (CAS) ของบริษัทน้ำอืดลมแห่งหนึ่งในจังหวัดนครราชสีมา (กากตะกอนเร่ง ชุดที่ 1 และ 2) ชุดที่ 3-6 นำกาก ตะกอนเร่งมาจากระบบ EBPR ชุดที่ 7 นำตะกอนมาจากมูลสุกร (swine manure, SM) และชุดที่ 8-10 นำมาจากตะกอนใน ถังหมักแบบไร้ออกซิเจนของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ ส่วนน้ำหมักกรด (Acid fermented, AF) นำมาจากบ่อหมักกรดของระบบ ผลิตแก๊สทางชีวภาพ ซึ่งตะกอนทั้งหมดจะถูกนำมาเก็บรักษาไว้ในถังปิดสนิท ที่อุณหภูมิ 4 องศาเซลเซียส ก่อนนำมาทำการทดลอง พบว่าลักษณะสีของตะกอนชุดที่ 1-6 เป็นสีน้ำตาลเข้ม ส่วนชุดที่ 7-10 เป็นสีน้ำตาลดำ

2.2 การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนจากหลายแหล่ง เพื่อผลิตกรดอะซิติก โดยการทดลองแบบกะ

2.2.1 การศึกษาผลของอุณหภูมิที่เหมาะสมในการผลิต VFAs จากการหมักแบบไร้ออกซิเจนของกากตะกอน เร่ง ชุดที่ 1-2 โดยเติมกากตะกอนเร่ง 200 มิลลิลิตร (มล.) ลงในขวดรูปชมพู่ขนาด 250 มล. ความผสมที่ 120 รอบต่อนาที (rpm) [18] โดยใช้เครื่องเขย่า (Shaker) และควบคุมอุณหภูมิที่ 35 ± 1 องศาเซลเซียส [7,16,18] และ 55 ± 1 องศาเซลเซียส [11] เก็บวิเคราะห์ทุก 4 ชั่วโมง เพื่อวิเคราะห์หา VFAs

2.2.2 การศึกษาผลของอุณหภูมิต่อการผลิตกรดอะซิติกที่เกิดจากการหมัก โดยใช้แหล่งคาร์บอนจากกาก ตะกอนเร่งของระบบ EBPR (กากตะกอนเร่ง ชุดที่ 3 และ 4) ทำการหมักโดยเติมกากตะกอนเร่ง 200 มล. ลงในขวดรูปชมพู่ขนาด 250 มล. ทำการศึกษาโดยควบคุมอุณหภูมิ 35 ± 1 องศาเซลเซียส และ 55 ± 1 องศาเซลเซียส ความผสมที่ 120 rpm เก็บวิเคราะห์ ทุก 4 ชั่วโมง เพื่อวิเคราะห์หา VFA กรดอะซิติก กรดไพรูวอิก และกรดบิวไทริก

2.2.3 การศึกษาการบำบัดขั้นต้นของกากตะกอนเร่ง ชุดที่ 5 ซึ่ง Htay และคณะ (2011) ได้กล่าวว่า การบำบัด ขั้นต้น จะช่วยให้ปฏิกิริยา Hydrolysis เกิดได้ดีขึ้น [19] ซึ่งการทดลองนี้ใช้แหล่งคาร์บอนจากกากตะกอนเร่ง ของระบบ EBPR ที่มี pH เริ่มต้น 7.58 นำมาปรับ pH ดังนี้ 1 2 3 6 9 10 11 12 13 และ 14 โดยใช้ 2 N NaOH และ 2 N HCl [20] จากนั้นนำไป

วิเคราะห์หาปริมาณและชนิดของ VFA ที่เกิดขึ้นหลังจากการปรับ pH โดยวิเคราะห์หา VFA กรดอะซิติก กรดโพรพิโอนิก และ กรดบิวไทริก

2.2.4 การศึกษาปริมาณกรดอะซิติกที่เกิดขึ้นจากการหมักกากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR (ชุดที่ 6) เปรียบเทียบกับตะกอน SM จากฟาร์มหมูแห่งหนึ่งในจังหวัดนครราชสีมา (ชุดที่ 7) โดยหมักตะกอนในถังขนาด 5 ลิตร ซึ่งมีปริมาณ ตะกอน 4 ลิตร ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส เก็บตัวอย่างตะกอนปริมาตร 120 มล. แต่ละชุดการทดลอง ทุก 12 ชั่วโมง เพื่อวิเคราะห์หา VFA กรดอะซิติก กรดโพรพิโอนิก และกรดบิวไทริก

2.2.5 การศึกษาปริมาณกรดอะซิติกที่เกิดขึ้นจากการหมักตะกอนในถังหมักแบบไร้ออกซิเจนของระบบผลิต แก๊สทางชีวภาพ (ชุดที่ 8-10) หมักในถังขนาด 5 ลิตร ซึ่งมีปริมาณตะกอน 4 ลิตร ควบคุมอุณหภูมิที่ 35 องศาเซลเซียส เก็บตัวอย่างตะกอนปริมาตร 120 มล. แต่ละชุดการทดลอง ทุก 12 ชั่วโมงวิเคราะห์หาพารามิเตอร์ ดังนี้ VFA กรดอะซิติก กรดโพรพิโอนิก และกรดบิวไทริก

2.3 วิธีการวิเคราะห์

การวิจัยนี้ศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตกรดอะซิติกจากตะกอนหลายแหล่ง เพื่อนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอน ภายนอกให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ ซึ่งจะต้องมีการเก็บตัวอย่างที่จะนำไปวิเคราะห์ โดยความถี่ในการเก็บตัวอย่าง ดังหัวข้อที่ 2.2 จากนั้นนำตัวอย่างกรองผ่านกระดาษกรอง GF/F ขนาดความพรุน 0.45 ไมโครเมตร เพื่อนำไปวิเคราะห์ค่าซีไอดี (Chemical Oxygen Demand, COD) ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด (Total Suspended Solids, TSS) ของแข็งแขวนลอย ละเอียด (total volatile suspended solids, TVSS) และ VFAs วิธีการวิเคราะห์ที่นำมาใช้ในการศึกษา อ้างอิงจาก Standard Method for examination of water and wastewater [21] โดยทำการทดลองทั้งหมด 3 ซ้ำ ส่วนการวิเคราะห์กรดอะซิติก กรดโพรพิโอนิก และกรดบิวไทริก นำตัวอย่างกรองผ่านกระดาษกรอง GF/F ขนาดความพรุน 0.45 ไมโครเมตร ก่อนทำการ วิเคราะห์ด้วยเครื่อง Gas Chromatograph (GC) รุ่น 6890 ที่ใช้ Flame Ionization Detector (FID) คอลัมน์ Innovax (DB FFAP) detector และ injector ที่อุณหภูมิของ 250 องศาเซลเซียส [6] ส่วนการวิเคราะห์ข้อมูลทางสถิติในการศึกษาของแหล่ง คาร์บอนที่แตกต่างกันในการผลิต VFAs และ กรดอะซิติก ใช้โปรแกรม SPSS® version 21 ในการวิเคราะห์ข้อมูล

3. ผลการวิจัยและวิจารณ์

3.1 ศึกษาคุณลักษณะของตะกอนที่ใช้ในการหมักในสภาวะไร้ออกซิเจนเพื่อผลิตกรดอะซิติก

การศึกษาคูณลักษณะของกากตะกอนและตะกอนส่วนเกินที่นำมาใช้ในการหมักในสภาวะไร้ออกซิเจนเพื่อผลิต กรดอะซิติก พบว่าคุณลักษณะของตะกอนจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ (RS) มี pH 4.56 สัดส่วนของแข็งแขวนลอยละเอียด (total volatile suspended solids, TVSS) ต่อของแข็งแขวนลอยทั้งหมด (total suspended solid, TSS) หรือ VSS/TSS เท่ากับ 0.31 COD 15,540 มก./ล. VFAs เท่ากับ 685.7 มก.ซีไอดี/ล. เมื่อนำตะกอนจากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพมาหมักทิ้งไว้ ที่อุณหภูมิห้องนาน 10 วัน (FS) พบว่า pH 5.67, VSS/TSS เพิ่มขึ้นเป็น 0.36, ปริมาณ COD เท่ากับ 20,160 มก./ล. พบว่า ตะกอนที่ผ่านการหมักมา 10 วันมีปริมาณของ COD สูงที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับ RS และมีปริมาณของ VFAs เท่ากับ 2,452 มก./ล. อาจเนื่องมาจากความเข้มข้นของ VFAs ใน WAS นี้ขึ้นอยู่กับระยะเวลาของการย่อยสลายและกระบวนการหมักกรด ส่วน AF นำมาจากบ่อหมักกรดของระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ พบว่า pH ต่ำ เท่ากับ 4.75 มีค่า COD สูงถึง 31,080 มก./ล. แต่มี ค่า VFAs ต่ำเพียง 323 มก./ล. ดังตารางที่ 1

ตารางที่ 1 คุณลักษณะของตะกอนจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพที่ใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการหมัก

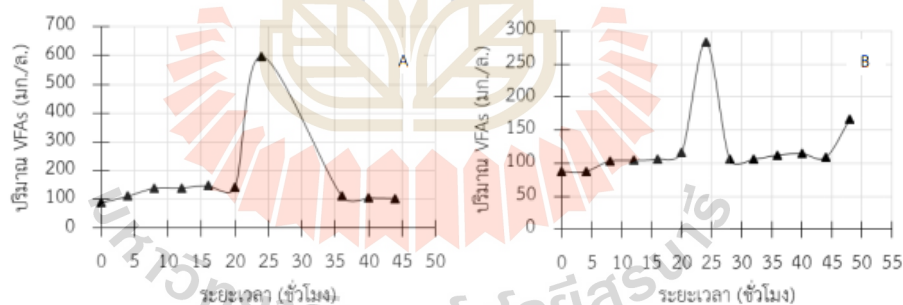
ตัวอย่าง	น้ำหมักกรด (AF)	RS	FS
pH	4.75±0.02	4.56±0.01	5.67±0.01
VFAs (มก./ล.)	323±4.90	685.7±11.15	2452±15.39
COD (มก./ล.)	31,080±18.03	15,540±8.00	20160±10.39
Alkalinity (มก./ล.)	1,060±10.00	2800±13.23	6050±10.54
TSS (มก./ล.)	20,816±62.50	18320±27.87	27500±47.03
TVSS (มก./ล.)	3,416±33.41	5620±24.27	9812±40.04

ในการทำการทดลองชุดที่ 8-10 จะนำน้ำหมักกรดมาผสมกับตะกอนจากบ่อหมักแก๊สที่สัดส่วนแตกต่างกันคือ RS:AF (4:1) (ชุดที่ 9) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 10) ส่วนชุดการทดลองที่ 8 ใช้แหล่งคาร์บอนเป็น FS ผสมกับน้ำหมักกรดที่สัดส่วน FS:AF (1:1) ซึ่งคุณลักษณะทางกายภาพและเคมี แสดงในตารางที่ 2 พบว่าคุณลักษณะของตะกอนของกากตะกอนเร่งจากระบบ CAS ชุดที่ 1-2 ชุดมี TSS เป็นองค์ประกอบ 24.7 กรัมต่อลิตร (ก./ล.) TVSS 6.63 ก./ล. pH 7.31 ค่า TVSS/TSS เท่ากับ 0.27 ส่วนกากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR ชุดที่ 3-6 มี TSS เฉลี่ยเท่ากับ 14.74 ก./ล. TVSS เฉลี่ยเท่ากับ 3.69 ก./ล. pH เฉลี่ย 7.62 และ alkalinity 1,232 มก./ล. SM ในชุดที่ 7 มีค่า alkalinity 2,150 มก./ล. โดยมีสัดส่วน TVSS/TSS เท่ากับ 0.39 ส่วนชุดการทดลองที่ 8 พบว่ามีปริมาณ VFAs สูงที่สุด เท่ากับ 1,357 มก./ล. COD สูงถึง 24,360 มก./ล. สัดส่วน TVSS/TSS เท่ากับ 0.32 ส่วนชุดที่ 9-10 พบว่ามีปริมาณ VFAs ใกล้เคียงกัน คือ 548 และ 341 มก./ล. ตามลำดับ COD 14,280 และ 21,980 มก./ล. ตามลำดับ สัดส่วน TVSS/TSS เท่ากับ 0.28 และ 0.19 ตามลำดับ ซึ่งมีปริมาณ TVSS ที่สูงจะเหมาะกับการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

ตารางที่ 2 คุณลักษณะของกากตะกอนชุดที่ 1-10 จากกากตะกอนเร่ง มูลสุกร และระบบผลิตแก๊สชีวภาพ

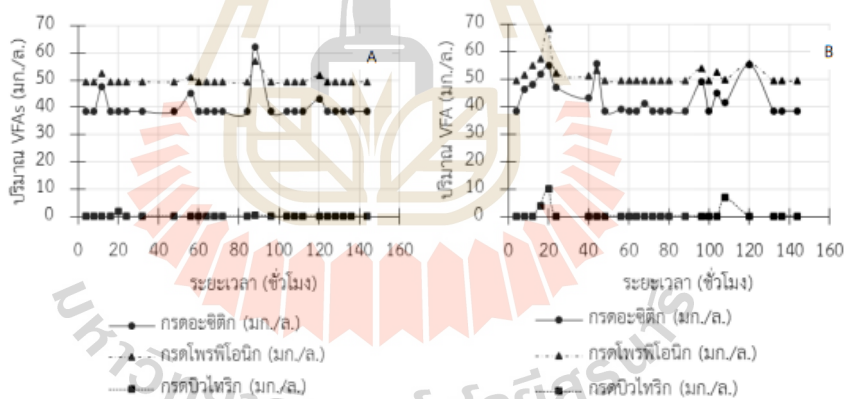
ตัวอย่าง	พีเอช	VFAs (มก./ล.)	COD (มก./ล.)	Alkalinity (มก./ล.)	TSS (มก./ล.)	TVSS (มก./ล.)
ชุดที่ 1-2 (กากตะกอนเร่ง)	7.31±0.02	88±3.00	15,576±13.08	1,445±8.66	24,723±46.13	6,635±41.07
ชุดที่ 3-4 (กากตะกอนเร่ง)	7.54±0.01	93±7.81	7792±6.56	1050±5.00	9485±28.79	1893±27.07
ชุดที่ 5 (กากตะกอนเร่ง)	7.58±0.02	85±5.29	8562±24.57	1300±17.32	11388±41.72	3684±42.32
ชุดที่ 6 (กากตะกอนเร่ง)	7.75±0.02	311±16.09	5,040±16.09	1,345±5.00	23,340±46.81	5,486±49.87
ชุดที่ 7 มูลสุกร (SM)	7.89±0.02	187±13.00	13,860±20.88	2,150±8.66	3,988±37.47	1,548±33.78
ชุดที่ 8 FS:AF (1:1)	4.9±0.05	1,357±16.09	24,360±17.32	3,000±25	25,455±32.74	8,042±29.21
ชุดที่ 9 RS:AF (4:1)	4.49±0.02	548±9.17	14,280±11.36	2,550±8.66	18,920±35.16	5,318±33.51
ชุดที่ 10 RS:AF (1:4)	4.52±0.01	341±29.05	21,980±12.17	2,650±43.30	20,321±47.57	3,846±29.46

3.2 การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการหมักตะกอนจากหลายแหล่ง เพื่อผลิตกรดอะซิติก โดยการทดลองแบบกะ
งานวิจัยนี้ศึกษาผลการหมักตะกอนจากระบบตะกอนแรง เพื่อผลิตกรดอะซิติก โดยการทดลองแบบกะ (Batch test)
โดยเริ่มต้นทำการศึกษาก่อนการหมักจากตะกอนแรงจากถังตกตะกอนของระบบ CAS ในชุดที่ 1 และ 2 พบว่าปริมาณ VFAs เท่ากับ
597 และ 283 มก.ซีโอดี/ล. ที่อุณหภูมิ 35 และ 55 องศาเซลเซียส ตามลำดับ ที่ระยะเวลา 24 ชั่วโมง ดังรูปที่ 1 (A) และ 1 (B)
โดยปริมาณของ VFAs ที่เกิดขึ้นที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส มากกว่าที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส และเมื่อทำการทดสอบทาง
สถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% พบว่าปริมาณ VFAs ของตะกอนจากระบบตะกอนแรง ชุดที่ 1 ที่อุณหภูมิ 35
องศาเซลเซียส และชุดที่ 2 อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p = 0.10 > 0.05$) แสดงว่า
อุณหภูมิทั้งสองไม่มีผลต่ออัตราการย่อยสลายของตะกอนระบบ CAS ที่สัดส่วนของ TVS/TS เท่ากับ 0.27 ซึ่งหมายความว่า
คุณลักษณะของตะกอนเป็นตะกอนที่ย่อยสลายได้ยาก แต่ยังสามารถย่อยสลายได้ แม้อุณหภูมิในการย่อยสลายเพิ่มขึ้น จะไม่มีผล
ต่อการผลิต VFAs ในระบบย่อยที่เกิดปฏิกิริยา Hydrolysis และ Acidogenesis [22] ซึ่งแตกต่างจากงานวิจัยของ Yun และคณะ
(2017) ที่ได้ศึกษาการหมักจากตะกอนแรงจากถังตกตะกอนชั้นที่ 2 ของระบบบำบัดน้ำเสีย และดึงย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน
ที่อุณหภูมิต่างกันคือ 35 และ 55 องศาเซลเซียส นาน 6 วัน พบว่าที่อุณหภูมิ 35 และ 55 องศาเซลเซียส มีปริมาณ VFAs
เกิดขึ้น 1,195 และ 1,625 และ 3,856 มก.ซีโอดี/ล. ตามลำดับ ที่สัดส่วนของ TVS/TS เท่ากับ 0.79 [23] ซึ่งแสดงถึงปริมาณ
สารอินทรีย์สูง เมื่อเทียบกับการศึกษานี้จะเห็นว่าปริมาณ VFAs ที่เกิดขึ้นมีความแตกต่างกันมาก และพบว่า TVS ของตะกอน
เริ่มต้นของการศึกษานี้ต่ำกว่า 6.7 เท่า เมื่อเทียบกับงานวิจัยของ Yun และคณะ (2017) ทำให้ปริมาณสารอินทรีย์ที่ปล่อยสลายต่ำ
และแตกต่างกับการศึกษาของ Huilei และคณะ (2012) ที่ได้ศึกษาการหมักจากตะกอนแรงจากระบบบำบัดน้ำเสียในประเทศจีน
พบว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มจาก 40 เป็น 50 องศาเซลเซียส ทำให้อัตราการผลิต VFAs สูงขึ้น 1.65 เท่า และ VFAs จะลดลง 1.31 เท่า
ที่ระยะเวลาการกักเก็บ 120 ชั่วโมง ซึ่งสรุปว่าการผลิต VFAs ขึ้นอยู่กับระยะเวลาหมัก และอุณหภูมิ [24] และแตกต่างกับ
การศึกษาของ Hyun และคณะ (2015) ที่พบว่าในระหว่างการหมักแบบไร้ออกซิเจน กลุ่มน้ำตาลโมเลกุลเดี่ยว (mono-
saccharides) และกรดอะมิโน (amino acid) จะเปลี่ยนรูปเป็น VFAs โดยการทำงานของแบคทีเรียกลุ่ม Acidogenic และพบว่าการ
การผลิต VFAs สูงขึ้น เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น โดยอุณหภูมิมีผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Acidogenic [25]



รูปที่ 1 ปริมาณ VFAs ที่เกิดจากการหมักจากตะกอนแรงจากระบบตะกอนแรง ชุดที่ 1 ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส (รูป A), ชุด
ที่ 2 ที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส (รูป B)

จากการศึกษามลของอุณหภูมิต่อการหมักกากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR เพื่อผลิตกรดอะซิติก ในชุดทดลองที่ 3-4 พบว่าปริมาณของกรดอะซิติก และกรดโพธิ์ไออนิกสูง ส่วนกรดบิวโทริกมีปริมาณต่ำมาก (ใกล้เคียงศูนย์) โดยการทดลองในชุดที่ 3 สามารถผลิตกรดอะซิติกสูงสุดเท่ากับ 62 มก./ล. ที่เวลา 88 ชั่วโมง ซึ่งมี VFAs เพียง 120 มก.ซีโอดี/ล. ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ดังรูปที่ 2 (A) ส่วนการทดลองในชุดที่ 4 ที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส พบว่าปริมาณกรดอะซิติก และ VFAs มีปริมาณเท่ากับ 55 และ 108 มก./ล. ตามลำดับ ที่ระยะเวลา 44 ชั่วโมง แต่ปริมาณ VFAs สูงสุด เท่ากับ 133 มก./ล. ที่ระยะเวลา 20 ชั่วโมง ดังรูปที่ 2 (B) ซึ่งแสดงว่าที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส ใช้เวลาในการผลิตกรดอะซิติกน้อยกว่าที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิทั้งสองพบปริมาณ VFAs สูงสุดใกล้เคียงกัน เมื่อทำการทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% พบว่าปริมาณกรดอะซิติกของกากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR ชุดที่ 3 และ 4 ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p = 0.09 > 0.05$) แสดงว่าอุณหภูมิไม่มีผลต่อการหมักกากตะกอนเร่ง เพื่อผลิตกรดอะซิติก แต่ปริมาณของ VFAs ที่เกิดขึ้นน้อยมาก อาจเนื่องมาจากคุณลักษณะของกากตะกอนเร่งที่นำมาใช้ในการทดลอง นำมาจากระบบ EBPR ซึ่งมีปริมาณ TS เท่ากับ 9,485 มก./ล. และมีปริมาณของ TVS เท่ากับ 1,893 มก./ล. ซึ่งมีสัดส่วน TVS/TSS เท่ากับ 0.2 แสดงว่าเป็นตะกอนที่ย่อยสลายได้ยาก แต่ยังสามารถย่อยสลายได้ เมื่อเปรียบเทียบค่า TVS/TS ของตะกอนชุดที่ 1-4 พบว่า TVS/TS มีค่าเท่ากับ 0.27 และ 0.20 ในตะกอนชุดที่ 1-2 และ 3-4 ซึ่งแสดงว่าตะกอนทั้งสองย่อยสลายได้ยาก แต่สามารถย่อยสลายได้โดยตะกอนจากระบบ CAS ในชุดที่ 1-2 สามารถย่อยสลายได้ง่ายกว่าตะกอนจากระบบ EBPR ในชุดที่ 3-4 จึงพบว่าตะกอนในชุดที่ 3-4 มีปริมาณ VFAs ต่ำ เมื่อเทียบกับปริมาณ VFAs ที่เกิดขึ้นจากการทดลองชุดที่ 1-2 โดยอุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส (ชุดที่ 1) และ 55 องศาเซลเซียส (ชุดที่ 2) มีปริมาณ VFAs เท่ากับ 597 มก./ล. และ 283 มก./ล. แสดงว่าที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส มีปริมาณ VFAs ต่ำกว่าที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส แต่ปริมาณ VFAs ที่เกิดขึ้นในชุดการทดลองที่ 1-2 สูงกว่าการทดลองชุดที่ 3-4 ที่มีปริมาณ VFAs สูงที่สุดเพียง 133 มก./ล. ที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส



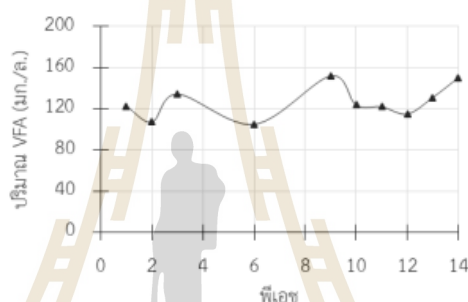
รูปที่ 2 ปริมาณของกรดอะซิติก กรดโพธิ์ไออนิก และกรดบิวโทริก ของกากตะกอนเร่งจาก EBPR ชุดที่ 3 เมื่อหมักที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส (A) และชุดที่ 4 เมื่อหมักที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส (B)

ตารางที่ 3 เปรียบเทียบปริมาณการผลิต VFAs ของการศึกษานี้กับงานอื่นๆ

แหล่งคาร์บอน	กรดอะซิติก	ปริมาณ VFAs	เงื่อนไข	อ้างอิง
จุดที่ 1 (ภาคตะกอนเร่ง)		597 มก./ล. ที่ 24 ชั่วโมง	ไม่ควบคุมพีเอช และ อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส	
จุดที่ 2 (ภาคตะกอนเร่ง)		283 มก./ล. ที่ 24 ชั่วโมง	ไม่ควบคุมพีเอช และ อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส	
จุดที่ 3 (ภาคตะกอนเร่ง)	62 มก./ล.	120 มก./ล.	ไม่ควบคุมพีเอช และ อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส	
จุดที่ 4 (ภาคตะกอนเร่ง)	56 มก./ล.	133 มก./ล. ที่ 20 ชั่วโมง	ไม่ควบคุมพีเอช และ อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส	
จุดที่ 5 (ภาคตะกอนเร่ง)	93.14 มก./ล.	152 มก./ล.	ไม่ควบคุมพีเอช และ อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส	
จุดที่ 6 (ภาคตะกอนเร่ง)		574 มก./ล.	พีเอชเท่ากับ 14	
จุดที่ 7 ชุดสุกร	109 มก./ล.	439 มก./ล.		
จุดที่ 8 FS-AF (1:1)	1,406 มก./ล.	2,505 มก./ล. ที่ 96 ชั่วโมง	ไม่ควบคุมพีเอช และอุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส	
จุดที่ 9 RS-AF (4:1)	1,018 มก./ล.	1,233 มก./ล. ที่ 96 ชั่วโมง		
จุดที่ 10 RS-AF (1:4)	792 มก./ล.	1,227 มก./ล. ที่ 108 ชั่วโมง		
ภาคตะกอนเร่งจากถังตกตะกอน และ ถังตกตะกอนชั้นที่ 2		423.22±25.49 มก.ซีไอดี/ก.ของแข็งแขวนลอยระเหยง่าย	ตะกอน และภาคตะกอนจากถังตกตะกอนชั้นที่ 2 (w/vc: 1:1) พีเอช 8.9	Yun และคณะ (2017) [23]
มูลสัตว์และฟางข้าวสาลี	1,394 มก./ล.		สถานะรีเออกซิเจนนาน 10 วัน	Mate และคณะ (2017) [27]
มูลวัว และข้าวโพดหมัก	6,484 มก./ล.	14,651 มก./ล.	ควบคุมอุณหภูมิที่ 37 องศาเซลเซียส นาน 4 วัน OLR 17.9 กก.ของแข็งระเหยง่าย/ลบ.ม. วัน	Cristina และคณะ (2017) [28]
ภาคตะกอนจากถังตกตะกอนชั้นที่ 2 และถังหมักแบบไร้ออกซิเจน		666.5 มก./ล.	ควบคุมอุณหภูมิที่ 55 องศาเซลเซียส นาน 6 วัน	Huibin และ Sheny (2017) [26]
ภาคตะกอนจากระบบไปรษณียง			ให้ความร้อนที่ 75 องศาเซลเซียส นาน 10 นาที	Jiabing และคณะ (2016) [29]
มูลสุกร			ควบคุมอุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส	Weimei และคณะ (2016) [30]
WAS จากระบบบำบัดน้ำเสีย	191 มก./ล.	574.4 มก./ล. ที่ 35 องศาเซลเซียส	กวนผสมที่ 165 rpm pH 6.6 7.1 นาน 48 ชั่วโมง	Jixiao และ Hui (2015) [11]
ตะกอนจากระบบ SBR (Sequencing Batch Reactor) ที่พีเอช 4	2,862 มก./ล.	พีเอช 4; 3,914 มก./ล. พีเอช 6; 2,607 มก./ล.	ควบคุมที่ 26 องศาเซลเซียส กวนผสมที่ 60 rpm.	Infantes และคณะ (2011) [31]

