

การบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรอง
แบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม



นายวัชรพล วงศ์เลิศอารักษ์

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
ปีการศึกษา 2562

**TREATMENT OF HIGH STRENGTH ORGANIC
WASTEWATER BY ANAEROBIC MEMBRANE
BIOREACTOR COMBINED WITH MIXED
FUNGAL PRETREATMENT**

Watcharapol Wonglertarak



**A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the
Degree of Doctor of Engineering in Environmental Engineering**

Suranaree University of Technology

Academic Year 2019

การบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรอง
แบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษา
ตามหลักสูตรปริญญาคุณวุฒิปริญญาตรี

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์



(รศ. ดร.ปิยะรัตน์ ปรีชมาโนช)

ประธานกรรมการ



(รศ. ดร.บุญชัย วิจิตรเสถียร)

กรรมการ (อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์)



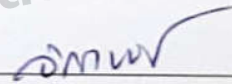
(ผศ. ดร.จรียา อัมรัตนบวร)

กรรมการ



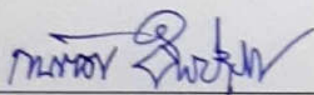
(ผศ. ดร.พัชรินทร์ ราช)

กรรมการ



(อ. ดร.นิตราเพชร ชัยพร)

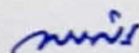
กรรมการ



(รศ. ร.อ. ดร.กนต์ธร ชำนิประศาสน์)

รองอธิการบดีฝ่ายวิชาการ

และพัฒนาความเป็นสากล



(รศ. ดร.พรศิริ จงกล)

คณบดีสำนักวิชาวิศวกรรมศาสตร์

วัชรพล วงศ์เลิศอารักษ์ : การบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราหสม (TREATMENT OF HIGH STRENGTH ORGANIC WASTEWATER BY ANAEROBIC MEMBRANE BIOREACTOR COMBINED WITH MIXED FUNGAL PRETREATMENT)
อาจารย์ที่ปรึกษา : รองศาสตราจารย์ ดร.บุญชัย วิจิตรเสถียร, 133 หน้า.

น้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงเป็นน้ำเสียที่ควรได้รับการจัดการอย่างเหมาะสมเนื่องจากอาจส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม โดยในงานวิจัยนี้มีการพัฒนาระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราหสม โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักสำหรับการบำบัดก่อนด้วยราหสมต่อประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ และเพื่อศึกษาประสิทธิภาพ ปัจจัยที่มีผลต่อการเดินระบบ และผลของการอุดตันของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ ซึ่งจากผลการศึกษาพบว่าระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมงของการบำบัดก่อนด้วยราหสมมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและบีโอดีสูงสุดโดยคิดเป็นร้อยละ 49.01 และ 59.36 ตามลำดับ อีกทั้งที่สภาวะดังกล่าวมีการเพิ่มขึ้นของสัดส่วนของสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่าย (S_s) สูงขึ้นร้อยละ 8.97 และเมื่อนำมาเดินระบบร่วมกับระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ พบว่าระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราหสม (F+AnMBR) ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24+48 ชั่วโมง มีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีคิดเป็นร้อยละ 93.17 โดยมีอัตราการการย่อยสลายของสารอินทรีย์ (Organic Removal Rate, ORR) ของระบบเท่ากับ 4.37 กิโลกรัมของซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน และมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเท่ากับ 0.294 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัมของซีโอดีที่ถูกกำจัด หรือคิดเป็นร้อยละ 61.4 ของซีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ เมื่อพิจารณาระยะเวลาในการเดินระบบของ F+AnMBR สามารถเดินระบบได้ยาวนานกว่า 1.20 เท่าของระบบ AnMBR เนื่องจากในขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราหสมช่วยปรับปรุงในกระบวนการไฮโดรไลซิสส่งผลให้มีความสามารถในการย่อยสลายได้เพิ่มสูงขึ้น และปัจจัยของค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) ส่งผลให้ระบบ F+AnMBR สามารถช่วยลดการอุดตันของเมมเบรนอีกด้วย

สาขาวิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
ปีการศึกษา 2562

ลายมือชื่อนักศึกษา ศิริพร วงศ์เลิศอารักษ์
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา [ลายมือ]

WATCHARAPOL WONGLERTARAK : TREATMENT OF HIGH
STRENGTH ORGANIC WASTEWATER BY ANAEROBIC MEMBRANE
BIOREACTOR COMBINED WITH MIXED FUNGAL PRETREATMENT.
THESIS ADVISOR : ASSOC. PROF. BOONCHAI WICHITSATHIAN,
Ph.D.,133 PP.

HIGH STRENGTH ORGANIC WASTEWATER / FUNGAL PRETREATMENT /
MEMBRANE BIOREACTOR / MEMBRANE FOULING

High strength organic wastewater should be handled appropriately as it may adversely affect the environment. In this research, anaerobic membrane bioreactor has been developed combined with mixed fungal pretreatment. The objective of this study was to investigate efficiency of hydraulic retention time on fungal pretreatment and to investigate of optimal condition, efficiency, and membrane fouling on anaerobic membrane bioreactor. As the result, the optimal condition for COD and BOD removal was found 49.01% and 59.36%, respectively, after the fungal treatment, the readily biodegradable (SS) increased to about 8.97% of TCOD for HRT of 24 hours. When combining fungal pretreatment with anaerobic membrane bioreactor (F+AnMBR) was found 93.17% for COD removal at HRT condition of 24+48 hours, organic removal rate (ORR) was found 4.37 kg COD/m³-day, and Biogas productivity was found 0.294 m³/kg COD_{remove}. Upon determining the operating potential, it was revealed that the F+AnMBR operation time was 1.20 times longer than that of the AnMBR. Due to, indicating that the fungi utilization can improve the biodegradable fraction in the wastewater, and effect of volumetric

organic loading rate (VOLR) can to decreased membrane fouling on F+AnMBR reactor.



School of Environmental Engineering
Academic Year 2019

Student's Signature W. Wongkarnak

Advisor's Signature B. Wichitsethien

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์นี้ดำเนินการสำเร็จลุล่วงด้วยดี ผู้วิจัยขอขอบพระคุณบุคคล และกลุ่มบุคคลต่าง ๆ ที่ได้กรุณาให้คำปรึกษา คำแนะนำ รวมทั้ง ได้ให้ความช่วยเหลืออย่างดียิ่ง ทั้งด้านวิชาการและด้านการดำเนินงานวิจัย ดังนี้

ขอขอบคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.บุญชัย วิจิตรเสถียร อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จรียา ยี่มรัตน์บวร ที่ได้ให้คำปรึกษา แนะนำแนวทางที่เป็นประโยชน์ยิ่งต่องานวิจัย รวมทั้งได้ช่วยตรวจทาน และแก้ไขรายงานวิทยานิพนธ์เล่มนี้จนทำให้มีความสมบูรณ์พร้อมทางด้านวิชาการ

ขอขอบคุณ ประธานและกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และอาจารย์ประจำสาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารีทุกท่านที่กรุณาให้คำปรึกษา คำแนะนำ และความรู้ทางด้านวิชาการอย่างดียิ่งมาโดยตลอด

ขอขอบคุณ ดร.สมชาย ดารารัตน์ และโครงการการสร้างภาคีในการผลิตบัณฑิตระดับปริญญาโท-เอก สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ ที่ได้ให้ความช่วยเหลือสนับสนุนทุนอุดหนุนการวิจัย และได้รับเงินทุนทางการศึกษาจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี จนได้ทำงานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี

ขอขอบคุณ คุณนารี กลิ่นกลาง ที่คอยประสานงาน และให้คำแนะนำปรึกษาการจัดรูปเล่มวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณ พี่ ๆ เพื่อน ๆ น้อง ๆ บัณฑิตศึกษาทุกท่าน ที่คอยให้กำลังใจในการทำวิจัยมาโดยตลอด

สุดท้ายนี้ ผู้วิจัยขอขอบคุณอาจารย์ผู้สอนทุกท่านที่ประสิทธิ์ประสาทวิชาความรู้ทางด้านต่าง ๆ ทั้งในอดีตและปัจจุบัน และขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา รวมทั้งญาติพี่น้องของผู้วิจัยทุกท่านที่ให้ความรัก อบรมเลี้ยงดู และคอยเป็นกำลังใจ ทำให้ผู้วิจัยประสบความสำเร็จในชีวิต

วัชรพล วงศ์เลิศอารักษ์

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อ (ภาษาไทย).....	ก
บทคัดย่อ (ภาษาอังกฤษ).....	ข
กิตติกรรมประกาศ.....	ง
สารบัญ.....	จ
สารบัญตาราง.....	ฉ
สารบัญรูป.....	ฉ
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ.....	ฐ
บทที่	
1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	3
1.3 ขอบเขตการศึกษา.....	4
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
2 ทัศนัวรรณกรรมและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	5
2.1 อุตสาหกรรมเป็งมันสำปะหลัง.....	5
2.2 แหล่งกำเนิด และลักษณะน้ำเสียจากอุตสาหกรรมสำปะหลัง.....	6
2.3 เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมสำปะหลัง.....	9
2.3.1 เทคโนโลยีการบำบัดด้วยวิธีทางเคมีและกายภาพ.....	9
2.3.2 เทคโนโลยีการบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพ.....	10
2.4 การใช้เชื้อราสำหรับการบำบัดน้ำเสียและของเสีย.....	12
2.4.1 การบำบัดน้ำเสียด้วยเชื้อรา.....	12
2.4.2 การบำบัดก่อนด้วยเชื้อราสำหรับการบำบัดน้ำเสียและของเสีย.....	14
2.5 ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	15
2.5.1 ชนิดของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	15
2.5.2 การย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไม่ใช้อากาศ.....	18

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.5.3 การอุดต้นเขื่อกรอง.....	20
2.5.4 การควบคุมการอุดต้นเขื่อกรอง.....	25
2.6 การบำบัดน้ำเสียด้วยระบบบำบัดระบบปฏิกรณ์ชีวภาพ	
เขื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	26
2.6.1 ประเภทน้ำเสียสังเคราะห์.....	28
2.6.2 ประเภทน้ำเสียชุมชน.....	29
2.6.3 น้ำเสียจากกระบวนการผลิตอาหาร.....	30
2.6.4 ของเสียที่มีปริมาณของแข็งสูง.....	30
2.7 การประยุกต์ใช้ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ	
ในการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมลำปะหลัง.....	31
2.8 สัดส่วนสารอินทรีย์กับความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ.....	32
3 วิธีดำเนินการวิจัย.....	35
3.1 ขั้นตอนการวิจัย.....	35
3.2 การศึกษาลักษณะน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง.....	37
3.3 การเลี้ยงเชื้อและปรับสภาพจุลินทรีย์.....	37
3.4 การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการบำบัดก่อนด้วยราผสม.....	38
3.5 การเตรียมชุดการทดลองสำหรับงานวิจัย.....	39
3.5.1 การจัดเตรียมชุดการทดลอง.....	39
3.5.2 การวิเคราะห์ความต้านทานเขื่อกรอง.....	41
3.5.3 ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	42
3.6 การวิเคราะห์สัดส่วนสารอินทรีย์.....	43
3.7 วิธีการวิเคราะห์ที่ใช้ในการวิจัย.....	45
4 ผลการศึกษาและการอภิปรายผล.....	47
4.1 ลักษณะน้ำเสียสังเคราะห์ที่ใช้ในการศึกษา.....	47
4.2 ผลการศึกษาการปรับสภาพเชื้อจุลินทรีย์.....	49

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.2.1 ปริมาณเชื้อราผสมในระบบ.....	49
4.2.2 การกำจัดสารอินทรีย์.....	50
4.3 ผลการศึกษาสถานะที่เหมาะสมสำหรับการบำบัดก่อนด้วยราผสม.....	50
4.3.1 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์.....	51
4.3.2 การเพิ่มความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ และตัดส่วนสารอินทรีย์.....	52
4.3.3 การศึกษาค่าคงที่จลนศาสตร์ในระบบบำบัดก่อนด้วยราผสม.....	56
4.3.4 การประเมินศักยภาพการเกิดก๊าซชีวภาพ.....	58
4.3.5 การศึกษาลักษณะพื้นฐานของจุลชีพในระบบการบำบัดก่อน ด้วยราผสม.....	60
4.4 การศึกษาระบบร่วมการบำบัดก่อนด้วยราและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพ เยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	61
4.4.1 ค่าความต้านทานเยื่อกรองเริ่มต้น.....	62
4.4.2 ผลของระยะเวลาเก็บกักที่เหมาะสมในการเดินระบบ.....	64
4.4.2.1 สภาพทั่วไปในระบบ.....	64
4.4.2.2 ประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์.....	65
4.4.2.2 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ.....	71
4.4.3 สมดุลมวลสารอินทรีย์ในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรอง แบบไม่ใช้อากาศ.....	73
4.4.4 ศักยภาพการทำงานของเยื่อกรอง.....	75
4.5 ลักษณะตะกอนจุลินทรีย์.....	79
4.5.1 ปริมาณตะกอนจุลินทรีย์ในระบบ.....	79
4.5.2 รูปแบบ Extracellular polymeric substances (EPS).....	80
4.6 ตัดส่วนสารอินทรีย์กับความสามารถการย่อยสลายทางชีวภาพ.....	82
4.7 ผลการศึกษาการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม.....	84

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

5	สรุปผลการศึกษาและข้อเสนอแนะ	87
5.1	สรุปผลการศึกษา	87
5.1.1	ผลของการบำบัดก่อนด้วยราผสมสำหรับ การบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง	87
5.1.2	ผลของการบำบัดก่อนด้วยราผสมร่วมกับระบบปฏิกรณ์ ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ	88
5.1.3	ผลของระยะเวลาเก็บกักต่อระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรอง แบบไม่ใช้อากาศ	88
5.1.4	ผลของคุณลักษณะของตะกอนที่มีผลต่อการอุดตัน ในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ	89
5.2	ข้อเสนอแนะ	90
	รายการอ้างอิง	91
	ภาคผนวก	
ภาคผนวก ก	การเพิ่มเชื้อและการปรับสภาพเชื้อ	99
ภาคผนวก ข	การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมของการบำบัดก่อนด้วยราผสม	102
ภาคผนวก ค	ระบบร่วมระหว่างการบำบัดก่อนด้วยราและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพ เยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ	110
ภาคผนวก ง	ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ	118
ภาคผนวก จ	ค่าความต้านทานของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ	125
	ประวัติผู้เขียน	134

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1 มวลสารอินทรีย์ในน้ำเสียจากกระบวนการผลิตแป้งมันสำปะหลัง.....	8
2.2 คุณลักษณะน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง.....	8
2.3 สรุปประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง ด้วยระบบแบบไม่ใช้อากาศ.....	11
2.4 สรุปงานวิจัยที่เกี่ยวข้องสำหรับการใช้ราสำหรับการบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสีย.....	13
2.5 สรุปผลกระทบที่เกิดขึ้นในขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยรา.....	15
2.6 ข้อดี และข้อจำกัดของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรอง.....	17
2.7 สรุปปริมาณ EPS ที่เกิดขึ้นในระบบแบบจุลชีพแขวนลอยและยัดเกาะ.....	26
2.8 สรุปประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์และก๊าซมีเทน ในระบบ Anaerobic สำหรับน้ำเสียในภาคอุตสาหกรรม.....	27
2.9 สรุปประสิทธิภาพการบำบัดด้วยระบบ AnMBR.....	28
2.10 สรุปศักยภาพของการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ด้วยระบบ AnMBR.....	29
2.11 สรุปศักยภาพของการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมอาหารด้วยระบบAnMBR.....	30
2.12 สรุปศักยภาพของการบำบัดของเสียที่มีปริมาณของแข็งสูงด้วยระบบ AnMBR.....	31
2.13 ข้อดี-เสีย ระหว่างระบบ UASB และระบบ AnMBR.....	32
3.1 สารเคมีที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์.....	38
3.2 รายละเอียดเยื่อกรอง.....	41
3.3 วิเคราะห์การทำงานของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรอง.....	42
3.4 การทำความสะอาดเยื่อกรองด้วยสารเคมี.....	44
3.5 พารามิเตอร์วิธีในการวิเคราะห์ และความถี่ในการเก็บ.....	47
4.1 คุณลักษณะน้ำเสียสังเคราะห์.....	50
4.2 สัดส่วนสารอินทรีย์ของน้ำเสียสังเคราะห์.....	50
4.3 สัดส่วนสารอินทรีย์ที่ระยะเวลาเก็บกักต่าง ๆ ในสภาวะการบำบัดด้วยราผสม.....	57
4.4 เปรียบเทียบค่าคงที่จลนศาสตร์ในระบบบำบัดน้ำเสีย.....	59
4.5 ปริมาณการเกิดก๊าซชีวภาพสะสมและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ.....	60
4.6 ลักษณะน้ำเสียที่เข้าระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	62

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
4.7 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดชีโอดีของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพ เชื่อมกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	71
4.8 เปรียบเทียบอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพกับงานวิจัยอื่น ๆ.....	74
4.9 สมดุลมวลชีโอดีในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเชื่อมกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	75
4.10 ระยะเวลาเดินระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเชื่อมกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	79
4.11 อัตราการอุดตันเชื่อมกรองของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเชื่อมกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	79
4.12 ค่าความต้านทานเชื่อมกรองที่สภาวะต่าง ๆ.....	80
4.13 ปริมาณ MLSS และ MLVSS ในระบบ F+ AnMBR และ AnMBR.....	81
4.14 ปริมาณ โปรตีนและคาร์ไฮเดรตในระบบ F+ AnMBR และ AnMBR.....	83



สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1	การกระจายตัวของโรงงานผลิตแบริ่งมันสำปะหลังในประเทศไทย..... 5
2.2	กระบวนการผลิตแบริ่งมันปะหลัง..... 7
2.3	ชนิดของระบบปฏิบัติการชีวภาพเขื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ..... 17
2.4	ขั้นตอนการย่อยสลายทางชีวภาพแบบไม่ใช้อากาศ..... 19
2.5	ลักษณะการอุดตัน..... 21
2.6	ประเภทของสารอุดตัน..... 22
2.7	ลักษณะสารอุดตัน..... 23
2.8	ปัจจัยที่ส่งผลต่อการอุดตัน..... 25
2.9	รูปแบบการย่อยสลายทางชีวภาพในระบบบำบัด..... 35
2.10	แผนผังโมเดลการย่อยสลายของ Gavala, Angelidaki, and Ahring..... 35
3.1	แผนการดำเนินการวิจัย..... 37
3.2	ขั้นตอนการปรับสภาพเชื้อจุลินทรีย์..... 39
3.3	การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการบำบัดก่อนด้วยราผสม..... 40
3.4	ชุดการทดลองระบบ Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR)..... 41
3.5	การศึกษาในระบบ AnMBR..... 45
3.6	แผนผังองค์ประกอบของสารอินทรีย์ในรูปซีไอดี..... 45
4.1	ปริมาณเชื้อราผสมในระบบระหว่างการปรับสภาพเชื้อ..... 51
4.2	กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง F/M ratio และประสิทธิภาพการกำจัด COD..... 52
4.3	ความเข้มข้นซีไอดีที่เข้าและออกระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสม..... 54
4.4	ประสิทธิภาพของระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมสภาวะต่าง ๆ..... 55
4.5	ความเข้มข้นสารอินทรีย์เฉลี่ยของระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมสภาวะต่าง ๆ..... 55
4.6	ผลของระยะเวลาเก็บกักต่อประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์โดยราผสม..... 56
4.7	สัดส่วนสารอินทรีย์ที่ระยะเวลาเก็บกักต่าง ๆ ในสภาวะการบำบัดด้วยราผสม..... 57
4.8	ความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของน้ำเสียต่อ Specific growth rate..... 59

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.9 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพสะสมของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดด้วยราผสม.....	60
4.10 ความเข้มข้นซีโอดีและประสิทธิภาพของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดด้วยราผสม สำหรับการประเมินศักยภาพการเกิดก๊าซชีวภาพ.....	61
4.11 ค่า TMP ที่ Permeate Flux ของชุดทดลอง F+AnMBR.....	64
4.12 ค่า TMP ที่ Permeate Flux ของชุดทดลอง AnMBR.....	64
4.13 ค่าพีเอชและความเป็นด่างของระบบ F+AnMBR.....	66
4.14 ค่าพีเอชและความเป็นด่างของระบบ AnMBR.....	66
4.15 ความเข้มข้นเข้าและออกของระบบ F+AnMBR.....	68
4.16 ความเข้มข้นเข้าและออกของระบบ AnMBR.....	69
4.17 ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีของระบบ F+AnMBR.....	69
4.18 ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีของระบบ AnMBR.....	70
4.19 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรอง แบบไม่ใช้อากาศที่สภาวะต่าง ๆ.....	72
4.20 ปริมาณก๊าซชีวภาพและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ F+AnMBR.....	73
4.21 ปริมาณก๊าซชีวภาพและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ AnMBR.....	73
4.22 ค่า TMP และ Permeate Flux ของระบบการบำบัดก่อนด้วยราและระบบ ปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรองแบบไม่ใช้อากาศ.....	77
4.23 ค่า TMP และ Permeate Flux ของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรอง แบบไม่ใช้อากาศ.....	77
4.24 สัดส่วนสารอินทรีย์ที่ระยะเวลาเก็บกักต่าง ๆ ของระบบ F+ AnMBR และ AnMBR.....	84

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

pH	=	พีเอช
TS	=	ของแข็งทั้งหมด
TSS, SS	=	ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด
VSS	=	ของแข็งแขวนลอยระเหยง่าย
TVS, VS	=	ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด
TCOD	=	ซีโอดีทั้งหมด
SCOD	=	ซีโอดีละลายน้ำ
TBOD	=	บีโอดีทั้งหมด
SBOD	=	บีโอดีละลายน้ำ
TOC	=	สารอินทรีย์ทั้งหมด
S _s	=	สารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้อย่างรวดเร็ว
X _s	=	สารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ช้า
S _i	=	สารอินทรีย์ละลายน้ำที่ไม่สามารถย่อยสลายได้หรือสารอินทรีย์ละลายน้ำเฉื่อย
X _i	=	อนุภาคสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้หรืออนุภาคสารอินทรีย์เฉื่อย
OUR	=	โอยูอาร์
CH ₄	=	ก๊าซมีเทน
HRT	=	ระยะเวลาเก็บกัก
VFA	=	กรดอินทรีย์ระเหยง่าย
AnMBR	=	ระบบปฏิบัติการชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ
F+AnMBR	=	ระบบรวมระหว่างการบำบัดก่อนด้วยราศสมและระบบปฏิบัติการชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

น้ำเสียจากอุตสาหกรรมในประเทศไทยมักเป็นน้ำเสียที่มีปริมาณสารอินทรีย์เข้มข้นสูง เนื่องจากประเทศไทยมีการแปรรูปผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรเป็นส่วนใหญ่ เช่น อุตสาหกรรมน้ำตาล อุตสาหกรรมผลิตเครื่องดื่มแอลกอฮอล์ และอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง เป็นต้น ซึ่งจากอุตสาหกรรมที่กล่าวมามีปริมาณสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีที่สูงกว่า 4,000 มิลลิกรัมต่อลิตร (Hamza et al., 2016) โดยน้ำเสียที่ออกจากอุตสาหกรรมเหล่านี้จะมีระบบบำบัดน้ำเสียในขั้นต้นก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดทางชีวภาพเพื่อกำจัดสารอินทรีย์ที่อยู่ในน้ำเสีย อย่างไรก็ตามระบบบำบัดทางชีวภาพมักมีข้อจำกัด เช่น ในระบบบำบัดแบบใช้อากาศไม่เหมาะกับน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงเมื่อพิจารณาจากการลงทุนในการก่อสร้างระบบบำบัด และระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศมีอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ที่ช้ากว่า มีความเป็นพิษเนื่องจากอาจมีอัตราการสะสมสารอินทรีย์ที่มากเกินไป และต้องการระบบขั้นสุดท้ายเพื่อบำบัดสารอินทรีย์ที่ยังหลงเหลือในน้ำเสีย (Leitao et al., 2006; Chan et al., 2009; Grady et al., 2011; Chan et al., 2012)

ปัจจุบันการบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังประกอบด้วยการบำบัดสารแขวนลอยในน้ำเสียด้วยวิธีทางกายภาพและเคมีซึ่งเป็นระบบบำบัดในขั้นต้น (Pre-treatment) ระบบบำบัดทางชีวภาพ (Biological Treatment) ซึ่งเป็นระบบหลักในการบำบัดน้ำเสียชนิดนี้ และระบบบำบัดขั้นหลัง (Post Treatment) โดยระบบที่ได้รับความสนใจในการบำบัดน้ำเสียดังกล่าวนี้ได้แก่ระบบบำบัดทางชีวภาพแบบไม่ใช้อากาศซึ่งผลพลอยจากการบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียคือแก๊สชีวภาพ ระบบที่ใช้กันอย่างแพร่หลายในปัจจุบันได้แก่ ระบบ Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Anaerobic Fixed Film Reactor (AFFR) Anaerobic Contact Reactor Covered Lagoon เป็นต้น โดยทั่วไประบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศสามารถรองรับปริมาณสารอินทรีย์ที่ อีกทั้งยังได้แก๊สชีวภาพเป็นผลพลอยได้ซึ่งสามารถนำไปผลิตเป็นกระแสไฟฟ้าและยังสามารถนำไปใช้ในอุตสาหกรรมได้อีกด้วย โดยระบบที่ได้รับความนิยมคือระบบ UASB สามารถบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียในรูปของซีโอดีได้สูงถึงร้อยละ 81.1-98 ที่สภาวะการสะสมสารอินทรีย์เท่ากับ 4 g COD/l-d (Xueqin et al., 2015) แต่อย่างไรก็ตามปัญหาที่พบในการบำบัดน้ำเสียสำหรับน้ำเสียที่มี

ปริมาณสารอินทรีย์ที่มีขนาดใหญ่จำเป็นต้องมีการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีขนาดใหญ่ให้มีขนาดเล็กลง ซึ่งจะช่วยให้เพิ่มความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่ายขึ้น หรือที่เรียกว่ากระบวนการไฮโดรไลซิสแต่สำหรับระบบการย่อยสลายทางชีวภาพแบบไม่ใช้ออกซิเจนในขั้นตอนดังกล่าวนี้จะใช้ระยะเวลาในการบำบัดที่ยาวนาน นอกจากนี้คุณลักษณะน้ำเสียหลังการบำบัดด้วยระบบแบบไม่ใช้ออกซิเจนยังพบว่าปริมาณสารอินทรีย์ในรูปของแข็งแขวนลอยที่หลุดลอยออกไปกับน้ำที่บำบัด สำหรับน้ำเสียที่บำบัดด้วยระบบ UASB มีปริมาณของแข็งแขวนลอยอยู่ในช่วง 500-1,100 mg/l เมื่อพิจารณาในรูปสารอินทรีย์ที่ออกจากระบบดังกล่าวมีค่าซีโอดีอยู่ในช่วง 1,500-2,600 mg/l และสัดส่วนสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ทางชีวภาพคิดเป็นร้อยละ 26.4 (Patcharin Racho, 2009) ซึ่งจะส่งผลให้เป็นภาระสารอินทรีย์ในขั้นตอนการบำบัดขั้นหลัง (Post-Treatment) ทำให้จำเป็นต้องมีขนาดของระบบบำบัดที่เพียงพอสำหรับการระบบบำบัดน้ำเสียดังกล่าวเพื่อให้ผ่านเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้ง

การนำเชื้อรามาประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียโดยข้อดีของเชื้อราคือมีความหลากหลายของเอนไซม์ที่ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียหรือของเสีย อีกทั้งยังสามารถทนได้ในสภาวะที่เป็นกรดและที่มีธาตุอาหารต่ำได้ (Erika et al., 2016) นอกจากนี้ยังสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีขนาดใหญ่หรือโครงสร้างซับซ้อนได้ดีกว่าจุลินทรีย์ชนิดอื่น ๆ เช่น สารอินทรีย์ที่ส่วนประกอบของ cellulose hemicellulose และ lignin (Cortes-Lorenzo et al., 2016) น้ำเสียที่มีโมเลกุลใหญ่ เช่น น้ำเสียอุตสาหกรรมแป้งมันปะหลังจึงมีความจำเป็นที่จะต้องมีขั้นตอนในการบำบัดก่อนโดยเมื่อพิจารณาประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปซีโอดี พบว่าเรามีประสิทธิภาพที่สูงถึงร้อยละ 85 ในขณะที่ระบบที่ใช้จุลินทรีย์มีประสิทธิภาพร้อยละ 55.76 (ศิริกานดา ธรรมพร, 2555) และการศึกษาของ Xolisa et al. (2007) ได้ศึกษาการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตไวน์ด้วยระบบบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจนโดยใช้เชื้อราเป็นจุลินทรีย์ในการบำบัดก่อน พบว่ามีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีร้อยละ 53.3 เมื่อพิจารณาสารอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid) พบว่ามีปริมาณเพิ่มสูงขึ้น 729 mg/l จากเดิม 614 mg/l ซึ่งจากคุณสมบัติดังกล่าวมีความเป็นไปได้ในการนำเชื้อรามาประยุกต์ในขั้นตอนกระบวนการไฮโดรไลซิสสำหรับระบบบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน เนื่องจากในขั้นตอนไฮโดรไลซิสมักจะมีสภาวะที่เป็นกรดซึ่งเหมาะแก่การเจริญเติบโตของเชื้อราซึ่งจะส่งผลให้ลดระยะเวลาในการบำบัด อีกทั้งยังช่วยในการปรับปรุงลักษณะน้ำเสียให้สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่ายขึ้นอีกด้วย (Lei Zhao et al., 2014)

ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) เป็นระบบหนึ่งที่มีการพัฒนาระบบให้มีประสิทธิภาพเพิ่มสูงขึ้น โดยใช้กระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจนร่วมกับระบบเยื่อกรอง (Zhidong et al., 2009; Pillay et al., 1994) โดยข้อดี

ของระบบดังกล่าวจะสามารถกักเก็บอนุภาคของสารแขวนลอยไว้ในระบบได้ ทำให้ไม่มีสารแขวนลอยหลุดออกนอกระบบ คุณภาพน้ำเสียหลังการบำบัดมีค่าคงที่ ปริมาณการทิ้งตะกอนส่วนเกินน้อย เป็นต้น (Luna et al., 2014) นอกจากนี้เมื่อพิจารณาในรูปของประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์และปริมาณแก๊สชีวภาพ พบว่ามีค่าเพิ่มสูงขึ้นประมาณร้อยละ 40 เมื่อเทียบระหว่างระบบ AnMBR และระบบ UASB (Yin et al., 2013) เมื่อพิจารณาอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ (Organic loading rate, OLR) พบว่าระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศทั่วไปมีค่าอยู่ในช่วง 1.1-23 kg/m³-d โดยมีประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ประมาณร้อยละ 80 เมื่อเทียบกับระบบ AnMBR พบว่าสามารถรองรับปริมาณสารอินทรีย์ได้มากกว่า (OLR 4.5-50 kg/m³-d) โดยมีประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ได้มากกว่าร้อยละ 90 (Visvanathan และ Abeynayaka, 2012) สำหรับความต้องการพื้นที่ในการสร้างระบบมีค่าน้อยกว่าเมื่อเทียบกับระบบอื่น ๆ เนื่องจากระบบ AnMBR สามารถกักเก็บปริมาณจุลินทรีย์ที่มากกว่าส่งให้สามารถรับอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ได้มากขึ้น ระยะเวลาเก็บกักน้อยกว่า (Jungmin et al., 2014) ด้วยเหตุนี้ในการศึกษาครั้งนี้จึงมีความสนใจในการนำระบบ AnMBR มาประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง โดยมีการนำเชื้อราเป็นระบบบำบัดก่อนเพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมต่อประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ และปัจจัยที่มีผลต่อการเดินระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

1.2 วัตถุประสงค์

- 1.2.1 เพื่อศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักต่อการบำบัดก่อนด้วยราผสมสำหรับการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูง
- 1.2.2 เพื่อศึกษาประสิทธิภาพในการบำบัด และปัจจัยที่มีผลต่อระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ
- 1.2.3 เพื่อศึกษาคูณลักษณะของตะกอนที่มีผลต่อการอุดตันเยื่อกรอง

1.3 ขอบเขตการศึกษา

งานวิจัยนี้จะทำการศึกษาการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) ซึ่งมีขอบเขตการศึกษาดังรายละเอียดต่อไปนี้

- 1.3.1 น้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงที่ใช้ในการศึกษานี้เป็นน้ำเสียสังเคราะห์โดยทำการเตรียมตามงานวิจัยของ Supawat et al. (2015) ซึ่งเป็นน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังเป็นตัวแทนน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูง

1.3.2 เชื้อราผสมที่ใช้ในการศึกษานี้เป็นเชื้อราที่เกิดขึ้นในระบบบำบัดน้ำเสียแบบบ่อต้ง (Stabilization Pond) ที่รองรับน้ำเสียจากระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศในอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง

1.3.3 พิจารณาค่าความต้านทาน อัตราการดูดซับ และคุณลักษณะของตะกอน เพื่อเชื่อมโยงลักษณะการดูดซับเชื้อกรองที่สภาวะระยะเวลาที่เก็บที่แตกต่างกัน

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 สามารถเสนอแนวทางในการเพิ่มประสิทธิภาพสำหรับการบำบัดน้ำเสียที่มีปริมาณสารอินทรีย์เข้มข้นสูง

1.4.2 ใช้เป็นข้อมูลในการเดินระบบในการเดินระบบปฏิบัติการชีวภาพเชื้อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

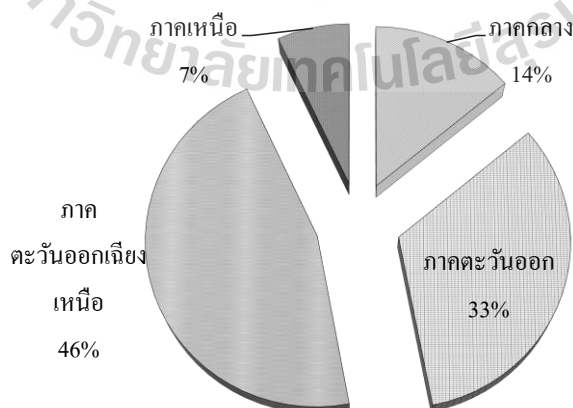
1.4.3 สามารถนำระบบปฏิบัติการชีวภาพเชื้อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยรามมาประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมอื่น ๆ ได้อย่างมีประสิทธิภาพ

บทที่ 2

ปรัทัศน์วรรณกรรมและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 อุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง

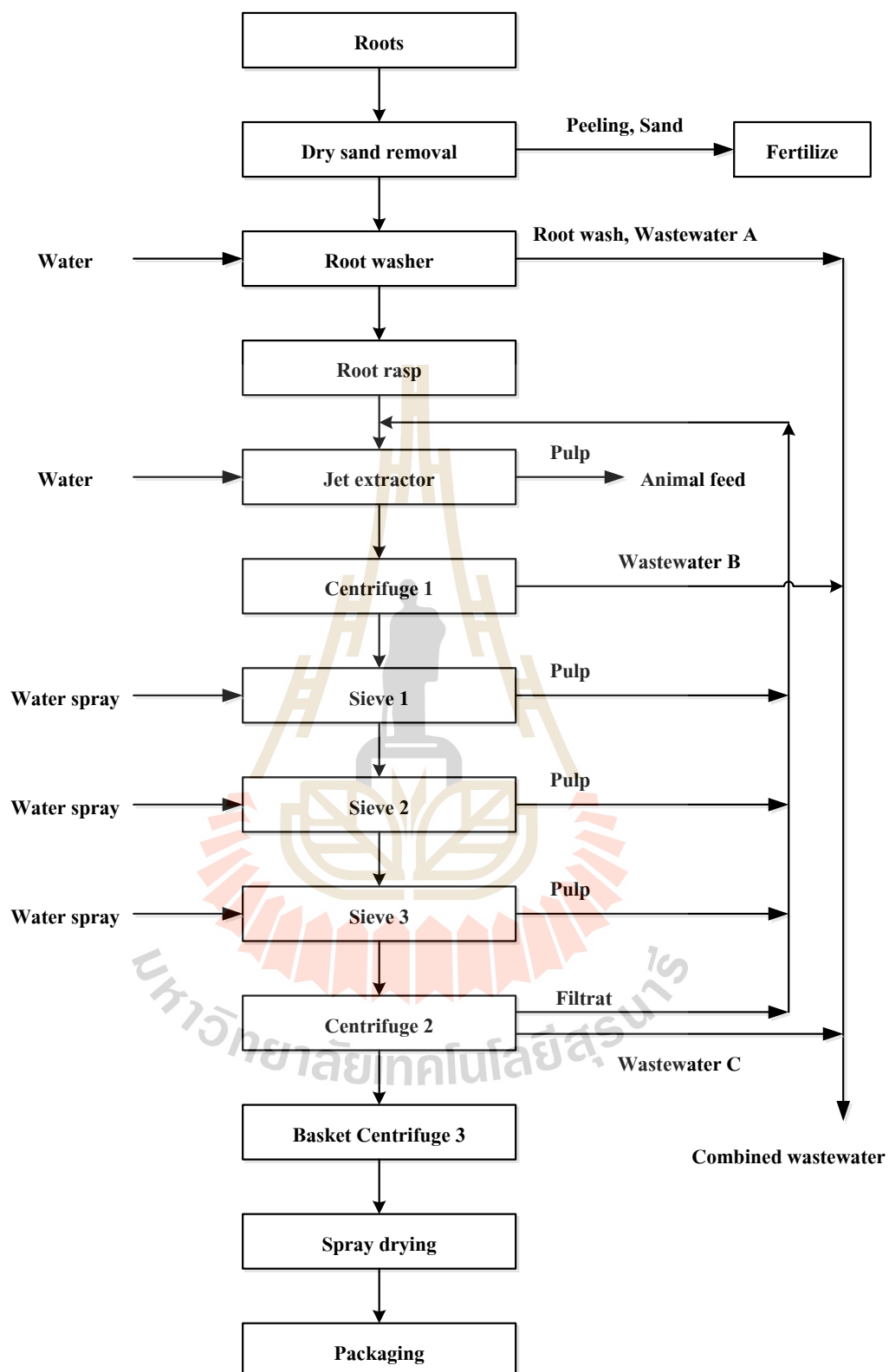
อุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลังเป็นอุตสาหกรรมการเกษตรประเภทหนึ่งที่มีความสำคัญต่อเศรษฐกิจของประเทศไทย แป้งมันสำปะหลังสกัดจากหัวมันสำปะหลัง ซึ่งเป็นพืชที่ทนต่อความแห้งแล้งได้ดี และสามารถปลูกได้ในดินที่มีความอุดมสมบูรณ์ต่ำซึ่งพืชชนิดอื่น ๆ เติบโตได้ยาก ปัจจุบันในประเทศไทยมีพื้นที่การเพาะปลูกมันสำปะหลังประมาณ 6.52 ล้านไร่ คิดเป็นมูลค่าการผลิต 16.94 ล้านตัน (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2549) พื้นที่เพาะปลูกส่วนใหญ่อยู่บริเวณภาคตะวันออกเฉียงเหนือ โดยเฉพาะในจังหวัดนครราชสีมา ชัยภูมิ และกาฬสินธุ์ เป็นต้น และเมื่อพิจารณาโรงงานผลิตแป้งมันสำปะหลังสำเร็จรูป พบว่าในภาคตะวันออกเฉียงเหนือมีโรงงานแปรรูปสูงถึงร้อยละ 46 ของโรงงานแปรรูปมันสำปะหลังภายในประเทศไทย ดังรูปที่ 2.1 ซึ่งในจังหวัดนครราชสีมามีจำนวนถึง 20 โรงงาน (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2549) อุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลังในประเทศไทยปัจจุบัน จำแนกเป็น 3 ประเภท ได้แก่ อุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลังสำเร็จรูป (Native Starch Industry) อุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลังแปรรูป (Modified Starch Industry) อุตสาหกรรมแปรรูปผลิตภัณฑ์ อื่นๆ จากแป้งมันสำปะหลัง (Starch Derivatives Industry)



รูปที่ 2.1 การกระจายตัวของโรงงานผลิตแป้งมันสำปะหลังในประเทศไทย

2.2 แหล่งเกิดและคุณลักษณะน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแปรงมันสำปะหลัง

หัวมันสำปะหลังถูกใช้เพื่อการบริโภคตรง เช่นนำไปต้มหรือทอด ต่อมาเมื่ออุตสาหกรรมเจริญก้าวหน้าขึ้น จึงได้มีการนำหัวมันสำปะหลังมาแปรรูปโดยสร้างโรงงานผลิตแปรงมันสำปะหลังขึ้น วัตถุประสงค์สำคัญคือหัวมันสำปะหลังอายุเก็บเกี่ยว 8-13 เดือน ซึ่งมีส่วนประกอบของน้ำ 59-70% แป้ง 20-40% โปรตีน 0.9-2.3% กรรมวิธีการผลิตแปรงมันสำปะหลัง มีขั้นตอนการผลิต คือ นำมันสดที่ซื้อเข้าเครื่องซังน้ำหนัก วัดเปอร์เซ็นต์ของแป้งที่มีในหัวมัน การทำความสะอาดและจัดเตรียมหัวมัน เริ่มตั้งแต่ นำหัวมันสดเข้าสู่เครื่องร่อนเพื่อแยกเอาดินออก จากนั้นลำเลียงเข้าสู่เครื่องล้างเพื่อทำความสะอาดหัวมันอีกครั้ง แล้วจึงนำเข้าสู่เครื่องสับและขูดเปลือก เพื่อให้หัวมันมีขนาดเล็กลง และแยกเอาเปลือกออก แล้วเข้าสู่เครื่องบด เมื่อบดเสร็จแล้ว จะส่งเข้าเครื่องสกัด (Extractor) แยกเอากากและน้ำแป้งออกจากกัน กากมันนี้จะถูกนำไปตากแดดให้แป้งเพื่อให้เป็นส่วนประกอบอาหารสัตว์ หรือนำไปผสมกับมันเส้นเพื่อทำมันอัดเม็ด การทำน้ำแป้งให้บริสุทธิ์ด้วยเครื่องแยกเหวี่ยง (Centrifuge) แยกเอากรดขางและเมือกออกจากน้ำแป้ง โดยการเอาน้ำสะอาดไปแทนที่น้ำที่มีสิ่งเจือปนในน้ำแป้ง น้ำแป้งที่ได้จะผ่านเครื่องสกัดเหวี่ยงแยกน้ำออก ก่อนเข้าสู่เครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (Pneumatic Dryer) คุณภาพของแปรงมันสำปะหลังจะขึ้นอยู่กับขั้นตอนการสกัดแป้งเป็นสำคัญ โดยแผนผังกระบวนการผลิตแปรงมันสำปะหลังที่เป็นแบบมาตรฐานแสดงดังรูปที่ 2.2 สำหรับน้ำเสียที่ออกจากกระบวนการผลิตแปรงมันสำปะหลังในประเทศไทยนั้นจากการสำรวจของ Loha et al (2003) พบว่ามีปริมาณอยู่ในช่วง 20-50 ลบ.ม. ต่อตันของแปรงมันสำปะหลัง โดยน้ำเสียที่เกิดขึ้นจะเกิดจากการล้างหัวมัน และในขั้นตอนของการปั่นเหวี่ยง ซึ่งแสดงดังตารางที่ 2.1 และ 2.2



รูปที่ 2.2 กระบวนการผลิตแป้งมันสำปะหลัง (Rames, 2002)

ตารางที่ 2.1 มวลสารอินทรีย์ในน้ำเสียจากกระบวนการผลิตแป้งมันสำปะหลัง (g/kg root)

Characteristic	Wastewater line			
	A	B	C	Combined
COD	0.69	55.2	6.0	61.9
BOD	0.33	26.5	2.9	29.8
Suspended solids	0.54	10.5	3.7	15.7
Dissolved solids	4.91	46.3	9.6	60.8

ที่มา Rames, 2002

ตารางที่ 2.2 คุณลักษณะน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง

Parameter	Root washing step	Extraction step	Combined wastewater from Thailand		Combined wastewater
			Nakhon Ratchasima	Chonburi	
pH	4.33-4.48	5.12-5.60	6.00	4.5-5.0	3.8-4.5
COD (mg/l)	4,500-7,557	12,077-19,083	23,500	12,000	13,500-25,000
TDS (mg/l)	738-986	805-1,089	-	4,000	6,000-8,000
SS (mg/l)	10,500-12,660	4,180-7,600	10,199	1,500	2,200-4,000
SO ₄ ²⁻ (mg/l)	-	8.16-10.45	16	-	-
N-NH ₃ (mg/l)	67-85	161-187	259	150	85-250
CH ⁻ (mg/l)	-	4.5-6.7	5	-	-
Reference	Rames, 2002		Rungrawee, 2006		Ajit et al., 2000