หมายเหตุ: ภาคตะกอนเร่ง จุดที่ 1 2 นำมาจากระบบ CAS จุดที่ 3 6 นำจากตะกอนเร่งมาจากระบบ EBPR จุดที่ 8 10 จากระบบผลิตแก๊สทางชีวภาพ

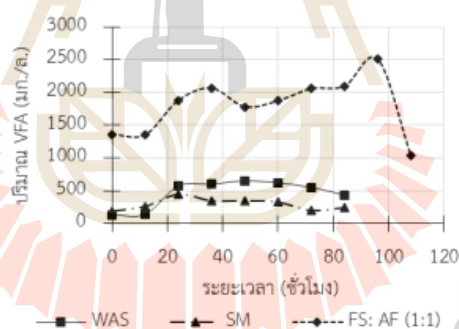
เมื่อเปรียบเทียบกับการศึกษาอื่น พบว่าการผลิตกรดอะซิติกในการทดลองนี้ เมื่อใช้กากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR (ชุดที่ 3) หมักที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส มีปริมาณกรดอะซิติก 62 มก./ล. ซึ่งน้อยกว่าการศึกษาของ Jiuxiao และ Hui (2015) ที่หมักกากตะกอนเร่งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่ามีปริมาณกรดอะซิติก 191 มก./ล. ที่ 35±1 องศาเซลเซียส [11] ส่วนกากตะกอนเร่งของ EBPR (ชุดที่ 4) ที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส เกิดกรดอะซิติก 56 มก./ล. และน้อยกว่าการศึกษาของ Huibin และ Sheng (2017) ที่ทำการหมักกากตะกอนเร่งที่ 55 องศาเซลเซียส พบกรดอะซิติก 615 มก./ล. [26] ดังตารางที่ 3 ซึ่งแสดงว่าปริมาณของสารอินทรีย์ที่สามารถสลายได้มีน้อย อาจจะต้องมีการบำบัดขั้นต้น เพื่อปรับสภาพตะกอนก่อน เนื่องจากค่า VFAs ในตะกอนต่ำจะทำให้โอกาสที่เกิด VFAs ต่ำ ซึ่ง Zhang-Wei และคณะ (2016) ได้ศึกษาการบำบัดขั้นต้น โดยใช้ rhamnolipid ร่วมกับการหมักอัลคาไลน์แบบไร้อากาศ พบว่าสามารถผลิต SCFAs สูงสุด เท่ากับ 378 มก.ซีไอดี/ก.ของแข็งแขวนลอยระเหยง่าย ที่ระยะเวลา 72 ชั่วโมง ค่าพีเอชเท่ากับ 10 และควบคุมอุณหภูมิที่ 35±1 องศาเซลเซียส [16]



รูปที่ 3 ปริมาณ VFAs จากการบำบัดขั้นต้นกากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR ชุดที่ 5 ที่ค่าพีเอช 1 2 3 6 9 10 11 12 13 และ 14

การศึกษการบำบัดขั้นต้นของกากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR ชุดที่ 5 ค่าพีเอช แตกต่างกันคือ 1 2 3 6 9 10 11 12 13 และ 14 พบว่าที่ค่า pH 14 มีปริมาณของกรดอะซิติกสูงสุดเท่ากับ 93.14 มก./ล. และกรดโพรพิโอนิก 59.1 มก./ล. และที่ค่าพีเอช 9 เกิด กรดอะซิติก 90.82 มก./ล. ซึ่งกากตะกอนเร่งเริ่มต้นมีสัดส่วนของ TVS/TS เท่ากับ 0.32 โดยพบว่าปริมาณของ VFAs ที่เกิดขึ้นใกล้เคียงกัน ปริมาณ VFAs สูงที่สุดคือ 152 และ 150 มก.ซีไอดี/ล. ที่ค่าพีเอช 9 และ 14 ตามลำดับ ดังรูปที่ 3 ซึ่งอธิบายได้ว่าที่ค่าพีเอช 14 ช่วยลดการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่ม Methanogenic และมีปริมาณของของแข็งที่สามารถย่อยสลายได้สูง และยังเพิ่มปฏิกิริยา Hydrolysis ของโปรตีน และการหมักด้วย ซึ่งในการศึกษาของนิตยา บุญเทียน และคณะ (2559) กล่าวว่า การปรับสภาพกากมันสำปะหลังด้วยกรดหรือด่าง และความร้อนจะช่วยให้เกิด VFAs เพิ่มสูงขึ้น [32] สอดคล้องกับงานวิจัยของ Rungnapa และคณะ (2015) ที่ศึกษาการหมักกากตะกอนเร่ง เพื่อผลิต VFAs โดยมีค่าพีเอช ที่แตกต่างกันคือ 8 9 10 และไม่ควบคุมค่าพีเอช พบว่าปริมาณ VFAs สูงสุดที่ค่าพีเอช 9 ที่ระยะเวลา 3.5 ชั่วโมง [33] เมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยของ Ruyi และคณะ (2016) ที่ศึกษาการหมักกากตะกอนเร่งจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน โดยคุณลักษณะของตะกอนมี VSS 12.9 ก./ล. และเชื้อ (seeding sludge) มีค่า VSS 5.1 ก./ล. ทำการทดลองโดยผสมสัดส่วนของ seeding sludge และตะกอนเท่ากับ 1:10 หมักในถังปฏิกิริยา 2.5 ลิตร ทวนผสม 200 rpm ที่อุณหภูมิ 19.5-22.5 องศาเซลเซียส โดยมีค่าพีเอช ที่แตกต่างกัน 6 ชุด คือ 6 7 8 9 10

และไม่มีการควบคุมค่าพีเอช พบว่าปริมาณ VFAS ที่เกิดขึ้นจากการหมักเกิดรวดเร็วที่สุดการทดลองที่ไม่มีการควบคุมค่าพีเอช [34] ส่วนในการศึกษาของ Zhu และคณะ (2015) ได้ทำการผลิต VFAs โดยการหมักร่วมกับการบำบัดขั้นต้นด้วยความร้อน และ alkalinity โดยใช้ตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่าปริมาณ VFAs สูงที่สุดที่ชุดการทดลองที่มีค่า TS 75 ก./ล. เท่ากับ 7.31 ก./ล. เมื่อนำตะกอนมาปรับค่าพีเอชเป็น 12 และกวนผสมที่อุณหภูมิ 90 องศาเซลเซียส นาน 2 ชั่วโมง เพื่อฆ่าสปอร์ของ จุลินทรีย์กลุ่ม Methanogens เรียกตะกอนกลุ่มนี้ว่า seed sludge ซึ่งในถึงปฏิกิริยาจะทำการผสมตัวอย่างกากตะกอนเร่ง 500 มล. ที่ไม่ผ่านกระบวนการบำบัดขั้นต้น และเติม 20 มล. ของ seed sludge (75 ก./ล.) [35] พบว่าการบำบัดขั้นต้นของกาก ตะกอนเร่งมีความจำเป็นและสำคัญในการผลิต VFAs ซึ่งในการทำบำบัดขั้นต้นด้วยความร้อน และ alkalinity จะเป็นการเพิ่มความต้านทานการกรอง (filtration resistance) และความหนืดของตะกอนจุลินทรีย์ ซึ่งการหมักจะลด filtration resistance จะลด ขนาด ของตะกอนลง การศึกษานี้ต้องการทดสอบการผลิตกรดอะซิติกจากแหล่งคาร์บอนที่แตกต่างกัน โดยเลือกใช้ตะกอนที่มีค่า VFAs สูง เนื่องจากแหล่งคาร์บอนนั้นจะสามารถย่อยสลายได้สูง ทำให้มีโอกาสที่จะเกิดกรดอะซิติกเพิ่มมากขึ้น ซึ่งปริมาณการผลิต กรดอะซิติกสูงสุดสำหรับตะกอนจากระบบ EBPR เกิดขึ้นในชุดที่ 1-4 เท่ากับ 32.78 มก.วีเอฟเอ/ก.ของแข็งแขวนลอยระเหยง่าย จึงต้องการศึกษาแหล่งคาร์บอนอื่นเพิ่มเติม โดยแหล่งคาร์บอนที่สามารถนำมาใช้หมักแทน กากตะกอนเร่ง เช่น มูลสุกร ตะกอน จากระบบหมักแก๊สชีวภาพ เป็นต้น จึงได้ทำการศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับแหล่งคาร์บอนในการผลิตกรดอะซิติก โดยศึกษาปริมาณ กรดอะซิติก จากการหมักแหล่งคาร์บอน 3 แหล่ง คือ กากตะกอนเร่ง (ชุดที่ 6) มูลสุกร (SM) (ชุดที่ 7) และตะกอนจากระบบผลิต แก๊สชีวภาพ (ชุดที่ 8) พบว่า FS:AF (1:1) มีปริมาณกรดอะซิติกเกิดขึ้นสูงที่สุด เท่ากับ 1,406.8 มก./ล. ที่ระยะเวลา 96 ชั่วโมง (ชุดที่ 8) นอกจากนั้นพบว่าปริมาณ กรดโพธิ์ไออนิกเท่ากับ 852.81 มก./ล. และค่ากรดบิวไทริก 246.25 มก./ล. ส่วนในตะกอน SM (ชุดที่ 7) พบว่ามีปริมาณกรดอะซิติก 109.43 มก./ล. กรดโพธิ์ไออนิก 222 มก./ล. และค่ากรดบิวไทริกเท่ากับ 10.11 มก./ล. ที่ระยะเวลา 36 ชั่วโมง

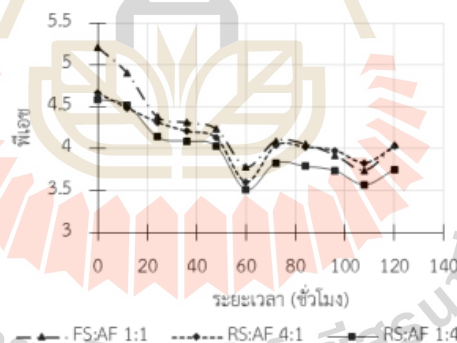


รูปที่ 4 ความเข้มข้นของ VFAs ของกากตะกอนเร่ง ชุดที่ 6 มูลสุกร (SM) และ FS:AF (1:1) ที่หมักที่อุณหภูมิ 35 °C

เมื่อเปรียบเทียบปริมาณกรดอะซิติก พบว่ามูลสุกร (ชุดที่ 7) มีปริมาณกรดอะซิติกเท่ากับ 109 มก./ล. ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ซึ่งน้อยกว่างานของ Cristina และคณะ (2017) ที่ใช้แหล่งคาร์บอนจากมูลวัว และข้าวโพดหมัก ซึ่งพบว่ามีปริมาณ กรดอะซิติกสูงถึง 6,444 มก./ล. [28] ดังตารางที่ 3 จากปริมาณ VFAs ของทั้ง 3 แหล่งคาร์บอน พบว่าตะกอนจากระบบผลิตแก๊ส ชีวภาพ (ชุดที่ 8) มีปริมาณ VFAs สูงที่สุด (2,506 มก./ล.) ตามด้วย กากตะกอนเร่ง (ชุดที่ 6) และ SM (ชุดที่ 7) เท่ากับ 650 และ 439 มก./ล. ตามลำดับ แสดงดังรูปที่ 4 โดยการศึกษาการหมักกากตะกอนเร่งจากระบบ EBPR (ชุดที่ 6) ค่าพีเอช เริ่มต้น 7.75

ปริมาณ VFAs สูงสุด เท่ากับ 650 มก.ซีโอดี/ล. ที่ระยะเวลา 2 วัน ซึ่งสอดคล้องกับการศึกษาของ Yue และคณะ (2015) ซึ่งได้ศึกษาภาคตะกอนเร่งจากระบบ SBR ของระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน ในประเทศจีน ที่ระยะเวลา 6 วัน มีปริมาณ VFAs เท่ากับ 118.3 มก.ซีโอดี/ล. ที่ค่าพีเอช 4 แต่เมื่อควบคุมค่าพีเอช ให้เป็น 8 เกิด VFAs เท่ากับ 1,674.4 มก.ซีโอดี/ล. ที่ระยะเวลา 6 วัน [36] ส่วนปริมาณ VFAs ที่เกิดขึ้นจากการหมักมูลสุกร (ชุดที่ 7) พบว่าน้อยกว่าการศึกษาของ Maie และคณะ (2017) ที่ได้ศึกษามูลสัตว์ และฟางข้าวสาลี ซึ่งพบว่าสามารถผลิตกรดอะซิติกได้ถึง 1,394 มก./ล. [27] แต่พบว่าปริมาณ VFAs ที่เกิดขึ้นในการทดลองชุดที่ 7 เท่ากับ 283.59 มก.ซีโอดี/ก.ของแข็งระเหยง่าย ซึ่งมากกว่าในการศึกษาของ Jingang และคณะ (2016) ได้ศึกษาการหมักมูลสุกร พบว่า ที่ค่าพีเอช เท่ากับ 11 มีปริมาณ VFAs สูงที่สุดเท่ากับ 79.1 มก.ซีโอดี/ก.ของแข็งระเหยง่าย ที่ระยะเวลา 8 วัน ควบคุมอุณหภูมิที่ 55 องศาเซลเซียส และของแข็งเท่ากับ 20%TS เมื่อระยะเวลาผ่านไป 8 วัน พบสัดส่วนของกรดอะซิติกสูงสุด (80.4%) ที่ค่าพีเอช เท่ากับ 12 [18] และมากกว่าการศึกษาของ Weiwei และคณะ (2016) ที่พบปริมาณ VFAs เท่ากับ 12.6 มก.ซีโอดี/ก.ของแข็งระเหยง่าย เมื่อใช้มูลสุกร [30]

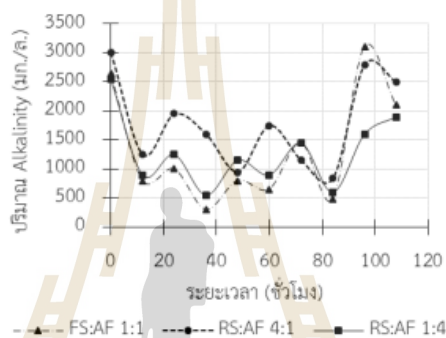
เมื่อทำการทดสอบถึงปฏิกิริยา FS:AF (1:1) (ชุดที่ 8) เทียบกับภาคตะกอนเร่ง (ชุดที่ 6) และถึงปฏิกิริยา FS:AF (1:1) (ชุดที่ 8) เทียบกับตะกอน SM (ชุดที่ 7) ในการผลิต VFAs โดยใช้ Independent t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ทดสอบพบว่ามีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p = 0.00 < 0.05$) ทั้ง 2 คู่ แสดงว่าการผลิต VFAs จากแหล่งคาร์บอนทั้ง 3 แหล่ง: ภาคตะกอนเร่ง SM และ FS พบว่า FS:AF (1:1) มีปริมาณของ VFAs สูงกว่าภาคตะกอนเร่ง และ SM ตามลำดับ เนื่องจากภาคตะกอนที่ผ่านการหมัก (FS) มา 10 วัน มีปริมาณสารอินทรีย์สูงกว่า SM และภาคตะกอนเร่ง นั่นคือ FS สามารถเปลี่ยนเป็น VFAs ได้ โดยจุลินทรีย์ที่อยู่ในน้ำหมักกรด (AF) สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ และเกิดกระบวนการ Acidogenesis และ Acetogenesis ได้ และเมื่อทำการทดสอบถึงปฏิกิริยาของภาคตะกอนเร่ง (ชุดที่ 6) เทียบกับตะกอน SM (ชุดที่ 7) ในการผลิต VFAs โดยใช้ Independent t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% พบว่าไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p = 0.06 > 0.05$) แสดงว่าการหมัก VFAs ของทั้ง 2 ชุดการทดลองให้ผลที่เหมือนกัน



รูปที่ 5 ความสัมพันธ์ของค่าพีเอชระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

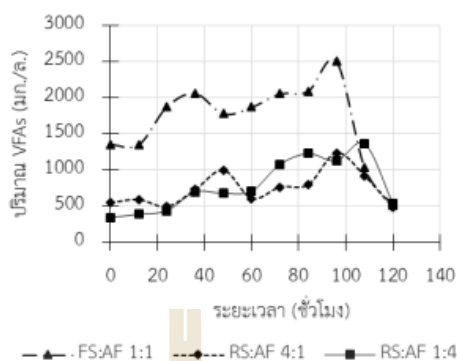
ในการทดลองโดยใช้ตะกอน RS ที่มีค่าพีเอช เริ่มต้น 4.56 ตะกอนที่ FS พบว่ามีค่าพีเอช เริ่มต้นเท่ากับ 5.67 ระหว่างการหมักวันแรกมีปริมาณผลผลิตของ VFAs ต่ำ ประมาณ 1.3-1.8 ก./ล. โดยทำการทดลองที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส

ผลของการศึกษาค่าพีเอช พบว่าค่าพีเอชในช่วง 3.74–5.21 แสดงในรูปที่ 5 ลดลงในช่วง 60 ชั่วโมงแรก และคงที่ในช่วง 3.74-4.09 จนจบการทดลอง ซึ่งสัมพันธ์กับการเพิ่มขึ้นของปริมาณ VFAs เมื่อจบการทดลองที่ 120 ชั่วโมง พบว่าพีเอชประมาณ 4.04 ซึ่งการทดลองนี้พบว่าค่าพีเอช ลดลง เมื่อปริมาณกรดอะซิติกเพิ่มสูงขึ้น สอดคล้องกับการศึกษาของ Ehsan และคณะ (2016) พบว่าค่าพีเอชลดลง เมื่อปริมาณกรดอะซิติกเพิ่มสูงขึ้น เนื่องจากธรรมชาติของกลไกผ่านการสร้างพันธะไฮโดรเจนของโมเลกุลกรดอะซิติกและน้ำไม่แลกเปลี่ยนไอออนของไอออนอะซิเตต โดยมีกรดอะซิติก เป็นรูปแบบที่สำคัญ [37] และสอดคล้องกับการศึกษาของ Infantes และคณะ (2011) ที่หมักตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่าปริมาณกรดอะซิติกลดลง เมื่อค่าพีเอชเพิ่มสูงขึ้น และอุณหภูมิลดลง ซึ่งจะเห็นว่าค่าพีเอชเป็นปัจจัยที่มีผลต่อการผลิต VFAs [31] และสอดคล้องกับการศึกษาของ อุษา ยิงชล และคณะ (2561) ที่พบว่าค่าพีเอชมีผลมากที่สุดต่อสมรรถนะในปฏิกิริยา Hydrolysis ของกากแป้งมันสำปะหลัง ที่ค่าพีเอชเท่ากับ 0.38 ที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส ทำให้เกิด VFAs ในรูปกรดอะซิติกสูงที่สุด [38]



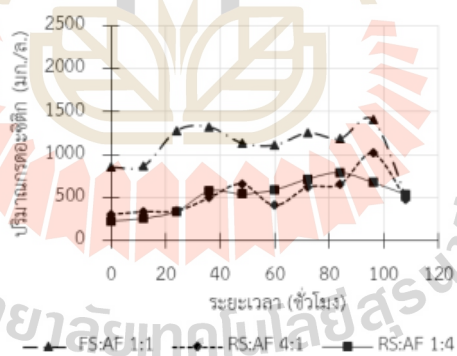
รูปที่ 6 ความสัมพันธ์ของค่า alkalinity ระหว่างการหมัก ตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

การศึกษาของ Zhang-Wei และคณะ (2016) พบว่าสภาวะเริ่มต้นที่เป็นต่างมีผลต่อการสลายตัว และการ Hydrolysis ของสารอินทรีย์ ซึ่งเป็นประโยชน์ต่อการผลิต VFAs [16] อย่างไรก็ตาม ปริมาณของสภาวะที่เป็นต่างขึ้นอยู่กับปริมาณกรดด้วย ซึ่งแนวโน้มเดียวกันนี้เกิดขึ้นในการใช้ (RS:AF (4:1) (ชุดที่ 9) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 10) เป็นแหล่งคาร์บอน โดยค่าพีเอชจะลดลงอย่างช้าๆ และความเข้มข้นของ VFAs จะค่อยๆ ลดลง ซึ่งมีค่าต่ำกว่าการใช้ FS:AF (1:1) (ชุดที่ 8) เป็นแหล่งคาร์บอน พบว่าที่ 96 ชั่วโมง ของ FS:AF (1:1) มีกรดอะซิติกสูงที่สุด (2,506 มก.วีเอฟเอ/ล.) และมีค่า alkalinity เท่ากับ 840 มก./ล. ดังรูปที่ 6 โดยพบว่าในดังปฏิกิริยา FS:AF (1:1) (ชุดที่ 8) RS:AF (4:1) (ชุดที่ 9) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 10) มีค่า alkalinity เฉลี่ยระหว่างการหมักเท่ากับ 1,333 1,779 และ 1,285 มก./ล. ตามลำดับ ซึ่ง Oehmen และคณะ (2007) ได้อธิบายว่า PAOs ต้องการช่วงพีเอช 7-8.5 ในการเติบโตของ PAOs [39] ดังนั้นค่า alkalinity จึงมีความสำคัญ เพราะเป็นบัฟเฟอร์ที่ช่วยต้านทานการเปลี่ยนแปลงของค่าพีเอชในระบบการผลิต VFAs ของตะกอนแต่ละชนิด พบว่ามีความเข้มข้นของกรดอะซิติกสูงที่สุด ตามด้วยกรดบิวทริก และกรดโพรพิโอนิกในระหว่างกระบวนการย่อยสลายจะเกิดการเปลี่ยนรูปจากของแข็งเป็นสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) ซึ่งประกอบด้วย VFAs และสารประกอบที่มีโมเลกุลเล็กๆ ในการศึกษาพบว่าปริมาณของ VFAs ที่ถูกผลิตเมื่อมีการใช้แหล่งคาร์บอน FS:AF 1:1 เพิ่มขึ้นช้าๆ จาก 12 ถึง 96 ชั่วโมง แสดงในรูปที่ 7 ปริมาณ VFAs คล้ายกันในการทดลองที่ใช้ RS:AF (4:1) และ RS:AF (1:4) ซึ่งมีค่าประมาณ 341-1,362 มก./ล. ที่ 96 และ 108 ชั่วโมง ตามลำดับ



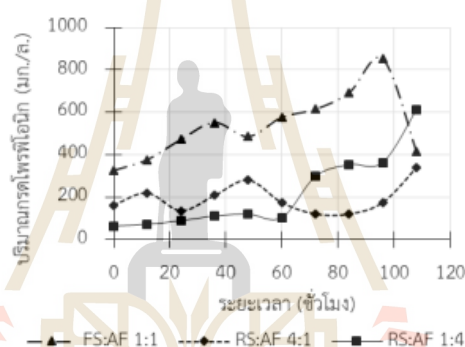
รูปที่ 7 ปริมาณของ VFAs ระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

ในการศึกษาการผลิต VFAs เพื่อนำไปใช้ประโยชน์ จำเป็นต้องทราบสัดส่วนของสารอินทรีย์แต่ละชนิดที่เกิดขึ้น ซึ่ง VFAs เป็นสารอินทรีย์ที่มีคาร์บอน 2-5 อะตอม เช่น กรดอะซิติก กรดโพรพิโอนิก และกรดบิวไทริก พบว่าเวลาผ่านไป 36 ชั่วโมง ดังปฏิกิริยา FS:AF 1:1 (ชุดที่ 8) มี VFAs 2.5 ก./ล. ผลการทดลองชี้ให้เห็นว่าปฏิกิริยา Hydrolysis Acitogenesis และ Acedogenesis เกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว เมื่อใช้ตะกอนที่ถูกปล่อยทิ้งไว้ 10 วัน เป็นแหล่งคาร์บอน พบว่าปริมาณกรดอะซิติกมากกว่า กรดโพรพิโอนิก ซึ่งแตกต่างจากผลก่อนหน้าของ Huijun และคณะ (2016) ซึ่งพบว่ากรดอะซิติกและกรดบิวไทริกเป็นผลผลิต VFAs ที่โดดเด่น [8] กรดอะซิติกเป็นกลุ่ม VFAs ที่สามารถย่อยสลายได้ง่าย ด้วยจุลินทรีย์ในระบบบำบัด ซึ่งอาจทำให้ปริมาณหรือความเข้มข้นลดต่ำลง เพราะกรดอะซิติกเป็นผลิตภัณฑ์สุดท้ายที่เกิดจากกระบวนการหมักแบบไร้ออกซิเจนก่อนที่จะถูกเปลี่ยนเป็นแก๊สมีเทนในกระบวนการ Methanogenesis โดยจุลินทรีย์กลุ่ม Methanogens [8]



รูปที่ 8 ปริมาณของกรดอะซิติกระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

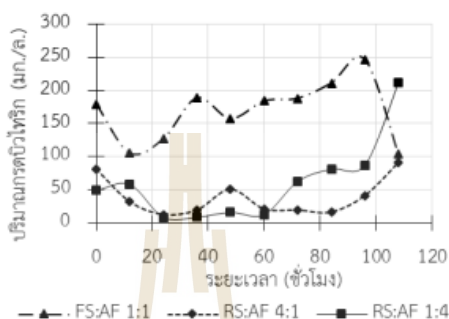
เมื่อทำการทดลองโดยใช้ FS:AF 1:1 (ชุดที่ 8) ที่ 96 ชั่วโมง พบว่ามีปริมาณกรดอะซิติกสูงที่สุด เท่ากับ 1.4 ก.ซีไอดี/ล. ดังรูปที่ 8 ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าปฏิกิริยา Hydrolysis Acitogenesis และ Acidogenesis สามารถเกิดได้รวดเร็ว เมื่อใช้ตะกอน FS และพบว่าค่า VFAs เท่ากับ 2,506 มก./ล. ในชุดการทดลองที่ 8 (FS:AF (1:1)) เมื่อไม่ควบคุมค่าพีเอช และควบคุมที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ซึ่งพบว่าน้อยกว่าการศึกษาของ Ana และคณะ (2010) พบว่าปริมาณ VFAs สูงขึ้นจาก 3,500 เป็น 8,700 มก./ล. ในการหมักกากตะกอนเร่งที่ถูกหมักมาแล้ว 4 วัน โดยมีปริมาณกรดอะซิติกเท่ากับ 41% และกรดไพรูวอิกเท่ากับ 36% ซึ่งเกิดขึ้นในช่วง 36 ชั่วโมงแรกของการหมักกากตะกอนเร่ง [40] โดยกรดอะซิติกที่เกิดขึ้นจากการหมักสามารถนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดสารอาหารทางชีวภาพได้ โดย Guojing และคณะ (2018) ได้ศึกษาการกำจัดฟอสฟอรัสในระบบ EBPR พบว่าเมื่อใช้อัตราส่วนอะซิเตตต่อกลีเซอรอล 100/0% มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสสูงถึง 90.2% [41] งานวิจัยของ Piasai และคณะ (2017) ได้ศึกษาการใช้อะซิเตตเป็นแหล่งคาร์บอนในระบบ EBPR พบว่าปริมาณอะซิเตตมีความเหมาะสมกับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs [42] ดังนั้นการผลิตกรดอะซิติกในชุดที่ 8 สามารถนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพได้



รูปที่ 9 ปริมาณของกรดไพรูวอิกระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

กรดไพรูวอิกเป็นผลิตภัณฑ์ตัวกลางระหว่างการย่อยสลายสารอินทรีย์ ซึ่งจะสลายอย่างช้าๆ เมื่อเทียบกับกรดอะซิติก ซึ่งผลการทดลองพบว่าปริมาณกรดไพรูวอิกสูงสุดจะเกิดขึ้นในชุดการทดลองที่ 8 (FS:AF (1:1)) ซึ่งมีปริมาณ เท่ากับ 853 มก./ล. ที่ระยะเวลา 96 ชั่วโมง และชุดการทดลองที่ 9 และ 10 เท่ากับ 341 มก./ล. และ 612 มก./ล. ตามลำดับ ที่ระยะเวลา 108 ชั่วโมง แสดงดังรูปที่ 9 ซึ่งสอดคล้องกับการศึกษาของ Yongqing และคณะ (2011) ที่ศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดสารอาหารและลดปริมาณกากตะกอนเร่ง โดยใช้ระบบ Anaerobic anoxic oxic (A²O) พบว่าการหมักกากตะกอนเร่งเกิดปฏิกิริยา Hydrolysis ขึ้น 38.2% และเกิดปฏิกิริยา Acidification 19.7% และพบว่า VFAs ที่เกิดขึ้น มีสัดส่วนของกรดอะซิติก และกรดไพรูวอิกที่สูง เมื่อนำมาใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบ A²O พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดไนโตรเจน และฟอสฟอรัสสูงถึง 80.1 และ 90% ตามลำดับ [43] ซึ่งในการศึกษาของ Maite และคณะ (2017) ได้ศึกษาระบบ SBR โดยใช้แหล่งคาร์บอนจากไพรูวอเนต และอะซิเตต พบว่าไพรูวอเนตสามารถกำจัดฟอสฟอรัสได้ดีที่สุด พบว่ามีปริมาณ PAOs อยู่สูง เมื่อใช้ไพรูวอเนตเป็นแหล่งคาร์บอน [27] ส่วน Satoh และคณะ (1996) ได้ศึกษาผลของคาร์บอนต่อการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ

พบว่าอัตราการคายฟอสฟอรัสในสภาวะแอนแอโรบิกสูงสุด เมื่อมีการใช้เชื้อซิเดต และโทรฟีโอเน็ตเป็นแหล่งคาร์บอน [44] ดังนั้น การทดลองชุดที่ 8 สามารถใช้กรดอะซิติก และกรดโทรฟีโอนิกที่เกิดขึ้นเป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพได้



รูปที่ 10 ปริมาณของกรดบิวไทริกระหว่างการหมักตะกอน FS:AF 1:1 RS:AF 4:1 และ RS:AF 1:4

การศึกษาปริมาณของกรดบิวไทริกในชุดการทดลองที่ 8-10 พบว่าแหล่งคาร์บอนชุดที่ 8 (FS:AF(1:1)) มีปริมาณกรดบิวไทริกสูงสุด เท่ากับ 246 มก.ซีไอดี/ล. ที่ระยะเวลา 96 ชั่วโมง และค่าพีเอชเท่ากับ 3.92 รองลงมาคือ RS:AF (1:4) มีปริมาณกรดบิวไทริก เท่ากับ 212 มก.ซีไอดี/ล. ที่เวลา 108 ชั่วโมง และค่าพีเอชเท่ากับ 3.57 ส่วน RS:AF (4:1) มีปริมาณกรดบิวไทริกน้อยที่สุด เท่ากับ 91 มก.ซีไอดี/ล. ที่ระยะเวลา 108 ชั่วโมง และค่าพีเอชเท่ากับ 3.83 ดังรูปที่ 10 การศึกษาของ Rustrian และคณะ (1996) พบว่าเชื้อซิเดต และบิวโทเรตเป็นแหล่งคาร์บอนที่ดีในการกำจัดฟอสฟอรัส ในขณะที่โทรฟีโอเน็ตส่งผลให้มีประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสน้อยที่สุด [45] ซึ่งผลการทดลองพบว่าปริมาณกรดอะซิติกเกิดขึ้นสูงสุด รองลงมา คือกรดโทรฟีโอนิก ซึ่งแตกต่างกับการศึกษาของ Huijun และคณะ (2016) ที่พบว่ากรดอะซิติก และกรดบิวไทริกถูกผลิตขึ้นมากที่สุด เมื่อค่าพีเอชสูงขึ้น [8] ซึ่งจากการศึกษาสภาวะการหมักที่เหมาะสมในการผลิตกรดอะซิติก เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ พบว่าการทดลองชุดที่ 8 สามารถนำไปใช้เป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพได้ เนื่องจากมีปริมาณ acetic สูงที่สุด ซึ่งเป็นกลุ่ม VFAs ที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่ม PAOs ในระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ

4. สรุป

สภาวะที่เหมาะสมในการหมักกากตะกอนเร่ง เพื่อผลิตกรดอะซิติก คือ สภาวะที่ไม่มีการควบคุมพีเอชของถังปฏิกิริยาที่ใช้ตะกอนจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพมาหมักทิ้งไว้ที่อุณหภูมิห้องก่อนนำมาหมัก 10 วัน ผสมกับน้ำหมักกรดที่อัตราส่วน 1:1 หรือ FS:AF (1:1) (ชุดที่ 8) พบปริมาณกรดอะซิติก 1,406 มก./ล. เมื่อถูกควบคุมที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ความผสมที่ 120 rpm ระยะเวลา 96 ชั่วโมง ส่วนในถังปฏิกิริยาที่ใช้ RS:AF (4:1) (ชุดที่ 9) และ RS:AF (1:4) (ชุดที่ 10) มีกรดอะซิติกเท่ากับ 1,018 และ 792 มก./ล. ตามลำดับ เมื่อทดสอบทางสถิติ Paired t-test ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ของตะกอนส่วนเกินจากระบบจากระบบผลิตแก๊สชีวภาพ ชุดที่ 8-10 พบว่ามีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ ($p = 0.04, 0.02 < 0.05$) ในการใช้ตะกอน FS (ชุดที่ 8) และ

RS (ชุดที่ 9-10) แต่เมื่อทดสอบการใช้ตะกอน RS (ชุดที่ 8 และ 9) ที่มีสัดส่วนน้ำหมักกรดที่แตกต่างกัน พบว่าไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p = 0.44 > 0.05$) และพบว่าในชุดการทดลองที่ 8-10 มีปริมาณกรดอะซิติกมากกว่ากรดไพรูวอิกสำหรับกรณีของชุดการทดลองที่ 1-7 เกิดกรดอะซิติกน้อยมาก เท่ากับ 62 56 93 และ 109 มก./ล. ในผลการทดลองที่ 3 4 5 และ 7 ตามลำดับ ส่วนภาคตะกอนเร่งจากระบบ EBPR ชุดที่ 3-4 ที่อุณหภูมิ 35 และ 55 องศาเซลเซียส ตามลำดับ และพบว่าปริมาณกรดอะซิติกที่เกิดขึ้นจากการหมักที่อุณหภูมิทั้ง 2 ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p = 0.09 > 0.05$) โดยผลการทดลองพบว่าการใช้แหล่งคาร์บอนในชุดการทดลองที่ 8 สามารถนำไปใช้ประโยชน์ในการผลิตกรดอะซิติก เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนให้กับระบบกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพ และอาจช่วยลดค่าใช้จ่ายในการซื้อแหล่งคาร์บอนภายนอกให้กับระบบได้

5. กิตติกรรมประกาศ

บทความวิจัยนี้ได้รับทุนสนับสนุนจาก “ทุนกิตติบัณฑิต” ปีการศึกษา 1/2558 สำนักวิศวกรรมศาสตร์มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี และสำนักงานคณะกรรมการวิจัยแห่งชาติ ผู้วิจัยขอขอบพระคุณอาจารย์ ดร.นิตยา บุญเทียน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ที่สนับสนุนและให้คำปรึกษาในการศึกษาวิจัยครั้งนี้

6. รายการอ้างอิง

- [1] Pan, Y.W., Maneesha, P.G., Anna, H.K., Ralf, C.R., David, C.S. and Ka, Y.C., 2015, Simultaneous phosphorus uptake and denitrification by EBPR-r biofilm under aerobic conditions: effect of dissolved oxygen, *Wat. Sci. Tech.* 72(7): 1147-1154.
- [2] Puig S., Coma, M., Monclus, H., M.C.M. van Loosdrecht, Colprim, J. and Balaguer, M.D., 2008, Selection between alcohols and volatile fatty acids as external carbon sources for EBPR, *Water. Res.* 42(3): 557-566.
- [3] Javier, G., Carlota, T., Albert, G. and Juan, A. B., 2012, Glycerol as a sole carbon source for enhanced biological, *Water. Res.* 46: 2983-2991.
- [4] Pijuan, M., Saunders, A.M., Guisasola, A., Baeza, J. A., Casas, C. and Blackall, L.L., 2004, Enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor using propionate as the sole carbon source, *Biotechnol. Bioeng.* 85(1): 56-67.
- [5] ฉัตรลดา เทียชัย, นิตยา บุญเทียน, อูชา ยิ่งชล, และ Pyae, H.A., 2560, การเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดฟอสฟอรัสทางชีวภาพโดยใช้แหล่งคาร์บอนที่แตกต่างกัน, *วิศวกรรมสารฉบับวิจัยและพัฒนา*. ปีที่ 28 ฉบับที่ 2: 41-52.
- [6] Xiangfeng, H., Changming, S., Jia, L. and Lijun, L., 2015, Improved volatile fatty acid production during waste activated sludge anaerobic fermentation by different bio-surfactants, *Chem. Eng. J.* 264: 280-290.
- [7] Hongbo, L., Hang, X., Bo, Y., Yepin, Z., He, L., Bo, F. and Huijun, M., 2016, Enhanced volatile fatty acid production by a modified biological pretreatment in anaerobic fermentation of waste activated sludge, *Chem. Eng. J.* 284: 194-201.

- [8] Huijun, M., Xingchun, C., He, L., Hongbo, L. and Bo, F., 2016, Improved volatile fatty acids anaerobic production from waste activated sludge by pH regulation: Alkaline or neutral pH?, *Waste. Manage. (Oxford)*. 48: 397-403.
- [9] Talat, M. and Allan, E., 2006, A review of secondary sludge reduction technologies for the pulp and paper industry, *Water. Res.* 40: 2093-2112.
- [10] Lise, A., Jan, B., Jan, D. and Raf, D., 2008, Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge, *Prog. Energy. Combust. Sci.* 34: 755-781.
- [11] Jiuxiao, H. and Hui, W., 2015, Volatile fatty acids productions by mesophilic and thermophilic sludge fermentation: Biological responses to fermentation temperature, *Bioresour. Technol.* 175: 367-373.
- [12] Danielle, B., 2001, Enhanced Biological phosphorus Removal Modelling and Experimental Design, JABS. Ghent University, Belgium, 291 p.
- [13] Adrian, O., Aaron, M.S.M., Teresa, V., Zhiguo, Y. and Jurg, K., 2006, Competition between polyphosphate and glycogen accumulating organisms in enhanced biological phosphorus removal systems with acetate and propionate as carbon sources, *J. Biotechnol.* 123: 22-32.
- [14] Leitao, R.C., Haandel, A.C., Zeeman, G. and Lettinga, G., 2006, The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: a review, *Bioresour. Technol.* 97: 1105-1118.
- [15] Rademacher, A., Nolte, C., Schonberg, M. and Klocke, M., 2012, Temperature increases from 55 to 75 C in a two-phase biogas reactor result in fundamental alterations within the bacterial and archaeal community structure, *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 96: 565-576.
- [16] Zhang-Wei, H., Chun-Xue, Y., Ling, W., Ze-Chong, G., Ai-Jie, W. and Wen-Zong, L., 2016, Feasibility of short-term fermentation for short-chain fatty acids production from waste activated sludge at initial pH10: Role and significance of rhamnolipid, *Chem. Eng. J.* 290: 125-135.
- [17] Xiong, Z., Weinan, Z., Rui, W., Jingyang, L., Yinglong, S., Haining, H. and Yinguang, C., 2018, Increasing municipal wastewater BNR by using the preferred carbon source derived from kitchen wastewater to enhance phosphorus uptake and short-cut nitrification-denitrification, *Chem. Eng. J.* 344: 556-564.
- [18] Jingang, H., Rongbing, Z., Jianjun, C., Wei, H., Yi, C., Yue, W. and Junhong, T., 2016, Volatile fatty acids produced by co-fermentation of waste activated sludge and henna plant biomass, *Bioresour. Technol.* 211: 80-86.
- [19] Htay, A.P., Boontian, N., Yingchon, U. and Piasai, C., 2011, Biogas Production from Cassava Pulp: Review of Current Condition and Future Perspective, *Environmental Engineering Association of Thailand. งานประชุมวิชาการเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม ประจำปี ครั้งที่ 27 สวสท* 58. 11-17.
- [20] Bermúdez-Penabad, N., Kennes, C., and Veiga, M.C., 2017, Anaerobic digestion of tuna waste for the production of volatile fatty Acids, *Waste. Manage. (Oxford)*. 68: 96-102.

- [21] APHA, AWWA and WEF, 2012, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 22nd Ed., Washington DC: 1496 p.
- [22] พัทธรินทร์ ราโช และบุญชัย วิจิตรเสถียร, 2012, การเพิ่มประสิทธิภาพการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนเพื่อบำบัดตะกอนส่วนเกินจากระบบตะกอนเร่งด้วยกระบวนการหมุนเวียนค่าความเป็นด่าง, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี, นครราชสีมา, 102 น.
- [23] Yun, C., Xie, J., Keke, X., Nan, S., Raymond, J. Z. and Yan, Z., 2017, Enhanced volatile fatty acids (VFAs) production in a thermophilic fermenter with stepwise pH increase Investigation on dissolved organic matter transformation and microbial community shift, *Water. Res.* 112: 261-268.
- [24] Huilei, X., Jinluan, C., Hui, W. and Hanchang, S., 2012, Influences of volatile solid concentration, temperature and solid retention time for the hydrolysis of waste activated sludge to recover volatile fatty acids, *Bioresour. Technol.* 119: 285-292.
- [25] Hyun, U. C., Young, M. K., Yun, N. C., Hye, G. K. and Jong, M. P., 2015, Influence of temperature on volatile fatty acid production and microbial community structure during anaerobic fermentation of microalgae, *Bioresour. Technol.* 191: 475-480.
- [26] Huibin, C. and Sheng, C., 2017, Impact of temperatures on microbial community structures of sewage sludge biological hydrolysis, *Bioresour. Technol.* 245: 502-510.
- [27] Maite, E. G., Reda, A. S., Irini, A., Basma, O., Per, V. S., Dimitar, B. K. and Yifeng, Z., 2017, High efficient ethanol and VFA production from gas fermentation: Effect of acetate, gas and inoculum microbial composition, *Biomass Bioenergy.* 105: 32-40.
- [28] Cristina, C., Cinzia, D. R., Paolo, P. and David, B., 2017, Influence of temperature and hydraulic retention on the production of volatile fatty acids during anaerobic fermentation of cow manure and maize silage, *Bioresour. Technol.* 223: 59-64.
- [29] Jiabing, L., Yifang, Z., Wenwei, L., Yulan, W., Yuyi, Z., Changqing, L. and Youcai, Z., 2016, Effect of methanogenesis of residue from thermal pre-treatment sludge by anaerobic fermentative hydrogen production, *Procedia. Environ. Sci.* 31: 318-324.
- [30] Weiwei, H., Wenli, H., Tian, Y., Ziwen, Z., Wei, C., Zhenya, Z., Zhongfang, L. and Chuanping, F., 2016, Volatile fatty acids (VFAs) production from swine manure through short-term dry anaerobic digestion and its separation from nitrogen and phosphorus resources in the digestate, *Water. Res.* 90: 344-353.
- [31] Infantes, D., González del Campo, A., Villaseñor, J. and Fernández, F.J., 2011, Influence of pH, temperature and volatile fatty acids on hydrogen production by acidogenic fermentation, *Int. J. Hydrogen. Energy.* 36: 15595-15601.
- [32] นิตยา บุญเทียน, อูชา ยิ่งชล, Htay Aung Pyae และ ฉัตรลดา เพ็ญชัย, 2559, การเพิ่มประสิทธิภาพในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศโดยใช้เหล็กประจุศูนย์, สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย. งานประชุมวิชาการเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม ประจำปี ครั้งที่ 27 สวสท 58. 67-75.

- [33] Rungnapha, K., Karel, J. K., Huub, R. and Hardy, T., (2015). Volatile fatty acids production from sewage organic matter by combined bioflocculation and anaerobic fermentation. *Bioresour. Technol.* 193: 150-155.
- [34] Ruiyi, W., Yongmei, L., Wenling, C., Jinte, Z. and Yinguang, C., 2016, phosphate release involving PAOs activity during anaerobic fermentation of EBPR sludge and the extension of ADM1, *Chem. Eng. J.* 287: 436-447.
- [35] Zhu, Y.F., Liu, H.B., Liu, H., Huang, S., Ma, H.J. and Tian, Y., 2015, Filtration characteristics of anaerobic fermented sewage sludge for fatty acids production, *Sep. Purif. Technol.* 142: 8-13.
- [36] Yue, Y., Shuying, W., Ye, L., Baikun, L., Bo, W. and Yongzhen, P., 2015, Long-term effect of pH on short-chain fatty acids accumulation and microbial community in sludge fermentation systems, *Bioresour. Technol.* 197: 56-63.
- [37] Ehsan, R., Bart, Z., Sascha, R.A.K. and Boelo, S., 2016, Extraction of volatile fatty acids from fermented wastewater, *Sep. Purif. Technol.* 161: 61-68.
- [38] อูชา ยิ่งชล, นิตยา บุญเทียน, ฉัตรลดา เทียชัย และ Htay Aung Pyae, 2561, การหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากแป้งมันสำปะหลัง, *วิศวกรรมสารฉบับวิจัยและพัฒนา.* 29(1): 53-63.
- [39] Adrian, O., Paulo, C.L., Gilda, C., Zhiguo, Y., Jürg, K., Linda, L.B. and Maria, A.M.R., 2007, Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale, *Water. Res.* 41: 2271-2300.
- [40] Ana, S., Pantelis, K., Sarah, M., Elizabeth, W., Jon, B., Martin, T., Simon, A. P. and Elise, C. 2010, Comparison between disintegrated and fermented sewage sludge for production of a carbon source suitable for biological nutrient removal, *J. Hazard. Mater.* 175: 733-739.
- [41] Guojing, Y., Dongbo, W., Qi, Y., Jianwei, Z., Yiwen, L., Qilin, W., Guangming, Z., Xiaoming, L. and Hailong, L., 2018, Effect of acetate to glycerol ratio on enhanced biological phosphorus removal, *Chemosphere.* 196: 78-86.
- [42] Piasai, C., Boontian, N., Yingchon, U. and Pyae, H.A., 2017, Effect of Acetate as a Sole Carbon Source for Enhance Biological phosphorus Removal, Oral Presentations. *Renewable Energy Sources - Research and Business (RESRB) 2017 Conference.* June 19-21, Wroclaw, Poland.
- [43] Yongqing, G., Yongzhen, P., Jingyu, Z., Shuying, W., Jianhua, G., Liu, Y., 2011, Biological sludge reduction and enhanced nutrient removal in a pilot-scale system with 2-step sludge alkaline fermentation and A2O process, *Bioresour. Technol.* 102: 4091-4097.
- [44] Satoh, H., Ramey, W.D., Koch, E.A., Oldham, W.K., Mino, T. and Matsuo, T., 1996, Anaerobic substrate uptake by the enhanced biological phosphorus removal activated sludge treating real sewage, *Water. Sci. Technol.* 34(4): 8-15.
- [45] Rustrian, E., Delgenes, J.P. and Moletta, R., 1996, Effect of the volatile fatty acids on phosphate uptake parameters by pure cultures of *Acinetobacter* sp., *Lett Appl Microbiol.* 23(4): 245-248.



การหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากแป้งมันสำปะหลัง
OPTIMIZATION OF CASSAVA DECANTER CAKE BIOGAS PRODUCTION

อุษา อึ้งชล¹ นิตยา บุญเทียน² ฉัตรลดา เพ็ชร์ชัย³ และ Htay Aung Pyae⁴

^{1,3,4}นักศึกษานิสิต, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี/สำนักวิศวกรรมศาสตร์

²อาจารย์, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี/สำนักวิศวกรรมศาสตร์

บทคัดย่อ

การหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลังที่ผ่านการไฮโดรไลซิสด้วยสารกรดและด่าง เพื่อสลายพันธะและสลายโครงสร้างของเฮมิเซลลูโลสและลิกนิน ในรูปของน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหย ที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 1.67%TS และ 5%TS ผลการศึกษาพบว่าสภาวะการไฮโดรไลซิสที่ pH 2, อุณหภูมิ 100 °C, และทำปฏิกิริยา 30 นาที ก่อนการหมักที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 5%TS ให้การผลิตก๊าซชีวภาพสูงถึง 0.1757 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากแห้งระเหย เมื่อเทียบกับสภาวะที่ทำให้การเกิดก๊าซชีวภาพสูงสุดที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 1.67%TS ที่ให้การผลิตก๊าซชีวภาพ 0.0027 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากแห้งระเหย จะพบว่าอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 5%TS สามารถทดแทนค่าใช้จ่ายในรูปของก๊าซหุงต้มและพลังงานไฟฟ้าได้มากกว่าที่ความเข้มข้น 1.67%TS ถึง 65 เท่า

คำสำคัญ: ก๊าซชีวภาพ; กากมันสำปะหลัง; ไฮโดรไลซิส; ก๊าซมีเทน; น้ำตาลรีดิวซ์

ABSTRACT

The optimization of biogas production from cassava pulp through hydrolysis with acid and base to breakdown the bond cellulose, hemicellulose and lignin in the form of volatile fatty acids and reducing sugars. The maximum rate of biogas yield was found at the cassava pulp concentration of 1.67%TS and 5%TS. In the study, conditions of hydrolysis were at pH 2, Temp 100 °C, and 30 mins reaction time before fermentation. Cassava pulp of 5%TS produced biogas yield as high as 0.1757 m³/kg TVS. The conditions for the biogas digesters with 1.67%TS produced biogas yield as 0.0027 m³/kg TVS. It was found that biogas production rate of cassava pulp the concentration of 5%TS, can be alternative for decrease cost of LPG and electric energy more than the concentration of 1.67%TS by 65 times.

KEYWORDS: Biogas; Cassava decanter cake; Hydrolysis; Methanogens; Reducing sugar

Usa Yingchon¹ Nittaya Boontian² Chatlada Piasai³ and Htay Aung Pyae⁴

^{1,2,3,4}School of Environmental Engineering, Suranaree University of Technology Nakhon Ratchasima, Thailand, 30000.