จากการทบทวนวรรณกรรมลักษณะน้ำเสียอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในปริมาณที่สูงทั้งในรูปที่ละลายน้ำและไม่ละลาย โดยจากตัวอย่างของการศึกษาของ Ajit et al., 2000 พบว่ามีค่าสัดส่วนซีโอดีละลายต่อซีโอดีทั้งหมดสูงถึงร้อยละ 60 นั้นหมายความว่าในน้ำเสียส่วนใหญ่มีปริมาณสารอินทรีย์ที่ละลายน้ำ และเมื่อพิจารณาสัดส่วนค่าบีโอดีต่อซีโอดี มีค่าประมาณ 0.5 จากการพิจารณาสัดส่วนของค่าบีโอดีต่อซีโอดีที่ใช้เป็นดัชนีในการประเมินความสามารถการย่อยสลายด้วยวิธีทางชีวภาพ หากมีสัดส่วนของค่าบีโอดีต่อซีโอดีมากกว่า 0.45 บ่งชี้ว่าสารอินทรีย์ชนิดนั้นสามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ดีมาก และหากสัดส่วนของค่าบีโอดีต่อซีโอดีมีค่าเท่ากับ 0.45 แสดงว่าสารอินทรีย์ชนิดนั้นสามารถย่อยสลายด้วยวิธีทางชีวภาพ

ได้ดี และหากสารอินทรีย์มีสัดส่วนของค่าบีโอดีต่อซีโอดีอยู่ในช่วง 0.2-0.3 แสดงว่ามีความสามารถการย่อยสลายด้วยวิธีทางชีวภาพได้ดี แต่หากมีสัดส่วนของค่าบีโอดีต่อซีโอดีน้อยกว่า 0.2 แสดงว่าสารอินทรีย์ชนิดนั้นไม่เหมาะสมต่อการย่อยสลายด้วยวิธีทางชีวภาพ (Patcharin Racho, 2009) อีกทั้งยังมีค่าแอมโมเนียในโตรเจนประมาณ 85-250 มิลลิกรัมต่อลิตร เมื่อเปรียบเทียบกับค่า COD: N พบว่ามีค่าเท่ากับ 100:0.65 ซึ่งค่าดังกล่าวเป็นค่าที่น้อยมากหากนำน้ำเสียดังกล่าวมาผ่านกระบวนการบำบัดแบบใช้อากาศ เนื่องจากความต้องการของจุลินทรีย์ที่ต้องการธาตุอาหารในการย่อยสลาย แต่ค่าดังกล่าวสามารถย่อยสลายด้วยระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ เนื่องจากความต้องการธาตุอาหารของระบบย่อยสลายแบบใช้อากาศ มีค่ามากกว่าแบบไม่ใช้อากาศ นอกจากนี้ยังพบไซยาไนด์ที่ปนเปื้อนอยู่ในน้ำเสียดังกล่าวอีกด้วย แต่อย่างไรก็ตามลักษณะของน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังประกอบด้วยแป้งที่ผสมอยู่ในน้ำเสียซึ่งแป้งเป็นสารอินทรีย์ที่มีโมเลกุลขนาดใหญ่ หากนำไปบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพอาจจะใช้เวลาในการบำบัดอีกทั้งอาจจะส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมหากมีการรั่วไหลออกนอกโรงงานอุตสาหกรรม

2.3 เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง

ปัจจุบันการบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังประกอบด้วยกระบวนการบำบัดสารแขวนลอยในน้ำเสียด้วยวิธีทางกายภาพและเคมีซึ่งเป็นระบบบำบัดในขั้นต้น (Pretreatment) ระบบบำบัดทางชีวภาพ (Biological Treatment) ซึ่งเป็นระบบหลักในการบำบัดน้ำเสียชนิดนี้ และระบบบำบัดขั้นหลัง (Post Treatment) โดยระบบที่ได้รับความสนใจในการบำบัดน้ำเสียดังกล่าวนี้ได้แก่ระบบบำบัดทางชีวภาพแบบไม่ใช้อากาศซึ่งผลพลอยจากการบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียคือแก๊สชีวภาพ ระบบที่ใช้กันอย่างแพร่หลายในปัจจุบันได้แก่ ระบบ Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Anaerobic Fixed Film Reactor (AFFR) Anaerobic Contact Reactor Covered Lagoon เป็นต้น

2.3.1 เทคโนโลยีการบำบัดด้วยวิธีทางกายภาพและเคมี

ลักษณะน้ำเสียที่ออกจากกระบวนการผลิตแป้งมันสำปะหลังส่วนใหญ่จะประกอบไปด้วยสารอินทรีย์ขนาดใหญ่ซึ่งเป็นสารแขวนลอย และโดยทั่วไปวิธีการบำบัดสารแขวนลอยในน้ำเสียมักจะใช้กระบวนการบำบัดทางกายภาพซึ่งได้แก่ การตกตะกอน การกรองด้วยตะแกรง เพื่อกำจัดสารแขวนลอยในน้ำเสียก่อนเข้าสู่กระบวนการบำบัดในขั้นตอนถัดไป ในบางงานวิจัยได้มีการนำสารก่อตะกอน และสารรวมตะกอน (Coagulation-flocculation) มาใช้ในการกำจัดสารแขวนลอยในน้ำเสียโดยใช้เกลืออลูมิเนียม (Aluminum salt) จากผลการทดลองพบว่า สามารถ

ลดค่าซีโอดีให้เหลือ 2,000 mg/l จาก 14,000 mg/l ก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดทางชีวภาพ ซึ่งจากผลการศึกษาดังกล่าวจะเห็นว่าสารแขวนลอยในน้ำเสียส่วนใหญ่เป็นสารอินทรีย์

2.3.2 เทคโนโลยีการบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพ

สำหรับเทคโนโลยีการบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพมีด้วยกัน 2 กระบวนการคือ กระบวนการบำบัดแบบใช้อากาศ และกระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ ซึ่งในแต่ละกระบวนการสามารถบำบัดสารอินทรีย์ได้ทั้งคู่ แต่ในระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศสามารถรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์ได้สูงกว่าอีกทั้งยังมีผลพลอยได้จากการย่อยสลายคือแก๊สชีวภาพ จึงเหมาะสำหรับน้ำเสียที่มีปริมาณสารอินทรีย์สูงเช่นน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง

2.3.2.1 ระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ

ระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศเป็นระบบที่ได้ความนิยมอย่างมากในการบำบัดสารอินทรีย์ในอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง เนื่องจากน้ำเสียที่ออกจากกระบวนการผลิตมีปริมาณสารอินทรีย์สูงส่งผลให้มีค่าภาระสารอินทรีย์สูง อีกทั้งระบบบำบัดดังกล่าวมีการใช้พลังงานในการเดินระบบที่น้อยกว่าเมื่อเทียบกับระบบแบบใช้อากาศ อีกทั้งยังมีผลพลอยได้จากการย่อยสลายคือแก๊สชีวภาพ ดังแสดงตารางที่ 2.3 ได้สรุปประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังด้วยระบบแบบไม่ใช้อากาศ เช่น การศึกษาของ Xueqin et al. (2015) ได้ทำการศึกษาระบบบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์จากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังด้วยระบบแบบไม่ใช้อากาศ เช่น การศึกษาของ Xueqin et al. (2015) ได้ทำการศึกษาระบบบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์จากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังด้วยระบบ Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) โดยศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักที่มีผลต่อประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ จากผลการศึกษาพบว่าระยะเวลาเก็บกักที่เหมาะสมคือที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 6 ชั่วโมง ซึ่งสามารถบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำได้สูงถึงร้อยละ 81.1-98 ที่สภาวะภาระบรรทุกสารอินทรีย์เท่ากับ 4 g COD/l/d ที่ความเข้มข้นซีโอดี 1,000 mg/l สำหรับแก๊สชีวภาพที่ได้จากการย่อยสลายมีอัตราการเกิดเท่ากับ 0.33 l CH₄/g COD_{remove} และเมื่อลดระยะเวลาเก็บกักเหลือ 3 ชั่วโมงพบว่าเกิดการสะสมของสารอินทรีย์ระเหยง่ายส่งผลทำให้เกิดความเป็นพิษต่อกลุ่มจุลินทรีย์ที่ผลิตแก๊สชีวภาพ แต่อย่างไรก็ตามในการศึกษานี้ยังพบการหลุดลอยของตะกอนจุลินทรีย์ส่งผลให้คุณภาพน้ำที่ออกจากระบบยังมีปริมาณสารอินทรีย์ที่หลงเหลืออยู่

ระบบที่ได้รับความนิยมอีกประเภทคือระบบบำบัดแบบบ่อ จากการศึกษาของ Rajbhadai และ Annachhatre (2004) ได้ศึกษาระบบบ่อ Anaerobic pond ในการบำบัดน้ำเสียดังกล่าวโดยปริมาณน้ำเสียที่เข้าระบบเท่ากับ 5,000 m³/d มีการใช้พื้นที่ในการบำบัดเท่ากับ 7.39 ha และขนาดของบ่อ Facultative pond เท่ากับ 29.11 ha จากผลการศึกษาพบว่าประสิทธิภาพในการบำบัดซีโอดี คิดเป็นร้อยละ 90 อีกทั้งยังสามารถบำบัดสารไฮยาไนด์ได้ร้อยละ 51 สำหรับระบบบำบัดแบบบ่อจำเป็นต้องมีพื้นที่กว้างสำหรับการรองรับน้ำเสียในการบำบัด

ตารางที่ 2.3 สรุปประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังด้วยระบบแบบไม่ใช้อากาศ

Reactor type	OLR (kg COD/m ³ -d)	HRT (d)	COD removal (%)	References
Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)	33.0-40.0	0.5	94.0-98.0	Hein et al., 1999
	10.0-16.0	0.2	≈95	Ajit et al., 2000
	28.6-42.7	0.3	84.3-90.2	Mai et al., 2004
	4.0	0.25	81.1-98.7	Xueqin et al., 2015
Anaerobic fixed film (AFF)	2.0-10.0	2.0-4.0	70.0-80.0	Chaiprasert et al., 2003
	2.3	3.0	88.9	Barana and Cereda, 2000
Anaerobic baffle reactor (ABR)	1.2	3.0	67.0	Movahedian et al., 2007
Anaerobic pond	2.8	10.0	57.0	Polprasert and Chatsanguthai, 1989
	-	-	90.0	Rajbhadai and Annachhatre, 2004

2.3.2.1 ระบบบำบัดแบบใช้อากาศ

สำหรับระบบบำบัดแบบใช้อากาศสำหรับการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังมักจะใช้เป็นระบบบำบัดหลังจากระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ แต่ยังมีบางงานวิจัยที่มีการใช้ระบบ Membrane bioreactor (MBR) ในการบำบัดน้ำเสียดังกล่าว โดยในการศึกษาของ Subagio et al., 2015 ได้นำข้อดีของระบบ MBR ที่สามารถรองรับสารอินทรีย์ได้สูงเมื่อมีการกักเก็บจุลินทรีย์ในระบบให้มากพอต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ จากการศึกษาพบว่า ปริมาณ MLSS ที่กักเก็บไว้ในระบบมีความเข้มข้นในช่วง 4,500-15,000 mg/l COD ที่ถูกป้อนเข้าระบบอยู่ในช่วง 4,000-9,000 mg/l เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์พบว่า มีประสิทธิภาพร้อยละ 94 ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง

จากที่กล่าวมาทั้งหมดจะเห็นว่าระบบที่เหมาะสมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังคือระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศเนื่องจากสามารถรองรับปริมาณสารอินทรีย์ที่ได้ อีกทั้งยังได้แก๊สชีวภาพเป็นผลพลอยได้ซึ่งสามารถนำไปผลิตเป็นกระแสไฟฟ้าและยังสามารถนำไปใช้

ในอุตสาหกรรมได้อีกด้วย แต่อย่างไรก็ตามปัญหาที่พบหลังการด้วยระบบแบบไม่ใช้อากาศคือยังพบปริมาณสารอินทรีย์ในรูปของแข็งแขวนลอยที่หลุดลอยออกไปกับน้ำที่บำบัดแล้วซึ่งจะส่งผลให้เป็นภาระสารอินทรีย์ในระบบถัดไป ดังนั้นด้วยคุณสมบัติของเมมเบรนจะสามารถกักเก็บสารแขวนลอยได้อย่างมีประสิทธิภาพทำให้ลดภาระบรรทุกสารอินทรีย์ในระบบถัดไปได้

2.4 การใช้เชื้อราสำหรับการบำบัดน้ำเสียและของเสีย

ปัจจุบันมีการนำเชื้อรามาประยุกต์ใช้ในการบำบัดของเสียอย่างกว้างขวางซึ่งเชื้อราสามารถกำจัดได้ทั้งสารอินทรีย์และสารอนินทรีย์ โดยข้อดีของเชื้อราจะมีความหลากหลายของเอนไซม์ที่ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียหรือของเสีย อีกทั้งยังสามารถทนได้อยู่ในสภาวะที่เป็นกรดและที่มีธาตุอาหารต่ำได้ (Erika et al., 2016) ว่าเป็นกลุ่มจุลชีพ Heterotrophic Cukaryotic ซึ่งมีความสามารถปล่อยเอนไซม์ได้หลากหลายในการย่อยสลายสารในกลุ่มโปรตีน เช่น Protease และ Laccase เป็นต้น โดยในแต่ละชนิดของเชื้อราสามารถย่อยสลายมลพิษในสิ่งแวดล้อมได้แตกต่างกันไม่ว่าจะเป็นน้ำเสียที่มีส่วนประกอบของยา โลหะหนัก และสีจากอุตสาหกรรมฟอกย้อม

2.4.1 การบำบัดน้ำเสียด้วยเชื้อรา

จากการทบทวนวรรณกรรมพบว่า มีงานวิจัยที่มีการใช้ราสำหรับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมผลิตยา อุตสาหกรรมฟอกย้อม น้ำเสียที่มีส่วนประกอบของฟีนอล น้ำเสียที่มีการปนเปื้อนโลหะหนัก ซึ่งเชื้อราจะสร้างเอนไซม์ที่มีความเฉพาะเจาะจง และไม่เฉพาะเจาะจงเพื่อย่อยสลายสารต่าง ๆ ในน้ำเสีย สำหรับการบำบัดน้ำเสียสีย้อมนั้นมีความสามารถในการดูดซับสีได้อย่างมีประสิทธิภาพ จากงานวิจัยของ Faisal et al. (2006) ได้นำรามาประยุกต์ใช้ร่วมกับระบบ Submerged membrane bioreactor (MBR) ในการบำบัดน้ำเสียสีย้อมสามารถบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียได้ร้อยละ 97 ในรูปของ TOC และสามารถกำจัดสีได้สูงถึงร้อยละ 99 ที่สภาวะเวลาเก็บกัก 15 ชั่วโมง และยังมีงานวิจัยอื่น ๆ ที่มีการศึกษาดังแสดงในตารางที่ 2.4

ตารางที่ 2.4 สรุปงานวิจัยที่เกี่ยวข้องสำหรับการใช้ราสำหรับการบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสีย

Fungal strain	Reactor type	Pollutant	Operational conditions	Pollutant concentration and removal efficiency	Ref.
<i>Aspergillus lentulus</i>	Aerated bioreactor	Dye (Acid Blue 120)	Fed-batch, Inoculum: 2 g dry biomass/L, Working volume: 3.5 L, pH 6.5, T: 30 C, Operation time: 5 cycles (12 h each)	Concentration 100 mg/L Removal 90%	P. Kaushik et al., 2014
<i>Phanerochaete chrysosporium</i>	Stirred tank	Pharmaceuticals Diclofenac (D) Ibuprofen (I)	Fed-Batch, Inoculum: 1.2 g/ L, Working volume: 2 L, Agitation: 200 rpm, pH: 4.5, T: 30 C, HRT: 24 h	Concentration 0.6–1.2 mg/L Removal D: 100% N: 77–99%	A.I. Rodarte et al., 2012
<i>Pleurotus ostreatus</i>	Bubble column	Pollutants from cotton pulp black liquor	Sequencing batch, Inoculum: 5.0 g dry weight, Aeration: air, 1.2 L min/L, pH 6.0, T: 30 C, Operation time: 48	Concentration Color: 19,000–20,000 CU, COD: 4000–5000 mg/L Removal Color: 76%, COD: 80%	L.H. Zhao et al., 2008
<i>Trametes (Coriolus versicolour)</i>	Bubble column	Pollutants from olive washing wastewater Colorant, COD, Phenols	Batch Sterile conditions, Inoculum: 100 mL mycelium, Working volume: 1 L, Aeration: air 0.3 vvm, pH: 4.1–4.3, T: 28 C, Operation time: 8 d	Concentration Colorimetric units: 385 COD: 2500 mg/L, Phenols: 277 mg/L, Removal Color: 60%, COD: 72%, Phenols: 8%	F. Cerrone et al., 2011

2.4.2 การบำบัดก่อนด้วยเชื้อราสำหรับการบำบัดน้ำเสียและของเสีย

นอกจากการนำเชื้อรามาประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียแล้วยังมีงานวิจัยที่ได้นำข้อดีของเชื้อรามาใช้ในการบำบัดก่อน เนื่องจากการใช้เชื้อราในการบำบัดน้ำเสียสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีขนาดใหญ่หรือ โครงสร้างซับซ้อนได้ดีกว่าจุลินทรีย์ชนิดอื่น ๆ เช่น สารอินทรีย์ที่ส่วนประกอบของ cellulose hemicellulose และ lignin (Cortes-Lorenzo et al., 2016) จึงได้มีการนำเชื้อรามาช่วยในการย่อยสลายสารที่มีโมเลกุลใหญ่หรือที่มีโครงสร้างซับซ้อนเพื่อให้ง่ายต่อการนำไปใช้ของจุลินทรีย์ชนิดอื่น ๆ สำหรับงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการบำบัดน้ำเสียโดยใช้เชื้อราในการบำบัดก่อนมีด้วยกันหลายงานวิจัย เช่น งานวิจัยของ Xolisa et al., 2007 ได้ศึกษาการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตไวน์ด้วยระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศโดยมีเชื้อราเป็นจุลินทรีย์ที่ใช้ในการบำบัดก่อน ขนาดของถังปฏิกรณ์มีจำนวน 2 ถัง คือ ถังย่อยแบบไม่ใช้อากาศขนาด 2.5 ลิตร และถังสำหรับบำบัดก่อนด้วยขนาด 0.5 ลิตร ระยะเวลาเก็บกักภายในถัง 2 ถัง ประมาณ 48 ชั่วโมง เมื่อผ่านการบำบัดก่อนด้วยพบว่าสามารถกำจัดสารฟีนอลได้สูงถึงร้อยละ 72.5 ประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีร้อยละ 53.3 เมื่อพิจารณาสารอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid) พบว่ามีปริมาณเพิ่มสูงขึ้น 729 mg/l จากเดิม 614 mg/l

นอกจากนี้ยังงานวิจัยที่มีการใช้เชื้อราสำหรับการบำบัดน้ำเสียที่มีปริมาณคาร์โบไฮเดรตสูง ได้แก่ น้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมัน อุตสาหกรรมผลิตน้ำตาล อุตสาหกรรมเบียร์ เป็นต้น งานวิจัยที่ได้ศึกษาน้ำเสียประเภทดังกล่าว เช่น งานวิจัยของ ศิริกานดา ธรรมพร (2555) ได้ทำการศึกษาระบบ Downflow Hanging Sponge (DHS) มาประยุกต์ใช้ร่วมกันระหว่างเชื้อราและแบคทีเรียจากผลการศึกษาพบว่า ระบบ Fungal Downflow Hanging Sponge (FDHS) มีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีทั้งหมดได้ร้อยละ 71.79 ในขณะที่ระบบ Bacterial Downflow Hanging Sponge (BDHS) มีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีทั้งหมดได้ร้อยละ 55.76 การกระจายตัวของโมเลกุลในน้ำเสียส่วนใหญ่ประกอบด้วยสารอินทรีย์ที่มีขนาดใหญ่กว่าร้อยละ 85 หลังการบำบัดด้วยระบบ FDHS สารอินทรีย์ขนาดใหญ่จะถูกย่อยสลายไปเป็นสารอินทรีย์ที่มีขนาดเล็กด้วยกระบวนการไฮโดรไลซิสได้ดีกว่าระบบ BDHS เมื่อใช้ระบบร่วมระหว่างเชื้อราและแบคทีเรียพบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีทั้งหมดเพิ่มขึ้นจากการบำบัดด้วยเชื้อราอย่างเดียวมากกว่าร้อยละ 38.37

สำหรับของเสียที่ได้รับความสนใจในการศึกษาเป็นจำนวนมากได้แก่ ของเสียจากอุตสาหกรรมกระดาษไม่ว่าจะเป็น ฟางข้าว หล้า มันฝรั่ง ชังข้าวโพด เป็นต้น จากการทบทวนวรรณกรรมสามารถสรุปได้ดังตารางที่ 2.5 แสดงให้เห็นถึงการเพิ่มขึ้นของสารตั้งต้นก่อนจะถูกย่อยสลายในขั้นตอนถัดไป เช่น การศึกษาของ Lei Zhao et al., 2014 ได้ทำการศึกษาการเพิ่มศักยภาพการ

ผลิตแก๊สไฮโดรเจนโดยการบำบัดก่อนด้วยเชื้อราสำหรับย่อยสลายซังข้าวโพด จากผลการศึกษาพบว่าสามารถเพิ่มผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนจาก 6.7 mmol H₂/L/hr เป็น 9.6 mmol H₂/L/hr เมื่อเปรียบเทียบกับระบบที่ไม่มีการบำบัดก่อนด้วยรา

ตารางที่ 2.5 สรุปผลกระทบที่เกิดขึ้นในขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยรา

Fungal strain	Substrate	Sugar/ethanol yield	References
Phaerochaete chrysosporium	Rice straw	50% glucose yield 50% ethanol yield	Bak et al. (2009)
Euc-1	Wheat straw	22.5% total sugar yield	Dias et al. (2010)
Cyathus stercoeus	Corn stover	36% glucose yield	Keller et al. (2003)
Irpex lactues	Corn stover	66.4% total sugar yield	Xu et al. (2010)
Ceriporiopsis subvermispora	Corn stover	56–66% glucose yield and 57.8% ethanol yield	Wan and Li (2010)

2.5 ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

2.5.1 ชนิดของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

รูปแบบระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศในปัจจุบันระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศสามารถแบ่งชนิดได้แก่ 3 ชนิดได้แก่ External – cross flow, internal submerge และ external submerge (Liao et al., 2006) มีรายละเอียดดังต่อไปนี้ ดังรูปที่ 2.3 และมีข้อดี-เสียของแต่ละชนิดระบบสามารถสรุปได้ดังตารางที่ 2.6

2.5.1.1 แบบ external – cross flow

เมมเบรนจะแยกออกจากถังปฏิกรณ์ โดยที่เมมเบรนทำงานภายใต้สภาวะที่มีแรงดันเพื่อก่อให้เกิดการซึมผ่าน ตะกอนจุลินทรีย์จะอยู่ในถังปฏิกรณ์และถูกสูบเข้าสู่เมมเบรน โดยปั๊มแรงดันทำให้เกิดการซึมผ่านเมมเบรน ตะกอนส่วนที่ไม่ผ่านกรอง (retentae) จะถูกสูบกลับมายังถังปฏิกรณ์ชีวภาพ

2.5.1.2 แบบ internal submerge

เมมเบรนจะจมอยู่ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพ และซึมผ่าน โดยอาศัยแรงดันสุญญากาศ หรือ เมมเบรนสามารถติดตั้งที่แชมป์เบอร์ (chamber) แยกออกจากถังปฏิกรณ์ชีวภาพแต่ก็ยังจมอยู่ในตะกอนจุลินทรีย์และมีการเดินระบบภายใต้สภาวะสุญญากาศ

2.5.1.3 แบบ external submerge

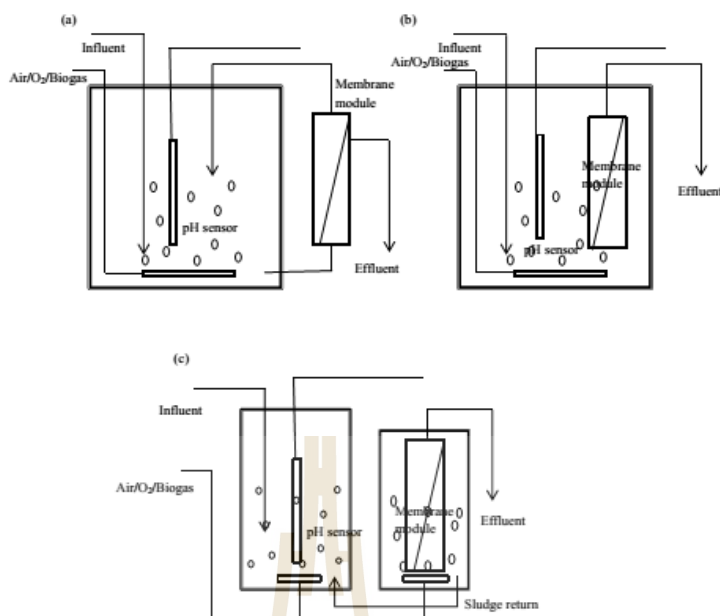
ตะกอนจุลินทรีย์จากถังปฏิกรณ์ชีวภาพจะถูกสูบไปยัง external chamber ซึ่งการที่แยกเมมเบรนออกจากถังปฏิกรณ์นั้นจะช่วยให้สะดวกในการทำมาความสะอาดและการเปลี่ยนเมมเบรนในกรณีที่เมมเบรนเกิดการชำรุด หรืออุดตัน

ในปัจจุบันเริ่มมีความสนใจในการใช้ถังปฏิกรณ์ชีวภาพแบบแยกตะกอนด้วยเมมเบรนจมตัวในการปรับปรุงคุณภาพน้ำ การใช้เมมเบรนแยกน้ำกับตะกอนทำให้มวลสารในระบบไม่สูญหายไปกับน้ำและคุณภาพของน้ำที่ออกจากระบบมีคุณภาพดีกว่าระบบธรรมดาสามารถลดต้นทุนการก่อสร้างอันเนื่องมาจากราคาที่ดินเพราะเป็นระบบที่ต้องการพื้นที่น้อย อีกทั้งไม่ต้องมีการบำบัดตะกอนซึ่งช่วยลดค่าใช้จ่ายในการเดินระบบเป็นอย่างมาก แต่ข้อจำกัดของถังปฏิกรณ์ชีวภาพแบบแยกตะกอนด้วยเมมเบรนจมตัว ก็คือการอุดตันของเมมเบรน ซึ่งมีวิธีการในการลดการอุดตันอยู่หลายวิธี คือ การทำความสะอาดด้วยสารเคมี, การทำความสะอาดด้วยเครื่องมือ, การควบคุมอัตราการไหล และการปรับปรุงผิวของเมมเบรน เป็นต้น

แต่เนื่องด้วยระบบ Submerged Membrane Bioreactor (SMBR) ยังมีข้อจำกัดเรื่องการอุดตันเยื่อกรอง (Membrane fouling) เนื่องจากจุลินทรีย์มีขนาดใหญ่กว่าขนาดรูพรุนของเยื่อกรอง ทำให้เกิดการสะสมบนผิวหน้าเยื่อกรอง การอุดตันจะทำให้อัตราน้ำซึมผ่านเยื่อกรอง (Permeate flux) ลดลง ทำให้ต้องใช้พลังงานสูง ดังนั้นจึงจำเป็นต้องทำการจัดการปัญหาเรื่องการอุดตันเยื่อกรอง

ตารางที่ 2.6 ข้อดี และข้อจำกัดของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรอง (Till and Mallia., 2001)

External	Submerged
ข้อดี <ul style="list-style-type: none"> ใช้พื้นที่น้อย สามารถควบคุมออกซิเจนได้ตามต้องการ สามารถรองรับอัตราการอินทรีย์สูง ความถี่ในการทำมาความสะอาดต่ำ ค่าใช้จ่ายในการเดินระบบต่ำ ใช้พลังงานน้อย 	ข้อดี <ul style="list-style-type: none"> ใช้พื้นที่น้อย กำจัดของแข็งได้อย่างสมบูรณ์ สามารถรองรับอัตราการอินทรีย์สูง สามารถกำจัด COD, ของแข็ง และสารอินทรีย์ได้ในชุดเดียว มีสลัดจ์ต่ำ
ข้อจำกัด <ul style="list-style-type: none"> เยื่อกรองเกิดการอุดตันได้ง่าย 	ข้อจำกัด <ul style="list-style-type: none"> เยื่อกรองเกิดการอุดตัน ค่าใช้จ่ายในการสูบน้ำสูงถึง 60-80% ของค่าใช้จ่ายทั้งหมด มีความต้องการในการทำมาความสะอาดสูง



รูปที่ 2.3 ชนิดของระบบปฏิบัติการชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

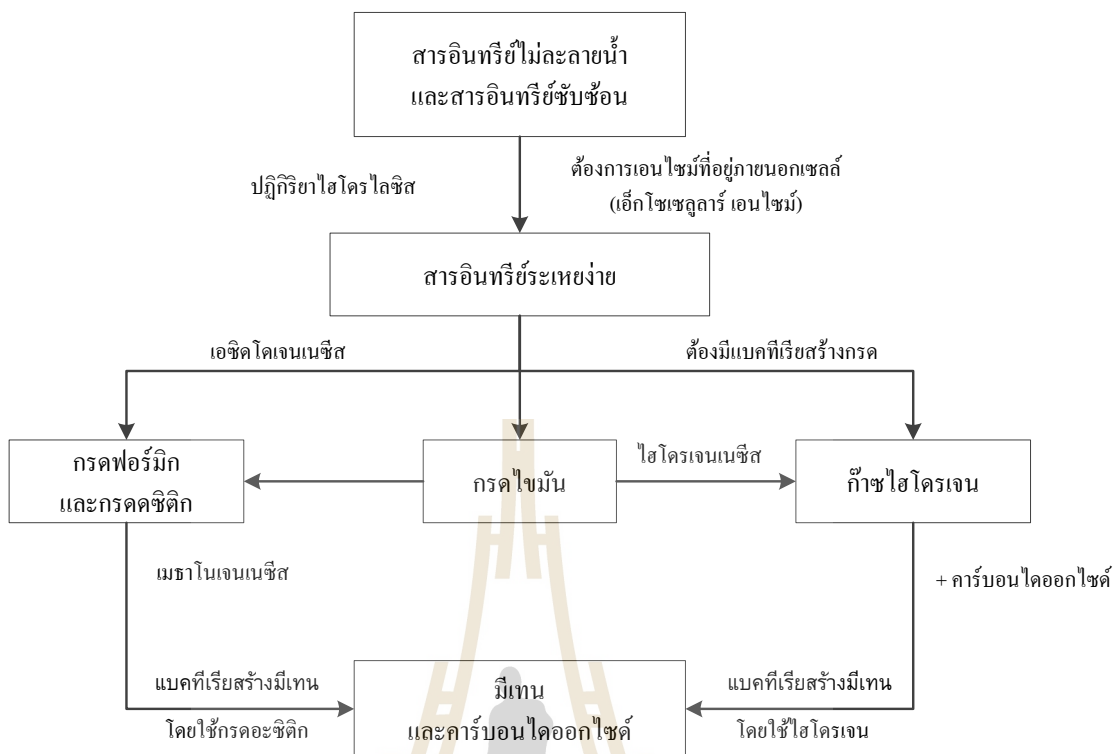
(a) External cross-flow AnMBR (b) Submerged AnMBR (c) External submerge AnMBR

(Mengni Han., 2012)

2.5.2 การย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไม่ใช้อากาศ

น้ำเสียที่มีความสกปรกสูงควรมีการจัดการที่เหมาะสม โดยในปัจจุบันระบบบำบัดที่ได้รับความนิยมได้แก่ ระบบบำบัดทางชีวภาพแบบไม่ใช้อากาศ ซึ่งเป็นระบบที่สามารถรองรับปริมาณสารอินทรีย์ที่สูงได้ ประสิทธิภาพสูง อีกทั้งยังได้ก๊าซชีวภาพในการนำไปใช้เป็นพลังงานหมุนเวียนได้อีกด้วย ลักษณะการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัดทางชีวภาพแบบไม่ใช้อากาศ มีขั้นตอนการย่อยสลายแบบไม่ใช้อากาศ ดังรูปที่ 2.4 และมีรายละเอียดขั้นตอนการย่อยสลาย 4 ขั้นตอนดังต่อไปนี้

ขั้นที่ 1 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ (Hydrolysis) เป็นขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีขนาดโมเลกุลใหญ่ (Polymer) เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีนและไขมัน ให้กลายเป็นสารอินทรีย์ที่มีขนาดโมเลกุลเล็กหรือสารอินทรีย์โมเลกุลเดี่ยว (Monomer) เช่น น้ำตาล กรดอะมิโน และกรดไขมัน เพื่อให้แบคทีเรียสามารถนำไปใช้ภายในเซลล์ได้ ขั้นตอนนี้เกิดขึ้นภายนอกเซลล์แบคทีเรีย โดยอาศัยเอนไซม์ที่แบคทีเรียสร้างกรด (Acidogens) ปล่อยออกมา ทำให้เกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสสลายอนุภาคสารอินทรีย์และลดขนาดสารอินทรีย์ที่มีขนาดโมเลกุลใหญ่ให้เล็กลงเพื่อที่จะผ่านเยื่อหุ้มเซลล์ได้ง่าย



รูปที่ 2.4 ขั้นตอนการย่อยสลายทางชีวภาพแบบไม่ใช้ออกาศ

ขั้นที่ 2 ขั้นตอนการสร้างกรด (Acidogenesis) เป็นขั้นตอนการเปลี่ยนสารอินทรีย์โมเลกุลเล็กให้กลายเป็นกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid) โดยจุลินทรีย์ในกลุ่ม Fermentative bacteria หรือ Acid forming bacteria ซึ่งเป็นแบคทีเรียสร้างกรดที่ทำหน้าที่ในการดูดซึมสารอินทรีย์โมเลกุลเล็กที่สามารถละลายน้ำได้จากการไฮโดรไลซิสในขั้นที่ 1 เข้าสู่เซลล์ เพื่อใช้เป็นแหล่งคาร์บอนและพลังงานในการผลิตพวกกรดระเหยง่ายที่มีสายโซ่โมเลกุลสั้น เช่น กรดอะซิติก (Acetic acid) กรดโพรไพโอนิก (Propionic acid) กรดบิวไทริก (Butyric acid) เป็นต้น นอกจากนี้ในระหว่างกระบวนการทางชีวภาพเคมีของการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีขนาดโมเลกุลเล็กนี้ แบคทีเรียสร้างกรดจะผลิตไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาด้วย

ขั้นที่ 3 ขั้นตอนการเปลี่ยนกรดอินทรีย์เป็นกรดอะซิติก (Acetogenesis) โดยแบคทีเรียสร้างกรดอะซิติก (Acetogenic) จะทำการย่อยสลายกรดระเหยง่ายที่มีขนาดโมเลกุลใหญ่หรือมีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอม และสารประกอบที่เป็นกลางซึ่งมีขนาดโมเลกุลใหญ่กว่าเมทานอล ได้แก่ แอลกอฮอล์ กรดโพรไพโอนิก กรดบิวไทริก กรดไอโซบิวไทริก (Isobutyric acid) กรดแลคติก (Lactic acid) เป็นต้น ให้กลายเป็นกรดอะซิติก คาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน โดยแบคทีเรียกลุ่ม Homogenic bacteria ซึ่งเป็นแบคทีเรียในกลุ่มของ Facultative bacteria

ขั้นที่ 4 ขั้นตอนการสร้างมีเทน (Methanogenesis) เป็นขั้นตอนการเปลี่ยนกรดอะซิติกให้กลายเป็นมีเทน โดยแบคทีเรียกลุ่ม Methanogenic bacteria ซึ่งเป็นแบคทีเรียที่ไม่ใช้ออกซิเจนหรือออกซิเจนอิสระ (Strictly anaerobic bacteria) โดยจะสามารถเจริญเติบโตได้ดีและเปลี่ยนกรดอะซิติกไปเป็นมีเทนได้ในสภาวะไร้ออกซิเจนเท่านั้น ดังนั้น ในขั้นตอนนี้กรดอะซิติกและไฮโดรเจนที่ได้จากการย่อยสลายกรดอินทรีย์จะถูกรวบรวมและถูก Methanogenic bacteria นำไปใช้ในการสร้างมีเทนภายใต้สภาวะไม่ใช้ออกซิเจน แต่อย่างไรก็ตาม Methanogenic bacteria อาจจะสามารถสร้างมีเทนได้จากซับสเตรตอย่างง่าย เช่น เมทธานอล กรดฟอร์มิก (HCOOH) แต่ไม่สามารถหมักซับสเตรตละลายน้ำได้ (Ponsa et al., 2008)

2.5.3 การอุดตันเยื่อกรอง

2.5.3.1 ลักษณะของการอุดตันเยื่อกรอง

เนื่องจากข้อจำกัดที่สำคัญของระบบ AnMBR ก็คือการอุดตัน ซึ่งการอุดตันของเยื่อกรองนั้นขึ้นอยู่กับคุณสมบัติของเยื่อกรอง คือเกี่ยวกับขนาดรูพรุน และคุณสมบัติของสารละลายที่จะทำการกรองขึ้นอยู่กับขนาดอนุภาคที่ปนอยู่ในสารละลายนั้น ส่งผลให้เกิดการอุดตันโดยการอุดตันมีหลายรูปแบบ ดังรูปที่ 2.5 เกิดจากอนุภาคขนาดใหญ่กว่าขนาดของรูพรุนเยื่อกรองเกิดการสะสมที่ผิวเยื่อกรอง อีกทั้งยังเกิดจากอนุภาคที่มีขนาดใกล้เคียงกับขนาดรูพรุนของเยื่อกรองซึ่งส่งผลให้เกิดการอุดตันที่รูพรุนของเยื่อกรอง และรูปแบบสุดท้าย และเกิดจากอนุภาคที่มีขนาดเล็กกว่าขนาดรูพรุนของเยื่อกรองมากๆ ส่งผลให้คุณภาพของน้ำที่ผ่านเยื่อกรองมีการเปลี่ยนแปลงและทั้ง 2 รูปแบบนั้น ส่งผลกระทบต่อการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลผ่านเยื่อกรอง (Permeate flux) ให้มีค่าลดลง โดยการประเมินการอุดตันนั้นพิจารณาค่าแรงดันผ่านเยื่อกรอง (Transmembrane pressure, TMP) และค่าความต้านทานของการอุดตันแต่ละชนิดดังนั้นจึงจำเป็นต้องตรวจสอบความต้านทาน โดยมีความสัมพันธ์ระหว่าง Permeate flux และ Transmembrane Pressure (TMP) ดังสมการที่ 2.1 (Chang et al., 2002)

$$\text{จากสมการของ Darcy} \quad J = \frac{\Delta P}{\mu R_t} \quad (2.1)$$

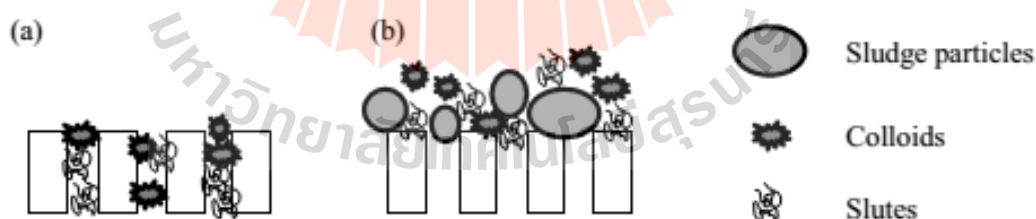
โดยที่	J	=	Permeate flux (L/m ² h)
	ΔP	=	Transmembrane pressure (Pa)
	μ	=	Viscosity (N.s/m ²)

R_t = Total resistance for filtration or Hydraulic resistance of clean membrane (m^{-1})

ความต้านทานของเยื่อกรองที่ได้ผ่านการใช้งานสามารถสังเกตได้จากเมื่อฟลักซ์ลดลง ซึ่งแสดงว่าเกิดความต้านทานการไหลเพิ่มขึ้น ซึ่งความต้านทานรวมในการไหล (R_t) ของเยื่อกรองที่ผ่านการใช้งานนั้นรวมความต้านทานจากหลายส่วนประกอบด้วย ความต้านทานของเยื่อกรอง (R_m), ความต้านทานจากการเกิด Concentration Polarization และจากชั้นเล็ก (R_p) และความต้านทานเนื่องจากการเกิด Fouling ได้แก่จากการดูดซับและการอุดตันรูพรุน (R_f) รวมเป็นสมการที่ 2.2 (Chang et al., 2002)

$$R_t = R_m + R_p + R_f \quad (2.2)$$

ซึ่งสามารถหาความต้านทานรวมในการไหล (R_t) ของเยื่อกรองที่ผ่านการใช้งานดังสมการที่ 2.2 ซึ่งลักษณะการอุดตันแบบต่างๆ จำเป็นต้องดำเนินการทำความสะอาดเยื่อกรองที่เหมาะสม หรือเดินระบบทางชีวภาพให้เหมาะสม เนื่องจากการอุดตันภายในนั้นดำเนินการจัดการได้ยากกว่าเกิดการสะสมอนุภาคที่ผิวเยื่อกรอง ดังนั้นการเดินระบบที่เหมาะสมทำให้ในระบบมีขนาดอนุภาคที่เหมาะสม ซึ่งส่งผลให้ผลระบบเกิดการอุดตันช้าลง สามารถใช้งานได้ยาวนานขึ้น



รูปที่ 2.5 ลักษณะการอุดตัน (a) pore blocking (b) cake layer (Mengni Han., 2012)

จากการอุดตันนั้นต้องพิจารณาขนาดอนุภาค โดยของเหลวในระบบอยู่ในรูปของของแข็งแขวนลอย (suspended solid, SS) คอลลอยด์ (colloids) และสสารละลายน้ำ (dissolved matter) ซึ่งส่งผลให้ต่อความต้านทานการกรองคิดเป็น 65% 30% และ 5% ตามลำดับ

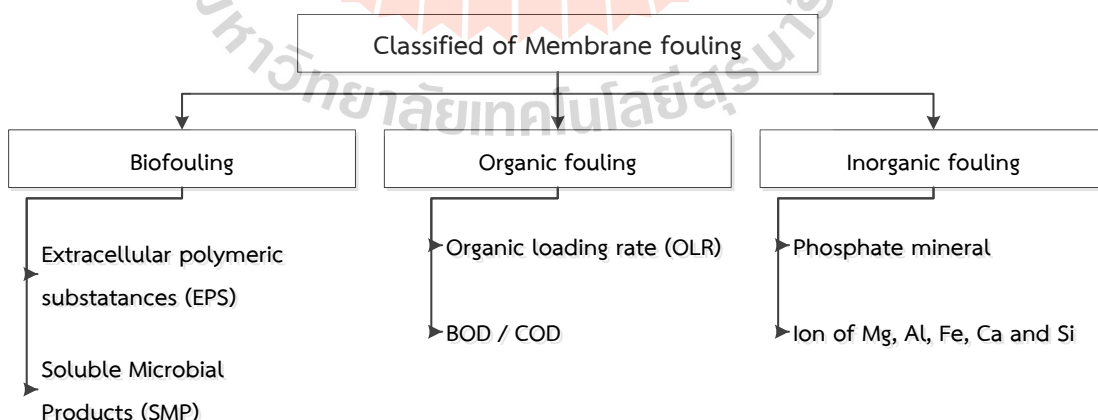
(De France et al., 2000) ซึ่งอนุภาคที่เกิดขึ้นส่งผลต่อลักษณะการอุดตันของเยื่อกรอง ดังนั้นสามารถประเมินการอุดตันได้ดังสมการที่ 2.3 (Sato and Ishii, 1991)

$$R = 842.7 \times \Delta P \times (MLSS)^{0.926} \times (SCOD)^{1.368} \times (\mu)^{0.326} \quad (2.3)$$

โดยที่ R = Filtration resistance (m^{-1})
 $MLSS$ = Mixed liquor suspended solid (mg/L)
 $SCOD$ = Soluble chemical oxygen demand (mg/L)

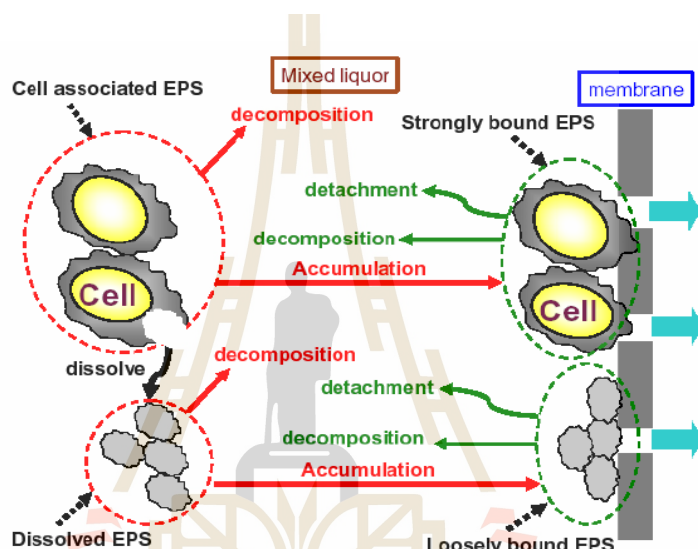
2.5.3.2 ชนิดของสารอุดตัน

ในระบบ AnMBR เป็นระบบที่นำเทคโนโลยีการกรองผ่านเยื่อกรองรวมกับระบบทางชีวภาพ โดยน้ำที่ผ่านการกรองนั้นไม่ใช่แต่เพียงน้ำเสียแต่มีตะกอนจุลินทรีย์ และผลผลิตจากจุลินทรีย์ต่าง ๆ ด้วย ซึ่งสารอุดตันที่เกิดขึ้นในระบบต้องพิจารณาลักษณะของตะกอนในระบบที่มีขนาดอนุภาคต่าง ๆ ซึ่งส่งผลต่อลักษณะการอุดตันที่เกิดขึ้นด้วยดังนั้นจึงต้องพิจารณาชนิดและลักษณะของอนุภาคนั้น ๆ ซึ่งสารอุดตันสามารถแบ่งเป็น 3 ส่วนหลัก คือ การอุดตันทางชีวภาพ (Biofouling) การอุดตันจากสารอินทรีย์ (Organic fouling) และการอุดตันจากสารอนินทรีย์ (Inorganic fouling) ซึ่งการอุดตันดังกล่าวจะส่งผลกระทบต่ออัตราการไหลผ่านเยื่อกรอง (Permeate flux) แสดงดังรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 ประเภทของสารอุดตัน

การอุดตันทางชีวภาพเกิดจากการกระทบกันระหว่างจุลินทรีย์ในระบบ และผิวของเยื่อกรองซึ่งทำให้เกิดการอุดตัน โดยเกิดจาก Extracellular polymeric substances (EPS) และ EPS ที่ละลายน้ำ ซึ่งเรียกว่า Soluble Microbial Products (SMP) ดังแสดงในรูปที่ 2.7 โดย EPS เป็นเซลล์ของจุลินทรีย์ ซึ่งเป็นสถานะของแข็งแขวนลอย ที่ผลต่อการสะสมชั้นเล็กที่ผิวหน้าเยื่อกรอง และ SMP เป็นผลผลิตจากจุลินทรีย์ที่มาจากการแตกตัวของเซลล์จุลินทรีย์ และเกิดจากกระบวนการย่อยสลายสารอาหารของจุลินทรีย์ ซึ่งมีผลต่อการสะสมที่ผิวหน้าเยื่อกรอง และอุดตันภายในรูพรุนของเยื่อกรองได้



รูปที่ 2.7 ลักษณะสารอุดตัน

จากงานวิจัยที่ผ่านมาได้มีการศึกษาการอุดตันที่เกิดจาก EPS และ SMP พบว่า SMP เกิดจากการสลายตัวหรือในขั้นตอนการไฮโดรไลซิสของเซลล์จุลินทรีย์ ซึ่งในกรณีของระบบ AnMBR จะส่งผลให้เกิดการอุดตันภายในของเยื่อกรอง (Mohammed., 2014) โดย EPS ในระบบแบบไม่ใช้อากาศมีความแตกต่างจากระบบที่ใช้อากาศโดยพบว่า EPS ในระบบ UASB มีปริมาณ EPS ในช่วง 10-20 mg/g SS แต่ระบบ AS มีปริมาณ EPS ในช่วง 70-90 mg/g SS แสดงให้เห็นว่าปริมาณ EPS ในระบบเติมอากาศมีค่าที่สูงกว่าจึงส่งผลให้เกิดการอุดตันที่ง่ายกว่าในระบบที่ไม่ใช้อากาศ (Morgan et al., 1990) แต่อย่างไรก็ตามปริมาณ EPS ขึ้นอยู่กับสัดส่วนของสารอาหารต่อจุลินทรีย์ (F/M ratio) โดยค่า F/M ที่สูงขึ้นจะส่งผลให้ปริมาณ EPS ในระบบมีค่าสูงขึ้น เมื่อพิจารณาลักษณะของจุลินทรีย์ยึดเกาะ (Attached growth) และจุลินทรีย์ที่แขวนลอย (Suspended growth) พบว่า ปริมาณ EPS ในจุลินทรีย์ยึดเกาะ (Attached growth) มีค่าน้อยกว่าจุลินทรีย์ที่แขวนลอย

(Suspended growth) โดยมีค่าประมาณ 36 และ 47 mg/g VSS ตามลำดับ แต่เมื่อพิจารณาทางสถิติพบว่าไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (Kwannate., 2007)

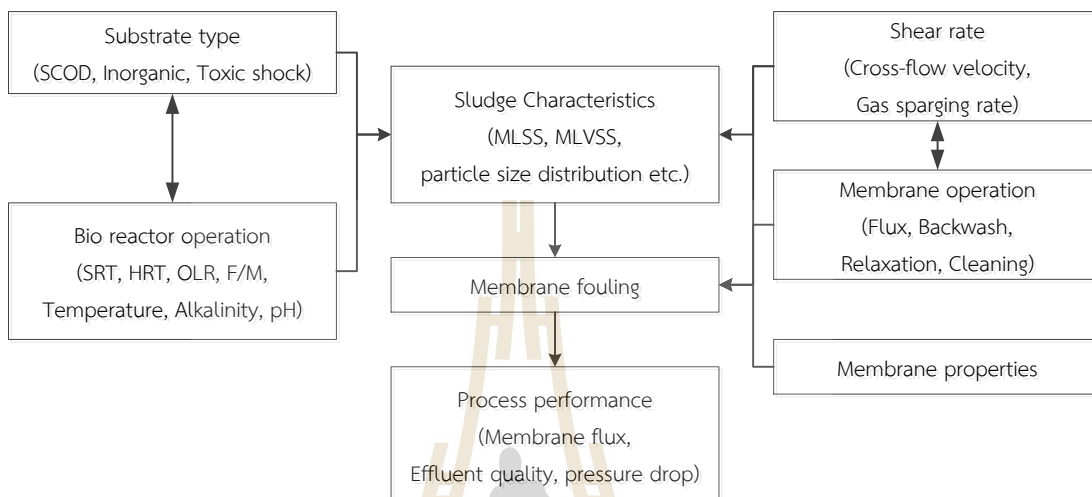
สำหรับการอุดตันจากสารอินทรีย์มีลักษณะที่คล้ายกับการอุดตันจาก EPS และ SMP แต่จะมาจากสารอินทรีย์ที่อยู่ในน้ำเสีย ในระบบ AnMBR ที่มีการเดินระบบที่ค่าอัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์สูงหรือที่ค่า COD สูง จะส่งผลให้มีการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลผ่านเยื่อกรอง (Permeate flux) ลดลง แต่ที่ SRT สูงจะช่วยลดปริมาณ COD ที่เหลืออยู่ได้ดียิ่งขึ้นอีกทั้งเป็นการลดการอุดตันในประเภทดังกล่าวอีกด้วย และสารอุดตันที่เกิดจากสารอินทรีย์โดยส่วนใหญ่จะเกิดจากไอออน หรือการตกตะกอน เช่น สารฟอสเฟต หรือเกลือโลหะในน้ำเสีย เป็นต้น

2.5.3.3 ปัจจัยที่ส่งผลกระทบต่อการอุดตัน

ปัจจัยที่ส่งผลกระทบต่อการอุดตันสามารถแบ่งออกได้ 2 ประเภท ได้แก่ การเดินระบบ และลักษณะตะกอน แสดงดังรูปที่ 2.8 โดยสถานะในการเดินระบบมีผลต่อการอุดตัน เช่น การบำบัดทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR) และระยะเวลาเก็บกัก (Hydraulic Retention Time, HRT) เนื่องจากการลดลงของระยะเวลาเก็บกัก ส่งผลให้มีอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรองเพิ่มขึ้น ทำให้อนุภาคมีโอกาสดังสัมผัสและเกาะติดกับพื้นผิวเยื่อกรองสูงขึ้น รวมทั้งเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงส่งผลให้มีการบำบัดทุกสารอินทรีย์เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งมีผลต่อการอุดตันเยื่อกรอง (Rosenberger et al., 2002) โดยเกิดการสะสมชั้นเล็กที่ผิวหน้าเยื่อกรองสูงขึ้น ทำให้แรงดันซึมผ่านเยื่อกรองเพิ่มสูงขึ้นและอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรองลดลง จนเกิดการอุดตัน อายุสลัดจ์ (Sludge Retention Time, SRT) โดยการควบคุม SRT และ MLSS ในการเดินระบบ SMBR เมื่อควบคุมค่า SRT สูงจึงทำให้มีการย่อยสลาย SMP ได้ คงเหลือ SMP ในระบบปริมาณที่ต่ำกว่า SRT ต่ำ เมื่อมีการควบคุมค่า MLSS ในปริมาณเท่ากัน และที่ MLSS สูง มีผลต่อการสะสมชั้นเล็กที่ผิวหน้าเยื่อกรองทำให้เกิดการอุดตันสูงกว่าที่ระบบมีปริมาณ MLSS ต่ำ (Kimura et al, 2009) เป็นต้น

ลักษณะตะกอนของจุลินทรีย์ประกอบในรูปของแข็งและสารละลาย ซึ่งเป็นสารอุดตันสามารถแบ่งเป็น 2 ส่วนหลัก คือ Extracellular polymeric substances (EPS) และ EPS ที่ละลายน้ำ ซึ่งเรียกว่า Soluble Microbial Products (SMP) โดยทั่วไป EPS ประกอบด้วย protein, carbohydrate และ humic ซึ่ง protein และ carbohydrate มีความสัมพันธ์กับการอุดตันของเยื่อกรอง โดย Jang et al. (2006) ได้ศึกษา Soluble Microbial Products (SMP) คือ protein และ carbohydrate การเดินระบบที่ SRT สูง มีปริมาณ SMP ต่ำ เนื่องจาก SMP ถูกจุลินทรีย์ย่อยสลาย (Holakoo et al., 2006) และ protein มีคุณสมบัติไม่ชอบน้ำ ทำให้ระบบสามารถกักเก็บ protein ได้สูงกว่า carbohydrate ซึ่งทำให้มีสะสมในระบบจึงมีผลต่อการอุดตันของเยื่อกรองซึ่งความเข้มข้นของ polysaccharides ใน SMP นั้นเป็นสาเหตุหลักของการอุดตัน (Rosenberger et al., 2006) และ

เมื่อมีการเติมถ่านกัมมันต์ในระบบ MBR พบว่าถ่านกัมมันต์ดูดซับสารออกตัน (polysaccharide) ได้ที่ผิว รวมทั้งเกิดฟิล์มชีวมวลเกิดขึ้น ส่งผลให้เกิดการอุดตันลดลง เนื่องจากอนุภาคของจุลินทรีย์ และสารออกตันที่ละลายน้ำได้ (Lesage et al., 2008; Satyawali and Balakrishnan., 2009)



รูปที่ 2.8 ปัจจัยที่ส่งผลต่อการอุดตัน

2.5.4 การควบคุมการอุดตันของเยื่อกรอง

ในการศึกษาที่ผ่านมาเทคนิคในการควบคุมการอุดตันในระหว่างการเดินระบบปฏิบัติการชีวภาพแบบมีเยื่อกรองมีด้วยกันหลายวิธี เช่น ขั้นตอนการเดินระบบให้มีวงรอบการทำงานทำการกรอง ล้างย้อนด้วยลม และระบายลมในระบบ (วิมลมาศ บุญยังยืน, 2555) การใช้แก๊สในการเป่าอากาศ การควบคุมอายุตะกอน การใช้ตัวกลาง เป็นต้น

การประยุกต์ใช้ตัวกลางในรูปแบบต่าง ๆ โดยตัวกลางจะช่วยเสริมเรื่องการดูดซับเข้ามาสารประกอบอินทรีย์ที่มีผลต่อการอุดตัน และทำให้สามารถควบคุมการอุดตันของเยื่อกรอง อีกทั้งยังช่วยเพิ่มอัตราน้ำซึมผ่านเยื่อกรองได้ (Schoeman and Novhe, 2007) เช่น เมื่อใช้ถ่านกัมมันต์แบบผง (PAC) ร่วมกับระบบ Submerge MBR (SMBR) เมื่อเดินระบบที่อัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรอง $20 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h}$ มีค่า TMP 7.5 kPa แต่ระบบ SMBR มีค่า TMP 33 kPa ซึ่งมีค่าสูงกว่าเมื่อมีการเติม PAC แสดงให้เห็นว่าตัวกลางที่เติมเข้าไปมีผลต่อการลดการอุดตันได้ เนื่องจากเกิดแรงเฉือนระหว่าง PAC กับชั้นเค้กที่สะสมผิวหน้าเยื่อกรอง และช่วยดูดซับสารอินทรีย์ สารที่ย่อยสลายทางชีวภาพได้ยาก รวมทั้งสารพิษที่ยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์ได้ (Guo et al., 2008) นอกจากนี้ยังมีการศึกษาตัวกลางชนิดอื่น ๆ อีกมากมาย เช่น การศึกษาของ Tokihio et al., 2016 ได้

ทำการศึกษานิตของตัวกลางในระบบ Submerge MBR โดยตัวกลางที่ศึกษาได้แก่ เชือก ฟองน้ำ และถ่านกัมมันต์ พบว่าฟองน้ำ และถ่านกัมมันต์สามารถลดการอุดตันในระบบได้อย่างมีประสิทธิภาพ ซึ่งเมื่อเดินระบบผ่านไปเป็นระยะเวลา 30 วัน ยังไม่เกิดการอุดตันเมื่อเทียบกับตัวกลางที่เป็นเชือกและไม่มีตัวกลางพบว่าเกิดการอุดตันในช่วง 2 วันแรกของการเดินระบบ

สำหรับงานวิจัยของ Jungmin et al., 2014 ได้ศึกษาการควบคุมการอุดตันในระบบ AnMBR โดยใช้ฟองน้ำให้เคลื่อนที่ในระบบพบว่าสามารถลดการอุดตันได้อีกทั้งยังช่วยเพิ่มอัตราน้ำซึมผ่านเยื่อกรอง ซึ่งในการควบคุมการอุดตันในระบบปฏิบัติการชีวภาพแบบมีเยื่อกรองโดยใช้ตัวกลางจะเป็นการสารอุดตันในกลุ่มของ Extracellular polymeric substatances (EPS) และ EPS ที่ละลายน้ำ ซึ่งเรียกว่า Soluble Microbial Products (SMP) เมื่อพิจารณาตัวกลางที่มีการเติมเข้าไปในระบบสามารถสรุปได้ดังตารางที่ 2.7

นอกจากนี้วิธีการเดินระบบยังเป็นการควบคุมการอุดตันของเยื่อกรองได้อีกด้วย เช่น การศึกษาของ Sumate et al., 2016 ได้ทำการศึกษาวีธีการเดิน โดยเปรียบเทียบวีธี 3 แบบ คือ แบบที่ 1 มีการหมุนเวียนน้ำที่ผ่านการบำบัดเข้าสู่ระบบอีกครั้ง (LQ) แบบที่ 2 มีน้ำหมุนเวียนร่วมกับตัวกลาง (LQ+GC) แบบที่ 3 คือ มีน้ำหมุนเวียนร่วมกับตัวกลาง และเติมแก๊สชีวภาพที่เกิดเวียนเข้าระบบ (LQ+GC+G) จากผลการศึกษาพบว่า วิธีการในแบบที่ 2 และ 3 สามารถช่วยลดการอุดตันได้มากกว่าในแบบที่ 1

ตารางที่ 2.7 สรุปปริมาณ EPS ที่เกิดขึ้นในระบบแบบจุลชีพแขวนลอยและยึดเกาะ (Kwannate., 2007)

System	Sample	Attached material	EPS (mg/gVSS)
SBR	Attached growth	Cube type (Polyurethane)	71.26-134.26
SBR	Attached growth	Expanded polystyrene: Pack media	86.53-163.72
RBC	Attached growth	Acrylic RBC	70.12-137.89
MBR	Attached growth	Powder activated carbon	90-127
MBR	Suspended growth	-	121-196
MBR	Attached growth	Granular activated carbon	59.07 - 83.06
MBR	Suspended growth	-	37.6 - 47.08

2.6 การบำบัดน้ำเสียด้วยระบบบำบัดระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพการบำบัดของระบบย่อยแอนแอโรบิกแบบทั่วไป และระบบ AnMBR โดยการทบทวนเอกสารที่ผ่านมามีการเปรียบเทียบศักยภาพของระบบ AnMBR และระบบ UASB เช่นการศึกษาของ Yin et al. (2013) พบว่าระบบ AnMBR สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ ที่ค่า OLR เท่ากับ $6 \text{ kg COD}/(\text{m}^3\text{-d})$ ระยะเวลาเก็บกัก 2 hr สามารถบำบัดสารอินทรีย์ในรูป TOC ได้มากกว่าร้อยละ 90 สำหรับระบบ AnMBR แต่ในระบบ UASB สามารถบำบัดสารอินทรีย์ในรูป TOC ได้น้อยกว่าร้อยละ 50 สำหรับก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นมีค่าเท่ากับ 1,122 และ $800 \text{ ml CH}_4/\text{g MLSS-d}$ สำหรับระบบ AnMBR และ UASB ตามลำดับ จากข้อมูลดังกล่าวระบบ AnMBR มีประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์และก๊าซชีวภาพที่สูงกว่าระบบ UASB

ระบบ Anaerobic สามารถบำบัดน้ำเสียที่มีปริมาณสารอินทรีย์ที่สูงได้อย่างมีประสิทธิภาพโดยประสิทธิภาพการบำบัดในรูป COD มากกว่าร้อยละ 80 ที่ค่า OLR $1.1\text{-}23 \text{ kg}/\text{m}^3\text{-d}$ และให้ปริมาณก๊าซมีเทนอยู่ในช่วง $0.30\text{-}0.41 \text{ m}^3 \text{CH}_4/\text{kgCOD}_r$ แต่อย่างไรก็ตามจะขึ้นอยู่กับลักษณะของน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบบำบัด เมื่อเปรียบเทียบกับระบบ AnMBR พบว่าระบบสามารถรองรับปริมาณสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบได้สูงกว่าโดยมีค่า OLR $4.5\text{-}50 \text{ kg}/\text{m}^3\text{-d}$ สำหรับประสิทธิภาพในการบำบัดในรูป COD มีค่ามากกว่าร้อยละ 90 ดังแสดงในตารางที่ 2.8 และ 2.9

สำหรับอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพพบว่าอยู่ในช่วง $0.27\text{-}0.36 \text{ m}^3 \text{CH}_4/\text{kgCOD}_r$ ซึ่งมีค่าดังกล่าวที่ไม่แตกต่างกัน แต่เมื่อพิจารณาระยะเวลาเก็บกักพบว่าระบบ AnMBR ใช้เวลาน้อยกว่าระบบ Anaerobic ทั่วไป ส่งผลขนาดของระบบมีขนาดเล็กกว่าเมื่อเทียบประสิทธิภาพที่เท่ากัน นอกจากนี้ยังมีการศึกษาที่สอดคล้องกัน เช่น การศึกษาของ Jungmin et al., 2014 ได้ทำการเปรียบเทียบระบบ Anaerobic Expanded Bed Reactor (AEBR) และระบบ Anaerobic Rotary Media MBR (ARMBR) โดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์พบว่าปริมาณอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพในระบบ AEBR มีค่าเท่ากับ $0.141 \text{ L CH}_4/\text{gCOD}$ และในระบบ ARMBR มีปริมาณอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพเท่ากับ $0.15 \text{ L CH}_4/\text{gCOD}$ ซึ่งมีค่าดังกล่าวที่ไม่แตกต่างกัน แต่เมื่อพิจารณาระยะเวลาเก็บกักพบว่าระบบ AnMBR ใช้เวลาน้อยกว่าระบบ Anaerobic

ตารางที่ 2.8 สรุปประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์และก๊าซมีเทนในระบบ Anaerobic สำหรับน้ำเสียในภาคอุตสาหกรรม

Wastewater	Reactor Type	HRT (d)	OLR ($\text{kg/m}^3\text{-d}$)	MLSS or MLVSS (g/l)	COD Removal Efficiency (%)	Methane yield $\text{m}^3\text{CH}_4/\text{kgCOD}_r$
Palm oil mill effluent	Two-stage UASB (Acidogenic)	0.9-6.5	2.3-17.3	19 (VS)	>90	0.30-0.33
	Two-stage UASB (Methanogenic)	0.3-14	1.1-60	16 (VS)		
Palm oil mill effluent	Upflow anaerobic sludge fixed film	1.5-3	2.63 - 23.15	42 (VS)	85	0.35
Potato Processing	Two Stage UASB	-	11	-	-	0.41

ที่มา : Chettiyappan Visvanathan and Amila Abeynayaka (2012)

ตารางที่ 2.9 สรุปประสิทธิภาพการบำบัดด้วยระบบ AnMBR

Wastewater	Reactor Type	HRT (hr)	OLR ($\text{kg/m}^3\text{-d}$)	MLSS (g/l)	COD Removal Efficiency (%)	Membrane Operating Configuration
Potato starched bleaching wastewater	CSTR	0.9-6.5	>6	>15	>95	MF
Food wastewater (Flour processing)	-	>2	4.5	-	90	External cross flow, flat sheet.
Synthetic wastewater (VFA)	UASB	8	15-20	25-50	>95	submerged (MF, pore size 0.2 μm)
Synthetic wastewater (VFA)	-	-	50	35	98 (as VFA removal)	Submerged, MF
Cheese Whey	Two stage	24	2.86	-	98.5	External microfiltration (Cross flow). Ceramic membrane, 0.2 μm
	CSTR	96	3-19.78	6.4	-	

ที่มา : Chettiyappan Visvanathan and Amila Abeynayaka (2012)

ในปัจจุบันงานวิจัยที่มีการนำระบบระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเข็กรองแบบไม่ใช้อากาศมาประยุกต์ใช้กับน้ำเสียประเภทต่าง ๆ ไม่ว่าจะเป็นน้ำเสียชุมชนหรือแม้แต่ในน้ำในภาคอุตสาหกรรม

2.6.1 ประเภทน้ำเสียสังเคราะห์ (Synthetic Wastewater Type)

การใช้น้ำเสียสังเคราะห์ในการศึกษาการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบ AnMBR เป็นการประเมินศักยภาพในการเดินระบบ และประสิทธิภาพการในการบำบัดน้ำเสีย โดยงานวิจัยที่ผ่านมา มีการศึกษาประเภทของสารตั้งต้น เช่น กลูโคส (Glucose) แป้ง (Starch) โมลาส (Molasses) เปปโตน (Peptone) ยีสต์ (Yeast) และสารอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid, VFA) เป็นต้น ดังแสดงในตารางที่ 2.10 โดยประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์มีค่ามากกว่าร้อยละ 95 มีสถานะในการเดินระบบที่อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR) ประมาณ $10 \text{ kg COD/m}^3\text{-day}$ ซึ่งในสถานะดังกล่าวนี้เป็นการศึกษาศักยภาพของระบบและการอุดตันที่เกิดขึ้นในการเดินระบบ (Lin et al., 2013)

ตารางที่ 2.10 สรุปศักยภาพของการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ด้วยระบบ AnMBR (Liao et al., 2006)

Substrates	Reactor Volume (L)	HRT (day)	SRT (day)	OLR (kg COD/m ³ -d)	COD removal (%)
Acetate	7	1	30	8.5	>95
Acetate	10	0.4	-	5	95
Glucose, peptone	-	0.5	-	2	95
Starch	7.5	0.5	45	2	90
Starch	6.5	0.4	52	21	88
Molasses	9	-	-	0.3-1.3	80

2.6.2 ประเภทน้ำเสียชุมชน (Municipal Wastewater Type)

โดยทั่วไปการบำบัดน้ำเสียชุมชนมักจะเป็นระบบบำบัดทางชีวภาพไม่ใช่อากาศ สำหรับระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศงานวิจัยในต่างประเทศมีการศึกษาในหลายประเด็นและมีข้อจำกัดในสถานะดังกล่าว เช่น ผลของอุณหภูมิต่อศักยภาพในการบำบัดน้ำเสียดังกล่าว ความต้องการอายุตะกอนที่ยาวนานเนื่องจากจุลชีพในระบบเจริญเติบโตช้า คุณภาพน้ำที่ออกจากระบบมีค่าเกินมาตรฐานยังต้องการระบบบำบัดในการบำบัดสารอินทรีย์ที่หลงเหลืออยู่ ซึ่งในข้อจำกัดที่กล่าวเทคโนโลยีเมมเบรนสามารถช่วยแก้ปัญหาได้อย่างมีประสิทธิภาพ สำหรับข้อดีของระบบ AnMBR ในการบำบัดน้ำเสียชุมชนซึ่งเป็นน้ำเสียที่มีสารอินทรีย์ไม่สูงมาก จึงส่งผลให้สามารถใช้ระยะเวลาเก็บกักที่สั้นในการบำบัด ไม่จำเป็นต้องใช้

อุณหภูมิที่สูงในการบำบัด และมีคุณภาพน้ำทิ้งที่น้อยและคงที่เมื่อนำเทคโนโลยีเมมเบรนมาใช้ในการบำบัด ปริมาณตะกอนส่วนเกินที่ออกจากระบบน้อยกว่า พลังงานที่ใช้ในการเดินระบบน้อยกว่า เมื่อเทียบกับระบบบำบัดแบบใช้อากาศ จากการทบทวนวรรณกรรมที่เกี่ยวข้องพบว่า ประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียชุมชนด้วยระบบ AnMBR มีประสิทธิภาพการกำจัดในรูปซีโอดีร้อยละ 99 และมากกว่าร้อยละ 99 ในการกำจัดของแข็งแขวนลอย ที่ระยะเวลาเก็บกักน้อยกว่า 3 ชั่วโมง และอายุตะกอนที่ยาวนาน (Lin et al., 2011 Smith et al., 2012) อย่างไรก็ตามคุณลักษณะของน้ำเสียชุมชนยังมีปริมาณของสารอาหารที่เป็นข้อจำกัดในการบำบัดของระบบ AnMBR ซึ่งได้มีการพัฒนาระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศให้สามารถกำจัดไนโตรเจนได้ด้วยกระบวนการ Anaerobic Ammonia Oxidation (Anammox)

2.6.3 น้ำเสียจากกระบวนการผลิตอาหาร (Food Processing Wastewater)

ลักษณะน้ำเสียจากอุตสาหกรรมประเภทอาหารจะมีปริมาณสารอินทรีย์ที่สูง (ค่าซีโอดีประมาณ 1,000-85,000 mg/l) อีกทั้งยังมีปริมาณของแข็งแขวนลอยประมาณ 50-17,000 mg/l (Liao et al., 2006) ซึ่งเป็นสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ทางชีวภาพ ด้วยเหตุนี้ระบบ AnMBR จึงเป็นระบบที่เหมาะสมต่อการบำบัดน้ำเสียประเภทดังกล่าว จากการทบทวนวรรณกรรมพบว่าสามารถปรับปรุงคุณภาพน้ำทิ้งได้อย่างดีและมีความคงที่ ซึ่งมีประสิทธิภาพในการบำบัดในรูปของซีโอดีอยู่ที่ประมาณมากกว่าร้อยละ 90 โดยที่ค่าอัตราภาระบรรทุกทุกสารอินทรีย์มีค่าประมาณ 5-40 kg COD/m³-day แสดงดังตารางที่ 2.11

ตารางที่ 2.11 สรุปศักยภาพของการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมอาหารด้วยระบบ AnMBR (Liao et al., 2006)

Type of Wastewater	Reactor Volume (L)	HRT (day)	SRT (day)	OLR (kg COD/m ³ -d)	COD removal (%)
Sweet whey permeate	190	7.4	50	8.5	97
Wheat starch	300	4.4	30	8.2	99
Soybean	3000	0.4	-	3.2	78
Palm oil mill	50	3.2	77	21.7	92
Alcohol distillery	4	10	-	2.1	97
Brewery	120	3	-	28.5	99

ตารางที่ 2.12 สรุปศักยภาพของการบำบัดของเสียที่มีปริมาณของแข็งสูงด้วยระบบ AnMBR
(Liao et al., 2006)

Type of Solid	Reactor Volume (L)	HRT (day)	SRT (day)	OLR (kg COD/m ³ -d)	COD removal (%)
Primary sludge	500	8.4	335	0.93	79
Coagulated raw sludge	76	0.5	10	4.6	43
Sewage sludge	4	6.7-20	-	0.17-1.35	-
Pig manure	100	6	-	5	90
Chicken slaughterhouse	7	1.2	-	4.3	90

2.6.4 ของเสียที่มีปริมาณของแข็งสูง (High Solids Content Waste)

ของเสียอินทรีย์ที่มีปริมาณของแข็งสูงและส่วนใหญ่เป็นสารอินทรีย์ซึ่งเป็นของเสียที่เกิดขึ้นในปริมาณมากในปัจจุบัน ได้แก่ ตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสีย มูลสัตว์ เป็นต้น โดยระบบ AnMBR เป็นระบบหนึ่งที่มีการศึกษาความเป็นไปได้ในการบำบัด สามารถสรุปได้ดังตารางที่ 2.12

2.7 การประยุกต์ใช้ระบบร่วมระหว่างการบำบัดก่อนด้วยราและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศสำหรับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง

จากลักษณะน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังซึ่งมีปริมาณสารอินทรีย์ที่สูง อีกทั้งยังมีปริมาณสารแขวนลอยในรูปสารอินทรีย์เป็นจำนวนมาก ดังนั้นระบบที่เหมาะสมกับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง คือระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศเนื่องจากสามารถรองรับปริมาณสารอินทรีย์ที่ได้ อีกทั้งยังได้แก่ชีวภาพเป็นผลพลอยได้ซึ่งสามารถนำไปผลิตเป็นกระแสไฟฟ้าและยังสามารถนำไปใช้ในอุตสาหกรรมได้อีกด้วย แต่อย่างไรก็ตามหากต้องการลดปริมาณสารแขวนลอยในน้ำเสียจำเป็นต้องมีขั้นตอนการบำบัดก่อนโดยเชื้อราเพื่อให้เกิดการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีขนาดใหญ่ก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ อีกทั้งยังเป็นการเพิ่มความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพในกับระบบอีกด้วย และเมื่อพิจารณาปัญหาหลังการบำบัดด้วยระบบแบบไม่ใช้อากาศ คือยังพบปริมาณสารอินทรีย์ในรูปของแข็งแขวนลอยที่หลุดลอยออกไปกับน้ำที่บำบัดแล้วซึ่งจะส่งผลให้เป็นภาระสารอินทรีย์ในระบบถัดไป ดังนั้นด้วยคุณสมบัติ

ของเมมเบรนจะสามารถกักเก็บสารแขวนลอยได้อย่างมีประสิทธิภาพทำให้ลดการบรทุกสารอินทรีย์ในระบบถัดไปได้ ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) มีข้อดีในหลายด้านเมื่อเปรียบเทียบกับระบบ UASB ที่มีการใช้อย่างแพร่หลายในปัจจุบัน เช่น คุณภาพน้ำที่ผ่านระบบมีคุณภาพดี และคงที่สามารถรับภาระอินทรีย์ได้สูงขึ้น มีตะกอนส่วนเกินต่ำ และระบบที่ขนาดกะทัดรัด แสดงดังตารางที่ 2.13 สำหรับข้อจำกัดในเรื่องของการอุดตันในปัจจุบันยังขาดการศึกษาการเติมตัวกลางในระบบ AnMBR เพื่อลดการสะสมสารอุดตันที่ผิวหน้าเยื่อกรอง ทำให้สามารถเดินระบบในระยะเวลานานขึ้น ส่งผลให้ความถี่ในการทำความสะอาดเยื่อกรองลดลง

ตารางที่ 2.13 ข้อดี-เสีย ระหว่างระบบ UASB และระบบ AnMBR (Recep et al., 2012)

ระบบ UASB	ระบบ AnMBR
<ul style="list-style-type: none"> - ปริมาณเม็ดตะกอนในระบบลดลง เนื่องจากมีตะกอนลอยและหลุดไปกับน้ำที่บำบัดแล้ว - อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพต่ำกว่าเมื่อเทียบกับระบบ AnMBR 	<ul style="list-style-type: none"> - ไม่มีปัญหาเรื่องตะกอนหลุดไปกับน้ำที่บำบัดแล้ว ซึ่งจะกักเก็บตะกอนได้อย่างมีประสิทธิภาพ - ระบบสามารถกักเก็บปริมาณตะกอนจุลินทรีย์ได้ในปริมาณที่สูง ซึ่งจะสามารถรองรับอัตราการบรทุกสารอินทรีย์ที่เข้าระบบได้สูง อีกทั้งยังเพิ่มอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพได้อีกด้วยเมื่อเทียบกับระบบทั่วไป - สามารถลดขนาดของถังปฏิกิริยาได้

2.8 สัดส่วนสารอินทรีย์กับความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ

สัดส่วนสารอินทรีย์สามารถแบ่งได้ในรูปของค่าซีโอดี ซึ่งใช้อธิบายลักษณะการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัดแบบชีวภาพ สามารถหาได้จากสมการ (Grady et al., 1999)

$$\text{TCOD} = S_s + S_f + X_s + X_f \quad (2.3)$$

โดยที่สัดส่วน S_s หรือสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้อย่างรวดเร็ว (Readily biodegradable organic substrate) เป็นสัดส่วนสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีที่สามารถย่อยสลายได้ง่ายสำหรับจุลินทรีย์แบบเฮเทอโรโทฟิก ซึ่งสัดส่วน S_s เกิดขึ้นระหว่างการไฮโดรไลซิสสัดส่วนอนุภาคสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ช้าหรือสัดส่วน X_s และจัดเป็นแหล่งพลังงานสำคัญสำหรับนำไปใช้ในระหว่างการย่อยสลายที่สามารถดูดซึมเข้าสู่เซลล์ได้ง่าย โดยในระบบแบบใช้อากาศ

สัดส่วน S_s จะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนละลายน้ำ ซึ่งส่วนหนึ่งจะกลายเป็นแหล่งพลังงานสำหรับนำไปใช้ในการบำรุงรักษาเซลล์ และทำให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำ ทำให้ปริมาณชีโอดีทั้งหมดลดลง และอีกส่วนหนึ่งเป็นแหล่งพลังงานที่นำไปใช้ในการก่อให้เกิดมวลชีวภาพหรือสร้างเซลล์ใหม่ (X_p) ส่วนในระบบแบบไม่ใช้อากาศสัดส่วน S_s เกิดจากการไฮโดรไลซิสสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ช้าเช่นเดียวกับในระบบแบบใช้อากาศและจัดเป็นสารตัวกลางที่เป็นสารตั้งต้นในการผลิตกรดอินทรีย์ระเหยง่ายของแบคทีเรียสร้างกรดในขั้นตอนที่สอง ซึ่งสัดส่วน S_s มีค่าอยู่ในช่วงระหว่างร้อยละ 3-35 ในน้ำเสียดิบและร้อยละ 14-57 ในน้ำเสียที่ผ่านการตกตะกอน (Vollertsen and Hvitved-Jacobsen, 2002; Gavala, Angelidaki, and Ahring, 2003; Gavalakis, Mamais, Marinos, and Andreadakis, 2006; Christian Kohler, 2008; Pasztor, Thury, and Pulai, 2009; Durruty, Zaritzky, and Gonzalez, 2012)

สัดส่วน X_s หรือสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ช้า (Slowly biodegradable organic substrate) เป็นสารอินทรีย์ที่มีขนาดโมเลกุลใหญ่ สารคอลลอยด์ และอนุภาคสารอินทรีย์ ที่ต้องการไฮโดรไลซิสมาก่อนที่จะทำการย่อยสลาย ซึ่งสัดส่วน X_s จะถูกย่อยไปเป็นสัดส่วน S_s และจากนั้นจะถูกย่อยสลายโดยกระบวนการเผาผลาญโดยตรง โดยในขั้นตอนนี้จะไม่มีการย่อยสลายสารอินทรีย์ทำให้ค่าชีโอดีมีค่าคงที่ สัดส่วน X_s ในตัวอย่างน้ำเสียไฮโครมีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 28-74 และในตัวอย่างน้ำเสียขั้นแรกมีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 24.5-65 (Grady et al., 1999; Henzs et al., 2002; Pasztor et al., 2009)

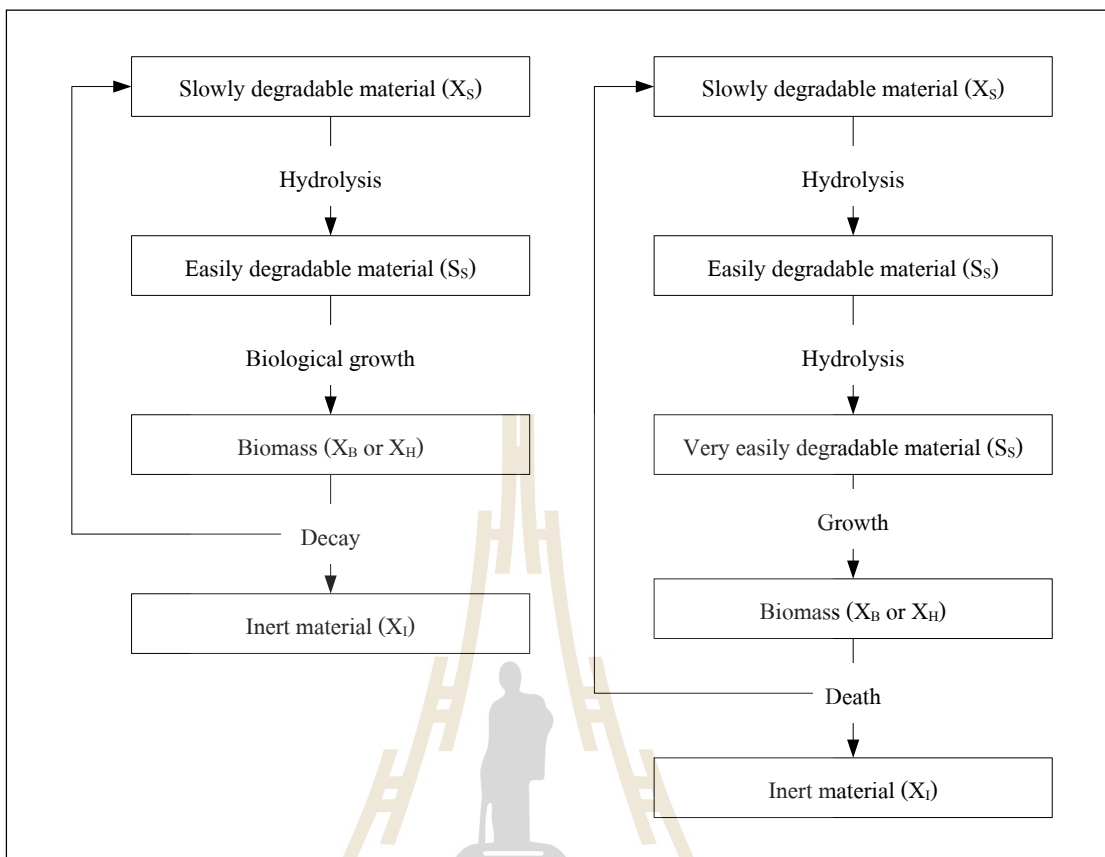
สัดส่วน S_i สารอินทรีย์ละลายน้ำที่ไม่สามารถย่อยสลายได้หรือสารอินทรีย์ละลายน้ำเฉื่อย (Inert soluble organic matter) ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ด้วยระบบบำบัดน้ำเสียแบบเดิม ซึ่งสารอินทรีย์ละลายน้ำเฉื่อยถือว่าเป็นสารที่มีอิทธิพลต่อกระบวนการย่อยสลาย และสามารถสะท้อนให้เห็นถึงสัดส่วนสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้โดยทางอ้อม โดยสารอินทรีย์ละลายน้ำเฉื่อยเกิดขึ้นจากการไฮโดรไลซิสอนุภาคสารอินทรีย์หรือสัดส่วน X_s ที่เกิดขึ้นอยู่ในช่วงร้อยละ 2-15 ในตัวอย่างน้ำเสียดิบ และร้อยละ 3-14.3 ในตัวอย่างของเสียจากระบบบำบัดขั้นต้น (Orhon, Ates, Sozen, and Cokgor, 1997; Henzs et al., 2002; Pasztor et al., 2009)

สัดส่วน X_i อนุภาคสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้หรืออนุภาคสารอินทรีย์เฉื่อย (Inert particle organic matter) ซึ่งเป็นอนุภาคสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้หรือย่อยสลายได้ช้ามากที่เกิดขึ้นจากการสลายตัว/การแตกตัวของเซลล์และการย่อยสลายของมวลชีวภาพ ทำให้ปริมาณชีโอดีทั้งหมดลดลงและสัดส่วน X_i จะมีค่าสูงในตะกอนที่มีระยะเวลาเก็บกักนาน ดังนั้นการประเมินค่าสัดส่วน X_i สามารถหาได้จากอัตราการเกิดสัจจจากการทดลองในช่วงอายุสัจจ

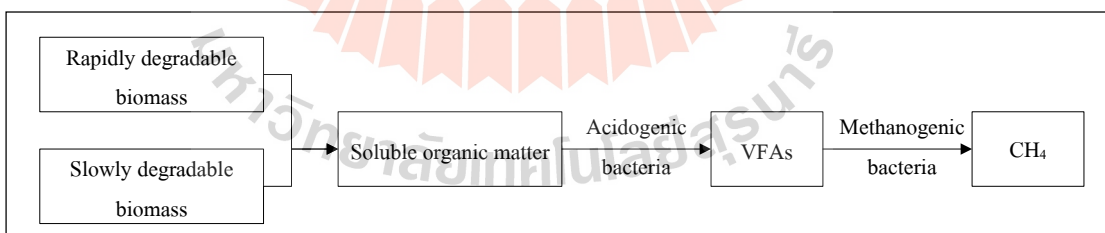
แตกต่างกัน โดยสัดส่วน X_1 ในตัวอย่างน้ำเสียดิบและน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดขั้นต้นมีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 8-39 และร้อยละ 4-20 (Henzs et al., 2002; Pasztor et al., 2009)

การแบ่งแยกสัดส่วนสารอินทรีย์สามารถนำไปใช้ในการประเมินลักษณะสมบัติความสามารถย่อยสลายได้ทางชีวภาพของตัวอย่างที่ทำการศึกษา และทำนายประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ได้ในเบื้องต้น เพื่อนำไปใช้ในการเลือกและออกแบบระบบบำบัด และสามารถนำมาใช้ในการทำนายอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพในระบบย่อยแอนแอโรบิก ทำนายค่าคงที่ทางจลนศาสตร์จากความสัมพันธ์กับ โอยูอาร์ นอกจากนี้ ยังใช้เป็นแบบจำลองในการอธิบายกระบวนการย่อยสลายของจุลินทรีย์ในตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสีย เป็นแบบจำลองอธิบายการเปลี่ยนแปลงสารอินทรีย์ในท่อน้ำทิ้ง และใช้ศึกษาลักษณะการย่อยสลายตะกอน (Vollertsen and Hvitved-Jacobsen, 2002) ซึ่งรูปแบบการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่เกิดขึ้นในระบบบำบัดทางชีวภาพโดยอธิบายในรูปของสัดส่วนสารอินทรีย์สามารถอธิบายได้ดังรูปที่ 2.9

สำหรับการย่อยแอนแอโรบิกมีกลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบดังกล่าวประกอบด้วย 3 ขั้นตอนหลัก ในขั้นตอนแรกเป็นการไฮโดรไลซิสจากสารอินทรีย์ไม่ละลายน้ำหรืออนุภาคสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ในรูปของสัดส่วน X_B ซึ่งประกอบด้วย มวลชีวภาพที่ย่อยสลายได้เร็วและมวลชีวภาพที่ย่อยสลายได้ช้า ให้กลายเป็นสารอินทรีย์ละลายน้ำในรูปของสัดส่วน S_B หรือ S_S ซึ่งเป็นสารตัวกลางที่เป็นสารตั้งต้นในการผลิตกรดอินทรีย์ระเหยง่ายของแบคทีเรียสร้างกรดในขั้นตอนที่สอง และขั้นตอนสุดท้ายแบคทีเรียสร้างมีเทนจะทำการเปลี่ยนจากกรดอินทรีย์ระเหยง่ายให้กลายเป็นมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ ดังโมเดลในรูปที่ 2.10 นอกจากนี้ในระหว่างการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน ทำให้เกิดสัดส่วน Soluble metabolic product (S_p) และ Particulate product (X_p)