1. บทนำ

กากมันสำปะหลังเป็นของเสียที่เกิดจากกระบวนการผลิตแป้งมัน เนื่องจากกากมันสำปะหลังมีปริมาณแป้งสูง [1] คาดว่ากากมันสำปะหลังน่าจะมีศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพได้ดี เพื่อให้การผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลังมีประสิทธิภาพสูงที่สุด Kaparaju et al. [2] จึงมีการหาสภาวะที่เหมาะสม จากการศึกษาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดของการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากแป้งสาลี โดยใช้ถังหมักแบบ Upflow anaerobic sludge blanket, UASB ทำการลองในช่วง Thermophilic โดยทดลองที่อุณหภูมิ 55 °C ระยะเวลาในการกักเก็บ 2 วัน มีค่า volatile solids, VS 324 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยแปรผันความเข้มข้นของกากแป้งสาลีที่ 12.8 - 25.6 กรัมของแข็งระเหยต่อลิตร ผลที่เหมาะสมที่สุดมีค่า Organic loading rate, OLR 17.1 กรัมชีโอติต่อลิตร-วัน ที่ความเข้มข้นของ Substrate 25% เมื่อลองเพิ่ม OLR เป็น 41.2 กรัมชีโอติต่อลิตร-วัน ความเข้มข้นของ Substrate 23 - 50% พบว่าการเกิดก๊าซมีเทนต่ำลงแสดงว่าการที่เชื้อจุลินทรีย์ที่ผลิตมีเทนได้รับสารอาหารที่มากเกินไปหรือน้อยเกินไปก็จะทำให้ระบบผลิตก๊าซมีเทนไม่ดี ในเวลาต่อมา พิซซา สายสม [3] ทำการศึกษาหรือผลของกากมันสำปะหลังที่เหมาะสมสำหรับการเดินระบบโดยทำการแปรผันร้อยละของกากมัน คือ 2,3,5 และ 10% น้ำหนักค่อน้ำหนัก นอกจากนี้ยังได้ทำการศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพด้วยการให้ความร้อนกับกากมันหรือการใช้เอนไซม์เซลลูเลสและเอนไซม์เพคตินเนสก่อนการหมักด้วย ผลการศึกษาพบว่าร้อยละของกากมันสำปะหลังที่เหมาะสมสำหรับการเดินระบบ คือ 2 - 3% ซึ่งให้อัตราการผลิตก๊าซคือ 0.034 - 0.047 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากเปียก การให้ความร้อนกับส่วนผสมกากมันสำปะหลัง 2% ที่อุณหภูมิ 80, 90 และ 120 °C นาน 30 นาที ผลการศึกษาพบว่า การให้ความร้อนด้วยอุณหภูมิที่สูงขึ้น มีผลทำให้เกิดก๊าซชีวภาพน้อย เนื่องจากโครงสร้างที่จำกัดของกากมันสำปะหลัง

เนื่องจากโครงสร้างหลักของกากมันสำปะหลังประกอบด้วยลิกโนเซลลูโลส และขบวนการอาหารที่เป็นต่อกรดคาร์บอนิกของจุลินทรีย์ ทำให้เกิดปฏิกิริยาการย่อยสลายเกิดขึ้นไม่สมบูรณ์ในเวลาที่ยกัก อัตราการสร้างก๊าซจึงต่ำ [3] ในงานวิจัยของ Antonopoulou et al. [4] ได้ศึกษาการบำบัดเบื้องต้นด้วยกรดเพื่อเร่งการเกิดปฏิกิริยาการย่อยสลายให้สั้นลง โดยใช้หัวมันฝรั่งมาเป็นวัตถุดิบเริ่มต้น ใช้อุณหภูมิ 120 °C อัตราส่วน 5% น้ำหนักต่อปริมาตร พบว่ามีปริมาณคาร์บอนไฮดรอกซิลสูงขึ้นเมื่อใช้กรดความเข้มข้นสูง โดยให้ค่าสูงสุด 175 กรัมต่อกิโลกรัมหัวมันฝรั่ง แต่เมื่อเข้าสู่ศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพพบว่าปริมาณคาร์บอนไฮดรอกซิลสูงทำให้การเกิดก๊าซชีวภาพลดลง เนื่องจากมีส่วนของ เพอร์ฟิวรีล และไฮดรอกซีเมทิลเพอร์ฟิวรีลเกิดขึ้น ซึ่งยับยั้งการเกิดก๊าซชีวภาพ [4] ต่อมา กิตติกันท์ สุขวาณิช [5] ได้ทำการเปรียบเทียบการเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลังระหว่างกระบวนการไฮโดรไลซิสด้วยกรดและด่าง ใช้อัตราส่วนสารละลายกรดหรือด่างต่อกากมันสำปะหลัง เท่ากับ 8:1 หรือสารละลายกรด ด่าง 350 มิลลิกรัม ต่อกากมันสำปะหลัง 43.75 กรัม โดยใช้หัวเชื้อจุลินทรีย์จากถัง UASB ของระบบบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจนฟาร์มสุกร ผลจากการศึกษาพบว่า pH ของสารละลายเป็นปัจจัยหลักที่มีผลต่อสมรรถนะการไฮโดรไลซิสกากมันด้วยสารกรดและด่างอย่างมีนัยสำคัญ ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% สภาวะที่เหมาะสมสำหรับการผลิตน้ำคาสรีดิวซ์และกรดไขมันระเหย คือ การไฮโดรไลซิสด้วยกรดที่ค่า pH 0.38 อุณหภูมิ 100 °C และเวลาในการทำปฏิกิริยา 90 นาที ซึ่งให้ปริมาณน้ำคาสรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยเท่ากับ 855.00 และ 60.30 มิลลิกรัมต่อกรัมกากแห้ง ตามลำดับ โดยสามารถเพิ่มปริมาณน้ำคาสรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยถึง 214 และ 20 เท่า จากระดับเริ่มต้น ในส่วนของการไฮโดรไลซิสด้วยด่างพบว่าปริมาณน้ำคาสรีดิวซ์สูงสุดมีค่าต่ำกว่าของการไฮโดรไลซิสด้วยกรดอย่างมาก สำหรับการผลิตก๊าซชีวภาพพบว่าที่ pH 13 อุณหภูมิ 100 °C เป็นเวลา 90 นาที ก่อนนำไปหมักก๊าซ สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างเด่นชัด โดยปริมาณก๊าซสะสมภายหลังการหมัก 30 วัน มีค่าเท่ากับ 1.20 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากแห้ง หรือ 0.19 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากเปียก ซึ่งมากกว่ากรณีการใช้กากที่ไม่ผ่านการไฮโดรไลซิสถึง 3 เท่า ซึ่งในส่วนของการไฮโดรไลซิสกากมันด้วยกรดที่ให้ปริมาณ

น้ำคาลรีคิวซ์และกรดไขมันระเหยสูงที่สุดนั้น กลับให้ก๊าซในปริมาณต่ำโดยมีค่าต่ำกว่าของกรณีการใช้กากมันที่ไม่ผ่านการไฮโดรไลซิส

นอกจากการหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพแล้ว การเลือกใช้จุลินทรีย์ในการหมักก็มีความสำคัญต่อการผลิตก๊าซชีวภาพเช่นเดียวกัน [6] จากงานวิจัยของ พงษ์พันธุ์ พรหมพิทักษ์ และ ธนากร วงวัฒนาเสถียร [7] ได้ทำการศึกษารหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลัง โดยศึกษาและทดสอบหาหัวเชื้อจุลินทรีย์จากฟาร์มสุกร, ฟาร์มวัว และโรงงานแป้งมันสำปะหลังและปรับค่า pH 7 (เป็นกลาง) ที่อุณหภูมิ 35 °C และสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการผลิตก๊าซชีวภาพ จากกากมันสำปะหลังหลังกระบวนการผลิตแป้งมัน และศึกษาผลของอุณหภูมิและสภาพความเป็นกรด - ด่าง ที่มีผลต่ออัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ จากการศึกษาพบว่า การใช้กากมันสำปะหลังมาเป็นวัตถุดิบในการผลิตก๊าซชีวภาพ ควรใช้หัวเชื้อจุลินทรีย์จากโรงงานแป้งมันสำปะหลัง และควบคุมอุณหภูมิที่ 35 °C ค่า pH 8 เพื่อให้เกิดก๊าซชีวภาพสูงสุด

การศึกษานี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษารหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลัง โดยศึกษาผลของ pH อุณหภูมิ และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา ในการบำบัดขั้นต้นเพื่อเพิ่มน้ำคาลรีคิวซ์และกรดไขมันระเหย ที่อัตราส่วนน้ำเสียดอกากมันสำปะหลังในรูปของของแข็งทั้งหมด 1.67%TS และ 5%TS เพื่อศึกษาผลของความเข้มข้นของกากมันสำปะหลังต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ

2. วิธีการดำเนินการวิจัย

2.1 ลักษณะกากมันสำปะหลัง

ลักษณะกากมันสำปะหลังที่ใช้ในการศึกษา แสดงดังตารางที่ 1

ตารางที่ 1 ลักษณะของกากมันสำปะหลังที่ใช้ในการศึกษา

พารามิเตอร์	หน่วย	ผลการศึกษา
บีโอดี (Biochemical Oxygen Demand, BOD)	มิลลิกรัมต่อลิตร	22,000
ซีโอดี (Chemical Oxygen Demand, COD)	มิลลิกรัมต่อลิตร	35,400
กรดไขมันระเหย (Volatile Fatty Acids, VFA)	มิลลิกรัมอะซิติคต่อลิตร	161.67
อัลคาไลน์ตี	มิลลิกรัมต่อลิตร	336.67
ฟอสฟอรัสทั้งหมด (Total Phosphorus, TP)	มิลลิกรัมต่อลิตร	10.86
ทีเคเอ็น (Total Kjeldahl Nitrogen, TKN)	มิลลิกรัมต่อลิตร	93.52
ของแข็งทั้งหมด (Total Solids, TS)	%	84.05
ของแข็งระเหย (Total Volatile Solids, TVS)	%	82.16

*หมายเหตุทำการวิเคราะห์จำนวน 3 ซ้ำ

2.2 ลักษณะเชื้อจุลินทรีย์

เชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ในการหมักย่อยกากมันสำปะหลังเตรียมโดยใช้ตะกอนจากถังหมักกรดของระบบ Covered Lagoon มีลักษณะตามตารางที่ 2

ตารางที่ 2 ลักษณะเชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ในการศึกษา

พารามิเตอร์	หน่วย	ผลการศึกษา
pH	-	4.13
ซีไอดี (Chemical Oxygen Demand, COD)	มิลลิกรัมต่อลิตร	18,666
กรดไขมันระเหย (Volatile Fatty Acids, VFA)	มิลลิกรัมอะซิติกต่อลิตร	140
อัลคาไลน์ตี (Alkalinity)	มิลลิกรัมต่อลิตร	716
ของแข็งทั้งหมด (Total Solids, TS)	มิลลิกรัมต่อลิตร	40,465
ของแข็งระเหย (Total Volatile Solids, TVS)	มิลลิกรัมต่อลิตร	38,336

2.3 การหาปัจจัยที่มีผลต่อการไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลัง

การศึกษาผลของ pH อุณหภูมิ และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา ต่อการเกิดไฮโดรไลซิส เริ่มจากหาความเข้มข้นของสารละลายกรดหรือด่างตามต้องการ โดยการเติมสารละลายกรดหรือด่างที่ความเข้มข้นหนึ่งเรื่อยๆ จนได้ค่า pH ที่ต้องการ ลงในกากมันสำปะหลัง 43.75 กรัม จดปริมาตรสารละลายที่เติมจากนั้นคำนวณหาความเข้มข้นที่ต้องการเพื่อให้ได้อัตราส่วนการเติมสารละลายกรดหรือด่างต่อกากมันสำปะหลังเท่ากับ 8 : 1 โดยปริมาตรสารละลายต่อน้ำหนักกากมันสำปะหลัง มีความเข้มข้นเป็น 1.67%TS และจากนั้นเริ่มการทดลองโดยใช้กากมันสำปะหลัง 100 กรัม มาผสมกับน้ำหมักกรดจากระบบ UASB 250 มิลลิตร ได้สารละลายกากมัน 500 มิลลิตร ซึ่งมีความเข้มข้นเป็น 5%TS หลังจากนั้นนำสารละลายดังกล่าวให้ความร้อนที่อุณหภูมิที่สนใจศึกษา เพื่อให้เกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส เมื่อสิ้นสุดการทำปฏิกิริยา ปรับ pH เป็นกลางทั้งนี้ปริมาตรสุดท้ายของสารละลายผสมเปลี่ยนแปลง $\pm 10\%$ และนำไปเหวี่ยงที่ความเร็ว 6,000 รอบต่อนาที ใช้เวลา 10 นาที เพื่อให้เกิดการแยกระหว่างตะกอนและสารละลายใส เพื่อนำไปตรวจวัดปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์ด้วยวิธีเอนอส (Dinitrosalicylic Colorimetric Method) และกรดไขมันระเหย [8]

2.4 ศึกษาผลของการเกิดก๊าซชีวภาพเนื่องจากน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหย

เริ่มจากการนำสารละลายกากมันที่ผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิสด้วยช่วง pH ที่กำหนด ซึ่งในขั้นตอนนี้จะเลือกสภาวะหลังจากทำขั้นตอนการหาปัจจัยที่มีผลต่อการไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลังเสร็จสิ้น เตรียมสารอาหารที่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์มีอัตราส่วน COD : N : P เท่ากับ 100 : 1.1 : 0.2 แล้วปรับ pH ให้เป็นกลาง ผสมกับเชื้อจุลินทรีย์ในอัตราส่วนของแข็งระเหย 0.5 : 1 ทำการบรรจุสารละลายในขวดหมักใส่อากาศด้วยก๊าซไนโตรเจนนาน 3 นาทีก่อนปิดขวดให้สนิททำการหมักเป็นเวลา 30 วัน เมื่อทำการหมักครบตามเวลาที่กำหนดให้ทำการเก็บตัวอย่างสารละลาย และนำไปตรวจวัดพารามิเตอร์ต่างๆ โดยการทดลองดำเนินการในอาคารศูนย์เครื่องมือ 11 มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

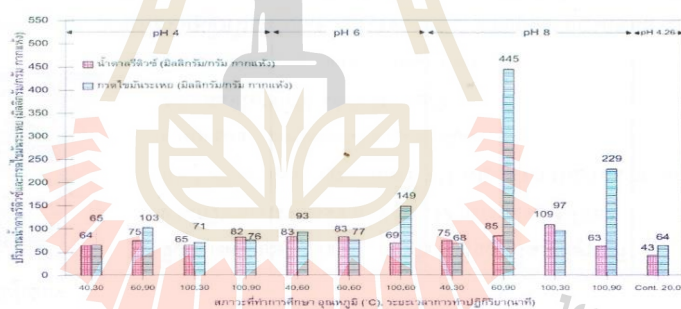
3. การทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

3.1 ศึกษาผลของ pH อุณหภูมิ และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา

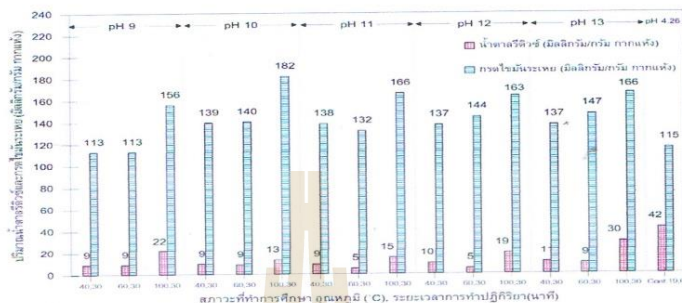
ศึกษาผลของ pH, อุณหภูมิ และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา ในการบำบัดขั้นต้นเพื่อเพิ่มปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหย

3.1.1 สภาพที่เป็นต่าง

ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยที่ได้จากการศึกษา pH อุณหภูมิ และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา ในช่วง pH 8 – pH 13 แสดงได้ดังรูปที่ 1 - 2 ผลการศึกษาพบว่าปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์ที่เกิดขึ้นภายหลังกระบวนการไฮโดรไลซิสดอกมันสำปะหลังด้วยสารต่างที่สภาวะต่างๆ อยู่ในช่วง 5.10 – 109.25 มิลลิกรัมต่อกรัมกากแห้ง ซึ่งสภาวะต่างที่ให้ค่าน้ำตาลรีดิวซ์สูงสุดคือ pH 8, อุณหภูมิ 100 °C, และทำปฏิกิริยา 30 นาที มีค่าสูงที่สุด 109.25 มิลลิกรัมต่อกรัมกากแห้ง เมื่อเทียบกับชุดควบคุม สภาวะดังกล่าวให้น้ำตาลรีดิวซ์ได้มากกว่าถึง 2.5 เท่า สำหรับกรดไขมันระเหยพบว่าปริมาณกรดไขมันระเหยที่ผลิตได้ออยู่ในช่วง 68.17 – 444.67 มิลลิกรัมอะซิติกต่อกรัมกากแห้ง ซึ่งช่วงที่ให้ปริมาณกรดไขมันระเหยสูงสุดคือ pH 8, อุณหภูมิ 60 °C, และทำปฏิกิริยา 90 นาที มีค่าสูงที่สุดจากระดับเริ่มต้นประมาณ 5 เท่า เมื่อทำการวิเคราะห์หาผลของปัจจัยที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ($P < 0.05$) ค่า pH และอุณหภูมิของสารละลายเป็นปัจจัยหลักที่มีผลต่อการย่อยสลายกากมันสำปะลงเป็นน้ำตาลรีดิวซ์มากที่สุด ส่วนปัจจัยที่มีผลร่วมกันอย่างมีนัยสำคัญของการเพิ่มขึ้นของปริมาณกรดไขมันระเหยคือ pH กับอุณหภูมิ, อุณหภูมิกับเวลา และปัจจัยทั้งสามยังมีผลร่วมกันอีกด้วย



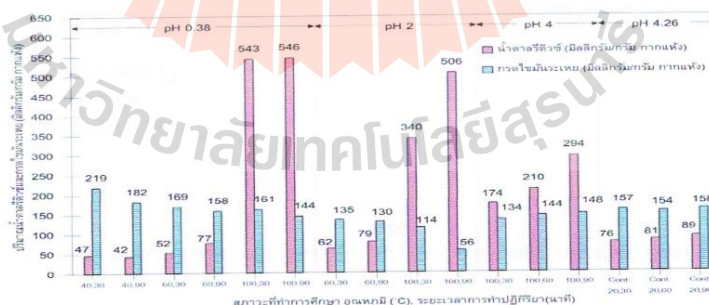
รูปที่ 1 การเกิดน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยที่สภาวะต่าง อุณหภูมิ(°C), ระยะเวลาการทำปฏิกิริยา(นาที) ที่ความเข้มข้น 1.67%TS



รูปที่ 2 การเกิดน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยที่สภาวะต่างอุณหภูมิ(°C),ระยะเวลาการทำปฏิกิริยา(นาที)ที่ความเข้มข้น5%TS

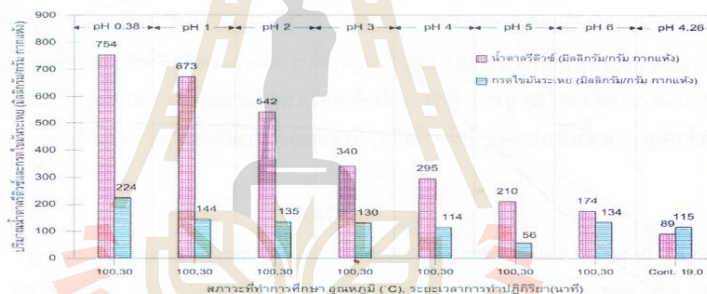
3.1.2 สภาวะที่เป็นกรด

ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยที่ได้จากการศึกษา pH อุณหภูมิ และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา ในช่วง pH 0.38 – pH 7 แสดงได้ดังรูปที่ 3 - 4 จากการศึกษพบว่าปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์ที่เกิดขึ้นภายหลังกระบวนการไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลัง ด้วยกรดที่สภาวะต่างๆ อยู่ในช่วง 42.46 – 754.66 มิลลิกรัมต่อกรัมกากแห้ง ซึ่งช่วงที่ให้ปริมาณกรดไขมันระเหยสูงสุดคือ pH 0.38, 100 °C, 30 นาที มีค่าเพิ่มขึ้นสูงสุดจากระดับเริ่มต้นถึง 8 เท่า เมื่อนำข้อมูลปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์ที่สภาวะกรดมาวิเคราะห์หาผลของปัจจัยที่ระดับความเชื่อมั่น 95% (P < 0.05) จะพบว่าค่า pH และอุณหภูมิของสารละลายเป็นปัจจัยหลักที่มีผลต่อการย่อยสลายกากมันสำปะหลังน้ำตาลรีดิวซ์มากที่สุด อนึ่งผลการทดลองที่ได้นี้สอดคล้องกับการทดลองของ Agu R.C [9] ซึ่งทำการศึกษการไฮโดรไลซิสมันสำปะหลังเส้นด้วยกรดซัลฟูริกที่อุณหภูมิ 120 °C และอัตราส่วนกรัมของมันสำปะหลังต่อมิลลิกรัมของสารละลายกรด เท่ากับ 1 : 10 โดยทำการแปรผันความเข้มข้นของสารละลายกรดและระยะเวลาทำปฏิกิริยา ที่พบว่า ปัจจัยที่มีผลต่อการไฮโดรไลซิส คือ pH โดยเมื่อทำการเพิ่มความเข้มข้นของสารละลายกรด ซึ่งก็คือ การลดค่า pH ลง จะทำให้น้ำตาลรีดิวซ์ที่ได้มีปริมาณเพิ่มมากขึ้น เช่นเดียวกัน



รูปที่ 3 การเกิดน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยที่สภาวะกรดอุณหภูมิ(°C),ระยะเวลาการทำปฏิกิริยา(นาที)ที่ความเข้มข้น1.67%TS

ผลจากการศึกษาสรุปได้ว่า สภาวะที่ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และปริมาณกรดไขมันระเหยสูงสุด คือ pH 0.38, 100 °C, 30 นาที แต่เนื่องจากสภาพของกากมันสำปะหลังเมื่อทำการไฮโดรไลซิสที่อุณหภูมิสูงและมีสภาพความเป็นกรดสูง จะทำให้กากมันสำปะหลังเริ่มเปลี่ยนเป็นสีแดงจนกลายเป็นสีดำใหม่ ซึ่งสอดคล้องกับการศึกษาของ Agu R.C [9] ที่ศึกษาการไฮโดรไลซิสเปลือกและกากมันสำปะหลังด้วยกรดซัลฟูริกที่ความเข้มข้น 0.20 – 5.00 โมลาร์ ปรากฏว่า เมื่อทำการไฮโดรไลซิสด้วยกรดแต่ละความเข้มข้นแล้ว กรดที่มีความเข้มข้นตั้งแต่ 1.00 โมลาร์ขึ้นไปทำให้สารละลายกากมันสำปะหลังเริ่มเปลี่ยนเป็นสีดำ และสอดคล้องกับการศึกษาของ อุดมเกียรติ พรพรรณประเทศ [10] ที่ศึกษาการไฮโดรไลซิสแป้งเป็น 4 ชนิด ได้แก่ แป้งข้าวเจ้า แป้งข้าวเหนียว แป้งข้าวโพด และแป้งด้วยกรดไฮโดรคลอริก ที่ความเข้มข้นร้อยละ 0.70 - 1.00 สำหรับแป้งข้าวเจ้าและแป้งข้าวเหนียว และความเข้มข้นกรดไฮโดรคลอริกร้อยละ 0.20 - 0.50 สำหรับแป้งข้าวโพดและแป้งมันสำปะหลัง พบว่า ที่ความเข้มข้นกรดร้อยละ 0.20 ลักษณะของแป้งมันสำปะหลังเปลี่ยนเป็นสีแดงจาง และเมื่อเพิ่มความเข้มข้นกรดขึ้นเรื่อยๆ ความเข้มข้นสีจะเพิ่มขึ้นเช่นกัน อย่างไรก็ตาม ผลผลิตกรดไขมันระเหยที่ได้มีค่าต่ำกว่าน้ำตาลรีดิวซ์มาก แสดงว่า ผลผลิตหลักที่ได้จากการไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลังด้วยสารกรด คือ น้ำตาลรีดิวซ์



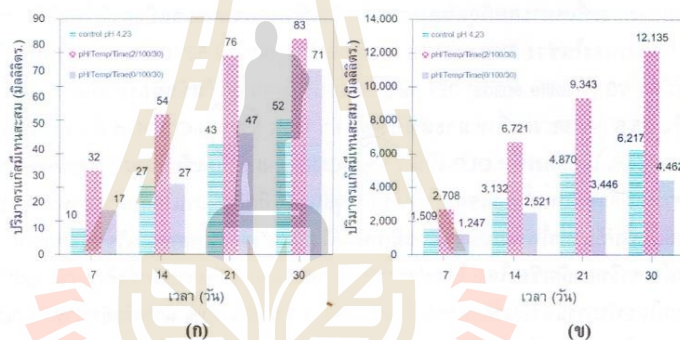
รูปที่ 4 การเกิดน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยที่สภาวะกรด อุณหภูมิ (°C), ระยะเวลาการทำปฏิกิริยา (นาที) ที่ความเข้มข้น 5%TS

อย่างไรก็ตาม ยังมีอีก 2 สภาวะที่มีความสำคัญไม่ต่างจากสภาวะแรก เนื่องจาก ใช้ปริมาณกรดน้อยกว่า แต่ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยสูง ที่อาจจะสามารถนำไปผลิตเป็นก๊าซชีวภาพได้คือ ที่ pH 2 อุณหภูมิ 100 °C ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา 30 นาที ก็ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์สูงเหมือนกันคือ 339.15 มิลลิกรัมกลูโคสต่อกรัมกากแห้ง อีกทั้งให้กรดไขมันระเหย 113.89 มิลลิกรัมอะซิติกต่อกรัมกากแห้ง และที่ pH 4 อุณหภูมิ 100 °C ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา 30 นาที ก็ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์สูงเหมือนกันคือ 174.04 มิลลิกรัมกลูโคสต่อกรัมกากแห้ง อีกทั้งให้กรดไขมันระเหย 133.70 มิลลิกรัมอะซิติกต่อกรัมกากแห้ง

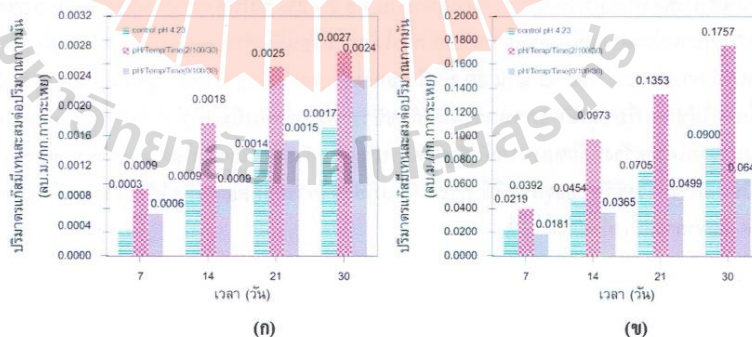
3.2 ผลของการเกิดก๊าซชีวภาพเนื่องจากน้ำตาสดรีดิวิซ์และกรดไขมันระเหย

3.2.2 ประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพและองค์ประกอบก๊าซชีวภาพ