รูปที่ 2.9 รูปแบบการย่อยสลายทางชีวภาพในระบบบำบัด (Henzs et al., 2002)



รูปที่ 2.10 แผนผังโมเดลการย่อยสลายของ Gavalas, Angelidaki, and Ahring (Gavalas, Angelidaki, and Ahring, 2003)

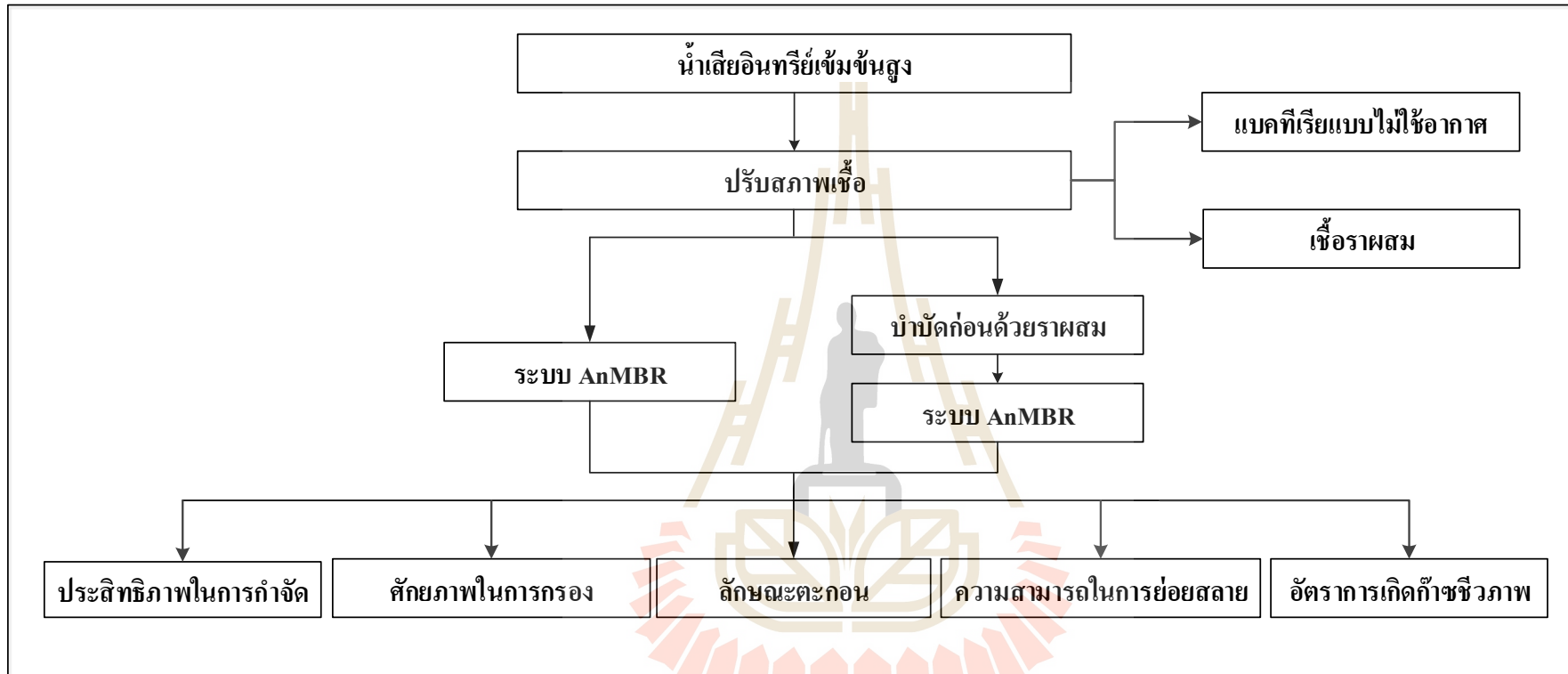
บทที่ 3

วิธีดำเนินการวิจัย

การศึกษานี้เป็นการศึกษาวิจัยเชิงทดลอง (Experimental Research) เพื่อศึกษาการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงโดยใช้ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) ร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม มีรายละเอียดการศึกษาดังนี้

3.1 ขั้นตอนการศึกษาวิจัย

การศึกษานี้เป็นการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงโดยใช้ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) ร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม ซึ่งมีขั้นตอนการศึกษาแรกโดยทำการศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักที่มีผลต่อการกำจัดสารอินทรีย์โดยใช้ราผสมเป็นระบบบำบัดก่อนจากนั้นทำการประเมินประสิทธิภาพเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสม ขั้นตอนถัดมาทำการศึกษาระบบร่วมกับระบบ AnMBR โดยพิจารณาจากประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ ศักยภาพในการกรอง ความสามารถในการย่อยสลาย รวมทั้งพิจารณาปัจจัยที่มีผลต่อการควบคุมระบบ AnMBR ซึ่งมีผลต่อการบำบัดทางชีวภาพ และพิจารณาลักษณะตะกอนที่เกิดขึ้นในระบบซึ่งมีผลต่อการอุดตันเยื่อกรอง ซึ่งจะทำการเปรียบเทียบในระบบ AnMBR ที่มีการบำบัดก่อนและไม่มีการบำบัดก่อนด้วยราผสม มีรายละเอียดขั้นตอนการศึกษาดังนี้ แสดงดังรูปที่ 3.1



รูปที่ 3.1 แผนการดำเนินการวิจัย

3.2 การศึกษาลักษณะน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูง

สำหรับในการศึกษาครั้งนี้จะใช้น้ำเสียสังเคราะห์ซึ่งเป็นน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นโดยใช้น้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังเป็นตัวแทนในการศึกษานี้ โดยทำการเตรียมน้ำเสียตามงานวิจัยของ Supawat et al. (2015) ที่มีความเข้มข้นของค่าซีโอดี 20,000 มิลลิกรัมต่อลิตร แสดงดังตารางที่ 3.1 ซึ่งคุณลักษณะทางกายภาพและทางเคมีจะพิจารณาจากพารามิเตอร์ ได้แก่ ค่าบีโอดี (Biochemical Oxygen Demand, BOD) ค่าซีโอดี (Chemical Oxygen Demand, COD) ค่าซีโอดีละลาย (Soluble Chemical Oxygen Demand, SCOD) ปริมาณของแข็ง ได้แก่ ของแข็งทั้งหมด (Total solids) ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Total volatile solids) ของแข็งแขวนลอยทั้งหมด (Total suspended solids) ของแข็งแขวนลอยระเหยง่ายทั้งหมด (Total volatile suspended solids) สภาพความเป็นด่าง (Alkalinity) เป็นต้น โดยทำการเก็บตัวอย่างและวิเคราะห์ลักษณะน้ำเสียสังเคราะห์เริ่มต้นทุกครั้งที่มีการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ ซึ่งมีจำนวน 45 ตัวอย่างสำหรับการทดสอบค่าความคลาดเคลื่อนโดยใช้วิธีทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ของลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการศึกษาครั้งนี้

ตารางที่ 3.1 สารเคมีที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์

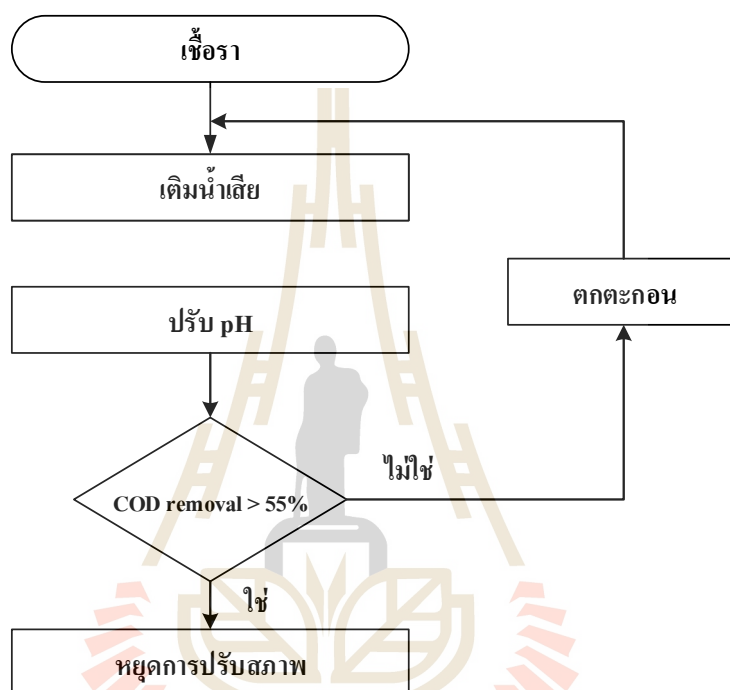
สารเคมี	หน่วย	ปริมาณ
Tapioca starch	กรัมต่อลิตร	20
NH ₄ HCO ₃	กรัมต่อลิตร	5.6
KH ₂ PO ₄	กรัมต่อลิตร	0.9

3.3 การเลี้ยงเชื้อและปรับสภาพจุลินทรีย์

การเลี้ยงเชื้อและปรับสภาพจุลินทรีย์เพื่อใช้ในการเดินระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสม ทำการเก็บตะกอนจากด้านล่างของบ่อผึ่ง (Stabilization Pond) ที่รองรับน้ำเสียจากระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศจากโรงงานอุตสาหกรรมแป้งโคราช อำเภอเมือง จังหวัดนครราชสีมา เนื่องจากตะกอนดังกล่าวมีแนวโน้มเชื้อราผสมอยู่ (Parcharin Racho, 2009) หลังจากนั้นทำการเพิ่มเชื้อราผสมโดยการปรับสภาพกับน้ำเสียสังเคราะห์และปรับค่า pH ประมาณ 4.0±0.2 เพื่อให้เหมาะสมกับสภาพที่ราสามารถเจริญเติบโตได้ สำหรับเชื้อจุลินทรีย์แบบไม่ใช้อากาศจะเก็บจากระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศจากโรงงานอุตสาหกรรมแป้งโคราช อำเภอเมือง จังหวัดนครราชสีมา

ขั้นตอนการปรับสภาพจุลินทรีย์ แสดงดังรูปที่ 3.2 สำหรับชุดทดลองมีจำนวน 2 ชุด คือ ภาชนะดำเนินการเป็นแบบกะมีการควบคุมระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 ชั่วโมง โดยเริ่มต้นการเติมน้ำเสีย

สังเคราะห์แบบเพิ่มความเข้มข้น 5 % ของความเข้มข้น ทุก 2 วัน และปรับค่า pH 4.0 ± 0.2 จนถึงความเข้มข้นที่ใช้ในการทดลอง มีการเติมน้ำโดยใช้เวลาประมาณ 0.5 ชม. ให้เกิดปฏิกิริยา 22 ชม. และปล่อยตกตะกอน 1 ชม. และระบายน้ำส่วนบน 0.5 ชม. ออกเป็นวงรอบ โดยพิจารณาการกำจัด COD และปริมาณ MLSS ที่เพิ่มสูงขึ้นแสดงว่าเชื้อจุลินทรีย์ปรับสภาพสมบูรณ์ (Abu-Ghunmi and Jamrah, 2006)

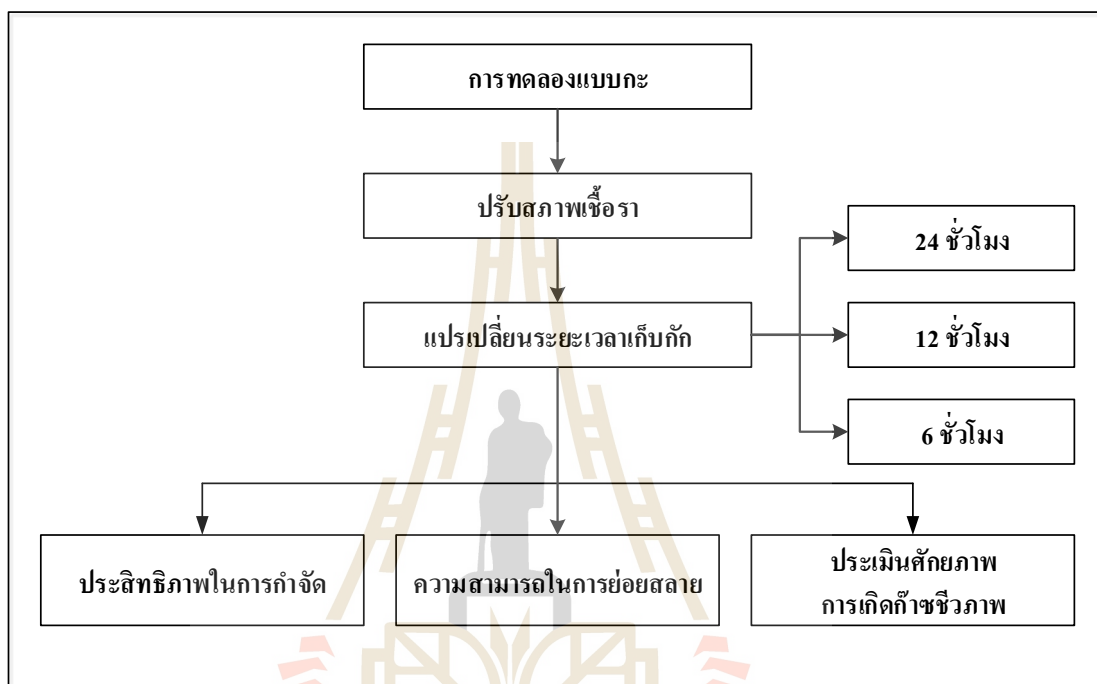


รูปที่ 3.2 ขั้นตอนการปรับสภาพเชื้อจุลินทรีย์

3.4 การศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักสำหรับการบำบัดก่อนด้วยราผสม

การศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักในการบำบัดก่อนด้วยราผสมต่อการปรับปรุงคุณลักษณะน้ำเสียสังเคราะห์เพื่อง่ายต่อการเปลี่ยนรูปเป็นก๊าซชีวภาพในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) โดยหลังจากจากการเพิ่มปริมาณเชื้อราและปรับสภาพนั้นจะนำมาศึกษาโดยแบ่งออกเป็น 3 ชุดการทดลอง ควบคุมระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง ควบคุมค่า pH 3.0 ± 0.2 (Takahiro et al., 2001) และควบคุมค่า MLSS ในระบบให้อยู่ในช่วง 6,000-7,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ทดลองภายใต้อุณหภูมิห้อง โดยมีขั้นตอนการเติมน้ำเสียเกิดปฏิกิริยา ตกตะกอน และระบายน้ำส่วนบน ดำเนินการเป็นวงรอบ น้ำเสียที่ผ่านการบำบัดจะทำการประเมินการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำโดยวิเคราะห์ค่า COD อ้างอิง APHA et al. (2017) และ

BOD วิเคราะห์ด้วยเครื่อง OxiTop สำหรับความสามารถย่อยสลายทางชีวภาพจะพิจารณาจากสัดส่วน BOD/COD โดยค่าประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ และค่าความสามารถย่อยสลายทางชีวภาพเพื่อนำมาพิจารณาเลือกระยะเวลาเก็บกักสำหรับใช้ในเดินระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) แสดงดังรูปที่ 3.3



รูปที่ 3.3 การศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักสำหรับการบำบัดก่อนด้วยรา

3.5 การออกแบบชุดการทดลองสำหรับงานวิจัย

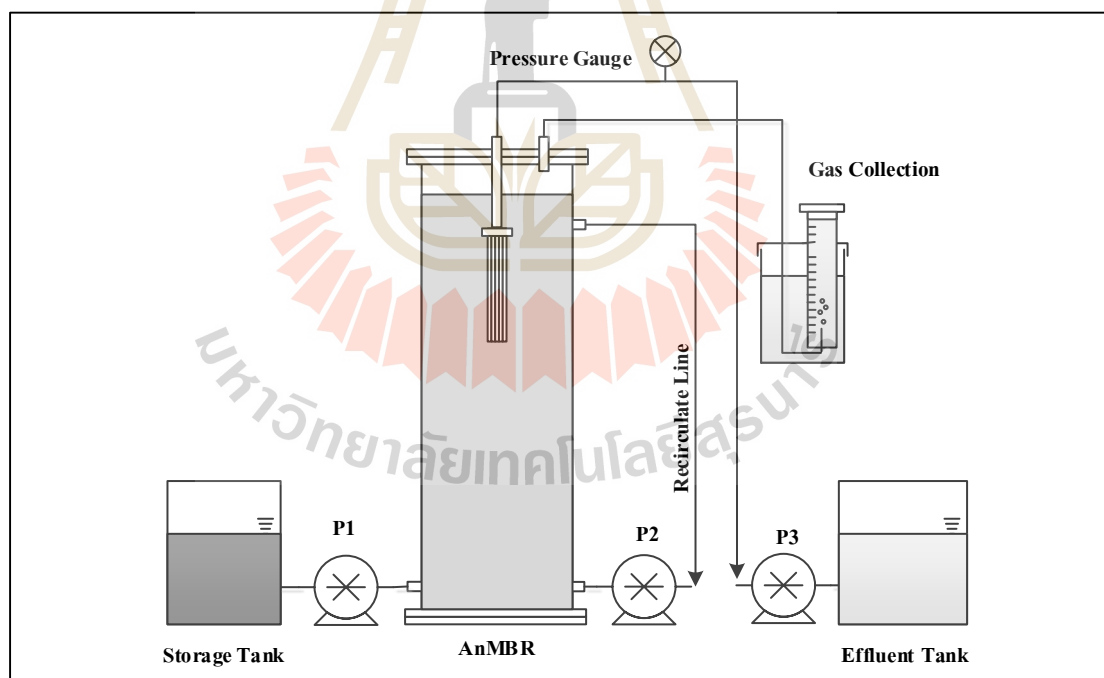
3.5.1 การออกแบบชุดการทดลอง

ชุดทดลองในการศึกษาครั้งนี้ประกอบด้วย 2 ชุดการทดลอง ได้แก่ 1) ระบบที่มีการบำบัดก่อนด้วยราผสมและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Fungal Pretreatment + Anaerobic Membranebioreactor, F+AnMBR) 2) ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Membranebioreactor, AnMBR) สำหรับระบบ AnMBR ประกอบด้วย ถังเก็บน้ำเสีย ระบบ AnMBR ความจุ 10 ลิตร เยื่อกรองที่ใช้เป็นชนิด Hollow Fiber Membrane ซึ่งเป็นเมมเบรนที่หาซื้อได้ง่ายตามท้องตลาดใช้ในงานกรองน้ำทั่วไป อีกทั้งยังสามารถทำความสะอาดเยื่อกรองได้ง่าย ซึ่งผลิตจากวัสดุ Polyacrylonitrile (PAN) ที่มีคุณสมบัติชอบน้ำช่วยป้องกันการอุดตันของสารอินทรีย์ที่เป็นสารอุดตันได้ (Choi et al., 2002) มีพื้นที่ผิว 0.9 ตารางเมตร และรูพรุน 0.4 ไมครอน เป็นการ

กรองระดับไมโคร (Microfiltration) ซึ่งสามารถกักเก็บจุลินทรีย์ได้อย่างมีประสิทธิภาพ ป้อน Peristaltic จำนวน 3 ตัว โดยที่ P1 และ P3 มีอัตราการเติมและกรองตามระยะเวลาเก็บกักในระบบ และ P2 ทำการเวียนน้ำในระบบโดยควบคุมอัตราการไหลเท่ากับ 60 ลิตรต่อนาที (Sumate et al., 2016) ทำการติดตั้ง Vacuum gauge เพื่อบันทึกค่าแรงดันซึมผ่านเยื่อกรอง (Transmembrane pressure, TMP) แสดงดังรูปที่ 3.4

ตารางที่ 3.2 รายละเอียดเยื่อกรอง

ตัวแปรต่าง ๆ	รายละเอียด
Membrane surface (ตร.ม.)	0.9
Type of module	Hollow Fiber Membrane
Membrane material	Polyacrylonitrile (PAN)
Nominal pore size (ไมครอน)	0.4



รูปที่ 3.4 ชุดการทดลองระบบ Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR)

3.5.2 การวิเคราะห์ความต้านทานเยื่อกรอง

การวิเคราะห์ความต้านทานเป็นการตรวจสอบการทำงานของเยื่อกรอง โดยพิจารณาการอุดตันของเยื่อกรองเนื่องจากทำให้ฟลักซ์ลดลง ดังนั้นตัวแปรที่สามารถบ่งชี้ถึงการอุดตันของเยื่อกรองได้ คือ ค่าแรงดันที่ผ่านเยื่อกรอง เรียกว่า Transmembrane Pressure (TMP) ซึ่งจำเป็นต้องมีการเฝ้าระวังที่สถานะต่าง ๆ เพื่อเปรียบเทียบกับเยื่อกรองชุดใหม่ ดังนั้นเยื่อกรองใหม่จำเป็นต้องมีการวิเคราะห์ Initial Membrane Resistance (IMR) เพื่อเป็นการตรวจสอบแรงต้านทานทั้งหมดของระบบกรองก่อนเริ่มเดินระบบกรอง เพื่อนำไปเปรียบเทียบกับเยื่อกรองที่ผ่านการใช้งานแล้ว ซึ่งมีวิธีและเครื่องมือในการวิเคราะห์ แสดงดังตารางที่ 3.3 โดยมีความสัมพันธ์ระหว่างฟลักซ์และ Transmembrane Pressure (TMP) ดังสมการที่ 3.1

ตารางที่ 3.3 วิธีวิเคราะห์การทำงานของระบบปฏิบัติการชีวภาพเยื่อกรอง

ตัวแปร	วิธีวิเคราะห์	เครื่องมือวิเคราะห์	ความถี่
Transpressure Membrane (TMP)	Vacuum Gauge	Vacuum Gauge	ทุกวัน และแต่ละสถานะ
Permeate Flux (L/m ² h)	Rotameter	Rotameter	ทุกวัน และแต่ละสถานะ

$$J = \frac{TMP}{\mu R_t} \quad (3.1)$$

โดยที่ J = อัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรอง (Permeate flux, m³/m².s)
 TMP = แรงดันผ่านเยื่อกรอง (Transmembrane pressure, Pa)
 μ = ความหนืดของน้ำซึมผ่านเยื่อกรอง (Permeate viscosity, Pa.s)
 R_t = ความต้านทานรวม (Total resistance for filtration, m⁻¹)

เมื่อเยื่อกรองได้ผ่านการใช้งานจนกระทั่งเริ่มเกิดการอุดตัน มีผลทำให้ฟลักซ์ลดลง แสดงว่าเกิดความต้านทานการไหลเพิ่มขึ้น ซึ่งความต้านทานรวมในการไหล (R_t) ของเยื่อกรองที่ผ่านการใช้งานนั้นรวมความต้านทานจากหลายส่วนประกอบด้วย ความต้านทานของเยื่อกรอง (R_m), ความต้านทานจากการเกิด CP และจากชั้นเค้ก (R_c) ซึ่งแทนการอุดตันภายนอก และความต้านทานเนื่องจากการเกิด Fouling ได้จากการดูดซับและการอุดตันรูพรุน (R_f) ซึ่งแทนการอุดตันภายใน รวมเป็นสมการที่ 3.2

$$R_t = R_m + R_c + R_f \quad (3.2)$$

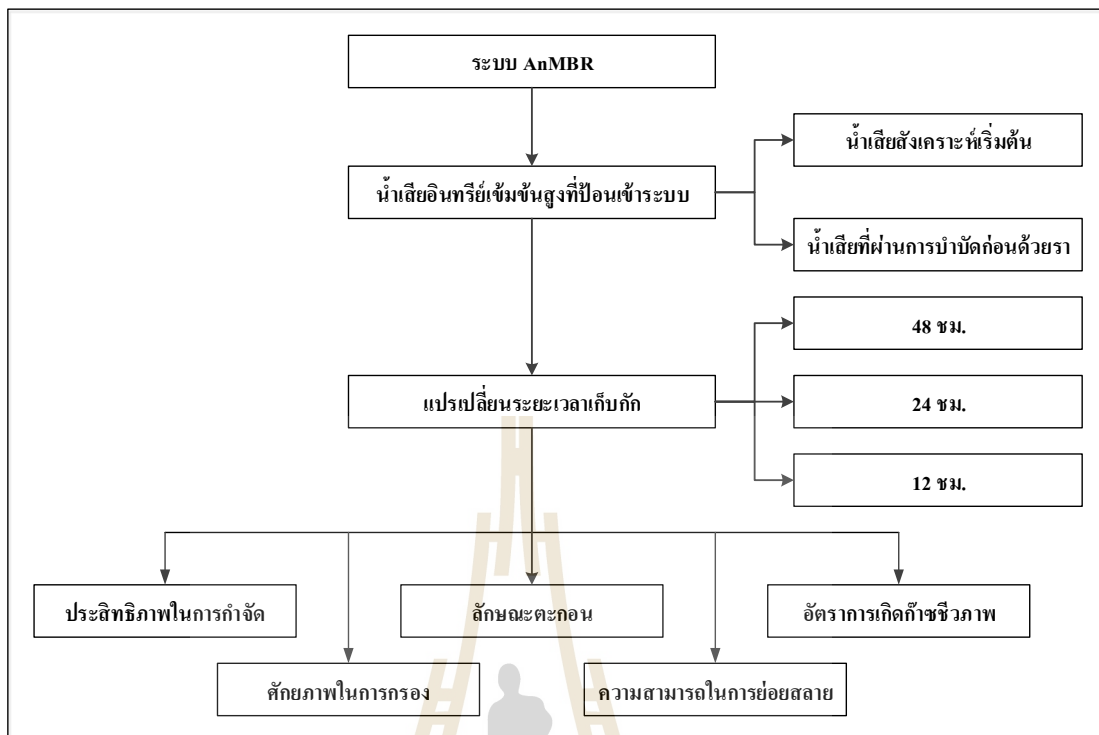
โดย R_f วัดเมื่อเยื่อกรองเกิดการอุดตันและยังไม่มีมาตรการจัดการสิ่งที่จะสมที่ผิวหน้าเยื่อกรอง R_p เป็นผลต่างของความต้านรวมและเมื่อล้างผิวหน้าเยื่อกรองด้วยน้ำสะอาด R_f เป็นผลต่างของความต้านทานเมื่อล้างผิวหน้า และล้างด้วยสารเคมีภายในเยื่อกรอง เพื่อกำจัดสารอุดตันภายในรูพรุน และ R_m เป็นค่าความต้านทานที่วิเคราะห์เมื่อทำความสะอาดด้วยสารเคมีเรียบร้อยแล้ว (Zheng, Ernst and Jekel., 2009) โดยรายละเอียดการทำมาสะอาดด้วยสารเคมีดังตารางที่ 3.4 เพื่อให้มีค่าความต้านทานรวมเริ่มต้นเมื่อเยื่อกรองผ่านการใช้งานในแต่ละรอบ

ตารางที่ 3.4 รายละเอียดการทำมาสะอาดเยื่อกรองด้วยสารเคมี (Wichitsathian, 2004)

ลำดับ	สารเคมี	ความเข้มข้น	ระยะเวลา (นาที)
1	NaOH	3% by weight	20
2	น้ำสะอาด	-	10
3	HNO ₃	1% by weight	20
4	น้ำสะอาด	-	10

3.5.3 ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR)

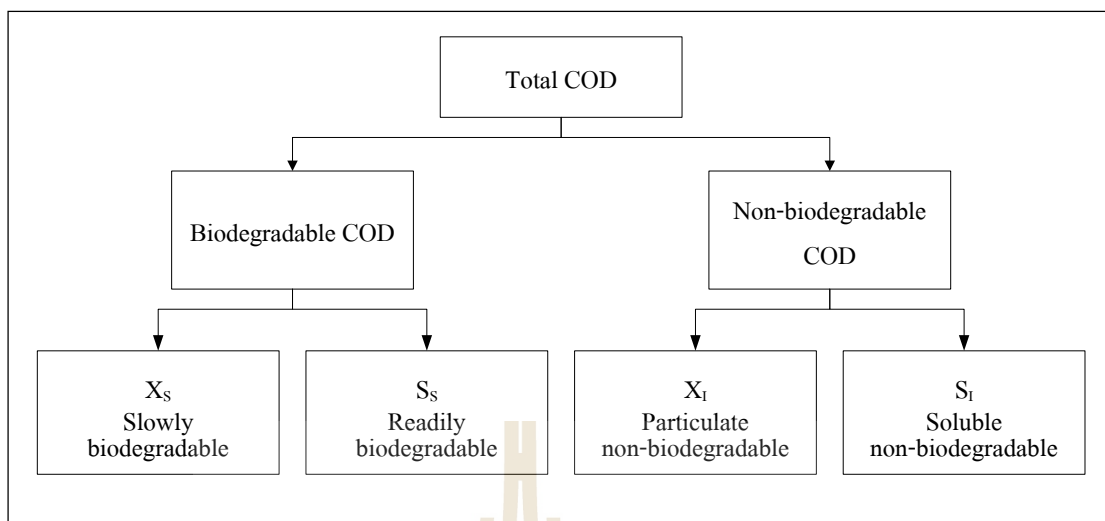
การศึกษาแบบร่วมระหว่างการทำบำบัดก่อนด้วยราผสมกับระบบ AnMBR ในขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราผสมจะพิจารณาจากระยะเวลาเก็บกักจากผลการศึกษาในหัวข้อที่ 3.4 โดยพิจารณาจากประสิทธิภาพพร้อมกับการปรับปรุงความสามารถย่อยสลายทางชีวภาพ และนำน้ำที่ผ่านการบำบัดก่อนด้วยราผสมเข้าสู่ระบบ AnMBR ต่อไป สำหรับระบบ AnMBR ทั้งแบบมีการบำบัดก่อนและไม่มีการบำบัดก่อน ทำการศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกัก (HRT) ที่มีผลต่อการเดินระบบ โดยทำการแปรเปลี่ยนระยะเวลาเก็บกัก 3 ช่วง ได้แก่ 48 24 และ 12 ชั่วโมง แสดงดังรูปที่ 3.5 โดยทำการการป้อนน้ำเสียแบบต่อเนื่อง มีการควบคุมค่า pH 7.0±0.2 น้ำเสียที่ออกจากระบบทำการวิเคราะห์ซีไอดีเพื่อหาประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ของระบบ ทำวิเคราะห์ศักยภาพการกรองโดยพิจารณาจากการเปลี่ยนแปลงแรงดันซึมผ่านเยื่อกรอง ประเภทการอุดตัน และค่าความต้านทานการอุดตัน วิเคราะห์ลักษณะตะกอน โดยพิจารณาพารามิเตอร์ MLSS MLVSS โปรตีน และคาร์โบไฮเดรต เพื่อนำมาพิจารณาการอุดตันเยื่อกรอง และวิเคราะห์สัดส่วนสารอินทรีย์ต่อไป



รูปที่ 3.5 การศึกษาศักยภาพในการเดินระบบ AnMBR

3.6 การวิเคราะห์สัดส่วนสารอินทรีย์

ทำการวิเคราะห์สัดส่วนสารอินทรีย์ในน้ำน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบและออกจากระบบ AnMBR โดยการแบ่งสัดส่วนสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ด้วยวิธีทางชีวภาพสามารถแบ่งออกเป็น 2 สัดส่วนหลัก ดังรูปที่ 3.6 ได้แก่ สารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ด้วยวิธีทางชีวภาพ (Non-biodegradable) และสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ด้วยวิธีทางชีวภาพ (Biodegradable) ซึ่งสัดส่วนสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ในรูปชีโอดีทั้งหมดสามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ อนุภาคสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ในรูปชีโอดีทั้งหมด (Non-biodegradable Particulate COD) และสารอินทรีย์ละลายน้ำที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ในรูปชีโอดีทั้งหมด (Non-biodegradable Soluble) ส่วนสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ด้วยวิธีทางชีวภาพในรูปชีโอดีทั้งหมดสามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ สารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ช้า (Slowly Biodegradable COD) และสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้อย่างรวดเร็ว (Readily Biodegradable COD) (Wentzel, Mbewe, Lakay, and Ekama, 1999; Boursier, Beline and Paul, 2005; Gatti, Garcia-Usach, Seco and Ferrer, 2010)



รูปที่ 3.6 แผนผังองค์ประกอบของสารอินทรีย์ในรูปซีไอดี

ดังนั้นในการศึกษาครั้งนี้จะทำการแบ่งสัดส่วนสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้วิธีทางชีวภาพด้วยวิธีกายภาพเคมี ซึ่งการแบ่งสัดส่วนด้วยวิธีนี้เป็นการแยกด้วยวิธีการกรอง โดยสามารถแยกสัดส่วนออกเป็น สารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้อย่างรวดเร็ว (Readily biodegradable organic substrate: S_s) สารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ช้า (Slowly biodegradable organic substrate: X_s) สารอินทรีย์ละลายน้ำที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ (Inert soluble organic matter: S_i) และอนุภาคสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ (Inert particle organic matter: X_i) จาก การวิเคราะห์ค่าบีโอดี 20 วันของบีโอดีทั้งหมดและบีโอดีละลายน้ำ และซีไอดีทั้งหมดและซีไอดีละลายน้ำ เพื่อนำข้อมูลที่ได้มาคำนวณดังสมการที่ (3.3) – (3.6) ตามลำดับ

$$S_s = \text{SBOD}_{20} \quad (3.3)$$

$$X_s = \text{TBOD}_{20} - \text{SBOD}_{20} \quad (3.4)$$

$$S_i = \text{SCOD} - \text{SBOD}_{20} \quad (3.5)$$

$$X_i = \text{TCOD} - \text{SCOD} - (\text{TBOD}_{20} - \text{SBOD}_{20}) \quad (3.6)$$

3.7 วิธีการวิเคราะห์ที่ใช้ในการวิจัย

การศึกษาน้ำทดลองเดินระบบแบบต่อเนื่องซึ่งทำการเก็บตัวอย่างใน 2 จุด คือ ตัวอย่างน้ำเสียสังเคราะห์ที่เข้าระบบ และน้ำที่ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยแบ่งออกเป็นพารามิเตอร์ที่วิเคราะห์เพื่อควบคุมและดูแลสภาพทั่วไปของระบบในระหว่างดำเนินการทดลองที่วิเคราะห์ทุกวัน ได้แก่ ค่าพีเอช (pH) อุณหภูมิ (Temperature) ค่าสภาพความเป็นด่าง (Alkalinity) และปริมาณก๊าซมีเทน (Methane production) และพารามิเตอร์ที่วิเคราะห์เพื่อนำไปประเมินประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ ได้แก่ ค่าซีโอดี (Chemical Oxygen Demand: COD) ทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียที่เข้าและออกจากระบบทุก 2 วัน เนื่องจากเป็นช่วงเวลาที่รูปแบบการกำจัดสารอินทรีย์มีความสอดคล้องกัน และมีการเปลี่ยนแปลงค่อนข้างน้อย (Zhiyi et al., 2008) ทำการวิเคราะห์ค่าบีโอดีทั้งหมดและบีโอดีละลายน้ำหลังจากที่ระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศมีประสิทธิภาพลงที่ เพื่อนำข้อมูลที่ได้ออกไปวิเคราะห์หาสัดส่วนสารอินทรีย์ รายละเอียดวิธีการวิเคราะห์ดังแสดงในตารางที่ 3.5 ซึ่งอ้างอิงวิธีการวิเคราะห์ตาม APHA et al. (2017) โดยในสถานะคงที่ของระบบในการศึกษานี้ประเมินจากการทดสอบสถิติโดยพิจารณาจากค่าความคลาดเคลื่อนของค่าเฉลี่ยประสิทธิภาพมีค่าบวกกลับไม่เกินร้อยละ 5

การวิเคราะห์ลักษณะตะกอนในระบบเพื่อนำไปพิจารณาการอุดตันเยื่อกรอง ทำการเก็บตัวอย่างตะกอนในระบบ AnMBR โดยพิจารณาจากค่า MLSS, MLVSS, Extracellular polymer substances (EPS) สำหรับการวิเคราะห์ EPS ใช้วิธี Thermal extraction จากงานวิจัยของ Chang and Lee, 1998 โดยทำการเหวี่ยงตะกอนเพื่อแยก soluble EPS ที่ 3,200 รอบต่อนาที เป็นเวลา 30 นาที และนำตะกอนส่วนที่เหลือมาละลายในสารละลาย 0.9% NaCl และให้ความร้อน 80°C เป็นเวลา 1 ชม. และทำการเหวี่ยงแยกอีกครั้งที่ 3,200 รอบต่อนาทีเป็นเวลา 30 นาที ซึ่งของเหลวที่ได้เป็น bound EPS และนำของเหลวทั้ง 2 ส่วน มาวิเคราะห์ Proteins และ Carbohydrates แสดงดังตารางที่ 3.5 การวิเคราะห์ค่าทางสถิติจาก โดยจะพิจารณาจากประสิทธิภาพของการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำตัวอย่างที่เข้าและออกของระบบบำบัดก่อนด้วยราผสม และระบบ AnMBR ซึ่งจะนำค่าประสิทธิภาพไปหาค่าเฉลี่ยและส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน จากนั้นนำข้อมูลไปทดสอบความแตกต่างทางสถิติโดยใช้โปรแกรมวิเคราะห์ทางสถิติของฟังก์ชันใน Microsoft Excel โดยทดสอบค่าความแตกต่างทางสถิติด้วยเทคนิควิเคราะห์ความแปรปรวนร่วม (Analysis of Covariance: ANOVA) โดยจะปฏิเสธ H_0 หรือยอมรับ H_1 เมื่อ Sig. มีค่าน้อยกว่า 0.05 สำหรับสมมติฐานที่ทำการทดสอบ คือ

1) เปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบบำบัดก่อนด้วยราผสม
 H_0 : ค่าเฉลี่ยประสิทธิภาพการบำบัดชีโอดีของระบบบำบัดก่อนด้วยราผสมที่
 ระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง มีค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพเท่ากัน

H_1 : ค่าเฉลี่ยประสิทธิภาพการบำบัดชีโอดีของระบบบำบัดก่อนด้วยราผสมที่
 ระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง มีค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพไม่เท่ากัน

2) เปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบ AnMBR และ
 F+AnMBR

H_0 : ค่าเฉลี่ยประสิทธิภาพการบำบัดชีโอดีของระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บ
 กัก 12 24 และ 48 ชั่วโมง มีค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพเท่ากันกับระบบ AnMBR

H_1 : ค่าเฉลี่ยประสิทธิภาพการบำบัดชีโอดีของระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บ
 กัก 12 24 และ 48 ชั่วโมง มีค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพไม่เท่ากันกับระบบ AnMBR

ตารางที่ 3.5 พารามิเตอร์วิธีในการวิเคราะห์ และความถี่ในการเก็บ

พารามิเตอร์	วิธีการ / เครื่องมือวิเคราะห์	ความถี่ในการเก็บตัวอย่าง / วิเคราะห์
พีเอช	pH meter	ทุกวัน
อุณหภูมิ	Thermometer	
ปริมาณก๊าซชีวภาพ	Water displacement system	
สภาพความเป็นด่าง	Titration Method	
ปริมาณสารอินทรีย์ระเหยง่าย	Direct titration method	ทุก 2 วัน
ชีโอดี (COD)		
- ชีโอดีละลายน้ำ (Soluble COD) - ชีโอดีทั้งหมด (Total COD)	Close Reflux Method Close Reflux Method	
บีโอดีทั้งหมดและบีโอดีละลายน้ำ*	OxiTop®-C	สภาวะคงที่
TKN	Macro-Kjeldahl/ Titration	น้ำเสียเริ่มต้น
MLSS	Gravimetric method	สภาวะคงที่
MLVSS	Gravimetric method	สภาวะคงที่
EPS	Thermal และ centrifugation method	สภาวะคงที่
Proteins	Lowry	สภาวะคงที่
Carbohydrates	Phenolic-sulfuric acid	สภาวะคงที่

บทที่ 4

ผลการศึกษาและการอภิปรายผล

การศึกษานี้ได้ทำการศึกษาระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) มาประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียที่มีปริมาณสารอินทรีย์เข้มข้นสูง โดยมีการนำเชื้อราผสมเป็นระบบบำบัดก่อนโดยทำการศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมต่อประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำเสีย จากนั้นนำน้ำเสียที่ผ่านขั้นตอนดังกล่าวเข้าสู่ระบบ AnMBR เพื่อประเมินประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ และปัจจัยที่มีผลต่อการเดินระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้ออกซิเจน โดยในการศึกษามีรายละเอียดผลการศึกษาดังนี้

4.1 ผลการศึกษาลักษณะน้ำเสียสังเคราะห์

ในการศึกษานี้ใช้น้ำเสียสังเคราะห์โดยใช้วิธีการเตรียมน้ำเสียตามวิธีของ Supawat et al. (2015) เป็นตัวแทนน้ำเสียที่มีปริมาณสารอินทรีย์เข้มข้นสูง โดยจำนวนตัวอย่างที่นำมาพิจารณา มีจำนวน 45 ตัวอย่าง ซึ่งผลการศึกษาแสดงดังตารางที่ 4.1 และ 4.2 โดยมีค่าซีโอดีและซีโอดีละลายน้ำเฉลี่ย 19.38 ± 0.43 และ 2.32 ± 0.62 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ มีค่าบีโอดีและบีโอดีละลายน้ำเฉลี่ย 14.69 ± 0.28 และ 1.10 ± 0.36 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ จากค่าดังกล่าวพบว่ามีสัดส่วนของค่าซีโอดีละลายน้ำต่อซีโอดี (SCOD/COD) เท่ากับ 0.112 สอดคล้องกับปริมาณของแข็งในน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีสัดส่วนของค่าของแข็งแขวนลอยต่อของแข็งทั้งหมด (TSS/TS) เท่ากับ 0.87 แสดงให้เห็นถึงปริมาณสารอินทรีย์ในน้ำเสียสังเคราะห์ส่วนใหญ่เป็นสารแขวนลอยที่อยู่ในรูปสารอินทรีย์ที่และเมื่อพิจารณาค่าสัดส่วนบีโอดีต่อซีโอดี (BOD/COD) มีค่าเท่ากับ 0.71 แสดงให้เห็นว่าน้ำเสียดังกล่าวเป็นสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ โดยที่ค่าสัดส่วนระหว่าง BOD/COD เป็นดัชนีในการประเมินความสามารถการย่อยสลายด้วยวิธีทางชีวภาพ หากมีสัดส่วน BOD/COD มากกว่า 0.45 บ่งชี้ว่าสารอินทรีย์ชนิดนั้นสามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ดีมาก (Patcharin Racho, 2009) แต่อย่างไรก็ตามเมื่อทำการศึกษาค่าสัดส่วนสารอินทรีย์ในน้ำเสียสังเคราะห์พบว่ามีสัดส่วนสารอินทรีย์ละลายน้ำที่ย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่าย (S_0) มีเพียงร้อยละ 5.29 ซึ่งน้ำเสียสังเคราะห์ดังกล่าวจะมีค่าสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ช้า (X_0) เป็นส่วนใหญ่โดยมีค่าดังกล่าวคิดเป็นร้อยละ 65.34 แสดงให้เห็นถึงลักษณะน้ำเสียที่สามารถย่อยสลายด้วยทางชีวภาพได้แต่จะใช้

เวลานานเนื่องจากสารอินทรีย์ส่วนใหญ่เป็นสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ช้าโดยส่วนใหญ่จะเป็นสารแขวนลอยที่มีอนุภาคขนาดใหญ่สอดคล้องกับสัดส่วน TSS/TS จึงจำเป็นต้องมีการผ่านขั้นตอนไฮโดรไลซิซก่อนเข้าสู่กระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพ โดยลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการศึกษานี้นำมาทดสอบทางสถิติพบว่ามีความไม่แตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่นร้อยละ 95 แสดงถึงภาคผนวก ข จากค่าดังกล่าวพบว่าการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ที่ใช้ในการศึกษาดังกล่าวไม่มีการแปรปรวนอย่างมีนัยสำคัญ

ตารางที่ 4.1 คุณลักษณะน้ำเสียสังเคราะห์

พารามิเตอร์	หน่วย	ความเข้มข้น
pH	-	7.5±0.83
COD (g/l)	กรัมต่อลิตร	19.38±0.43
SCOD (g/l)	กรัมต่อลิตร	2.32±0.62
BOD (g/l)	กรัมต่อลิตร	14.69±0.28
SBOD (g/l)	กรัมต่อลิตร	1.10±0.36
TS (g/l)	กรัมต่อลิตร	15.6±0.48
TSS (g/l)	กรัมต่อลิตร	13.6±0.52
TKN (mg/l)	มิลลิกรัมต่อลิตร	950±138
N-NH ₃ (mg/l)	มิลลิกรัมต่อลิตร	680±71
SCOD/COD	-	0.112
BOD/COD	-	0.71

ตารางที่ 4.2 สัดส่วนสารอินทรีย์ของน้ำเสียสังเคราะห์

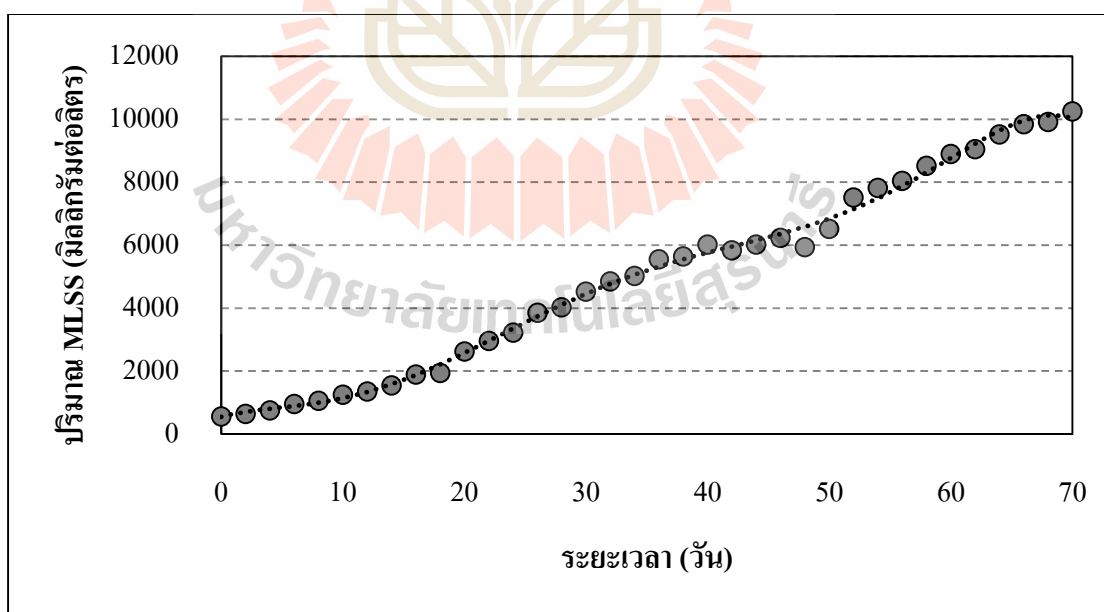
สัดส่วนสารอินทร์	ความเข้มข้น (mg/l)	สัดส่วนในรูปร้อยละ
Readily biodegradable organic substrate (S _s)	1,100	5.29
Slowly biodegradable organic substrate (X _s)	13,590	65.34
Inert soluble organic matter (S _p)	1,220	5.87
Inert particle organic matter (X _p)	4,890	23.51

4.2 ผลการศึกษาการปรับสภาพเชื้อจุลินทรีย์

การปรับสภาพเชื้อราผสมเพื่อเพิ่มปริมาณเชื้อจุลินทรีย์นำไปใช้ในการเดินระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสม ซึ่งทำการควบคุมค่า pH 3.0 ± 0.2 (Takahiro et al., 2001) เพื่อป้องกันการเจริญเติบโตของกลุ่มแบคทีเรียโดยงานวิจัยนี้พิจารณาให้เกิดการเจริญเติบโตของราซึ่งใช้ในขั้นตอนการบำบัดก่อน โดยมีวิธีการปรับสภาพตามหัวข้อที่ 3.3 ซึ่งมีรายละเอียดผลการศึกษาดังนี้

4.2.1 ปริมาณเชื้อราผสมในระบบ

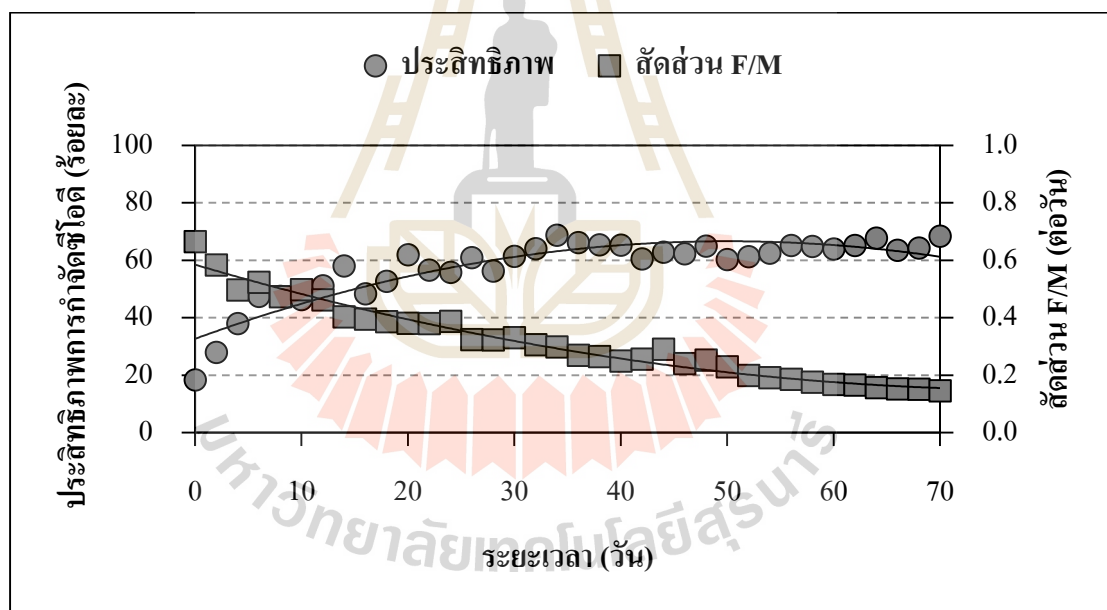
การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์มีความสำคัญต่อการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ จากการปรับสภาพเชื้อราผสมพบว่าการเจริญเติบโตอย่างต่อเนื่องแสดงดังรูปที่ 4.1 โดยมีปริมาณจุลินทรีย์เริ่มต้น 564 มิลลิกรัมต่อลิตร พบว่าเมื่อผ่านระยะเวลาปรับสภาพ 70 วัน มีปริมาณเชื้อราผสมเพิ่มขึ้นเป็น 10,250 มิลลิกรัมต่อลิตร การเจริญเติบโตของเชื้อราผสมมีสัดส่วนการเจริญเติบโตต่อปริมาณจุลินทรีย์เริ่มต้นคิดเป็น 18.17 เท่า โดยช่วงแรกเกิดช่วง Lag phase จำนวนจุลินทรีย์มีการเปลี่ยนแปลงค่อนข้างน้อย และจุลินทรีย์จะมีการเจริญเติบโต (Log phase) เมื่อจุลินทรีย์เริ่มปรับสภาพกับน้ำเสียสังเคราะห์จากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังได้ ซึ่งส่งผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีที่เพิ่มสูงขึ้น เนื่องจากจุลินทรีย์สามารถนำสารอินทรีย์ไปใช้ในการสร้างเซลล์ได้สูงขึ้น และหลังจากเกิดช่วง Stationary phase จำนวนจุลินทรีย์เริ่มคงที่เนื่องจากสารอาหารถูกจำกัด (วิมลมาศ บุญยังยืน, 2555)



รูปที่ 4.1 ปริมาณเชื้อราผสมในระบบระหว่างการปรับสภาพเชื้อ

4.2.2 การกำจัดสารอินทรีย์

การปรับสภาพเชื้อราผสมในสภาพที่มีการเติมอากาศ เพื่อนำไปประเมินอัตราการกำจัดสารอินทรีย์ โดยทำการเพิ่มความเข้มข้นของค่าซีไอดีจนกระทั่งถึงความเข้มข้นที่ใช้จริง และดำเนินการจนกระทั่งสามารถกำจัดซีไอดีได้มากกว่า 55% (Abu-Ghunmi and Jamrh, 2006) จากผลการศึกษาการปรับสภาพเชื้อราผสมเป็นระยะเวลา 70 วัน พบว่าปริมาณเชื้อราผสมมีการเปลี่ยนแปลงในแนวทางที่เพิ่มขึ้น ซึ่งมีความสัมพันธ์กับประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีและสัดส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (F/M ratio) แสดงดังรูปที่ 4.2 ซึ่งมีการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีและสัดส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ โดยสามารถกำจัดซีไอดีได้มากกว่า 55% ภายในระยะเวลา 20 วัน และเมื่อปรับสภาพเชื้อราผสมจนประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีมีค่าเข้าใกล้ค่าคงที่ร้อยละ 65 โดยมีสัดส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (F/M ratio) เท่ากับ 0.146-0.187 มิลลิกรัมซีไอดีต่อมิลลิกรัม MLSS ต่อวัน



รูปที่ 4.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วน F/M และประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดี

4.3 ผลการศึกษาระยะเวลาเก็บกักต่อการบำบัดก่อนด้วยราผสม

การศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมในการบำบัดก่อนด้วยราผสมจะทำการศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักต่อการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำเสีย โดยหลังจากจากการเพิ่มปริมาณเชื้อราและปรับสภาพนั้นจะนำมาศึกษาโดยจะแบ่งชุดการทดลองออกเป็น 3 ชุด ซึ่งมีความควบคุมระยะเวลาเก็บกัก 6 12

และ 24 ชั่วโมง ตามลำดับ และค่า pH 3.0 ± 0.2 ทดลองภายใต้อุณหภูมิห้อง นอกจากนี้ยังทำการควบคุมค่า MLSS ในระบบให้อยู่ในช่วง 6,000-7,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ของทั้ง 3 ระยะเวลาเก็บ โดยมีการเติมน้ำเสียให้เกิดปฏิกิริยา ปล่อยตกตะกอน และระบายน้ำส่วนบน ดำเนินการเป็นวงรอบ ซึ่งผลการศึกษามีรายละเอียดดังต่อไปนี้

4.3.1 ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์

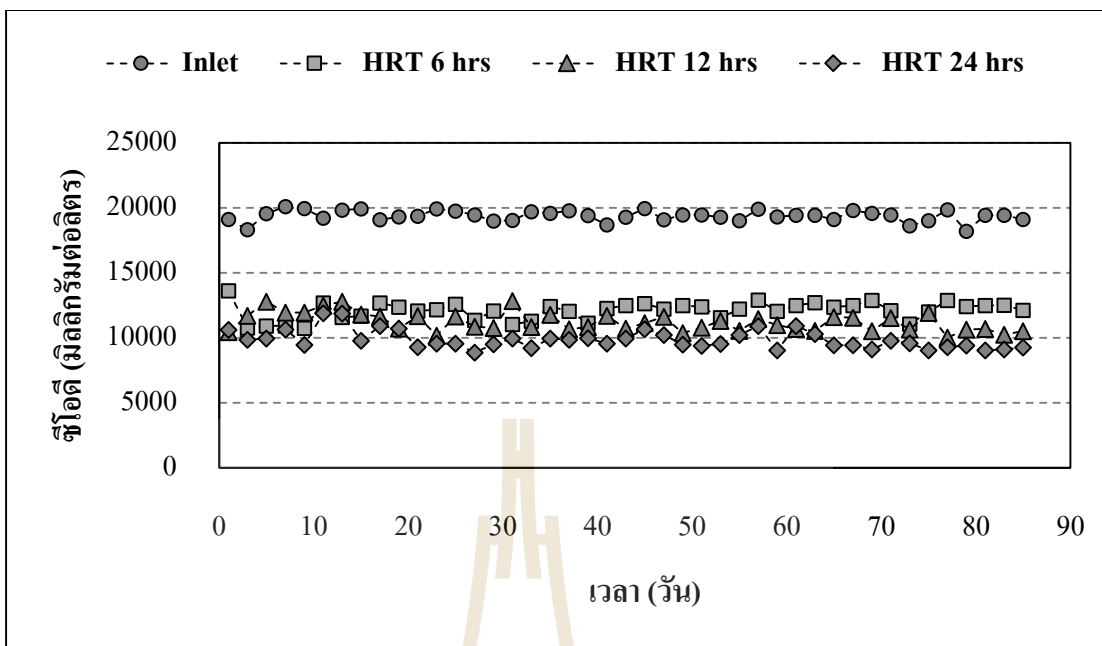
การประเมินประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์เพื่อพิจารณาหาสภาวะที่ใช้ในการเดินระบบร่วมกับระบบ AnMBR โดยการเดินระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมจะพิจารณาจากค่าซีโอดีในน้ำเสียเนื่องจากน้ำเสียสังเคราะห์ในการศึกษานี้ส่วนใหญ่จะเป็นสารอินทรีย์ที่มีความเข้มข้นสูงและส่วนใหญ่อยู่ในรูปของสารแขวนลอย โดยความเข้มข้นซีโอดีเริ่มต้นที่ใช้ในการศึกษานี้มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ $19,378 \pm 428$ มิลลิกรัมต่อลิตร และเมื่อนำน้ำเสียเข้าสู่ระบบบำบัดก่อนด้วยราผสมพบว่ามีความเข้มข้นในรูปซีโอดีมีค่าลดลงทั้ง 3 สภาวะ คือ ที่ระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง โดยที่สภาวะคงที่จะพิจารณาจากค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐานของประสิทธิภาพในระบบมีค่าไม่เกินร้อยละ 5 ซึ่งที่สภาวะดังกล่าวมีความเข้มข้นซีโอดีเฉลี่ย 12,090 11,090 และ 9,864 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ แสดงดังรูปที่ 4.3 และเมื่อประเมินประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีโดยราผสมที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง พบว่ามีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีมากที่สุดมีค่าเฉลี่ยคิดเป็นร้อยละ 49.01 ± 3.75 และที่ระยะเวลาเก็บกัก 6 และ 12 ชั่วโมงมีประสิทธิภาพเฉลี่ยคิดเป็นร้อยละ 37.61 ± 3.66 และ 42.15 ± 3.93 ตามลำดับ แสดงดังรูปที่ 4.4 สำหรับสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีละลายน้ำในการบำบัดก่อนด้วยราผสมพบว่าเมื่อผ่านการบำบัดด้วยระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมมีความเข้มข้นของซีโอดีละลายน้ำเฉลี่ย 2,535 2,324 และ 2,256 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่ระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งมีค่าเพิ่มขึ้นเล็กน้อยที่สภาวะระยะเวลาเก็บกัก 6 และ 12 ชั่วโมง และมีค่าลดลงที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง โดยในน้ำเสียสังเคราะห์มีค่าซีโอดีละลายน้ำเริ่มต้นเฉลี่ย 2,320 มิลลิกรัมต่อลิตร จากผลดังกล่าวทำให้ทราบว่าเมื่อเพิ่มระยะเวลาเก็บกักในระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมจะเกิดการไฮโดรไลซิสของสารอินทรีย์ในน้ำเสียและจะเกิดการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปสารอินทรีย์ละลายน้ำโดยมีจุลชีพใช้สารอินทรีย์ในการย่อยสลาย นอกจากนี้ในการประเมินการกำจัดสารอินทรีย์ด้วยระบบบำบัดก่อนด้วยราผสมยังพิจารณาสารอินทรีย์ในรูปของบีโอดีทั้งในรูปทั้งหมดและละลายน้ำ พบว่ามีค่าความเข้มข้นลดลงเมื่อผ่านระบบบำบัดก่อนด้วยราผสมโดยที่สภาวะคงโดยมีค่าบีโอดีทั้งหมดเฉลี่ย 8,060 7,210 และ 5,970 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่ระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง ตามลำดับ และมีค่าบีโอดีละลายน้ำเฉลี่ย 820 750 และ 806 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ แสดงดังรูปที่ 4.5 ซึ่งจากการพิจารณาประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปบีโอดีทั้งหมดพบว่ามีประสิทธิภาพในการกำจัดเฉลี่ย 59.36 50.92

และ 45.13 ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 12 และ 6 ชั่วโมง ตามลำดับ แสดงดังรูปที่ 4.6 ซึ่งจากผลการศึกษาดังกล่าวพบว่ามีประสิทธิภาพเพิ่มสูงขึ้นเมื่อระยะเวลาเก็บกักเพิ่มขึ้น (Xolisa et al., 2007; Takahiro et al., 2001) ซึ่งมีประสิทธิภาพเฉลี่ยสูงสุดที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง

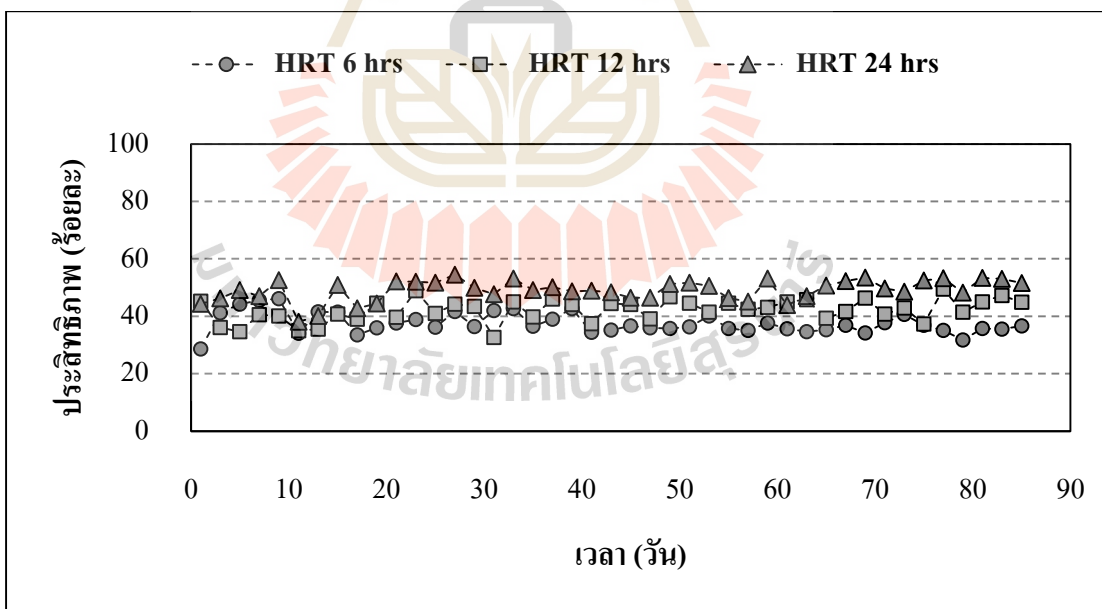
จากผลการประเมินประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียสังเคราะห์อุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง พบสถานะที่มีประสิทธิภาพในการกำจัดชีโอดีสูงสุดที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง ซึ่งจากงานวิจัยที่ผ่านมาระยะเวลาเก็บกักของระบบมีผลต่อการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำเสีย เช่น งานวิจัยของ Xolisa et al., (2007) ได้ศึกษาการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตไวน์โดยมีการบำบัดก่อนด้วยรา พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 48 ชั่วโมง (2 วัน) มีประสิทธิภาพในการกำจัดชีโอดีคิดเป็นร้อยละ 53.3 และการศึกษาของ Takahiro et al., (2001) โดยได้เพิ่มระยะเวลาเก็บกักในระบบ Internal-Loop Airlift ซึ่งมีการใช้เชื้อราชนิด *Aspergillus niger* สำหรับการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 72 ชั่วโมง (3 วัน) สามารถกำจัดสารอินทรีย์ในรูป TOC ได้สูงถึงร้อยละ 76 และการศึกษาของ Truong et al. (2004) พบว่าระยะเวลาเก็บกักที่เหมาะสมต่อการบำบัดน้ำเสียดังกล่าวโดยใช้เชื้อราชนิด *Aspergillus oryzae* มีค่าเท่ากับ 96 ชั่วโมง (4 วัน) ซึ่งมีประสิทธิภาพในการกำจัดชีโอดีได้สูงถึงร้อยละ 91 ซึ่งจากงานวิจัยที่ผ่านมามองเห็นว่าเมื่อเพิ่มระยะเวลาเก็บกักในระบบจะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำมีค่าเพิ่มขึ้น แสดงให้เห็นถึงราผสมสามารถกำจัดน้ำเสียดังกล่าวได้อย่างมีประสิทธิภาพ แต่อย่างไรก็ตามในการศึกษานี้ต้องการใช้ราผสมในขั้นตอนการบำบัดก่อนเพื่อปรับสภาพของน้ำเสียให้สามารถย่อยสลายได้ง่ายขึ้น โดยในการพิจารณาหาสภาวะที่เหมาะสมอาจจะประเมินพารามิเตอร์อื่นด้วย เช่น ความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ สัดส่วนสารอินทรีย์ เป็นต้น

4.3.2 การเพิ่มความสามารถในการย่อยสลายทางชีวภาพ และสัดส่วนอินทรีย์

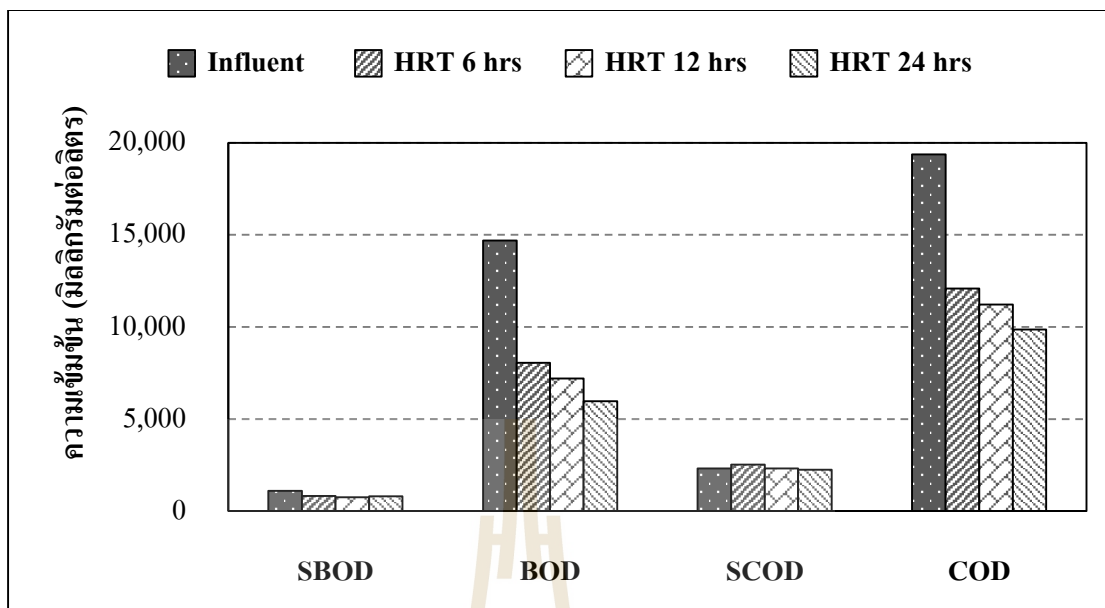
การแบ่งแยกสัดส่วนสารอินทรีย์ด้วยวิธีทางกายภาพเคมี (Gatti et al., 2010) เป็นการแบ่งแยกสัดส่วนสารอินทรีย์โดยการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ ได้แก่ ชีโอดีทั้งหมด (TCOD) ชีโอดีละลายน้ำ (SCOD) บีโอดีทั้งหมด (TBOD) และบีโอดีละลายน้ำ (SBOD) โดยมีรายละเอียดผลการศึกษาแสดงดังรูปที่ 4.7 ซึ่งการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่ระยะเวลาเก็บกักทั้ง 3 สภาวะ มีค่าสัดส่วน BOD/COD ที่ไม่แตกต่างกันซึ่งมีค่าดังกล่าวเท่ากับ 0.661 0.658 และ 0.664 ที่ระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง ตามลำดับ สำหรับค่าสัดส่วนสารอินทรีย์เมื่อแบ่งสัดส่วนสารอินทรีย์ออกเป็นซับสเตรตที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่าย (S_0) ซับสเตรตที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ช้า (X_0) สารอินทรีย์ละลายน้ำที่ไม่สามารถย่อยสลายได้ (S_1) และอนุภาคสารอินทรีย์ที่ไม่



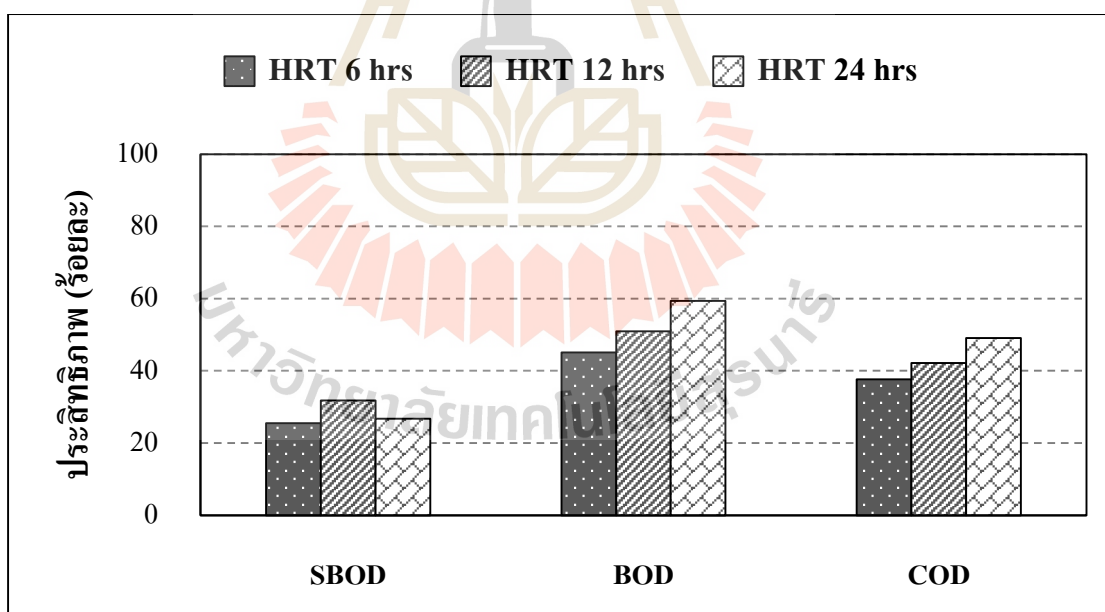
รูปที่ 4.3 ความเข้มข้นซีโอดีที่เข้าและออกระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสม



รูปที่ 4.4 ประสิทธิภาพของระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมสภาวะต่าง ๆ



รูปที่ 4.5 ความเข้มข้นสารอินทรีย์เฉลี่ยของระบบการบำบัดก่อนด้วยสภาพสมภาวะต่าง ๆ

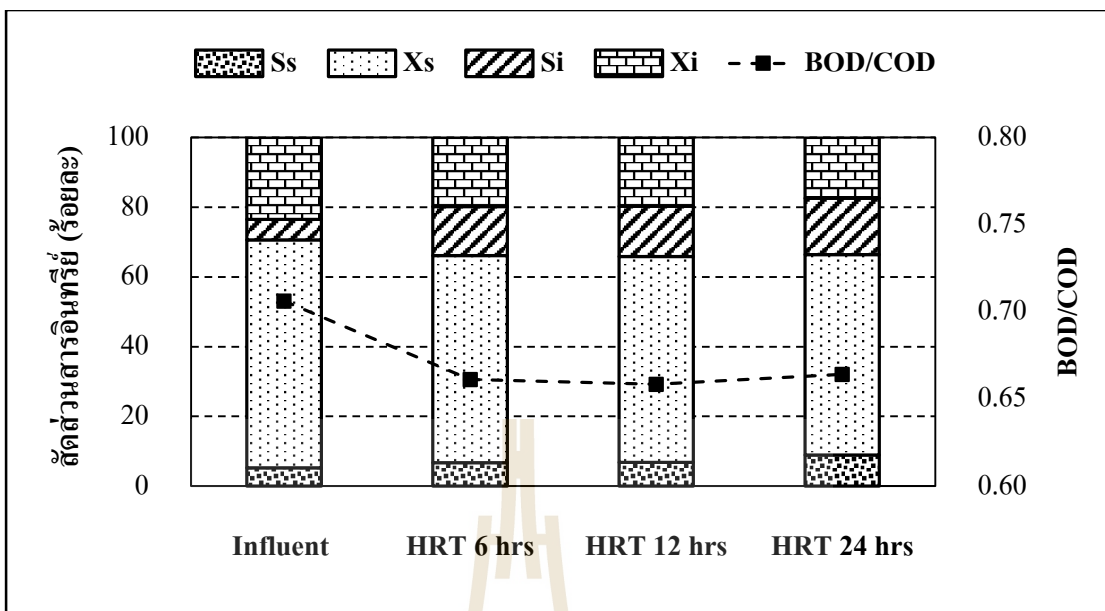


รูปที่ 4.6 ผลของระยะเวลาเก็บกักต่อประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์โดยสภาพสม

สามารถย่อยสลายได้ (X_1) สามารถอธิบายหลักการของกระบวนการย่อยสลายของสารอินทรีย์ได้ คือ เมื่อเกิดการย่อยสลายสารอินทรีย์จะถูกไฮโดรไลซิสได้ให้กลายเป็นซับสเตรดที่สามารถย่อยได้ง่าย (S_5) เมื่อซับสเตรดดังกล่าวถูกย่อยโดยจุลินทรีย์ในระบบจะถูกย่อยสลายได้เร็วกว่าเพื่อนำไปใช้ในการบำรุงรักษาเซลล์ ทำให้อัตราการตายของจุลินทรีย์ลดลง สำหรับซับสเตรดที่ได้จากการย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ช้า (X_5) จะถูกนำไปใช้ในการเจริญเติบโต ซึ่งจากรูปที่ 4.7 แสดงให้เห็นว่าการบำบัดก่อนด้วยราผสมสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีขนาดใหญ่ให้อยู่ในรูปของสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่าย (S_5) โดยที่ระยะเวลาเก็บกักเก็บ 6 12 และ 24 ชั่วโมง สามารถเปลี่ยนรูปสัดส่วนของ X_5 ในน้ำเสียเริ่มต้นให้อยู่ในรูปของ S_5 ได้เพิ่มขึ้นในทุกสภาวะ โดยที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง พบว่ามีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์สูงสุดอีกทั้งยังมีค่า S_5 เพิ่มสูงขึ้นอยู่ที่สัดส่วนร้อยละ 8.97 จากน้ำเสียเริ่มต้นมีสัดส่วนของค่า S_5 ร้อยละ 5.29 นอกจากนี้การเปลี่ยนรูปของอนุภาคของสารอินทรีย์โดยพิจารณาจากค่า $X_5 + X_1$ พบว่าน้ำเสียเริ่มต้นมีค่าสัดส่วนดังกล่าวคิดเป็นร้อยละ 88.85 และเมื่อผ่านขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราผสมพบว่ามีสัดส่วนดังกล่าวที่ลดลงเมื่อระยะเวลาเก็บกักเพิ่มขึ้น โดยมีค่าสัดส่วนดังกล่าวคิดเป็นร้อยละ 71.20 78.77 และ 74.91 ที่ระยะเวลาเก็บกักเก็บ 6 12 และ 24 ชั่วโมง ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าสัดส่วนสารอินทรีย์ที่อยู่ในรูปอนุภาคถูกไฮโดรไลซิสด้วยราผสมกลายเป็นสารอินทรีย์ที่อยู่ในรูปละลายน้ำ ซึ่งสอดคล้องกับผลของค่าซีโอดีละลายน้ำที่มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อระยะเวลาเก็บกักเพิ่มสูงขึ้นแสดงให้เห็นถึงการเปลี่ยนรูปของสารอินทรีย์จากอนุภาคที่มีขนาดใหญ่เปลี่ยนรูปมาอยู่ในสารอินทรีย์ละลายน้ำในขั้นตอนการไฮโดรไลซิสของกระบวนการบำบัดน้ำเสีย

ตารางที่ 4.3 สัดส่วนสารอินทรีย์ที่ระยะเวลาเก็บกักต่าง ๆ ในสภาวะการบำบัดด้วยราผสม

Condition		Influent	HRT 6 hrs	HRT 12 hrs	HRT 24 hrs
Readily biodegradable organic substrate (S_5)	Conc. (mg/l)	1100.0	820.0	750.0	806.0
	%	5.29	6.73	6.85	8.97
Slowly biodegradable organic substrate (X_5)	Conc. (mg/l)	13590.0	7240.0	6460.0	5164.0
	%	65.34	59.39	59.00	57.44
Inert soluble organic matter (S_1)	Conc. (mg/l)	1220.0	1715.0	1574.2	1450.0
	%	5.87	14.07	14.38	16.13
Inert particle organic matter (X_1)	Conc. (mg/l)	4890.0	2415.0	2165.8	1570.0
	%	23.51	19.81	19.78	17.46



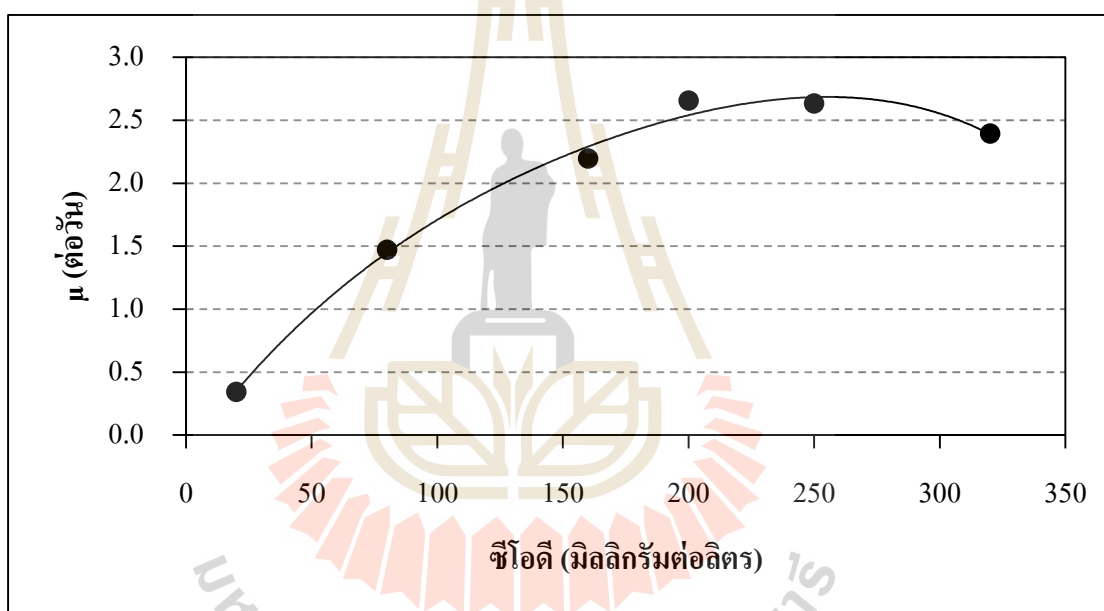
รูปที่ 4.7 สัดส่วนสารอินทรีย์ที่ระยะเวลาเก็บกักต่าง ๆ ในสภาวะการบำบัดด้วยราผสม

4.3.3 การศึกษาค่าคงที่จลนศาสตร์ในระบบบำบัดก่อนด้วยราผสม

การหาค่าคงที่ทางจลนศาสตร์ด้วยวิธี Respirometry โดยหลักการใช้ออกซิเจนของจุลินทรีย์ต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ โดยพิจารณาอัตราการเจริญเติบโตจำเพาะสูงสุด (μ_{max}) ค่าอัตราการย่อยสลายสารอาหาร (r_x) ค่าสัมประสิทธิ์ปริมาณผลิต (Y) ค่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่จุลอัตราการเจริญเติบโตจำเพาะมีค่าเท่ากับ 1/2 ของอัตราการเจริญเติบโตจำเพาะสูงสุด (K_s) และค่าสัมประสิทธิ์อัตราการเกิดปฏิกิริยาโดยเฉลี่ย ($\mu_{max}/Y \cdot K_s$) โดยค่า r_x มีความสัมพันธ์กับค่า Y และค่า μ_{max} ซึ่งค่า Y แสดงให้เห็นถึงแหล่งพลังงานที่มีอยู่ในซับสเตรต และค่า μ_{max} แสดงให้เห็นถึงการนำแหล่งพลังงานไปใช้ในการเจริญเติบโตได้อย่างรวดเร็วของจุลินทรีย์ จากการศึกษาค่าคงที่ทางจลนศาสตร์ของน้ำเสียสังเคราะห์จากอุตสาหกรรมแป้งมัน โดยใช้ค่าซีโอดีของน้ำเสียที่ความเข้มข้นช่วง 20-320 มิลลิกรัมซีโอดีต่อลิตร โดยมีการควบคุมปริมาณ MLSS ที่ความเข้มข้น 400 มิลลิกรัมต่อลิตรคิดเป็นสัดส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (F/M) 0.05-0.80 d⁻¹ พบว่ามีอัตราการย่อยสลายสารอาหาร (r_x) 0.200-0.336 มิลลิกรัมซีโอดีต่อมิลลิกรัม MLVSS ต่อชั่วโมง แสดงดังตารางที่ 4.4 ซึ่งมีค่าสัมประสิทธิ์การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ (Y) 0.072-0.296 มิลลิกรัม MLVSS ต่อ มิลลิกรัม ซีโอดี อัตราการเจริญเติบโตจำเพาะของจุลชีพ (μ) 0.34-2.40 ต่อวัน อัตราการเจริญเติบโตจำเพาะสูงสุดของจุลชีพ (μ_{max}) 2.66 ต่อวัน แสดงดังกราฟรูปที่ 4.8 ซึ่งมีค่าความเข้มข้นของน้ำเสียเมื่อมีอัตราการย่อยสลายเท่ากับครึ่งหนึ่งของอัตราการย่อยสลายสูงสุด (K_s) 53.69 มิลลิกรัมซีโอดีต่อลิตร

ตารางที่ 4.4 เปรียบเทียบค่าคงที่จลนศาสตร์ในระบบบำบัดน้ำเสีย

System	Culture	μ_{max} (d ⁻¹)	K_s (mg/L)	Y (mg MLVSS/mg COD)	Ref.
Batch	Aspergillus niger	2.33	3,450	-	Bjarne (2005)
Batch	M. alpina	1.13	-	-	Xue et al. (2018)
DHS	Mix culture	1.6-3.4	52-100	0.63	Patcharin Racho. (2009)
SBR	Mix culture	2.66	53.69	0.31	This study
Batch	Acidogenic	7.2-30	22.5-630	0.14-0.17	Thaveesri, 1994
Batch	Methanogenic	0.08-0.7	11-421	0.01-0.054	



รูปที่ 4.8 ความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของน้ำเสียต่อ Specific growth rate

จากการศึกษาดังกล่าวสอดคล้องกับงานวิจัยของ Patcharin racho (2009) ทำการศึกษาในระบบ DHS โดยใช้จุลชีพร้าสำหรับการบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังที่ออกจากระบบ UASB ซึ่งได้ทำการประเมินค่าคงที่จลนศาสตร์ของราพบว่า μ_{max} อยู่ในช่วง 1.60-3.40 ต่อวัน และมีค่า K_s อยู่ในช่วง 52-100 มิลลิกรัมชีโอดีต่อลิตร จากการเปรียบเทียบค่าคงที่จลนศาสตร์กับเชื้อในกลุ่มของ Acidogenic ในบ่อหมักกรดซึ่งโดยทั่วไปจะใช้ในการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลัง โดยในการศึกษารั้งนี้ต้องการนำระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมมาประยุกต์ใช้แทนจากการเปรียบเทียบ พบว่าค่าสัมประสิทธิ์การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ (Y) ใน

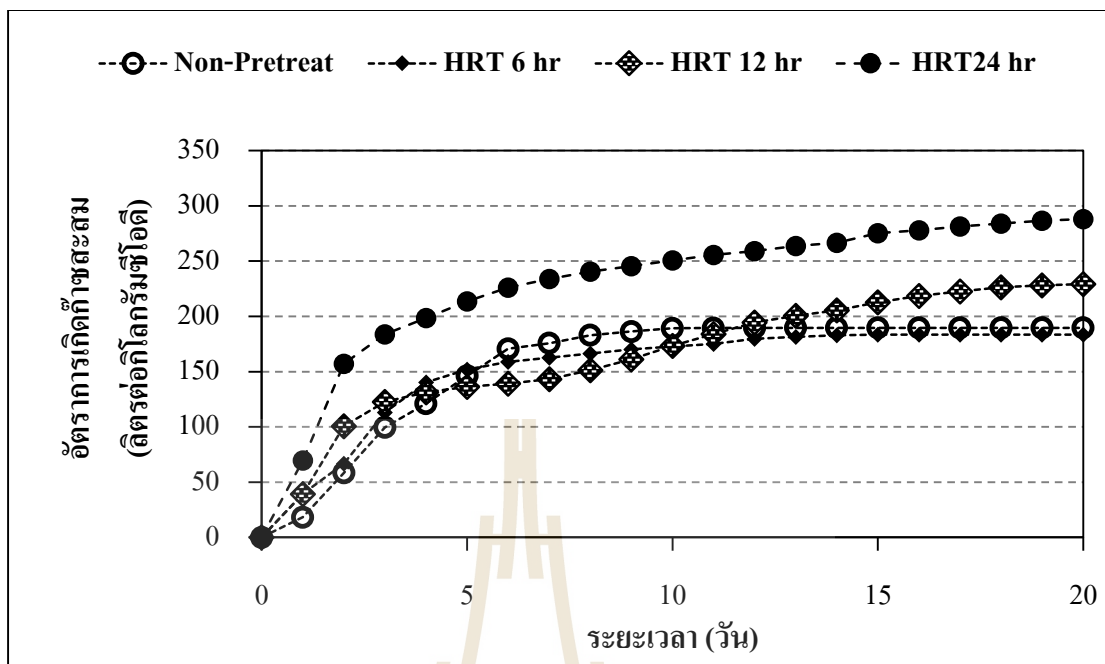
รามีเท่ากับ 0.31 มิลลิกรัม MLVSS ต่อมิลลิกรัมซีโอดี ซึ่งมีค่าสูงกว่าเชื้อในกลุ่มของ Acidogenic โดย มีค่าดังกล่าวเท่ากับ 0.14-0.17 มิลลิกรัม MLVSS ต่อมิลลิกรัมซีโอดี ซึ่งเมื่อเดินระบบการบำบัดก่อน ด้วยราผสมอาจจะการเพิ่มขึ้นของเชื้อราผสมที่มากกว่าเมื่อเทียบกับระบบบ่อหมักกรด แต่อย่างไรก็ตามราผสมที่ใช้ในการบำบัดน้ำเสียนี้สามารถถูกนำไปใช้ประโยชน์ต่อไปได้เนื่องจากปริมาณโปรตีนที่สูงสามารถนำไปผลิตเป็นอาหารสัตว์หรือใช้ประโยชน์ทางการเกษตรได้