อัตราเร็วและประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพ แสดงไว้ในรูปที่ 5 และรูปที่ 6 ซึ่งพบว่าอัตราเร็วและประสิทธิภาพของการผลิตก๊าซชีวภาพสำหรับสภาวะที่มีการย่อยสลายกากมันด้วยสารกรดที่ pH 0.38 สูงกว่าสภาวะควบคุม 1 เท่า และ pH 2 สูงกว่าสภาวะควบคุม 2 เท่า เนื่องจากย่อยสลายกากมันสำปะหลังก่อนการหมัก มีผลต่อการเกิดก๊าซชีวภาพ ที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 1.67%TS จะพบว่า pH 2 ซึ่งเป็นสภาวะที่ให้ประสิทธิภาพสูงสุด ทั้งในแง่ของอัตราเร็วและความสามารถในการสร้างก๊าซอย่างโดดเด่น ในขณะที่สภาวะที่ pH 0.38 ให้อัตราเร็วและประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซใกล้เคียงกัน และสูงกว่าของสภาวะควบคุมไม่มากนัก โดยให้ปริมาณก๊าซชีวภาพสะสมภายหลังการหมัก 30 วันเท่ากับ 0.0027 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากระเหย เช่นเดียวกันกับที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 5%TS จะพบว่า pH 2 เป็นสภาวะที่ให้ประสิทธิภาพสูงสุด ให้ปริมาณก๊าซชีวภาพสะสมภายหลังการหมัก 30 วันเท่ากับ 0.1757 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากระเหย ซึ่งสูงกว่าที่สภาวะควบคุม 2 เท่า



รูปที่ 5 ปริมาณก๊าซมีเทนที่สะสมในระบบ (ก) 1.67%TS (ข) 5%TS



รูปที่ 6 ปริมาณก๊าซมีเทนที่สะสมในระบบต่อปริมาณกากมันสำปะหลังที่ระเหยได้ (ก) 1.67%TS (ข) 5%TS

ผลจากการศึกษาอัตราส่วนน้ำเสียต่อกากมันสำปะหลังในรูปของของแข็งทั้งหมด ทั้งที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 1.67%TS และ 5%TS พบว่า สภาวะที่เหมาะสมและให้ปริมาณก๊าซชีวภาพสะสมภายหลังการหมัก 30 วัน สูงที่สุดคือ สภาวะ pH 2, อุณหภูมิ 100 °C, และทำปฏิกิริยา 30 นาที โดยที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 5%TS ให้ปริมาณก๊าซชีวภาพสะสมมากกว่าที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 1.67%TS สูงถึง 65 เท่า ซึ่งผลการศึกษาสอดคล้องกับการศึกษาของ กิตติกานท์ สุขวานิชย์ [5] อีกทั้งที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 5%TS ยังมีความเหมาะสมต่อการเดินระบบจริงมากกว่าที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 1.67%TS ดังผลการศึกษาของ พิษยา สวยสม [3]

3.3 การประเมินค่าใช้จ่ายในการทำไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลัง

การประเมินค่าใช้จ่ายในการทำไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลัง ต่อความสามารถในการทดแทนค่าใช้จ่ายในรูปของก๊าซหุงต้ม และพลังงานไฟฟ้า ที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 1.67%TS และ 5%TS แสดงได้ดังตารางที่ 3

ก๊าซชีวภาพ 1 ลูกบาศก์เมตร สามารถทดแทนก๊าซหุงต้ม (LPG) ได้ 0.46 กิโลกรัม [11] ราคาก๊าซหุงต้ม (LPG) กิโลกรัมละ 18.30 บาท [12] สำหรับการใช้ก๊าซชีวภาพเพื่อทดแทนพลังงานไฟฟ้า ก๊าซชีวภาพ 1.00 ลูกบาศก์เมตร สามารถทดแทนพลังงานไฟฟ้า ได้ 1.20 กิโลวัตต์ต่อชั่วโมง [11] ราคาไฟฟ้าที่คิดจากค่าเฉลี่ยหน่วยของพลังงานไฟฟ้า 2.2695 บาทต่อหน่วย (หน่วยไฟฟ้าคือ กิโลวัตต์ต่อชั่วโมง) [14] ผลจากการศึกษาพบว่า ที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 1.67%TS และ 5%TS สภาวะที่ pH 2 อุณหภูมิ 100 °C, และทำปฏิกิริยา 30 นาที เป็นสภาวะที่ทำให้การผลิตก๊าซชีวภาพในรูปของก๊าซมีเทนสูงที่สุด โดยที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 5%TS สามารถทดแทนค่าใช้จ่ายสำหรับก๊าซหุงต้มและพลังงานไฟฟ้าได้มากกว่าที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 1.67%TS ถึง 65 เท่า เนื่องจากความเข้มข้นของกากมันสำปะหลังที่มากขึ้นมีผลต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ ซึ่งการศึกษานี้สอดคล้องกับการศึกษาของ กิตติกานท์ สุขวานิชย์ [5] และ กิตติยาพร สมบูรณ์ [13] กล่าวคือ มีค่าใช้จ่ายในการไฮโดรไลซิสที่สภาวะควบคุมและสภาวะกรดสูงกว่าความสามารถในการทดแทนค่าใช้จ่ายในก๊าซหุงต้ม และพลังงานไฟฟ้า

ตารางที่ 3 ค่าใช้จ่ายในการทำไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลังและความสามารถในการทดแทนค่าใช้จ่ายในรูปของก๊าซหุงต้มและพลังงานไฟฟ้า

ความเข้มข้น กากมัน สำปะหลัง	pH	Temp (°C)	Time (min)	ค่าสารเคมี (บาท/กก. กากแห้ง)	ก๊าซ CH ₄ (m ³ /กก. กากแห้ง)	ทดแทนก๊าซหุงต้ม (LPG)		ทดแทนพลังงานไฟฟ้า	
						(กก.LPG/ กก.กาก แห้ง)	ทดแทน ค่าใช้จ่าย (บาท/ กก.กากแห้ง)	(kW/h)	ทดแทน ค่าใช้จ่าย (บาท/วัน)
1.67%TS	0.38	100	30	374.14	0.0024	0.0011	0.0202	0.0029	0.0066
	2	100	30	39	0.0027	0.0012	0.0227	0.0033	0.0074
	Cont.	19.8	-	12.44	0.0017	0.0008	0.0143	0.002	0.0046
5%TS	0.38	100	30	374.14	0.0646	0.0297	0.5438	0.0778	0.1766
	2	100	30	39	0.1757	0.0808	1.479	0.2117	0.4804
	Cont.	19.8	-	12.44	0.09	0.0414	0.7576	0.1084	0.2461

4. สรุปผลการศึกษา

ปัจจัยหลักที่มีผลต่อสมรรถนะการไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลังด้วยสารกรดและสารค่างเป็นน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหย ได้แก่ pH และอุณหภูมิ โดย pH ของสารละลายเป็นปัจจัยหลักที่มีผลมากที่สุด ที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 1.67%TS pH 0.38, อุณหภูมิ 100 °C และทำปฏิกิริยา 90 นาที สามารถให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์สูงถึง 545.63 มิลลิกรัมกลูโคสต่อกรัมกากแห้ง อีกทั้งให้ปริมาณกรดไขมันระเหยมากถึง 143.60 มิลลิกรัมอะซิติกต่อกรัมกากแห้ง มีค่าใกล้เคียงกับความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 5%TS สภาวะ pH 2 , 100 °C, 30 นาที ที่ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์ 542.88 มิลลิกรัมกลูโคสต่อกรัมกากแห้ง และปริมาณกรดไขมันระเหย 135.74 มิลลิกรัมอะซิติกต่อกรัมกากแห้ง โดยสภาวะที่ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์มากที่สุดที่ความเข้มข้นกากมันสำปะหลัง 5%TS คือ การไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลังที่ pH 0.38, อุณหภูมิ 100 °C และทำปฏิกิริยา 30 นาที ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์สูงถึง 754.66 มิลลิกรัมกลูโคสต่อกรัมกากแห้ง เมื่อเปรียบเทียบกับความเข้มข้นเดียวกัน ในสภาวะ pH 2, อุณหภูมิ 100 °C และทำปฏิกิริยา 30 นาที จะพบว่าปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์ที่เกิดขึ้นมีปริมาณไม่แตกต่างกันมากนัก

อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสะสมภายหลังการหมัก 30 วัน ที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 1.67%TS pH 2, อุณหภูมิ 100 °C, และทำปฏิกิริยา 30 นาที ก่อนนำไปหมักก๊าซ สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพได้สูงที่สุด 0.0027 ลูกบาศก์เมตรต่อลิตรกรัมกากแห้งระเหย หรือ 0.0014 ลูกบาศก์เมตรต่อลิตรกรัมกากเปียก และที่ความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 5%TS pH 2, อุณหภูมิ 100 °C, และทำปฏิกิริยา 30 นาที ก่อนนำไปหมักก๊าซ สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพได้สูงที่สุดเท่ากับ 0.1757 ลูกบาศก์เมตรต่อลิตรกรัมกากแห้งระเหย หรือ 0.1233 ลูกบาศก์เมตรต่อลิตรกรัมกากเปียก ซึ่งสามารถทดแทนค่าใช้จ่ายได้มากกว่าความเข้มข้นของกากมันสำปะหลัง 1.67%TS ถึง 65 เท่า ในส่วนของการผลิตก๊าซชีวภาพภายหลังการไฮโดรไลซิสกากมันสำปะหลังด้วยสภาวะ pH 0.38 , อุณหภูมิ 100 °C และทำปฏิกิริยา 30 นาที ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์มากกว่าที่สภาวะ pH 2, อุณหภูมิ 100 °C และทำปฏิกิริยา 30 นาที แต่กลับให้ความสามารถในการผลิตก๊าซชีวภาพต่ำกว่า เนื่องจากความเป็นกรดสูงทำให้จุลินทรีย์ในระบบทำงานได้ไม่ดีพอ จึงทำให้การเกิดก๊าซชีวภาพในระบบต่ำ

กิตติกรรมประกาศ

บทความวิจัยนี้ได้รับทุนสนับสนุนจาก “ทุนโครงการการให้ทุนการศึกษาแก่นักศึกษาระดับบัณฑิตศึกษาที่คณาจารย์ได้รับทุนวิจัยจากแหล่งทุนภายนอกจากกองทุนสนับสนุนการวิจัยและพัฒนา (ทุนOROG)” ปีการศึกษา 3/2557 สำนักวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ผู้วิจัยขอขอบพระคุณอาจารย์ ดร.นิตยา บุญเทียน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ที่สนับสนุนและให้คำปรึกษาในการศึกษาวิจัยครั้งนี้

เอกสารอ้างอิง

- [1] Sriroth, K., Rojanaridpiched, C., Vichukit, V., Suriyaphan, P., Oates, C.G. (2000). "Present situation and future potential of cassava in Thailand". Paper presented at The 6th regional cassava workshop. 11 - 26 Feb., Ho Chi Minh city, Vietnam.
- [2] Kaparaju et al. (2010). "Optimization of biogas production from wheat straw stillage in UASB reactor". Technical University of Denmark. Building
- [3] Pitchayae et al. (2007) "Biogas production capacity from cassava pulp and heat production enhancement or enzyme". Energy Research and Development Institute – Nakorping. Chiang Mai University.

- [4] Antonopoulou, G., Alexandropoulou, M., and Lyberatos, G. (2010). "The effect of thermal, chemical and enzymatic pretreatment on saccharification and methane generation from sunflower straws". Third International Symposium on Energy from Biomass and Waste, 8 – 11 November 2010, Cini Foundation, Venice, Italy.
- [5] Kittikarn Sukwanitch. (2011). "Comparison of Biogas Production Improvement from Cassava Pulp between Acid and Alkaline Hydrolysis Processes". Master of Science Thesis in Environmental Engineering, Graduate School, Chiang Mai University.
- [6] Taconi et al. (2007). Feasibility of methanogenic digestion applied to a low pH acetic acid solution. Department of Chemical and Materials Engineering. University of Alabama in Huntsville. 130 Engineering Building, Huntsville. AL 35899. United States.
- [7] Phongphan Promphiphak. (2012). "Biogas Production by using Cassava Waste Cake from The Production of Cassava Starch". Master of Science Thesis in Mechanical Engineering, Graduate School, Khon Kaen University.
- [8] Miller, G. L. (1959). "Use of dinitrosalicylic acid reagent for determination of reducing sugars". Analytical Chemistry 31: 426-428.
- [9] Agu,R.C., Amadife,A.E., Ude,C.M., Onyia,A., Ogu,E.O., Okafor,M. and Ezejiofor, E. (1997). "Combined heat treatment and acid hydrolysis of cassava grate waste (CGW) biomass for ethanol production". Waste Management Vol.17: 91-96.
- [10] Udomkiat Punthanaprated. (1993). "Effect of acid and enzymatic hydrolyses on composition of starch syrups from 4 types of flour". Master of Science Thesis in Food Science & Technology, Kasetsart University
- [11] Department of Alternative Energy Development and Efficiency. (2005). "Development of training courses and public relations on biogas." [Online], www2.dede.go.th/km_ber/elearn/lesson4.pdf, (March 10, 2016).
- [12] PTT Public Company Limited. (2016). "Oil Price". [Online], <http://gasprice.kapook.com/gasprice.php> (March 10, 2016).
- [13] Kitiyaporn Somboon. (2011). "Improvement of Biogas Production Efficiency from Cassava Pulp by Mixed Enzymes of Cellulase and Pectinase" Master of Science Thesis in Environmental Engineering, Graduate School, Chiang Mai University.
- [14] Department of Alternative Energy Development and Efficiency. (2011). "Metropolitan Electricity Authority Rates". [Online], <http://www2.eppo.go.th/power/pw-Rate-MEA.html>, (March 10, 2016)





การเพิ่มประสิทธิภาพของระบบ A²/O โดยนำน้ำทิ้ง กลับมาบำบัดอีกครั้ง

Increasing Efficiency of A²/O Processes by Recycle Effluent Water

ฉัตรลดา เพี้ยชัย¹ นิตยา บุญเทียน^{2*} อุษา ยิ่งชล¹ และ Htay Aung Pyae¹

Chatlada Piasai¹ Nittaya Boontian^{2*} Usa Yingchon¹ and Htay Aung Pyae¹

¹นักศึกษาระดับปริญญาตรี สาขาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม; ^{2*}อาจารย์ สาขาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม สำนักวิชาวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี นครราชสีมา 30000

*โทรศัพท์ : 044-224584, โทรสาร : 044-224606, E-mail : n.boontian@sut.ac.th

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียแบบกระบวนการ A²/O โดยการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง เพื่อศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียของระบบ ที่ประกอบด้วยถังแอนแอโรบิก ถังแอนอกซิก และถังแอโรบิก ซึ่งใช้น้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของซีโอดี 5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และไนโตรเจนในรูปของทีเคเอ็น 700 มิลลิกรัมต่อลิตร เพื่อเปรียบเทียบระหว่างระบบปกติและระบบที่มีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง โดยแบ่งการศึกษาออกเป็น 2 ช่วง คือ ช่วงแรกเป็นการศึกษาประสิทธิภาพของระบบเมื่อมีการเดินระบบปกติ และช่วงที่สองเป็นการศึกษาประสิทธิภาพของระบบเมื่อมีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง ซึ่งผลการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพการบำบัดของระบบ A²/O ปกติและระบบที่มีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัด 30 เปอร์เซ็นต์ สามารถบำบัดซีโอดีได้ 83.33 และมากกว่า 99.99 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ ซึ่งมีความเข้มข้นของซีโอดีเท่ากับ 885 และประมาณ 0 มิลลิกรัมต่อลิตร อาจเนื่องมาจากการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง ส่งผลให้ไปเพิ่มค่า HRT ซึ่งเป็นการเพิ่มระยะเวลาในการบำบัด ทำให้ประสิทธิภาพของระบบเพิ่มสูงขึ้น ส่วนประสิทธิภาพในการบำบัดไนโตรเจนในรูปของทีเคเอ็นและแอมโมเนียมีประสิทธิภาพใกล้เคียงกันคือ มากกว่า 99.99 เปอร์เซ็นต์ทั้งสองช่วง ดังนั้น ช่วงที่มีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้งจึงมีผลเพียงเล็กน้อยต่อการกำจัดไนโตรเจนในรูปของทีเคเอ็น และแอมโมเนีย

คำสำคัญ : A²/O; แอมโมเนีย; HRT; ซีโอดี; ยูโทรฟิเคชัน; ทีเคเอ็น



Abstract

This research aimed to study the increase efficiency of A^2/O processes by recycle effluent water. The A^2/O process consists of anaerobic, anoxic and aerobic units in succession. The wastewater containing SCOD of 5,000 milligrams per liter and nitrogen (TKN form) about 700 milligrams per liter was studied. This results were compared between conventional A^2/O and added into recycle effluent water. Examination has conducted into two phases: first to study the efficiency of the conventional A^2/O system and the second to study the efficiency of the system in recycle effluent water. The Experimental results demonstrated that the treatment efficiencies of conventional A^2/O system and system with recycle effluent water was 30%. Overall efficiency were 83.33 and 99.99 percent respectively. It has SCOD concentration as 885 and approximately 0 milligram per liter. Because of return waste water treatment to increase the HRT resulted in an increased duration of treatment. Thus increasing the efficiency of the system. After gaining efficiency for two periods, nitrogen removal was found more than 99.99 percent. Thus the removal of nitrogen in the form of TKN and ammonia also had huge effect to recycle treatment.

Keywords : A^2/O ; Ammonia; HRT; SCOD; Eutrophication; TKN

บทนำ

ในปัจจุบันประเทศไทยมีการเจริญเติบโตในภาคอุตสาหกรรมอย่างรวดเร็ว อันเนื่องมาจากการพัฒนาของเศรษฐกิจและสังคม ซึ่งมีการใช้ทรัพยากรเพิ่มมากขึ้น เกิดของเสียจากกระบวนการผลิตสูงขึ้น ทำให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมและสุขภาพของประชาชน ซึ่งน้ำเสียที่เกิดขึ้นจากกิจกรรมของมนุษย์ โดยเฉพาะน้ำเสียจากอุตสาหกรรมที่มีความเข้มข้นสูง เช่น มีปริมาณของซีโอดี และไนโตรเจนสูง ซึ่งเป็นปัญหาที่สำคัญ ที่ก่อให้เกิดปรากฏการณ์ยูโทรฟิเคชัน [1] จึงมีความจำเป็นต้องบำบัดก่อนที่จะปล่อยสู่แหล่งน้ำธรรมชาติ หากน้ำเสียมีความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูงมาก การบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำไม่สามารถบำบัดให้ผ่านเกณฑ์มาตรฐานได้ จนก่อให้เกิดปัญหามลพิษทางน้ำตามมา [2]

กระบวนการกำจัดธาตุอาหารทางชีวภาพ เช่น ระบบ A^2/O ระบบ Bardenpho University of cape town ซึ่งกระบวนการเหล่านี้ถูกพัฒนาและใช้อย่างกว้างขวาง [3, 4] กระบวนการ A^2/O ซึ่งเป็นกระบวนการที่ใช้มากที่สุดในระบบบำบัดน้ำเสีย [5] กระบวนการ A^2/O เป็นกระบวนการที่ดัดแปลงมาจากกระบวนการ A/O โดยเพิ่มถังแอนอกซิกสำหรับการกำจัดไนโตรเจน เกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชัน ประกอบด้วยสามถังปฏิกริยา คือถังแอนแอโรบิก ถังแอนอกซิก และถังแอโรบิก ซึ่งมีประสิทธิภาพในการบำบัดซีโอดีได้ถึง 75 เปอร์เซ็นต์ [6] และ 95.87 เปอร์เซ็นต์ [7] แต่พบว่าเมื่อน้ำเสียมีความเข้มข้นสูงมาก ระบบนี้จะไม่สามารถบำบัดสารอินทรีย์ให้ผ่านเกณฑ์มาตรฐานได้ จึงได้มีการนำน้ำที่ผ่านกระบวนการบำบัดแล้ว กลับเข้าสู่ระบบอีกครั้ง

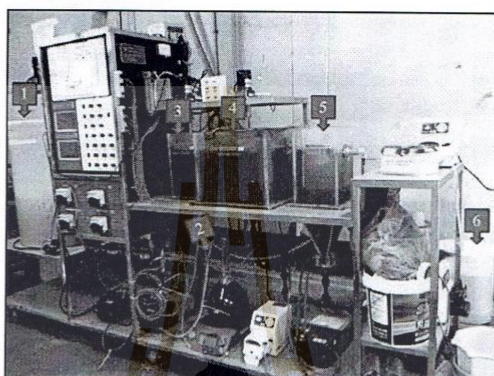
โครงการนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ของระบบ A^2/O โดยการนำน้ำที่ผ่านกระบวนการบำบัด เข้าสู่ระบบอีกครั้ง เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการบำบัด

อุปกรณ์และวิธีการ

การศึกษานี้เป็นการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัด ด้วยกระบวนการ A^2/O เมื่อมีการนำน้ำที่เข้าสู่ระบบอีกครั้ง ดังรูปที่ 1 โดยอธิบายได้ว่า จุดที่ 1 ถังน้ำเข้า, จุดที่ 2 ถังแอนแอโรบิก (Anaerobic), จุดที่ 3 ถังแอนอกซิก (Anoxic), จุดที่ 4 ถังแอโรบิก (Aerobic), จุดที่ 5 ถังตกตะกอน, จุดที่ 6 ถังน้ำทิ้ง แต่เนื่องจากผลการทดลองของค่าพารามิเตอร์ในน้ำทิ้งยังไม่



ผ่านตามเกณฑ์มาตรฐาน จึงทำการศึกษากำหนดค่าพารามิเตอร์ที่ผ่านกระบวนการบำบัด เข้าสู่ระบบอีกครั้ง โดยทำการนำน้ำทิ้งกลับมาในถังแอนน็อกซิก 30 เปอร์เซ็นต์ของน้ำทิ้งในแต่ละวัน ซึ่งเหมือนเป็นการเพิ่มค่า HRT ด้วย เพื่อให้ค่าพารามิเตอร์ที่ออกมาผ่านตามเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้งอุตสาหกรรม



รูปที่ 1 แสดงภาพรวมทั้งหมัดของระบบ A²O

วิธีดำเนินการศึกษาประกอบด้วย

1. การนำจุลินทรีย์จากโรงพยาบาลส่งเสริมสุขภาพศูนย์อนามัยที่ 5 ตำบลโคกกรวด จังหวัดนครราชสีมา มาเติมในถังเดิมอากาศเพื่อเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ในระบบ
2. สารเคมีในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ ทำการสังเคราะห์น้ำเสียซีไอดี เท่ากับ 5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร (mg/l) และมีค่าที่เคเอ็น เท่ากับ 700 มิลลิกรัมต่อลิตร กำหนดอายุสลัดจ์ (SRT) เท่ากับ 20 วัน กำหนดค่า HRT ในถังเดิมอากาศเท่ากับ 8 ชั่วโมง ปริมาตรถัง 20 ลิตร กำหนดค่า HRT ในถังแอนแอโรบิกและถังแอโรบิกเท่ากับ 2 ชั่วโมง ปริมาตรถัง 5 ลิตร ดังตารางที่ 1

ตารางที่ 1 แสดงค่า HRT และปริมาตรในแต่ละถัง

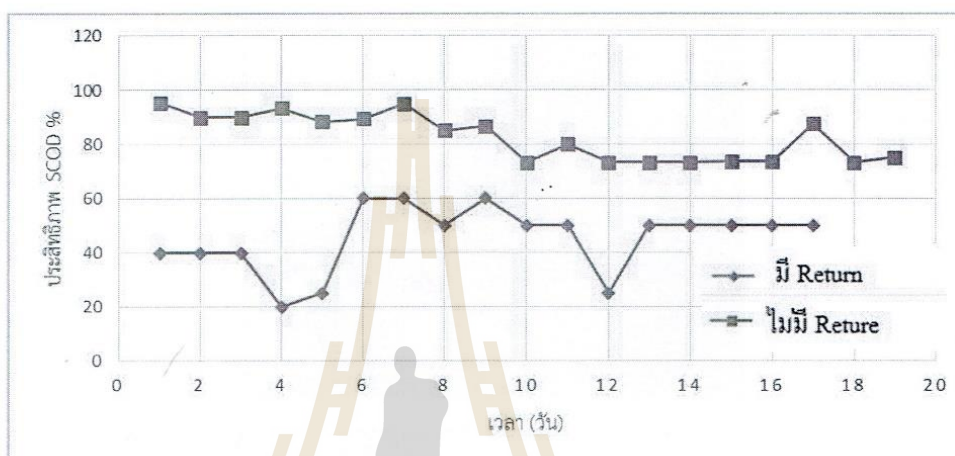
ตั้งปฏิกรณ์	HRT(ชั่วโมง)	ปริมาตรถัง(ลิตร)	SRT(วัน)	F/M
แอนแอโรบิก	2	5	20	0.52
แอนออกซิก	2	5		0.52
แอโรบิก	8	20		0.53

3. การทดลองดำเนินการ 2 ช่วง คือวันที่ 26 กรกฎาคม 2558 จนถึงวันที่ 17 กันยายน 2558 ทำการเดินระบบ A²O แบบปกติ และวันที่ 18 กันยายน 2558 จนถึงวันที่ 7 ตุลาคม 2558 ทำการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดใหม่อีกรอบ โดยนำเข้าสู่ถังแอนออกซิก 30 เปอร์เซ็นต์
4. วิเคราะห์พารามิเตอร์เพื่อนำมาเปรียบเทียบทั้งสองกรณี โดยใช้วิธีการวิเคราะห์ตามวิธีของ APHA, 2005



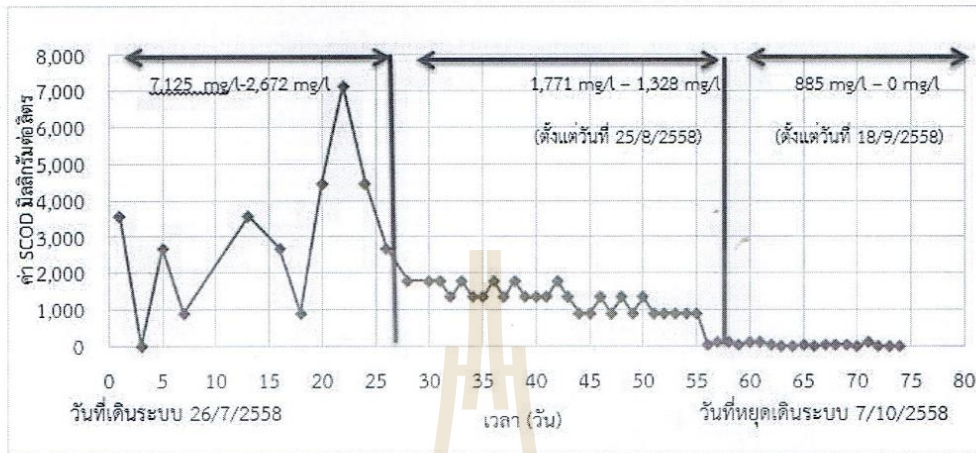
ผลการทดลองและวิจารณ์

ผลการทดลองประกอบด้วย ค่าการวิเคราะห์พารามิเตอร์ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบที่มีการเดินระบบปกติ และจากระบบที่มีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง รวมถึงประสิทธิภาพในการบำบัดของระบบ



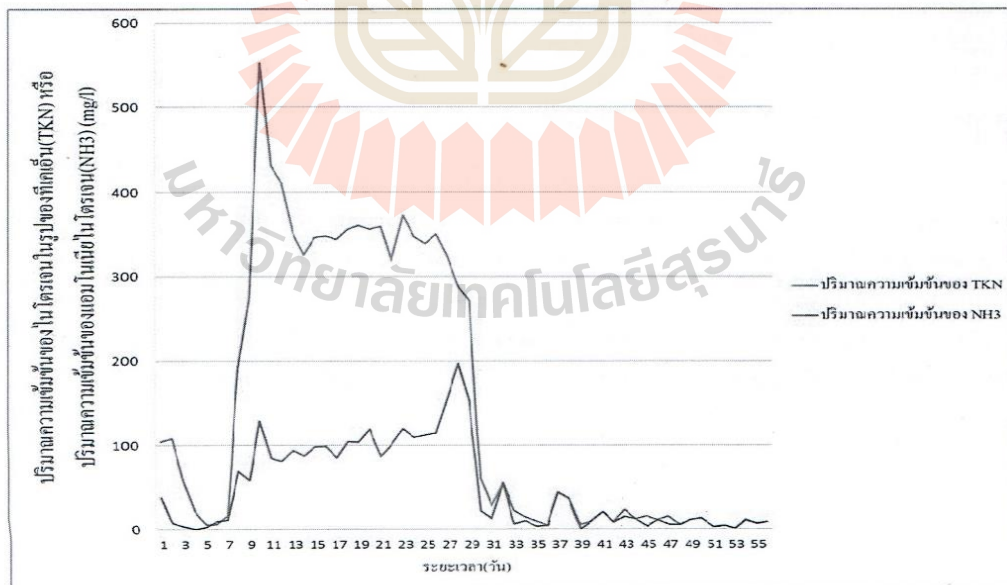
รูปที่ 2 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการบำบัด SCOD (%) ของระบบทั้งหมดกับเวลา (วัน)

จากกราฟที่ 1 จะแสดงให้เห็นว่าแสดงให้เห็นว่าค่า COD น้ำเข้าสู่ระบบประมาณ 5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร จากผลการทดลองการศึกษากำจัด SCOD ในน้ำออกก่อนการนำน้ำทิ้งมาบำบัดอีกครั้ง มีค่า SCOD ประมาณ 885 มิลลิกรัมต่อลิตร และประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ประมาณ 83.33 เปอร์เซ็นต์ หลังการศึกษากำจัดน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง สามารถกำจัด SCOD ในน้ำออกเหลืออยู่ประมาณ 0 มิลลิกรัมต่อลิตร และประสิทธิภาพการบำบัด SCOD มากกว่า 99.99 เปอร์เซ็นต์ พบว่าหากค่า HRT ที่อยู่ในถังมากขึ้น จะทำให้ประสิทธิภาพการบำบัดเพิ่มขึ้น และน้ำทิ้งที่นำมาบำบัดอีกครั้ง จะเกิดการเจือจาง จึงทำให้ค่า SCOD ในน้ำเจือจางลง และความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำก็มีผลต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในระบบซึ่งค่า F/M ในระบบประมาณ 0.5 มีผลต่อประสิทธิภาพการบำบัดที่เพิ่มขึ้น



รูปที่ 3 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า SCOD ในน้ำทิ้ง (mg/l) กับเวลา (วัน)

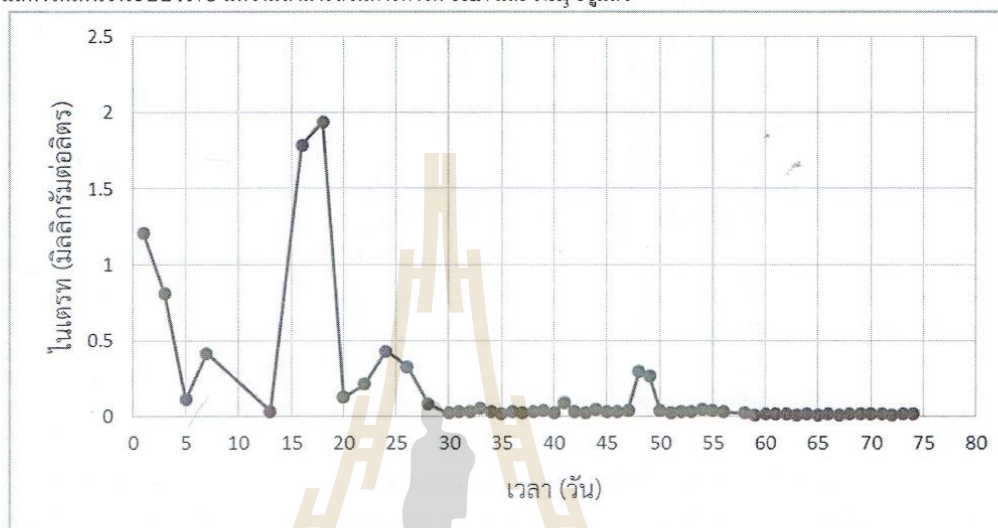
จากรูปที่ 3 แสดงให้เห็นว่า ค่า COD ในน้ำเข้าสู่ระบบประมาณ 5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร จากผลการทดลองการศึกษา การกำจัด SCOD ในน้ำออกก่อนการนำน้ำทิ้งมาบำบัดอีกครั้ง มีค่า SCOD ประมาณ 1,328 มิลลิกรัมต่อลิตร และหลังการศึกษ การนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง พบว่าการกำจัด SCOD ในน้ำออกลดลง มีค่า SCOD ประมาณ 0 มิลลิกรัมต่อลิตร การนำน้ำทิ้ง ที่นำมาบำบัดอีกครั้งจะเกิดการเจือจาง ค่า HRT ที่อยู่ในถังมากขึ้น เวลาการบำบัดนานขึ้น จะทำให้น้ำที่ออกจากระบบมีความ เข้มข้นลดลง



รูปที่ 4 กราฟแสดงปริมาณความเข้มข้นของ TKN และ NH₃ (mg/l) ที่เวลาต่างๆ



จากรูปที่ 4 พบว่าค่า TKN และค่า NH_3 ที่อยู่ในช่วงปกติ เริ่มต้นของระบบค่ายังไม่ผ่านเกณฑ์มาตรฐาน แต่เมื่อผ่านไประยะหนึ่ง พบว่าค่าของทั้ง TKN และ NH_3 ผ่านเกณฑ์มาตรฐานฯ ก่อนที่จะเข้าสู่ช่วงที่มีการนำน้ำทิ้งที่บำบัดอีกครั้ง ซึ่งแสดงให้เห็นว่าระบบ A^2O มีความสามารถในการกำจัด TKN และ NH_3 อยู่แล้ว



รูปที่ 5 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างไนเตรทของน้ำที่ผ่านการบำบัด (mg/l) กับเวลา (วัน)

จากรูปที่ 5 พบว่าค่า SCOD น้ำเข้าสู่ระบบประมาณ 5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และค่า F/M ประมาณ 0.5 ถึงแอนออกซิกที่ทำปฏิกิริยาเปลี่ยนจากไนเตรทเป็นไนโตรเจนก๊าซ จากผลการทดลอง- มีค่าไนเตรทประมาณ 0.02 (มิลลิกรัมต่อลิตร) ในน้ำทิ้งซึ่งมาตรฐานกำหนดค่าไนเตรทในน้ำทิ้งประมาณ 0.03 (มิลลิกรัมต่อลิตร)

สรุป

การศึกษาระบบบำบัด A^2O ในการบำบัดค่าซีโอดี และไนโตรเจนที่สูง มีค่าซีโอดีที่สังเคราะห์ในน้ำเข้าสู่ระบบประมาณ 5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และ TKN 700 มิลลิกรัมต่อลิตร จะเห็นได้ว่าประสิทธิภาพการบำบัดก่อนมีการย้อนกลับ จะอยู่ที่ประมาณ 83.88 เปอร์เซ็นต์ และค่า SCOD ในน้ำออกประมาณ 885 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งเกินมาตรฐานน้ำทิ้งกำหนดอยู่ที่ประมาณ 120 มิลลิกรัมต่อลิตร หลังจากมีการนำน้ำทิ้งกลับมาในถังแอนออกซิก ค่า SCOD ในน้ำทิ้งเท่ากับ 0 มิลลิกรัมต่อลิตร ประสิทธิภาพเพิ่มขึ้นมากกว่า 99.99 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งผ่านเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้ง ส่วนค่าที่เคเอ็นและแอมโมเนีย พบว่าการรีเทิร์นน้ำออกเข้าสู่ระบบมีผลเพียงเล็กน้อยต่อการกำจัด และค่าไนโตรเจนผ่านตามเกณฑ์มาตรฐานกำหนดส่วนไนเตรด ไม่ผ่านตามเกณฑ์ฯ



ตารางที่ 2 ตารางแสดงสรุปค่าประสิทธิภาพ (%) และปริมาณความเข้มข้น (mg/l) ที่เหลืออยู่ในน้ำออกจากระบบ

พารามิเตอร์	ไม่มีการย้อนกลับของน้ำทิ้ง		มีการย้อนกลับของน้ำทิ้ง	
	ประสิทธิภาพ(%)	ความเข้มข้น(mg/l)	ประสิทธิภาพ(%)	ความเข้มข้น(mg/l)
SCOD	83.88	885	>99.99	0
TKN	99.99	3	99.99	1-2
NH ₄	99.99	1-2	>99.99	0
NO ₂ ⁻	-	0.3	-	0.1
NO ₃ ⁻	-	0.02	-	0.1
TS	-	400	-	200
TDS	-	60	-	110
TSS	-	351	-	120

ผลการทดลองจากตารางที่ 2 แสดงให้เห็นว่า การกำจัด SCOD ในน้ำออกก่อนนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง มีค่า SCOD ประมาณ 885 มิลลิกรัมต่อลิตร และประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ประมาณ 83.33 เปอร์เซ็นต์ หลังการศึกษามีการย้อนกลับ น้ำทิ้งกลับมาบำบัดใหม่การกำจัด SCOD ในน้ำออกมีค่า SCOD ประมาณ 0 มิลลิกรัมต่อลิตร และประสิทธิภาพการบำบัด SCOD มากกว่า 99.99 เปอร์เซ็นต์ พบว่าหาก HRT ที่อยู่ในถังมากขึ้นจะทำให้ประสิทธิภาพการบำบัดเพิ่มขึ้น และน้ำทิ้งที่ทำการบำบัดใหม่ จะเกิดการเจือจาง จึงทำให้ค่า SCOD ในน้ำเจือจางลง และความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำมีผลต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในระบบ ทำให้ประสิทธิภาพการบำบัดเพิ่มขึ้น ในเตรทในน้ำออกประมาณ 0.02 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งต่ำกว่ามาตรฐานองค์การอนามัยโลกกำหนด (ประมาณ 0.03 มิลลิกรัมต่อลิตร) ค่าไนโตรเจนในน้ำทิ้งจากผลการทดลองมีค่าเกินมาตรฐานน้ำทิ้ง ถึงแม้จะทำการนำน้ำกลับมาบำบัดแล้วก็ตาม ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 0.1-0.2 มิลลิกรัมต่อลิตร แต่ค่ามาตรฐานน้ำทิ้งจะอยู่ที่ 0.05 มิลลิกรัมต่อลิตร เนื่องจากอากาศที่มาจากท่อปล่อยอากาศมีแรงดันอากาศน้อย แม้มีค่า DO อยู่ที่ 4-5 มิลลิกรัมต่อลิตร แต่ก็ยังมีค่าเกินมาตรฐาน

การเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายด้านพลังงานของทั้งสองช่วง

การเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายด้านพลังงานช่วงที่มีการเดินระบบปกติ และช่วงที่มีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง ที่มีค่าพลังสูงขึ้น แต่สามารถทำให้ค่าน้ำออกไม่ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมคือไม่เกิดปัญหา Eutrophication มีข้อมูลดังนี้

ตารางที่ 3 แสดงค่าพลังงานไฟฟ้าของระบบ A²/O ปกติและระบบ A²/O ที่มีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง

ระบบ	ค่าพลังงานไฟฟ้า (บาท/เดือน)
A ² /O	7,431.58
A ² /O ที่มีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง	9,340



จากตารางที่ 3 แสดงค่าพลังงานในช่วงการเติมอากาศแต่ละช่วงนั้น อัตราการไหลเข้าของน้ำเสียที่เข้าระบบมีการไหลเข้าของน้ำเสียในปริมาณที่เท่ากันทั้ง 2 ช่วงการเติมอากาศและขนาดของระบบมีขนาดเท่ากันจึงสามารถนำค่าพลังงานต่อเดือนที่คำนวณได้นี้มาทำการเปรียบเทียบค่าการใช้พลังงานได้เลย จะเห็นว่าช่วงที่มีการเดินระบบปกติมีค่า SCOD ประมาณ 885 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งยังไม่ผ่านเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้งโรงงานอุตสาหกรรม เมื่อมีการนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง เป็นผลให้ SCOD ในน้ำออกมีค่า SCOD ประมาณ 0 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งผ่านเกณฑ์มาตรฐานฯ

เอกสารอ้างอิง

- [1] S. Ge, S. Wang, X. Yang. 2015. Detection of nitrifiers and evaluation of partial nitrification for wastewater treatment, *Chemosphere* 140; 85-98.
- [2] Zubrowska-Sudol, M. and J. Walczak (2015). Enhancing combined biological nitrogen and phosphorus removal from wastewater by applying mechanically disintegrated excess sludge, *Water Research*, 76; 10-18.
- [3] G.B. Zhu., Y. Peng, S. Wang., et. al. (2007). Effect of influent flow rate distribution on the performance of step-feed biological nitrogen removal process, *Chemical Engineering Journal*, 131; 319-328.
- [4] Y. Chen, C. Peng, J. Wang, et. al. (2011). Effect of nitrate recycling ratio on simultaneous biological nutrient removal in a novel anaerobic/anoxic/oxic (A2/O)-biological aerated filter (BAF) system, *Bioresource Technology*, 102; 5722-5727.
- [5] Y. Cheng, B. Li, L. Ye, et. al. (2015). The combined effects of COD/N ratio and nitrate recycling ratio on nitrogen and phosphorus removal in anaerobic/anoxic/aerobic(A2/O)-biological aerated filter (BAF) systems, *Biochemical Engineering Journal*, 93; 235-242.
- [6] Zhang, M., et al. (2016). Organic substrate transformation and sludge characteristics in the integrated anaerobic anoxic oxic-biological contact oxidation (A2/O-BCO) system treating wastewater with low carbon/nitrogen ratio. *Chemical Engineering Journal*, 283; 47-57.
- [7] Moharram, M. A., et al. "Performance appraisal of the A2/O process in domestic wastewater treatment replacing the anaerobic unit with UASB." *HBRC Journal*.



ทำเนียบวิทยากร

ชื่อบทความ	การเพิ่มประสิทธิภาพของระบบ A2/O โดยนำน้ำทิ้งกลับมาบำบัดอีกครั้ง
ผู้นำเสนอบทความ	ฉัตรลดา เพี้ยชัย
สถานที่ทำงาน	มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
โทรศัพท์ที่สะดวกให้ติดต่อ	09 4514 1429
ประวัติการศึกษา	ปริญญาตรี : วิทยาศาสตร์บัณฑิต(อนามัยสิ่งแวดล้อม) 2557 มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ประเทศไทย
ตำแหน่งหน้าที่ปัจจุบัน	นิสิตบัณฑิตศึกษา สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



การเพิ่มประสิทธิภาพในการย่อยสลายสารอินทรีย์ ในสภาวะไร้อากาศโดยใช้เหล็กประจุศูนย์

Enhance Sludge Fermentation by Zero Valent Iron Under

Anaerobic Conditions: A Review

นิตยา บุญเทียน^{1*} อุษา ยิ่งชล² ฉัตรลดา เพียรชัย² และ Htay Aung Pyae²

Nittaya Boontian^{1*} Usa Yingchon² Chatlada Piasai² and Htay Aung Pyae²

^{1*}อาจารย์; ²นิสิตบัณฑิตศึกษา สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม สำนักวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี นครราชสีมา 30000

*โทรศัพท์ : 044-224584, โทรสาร : 044-224606, E-mail : n.boontian@sut.ac.th

บทคัดย่อ

ประเทศไทยเป็นประเทศที่มีพื้นที่ในการปลูกมันสำปะหลังเป็นลำดับที่ 3 ของโลก ทำให้ประเทศไทยเป็นประเทศผู้ส่งออกมันสำปะหลังรายใหญ่ที่สุดของโลก และทำรายได้เข้าประเทศในปี 2558 ถึง 6.3 หมื่นล้านบาท แต่ในทางกลับกันอุตสาหกรรมดังกล่าวก็ก่อให้เกิดปัญหาด้านน้ำเสีย และยังมีกากมันสำปะหลังซึ่งเป็นของเสียที่เหลือจากกระบวนการผลิตเป็นจำนวนมาก เนื่องจากกากมันสำปะหลังมีปริมาณแป้งสูง สามารถนำมาผลิตเป็นก๊าซชีวภาพได้ กากมันสำปะหลังจึงได้รับความสนใจจากอุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลังมากขึ้น แต่เนื่องจากกากมันสำปะหลังนั้นมีโครงสร้างที่ซับซ้อน การเปลี่ยนกากมันสำปะหลังไปเป็นก๊าซชีวภาพจึงเกิดขึ้นได้ยาก จากการศึกษาพบว่า หากมีการปรับสภาพกากมันสำปะหลังด้วยกระบวนการไฮโดรไลซิสและการให้ความร้อนจะทำให้พันธะที่ซับซ้อนของกากมันสำปะหลังกลายเป็นน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยง่าย เมื่อนำกากมันสำปะหลังที่ผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิสเข้าสู่กระบวนการหมักแบบไร้อากาศ ในสภาพตะกอนที่มีความเป็นกรดหรือด่างมากเกินไปยังจุลินทรีย์ที่ผลิตก๊าซมีเทน ทำให้ก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในระบบมีปริมาณน้อยและไม่คุ้มค่าต่อการลงทุน จากการศึกษาในครั้งพบว่า หากมีการเพิ่มเหล็กประจุศูนย์เข้าไปในระบบผลิตก๊าซชีวภาพ จากกากมันสำปะหลังที่ผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิสด้วยสารกรดหรือสารด่างพร้อมทั้งมีการให้ความร้อนนั้น ถูกเร่งให้เป็นก๊าซมีเทนได้เร็วขึ้น ซึ่งการเพิ่มเหล็กประจุศูนย์เข้าไปในระบบอาจเป็นแนวทางเลือกหนึ่งที่เหมาะสม สำหรับการเพิ่มปริมาณก๊าซชีวภาพได้

คำสำคัญ : กากมันสำปะหลัง; ไฮโดรไลซิส; เหล็กประจุศูนย์; ก๊าซมีเทน; ก๊าซชีวภาพ



Abstract

Thailand stands at the world's third largest cassava grower cassava and first highest cassava products exporter. From cassava industry alone, Thailand generates 6.3 billion Baht income for the year 2558. However, the industry also contributes both solid waste and waste water problems from its production lines. Both cassava wastewater and pulp is left over from processing in a huge amount. The pulp has a high starch content, can be used to produce biogas. Cassava has been gaining more attention for potential biomass as renewable energy source from tapioca starch industry. But, as application of cassava as major substrate for biogas production is still not significant. Although cassava pulp has slow biodegradability, the study found that biogas conversion process can be enhanced when they are subjected to pretreatment. through hydrolysis and heat, better bonding occurs enhancing the pulp by reducing sugar and fatty volatile acids under anaerobic fermentation process. When the sludge is too acidic or alkaline, it inhibits microorganisms to produce methane, leading to low methane yield and not worth the investment. From the study if zero valent iron added into biogas system, the digestion rate increases by acid hydrolysis or alkaline, with the heat, accelerating methane production. The zero valent iron added to the system may be a suitable alternative to increase biogas yields.

Keywords : Cassava Decanter Cake; Hydrolysis; Zero Valent Iron; Metane gas; Biogas

บทนำ

ในปัจจุบัน น้ำมันถือเป็นแหล่งพลังงานเชื้อเพลิงพื้นฐานของโลก และมีต้องการเพิ่มขึ้นอย่างมหาศาล เนื่องจากการขยายตัวของภาคอุตสาหกรรมคาดว่าในอนาคตอันใกล้จะเกิดวิกฤตการณ์เชื้อเพลิง พลังงานทดแทนจึงได้เข้ามามีบทบาทสำคัญต่อสถานการณ์ปัจจุบันเป็นอย่างมาก ซึ่งการผลิตก๊าซชีวภาพหรือก๊าซหุงต้มจากวัสดุอินทรีย์ที่เหลือใช้จากกระบวนการในอุตสาหกรรม สามารถนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทนในรูปของพลังงานไฟฟ้าหรือพลังงานความร้อนได้ อุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลังนับเป็นอุตสาหกรรมหนึ่งที่มีความสำคัญต่อประเทศไทย โดยสามารถทำรายได้ให้กับประเทศในระดับต้นๆ แต่ในทางกลับกัน อุตสาหกรรมดังกล่าวก็ก่อให้เกิดปัญหาด้านน้ำเสีย และยังมีกากมันสำปะหลังซึ่งเป็นของเสียที่เหลือจากกระบวนการผลิตเป็นจำนวนมาก เนื่องจากกากมันสำปะหลังมีปริมาณแป้งสูง [1] จึงคาดว่ากากมันสำปะหลังน่าจะมีศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพได้ดี การลดของเสียที่เกิดขึ้น โดยการเปลี่ยนกากมันสำปะหลังเป็นก๊าซชีวภาพจึงเริ่มได้รับความสนใจ โดยเฉพาะจากผู้ประกอบการอุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลัง

จากผลการศึกษาของสถาบันวิจัยและพัฒนาพลังงานนครพิงค์มหาวิทยาลัยเชียงใหม่ [2] เนื่องจากการนำกากมันสำปะหลังไปผลิตเป็นก๊าซชีวภาพอย่างมีประสิทธิภาพสูงสุดนั้นมีข้อจำกัด ที่มาจากโครงสร้างหลักของกากมันสำปะหลังประกอบไปด้วยลิกโนเซลลูโลส อีกทั้งยังขาดธาตุอาหารที่จำเป็นต่อการดำรงชีวิตของจุลินทรีย์ เป็นเหตุให้ปฏิกิริยาการย่อยสลายเกิดได้ไม่สมบูรณ์ในระยะเวลาที่จำกัด อัตราการสร้างก๊าซชีวภาพจึงต่ำ จากงานวิจัยดังกล่าวได้มีการศึกษาต่อเพื่อลดข้อจำกัดในเรื่องโครงสร้างของกากมันสำปะหลัง ให้มีความสามารถในการผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น โดยการปรับสภาพกากมันสำปะหลังด้วยการไฮโดรไลซิสด้วยสารกรดหรือสารด่างร่วมกับการให้ความร้อน เพื่อย่อยสลายแป้งและหรือเซลลูโลสให้เป็นน้ำตาลรีดิวซ์ หรือสารอินทรีย์โมเลกุลเล็กอื่นๆ ก่อนเข้าสู่กระบวนการหมักแบบไร้อากาศ [3] แต่วิธีดังกล่าวยังมีข้อจำกัด คือน้ำตาลรีดิวซ์หรือสารอินทรีย์โมเลกุลเล็กอื่นๆที่ได้จากการไฮโดรไลซิส ไม่สามารถเปลี่ยนไปเป็นก๊าซชีวภาพได้ทั้งหมด การนำเหล็กประจุศูนย์เข้ามาช่วยในการผลิตก๊าซชีวภาพในระบบแบบไร้อากาศ อาจเป็นวิธีที่เหมาะสมที่จะทำให้ปริมาณก๊าซชีวภาพในระบบเพิ่มมากขึ้น



ความเป็นมาของมันสำปะหลังในประเทศไทย

มันสำปะหลังจัดเป็นพืชหัวชนิดหนึ่ง มีชื่อสามัญเรียกหลายชื่อด้วยกันตามภาษาต่างๆที่ได้ยืมมาได้แก่ cassava, yuca, mandioca, manioc, madioc, tapioca เป็นต้น มันสำปะหลังมีถิ่นกำเนิดในอเมริกาใต้แถบประเทศเปรูแม็กซิโก, กัวเตมาลาและฮอนดูรัส ได้แพร่ขยายไปทั่วทวีปอเมริกาแถบร้อน และขยายไปสู่แหล่งอื่นๆของโลก ประมาณคริสต์ศตวรรษที่ 17 ตามเอกสารที่พบ พบว่ามีการนำมันสำปะหลังเข้ามาในเอเชีย โดยนำเข้ามาในประเทศอินเดีย ศรีลังกา มาเลเซียอินโดนีเซีย สำหรับประเทศไทย ยังไม่มีหลักฐานที่แน่นอนว่ามีการนำมันสำปะหลังเข้ามาปลูกเมื่อใด คาดว่าจะเข้ามาในระยะเดียวกับที่เข้าสู่ประเทศศรีลังกา ฟิลิปปินส์ ราวพ.ศ. 2329-2383 เดิมทีเคยมีคนไทยเรียกว่า มันไม้ มันสำโรง ทางภาคตะวันออกเฉียงเหนือเรียก มันดิน เตี้ย ภาคใต้เรียก มันเทศ (เรียกมันเทศว่ามันหลา) ปัจจุบันคนส่วนใหญ่เรียก มันสำปะหลัง