4.3.4 การประเมินศักยภาพการเกิดก๊าซชีวภาพ

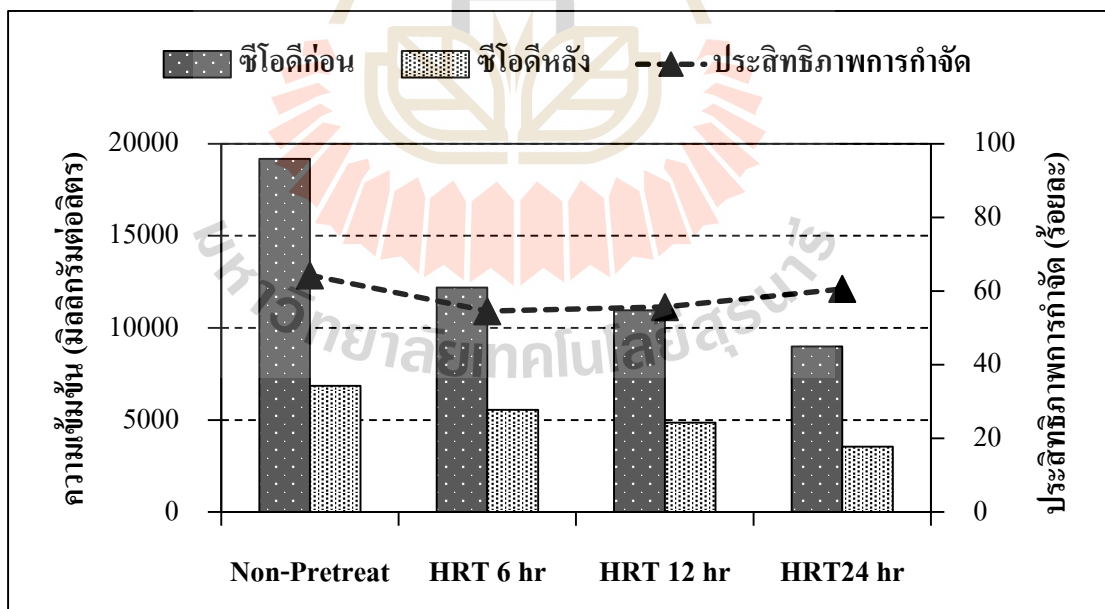
Biochemical Methane Potential (BMP) เป็นการศึกษาหาศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของของเสียที่นำมาบำบัดด้วยสภาวะไม่ใช้ออกซิเจน แสดงในรูปของปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นทั้งหมดต่อกรัมซีโอดีของของเสียที่ถูกย่อยสลายไป แสดงในรูปของปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นทั้งหมดต่อกรัมซีโอดี หรือกรัมของของแข็งระเหยง่ายที่ถูกกำจัด ซึ่งเป็นการแสดงให้เห็นถึงศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพสูงสุด สำหรับการศึกษานี้ได้นำน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่ระยะเวลาเก็บกักต่าง ๆ มาศึกษาเพื่อประเมินศักยภาพการผลิตเกิดก๊าซชีวภาพ โดยมีผลการศึกษาดังตารางที่ 4.5 และรูปที่ 4.9 จากผลการศึกษา พบว่าอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพเกิดสูงสุดที่สภาวะการบำบัดก่อนด้วยราผสมระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 ชั่วโมง ซึ่งมีอัตราการปริมาณการเกิดก๊าซชีวภาพเท่ากับ 288.11 ลิตรต่อกิโลกรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด และมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีคิดเป็นร้อยละ 60.60 (ดังรูปที่ 4.10) และเมื่อทำการเปรียบเทียบกับที่สภาวะต่าง ๆ พบว่ามีอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพเท่ากับ 183.53 และ 229.27 ลิตรต่อกิโลกรัมซีโอดี สำหรับน้ำที่ผ่านการบำบัดด้วยราผสมที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 6 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งจากผลดังกล่าว พบว่าการบำบัดก่อนด้วยราผสมสามารถเพิ่มอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพคิดเป็นร้อยละ 51.96 ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง เมื่อเทียบกับสภาวะที่ไม่มีการบำบัดก่อนด้วยราผสมมีค่าอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพเพียง 189.58 ลิตรต่อกิโลกรัมซีโอดี

ตารางที่ 4.5 ปริมาณการเกิดก๊าซชีวภาพสะสมและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ

Condition	Accumulate gas production (ml)	Gas production rate (L/kg COD)
Non-Pretreat	1210.5	189.58
HRT 6 hr	745	183.53
HRT 12 hr	836	229.27
HRT24 hr	862.5	288.11



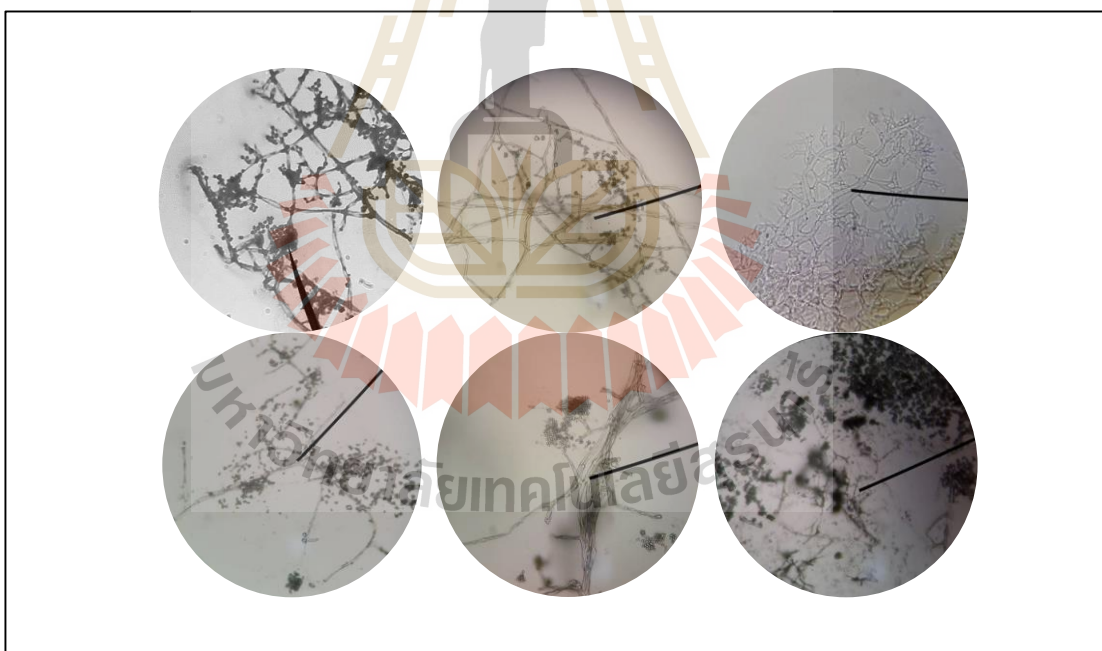
รูปที่ 4.9 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพสะสมของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดด้วยราผสม



รูปที่ 4.10 ความเข้มข้นซีโอติและประสิทธิภาพของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดด้วยราผสม สำหรับการประเมินศักยภาพการเกิดก๊าซชีวภาพ

4.3.5 การศึกษาลักษณะสัณฐานของจุลชีพในระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสม

หลังจากการเดินระบบบำบัดก่อนด้วยราผสมได้ทำการพิจารณาเชื้อจุลชีพที่อยู่ในระบบโดยจากการพิจารณาทางกายภาพพบว่าจุลชีพในระบบมีลักษณะเป็นเส้นใย เมื่อทำการนำจุลชีพไปส่องด้วยกล้องจุลทรรศน์แบบเลนส์ประกอบ (Compound microscope) ที่กำลังขยาย 1000 เท่า พบว่ามีลักษณะของเซลล์ในระบบมีโครงสร้างเป็นเส้นใย จากการทบทวนงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าในระบบบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแปรงมันสำปะหลังมักพบกลุ่มจุลชีพจำพวก *Trichoderma*, *Aspergillus* และ *Candida* (Patcharin racho, 2009) ซึ่งแสดงดังรูปที่ 4.11 สำหรับลักษณะตะกอนในระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมมีลักษณะเป็นฟlocsแบบกระจายไม่เกาะกลุ่ม ซึ่งสอดคล้องของ Trung et al., 2004 โดยมีลักษณะของตะกอนเป็นแบบกระจายไม่เกาะกลุ่มเมื่อมีการควบคุมค่า pH ของการเดินระบบในช่วง 3.0-4.0 แต่อย่างไรก็ตามลักษณะตะกอนของราชั้นอยู่กับค่า pH ที่ใช้ในการเดินระบบโดยพบว่าที่ค่า pH อยู่ในช่วง 7.0-8.0 ลักษณะของฟlocsในระบบจะเป็นแบบเม็ดซึ่งง่ายต่อการจัดการตะกอนส่วนเกิน



รูปที่ 4.11 ลักษณะสัณฐานของจุลชีพในระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสม

สำหรับการทดสอบค่าทางสถิติโดยทำการประเมินจากการบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำตัวอย่างที่เข้าและออกจากระบบบำบัดก่อนด้วยราผสมที่ระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง พบว่ามีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ($P < 0.05$) ดังแสดงในภาคผนวก

ข โดยจากค่าทางสถิติที่ได้จากการประเมินมีค่า $P < 0.05$ เมื่อเปรียบเทียบทุกระยะเวลาเก็บกักแสดงให้เห็นว่าผลของระยะเวลาเก็บกักของการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่ระยะเวลาเก็บกัก 6 12 และ 24 ชั่วโมง ผลการศึกษาพบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง มีประสิทธิภาพเฉลี่ยในการกำจัดซีโอดีและบีโอดีคิดเป็นร้อยละ 49.01 และ 59.36 ตามลำดับ และที่สภาวะดังกล่าวมีการเพิ่มสัดส่วนของสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่าย (S_u) เพิ่มสูงขึ้นอยู่ที่สัดส่วนร้อยละ 8.97 จากค่าเริ่มต้นของน้ำเสียมีสัดส่วนดังกล่าวร้อยละ 5.29 นอกจากนี้ยังได้ทำการศึกษาประเมินศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพโดยการนำน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดก่อนด้วยราผสมมาศึกษาพบว่าอัตราการการเกิดก๊าซชีวภาพเกิดสูงสุดที่สภาวะการบำบัดก่อนด้วยราผสมระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 ชั่วโมง มีอัตราการปริมาณการเกิดก๊าซสูงสุดเมื่อเทียบกับที่สภาวะอื่น ๆ ซึ่งมีค่าดังกล่าวเท่ากับ 288.11 ลิตรต่อกิโลกรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด และมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีคิดเป็นร้อยละ 60.60 ซึ่งจากผลการทดลองดังกล่าวที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 ชั่วโมง สำหรับกระบวนการบำบัดก่อนด้วยราผสม (Fungal Pretreatment) มีประสิทธิภาพสูงสุดเนื่องจากสภาวะดังกล่าวสามารถปรับปรุงคุณลักษณะน้ำเสียได้อย่างมีประสิทธิภาพโดยมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีสูงสุด อีกทั้งที่สภาวะดังกล่าวยังเพิ่มความสามารถในย่อยสลายทางชีวภาพสูงสุดเมื่อเทียบกับสภาวะอื่น ๆ นอกจากนี้เมื่อนำมาทดสอบศักยภาพในการเกิดก๊าซชีวภาพพบว่าที่สภาวะดังกล่าวสามารถเพิ่มอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพได้สูงสุดอีกด้วย

4.4 ผลการศึกษาระบบร่วมการบำบัดก่อนด้วยราและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

การศึกษาประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์เข้มข้นสูงโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังเป็นตัวแทนในการศึกษานี้ จะทำการศึกษาระบบบำบัดก่อนด้วยราผสมร่วมกับระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ โดยการวิจัยนี้แบ่งมีชุดการทดลองออกเป็น 2 ชุด ได้แก่ ระบบที่มีการบำบัดก่อนด้วยราผสมและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Fungal Pretreatment + Anaerobic Membranebioreactor, F+AnMBR) และระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Membranebioreactor, AnMBR) ซึ่งในแต่ละชุดการทดลองจะศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักที่ 3 ช่วง คือ ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง จากนั้นนำตัวอย่างน้ำเสียที่เข้าและออกจากระบบมาวิเคราะห์หาประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์เพื่อประเมินศักยภาพของระบบย่อยในแต่ละสภาวะ น้ำเสียที่ใช้ในการศึกษานี้เป็นน้ำเสียสังเคราะห์โดยแยกออกได้เป็น 2 ส่วนคือ น้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นตามที่กำหนดไว้และน้ำเสียสังเคราะห์ผ่านกระบวนการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่ได้จากการศึกษาผลของระยะเวลา

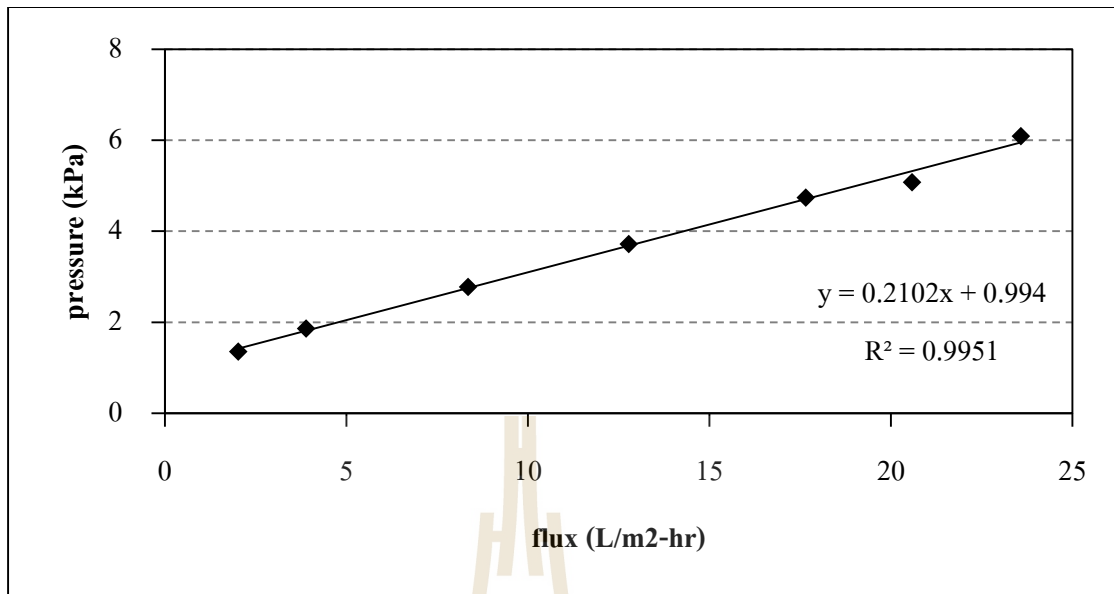
เก็บกักต่อการบำบัดก่อนด้วยราฟสม (Fungal Pretreatment) แสดงดังตารางที่ 4.6 ซึ่งในขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราฟสมเลือกระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 ชั่วโมง โดยมีรายละเอียดของผลการศึกษาดังนี้

ตารางที่ 4.6 ลักษณะน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

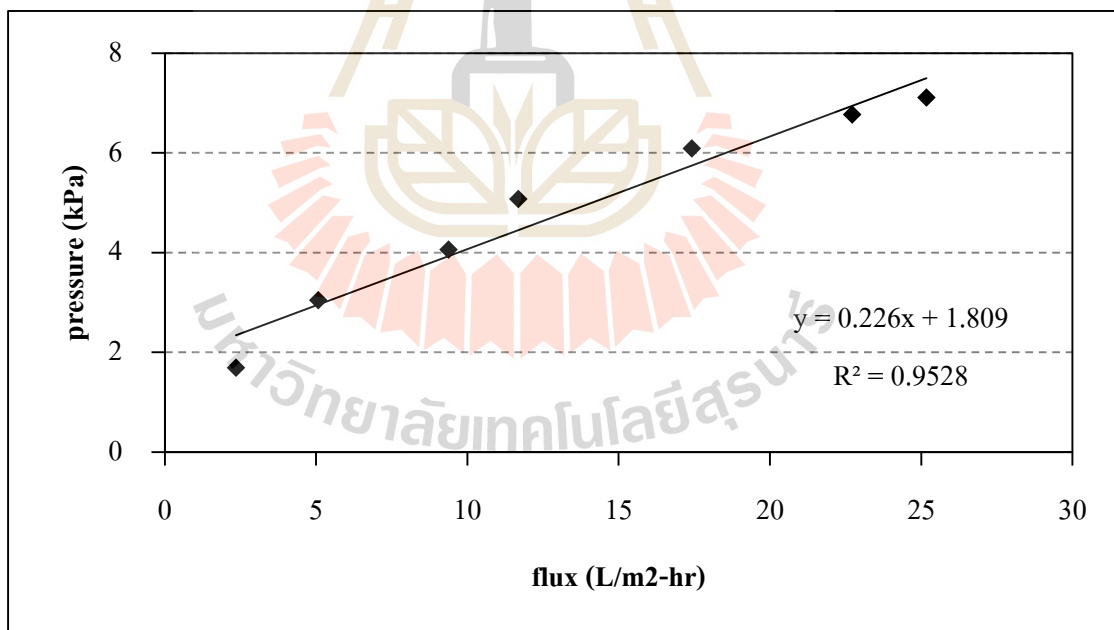
พารามิเตอร์	หน่วย	Synthetic Wastewater	Fungal Pretreatment Effluent
พีเอช	-	7.31±0.43	7.47±0.35
ซีโอดีทั้งหมด (TCOD)	มิลลิกรัมต่อลิตร	19,436±458	9,896±833
ซีโอดีละลายน้ำ (SCOD)	มิลลิกรัมต่อลิตร	2,320±154	2,256±220
SCOD/COD	-	0.119	0.228
อัตราการระอินทรีย์เชิงปริมาตร (VOLR)			
- ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง	กก. ซีโอดี/ลบ.ม./วัน	9.79±0.23	5.04±0.41
- ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง	กก. ซีโอดี/ลบ.ม./วัน	19.36±0.51	9.79±0.92
- ที่ระยะเวลาเก็บกัก 12 ชั่วโมง	กก. ซีโอดี/ลบ.ม./วัน	38.95±0.88	19.59±1.32

4.4.1 ผลค่าความต้านทานเยื่อกรองเริ่มต้น

การวิเคราะห์ความต้านทานเยื่อกรองเริ่มต้นของเยื่อกรองในระบบ AnMBR เพื่อใช้เป็นค่าเปรียบเทียบเมื่อระบบเกิดการอุดตัน สัดส่วนของการอุดตันในลักษณะต่าง ๆ รวมทั้งความเปลี่ยนแปลงค่าความต้านทานเยื่อกรองหลังจากทำการล้างเยื่อกรองแล้ว เพื่อประเมินค่าดัชนีการอุดตัน (Fouling Index, FI) แสดงถึงความสามารถกำจัดสารอุดตัน (Tay et al., 2005) โดยพิจารณาความสัมพันธ์ระหว่างค่าแรงดันซึมผ่านเยื่อกรอง (Transmembrane pressure, TMP) และอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรอง (Permeate Flux) ดังกราฟรูปที่ 4.11 และ 4.12 ตามลำดับ โดยทำการคำนวณค่าความต้านทานจากความสัมพันธ์ระหว่างค่าแรงดันซึมผ่านเยื่อกรอง และอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรอง เมื่อพิจารณาค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31°C มีค่าเท่ากับ $0.781 \times 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ ค่าความต้านทานเยื่อกรองเริ่มต้น (R_m) ของระบบ AnMBR มีค่า $1.043 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ และระบบ F+AnMBR มีค่า $0.970 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ซึ่งเยื่อกรองที่ใช้ในการศึกษาทั้ง 2 ระบบ มีพื้นที่ผิวเยื่อกรอง 0.9 m^2 และมีขนาดรูพรุน $0.4 \mu\text{m}$



รูปที่ 4.11 ค่า TMP ที่ Permeate Flux ของชุดทดลอง F+AnMBR



รูปที่ 4.12 ค่า TMP ที่ Permeate Flux ของชุดทดลอง AnMBR

4.4.2 ผลของระยะเวลาเก็บกักต่อการเดินระบบ

4.2.2.1 สภาพทั่วไปในระบบ

สภาวะที่เหมาะสมในระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศเป็นปัจจัยที่สำคัญอย่างหนึ่งซึ่งจะส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของระบบ โดยทั่วไปพารามิเตอร์ที่ใช้ในการพิจารณาได้แก่ ค่าพีเอช สภาพความเป็นด่าง (Alkalinity) ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid, VFA) สัดส่วนปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อความเป็นด่าง (VFA/Alkalinity) ศักย์ออกซิเดชัน-รีดักชัน (Oxidation-Reduction Potential, ORP) และอุณหภูมิ (Temperature) เป็นต้น โดยพารามิเตอร์ที่กล่าวมา มีความสัมพันธ์กัน เนื่องจากสารอินทรีย์จะถูกย่อยสลายด้วยระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศ ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาดังกล่าว คือ สารอินทรีย์จำพวก กรดอะซิติก (Acetic acid) กรดโพรไพโอนิก (Propionic acid) กรดบิวไทริก (Butyric acid) เป็นต้น เมื่อสารอินทรีย์ดังกล่าวเกิดขึ้นจะส่งผลให้ค่าพีเอชในระบบมีค่าลดลง แต่หากปริมาณสภาพความเป็นด่างมีมากเพียงพอ สภาพความเป็นด่างจะเป็นบัฟเฟอร์คอยต้านทานปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่เกิดขึ้นส่งผลให้ค่าพีเอชในระบบมีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย และเมื่อรักษาสภาวะอย่างสมดุลแล้วระบบจะมีประสิทธิภาพในการเกิดก๊าซชีวภาพอย่างสมบูรณ์ โดยปริมาณของสภาพความเป็นด่างที่เหมาะสมต่อการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศอยู่ในช่วง 1,500-3,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ของ CaCO_3 ซึ่งจะช่วยต้านทานการเปลี่ยนแปลงของค่าพีเอช และควรมีการควบคุมค่าพีเอชให้อยู่ช่วงประมาณ 7-8 สำหรับค่าศักย์ออกซิเดชัน-รีดักชันในระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศ โดยปกติระบบจะมีค่าดังกล่าวอยู่ในช่วง -150 ถึง -420 มิลลิโวลต์ ซึ่งค่าศักย์ออกซิเดชัน-รีดักชันเป็นค่าความต่างศักย์ที่ใช้ในการเคลื่อนย้ายอิเล็กตรอนจากสารออกซิเดชัน ไปยังสารรีดักชัน ซึ่งเป็นตัวบ่งชี้ว่ามีความต้องการออกซิเจนมากน้อยเพียงใด สำหรับในการศึกษานี้พบค่าศักย์ออกซิเดชัน-รีดักชันมีค่าอยู่ในช่วง -158 ถึง -195 มิลลิโวลต์ โดยค่าในช่วงดังกล่าวเป็นค่าที่อยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการเกิดปฏิกิริยาในระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศ

จากผลการศึกษาสภาพทั่วไปของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรองแบบไม่ใช้ออกาศมีการควบคุมค่าสภาพความเป็นด่าง และค่าพีเอชในระบบดังกล่าว ซึ่งในช่วงแรกของการศึกษามีการควบคุมระยะเวลาเก็บกักที่ 48 ชั่วโมง พบว่าค่าพีเอชของระบบมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 6.86 และ 7.05 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ เมื่อพิจารณาจากค่าดังกล่าวจะเห็นว่าที่สภาวะที่ไม่มีบัฟเฟอร์ด้วยราผสมมีค่าพีเอชที่สูงกว่า สำหรับที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง มีค่าพีเอชเฉลี่ยของระบบเท่ากับ 7.04 และ 6.88 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ และที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 12 ชั่วโมง พบว่ามีค่าพีเอชของระบบลดลง โดยมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 6.60 และ 6.85 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ ดังแสดงดังรูปที่ 4.13 และ 4.14 เมื่อ

พิจารณาที่ถึงปฏิกริยาเดียวกันที่ระยะเวลาเก็บกักทั้ง 3 ระยะเวลาเก็บกักที่ทำการศึกษา พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกักที่ 48 และ 24 ชั่วโมง มีการเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชที่ไม่แตกต่างกันมากนัก แต่เมื่อมีการลดระยะเวลาเก็บกักเหลือ 12 ชั่วโมง พบว่ามีค่าเฉลี่ยของระบบที่ลดลงอย่างเห็นได้ชัด

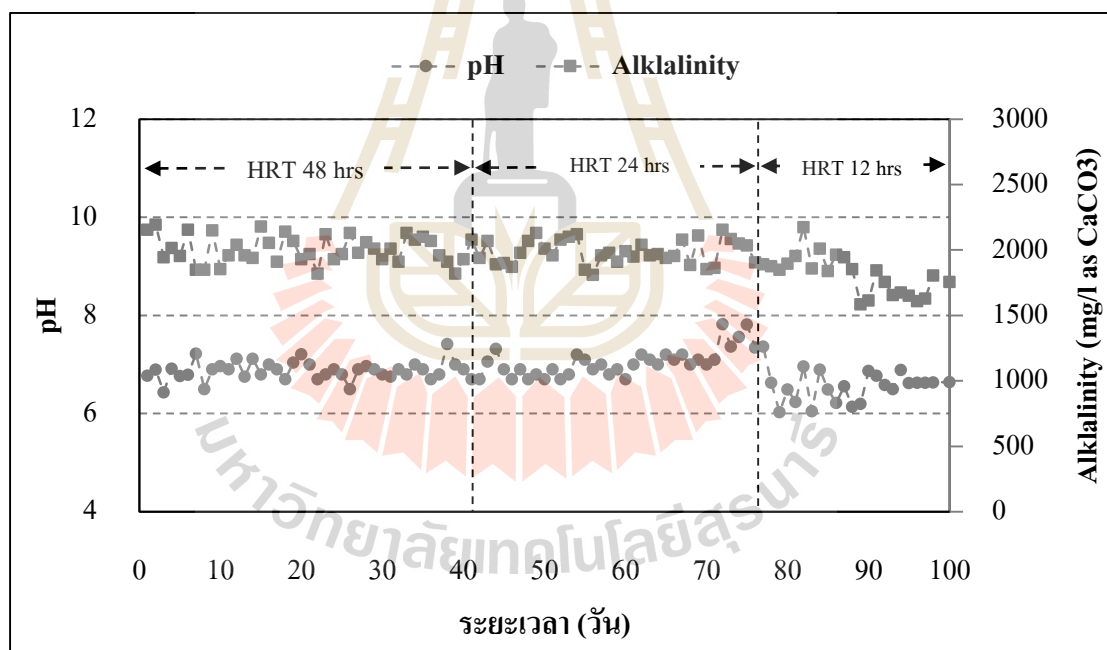
ค่าสภาพความเป็นด่างในระบบย่อยแบบไม่ใช้อากาศที่ระยะเวลาเก็บกักที่ 48 ชั่วโมง มีค่าเฉลี่ยของค่าดังกล่าวเท่ากับ 2,013 และ 1,990 มิลลิกรัมต่อลิตร ของ CaCO_3 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ ที่ระยะเวลาเก็บกักที่ 24 ชั่วโมง พบว่ามีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 1,981 และ 2,028 มิลลิกรัมต่อลิตร ของ CaCO_3 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ ส่วนที่ระยะเวลาเก็บกัก 12 ชั่วโมง มีค่าเฉลี่ยของค่าดังกล่าวเท่ากับ 1,816 และ 1,789 มิลลิกรัมต่อลิตร ของ CaCO_3 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ ดังแสดงดังรูปที่ 4.13 และ 4.14 ซึ่งที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 12 ชั่วโมง ที่ค่าลดลงอย่างมาก เนื่องจากปริมาณสารอินทรีย์ที่เข้าระบบมีปริมาณสูงขึ้น สังเกตได้จากค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) ที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 ชั่วโมง ที่ค่าเฉลี่ยดังกล่าวเท่ากับ 19.36 ± 0.51 กิโลกรัมของซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน และที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 12 ชั่วโมง มีค่าเฉลี่ยดังกล่าวเท่ากับ 38.95 ± 0.88 กิโลกรัมของซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน สำหรับระบบ AnMBR ซึ่งจะส่งผลให้ปริมาณสารอินทรีย์ที่ถูกย่อยสลายในระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้อากาศมีปริมาณมากขึ้น ทำให้เกิดสารอินทรีย์จำพวกกรดเพิ่มสูงขึ้น ทำให้ปริมาณสภาพความเป็นด่างมีค่าลดลงเพื่อดำเนินงานสถานะในระบบ ซึ่งสอดคล้องกับผลของค่าพีเอชในระบบย่อยดังกล่าวที่มีค่าลดลงที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 12 ชั่วโมง

4.4.2.2 ประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์

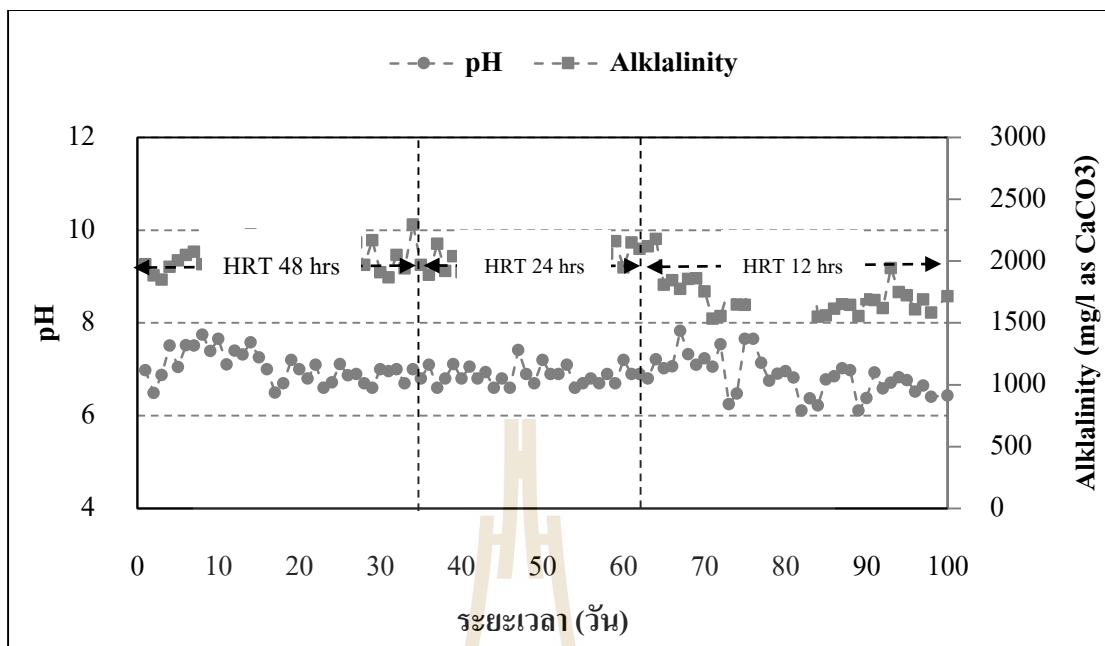
การประเมินประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ของน้ำเสียสารอินทรีย์เข้มข้นสูงจะพิจารณาจากค่าซีโอดี อย่างไรก็ตามน้ำเสียดังกล่าวประกอบด้วยสารอินทรีย์ที่ละลายน้ำและไม่ละลายน้ำหรือที่เป็นอนุภาค ซึ่งส่วนใหญ่อยู่ในลักษณะของสารอินทรีย์ที่เป็นอนุภาค โดยสามารถวัดได้ในรูปของซีโอดีและซีโอดีละลายน้ำ ซึ่งหากสัดส่วนซีโอดีละลายน้ำต่อซีโอดี (SCOD/TCOD) ที่ต่ำ แสดงให้เห็นว่าองค์ประกอบสารอินทรีย์ส่วนใหญ่ในรูปอนุภาคสอดคล้องกับงานวิจัยนี้โดยมีสัดส่วนซีโอดีละลายน้ำต่อซีโอดีในน้ำเสียเท่ากับ 0.119 และเมื่อผ่านการบำบัดก่อนด้วยราฟสมมีค่าสัดส่วนดังกล่าวเพิ่มสูงขึ้นเป็น 0.228 ซึ่งจากค่าดังกล่าวแสดงให้เห็นว่าการบำบัดก่อนด้วยราฟสมช่วยปรับปรุงในขั้นตอนการไฮโดรไลซิส เพื่อลดระยะเวลาในการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเอ่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

สำหรับการศึกษานี้ น้ำเสียสังเคราะห์ที่มีปริมาณซีโอดีเฉลี่ย $19,436 \pm 458$ มิลลิกรัมต่อลิตร ส่วนน้ำเสียสังเคราะห์ที่ผ่านกระบวนการบำบัดก่อนด้วยราฟสมที่ระยะเวลาเก็บกัก

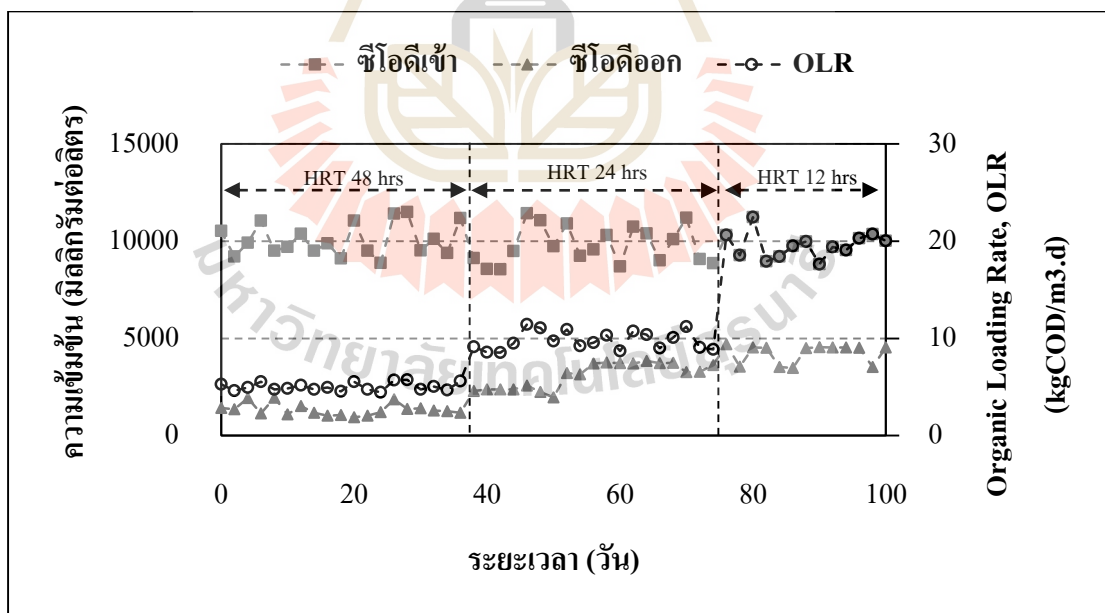
เท่ากับ 24 ชั่วโมง มีค่าซีโอไซด์เฉลี่ย $9,896 \pm 833$ มิลลิกรัมต่อลิตร และเมื่อเข้าสู่ระบบปฏิบัติการชีวภาพ เชื้อกรองแบบไม่ใช้อากาศพบว่าปริมาณซีโอไซด์ที่ออกจากระบบลดลง โดยที่ระบบ F+AnMBR มีค่าเฉลี่ยของซีโอไซด์เท่ากับ $1,323 \pm 304$ $3,099 \pm 658$ และ $4,228 \pm 498$ มิลลิกรัมต่อลิตร ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งปริมาณซีโอไซด์ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง มีค่าน้อยที่สุด ลดลงมากค่าคือที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ และระบบ AnMBR มีค่าเฉลี่ยของซีโอไซด์เท่ากับ $3,658 \pm 280$ $4,228 \pm 389$ และ $5,780 \pm 658$ มิลลิกรัมต่อลิตร ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ โดยมีความเข้มข้นของซีโอไซด์ที่เหลืออยู่เพิ่มขึ้นเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลง ซึ่งมีค่าแนวโน้มเดียวกับระบบ F+AnMBR และเมื่อเปรียบเทียบปริมาณซีโอไซด์ที่ระยะเก็บกักที่ต่างกันในระบบ พบว่าระบบ F+AnMBR มีความเข้มข้นของซีโอไซด์ที่น้อยกว่าระบบ AnMBR ซึ่งจากผลการศึกษาพบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง มีปริมาณซีโอไซด์น้อยที่สุดเมื่อเปรียบเทียบกับที่ระยะเวลาเก็บกักอื่น ๆ ดังแสดงผังรูปที่ 4.15 และ 4.16



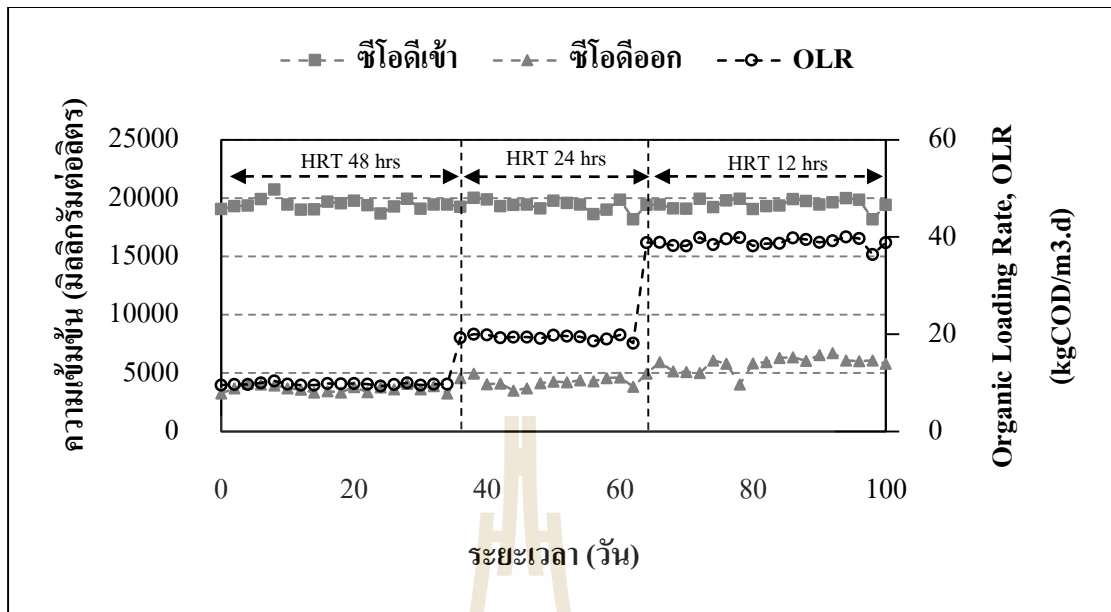
รูปที่ 4.13 ค่าพีเอชและความเป็นด่างของระบบ F+AnMBR



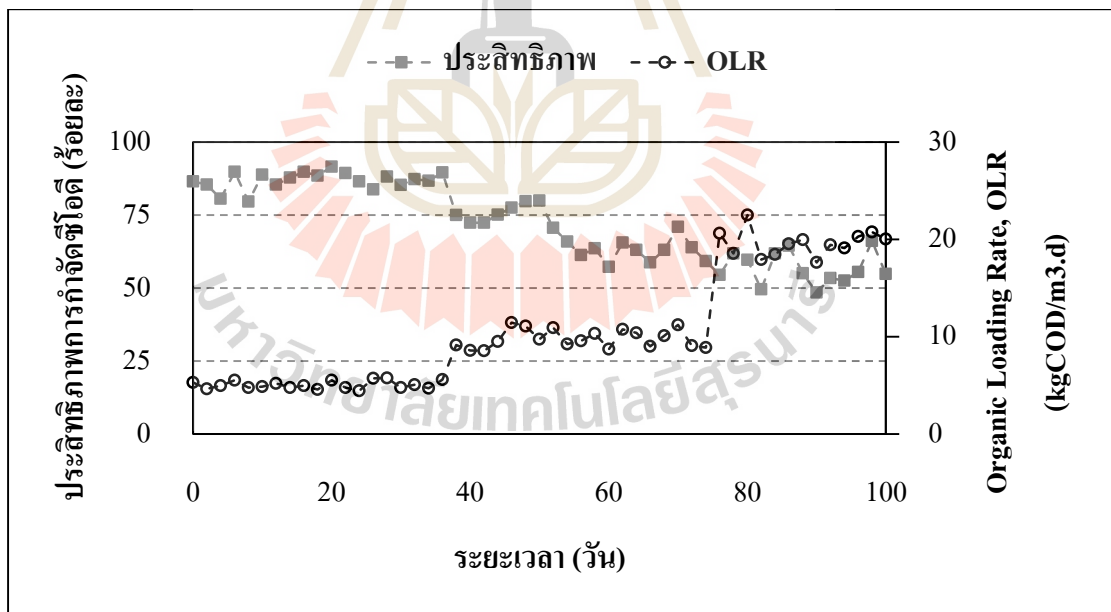
รูปที่ 4.14 ค่าพีเอชและความเป็นด่างของระบบ AnMBR



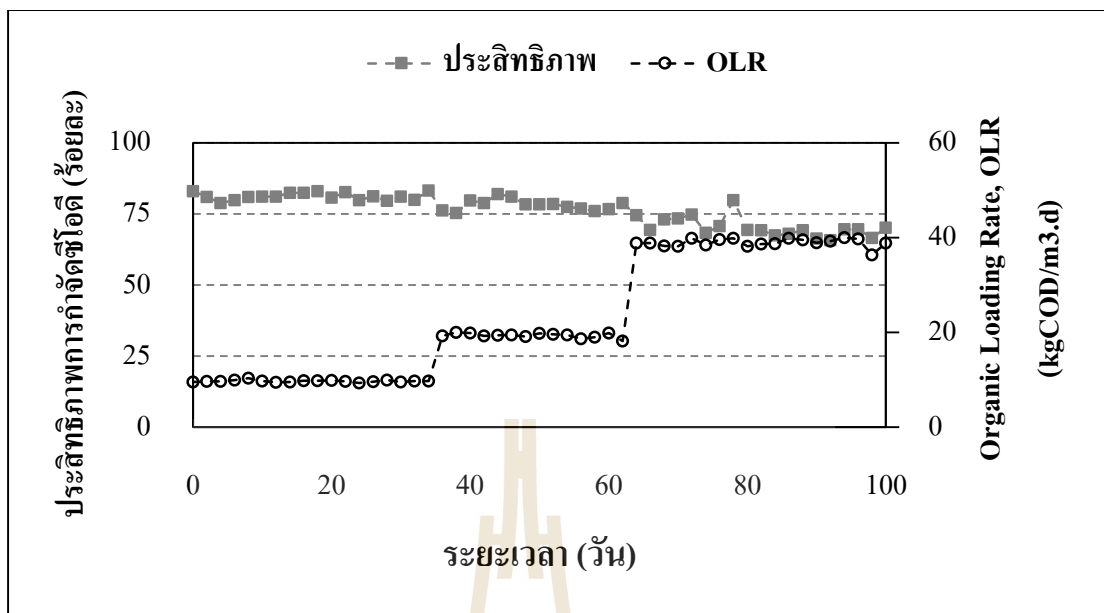
รูปที่ 4.15 ความเข้มข้นเข้าและออกของระบบ F+AnMBR



รูปที่ 4.16 ความเข้มข้นเข้าและออกของระบบ AnMBR



รูปที่ 4.17 ประสิทธิภาพการกำจัดชีโอดีของระบบ F+AnMBR



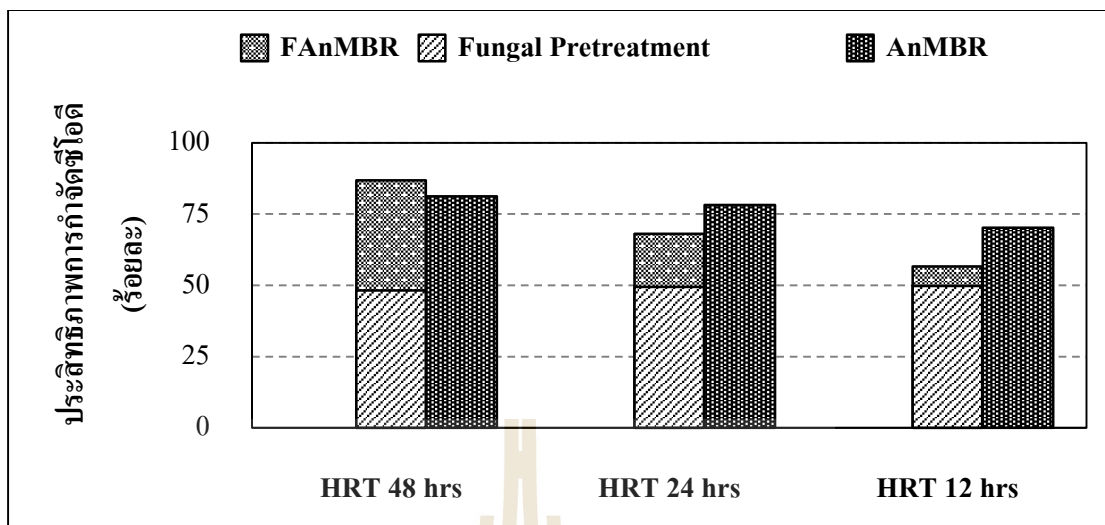
รูปที่ 4.18 ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีของระบบ AnMBR

ประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีในระบบ F+AnMBR และ AnMBR พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง มีประสิทธิภาพการกำจัดเท่ากับร้อยละ 86.80 และ 81.18 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ จากค่าดังกล่าวระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศที่มีขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราผสมมีประสิทธิภาพสูงกว่าระบบที่ไม่มีขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราผสม และที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 และ 12 ชั่วโมง มีประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีในแนวทางเดียวกัน โดยที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง มีประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีเท่ากับร้อยละ 68.11 และ 78.24 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ และที่ระยะเวลาเก็บกัก 12 ชั่วโมง มีประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีเท่ากับร้อยละ 56.69 และ 70.26 สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ แสดงดังรูปที่ 4.17 และ 4.18 แต่อย่างไรก็ตามเมื่อประเมินประสิทธิภาพโดยรวมระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกักทั้ง 3 สภาวะมีประสิทธิภาพโดยรวมที่สูงกว่าระบบ AnMBR โดยที่ระบบ F+AnMBR มีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีคิดเป็นร้อยละ 93.17 84.00 และ 78.18 ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ แสดงดังรูปที่ 4.19 ซึ่งจากการเปรียบเทียบผลของการบำบัดก่อนด้วยราผสมพบว่าระบบ F+AnMBR มีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีสูงกว่าระบบ AnMBR เนื่องจากในขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราผสมจะช่วยปรับปรุงในกระบวนการไฮโดรไลซิสส่งผลให้มีความสามารถในการย่อยสลายได้เพิ่มขึ้น ซึ่งจะช่วยให้ประสิทธิภาพในการบำบัดมีค่าสูงขึ้นด้วย