มันสำปะหลังจัดเป็นอาหารที่มีความสำคัญเป็นอันดับ 7 ของอาหารมนุษย์ทั่วโลก เป็นอาหารหลักของมนุษย์กว่า 200 ล้านคน โดยรับประทานโดยตรง เลี้ยงสัตว์ กิจกรรมอุตสาหกรรม ประมาณ 95% ของผลผลิตมันสำปะหลังของโลก ใช้เป็นอาหารมนุษย์ ทั้งในรูปอาหารหลักอาหารรอง และอาหารเสริม โดยบริโภคในรูปหัวสด ประมาณหนึ่งถึงสามเปอร์เซ็นต์ของผลผลิตมันสำปะหลังของโลกใช้เป็นอาหารเลี้ยงสัตว์ มันสำปะหลังอีกส่วนหนึ่งใช้ในการอุตสาหกรรมต่างๆอาหารมากมายหลายชนิดที่ทำจากแป้งมันสำปะหลัง และยังมีอุตสาหกรรมอีกหลายชนิดที่ใช้มันสำปะหลังเป็นวัตถุดิบ

สำหรับประเทศไทย มันสำปะหลังเป็นพืชที่มีความสำคัญต่อเศรษฐกิจของประเทศมาก เป็นพืชที่มีเนื้อที่ปลูกมากเป็นอันดับสามรองจากข้าว ข้าวโพด และผลผลิตมันสำปะหลังเป็นอันดับที่สามของทั้งประเทศทั่วโลก รองจากประเทศบราซิลและไนจีเรีย แต่ไทยเป็นประเทศผู้ส่งออกมันสำปะหลังรายใหญ่ที่สุดของโลก และทำรายได้เข้าประเทศในปี 2544 ถึง 28,000 ล้านบาท ผลผลิตที่สำคัญของไทยคือ แป้งมันสำปะหลังและมันอัดเม็ด ซึ่งคิดเป็นร้อยละ 25 และ 74 ของปริมาณการส่งออกผลิตภัณฑ์มันสำปะหลังทั้งหมด ซึ่งไทยมีการส่งออกมันอัดเม็ดจำนวน 2.8 ล้านตันในปี 2544 ลดลงจากปี 2543 ถึงร้อยละ 25 โดยตลาดส่งออกมันอัดเม็ดที่สำคัญของไทย ได้แก่ สหภาพยุโรป โดยเฉพาะประเทศเนเธอร์แลนด์ โปรตุเกสและสเปน รวมถึงเกาหลีใต้ ส่วนตลาดนอกสหภาพยุโรปนั้นเป็นตลาดสำหรับแป้งมันสำปะหลังซึ่งประกอบด้วย ได้แก่ ญี่ปุ่น ไต้หวัน มาเลเซีย อินโดนีเซียและจีน ประมาณ 97% ของผลผลิตจากมันสำปะหลัง(หัวมันสด) ถูกส่งเข้าโรงงานทำการแปรสภาพเป็นผลิตภัณฑ์มันสำปะหลังมากมายหลายชนิด ในจำนวนนี้ประมาณ 70% ของผลผลิตมันสำปะหลังได้ใช้ในการแปรสภาพเป็นอาหารสัตว์ ส่วนที่เหลือนั้นจะใช้ในอุตสาหกรรมอื่น ซึ่งประเทศไทยเป็นประเทศที่ส่งผลิตภัณฑ์มันสำปะหลังออกมากที่สุดในโลกนับเป็นสินค้าที่ทำรายได้จากการส่งออกมากเป็นอันดับสองรองจากข้าว [4]

กากมันสำปะหลัง

กากมันสำปะหลังคือวัสดุเศษเหลือจากโรงงานอุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลังและโรงงานผลิตฟรุคโตสและสารให้ความหวาน โดยปกติกากแป้งมันสำปะหลังที่ออกจากโรงงานจะมีลักษณะเปียกความชื้นประมาณ 80 เปอร์เซ็นต์ และมีการใช้กากแป้งมันสำปะหลังเปียกนี้เป็นอาหารสัตว์ อาทิ อาหารโค กระบือ และปลา แต่กากแป้งมันสำปะหลังที่ตากแห้งและใช้เป็นวัสดุเจือปนผสมกับมันเส้นบดหรือมันอัดเม็ด [5]

1. องค์ประกอบของกากมันสำปะหลัง

โดยทั่วไป กากมันสำปะหลังจะมีองค์ประกอบของแป้งที่สูงถึงประมาณ 40-60% และมีไขมัน โปรตีน ใย และเส้นใย รวมถึงไซยาไนด์ และแทนนินที่จะมีปริมาณลดลงเมื่อตากแดดหรือใช้สารเคมี แสดงในตารางที่ 1



ตารางที่ 1 องค์ประกอบทางกายภาพและทางเคมีของกากมันสำปะหลัง

ส่วนประกอบ*	Soccol (1994)	Cereda (1994)	Sterz (1997)	Vanden- berghe (1998b)	Sriroth** (2000b)	Sriroth* (2000b)	สถาบันวิจัยและพัฒนา พลังงาน ม.เชียงใหม่** (2008)	
							กพ ¹	ชย ¹
แป้ง	40.50	63.85	63.4	63.0	17.80	68.89	5.56	10.02
ความชื้น	5.02	9.52	10.70	11.20	72.00	-	87.62	83.1
เถ้า	1.10	0.66	1.50	1.44	0.44	1.70	-	-
โปรตีน	1.57	0.32	1.60	1.61	0.40	1.55	-	-
เยื่อใย	50.55	14.88	22.20	21.10	7.17	27.75	2.38	2.0
ไขมัน	1.06	0.83	0.53	0.54	0.03	0.12	-	-
pH	-	-	-	-	4.99	4.99	4.25	4.11

* หน่วย กรัมต่อน้ำหนัก กากแห้ง 100 กรัม

** หน่วย กรัมต่อน้ำหนัก กากเปียก 100 กรัม

กพ¹, กำแพงเพชร ชย¹, ชัยภูมิ

ที่มา : [2]

การปรับสภาพพืช (pretreatment)

องค์ประกอบหลักของลิกโนเซลลูโลสประกอบด้วยเซลลูโลส 40-50% เฮมิเซลลูโลสและลิกนินอย่างละ 20-30 % ของน้ำหนักพืชแห้ง [6] การเปลี่ยนเซลลูโลสในพืชให้เป็นน้ำตาลรีดิวซ์มีข้อจำกัดจากปัจจัยหลายด้าน เช่น โครงสร้างพืช ภายภาคทางเคมีของพืช องค์ประกอบทางเคมีในพืช เป็นต้น ดังนั้นจึงมีความจำเป็นที่จะต้องทำการปรับสภาพพืช (pretreatment) เพื่อเปลี่ยนแปลงโครงสร้างทางกายภาพและทางเคมีของลิกโนเซลลูโลสให้เหมาะสมต่อการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส อีกทั้งยังช่วยเพิ่มอัตราเร็วในการเกิดปฏิกิริยาอีกด้วย กระบวนการปรับสภาพพืชจะช่วยกำจัดลิกนินและเฮมิเซลลูโลสที่เป็นองค์ประกอบที่แทรกอยู่ในเซลลูโลส โดยลดความเป็นผลึกของโครงสร้างเซลลูโลสและเพิ่มลักษณะความเป็นรูพรุนของวัสดุลิกโนเซลลูโลสให้มากขึ้น

เหล็กประจุศูนย์ (Zero valent Iron :ZVI)

เหล็กประจุศูนย์ เป็นวัสดุโลหะราคาถูก อีกทั้งเป็นตัวรีดิวซ์เองเอนด์ที่แรง หรือเป็นตัวให้อิเล็กตรอนได้ดีเนื่องจากมีศักย์การนำไฟฟ้า ($E^0 = -0.447 \text{ V}$) ต่ำกว่าคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และมีเทน จึงทำให้อิเล็กตรอนได้ดังสมการ



เนื่องจากคุณสมบัติในการเป็นตัวให้อิเล็กตรอนที่ดี เหล็กประจุศูนย์ยังได้รับการยอมรับอย่างกว้างขวางสำหรับนำมาใช้ในการบำบัดน้ำเสีย, การผลิตน้ำบริสุทธิ์จากน้ำบาดาล และการฟื้นฟูดิน [8] สำหรับในการศึกษาก่อนหน้านี้พบว่าเหล็กประจุศูนย์มีความสามารถในการเกิด oxidation-reduction potential (ORP) ซึ่งทำให้แก๊สมีเทนในระบบไร้อากาศเพิ่มขึ้น หลังจากนั้น [7] ได้ศึกษาการนำเหล็กประจุศูนย์เข้ามาในระบบแบบไร้อากาศเพื่อผลิตก๊าซชีวภาพ จากการศึกษาพบว่าเมื่อหมักแบบไร้อากาศที่เวลา



20 วัน เหล็กประจุศูนย์สามารถเพิ่มก๊าซมีเทนได้ 21% เมื่อเทียบกับเหล็กประจุศูนย์ที่เพิ่มเข้ามาในระบบ 10 g/L เนื่องจากว่าการย่อยสลายของกากตะกอนยังมีข้อจำกัด คือไม่สามารถเปลี่ยนไปเป็นก๊าซมีเทนได้ทั้งหมด [8] จึงได้ทำการศึกษาต่อ ซึ่งการศึกษานี้เป็นการเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซมีเทน โดยใช้เหล็กประจุศูนย์ภายหลังที่มีการปรับสภาพตะกอนการไฮโดรไลซิสด้วยสารกรดร่วมกับการให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 103 °C เป็นเวลา 30 นาที ก่อนเข้าสู่กระบวนการหมักแบบไร้อากาศที่เวลา 20 วัน ผลการศึกษาในครั้งนี้พบว่าการผลิตก๊าซมีเทนเพิ่มปริมาณเป็น 91.5% เมื่อเทียบกับเหล็กประจุศูนย์ที่เพิ่มเข้ามาในระบบ 10 g/L

สรุปวารสารที่เกี่ยวข้อง

วิชา สวสสม และคณะ (2550) [2] ได้ทำการศึกษาสมรรถนะของการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลัง โดยใช้แบบจำลองระดับห้องปฏิบัติการแบบเดินระบบไม่ต่อเนื่อง โดยได้ทำการหาร้อยละของกากมันสำปะหลังที่เหมาะสมสำหรับการเดินระบบ โดยทำการแปรผันร้อยละของกากมัน คือ 2,3,5 และ 10% น้ำหนักค่อน้ำหนัก นอกจากนี้ยังได้ทำการศึกษการเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพด้วยการให้ความร้อนกับกากมันหรือการใช้เอนไซม์เซลลูเลสและเอนไซม์เพคตินเอส ก่อนการหมักด้วย ผลการศึกษาพบว่าร้อยละของกากมันสำปะหลังที่เหมาะสมสำหรับการเดินระบบ คือ 2-3% ซึ่งให้อัตราการผลิตก๊าซคือ 0.034-0.047 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม กากเปียกการให้ความร้อนกับส่วนผสมกากมันสำปะหลัง 2% ที่อุณหภูมิ 80, 90 และ 120 องศาเซลเซียส นาน 30 นาที ผลการศึกษาพบว่าการให้ความร้อนด้วยอุณหภูมิที่สูงขึ้นไม่ได้ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ แต่กลับมีผลทำให้เกิดก๊าซชีวภาพน้อย โดยปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้คือกิโลกรัมของกากเปียกทดลองอยู่ในช่วง 0.033-0.039 ลูกบาศก์เมตรและในการหมักด้วยเอนไซม์เซลลูเลสและเพคตินเอสในปริมาณ 5-20 NCU/g และ 50-125 PUG/g กากมันแห้ง คมลำดับ ที่พีเอช 4.5 ด้วยระยะเวลาทำปฏิกิริยา 30 นาทีก่อนนำมาหมัก ไม่สามารถเพิ่มความสามารถในการเปลี่ยนกากมันสำปะหลังเป็นก๊าซชีวภาพได้เช่นเดียวกับการให้ความร้อนก่อนการหมัก อย่างไรก็ตามการใช้เอนไซม์เพคตินเอสที่ปริมาณ 125 PUG/g กากมันแห้ง และเอนไซม์เซลลูเลสที่ 20 NCU/g กากมันแห้ง สามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้สูงสุดเมื่อเทียบกับการใช้เอนไซม์เซลลูเลสในปริมาณที่ต่ำกว่าและเมื่อทำการศึกษาโดยใช้ปริมาณเอนไซม์เซลลูเลสที่ 20 NCU/g กากมันแห้งและเอนไซม์เพคตินเอสในปริมาณ 50,80 และ 125 PUG/g กากมันแห้ง พบว่าประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพไม่มีความแตกต่างกัน และไม่แตกต่างไปจากกรณีที่ใช้เอนไซม์เพคตินเอสที่ปริมาณ 125 PUG/g กากมันแห้ง อย่างมีนัยสำคัญด้วย อย่างไรก็ตามด้วยข้อจำกัดของเวลา การศึกษานี้ได้ทำการทดลองการเอนไซม์ ที่ค่าพีเอชค่าเดียวคือ 4.5 และใช้ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาเพียง 30 นาทีซึ่งอาจจะไม่ใช่สภาวะที่เหมาะสมของการทำงานของเอนไซม์

Kittikam Sukwanitch (2011) [3] ได้ทำการศึกษา การเปรียบเทียบประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากกากมันสำปะหลังที่ผ่านการไฮโดรไลซิสด้วยสารกรดและด่างในครั้งนี้ ได้แบ่งการศึกษาเป็น 2 ส่วน ส่วนที่ 1 เป็นการหาปัจจัยที่มีผลต่อการไฮโดรไลซิส ซึ่งทำโดยแผนการทดลองแบบแฟคทอเรียลสองระดับ ปัจจัยที่เลือกศึกษามี 3 ปัจจัย ได้แก่ พีเอช อุณหภูมิและเวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา ส่วนดัชนีที่ใช้ในการประเมินได้แก่ ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหย ส่วนที่ 2 เป็นการหาผลของปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยที่มีต่อประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพ โดยเลือกสภาวะการไฮโดรไลซิสที่ทำให้เกิดปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยมากที่สุดต่างกัน 6 สภาวะจากผลการทดลองส่วนแรก เพื่อนำมาใช้ในการเดินระบบหมักกากมัน โดยใช้แบบจำลองระดับห้องปฏิบัติการแบบที่ละเท ผลจากการศึกษาพบว่า พีเอชของสารละลายเป็นปัจจัยหลักที่มีผลต่อสมรรถนะการไฮโดรไลซิสกากมันด้วยสารกรดและสารด่าง อย่างมีนัยสำคัญ ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% สภาวะที่เหมาะสมสำหรับการผลิตน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหย คือ การไฮโดรไลซิสด้วยกรดที่ค่าพีเอช 0 อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส และ เวลาในการทำปฏิกิริยา 90 นาที ซึ่งให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยเท่ากับ 855 และ 60.3 มิลลิกรัมต่อกรัมกากแห้ง ตามลำดับ โดยสามารถเพิ่มปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยถึง 214 และ 20 เท่า



จากระดับเริ่มต้น ในส่วนของการไฮโดรไลซิสด้วยด่างพบว่าปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์สูงสุดมีค่าต่ำกว่าของการไฮโดรไลซิสด้วยกรดอย่างมาก สำหรับการผลิตก๊าซชีวภาพพบว่า การไฮโดรไลซิสกากมันด้วยสารด่างที่พีเอช 13,100 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 90 นาที ก่อนนำไปหมักก๊าซ สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างเด่นชัด โดยปริมาณก๊าซสะสมภายหลังการหมัก 30 วัน มีค่าเท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากแห้ง หรือ 0.19 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมกากเปียก ซึ่งมากกว่ากรณีการใช้กากที่ไม่ผ่านการไฮโดรไลซิสถึง 3 เท่า ซึ่งในส่วนของไฮโดรไลซิสกากมันด้วยกรดที่ให้ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยสูงสุดนั้น กลับให้ก๊าซในปริมาณต่ำโดยมีค่าต่ำกว่าของกรณีการใช้กากมันที่ไม่ผ่านการไฮโดรไลซิส

Cuzin N. et al.,(1992) [9] ศึกษาการหมักย่อยเปลือกมันสำปะหลังโดยใช้ถังหมักแบบปลั๊กโฟลว์และทำการเปลี่ยนแปลงอัตราภาวะบรรจุเท่ากับ $3.6 \text{ kg VS/m}^3 \text{ day}$ และ $4.2 \text{ kg VS/m}^3 \text{ day}$ ปกติในระหว่างกระบวนการหมักเพื่อผลิตก๊าซมีเทนจากเปลือกมันสำปะหลัง ซึ่งเปลือกมันสำปะหลังมีองค์ประกอบของแป้งสูง มีอัตราส่วนคาร์บอนต่อไนโตรเจนสูง และมีสารไซยาโนเจนิกกลูโคไซด์ ผลที่ได้คือ มีผลผลิตกรดมากเกิน ขาดแคลนไนโตรเจน และมีการปล่อยสารไซยาไนด์ออกมา ซึ่งเป็นพิษต่อแบคทีเรียสร้างก๊าซมีเทน ในการใช้ถังหมักย่อยแบบปลั๊กโฟลว์ สามารถแก้ปัญหาการเกิดกรด ตลอดจนจำกัดระยะเวลาการสร้างกรดในครั้งแรกของถังหมักและแก้ปัญหาการขาดแคลนไนโตรเจน เนื่องจากของเหลวมีการสะสมของไนโตรเจนไว้ และไม่มีกระบวนการของสารไซยาไนด์ (5-6 มิลลิกรัมต่อลิตร) ซึ่งสังเกตได้ในถังหมัก ในกระบวนการหมักจะมีปริมาตรของก๊าซชีวภาพเท่ากับ $0.661 \text{ m}^3 \text{ biogas/kg volatile solid(VS)}$ ซึ่งได้มาจากอัตราภาวะบรรจุเท่ากับ $3.6 \text{ kg VS/m}^3 \text{ day}$ สำหรับการคำนวณการประหยัดพลังงาน แสดงให้เห็นว่า การหมักย่อยที่ถังหมักขนาด 88 ลูกบาศก์เมตรสามารถสร้างก๊าซมีเทนซึ่งมีความจำเป็นสำหรับการอบแห้งของหัวมันสำปะหลังได้ปริมาณ 1 ตัน ซึ่งเป็นการประหยัดพลังงานไปในตัว

ธีรภัทร ศรีนรุตตร และคณะ (2549) [10] ได้ทำการศึกษากากมันสำปะหลังเพื่อผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลในประเทศไทย ซึ่งสามารถทำได้โดยการผ่านขั้นตอนการ pretreatment โดยการไฮโดรไลซิสโดยการใช้อครีหรือเอนไซม์ เพื่อเปลี่ยนแปลงให้เป็นน้ำตาลในการศึกษาการไฮโดรไลซิสจะใช้กรดซัลฟูริกเข้มข้น 0.6 M ที่อุณหภูมิ 120 องศาเซลเซียส อัตราส่วนมันสำปะหลังต่อกรดเท่ากับ 1:2 จะได้น้ำตาลรีดิวซ์สูงสุดร้อยละ 6.1 โดยน้ำหนักต่อปริมาตร ในขณะที่การใช้วิธีไฮโดรไลซิสด้วยเอนไซม์ผสม พบว่าการใช้เอนไซม์ ผสมระหว่างเซลลูโลสและเพคตินเนส ที่อุณหภูมิ 28 องศาเซลเซียส และค่าพีเอช 4.5 เป็นเวลา 1 ชั่วโมง ตามด้วยเอนไซม์แอลฟาอะไมเลส ย่อยที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส และค่าพีเอช 5.5 เป็นเวลา 2 ชั่วโมงและเอนไซม์กลูโคอะไมเลส ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และค่าพีเอช 4.5 เป็นเวลา 24 ชั่วโมง เป็นสภาวะที่เหมาะสมที่สุด ซึ่งได้น้ำตาลรีดิวซ์ร้อยละ 6.2 โดยน้ำหนักต่อปริมาตร และการนำน้ำตาลที่ได้จากการย่อยกากมันสำปะหลังด้วยเอนไซม์ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์ร้อยละ 8.92 โดยน้ำหนักต่อปริมาตร ไปหมักกับเชื้อยีสต์ *Saccharomyces cerevisiae* TISTR5596 ในถังหมัก *Saccharomyces cerevisiae* ขนาด 10 ลิตร จะได้ปริมาณเอทานอลสูงสุดร้อยละ 3.62 โดยน้ำหนักต่อปริมาตรในชั่วโมงที่ 24 คิดเป็นประสิทธิภาพการหมักร้อยละ 91

Tasic, M.B et al., (2009) [11] ได้ทำการศึกษาปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสแป้งจากหัวมันฝรั่งโดยการซักรีดไฮโดรคลอริกและกรดซัลฟูริก ที่อัตราส่วนระหว่างหัวมันฝรั่งต่อสารละลายกรดแตกต่างกัน อัตราส่วนที่ใช้ในการทดลองคือ 1:0.75 (w/v), 1:1 (w/v) และ 1:2 (w/v) โดยสารละลายกรดทั้งสองชนิดมีความเข้มข้น 1 M และ 2 M ขั้นตอนการศึกษาคือ นำหัวมันฝรั่งผสมกับสารละลายกรดให้มีปริมาตร 200 มิลลิลิตร ให้ความร้อนจนกระทั่งเดือดประมาณ 60 นาทีและทำการวิเคราะห์หาค่าน้ำตาลรีดิวซ์, Dextrose Equivalent (DE), Reaction rate Constant และ 5-hydroxymethylfurfural (5-HMF) พบว่าความเข้มข้นของน้ำตาลรีดิวซ์ที่ได้ไม่ได้ขึ้นอยู่กับชนิดของมันฝรั่งแต่ขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารละลายกรดและอัตราส่วนของหัวมันฝรั่งต่อปริมาณสารละลายกรด สำหรับค่า Dextrose Equivalent ที่พบมีค่าสูงสุดเท่ากับ 94% และมีค่า Reaction rate Constant สูงสุดเท่ากับ 0.089 min^{-1} ส่วนค่า 5-HMF เท่ากับ 0.04 g/L ซึ่งได้จากการใช้สารละลายกรดไฮโดรคลอริก ที่ความเข้มข้น 1 M และอัตราส่วนหัวมันฝรั่งต่อสารละลายกรดเท่ากับ 1:2 (w/v) สำหรับผลของเอทานอลที่ได้เท่ากับ 31 g/L ได้จาก



การหมักสารละลายมันฝรั่งบดกับสารละลายกรดภายใต้สภาวะที่เหมาะสมโดยใช้ยีสต์ ควบคุมอุณหภูมิ 28 องศาเซลเซียส ประมาณ 18 ชั่วโมง

Y. Zhang et al., (2015) [12] ได้ทำการศึกษาการปรับสภาพตะกอนก่อนเข้าสู่กระบวนการหมักแบบไร้อากาศ โดยใช้ ความร้อนที่อุณหภูมิ 103 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที ร่วมกับการไฮโดรไลซิสด้วยสารด่าง 4 M เป็นเวลา 20 วัน ปริมาณ ตะกอนที่ใช้ 200 มิลลิลิตรอย่างไรก็ตามการปรับสภาพด้วยสารด่างอาจยับยั้งจุลินทรีย์ที่ผลิตมีเทน จึงได้มีการเพิ่มเหล็กประจุ สุนย์ (ZVI) เข้ามาในกระบวนการหมักแบบไร้อากาศ ซึ่งเหล็กประจุสนย์ที่มีการทดสอบเป็น ZVI powder (0, 1, 2, 5 and 10 g/L, 0.2 mm diameter, 0.05 m²/g BET surface area, purity >98%) นอกเหนือจาก ZVI ที่ทำให้ปฏิกิริยาในการเกิดก๊าซมีเทนเร็วขึ้นยัง พบว่าเหล็กประจุสนย์สามารถทำให้ผลผลิตก๊าซมีเทนเพิ่มขึ้น 91.5% เมื่อเทียบกับกลุ่มควบคุม เนื่องจากเหล็กประจุสนย์เป็น ตัวเร่งปฏิกิริยาในการเปลี่ยน VFA ไปเป็นอะซิเตดได้มากขึ้น ทำให้ปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่เกิดในระบบลดลง 27.6-18.8 มิลลิลิตร ปริมาณเหล็กประจุสนย์ที่เพิ่มขึ้น ZVI 0-10 กรัม / ลิตร ทำให้ผลผลิตก๊าซมีเทนเพิ่มขึ้น 1.9-32.3 มิลลิลิตร ตามลำดับ

สรุปผลการศึกษา

เนื่องจากกากมันสำปะหลังมีโครงสร้างที่ซับซ้อน การเปลี่ยนกากมันสำปะหลังไปเป็นก๊าซชีวภาพจึงเกิดขึ้นได้ยาก จากการศึกษพบว่า หากมีการปรับสภาพกากมันสำปะหลังด้วยกระบวนการไฮโดรไลซิสและการให้ความร้อนจะทำให้พันธะที่ ซับซ้อนของกากมันสำปะหลังกลายเป็นน้ำตาลรีดิวซ์และกรดไขมันระเหยง่ายได้เป็นปริมาณมาก เมื่อนำกากมันสำปะหลังที่ ผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิสเข้าสู่กระบวนการหมักแบบไร้อากาศ ในสภาพตะกอนที่มีความเป็นกรดหรือด่างมากเกินไปยัง ยับยั้ง จุลินทรีย์ที่ผลิตก๊าซมีเทน ทำให้ก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในระบบมีปริมาณน้อยและไม่คุ้มค่าต่อการลงทุน จากการศึกษาในครั้งนี้ พบว่า หากมีการเพิ่มเหล็กประจุสนย์เข้าไปในระบบผลิตก๊าซชีวภาพ จากกากมันสำปะหลังที่ผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิสด้วย สารกรดหรือสารด่างพร้อมทั้งมีการให้ความร้อนนั้น ถูกเร่งให้เป็นก๊าซมีเทนได้เร็วขึ้น ซึ่งการเพิ่มเหล็กประจุสนย์เข้าไปใน ระบบอาจเป็นแนวทางเลือกหนึ่งที่เหมาะสม สำหรับการเพิ่มปริมาณก๊าซชีวภาพได้

เอกสารอ้างอิง

- [1] Sriroth, K., Rojanaridpiched, C., Vichukit, V., Suriyaphan, P., Oates, C.G. (2000b). Present situation and future potential of cassava in Thailand. Paper presented at The 6th regional cassava workshop. 11-26 Feb., Ho Chi Minh city, Vietnam.
- [2] พิทยา สายสม และคณะ.(2550) รายงานวิจัยเรื่อง สมรรถนะการผลิตแก๊สชีวภาพจากกากมันสำปะหลังและการเพิ่ม ประสิทธิภาพการผลิตด้วยความร้อนหรือเอนไซม์. สถาบันวิจัยและพัฒนาพลังงาน มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.
- [3] Kittikarn Sukwanitch.,(2011).Comparison of Biogas Production Improvement from Cassava Pulp Between Acid and Alkaline Hydrolysis Processes. Chiang Mai.
- [4] กรมวิชาการเกษตร.(2526). มันสำปะหลัง. พิมพ์ครั้งที่ 1 กรุงเทพฯ: สหสารการพิมพ์. 163 หน้า.
- [5] ศูนย์ค้นคว้าและพัฒนาวิชาการอาหารสัตว์ สถาบันสุวรรณจากกลกิจ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์. (2550). "การใช้กาก มันสำปะหลังแห้งเป็นอาหารสัตว์." [ระบบออนไลน์]. แหล่งที่มา [http://www.rdi.ku.ac.th/kufair50/animal/11_12_animal/11_2animal.html](http://www.rdi.ku.ac.th/kufair50/animal/11_12_animal/11_2animal/11_2animal.html). (13 มกราคม 2559).
- [6] Sun Y, Zhang J, Lu L, Chen SS, Quinn MT, Weber KT. (2002). Aldosterone-induced inflammation in the rat heart : role of oxidative stress. Waste water 161(5):1773-81.