เมื่อพิจารณาในรูปของอัตราการการย่อยสลายสารอินทรีย์ (Organic Removal Rate, ORR) พบว่าเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงอัตราการการย่อยสลายของสารอินทรีย์มีค่าเพิ่มสูงขึ้น โดยที่ระบบ F+AnMBR มีค่าดังกล่าวเท่ากับ 4.37 6.69 และ 11.13 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งสอดคล้องกับค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) โดยที่มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลง โดยที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 และ 12 ชั่วโมง ที่ค่าเฉลี่ยของ VOLR เท่ากับ 19.36 ± 0.51 และ 38.95 ± 0.88 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ซึ่งส่งผลให้ค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้นทำให้อัตราการการย่อยสลายของสารอินทรีย์เพิ่มสูงขึ้นด้วย แสดงดังตารางที่ 4.7 และเมื่อทำการเปรียบเทียบกับงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าสอดคล้องกับงานวิจัยของ Supawat (2015) ได้ทำการศึกษาประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ในระบบ Two Stage TAnMBR พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง มีประสิทธิภาพในการกำจัดคิดเป็นร้อยละ 84-92 โดยมีค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) ในช่วง 6-12 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน และมีค่าอัตราการการย่อยสลายของสารอินทรีย์ในช่วง 5.3-10.1 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน

ตารางที่ 4.7 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดชีโอดีของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

Wastewater	Reactor	HRT (hr)	OLR (kg/m ³ -d)	ORR (kg/m ³ -d)	Removal Efficiency (%)	Reference
Slaughter house	AnMBR	-	4.4-8.2	4.2-7.4	90-96	Saddoud and Forester (2000)
Synthetic wastewater (VFA)	AnMBR	-	10-50	9.8-49.0	98	Jeison and van Lier (2008)
Synthetic (Tapioca starch)	Two Stage TAnMBR	48	6-12	5.3-10.1	84-92	Supawat (2015)
Synthetic (Tapioca starch)	Fungal pretreatment+ AnMBR	48	5.04	4.37	93.17	This study
		24	9.79	6.69	84.00	
		12	19.59	11.13	78.18	
	AnMBR	48	9.73	7.90	81.18	
		24	19.36	15.13	78.24	
		12	38.95	27.39	70.26	



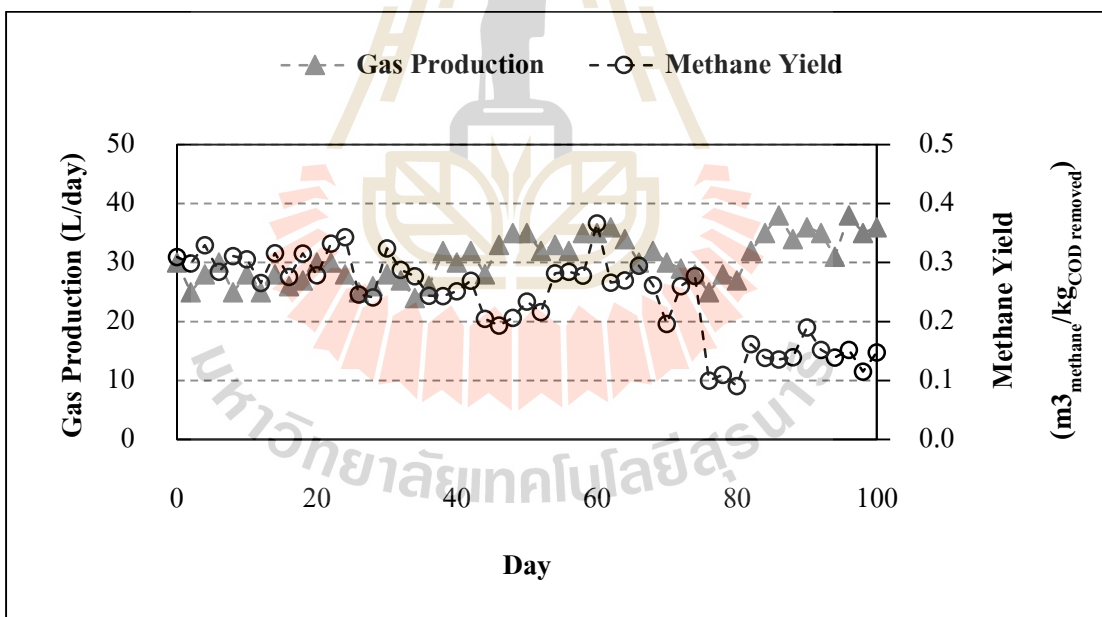
รูปที่ 4.19 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศที่สถานะต่าง ๆ

4.4.2.3 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ

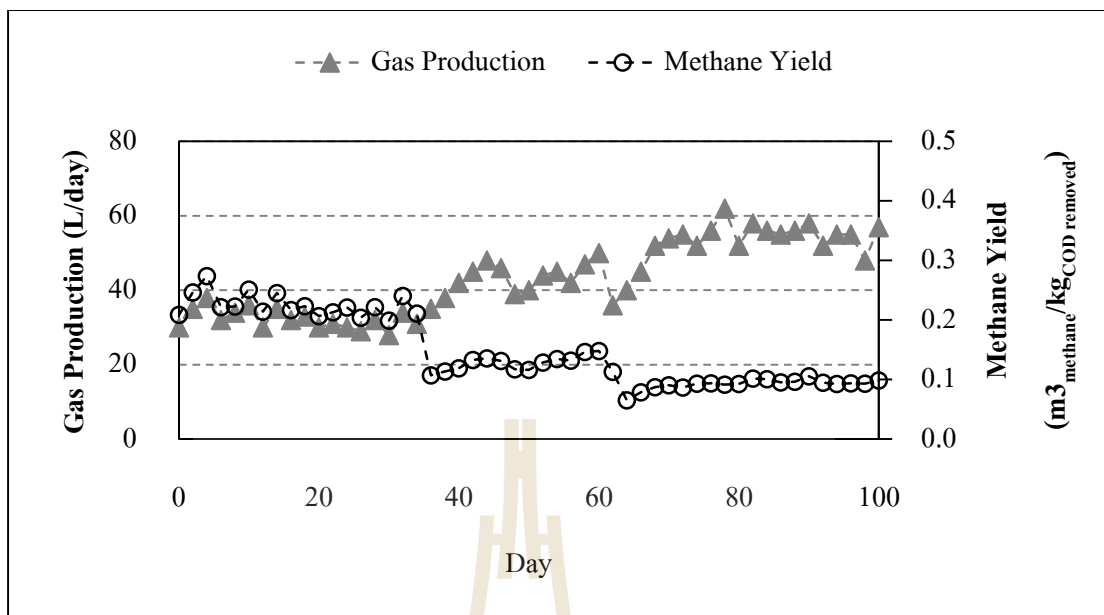
ระบบ AnMBR มีอัตราการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีทั้งหมดสูงที่สุดเมื่อเทียบกับระบบอื่นในสถานะต่าง ๆ และเมื่อพิจารณาการเกิดก๊าซชีวภาพพบว่าปริมาณก๊าซชีวภาพมีปริมาณมากที่สุดในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศถึงย่อย 32.22 42.64 และ 53.58 ลิตรต่อวัน ที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ จะเห็นว่าที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 12 ชั่วโมง มีปริมาณก๊าซชีวภาพสูงที่สุด ดังรูปที่ 4.20 และ 4.21 เนื่องจากปริมาณสารอินทรีย์ที่เข้าระบบมีค่าสูง 38.95 ± 0.88 กิโลกรัมของซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ส่งผลให้ปริมาณซีโอดีมีในปริมาณที่มากทำให้จุลินทรีย์แบบไม่ใช้อากาศสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้มากกว่าส่งผลให้เกิดปริมาณก๊าซชีวภาพเพิ่มสูงกว่าที่ระบบอื่น แต่อย่างไรก็ตามเมื่อเปรียบเทียบอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ Methane Yield จะเห็นว่าที่ระบบ F+AnMBR มีอัตราการเกิดที่สูงกว่าระบบ AnMBR ดังตารางที่ 4.8 พบว่าที่ระบบ F+AnMBR มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ Methane Yield เท่ากับ 0.294 0.256 และ $0.136 \text{ m}^3_{\text{methane}}/\text{kgCOD}_{\text{removed}}$ ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ และที่ระบบ AnMBR มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ Methane Yield เท่ากับ 0.224 0.127 และ $0.092 \text{ m}^3_{\text{methane}}/\text{kgCOD}_{\text{removed}}$ ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ แสดงให้เห็นถึงในขั้นตอนการการบำบัดก่อนด้วยราสหมช่วยปรับปรุงในขั้นตอนการไฮโดรไลซิส ช่วยเพิ่มอัตราการการผลิตก๊าซชีวภาพ และลดระยะเวลาในการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

ตารางที่ 4.8 เปรียบเทียบอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพกับงานวิจัยอื่น ๆ

Wastewater	Reactor	HRT (hr)	OLR (kg/m ³ -d)	Methane Yield (m ³ _{methane} /kgCOD _{removed})	Reference
Synthetic (Tapioca starch)	Anaerobic upflow filters	-	1.2-17.2	0.19-0.27	Ahn and Forster (2000)
Slaughter house	Single Stage AnMBR	-	4.4-13.3	0.13	Saddoud and Sayadi (2007)
	Two Stage AnMBR	-	12.7	0.33	
Synthetic (Tapioca starch)	Two Stage TAnMBR	48	6-12	0.23-0.29	Supawat (2015)
Synthetic (Tapioca starch)	Fungal pretreatment+AnMBR	48	5.04	0.294	This study
		24	9.79	0.256	
		12	19.59	0.136	
	AnMBR	48	9.73	0.224	
		24	19.36	0.127	
		12	38.95	0.092	



รูปที่ 4.20 ปริมาณก๊าซชีวภาพและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ F+AnMBR



รูปที่ 4.21 ปริมาณก๊าซชีวภาพและอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบ AnMBR

4.4.3 สมดุลมวลสารอินทรีย์ในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

การทำสมดุลมวลสารอินทรีย์เป็นความรู้เกี่ยวกับเรื่องของความสมดุลอินทรีย์ช่วยให้การคำนวณขั้นตอนของการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบย่อยสลายแบบไม่ใช้อากาศในรูปแบบของอัตราการย่อยสลายอินทรีย์ ซึ่งจะช่วยให้สามารถจัดการกับระบบหรือการปรับปรุงเปลี่ยนแปลงระบบย่อยได้อย่างมีประสิทธิภาพ อีกทั้งยังเป็นพารามิเตอร์ช่วยให้สังเกตประสิทธิภาพได้อย่างชัดเจน (Joo-Hyun, และ Johng-Hwa., 2013) สำหรับการคำนวณสมดุลมวลสารชีโอดีจะพิจารณาจากปริมาณชีโอดีที่ป้อน และปริมาณชีโอดีที่ออกจากระบบ จากสมการที่ (4.1) เพื่อการตรวจสอบความน่าเชื่อถือของระบบย่อยของการทดลอง

$$\text{COD}_{\text{in}} = \text{COD}_{\text{eff}} + \text{COD}_{\text{CH}_4} + \text{COD}_{\text{VSS}} + \text{COD}_{\text{Acc}} \quad (4.1)$$

โดยที่

- COD_{in} = ชีโอดีที่ป้อนเข้าสู่ระบบ (กรัมต่อวัน)
- COD_{eff} = ชีโอดีที่ออกจากระบบ (กรัมต่อวัน)
- COD_{CH_4} = ชีโอดีของก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้น (กรัมต่อวัน)
- COD_{VSS} = ชีโอดีของจุลชีพที่เกิดขึ้น (กรัมต่อวัน)
- COD_{Acc} = ชีโอดีที่ย่อยสลายได้ยากแต่สามารถวัดได้ในรูปชีโอดี (กรัมต่อวัน)

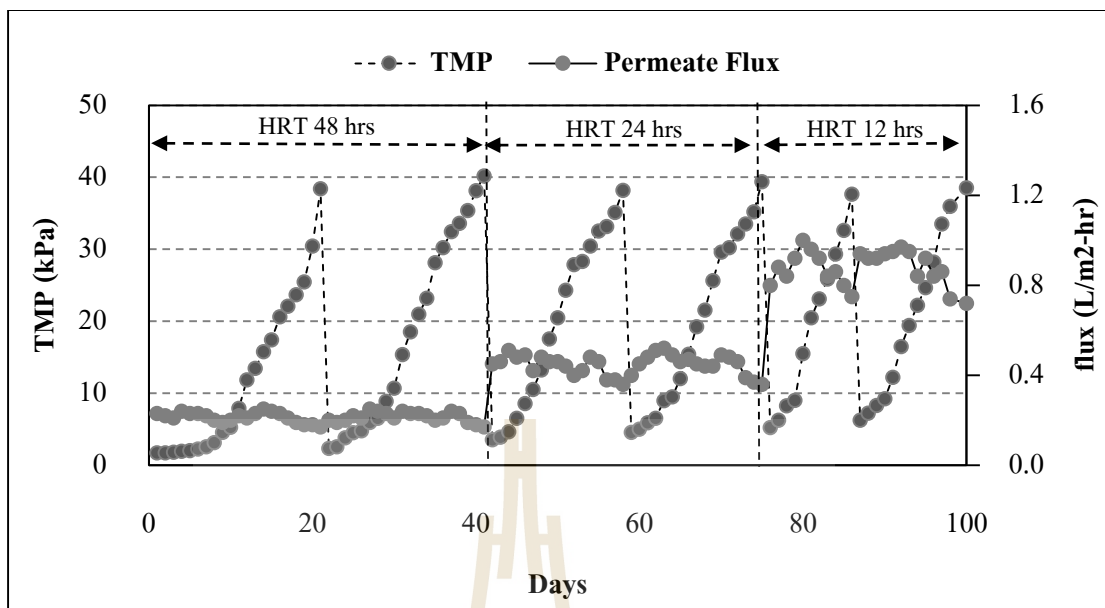
ตารางที่ 4.9 สมดุลมวลชีโอดีในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรองแบบไม่ใช้อากาศ

System		COD _{in}		COD _{out}		COD _{methane}		COD _{vss}		COD _{acc}	
		(g/d)	(%)	(g/d)	(%)	(g/d)	(%)	(g/d)	(%)	(g/d)	(%)
F+ AnMBR	HRT 48 hrs	49.48	100.0	6.62	13.4	30.39	61.4	5.54	11.2	6.93	14.0
	HRT 24 hrs	98.96	100.0	31.00	31.3	39.81	40.2	12.60	12.7	15.55	15.7
	HRT 12 hrs	197.92	100.0	84.57	42.7	35.44	17.9	24.19	12.2	53.72	27.1
AnMBR	HRT 48 hrs	97.18	100.0	18.29	18.8	42.20	43.4	5.21	5.4	31.49	32.4
	HRT 24 hrs	194.37	100.0	42.29	21.7	45.69	23.5	12.60	6.5	93.79	48.3
	HRT 12 hrs	388.74	100.0	115.61	29.7	59.96	15.4	23.86	6.1	189.31	48.7

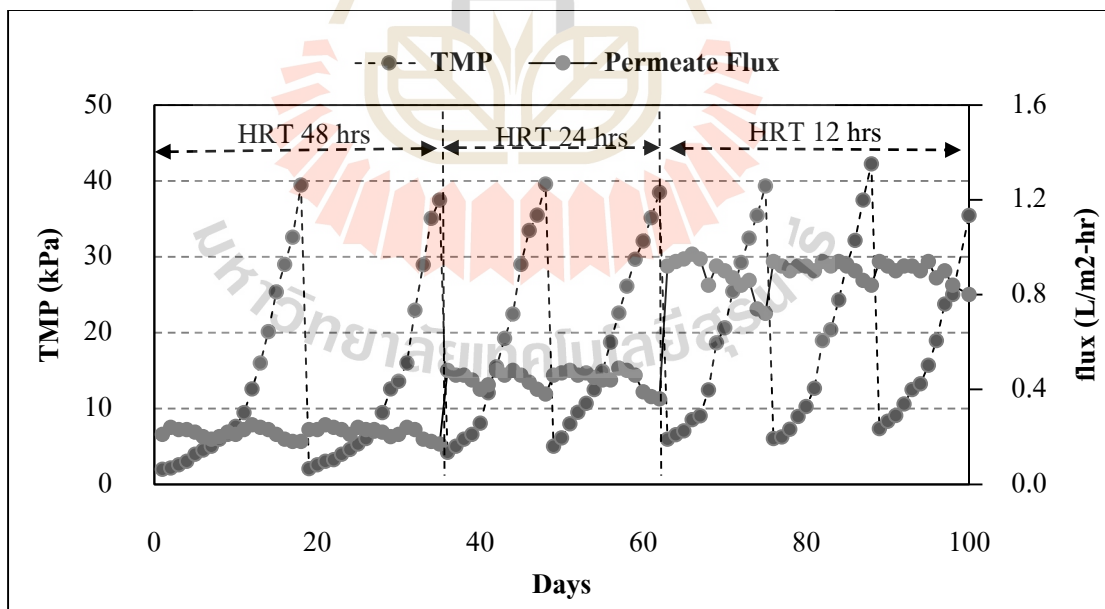
จากการพิจารณาสมดุลมวลชีโอดีของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรองแบบไม่ใช้อากาศทั้งสถานะที่มีและไม่มี การบำบัดก่อนด้วยราผสม พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง ของระบบ F+AnMBR และระบบ AnMBR มีสัดส่วนชีโอดีในการการเกิดก๊าซชีวภาพสูงสุดคิดเป็นร้อยละ 61.4 ของชีโอดีที่ป้อนเข้าระบบ หรือมีความเข้มข้นชีโอดีเท่ากับ 30.09 กรัมต่อวัน ซึ่งสอดคล้องกับผลอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ Methane Yield เท่ากับ $0.294 \text{ m}^3_{\text{methane}}/\text{kgCOD}_{\text{removed}}$ ซึ่งเป็นอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพมากที่สุดเมื่อเทียบกับสถานะอื่น ๆ และเมื่อพิจารณาที่สถานะอื่น ๆ ของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรองแบบไม่ใช้อากาศพบว่าสัดส่วนชีโอดีในการการเกิดก๊าซชีวภาพจะลดลงเมื่อลดระยะเวลาเก็บกัก โดยที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 และ 12 ชั่วโมง ของระบบร่วมระหว่างการบำบัดก่อนด้วยราผสมและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรองแบบไม่ใช้อากาศมีสัดส่วนชีโอดีในการการเกิดก๊าซชีวภาพคิดเป็นร้อยละ 40.2 และ 17.9 ของชีโอดีที่ป้อนเข้าระบบ ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Supawat (2015) ได้ทำการศึกษาสมดุลมวลในระบบ Two Stage TAnMBR พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง มีปริมาณชีโอดีในการการเกิดก๊าซชีวภาพสูงสุดเท่ากับ 35.7-54.8 กรัมต่อวัน โดยมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ Methane Yield ในช่วง $0.23\text{-}0.29 \text{ m}^3_{\text{methane}}/\text{kgCOD}_{\text{removed}}$ อย่างไรก็ตามเมื่อทำการเปรียบเทียบสถานะของระบบที่ไม่มี การบำบัดก่อนด้วยราผสมพบว่ามีส่วนการเกิดก๊าซชีวภาพที่น้อยกว่าระบบที่มี การบำบัดก่อนด้วยราผสม แสดงให้เห็นว่าการการบำบัดก่อนด้วยราผสมช่วยปรับปรุงในขั้นตอนการไฮโดรไลซิส และลดระยะเวลาในการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเขี่ยกรองแบบไม่ใช้อากาศ ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Joo-Hyun. และ Johngh-Hwa. (2013) ได้ทำการศึกษาผลของตะกอนต่อการบำบัดก่อนร่วมระหว่างไมโครเวฟและภาวะค้าง โดยใช้การทำสมดุลมวลสารอินทรีย์ในรูปของแข็งระเหยง่ายในการประเมินประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ในระบบย่อยแอนแอโรบิก ซึ่งพบว่าสมดุลมวลสารอินทรีย์อยู่ในช่วงร้อยละ 86 ถึง 109 สำหรับระบบที่ไม่มีขั้นตอนการบำบัดก่อน และที่ร้อยละ 73 ถึง 99 สำหรับระบบที่มีขั้นตอนการบำบัดก่อน โดยมีค่าแตกต่างกันมากที่สุดที่ร้อยละ 27

4.4.4 ศักยภาพการทำงานของเยื่อกรอง

ศักยภาพการทำงานของเยื่อกรองในระบบร่วมระหว่างการทำบำบัดก่อนด้วยราผสม และระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (F+AnMBR) และระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (AnMBR) โดยเปรียบเทียบการทำงานของเยื่อกรองและการอุดตัน โดยพิจารณาภาวะการอุดตันเมื่อมีค่าแรงดันซึมผ่านเยื่อกรอง (TMP) สูงจนคงที่ และมีค่าอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรอง (Permeate Flux) ลดลง หลังจากนั้นจึงทำการล้างด้วยวิธีที่เหมาะสม ดำเนินการล้างเยื่อกรองด้วยสารเคมี NaOH ซึ่งสามารถไฮโดรไลซ์โมเลกุลของสารอินทรีย์ที่เป็นอนุภาคและเป็นฟิล์มที่ยึดเกาะกับเยื่อกรองหลุดออกได้ ส่วน HNO_3 ใช้จัดการสารอุดตันที่เป็นสารอินทรีย์ เมื่อเดินระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง มีการเปลี่ยนแปลง TMP แสดงดังรูปที่ 4.22 และ 4.23 พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกักลดลงมีผลต่อการทำงานของเยื่อกรองโดยที่ระบบ AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง สามารถเดินระบบได้นานกว่าระบบที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมง เท่ากับ 1.29 เท่า และสามารถเดินระบบได้นานกว่า 12 ชั่วโมง เท่ากับ 1.50 เท่า เนื่องจากเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงส่งผลให้มีภาระบรรทุกทุกสารอินทรีย์สูงขึ้น โดยมีค่าอัตราภาระอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) มีค่าเท่ากับ 9.79 ± 0.23 19.36 ± 0.51 และ 38.95 ± 0.88 กิโลกรัมของซีไอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งที่ค่าดังกล่าวมีปริมาณสารอินทรีย์เพิ่มขึ้นทำให้ จุลินทรีย์มีการเจริญเติบโตเพิ่มสูงขึ้นรวมทั้งมีการปล่อยเอนไซม์สำหรับย่อยสลายสารอินทรีย์เพิ่มสูงขึ้นด้วยจึงส่งผลให้มีสารอุดตันเพิ่มขึ้น นอกจากนี้เมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงยังส่งผลให้อัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรองมีค่าเพิ่มสูงขึ้นทำให้เกิดสะสมของชั้นเค้กที่ผิวหน้าเยื่อกรองเพิ่มสูงขึ้นอีกด้วยจึงส่งผลให้เกิดการอุดตันเร็วที่ระยะเวลาเก็บกักสูง



รูปที่ 4.22 ค่า TMP และ Permeate Flux ของระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสม และระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเชื่อมกรองแบบไม่ใช้อากาศ



รูปที่ 4.23 ค่า TMP และ Permeate Flux ของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเชื่อมกรองแบบไม่ใช้อากาศ

สำหรับระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมงสามารถเดินระบบได้ยาวนานกว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 24 และ 12 ชั่วโมง คิดเป็น 1.25 และ 1.43 เท่า ซึ่งมีผลแนวโน้มเช่นเดียวกันกับระบบระบบ AnMBR คือเมื่อระยะเวลาเก็บกักของระบบลดลงจะส่งผลให้การดำเนินงานของเยื่อกรองมีระยะเวลาสั้นลง โดยมีค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) มีค่าเท่ากับ 5.04 ± 0.41 9.79 ± 0.92 และ 19.59 ± 1.32 กิโลกรัมของซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ และเมื่อพิจารณาร่วมกับประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปซีโอดีพบว่าเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงจะสามารถกำจัดสารอินทรีย์ได้ลดลงด้วยเช่นกันเนื่องจากเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงสัมพันธ์กับอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรองที่เพิ่มขึ้น ทำให้มีการสะสมของชั้นเค้กเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ทำให้เกิดการไหลแบบตั้งฉากกับเยื่อกรอง เรียกว่าการไหลแบบ Dead end เป็นการไหลที่ทำให้เกิดการสะสมของชั้นเค้กสูงกว่าการไหลแบบขนานกับเยื่อกรอง เรียกว่าการไหลแบบ Cross flow ทำให้ระยะเวลาการเดินระบบลดต่ำลง และเมื่อทำการเปรียบเทียบระหว่างระบบ F+AnMBR และระบบ AnMBR พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ระบบ F+AnMBR สามารถเดินระบบได้ยาวนานกว่าระบบ AnMBR เป็นจำนวน 1.11 1.14 และ 1.17 เท่า ตามลำดับ แสดงดังตารางที่ 4.10 เนื่องจากค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตรมีผลต่อการอุดตันของระบบโดยที่สภาวะระยะเวลาเก็บกักเดียวกันระบบ F+AnMBR จะมีค่าดังกล่าวน้อยกว่าระบบ AnMBR ซึ่งจากผลดังกล่าวแสดงให้เห็นว่านอกจากขั้นตอนการการบำบัดก่อนด้วยราผสมช่วยปรับปรุงในขั้นตอนการไฮโดรไลซิส และลดระยะเวลาในการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศแล้ว ยังช่วยให้ลดการอุดตันของเยื่อกรองได้เนื่องจากช่วยลดค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตรที่จะป้อนเข้าสู่ระบบ

สำหรับอัตราการอุดตันของระบบเยื่อกรองจะประเมินจากศักยภาพการกรองโดยจากการเปรียบเทียบทั้งระบบ F+AnMBR และระบบ AnMBR พบว่าอัตราการอุดตันของระบบ F+AnMBR จะมีค่าดังกล่าวน้อยกว่าระบบ AnMBR โดยที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง มีค่าอัตราการอุดตันเท่ากับ 16.89 และ 20.2 มิลลิบาร์ต่อวัน ตามลำดับ และเมื่อลดระยะเวลาเก็บกักส่งผลให้มีปริมาณสารอินทรีย์และอัตราการกรองที่เข้าสู่ระบบเพิ่มมากขึ้นส่งผลต่ออัตราการอุดตันของระบบ โดยที่ระบบร่วมระหว่างการบำบัดก่อนด้วยราผสมและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (F+AnMBR) มีอัตราการอุดตันเท่ากับ 26.89 23.87 และ 27.54 มิลลิบาร์ต่อวัน แสดงดังตารางที่ 4.11 โดยจากผลการทดลองสอดคล้องกับผลของจำนวนวันในการเดินระบบที่มีจำนวนวันในการเดินระบบลดลงเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลง เนื่องจากเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงสัมพันธ์กับอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรองที่เพิ่มขึ้น ทำให้มีการสะสมของชั้นเค้กเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ทำให้เกิดการไหลแบบตั้งฉากกับเยื่อกรอง เรียกว่าการไหลแบบ Dead end เป็นการไหลที่ทำให้เกิดการสะสมของชั้น

เล็กสูงกว่าการไหลแบบขนานกับเยื่อกรอง เรียกว่าการไหลแบบ Cross flow ทำให้ระยะเวลาการเดินระบบลดต่ำลง

ตารางที่ 4.10 ระยะเวลาเดินระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

Condition	Membrane Operation (day)		Ratio of F+AnMBR:AnMBR
	AnMBR	F+AnMBR	
HRT 48 hrs	18	20	1.11
HRT 24 hrs	14	16	1.14
HRT 12 hrs	12	14	1.17

ตารางที่ 4.11 อัตราการอุดตันเยื่อกรองของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

Condition	Fouling rate (mbar/day)	
	AnMBR	F+AnMBR
HRT 48 hrs	20.20	16.89
HRT 24 hrs	26.21	23.87
HRT 12 hrs	30.20	27.54

จากการเดินระบบ F+AnMBR และระบบ AnMBR สำหรับการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมแป้งมันสำปะหลังพบว่าเมื่อเดินระบบจนกระทั่งค่า TMP สูงขึ้น และอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรองลดลงเนื่องจากเยื่อกรองเกิดการอุดตันจึงทำการล้างเยื่อกรองด้วยการล้างด้วยน้ำเปล่าเพื่อกำจัดชั้นเล็กที่สะสมที่ผิวเยื่อกรอง (R_c) และทำการล้างเยื่อกรองด้วยสารเคมีโดยล้างด้วย NaOH เป็นการกำจัดสารอินทรีย์ที่อุดตันภายในเยื่อกรอง และการล้างด้วย HNO_3 เป็นการกำจัดสารอนินทรีย์ที่อุดตันภายใน (R_p) (Mo et al., 2010) จากการวิเคราะห์ค่าความต้านทานเยื่อกรองที่สภาวะต่างๆ มีค่าดังตารางที่ 4.12 พบว่าการเดินระบบ F+AnMBR และระบบ AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง มีค่าความต้านทานจากการสะสมชั้นเล็กที่ผิวหน้าเยื่อกรอง 1.4161×10^{12} และ 1.2093×10^{12} ต่อเมตร ตามลำดับ โดยพิจารณาจากความแตกต่างของค่าความต้านทานระหว่างสภาวะเยื่อกรองที่เดินระบบระยะยาวกับเยื่อกรองที่ผ่านการล้างสารแขวนลอยที่สะสมที่ผิวหน้าเยื่อกรองด้วยน้ำสะอาด ซึ่งค่าความต้านทานจากการสะสมชั้นเล็กสามารถบ่งชี้ถึงลักษณะการอุดตันภายนอกคิดเป็นร้อยละ 41.66 และ 45.18 ของค่าความต้านทานทั้งหมด ตามลำดับ ซึ่งระบบ F+AnMBR มีค่าต่ำกว่าระบบ AnMBR เนื่องจากค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตรของระบบ F+AnMBR

มีค่าน้อยกว่าระบบ AnMBR และเมื่อทำการล้างเชื้อกรองด้วยสารเคมีพบว่ามีความต้านทานจากการอุดตันภายใน 0.4744×10^{12} และ 0.2294×10^{12} ต่อเมตร ตามลำดับ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 13.96 และ 8.97 ของค่าความต้านทานทั้งหมด ตามลำดับ เมื่อเดินระบบในระยะยาวพบว่าเมื่อล้างเชื้อกรองด้วยสารเคมี ทั้ง 2 ระบบจะมีค่าความต้านทานเชื้อกรองเพิ่มสูงขึ้น แสดงดังตารางที่ 4.12

4.5 ลักษณะตะกอนจุลินทรีย์

เนื่องจากระบบร่วมระหว่างการทำบำบัดก่อนด้วยราผสมและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเชื้อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (F+AnMBR) และระบบระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเชื้อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (AnMBR) สามารถการกักเก็บจุลินทรีย์ไว้ในระบบได้อย่างมีประสิทธิภาพ ทำให้ในระบบมีปริมาณจุลินทรีย์สูง ส่งผลให้การอุดตันส่วนใหญ่เกิดจากจุลินทรีย์ในระบบ ดังนั้นการศึกษาลักษณะของตะกอนจุลินทรีย์จึงมีความสัมพันธ์กับการอุดตันของระบบ โดยมีรายละเอียดดังนี้

4.5.1 ปริมาณตะกอนจุลินทรีย์ในระบบ

ปัจจัยที่ส่งผลกระทบต่อการอุดตันนอกจากวิธีการเดินระบบแล้วยังมีประเด็นในเรื่องของลักษณะตะกอน โดยเกิดการสะสมชั้นเล็กที่ผิวหน้าเชื้อกรอง ทำให้แรงดันซึมผ่านเชื้อกรองเพิ่มสูงขึ้นและอัตราการไหลซึมผ่านเชื้อกรองลดลงจนเกิดการอุดตัน การควบคุมปริมาณ MLSS ในการเดินระบบเมื่อมีการควบคุมค่า MLSS สูง จะมีผลต่อการสะสมชั้นเล็กที่ผิวหน้าเชื้อกรองทำให้เกิดการอุดตันสูงกว่าที่ระบบมีปริมาณ MLSS ต่ำ (Kimura et al, 2009) โดยเมื่อพิจารณาปริมาณ MLSS และ MLVSS ในระบบ F+AnMBR และ AnMBR พบว่ามีปริมาณค่าดังกล่าวไม่แตกต่างกันโดยมีปริมาณ MLSS อยู่ในช่วง 22-26 กรัมต่อลิตร และมีปริมาณ MLVSS อยู่ในช่วง 19-23 กรัมต่อลิตร ซึ่งเมื่อพิจารณาสัดส่วนของ MLVSS/MLSS พบว่าตะกอนจุลินทรีย์ในระบบ F+AnMBR และ AnMBR มีค่าใกล้เคียงกันอยู่ในช่วง 0.82-0.89 แสดงดังตารางที่ 4.13 จากการประเมินปริมาณจุลินทรีย์ต่อการอุดตันในการศึกษานี้พบว่าปัจจัยหลักที่ทำให้เกิดการอุดตันอาจมาจากวิธีการเดินระบบโดยที่อัตราการไหลซึมผ่านเชื้อกรองเพิ่มขึ้น ทำให้อุณหภูมิอากาศที่สัมผัสและเกาะติดกับพื้นผิวเชื้อกรองสูงขึ้น รวมทั้งเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงส่งผลให้มีภาระบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งมีผลต่อการอุดตันเชื้อกรอง (Rosenberger et al., 2002) โดยเกิดการสะสมชั้นเล็กที่ผิวหน้าเชื้อกรองสูงขึ้น ทำให้แรงดันซึมผ่านเชื้อกรองเพิ่มสูงขึ้นและอัตราการไหลซึมผ่านเชื้อกรองลดลง

ตารางที่ 4.12 ค่าความต้านทานเยื่อกรองที่สภาวะต่าง ๆ

ระบบ	สภาวะ	ค่าความต้านทานเยื่อกรอง (10^{12} m^{-1})		
		HRT 48 hrs	HRT 24 hrs	HRT 12 hrs
F+AnMBR	เยื่อกรองใหม่ (R_m)	0.9701	1.5083	1.6343
	เมื่อดำเนินระบบระยะยาว	3.3988	3.8506	5.0275
	เมื่อผ่านการล้างด้วยน้ำเปล่า	1.9827	2.2777	2.6917
	เมื่อผ่านการล้างด้วยสารเคมี	1.5083	1.6343	2.2288
	ความต้านทานทั้งหมด (R_T)	3.3988	3.8506	5.0275
	ความต้านทานของชั้นเค้ก (R_C)	1.4161	1.5729	2.3358
	ความต้านทานการอุดตัน (R_P)	0.4744	0.6434	0.4629
	ความต้านทานใหม่ในการเดินระบบต่อไป (R_m)	1.5083	1.6343	2.2288
AnMBR	เยื่อกรองใหม่ (R_m)	1.0431	1.2378	1.3084
	เมื่อดำเนินระบบระยะยาว	2.6765	4.8323	5.5417
	เมื่อผ่านการล้างด้วยน้ำเปล่า	1.4672	2.0686	2.2782
	เมื่อผ่านการล้างด้วยสารเคมี	1.2378	1.3084	1.9980
	ความต้านทานทั้งหมด (R_T)	2.6765	4.8323	5.5417
	ความต้านทานของชั้นเค้ก (R_C)	1.2093	2.7637	3.2635
	ความต้านทานการอุดตัน (R_P)	0.2294	0.7602	0.2802
	ความต้านทานใหม่ในการเดินระบบต่อไป (R_m)	1.2378	1.3084	1.9980

4.5.2 รูปแบบ Extracellular polymeric substances (EPS)

การพิจารณาสารอุดตันที่เกิดขึ้นในระบบ สามารถแบ่งเป็น 2 ส่วนหลัก คือ Extracellular polymeric substances (EPS) เป็นเซลล์ของจุลินทรีย์ ซึ่งเป็นสถานะของแข็งแขวนลอยที่ผลต่อการสะสมชั้นเค้กที่ผิวหน้าเยื่อกรองสาเหตุหลักการอุดตัน (Rosenberger et al., 2006) และ EPS ที่ละลายน้ำ ซึ่งเรียกว่า Soluble Microbial Products (SMP) เป็นผลผลิตจากจุลินทรีย์ที่มาจาก การแตกตัวของเซลล์จุลินทรีย์ และเกิดจากกระบวนการย่อยสลายสารอาหารของจุลินทรีย์ ซึ่งมีผลต่อการสะสมที่ผิวหน้าเยื่อกรอง และอุดตันภายในรูพรุนของเยื่อกรอง โดยทั่วไป EPS ประกอบด้วย protein และ carbohydrate ซึ่งเป็นสารอุดตันเยื่อกรอง (Jang et al., 2006) ในระบบ F+AnMBR และ AnMBR มีปริมาณ โปรตีนและคาร์โบไฮเดรตในรูปละลายน้ำและไม่ละลายน้ำดังตารางที่ 4.14

ตารางที่ 4.13 ปริมาณ MLSS และ MLVSS ในระบบ F+ AnMBR และ AnMBR

System		MLSS (g/l)	MLVSS (g/l)	MLVSS/MLSS
F+AnMBR	HRT 48 hrs	22.40	19.80	0.884
	HRT 24 hrs	25.80	22.50	0.872
	HRT 12 hrs	24.32	21.60	0.888
AnMBR	HRT 48 hrs	22.54	18.60	0.825
	HRT 24 hrs	25.20	22.50	0.893
	HRT 12 hrs	24.50	21.30	0.869

สำหรับระบบ F+AnMBR พบปริมาณ Bound EPS มีค่าเท่ากับ 43.10 49.78 และ 52.27 มิลลิกรัมต่อกรัม VSS ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งมีค่าปริมาณโปรตีน เท่ากับ 25.82 30.14 และ 33.52 มิลลิกรัมต่อกรัม VSS ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ และมีค่าปริมาณคาร์โบไฮเดรต เท่ากับ 17.28 19.28 และ 18.75 มิลลิกรัมต่อกรัม VSS ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งเมื่อพิจารณาสัดส่วนของ Bound EPS พบว่าอยู่ในรูปของโปรตีนโดยคิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 59.91 60.55 และ 64.15 ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ เนื่องจากในระบบดังกล่าวมีการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียโดยจะใช้คาร์บอนในการย่อยสลายกลายเป็นก๊าซชีวภาพ และคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Supawat (2015); Gao et al., (2010); Lin et al., (2011) และ Mota et al., (2013) เป็นต้น และเมื่อพิจารณาที่ระยะเวลาเก็บกักพบว่าเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงส่งผลให้ปริมาณ Bound EPS เพิ่มขึ้น และทำให้ปริมาณ EPS ในรูปของโปรตีนเพิ่มสูงขึ้นด้วยเนื่องจากที่ระยะเวลาเก็บกักลดลงทำให้อัตราการระอินทรีย์เชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้น โดยมีค่าเท่ากับ 5.04 ± 0.41 9.79 ± 0.92 และ 19.59 ± 1.32 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งจากผลดังกล่าวสอดคล้องกับงานวิจัยของ Supawat (2015) โดยได้ทำการศึกษาผลของค่าอัตราการระอินทรีย์เชิงปริมาตรที่ 8 และ 12 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน พบว่ามีปริมาณ Bound EPS เพิ่มขึ้นเมื่อมีค่าอัตราการระอินทรีย์เชิงปริมาตรเพิ่มสูงขึ้น สำหรับระบบ AnMBR มีปริมาณ Bound EPS และสัดส่วนของโปรตีนต่อ Bound EPS ที่สอดคล้องกับระบบ F+AnMBR เมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงส่งผลให้ปริมาณ Bound EPS เพิ่มขึ้น โดยมีค่าดังกล่าวเท่ากับ 48.65 54.42 และ 73.98 มิลลิกรัมต่อกรัม VSS ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ

ตารางที่ 4.14 ปริมาณ โปรตีนและคาร์ไฮเดรตในระบบ F+ AnMBR และ AnMBR

System		Protein (mg/gVSS)		Carbohydrate (mg/gVSS)		MLVSS (g/l)	P/C ratio	
		Soluble P	Bound P	Soluble C	Bound C		Soluble	Bound
F+AnMBR	HRT 48 hrs	10.52	25.82	12.34	17.28	19.80	0.853	1.494
	HRT 24 hrs	12.47	30.14	15.94	19.64	22.50	0.782	1.535
	HRT 12 hrs	15.63	33.52	19.42	18.75	21.60	0.805	1.788
AnMBR	HRT 48 hrs	13.24	31.54	16.21	17.11	18.60	0.817	1.843
	HRT 24 hrs	16.75	32.97	20.14	21.45	22.50	0.832	1.537
	HRT 12 hrs	19.52	48.01	22.56	25.97	21.30	0.865	1.849

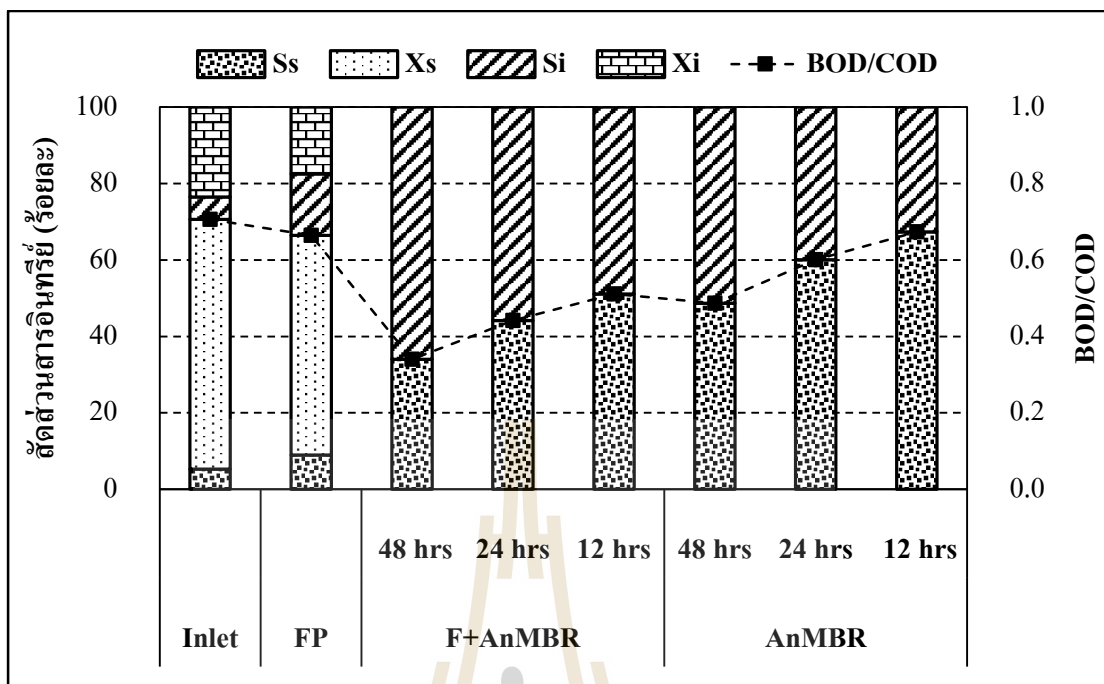
เมื่อพิจารณาของระบบ F+AnMBR และระบบ AnMBR พบว่าระบบ F+AnMBR มีปริมาณ Bound EPS มีต่ำกว่าระบบ AnMBR โดยที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมงมีค่าดังกล่าวเท่ากับ 43.10 และ 48.65 มิลลิกรัมต่อกรัม VSS ตามลำดับ เนื่องจากที่ระบบ AnMBR มีค่าอัตราภาระอินทรีย์เชิงปริมาตรที่สูงกว่าระบบ F+AnMBR ซึ่งมีค่าดังกล่าวเท่ากับ 5.04 ± 0.41 และ 9.79 ± 0.23 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ตามลำดับ เมื่อมีการพิจารณาสัดส่วนของ P/C ร่วมกับการอุดตันในระบบเยื่อกรอง พบว่าระบบ F+AnMBR มีค่าสัดส่วนของ P/C ต่ำกว่าระบบ AnMBR โดยมีค่าเท่ากับ 1.494 และ 1.843 ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง ตามลำดับ และเมื่อค่าสัดส่วนของ P/C สูงขึ้นจะส่งผลต่อการอุดตันของระบบโดยมีค่าความต้านทานรวมที่สภาวะดังกล่าวเท่ากับ $3.3988 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ และ $2.6765 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง ตามลำดับ กล่าวได้ว่าจุลินทรีย์ในระบบ F+AnMBR มีลักษณะเป็น ฟลอคสูงกว่าระบบ AnMBR เนื่องจากสัดส่วนของ P/C ที่เพิ่มสูงขึ้นจะส่งผลให้ Hydrophobicity ในตะกอนจุลินทรีย์มีค่าเพิ่มขึ้นทำให้เกิดการอุดตันที่เยื่อกรองได้ง่ายขึ้น (Liao et al., 2001)

4.6 สัดส่วนสารอินทรีย์กับความสามารถการย่อยสลายทางชีวภาพ

น้ำเสียสังเคราะห์เริ่มต้นมีสัดส่วนสารอินทรีย์ในรูป TBOD 14,690 mg/L เมื่อคิดเป็นสัดส่วน TBOD/TCOD ได้ 0.706 ซึ่งมีค่าที่ค่อนข้างสูงสอดคล้องกับการพิจารณาสัดส่วนสารอินทรีย์ที่ทำการจำแนกโดยความสามารถย่อยสลายทางชีวภาพ แสดงดังรูปที่ 4.24 พบว่าน้ำเสียสังเคราะห์มีสัดส่วนสารอินทรีย์ในรูปอนุภาคที่ย่อยสลายทางชีวภาพได้คิดเป็นร้อยละ 65.34 ของปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด กล่าวได้ว่าสามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ค่อนข้างสูง เมื่อนำน้ำเสียดังกล่าวผ่านขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่ระยะเก็บกัก 24 ชั่วโมง พบว่าปริมาณสารอินทรีย์

ในน้ำที่ผ่านการบำบัดมีการเปลี่ยนแปลงสัดส่วนสารอินทรีย์ เนื่องจากการกำจัดสารอินทรีย์ในบางส่วนสำหรับขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราผสม น้ำที่ออกจากขั้นตอนดังกล่าวจึงมีสารอินทรีย์ที่ลดลงส่งผลให้สัดส่วนของสารอินทรีย์มีการเปลี่ยนแปลงโดยมีค่าสัดส่วนของ TBOD/TCOD ลดลงเหลือ 0.664 และเมื่อเทียบกับสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้คิดเป็นร้อยละ 66.41 ของสารอินทรีย์ทั้งหมด นอกจากนี้ในขั้นตอนดังกล่าวได้เพิ่มสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่าย (S_0) เนื่องจากในขั้นตอนดังกล่าวเราได้ทำการปล่อยเอนไซม์ออกมานอกเซลล์เพื่อย่อยสลายสารโมเลกุลใหญ่ให้เป็นโมเลกุลเล็ก (Hydrolysis) ซึ่งทำให้สารอินทรีย์ที่ละลายน้ำและไม่ละลายน้ำถูกย่อยสลายให้เป็นโมเลกุลที่ย่อยสลายได้ง่ายขึ้น รวมทั้งเกิดการดูดซับที่ผิวของจุลินทรีย์ทั้งที่มีชีวิตและไม่มีชีวิต (Ng et al., 1994)

เมื่อพิจารณาในระบบร่วมระหว่างการทำบำบัดก่อนด้วยราผสมและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (F+AnMBR) และระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (AnMBR) ที่ระยะเวลาเก็บกักต่าง ๆ พบว่าระบบ F+AnMBR มีประสิทธิภาพในการกำจัดชีโอดีคิดเป็นร้อยละ 93.17 84.00 และ 78.18 สำหรับที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ และกำจัดสารอินทรีย์ในรูปบีโอดีคิดเป็นร้อยละ 96.94 90.67 และ 85.30 สำหรับที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ สำหรับระบบ AnMBR มีประสิทธิภาพในการกำจัดชีโอดีคิดเป็นร้อยละ 81.18 78.24 และ 70.26 สำหรับที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ และกำจัดสารอินทรีย์ในรูปบีโอดีคิดเป็นร้อยละ 87.88 82.62 และ 73.49 สำหรับที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งจากผลการศึกษาพบว่าระบบ F+AnMBR มีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ที่สูงกว่าระบบ AnMBR และมีประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปบีโอดี มีประสิทธิภาพสูงกว่าในรูปชีโอดี เนื่องจากสารอินทรีย์ในรูปบีโอดีสามารถผ่านเข้าไปในเซลล์จุลินทรีย์เพื่อสร้างเซลล์ใหม่และเกิดการออกซิไดซ์กลายเป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำได้ง่าย ส่งผลให้คงเหลือสารอินทรีย์ละลายน้ำที่ย่อยสลายทางชีวภาพได้ยากสูงคิดเป็นร้อยละ 49-66 และ 32-51 ของปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด ที่ระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ



รูปที่ 4.24 สัดส่วนสารอินทรีย์ที่ระยะเวลาเก็บกักต่าง ๆ ของระบบ F+ AnMBR และ AnMBR

4.7 ผลการศึกษาการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม

สำหรับในการศึกษานี้จะพิจารณาในเชิงศักยภาพของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม (Fungal Pretreatment + Anaerobic Membranebioreactor, F+AnMBR) เปรียบเทียบกับระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Membranebioreactor, AnMBR) ซึ่งจะทำการประเมินประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ปริมาณก้ำขี้ชีวภาพ และศักยภาพในการกรองโดยพิจารณาจากการอุดตัน ซึ่งจากการเปรียบเทียบที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมงของระบบ AnMBR และระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24+24 ชั่วโมง พบว่าค่าอัตราการระอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) ที่ใช้ในการเดินระบบมีค่าเท่ากับ 9.73 และ 9.68 กิโลกรัมของซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน สำหรับระบบ AnMBR และ F+AnMBR ตามลำดับ

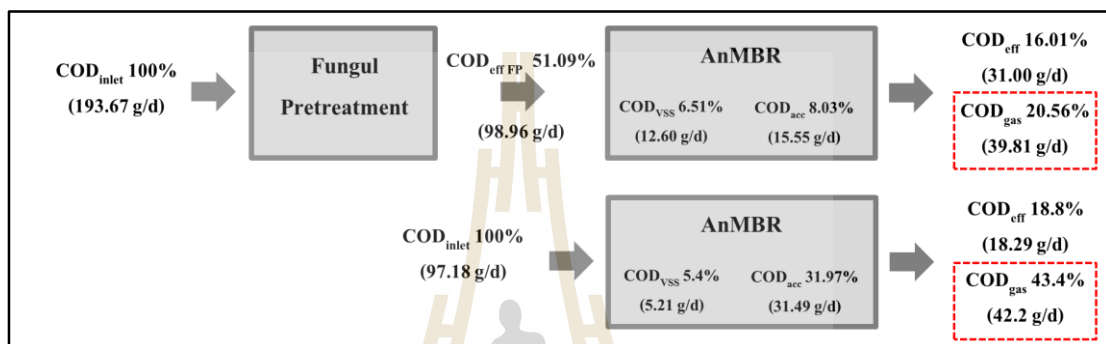
จากการประเมินประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์โดยพิจารณาจากค่าซีโอดีที่ป้อนเข้าและออกระบบ พบว่าระบบ F+AnMBR มีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีเฉลี่ยคิดเป็นร้อยละ 84.00 ซึ่งสูงกว่าระบบ AnMBR พบมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีเฉลี่ยคิดเป็นร้อยละ 81.18

และเมื่อพิจารณาในรูปของอัตราการกำจัดสารอินทรีย์พบว่าระบบ F+AnMBR มีอัตราการกำจัดสารอินทรีย์สูงกว่าระบบ AnMBR สอดคล้องกับผลประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดี และเมื่อพิจารณาการเกิดก๊าซชีวภาพพบว่าปริมาณก๊าซชีวภาพเฉลี่ย 32.16 และ 32.22 ลิตรต่อวัน สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ ซึ่งจากค่าดังกล่าวมีค่าไม่แตกต่างกัน แต่เมื่อพิจารณาในรูปของอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ Methane Yield จะเห็นว่าที่ระบบร่วมระหว่างการบำบัดก่อนด้วยราผสมและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเออกรองแบบไม่ใช้อากาศ (F+AnMBR) มีอัตราการเกิดที่สูงกว่าระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเออกรองแบบไม่ใช้อากาศ (AnMBR) ซึ่งมีค่าดังกล่าวเฉลี่ย 0.256 และ 0.224 $\text{m}^3_{\text{methane}}/\text{kgCOD}_{\text{removed}}$ สำหรับระบบ F+AnMBR และ AnMBR ตามลำดับ แสดงดังตารางที่ 4.15 เนื่องจากระบบ F+AnMBR มีการบำบัดก่อนด้วยราผสมซึ่งช่วยปรับปรุงในขั้นตอนการไฮโดรไลซิสของน้ำเสียสังเคราะห์เริ่มต้น ช่วยเพิ่มค่าสัดส่วนสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ง่ายส่งผลให้มีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ที่สูงกว่าระบบ AnMBR เมื่อทำการพิจารณาค่าทางสถิติโดยจะทำการเปรียบเทียบที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมงของระบบ AnMBR และระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24+24 ชั่วโมง พบว่าทั้ง 2 ระบบมีค่าแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ($P < 0.05$)

แต่อย่างไรก็ตามเมื่อเปรียบเทียบปริมาณก๊าซชีวภาพที่ได้จากระบบโดยพิจารณาจากค่าสัดส่วนของปริมาตรก๊าซชีวภาพต่อปริมาตรน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบ ($L_{\text{gas}}/L_{\text{ww}}$) พบว่าระบบระบบ AnMBR มีค่าดังกล่าวที่สูงกว่าระบบ F+AnMBR โดยมีปริมาณเฉลี่ย 6.44 และ 3.22 ลิตรก๊าซมีเทนต่อลิตรน้ำเสีย สำหรับระบบ AnMBR และ F+AnMBR ตามลำดับ ซึ่งจากค่าดังกล่าวแสดงให้เห็นถึงปริมาณสารอินทรีย์ที่หลงเหลือจากระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมมีปริมาณสารอินทรีย์ที่น้อยกว่าน้ำเสียที่ไม่ได้ผ่านการบำบัดก่อนด้วยราส่งผลให้ปริมาณมาณก๊าซที่ได้จึงค่าลดลงเมื่อเทียบกับระบบ AnMBR สำหรับสมมูลมวลของระบบ F+AnMBR และระบบ AnMBR พบว่าระบบ AnMBR มีสัดส่วนซีโอดีในการการเกิดก๊าซชีวภาพคิดเป็นร้อยละ 43.42 ของซีโอดีที่ป้อนเข้าระบบ หรือมีความเข้มข้นซีโอดีเท่ากับ 42.42 กรัมต่อวัน ซึ่งสอดคล้องกับผลค่าสัดส่วนของปริมาตรก๊าซชีวภาพต่อปริมาตรน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบ ($L_{\text{gas}}/L_{\text{ww}}$) มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 6.44 ลิตรก๊าซมีเทนต่อลิตรน้ำเสีย ซึ่งเป็นปริมาณการเกิดก๊าซชีวภาพมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับระบบ F+AnMBR ซึ่งมีสัดส่วนซีโอดีในการการเกิดก๊าซชีวภาพคิดเป็นร้อยละ 20.56 ของซีโอดีที่ป้อนเข้าระบบ แสดงดังรูปที่ 4.25

ตารางที่ 4.15 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์และศักยภาพการเกิดก๊าซชีวภาพ

Reactor	HRT (hr)	OLR (kg/m ³ -d)	ORR (kg/m ³ -d)	Removal Efficiency (%)	Methane Yield (m ³ _{methane} /kgCOD _{removed})
AnMBR	48	9.73	7.90	81.18	0.224
F+AnMBR	24+24	9.68	8.13	84.00	0.256



รูปที่ 4.25 สมดุลมวลของระบบ AnMBR และ F+AnMBR สำหรับการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูง

บทที่ 5

สรุปผลการศึกษาและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการศึกษา

งานวิจัยนี้เป็นการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงโดยใช้ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม (Fungal Pretreatment + Anaerobic Membrane bioreactor, F+AnMBR) โดยมีการนำเชื้อราผสมเป็นระบบบำบัดก่อนเพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมต่อประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ และปัจจัยที่มีผลต่อการเดินระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศในแต่ละชุดการทดลอง โดยมีผลสรุปการศึกษาดังต่อไปนี้

5.1.1 ผลของการบำบัดก่อนด้วยราผสมสำหรับการบำบัดน้ำเสียจากน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูง

การศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักสำหรับการบำบัดก่อนด้วยราผสมจะทำการศึกษาที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 6 12 และ 24 ชั่วโมง โดยพิจารณาการปรับปรุงคุณลักษณะน้ำเสียให้อยู่ในรูปที่ง่ายต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ต่อระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR) จากผลการศึกษาพบว่าระยะเวลาเก็บกัก 24 ชั่วโมงของการบำบัดก่อนด้วยราผสมมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและบีโอดีสูงสุดโดยคิดเป็นร้อยละ 49.01 และ 59.36 ตามลำดับ และที่สภาวะดังกล่าวมีการเพิ่มสัดส่วนของสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ง่าย (S_0) เพิ่มสูงขึ้น โดยคิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 8.97 จากค่าเริ่มต้นของน้ำเสียมีสัดส่วนดังกล่าวเพียงร้อยละ 5.29 นอกจากนี้เมื่อทำการศึกษาประเมินศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพโดยการนำน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดก่อนด้วยราผสมพบว่ามีอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพสูงสุดที่สภาวะการบำบัดก่อนด้วยราผสมระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 ชั่วโมง ซึ่งมีค่าดังกล่าวเท่ากับ 288.11 ลิตรต่อกิโกรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด และมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีคิดเป็นร้อยละ 60.60 ซึ่งจากผลการศึกษาการบำบัดก่อนด้วยราผสม (Fungal Pretreatment) ที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 24 ชั่วโมงมีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์และอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพสูงสุดเนื่องจากสภาวะดังกล่าวสามารถปรับปรุงคุณลักษณะน้ำเสียได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยสามารถเพิ่มความสามารถในย่อยสลายทางชีวภาพได้สูงที่สุดเมื่อเทียบกับสภาวะอื่น ๆ

5.1.2 ผลการศึกษาการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม

จากผลการศึกษาการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม (F+AnMBR) ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24+48 ชั่วโมง พบว่ามีประสิทธิภาพในการกำจัดชีโอดีคิดเป็นร้อยละ 93.17 โดยมีอัตราการการย่อยสลายของสารอินทรีย์ (Organic Removal Rate, ORR) ของระบบเท่ากับ 4.37 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน และเมื่อพิจารณาในรูปของอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ Methane Yield ที่สภาวะดังกล่าวพบว่ามีค่าสูงที่สุดโดยมีค่าเท่ากับ $0.294 \text{ m}^3_{\text{methane}}/\text{kgCOD}_{\text{removed}}$ หรือคิดเป็นร้อยละ 61.4 ของชีโอดีที่ป้อนเข้าโดยพิจารณาจากการทำสมดุลมวลชีโอดีของระบบ ซึ่งแสดงให้เห็นว่าในขั้นตอนการบำบัดก่อนด้วยราผสมจะช่วยปรับปรุงในกระบวนการไฮโดรไลซิสส่งผลให้มีความสามารถในการย่อยสลายได้เพิ่มสูงขึ้นซึ่งช่วยทำให้เพิ่มประสิทธิภาพในการบำบัดมีค่าสูงขึ้น เมื่อพิจารณาระยะเวลาในการเดินระบบของ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 24+48 ชั่วโมง สามารถเดินระบบได้ยาวนานกว่า 1.20 เท่าของระบบ AnMBR เนื่องจากปัจจัยของค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) ของระบบ F+AnMBR มีค่าที่น้อยกว่าระบบ AnMBR นอกจากนี้ระบบ F+AnMBR สามารถช่วยลดการอุดตันของเมมเบรนอีกด้วยเนื่องจากการบำบัดก่อนด้วยราผสมสามารถลดอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ซึ่งเป็นปัจจัยที่ส่งต่อการอุดตันจึงส่งให้ระบบ F+AnMBR ระยะเวลาในการเดินระบบที่ยาวนานกว่าระบบที่ไม่มีการบำบัดก่อนด้วยราผสม

5.1.3 ผลของระยะเวลาเก็บกักต่อระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

จากผลการศึกษาระยะเวลาเก็บกักที่เหมาะสมของการเดินระบบร่วมระหว่าง การบำบัดก่อนด้วยราผสมและระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (F+AnMBR) พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมงมีประสิทธิภาพในการกำจัดชีโอดีสูงสุด โดยสามารถคิดเป็นประสิทธิภาพได้ร้อยละ 93.17 84.00 และ 78.18 ที่สภาวะ 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ และเมื่อพิจารณาในรูปของอัตราการการย่อยสลายของสารอินทรีย์ (Organic Removal Rate, ORR) พบว่าระบบ F+AnMBR มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลง ซึ่งมีค่าดังกล่าวเท่ากับ 4.37 6.69 และ 11.13 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน เนื่องจากที่สภาวะดังกล่าวมีค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) ที่เพิ่มสูงขึ้นส่งผลให้มีค่าอัตราการการย่อยสลายของสารอินทรีย์เพิ่มขึ้นตามไปด้วย แต่อย่างไรก็ตามแนวโน้มอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ Methane Yield มีค่าลดลงเมื่อลดระยะเวลาเก็บกัก โดยพบว่ามีค่าเท่ากับ 0.294 0.256 และ 0.136 $\text{m}^3_{\text{methane}}/\text{kgCOD}_{\text{removed}}$ ที่สภาวะ 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ สำหรับระยะเวลาในการเดินระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมงสามารถเดินระบบได้ยาวนานกว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 24

และ 12 ชั่วโมง คิดเป็น 1.25 และ 1.43 เท่า ซึ่งมีผลแนวโน้มเช่นเดียวกันกับระบบระบบปฏิบัติการชีวภาพเขื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ (AnMBR) คือเมื่อระยะเวลาเก็บกักของระบบลดลงจะส่งผลให้การทำงานของเขื่อกรองมีระยะเวลาสั้นลง เนื่องจากมีค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตรที่เพิ่มสูงขึ้น โดยมีค่าเท่ากับ 5.04 ± 0.41 9.79 ± 0.92 และ 19.59 ± 1.32 กิโลกรัมของชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ และเมื่อพิจารณาพร้อมกับประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ในรูปชีโอดีพบว่าเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงจะสามารถกำจัดสารอินทรีย์ได้ลดลงด้วยเช่นกันเนื่องจากเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลงสัมพันธ์กับอัตราการไหลซึมผ่านเขื่อกรองที่เพิ่มขึ้น ทำให้การสะสมของชั้นเค้กเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ทำให้เกิดการไหลแบบตั้งฉากกับเขื่อกรอง เรียกว่าการไหลแบบ Dead end เป็นการไหลที่ทำให้เกิดการสะสมของชั้นเค้กสูงกว่าการไหลแบบขนานกับเขื่อกรอง เรียกว่าการไหลแบบ Cross flow ทำให้ระยะเวลาการเดินระบบลดต่ำลง

5.1.4 ผลของคุณลักษณะของตะกอนที่มีผลต่อการอุดตันในระบบปฏิบัติการชีวภาพเขื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ

จากการเดินระบบ F+AnMBR และระบบ AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง พบว่ามีค่าความต้านทานจากการสะสมชั้นเค้กที่ผิวหน้าเขื่อกรอง $1.4161 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ และ $1.2093 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ตามลำดับ โดยค่าความต้านทานจากการสะสมชั้นเค้กสามารถบ่งชี้ถึงลักษณะการอุดตันภายนอกคิดเป็นร้อยละ 41.66 และ 45.18 ของค่าความต้านทานทั้งหมด ตามลำดับ ซึ่งระบบ F+AnMBR มีค่าต่ำกว่าระบบ AnMBR เนื่องจากค่าอัตราการอินทรีย์เชิงปริมาตรของระบบ F+AnMBR มีค่าน้อยกว่าระบบ AnMBR และเกิดการอุดตันภายในคิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 13.96 และ 8.97 ของค่าความต้านทานทั้งหมด ตามลำดับ จากค่าดังกล่าวแสดงให้เห็นว่าในการเดินระบบส่วนใหญ่เกิดการอุดตันภายนอกเป็นส่วนใหญ่ และเมื่อมีการพิจารณาลักษณะของตะกอนพบว่ามีปริมาณ Bound EPS เพิ่มสูงขึ้นเมื่อระยะเวลาเก็บกักลดลง โดยมีค่าเท่ากับ 43.10 10.49 และ 52.27 มิลลิกรัมต่อกรัมของของแข็งแขวนลอยระเหยง่าย ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งจากค่าดังกล่าวแสดงให้เห็นถึงปัจจัยในการอุดตันจากลักษณะของตะกอนเมื่อมีค่า Bound EPS เพิ่มสูงขึ้นจะทำให้เกิดการอุดตันได้เร็วขึ้น นอกจากนี้เมื่อมีการพิจารณาสัดส่วนของ P/C ร่วมกับการอุดตันในระบบเขื่อกรอง พบว่าระบบ F+AnMBR มีค่าสัดส่วนของ P/C ต่ำกว่าระบบ AnMBR โดยมีค่าเท่ากับ 1.494 และ 1.843 ตามลำดับ ซึ่งส่งผลต่อการอุดตันของระบบโดยพิจารณาจากค่าความต้านทานรวมที่สภาวะดังกล่าวมีค่าเท่ากับ $3.3988 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ และ $2.6765 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ตามลำดับ

5.2 ข้อเสนอแนะ

ในการศึกษานี้เป็นการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูงด้วยระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศร่วมกับการบำบัดก่อนด้วยราผสม (F+AnMBR) พบว่าระบบดังกล่าวสามารถรับค่าอัตราภาระอินทรีย์เชิงปริมาตร (Volumetric organic loading rate, VOLR) ได้สูงซึ่งในการศึกษานี้ได้ทำการศึกษาปัจจัยของระยะเวลาเก็บกักซึ่งมีผลกับอัตราการไหลซึมผ่านเยื่อกรองส่งผลให้เกิดอุดตันของเยื่อกรอง แต่อย่างไรก็ตามปัจจัยของความเข้มข้นของสารอินทรีย์เป็นอีกปัจจัยหนึ่งที่จะส่งผลต่อค่าอัตราภาระอินทรีย์เชิงปริมาตร ด้วยเหตุนี้จึงควรมีการศึกษาเพิ่มเติมเพื่อพิจารณาในเรื่องของเดินระบบและการอุดตันของเยื่อกรองเพื่อที่จะนำระบบดังกล่าวมาประยุกต์ใช้กับอุตสาหกรรมที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูงได้ นอกจากนี้การอุดตันเยื่อกรองมีปัจจัยที่มีผลกระทบอีกหลายปัจจัย เช่น การควบคุมปริมาณตะกอนในระบบ อายุตะกอน ซึ่งปัจจัยดังกล่าวนี้ส่งผลทั้งลักษณะการอุดตัน และประสิทธิภาพการกำจัดได้ ดังนั้นจึงควรมีการศึกษาถึงปัจจัยดังกล่าวเพิ่มเติม



รายการอ้างอิง

- กรมโรงงานอุตสาหกรรม. (2549). การประยุกต์ใช้ระบบสารสนเทศเพื่อการพัฒนาประสิทธิภาพเชิงเศรษฐกิจนิเวศน์ อุตสาหกรรมผลิตแป้งมันสำปะหลัง. (ออนไลน์). ที่มา http://www2.diw.go.th/PIC/download/Guidelines/mis/MISGuidelines_NativeStarchIndustry_Th.pdf
- นิตยา ผาสุกพันธุ์. (2545). การศึกษาการใช้ระบบถังที่มีตัวกลางในการบำบัดสารอินทรีย์และสีรีแอกทีฟจากน้ำเสียโรงงานฟอกย้อมสิ่งทอ. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท สาขาวิชาเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- วิมลมาศ บุญยังยืน. (2555). การประยุกต์ใช้ระบบไร้อากาศร่วมกับระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบมีตัวกลาง สำหรับบำบัดน้ำเสียฟอกย้อมแบบสารอินทรีย์ย่อยสลายยาก. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท สาขาวิชาเทคโนโลยีสุรนารี. นครราชสีมา.
- ศิริกานดา ธรรมพร. (2555). การประยุกต์ใช้ระบบร่วมระหว่าง DOWNFLOW HANGING SPONGE (DHS) ที่ใช้เชื้อราและแบคทีเรียเป็นจุลินทรีย์เพื่อบำบัดน้ำเสียที่มีการปนเปื้อนของคาร์โบไฮเดรตสูง. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี. นครราชสีมา.
- Abu-Ghunmi, L. and Jamrah, A. (2006). Biological treatment of textile wastewater using sequencing batch reactor technology. **Environmental Modeling and Assessment**. 11(4): 333-343.
- Ahn, J.-H. and Forster, C. (2000). A comparison of mesophilic and thermophilic anaerobic upflow filters. **Bioresource Technology**, 73(3), 201-205.
- A.I. Rodarte-Morales, G. Feijoo, M.T. Moreira, J.M. Lema. (2012). Biotransformation of three pharmaceutical active compounds by the fungus *Phanerochaete chrysosporium* in a fed batch stirred reactor under air and oxygen supply, **Biodegradation**. 23: 145–156.
- Ajit, P., A., and Prasanna, L., A. (2000). UASB treatment of tapioca starch wastewater. **Journal of environmental engineering**. 126(12): 1149-1152.
- APHA, AWWA, and WEF. (2017). **Standard methods for the examination of the water and wastewater**. Washington D.C.: American Public Health Association.
- Bak, J.,S., Ko, J.,K., Choi, I.,G., Park, Y.,C., Seo, J.,H., Kim, K.,H. (2009). Fungal pretreatment of lignocellulose by *Phanerochaete chrysosporium* to produce ethanol from rice straw. **Biotechnol Bioeng**, 104:471–82.

- Barana A.C. and Cereda M.P. (2000). Cassava Wastewater (Manipureira) Treatment Using A Two-phase Anaerobic Biodigester. *Ciênc Technol Aliment* [Online]. Available: <http://www.scielo.br/scielo.php>.
- Bjarne Rask Poulsen. **Characterization of pathway engineered strains of filamentous fungi in submerged cultures.** (2005). Ph.D. thesis Wageningen University, Wageningen, Netherlands.
- Borja, R., Banks, C. J. and Sánchez, E. (1996). Anaerobic treatment of palm oil mill effluent in a two-stage up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) system. **Journal of Biotechnology**, 45(2), 125-135.
- Boursier, H., Beline, F., and Paul, E. (2005) Piggery wastewater characterization for biological nitrogen removal process design, **Bioresource Technology**. 96: 351-358.
- Chaiprasert, C., et.al. (2003). **Thai Biogas Plants High Rate Anaerobic Fixed Film Technology for Agroindustrial Wastewater.** The Award Contest of Best Program on New and Renewable Sources of Energy (Off-Grid) in Year 2003. Research and development cluster unit of waste utilization and management laboratory. King Mongkutes University of Technology Thonburi (KMUTT). Bangkok, Thailand.
- Chan, Y.J., Chong, M.F. and Law, C.L. (2012). An integrated anaerobic-aerobic bioreactor (IAAB) for the treatment of palm oil mill effluent: Start-up and steady state performance. **Proc. Biochem.**, 47(3) :485-495.
- Chan, Y.J., Chong, M.F., Law, C.L. and Hassell, D.G. (2009). A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. **Chem. Eng. J.**, 155(1-2): 1-18.
- Chang, I.S., and Lee, C.H. (1998). Membrane Filtration Characteristics in Membrane Coupled Activated Sludge System-The Effect of Physiological States of Activated Sludge on Membrane Fouling. **Desalination**. 120: 221-233.
- Chang, I.S., Le-Clech, P., Jefferson, B. and Judd, S. (2002). Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment. **Journal of Environmental Engineering**. 128(11): 1018-1029.
- Choi, J.G., Bae, T.H., Kim, J.H., Tak, T.M. and Randall, A.A. (2002). The behavior of membrane fouling initiation on the crossflow membrane bioreactor system. **Journal of Membrane Science**. 203(1-2): 103-113.

- Cortes-Lorenzo, C., Gonzalez-Martínez, A., Smidt, H., González-López, J., Rodelas, B. (2016). Influence of salinity on fungal communities in a submerged fixed bed bioreactor for wastewater treatment. **Chemical Engineering Journal** 285: 562–572.
- Dias, A., A, Freitas, G.,S., Marques, G.,S.,M., Sampaio, A, Fraga, I.,S., Rodrigues, M.,A.,M., et al. (2010). Enzymatic saccharification of biologically pre-treated wheatstraw with white-rot fungi. **Bioresour Technol.** 101:6045–50.
- Erika. J., E., O., Eldon, R., R., Kannan, P.,, Eric, D., H., Piet, N., L., L. (2016). Fungal pelleted reactors in wastewater treatment: Applications and perspectives. **Chemical Engineering Journal** 283: 553–571.
- Faisal, I., H., Kazuo, Y., and Kensuke, F. (2006). Development of a submerged membrane fungi reactor for textile wastewater treatment. **Desalination**, 192 (1-3, 315-322.
- F. Cerrone, P. Barghini, C. Pesciaroli, M. Fenice, (2011). Efficient removal of pollutants from olive washing wastewater in bubble-column bioreactor by *Trametes versicolor*, **Chemosphere**. 84: 254–259.
- Grady Jr, C.P.L., Daigger, G.T., Love, N.G. and Filipe, C.D.M. (2011). Biological wastewater treatment, CRC Press.
- Gao, D.-W., Zhang, T., Tang, C.-Y. Y., Wu, W.-M., Wong, C.-Y., Lee, Y. H., et al. (2010). Membrane fouling in an anaerobic membrane bioreactor: Differences in relative abundance of bacterial species in the membrane foulant layer and in suspension. **Journal of Membrane Science**, 364(1), 331-338.
- Gatti, M.N., Garcia-Usach, F., Seco, A., and Ferrer, J. (2010). Wastewater COD characterization: analysis of respirometric and physical-chemical methods for determining biodegradable organic matter fractions, **Journal Chem Technol Biotechnol**, 85: 536-544.
- Hamza, R.A., Iorhemen, O.T. and Tay, J.H. (2016). Advances in biological systems for the treatment of high-strength wastewater. **J. Water Proc. Eng.**, 10: 128-142.
- Hein, P.G., Oanh, L.T.K., Viet, N.T. and Lettinga, G. (1999). Closed Wastewater System in the Tapioca Industry in Vietnam. **Water Sci and Technol**.39(5): pp89-96.
- Jang, N., Ren, X., Cho, J. and Kim, I.S. (2006). Steady-state modeling of bio-fouling potentials with respect to the biological kinetics in the submerged membrane bioreactor (SMBR). **Journal of Membrane Science**. 284: 352-360.

- Jeison, D. and van Lier, J. B. (2008). Feasibility of thermophilic anaerobic submerged membrane bioreactors (AnSMBR) for wastewater treatment. **Desalination**, 231(1–3), 227-235.
- Joo-Hyun, J., Johng-Hwa, A. (2013). Effect of microwave pretreatment in presence of NaOH on mesophilic anaerobic digestion of thickened waste activated sludge. **Bioresource Technology** 131: 437–442.
- Kimura, M., Udagawa, S., Makimura, K., Satoh, K., Toyazaki, N. & Ito, H. (2009). Isolation and identification of *Rhizomucor pusillus* from pleural zygomycosis in an immunocompetent patient. **Med Mycol.** 47: 869–873.
- Kwannate (Manoonpong) Sombatsompop. (2007). **Membrane fouling studies in suspended and attached growth membrane bioreactor systems**. Ph.D. thesis. Asian Institute of Technology, Thailand.
- Leitão, R.C., van Haandel, A.C., Zeeman, G. and Lettinga, G. (2006). The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review. **Biores. Tech.**, 97(9): 1105-1118.
- Lei Zhao, Guang-Li Cao, Ai-Jie Wang, Hong-Yu Ren. (2014). An anaerobic sequential batch reactor for enhanced continuous hydrogen production from fungal pretreated cornstalk hydrolysate. **International journal of hydrogen energy**. 39: 19311-19316
- Liao, B., Q. (2006). Anaerobic Membrane Bioreactors: Applications and Research Directions. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, 36:489–530.
- Liao, B.-Q., Allen, D. G., Droppo, I. G., Leppard, G. G. and Liss, S. N. (2001). Surface properties of sludge and their role in bioflocculation and settleability. **Water Research**, 35(2), 339-350.
- Lin, H., Liao, B.-Q., Chen, J., Gao, W., Wang, L., Wang, F., et al. (2011). New insights into membrane fouling in a submerged anaerobic membrane bioreactor based on characterization of cake sludge and bulk sludge. **Bioresource Technology**, 102(3), 2373-2379.
- Loha, V., Chaiprasert, P., Neungchaknin, C., Phattaravichien, S. and Amonmongkol, M. (2003). Wastewater Treatment Technology Transfer and Cleaner Production Demonstration Project: Cleaner Production in Tapioca Starch Factory [Online]. Available: <http://www.Aprscp.org/articles/papers/loha.html>.

- Lowry, O.H., Rosebrough, N.J., Farr, A.L. and Randall, R.J. (1951). Protein measurement with the Folin-Phenol reagents. **J. Biol. Chem.** 193: pp 265-275.
- L.H. Zhao, J.T. Zhou, H. Lv, C.L. Zheng, Y.S. Yang, H.J. Sun, X.H. Zhang, (2008). Decoloration of cotton pulp black liquor by *Pleurotus ostreatus* in a bubble column reactor, **Bulletin Environ. Contamin. Toxicol.** 80: 44-48.
- Mai, H.N.P., Duong, H.T., Trang, T.T.T., and Viet, N.T. (2004). Sustainable treatment of tapioca processing wastewater in South Vietnam. **International Conference on Wastewater Treatment for Nutrient Removal and Reuse**. Asian Institute of Technology. Vol. 2. Bangkok: Thailand.
- Mengni Han. (2012). **Effects of Feed and Operating Conditions on the Performance and Membrane Fouling of a Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor**. Master thesis. Lakehead University.
- Mo, Y., Chen, J., Xue, W. and Huang, X. (2010). Chemical cleaning of nanofiltration membrane filtrating the effluent from a membrane bioreactor. **Separation and Purification Technology.** 75(3): 407-414.
- Mota, V. T., Santos, F. S. and Amaral, M. (2013). Two-stage anaerobic membrane bioreactor for the treatment of sugarcane vinasse: Assessment on biological activity and filtration performance. **Bioresource Technology**, 146, 494-503.
- Movahedyan, H., Assadi, A., Parvaresh, A. (2007). Performance evaluation of an anaerobic baffled reactor treating wheat flour starch industry wastewater. **J. Environ. Health. Sci. Eng.** 4(2): 77-84
- Muhammad Muhitir Rahman. (2004). **Treatment of Refinery Wastewater Using Crossflow Membrane Bioreactor (CF-MBR)**. Master thesis. King Fahd University of Petroleum & Minerals. Dhahran, Saudi Arabia.
- Ng, W.J., Sim, T.S., Ong, S.L., Ng, K.Y., Ramasamy, M. and Tan, K.N. (1994). Sequencing batch reactor (SBR) removal of toxicity from combined sewage. **Bioresource Technology.** 47(2): 107-112.

- Patcharin Racho. (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.
- Pillay, V.L., B. Townsend and C. A. Buckley. (1994). Improving the Performance of Anaerobic Digester at Wastewater Treatment Work: The Coupled Cross Flow Microfiltration/Digester Process. **Wat. Sci. Technol.** 30(12): 329-337.
- Polprasert C. and Chatsangthai S. (1989). Sulfide Production during Anaerobic Lagoon Treatment of Tapioca Wastewater. **Environmental International**.14: 563-567.
- P. Kaushik, A. Mishra, A. Malik, K.K. Pant, (2014). Biosorption of textile dye by *Aspergillus lentulus* pellets: process optimization and cyclic removal in aerated bioreactor, **Water Air Soil Pollut** 225-1978.
- Rajbhandari, B.K., Annachatre, A.P. (2004). Anaerobic ponds treatment of starch wastewater: case study in Thailand. **Bioresource Technology**. 95. pp135-143.
- Rames Seejuhn. (2002). **Waste audit in a tapioca starch milk processing factory**. Master thesis. Asian Institute of Technology. Thailand.
- Recep, K., D., Mustafa, E., E., Hale, O., Izzet. O., David, J., Frank, Z., Jules, B., L. (2012). Potentials of anaerobic membrane bioreactors to overcome treatment limitations induced by industrial wastewaters. **Bioresource Technology**, 122: 160–170.
- Rosenberger, S. and Kraume, M. (2002). Filterability of activated sludge in membrane bioreactors. **Desalination**. 146(1-3): 373-379.
- Rosenberger, S., Laabs, C., Lesjean, B., Gnirss, R., Amy, G., Jekel, M. and Schrotter, J.C. (2006). Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. **Water Research**. 40: 710-720.
- Rungrawee Yingyuad. (2007). **Selection of biogas production system for tapioca starch wastewater by using analytic hierarchy process**. Master thesis. Shinawatra University. Thailand.
- Saddoud, A., Hassaïri, I. and Sayadi, S. (2007). Anaerobic membrane reactor with phase separation for the treatment of cheese whey. **Bioresource technology**, 98(11), 2102-2108.

- Saddoud, A. and Sayadi, S. (2007). Application of acidogenic fixed-bed reactor prior to anaerobic membrane bioreactor for sustainable slaughterhouse wastewater treatment. **Journal of Hazardous Materials**, 149(3), 700-706.
- Subagio, S., Prasetya, N., Wenten, I.G. (2015). Hollow Fiber Membrane Bioreactor for COD Biodegradation of Tapioca Wastewater. **Journal of Membrane Science and Research**. 1: 79-84
- Sumate, C., Araya, T., Boonya, C., Watsa, K., Jaeho, B. (2016). Influences of liquid, solid, and gas media circulation in anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) as a post treatment alternative of aerobic system in seafood industry. **Journal of Membrane Science**. 509: 116–124.
- Supawat Chaikasem. (2015). **Effect of PVA-Gel on Performance Improvement of a Two Stage Thermophilic Anaerobic Membrane Bioreactor**, Ph.D. thesis. Asian Institute of Technology, Thailand.
- Takahiro, S., Naoyuki, M., and Keisuke I. (2001). Treatment of High-Strength Wastewater Containing Cornstarch by Internal-Loopm Airlift Reactor with *Aspergillus niger* Pell. **Japanese Journal of Water Treatment Biology**. 37 (3):111-116.
- Tay, K.G., Song, L., Ong, S.L. and Ng, W.J. (2005). Nonlinear relationship between permeate flux and transmembrane pressure in full-scale RO process. **Journal of Environmental Engineering-ASCE**. 13(11): 1481-1487.
- Thaveesri J. **Granulation in UASB Reactor: General Introduction**. (1994). Ph.D. Thesis, Faculty of Applied Biological Sciences, University of Gent, Belgium.
- Truong Q., T., Naoyuki M., and Keisuke I. (2004). Growth of *Aspergillus oryzae* during Treatment of Cassava Starch Processing Wastewater with High Content of Suspended Solids. **Journal of bioscience and bioengineering**, 97(5):329–335.
- Visvanathan, C. and Abeynayaka, A. (2012). Developments and future potentials of anaerobic membrane bioreactors (AnMBRs). **Membrane Water Treatment**. 3(1): 1-23.
- Wentzel, MC., Mbewe, A., Lakay, MT., and Ekama, GA. (1999). Batch test for characterization of the carbonaceous materials in municipal wastewaters, **Water SA** 25(3): 327-336.
- Wichitsathian, B. (2004). **Application of membrane bioreactor systems for landfill leachate treatment**. Ph.D. Dissertation, Asian Institute of Technology, Thailand.

- Xolisa, M., Roman, T., and Jo, B. (2007). Anaerobic digestion of fungally pre-treated wine distillery wastewater. **African Journal of Biotechnology**. 6 (17): 1990-1993.
- Xue, F., Genhai, Z., Jun, D., Hui, L., Peng, W., Li, W., Junying, S., Zhiming, Z. (2018). Macro-morphological characterization and kinetics of *Mortierella alpina* colonies during batch cultivation. **PLoS ONE** 13(8):1-11.
- Xueqin, L., Guangyin, Z., Adriana, L., E., Mo, C., Jialing, N., Toshimasa, H., Kengo, K., Yu-You, L. (2015). Operation performance and granule characterization of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating wastewater with starch as the sole carbon source. **Bioresource Technology**. 180: 264–273.
- Yin, L., Kaisong, Z., Rune, B., Chunming, L., Haining, L. (2013). Membrane installation for enhanced up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) performance. **Journal of Bioscience and Bioengineering**. 116(3): 357-361.
- Zheng, X., Ernst, M. and Jekel, M. (2009). Identification and quantification of major organic foulants in treated domestic wastewater affecting filterability in dead-end ultrafiltration. **Water Research**. 43(1): 238-244.
- Zhiyi, D., Chaohai, W., and Xiufeng, Z. (2008). Start-up and Performance of a Novel Reactor--Jet Biogas Inter-loop Anaerobic Fluidized Bed. **Chinese Journal of Chemical Engineering** 16(1) : 143-150.
- Zhidong, L., Yong, Z., Xincheng, X., Lige, Z., Dandan, Q. (2009). Study on Anaerobic/Aerobic Membrane Bioreactor Treatment for Domestic Wastewater. **Polish J. of Environ. Stud.** 18(5): 957-963.



ตารางที่ ก.1 การเพิ่มเชื้อและปรับสภาพเชื้อราผสมสำหรับการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูง

วัน	COD เริ่มต้น (mg/l)	COD น้ำออก (mg/l)	MLSS (mg/l)	Efficiency (%)	F/M (mg COD/mgMLSS-d)
0	1500	1224	564	18.400	0.665
2	1500	1080	642	28.000	0.584
4	1500	930	755	38.000	0.497
6	2000	1050	955	47.500	0.524
8	2000	1050	1055	47.500	0.474
10	2500	1340	1255	46.400	0.498
12	2500	1222	1352	51.120	0.462
14	2500	1048	1548	58.080	0.404
16	3000	1550	1895	48.333	0.396
18	3000	1420	1942	52.667	0.386
20	4000	1523	2622	61.925	0.381
22	4500	1954	2961	56.578	0.380
24	5000	2211	3226	55.780	0.387
26	5000	1952	3851	60.960	0.325
28	6500	2844	4026	56.246	0.323
30	7500	2898	4525	61.360	0.331
32	8500	3058	4855	64.024	0.306
34	10000	3122	5022	68.780	0.299
36	12000	4059	5552	66.175	0.270
38	12000	4146	5648	65.450	0.266
40	15000	5211	6021	65.260	0.249
42	15000	5922	5842	60.520	0.257
44	17500	6500	6023	62.857	0.291
46	20000	7546	6235	62.270	0.241

ตารางที่ ก.1 การเพิ่มเชื้อและปรับสภาพเชื้อราผสมสำหรับการบำบัดน้ำเสียอินทรีย์เข้มข้นสูง (ต่อ)

วัน	COD เริ่มต้น (mg/l)	COD น้ำออก (mg/l)	MLSS (mg/l)	Efficiency (%)	F/M (mg COD/mgMLSS-d)
48	20000	7012	5940	64.940	0.253
50	20000	7945	6522	60.275	0.230
52	20000	7745	7511	61.275	0.200
54	20000	7500	7822	62.500	0.192
56	20000	6957	8042	65.215	0.187
58	20000	7022	8524	64.890	0.176
60	20000	7215	8894	63.925	0.169
62	20000	6955	9052	65.225	0.166
64	20000	6455	9520	67.725	0.158
66	20000	7295	9842	63.525	0.152
68	20000	7140	9910	64.300	0.151
70	20000	6320	10250	68.400	0.146





ภาคผนวก ข

การศึกษาระยะที่เหมาะสมของการบำบัดก่อนด้วยราผสม

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ข.1 ค่าซีโอดีเข้าและออกของระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่สภาวะต่าง ๆ

Date	COD น้ำเข้า	COD น้ำออก		
		HRT 6 hrs	HRT 12 hrs	HRT 24 hrs
1	19100	13630	10455	10625
3	18320	10765	11700	9850
5	19560	10905	12780	9945
7	20100	10930	11950	10645
9	19940	10735	11950	9450
11	19220	12675	12500	11900
13	19815	11575	12780	11875
15	19935	11670	11800	9780
17	19080	12680	11650	10910
19	19310	12370	10705	10720
21	19370	12070	11680	9280
23	19930	12170	10185	9560
25	19750	12595	11645	9550
27	19460	11360	10855	8860
29	19000	12075	10755	9520
31	19035	11040	12825	9950
33	19700	11285	10840	9220
35	19569	12410	11780	9950
37	19777	12055	10675	9865
39	19400	11125	10835	9965
41	18695	12260	11690	9555
43	19276	12495	10705	9950
45	19945	12625	11145	10675
47	19084	12225	11615	10225
49	19457	12495	10360	