- [7] Feng, Y., Zhang, Y., Quan, X., Chen, S., (2013). Enhanced anaerobic digestion of waste activated sludge digestion by the addition of zero valent iron. *Water Res.* 51, 242-250.
- [8] Jiang, Z., Lv, L., Zhang, W., Du, Q., Pan, B., Yang, L., Zhang, Q., (2011). Nitrate reduction using nanosized zero-valent iron supported by polystyrene resins: role of surface functional groups. *Water Res.* 45, 2191-2198.
- [9] Cuzin, N., Farinet, J.L., Segretain, C. and Labat, M. (1992). Methanogenic Fermentation of Cassava Peel Using a Pilot Plug Flow Digester. *Bioresource Technology* 41, 259-264.
- [10] ชีรภัทร ศรีนรคุตร, เลิศลักษณ์ แก้ววิมล และ ละเอียด แซ่โจ้ว. (2549). การย่อยกากมันสำปะหลังเพื่อผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลในประเทศไทย. วารสารวิจัยวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, กรุงเทพฯ.
- [11] Tasic, M.B., Konstantinovic, B.V., Lasic, M.L. and Veljkovic, V.B. (2009). The acid hydrolysis of potato tuber mash in bioethanol production. *Biochemical Tech* 43, 208-210.
- [12] Yaobin Zhang, Yinghong Feng, Xie Quan. (2015). Zero-valent iron enhanced methanogenic activity in anaerobic digestion of waste activated sludge after heat and alkali pretreatment., *Waste Management* 38 (2015) 297-302.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



ทำเนียบวิทยากร

ชื่อบทความ	การเพิ่มประสิทธิภาพในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศโดยใช้เหล็กประจุศูนย์
ผู้นำเสนอบทความ	นางสาวอุษา ยิ่งชล
สถานที่ทำงาน	มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี 111 ถนนมหาวิทยาลัย ตำบลสุรนารี อำเภอเมือง จังหวัดนครราชสีมา 30000
โทรศัพท์ที่สะดวกให้ติดต่อ	09 3327 9973
ประวัติการศึกษา	ปริญญาตรี : วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม/วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต 2558 มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ประเทศไทย
ตำแหน่งหน้าที่ปัจจุบัน	นิสิตบัณฑิตศึกษา สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



Biogas Production from Cassava Pulp: Review of Current Condition and Future Perspective

Htay Aung Pyae¹, Nittaya Boontian^{2*}, Usa Yingchon¹ and Chalada Piasai¹

^{2*} Assistant Professor, ¹ Graduate Student Suranaree University of Technology
Nakhon Rachasima, Thailand 30000

*Phone : 044 224584, Fax : 044 224606, E-mail : n.boontian@sut.ac.th

Abstract

Being the first world's cassava exporter and agriculture dominates the economy, Thailand possesses great potential to source most of the renewable energy from biomass to reduce heavily dependency on fossil fuel. With annual increasing cassava starch production, surplus quantity of cassava pulp was converted into animal feeds and other value added products. Since found the success of generation of biogas from cassava pulp as a major feedstock biogas plant, development of cassava pulp bio-digester increased across the country. However, regardless of any biogas technology or digester types applied, the biogas yield varies within limited range with conventional biogas conversion process. Biogas yield could be enhanced by adopting pretreatment before substrate is fed to digester. Energy caloric value, methane content is another concern for biogas as the average methane contents is ranging between (40-60%), leaving the necessary of further gas purification for power production and mass chemical use. Post-treatment to Biogas may lessen this problem by reduction of CO₂ to CH₄ by mean biological and chemical process. Of several pretreatments to substrate available, the combination of appropriate pretreatment method can enhance biogas yield and the energy value of biogas could be promoted by post-treatment of biogas by hydrogenation and methanogenesis process.

Keywords : cassava pulp; pre-treatment; post-treatment; hydrogenation; methanogenesis

Introduction

Most of the energy that drives our economy and society origins from fossil fuel (i.e. coal, crude oil and natural gas) in which manufacturing industry and transportation sectors are found major energy consumers. Energy experts warn that the fossil energy reserve will exhaust within next decades. Therefore, every nation in their utmost capacity is shifting their dependency on fossil fuel and invest more in into another alternative; renewable energy such as solar, wind, geothermal, nuclear, biomass, tidal and they are gaining more attention than ever. The development of biogas technology and the concept of waste to energy as renewable sources attract developers to invest more in renewable energy while by-products and co-products from manufacturing and process chains could be altered into valuable source for power generation.

Thailand confronts all aforementioned challenges. Heavily depended on imported fossil fuel, it is attempting to cut off energy dependency from regional exporters by supporting energy efficiency and utilization of alternative energy. The energy policy maker of Thailand, Ministry of Energy set series of strategies and policies that enable the Country switching better into alternative energy source by uplifting renewable energy. Out of all energy sources available, Thai Government plan to boost the supply of energy from renewable source from 6.4% in 2008 to 20.3% by the year 2022 [1]. As agriculture sector dominates the state's economy, Thailand can exploit this advantage to enhance the role of renewable energy by sourcing the energy within its biomass and agricultural wastes from agro-industry. Among several energy crops, Thailand commercially produces cassava, rice, sugarcane, corn and Palm oil. The annual cultivation of these energy crops soars as a result of market demand and government supports through subsidies and tariff exemptions. Therefore, the generation of agricultural residues from crops processing is also on the rise creating more opportunity to harness renewable energy from these agricultural residues. This paper reviews the scenario of cassava pulp as common feedstock for biogas production, current biogas technologies and future perspective in Thailand.



Cassava Industry in Thailand

Thailand ranks the first as the world's biggest cassava exporter and the third highest cassava producer, after Nigeria and Brazil. The strength of systematic cassava institution and their concerted efforts in research and development actions result Thailand to harvest higher yield per area than that of Nigeria and Brazil. The stable price, more observation of the applicability of cassava starch in both food and consumable products, and export market stimulates cassava growers to plant more in all regions of Thailand except the South. According to Tapioca Starch Network of Thailand, since 2007, cassava cultivation was increasing having more than 50% in the Northeast, followed by the Central Plain (33%) and the North (15%) of agricultural land. These planted areas included 48 provinces or around 7 million rai (Office of Agricultural Economics, 2007). To this day, based on the survey conducted by Thai Tapioca Starch Association (TTSA), the increase plantation continues. Despite some decrease in yield, according to 2014/2015 figures, the total plantation across Thailand reached over 8.6 million rai, producing over 33.6 million tons on average yield of 3.86 ton/rai. The table (Table 1) under shows the status of cassava production in 2014/2015. TTSA forecasted that the cultivation will increase for the year 2015/2016.

Table 1: Cassava Plantation across Three Province in Thailand (Source: TTSA 2557/58)

Region/Province	Plant Area (rai)	Production (ton)	Yield (ton/rai)	Potential Renewable Energy Sources	
				Cassava Wastewater (m ³)	Cassava Pulp (tons)
	2014/2015	2014/2015	2014/2015		
Northern	1,975,131	7,516,727	3.806	33,923,471	2,499,624
Northeast	4,459,600	17,451,887	3.913	78,761,485	5,803,477
Central	2,263,217	8,641,873	3.818	39,001,327	2,873,781
Total All Region	8,697,948	33,610,487	3.864	151,686,283	11,176,882

Cassava starch are produced in starch processing factory upon passing production processes such as root preparing and washing, rasping, extraction, separation, drying and Packing. Common by-products are cassava chips/pellet, cassava pulp and cassava wastewater. While the cassava chips/pellet undergo further process for animal feeds, the cassava pulp and wastewater are used for major feedstock for biogas and bioethanol production. In this paper, the significance of cassava pulp for biogas production will be examined. According to cassava starch production process flow shown in figure 1, typically according to figure under (Figure 1) for every one ton of cassava starch requires 4.21 tons of cassava tubers which then generate approximately 19 m³ of cassava wastewater and 1.4 ton of cassava pulp residues.

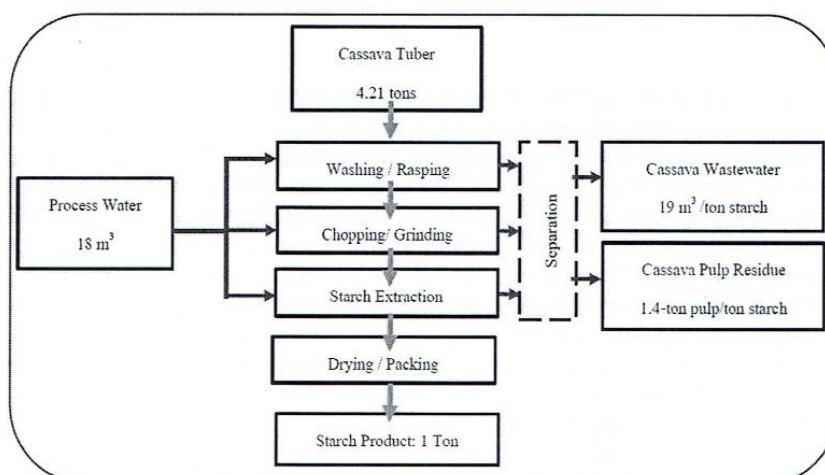


Figure 1: Production Rate of Cassava Pulp and Wastewater in Typical Cassava Starch Factory



Around 70 large scale cassava starch factories which produced 3-4 million tons of processed dry cassava starch annually in Thailand [2]. The cassava pulp generation is ranging between 0.95 – 2.86 tons per a ton of cassava starch output. The figure depends on the choice of manufacturing process, technology and cassava tuber varieties. In total, estimated 6-7 million tons of cassava pulp is being produced each year from cassava starch industry. However, the application of cassava pulp as major substrates remains limited for bio-digester and being targeted as cheap animal feeds and fertilizers. The low protein values in cassava pulp make it unpopular to use them as animal feeds for growth promoter. On the other hand, as the consequence of the increased cassava production, resulting cassava pulp generation from starch mill surpasses the consumption by livestock industries, therefore the surplus bulge of cassava pulp ends as natural fertilizer through composting. This results both economic lost and environmental pollution. The degradation of cassava pulp in the environment release acids and gasses during fermentation and leaching to soil, water sources and nuisance to air. Hence, in order to avert the environmental pollution triggered by conversion into natural fertilizer, utilization cassava pulp as major biomass for bio-digester eliminate these problems. But, the decision to adopt diverse technological options and selection of suitable digester type for utmost biogas production capacity still remains challenging.

Cassava industry can apply concept of waste to energy for producing energy, biogas (methane: CH₄) by using by-products namely cassava wastewater and pulp in a bio-digester. This energy recovery process helps the whole cassava factory to rely on electrical power from its own waste and generates more income from exporting the energy into national power grid. Higher cassava production means more acquisition of biomass/feedstock for bio-digester and the industry becomes more sustainable in renewable energy production. Therefore, to conserve fossil fuel and efficient utilization of energy, agro-industrial wastes possess higher renewable and sustainable potentials than other renewable sources. Taking the advantage of agricultural productivity, Thailand's renewable energy goal is more likely to be met through improvement of energy crop production.

Cassava Pulp and Biogas Technologies in Thailand

The biogas technology was introduced in Thailand during 1960s with small scale digester that used animal manure aiming to produce biogas for cooking purposes. After late 1990s, with the combination of government's support, incentives and development of technological know-how and innovation, the biogas technology and the industry boomed. As of government statistics (2011), there were more than 1800 biogas plants throughout Thailand [1]. Generally, biogas is being produced in four common types of biomass such as industrial, municipal, farm and agro-industrial wastes. Sometime co-digestion among these biomasses is applied for better yield. The production technology is composed of four major processes, namely pretreatment, biogas conversion, biogas upgrading and biogas utilization.

There are 4 major pretreatment process (i.e. physical, chemical, and biological) for biomass before biogas conversion. Except biological pretreatment, in Thailand, the remaining three processes are adopted but the complexity of biomass's physio-chemical properties hinders widespread use of this technology. In biogas conversion technology, reactors are divided into high and slow rate reactors [3]. High rate reactors are those which include Anaerobic Fixed Film (AFF/AF), Up-flow Anaerobic Sludge Bed (UASB), Expanded Granular Sludge Bed (EGSB), Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR), Anaerobic Baffle Reactor (ABF), and Plug Flow Reactor (PFR). Low rate reactors are Anaerobic Covered Lagoons (ACL). All reactors undergo the same fundamental of bio-methanation or biogas conversion process but the organic loading rate and configuration of digestion phase decide the selection of reactors type and design; these factors govern operation cost and economic return as well. UASB and CSTR reactors are highly favored in Thailand because of simplicity in operation and running cost. Out of biogas plants built starting 1995 to present day, UASB and CSTR reactors stands 70% of high rate digester category [3]. Following table (Table 2) shows the status of technology adoption for Biogas production in Thailand.


Table 2: Status of Technology development for Biogas Production in Thailand (Source: Warinthorn Songkasiri 2013)

Pretreatment		Biogas Conversion Technogym		Post Treatment	
Methods/ Processes	Status	Methods/ Processes	Status	Technology	Status
		High Rate			
Mechanical	Partially	AFF/AF	Fully developed	Hydrogenation	Not Developed
Thermal	Partially	USAB	Fully developed	Electromethanogenesis	Not Developed
Chemical	Partially	EGSB	Fully developed		
Enzyme	Not Developed	CSTR	Fully developed		
		ABF	Fully developed		
		PFR	Fully developed		
		Slow Rate			
		Cover Lagoon	Fully developed		

Cassava Pulp and Current Biogas Yields

Being one of the major by-product of cassava starch industry, cassava pulp contains large amount of carbohydrate. This property is strongly favorable for biogas production. On sampling, cassava pulp has physiochemical properties as in table (Table 3), a chemical oxygen demand (COD) of 1,251 g/kg, dry and volatile solids (VS) of 98% [4]. When cassava pulp as major substrates for biogas production is digested in anaerobic reactor, the bioconversion process taken place under complex set of bacteria that degrade the substrates in symbiotic environment. There are four stages in biogas conversion, that is hydrolysis, acidogenesis, acetogenesis and methanogenesis [5]. The rate of conversion depends on substrate properties and characteristics. Cassava pulp has following physiochemical chemical properties. The rate of bio-methanation and gas yield depends on factors such as pH, Temperature, organic loading, nutrients, carbon/nitrogen (C/N) ration, substrate particle size and inorganic minerals. Inhibition occurs a result of change in these conditions. By bio-methane potential test (BMP), cassava pulp produce ultimate yield of 0.37 l/g VS added [4].

This figure represents maximum specific methane production rate of 36.57 ml/day and 76% biodegradability. On a commercial scale, a typical cassava starch factory, having 200 TPD capacity generates 280 ton/day of cassava pulp with 20% TS and 95% VS, produce about 16000 m³/day of methane gas from operate ABR reactor [6]. Likewise, the project called Khorat Waste-to-Energy, the facility process 750 TPD produce 75000 m³/day of bio-methane [7]. Similarly, Chok Chai Starch, one of the leading cassava starch manufacturer, produces methane of 30000 Nm³/day [8]. Regardless of reactor types adopted, it was found out that biogas has methane, major energy calorific, value of 40 – 65%. Therefore, gas upgrading or purification process which is the post treatment of biogas production plays in crucial role to enrich energy value of biogas. Therefore, the technology to produce biogas containing high methane content is still needed to be innovated to eliminate heavy use of chemicals and the burden of removing inert and toxic gases such as CO₂ and H₂S.



Table 3: Physiochemical Properties of Cassava Pulp (Source: Paepatung, N, 2009)

Moisture	%	81.60
VS	% dry mass	98.07
COD	g/kg dry	1251
Carbon	% dry basis	44.68
Hydrogen	% dry basis	6.31
Nitrogen	% dry basis	1.85
Oxygen	% dry basis	46
Sulphur	% dry basis	0.13
Cellulose	% dry basis	12.56
Lignin	% dry basis	1.86
TKN	g/kg dry	2.76
NH ₃ -N	g/kg dry	0.58
Starch	% dry basis	50

Future Perspective of Biogas Production

The rate of biogas conversion strongly depends upon the performance of bio-reactor and substrate characteristics [5]. Plenty of research and development have been conducted concerning the fundamental and kinetic for biogas processes. However, less emphasis has been paid on pretreatment to enhance biodegradability of substrates though several researches have proved pretreatment of biomass before feeding it into digester help increase the biogas yield. In recent years, various pretreatment technologies have been developed to increase of availability of sugars in hydrolysis, acetic acid in acidogenesis and acetate in acetogenesis. The pretreatment technologies are more relevant for lignocellulosic biomass which includes cassava. The benefits of pretreatment are making Anaerobic Digester faster, increasing biogas yield, improve digestibility in co-digestion with multiple substrates and reducing inhibition at the later phase of digestion [9]. Pretreatment could be done by physical, chemical, biological and combined processes. Chemical and physical pretreatments are found to have great effect on the lignocellulosic materials with low cost and uncomplicated operation, whereas enzymatic process of biological process are time consuming and practically less efficient.

Researches reveal that physical pretreatments such as mechanical crushing, steam explosion, liquid hot water, extrusion and irradiation could improve methane yield from 30% to 220% when different agricultural residues were pretreated to proper particle size, and pressure over time to achieve utmost biodegradability [10]. In case of chemical pretreatments, when lignocellulosic feedstocks were pretreated alkaline, acid, catalyzed steam-explosion, wet oxidation, and ionic liquids process, it was found that methane yield enhanced from 10 to 150% base on technological choice [9]. The demerit of chemical pretreatments is that some method such as oxidative and ionic liquid include complicated process and application of expensive chemical catalysts which may be sometime economically infeasible. Biological pretreatment options consist of fungal, microbial consortium, enzymatic, and ensilaging. Microbes and enzymes activate biomass by minimizing the loss of carbohydrates and maximize the lignin for higher digestibility by enhancing methane yield from 15% 300% during digestion, but compared with physical and chemical pretreatment methods, this method demand less energy input and no chemical [10]. However, long pretreatment time repel developers to use the process in commercial application. Combined pretreatment method could be beneficial due to better biomass utilization and reduce inhibition. In Thailand, co-digestion is more popular in comparison to pretreatment methods in order to enhance biogas yield. Several scholars have been conducting co-digestion with other biomasses, animal manures, food scrap and municipal wastes. But pretreatments method process become more difficult to practice in co-digestion because it includes one or more feedstock in different ratio which restrains correlation between biomass degradability and physicochemical characteristic. Nevertheless, within same reactor, pretreatment methods prove it is highly potential to enhance the rate of biogas production than typical biogas conversion. Future research needs to be done to select specific or combined pretreatment method for each biomass including cassava pulp.



Post treatment process will be another alternative method to increase methane yield. Instead of biomass, the technology focuses on gas content from the anaerobic digester. Typically, biogas contains 50-70% of methane (CH₄), 30- 45% of carbon dioxide (CO₂) and other trace gases such as hydrogen sulfide (H₂S), ammonia (NH₃) and nitrogen (N₂). In recent years, scientists have proved that carbon dioxide (CO₂) could be reduced back to methane (CH₄) through biological and chemical process. The first method being hydrogenation of carbon dioxide (CO₂) by Sabatier reaction [11]. Methane (CH₄) can be obtained by the hydrogenation of carbon monoxide (CO) or carbon dioxide (CO₂). Another hopeful method that convert carbon dioxide (CO₂) into methane (CH₄) is methanogenesis. Methanogens (also called Archaea) produce one billion ton of methane from carbon dioxide naturally every year [12]. By using this organism, in 2009, a group of American scientist had demonstrated that methane can be directly produced using bio-electrode containing methanogens in microbial electrolysis cells [12].

Both of these two methods are purely in preliminary stage and more research is still needed to integrate it for commercial application. The fast technology, hydrogenation of carbon dioxide (CO₂) has the limitation with requirement of highly expensive electrodes and high energy input. The latter having lacking sufficient finding on archaea and microbial electrolysis cell. Though both finding need to be elucidated, the two technologies indicate there is a great potential of producing more methane gas (CH₄) from anaerobic digester by combining the reduction of carbon dioxide (CO₂) to methane (CH₄) into biogas conversion system.

Conclusion

To reduce the use of fossil fuel, Thailand possess high potential of renewable energy sources from agro-industrial residues to produce biogas from the advantage of being the world's first largest cassava starch exporter. The development of biogas conversion technologies and cassava starch industry promotes cassava pulp to be used as major substrates for anaerobic digester. Though the annual biogas production is increasing. However, there is high possibility to improve biogas yield from current production. While, the biogas developers adopt conventional biogas conversation process, like mono-digestion and co-digestion with other substrates to increase biogas yield, there is an alternative way to enhance biogas production rate within same substrate volume by applying pretreatment to the substrates before feeding it into anaerobic reactor and posttreatment to reduce CO₂ back to CH₄ biologically or chemically. For not all methods have positive effect on biogas production, developers need to choose appropriate method base on the substrates' physiochemical characteristics and digester type for optimized economic feasibility. Since energy value decides the applicability of biogas for power generation, current biogas conversion technology shall be examined in order to obtain maximized methane content and reduce the burden of gas purification in downstream gas upgrading process. Therefore, biogas production and methane content from anaerobic digester could be improved by emphasizing in pre-treatment and post-treatment of existing biogas system in Thailand.

References

- [1] Department of Alternative Energy Development and Efficiency (DEDE), Ministry of Energy, *Development strategy and planning of alternative energy for 15 years (2008-2022) in Thailand* (2009).
- [2] Warinthorn Songkasiri, "Waste Minimization and Cleaner Technology in Agro-industry", Excellent Center of Waste Utilization and Management (EcoWaste), 7 June 2013.
- [3] Suwanasri, K., Trakulvichean, S., Grudloyma, U., Songkasiri, W., Commins, T., Chairprasert, P., & Tanticharoen, M. (2015). Biogas–Key Success Factors for Promotion in Thailand. *Journal of Sustainable Energy & Environment Special Issue*, 25, 30.
- [4] Paepatung, N., Nopharatana, A., & Songkasiri, W. (2009). Bio-methane potential of biological solid materials and agricultural wastes. *Asian Journal on Energy and Environment*, 10(1), 19-27.
- [5] Mata-Alvarez, J., Mace, S., & Llabres, P. (2000). Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource technology*, 74(1), 3-16.
- [6] Anders Ek, *Asia Biogas: Case Study of Digestion of Solid Agro-waste Power*
- [7] Cohen, T. (2004). Waste to energy: A waste solutions success in Thailand. *Refocus*, 5(5), 26-28.



- [8] Geoff Matilan. Institution of Chemical Engineers “Thailand’s World First in Waste (Day 275)” 16-Feb-2015. Chok Chai Starch Plant, Uthai Thani, Thailand.
- [9] Zheng, Y., Zhao, J., Xu, F., & Li, Y. (2014). Pretreatment of lignocellulosic biomass for enhanced biogas production. *Progress in Energy and Combustion Science*, 42, 35-53.
- [10] Bruni, E., Jensen, A. P., & Angelidaki, I. (2010). Comparative study of mechanical, hydrothermal, chemical and enzymatic treatments of digested biofibers to improve biogas production. *Bioresource technology*, 101(22), 8713-8717.
- [11] Brooks, K. P., Hu, J., Zhu, H., & Kee, R. J. (2007). Methanation of carbon dioxide by hydrogen reduction using the Sabatier process in microchannel reactors. *Chemical Engineering Science*, 62(4), 1161-1170.
- [12] Cheng, S., Xing, D., Call, D. F., & Logan, B. E. (2009). Direct biological conversion of electrical current into methane by electromethanogenesis. *Environmental science & technology*, 43(10), 3953-3958.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ประวัติผู้เขียน

นางสาวฉัตรลดา เพ็ชช้ายเกิดเมื่อวันที่ 18 มกราคม 2537 เป็นบุตรของคุณพ่อสมประสงค์ เพ็ชช้าย และคุณแม่เกษณี เพ็ชช้าย เริ่มศึกษาชั้นประถมศึกษาปีที่ 1-3 ที่โรงเรียนบ้านวังโรงน้อยจังหวัด นครราชสีมา ชั้นประถมศึกษาปีที่ 4-6 ที่โรงเรียนมงคลกุลวิทยา จังหวัดนครราชสีมา ชั้นมัธยมศึกษาปีที่ 1-6 ที่โรงเรียนสีคิ้ว “สวัสดีผดุงวิทยา” จังหวัดนครราชสีมา และระดับอุดมศึกษา (ปริญญาตรี) ได้สำเร็จ การศึกษาระดับปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต (อนามัยสิ่งแวดล้อม) จากสำนักวิชาแพทยศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี และในปี 2558 ได้เข้าศึกษาต่อในระดับปริญญาโท สาขาวิศวกรรม สิ่งแวดล้อม สำนักวิชาวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี จังหวัดนครราชสีมา และ ได้รับทุน “กิตติบัณฑิต” จากสำนักวิชาวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ได้รับทุน สนับสนุนการวิจัยประเภทบัณฑิตศึกษา จากสำนักคณะกรรมการวิจัยแห่งชาติ (วช.) ประจำปี 2560 และ ได้รับทุนสนับสนุนทุนการศึกษาบัณฑิตศึกษา เพื่อใช้ในการค้นคว้าวิจัย ประจำปี 2559 จาก มูลนิธิพระบรมราชานุสรณ์พระบาทสมเด็จพระปกเกล้าเจ้าอยู่หัว และสมเด็จพระนางเจ้ารำไพพรรณี ในระหว่างที่ทำการศึกษาได้เผยแพร่บทความทางวิชาการ ดังแสดงในภาคผนวก ค.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี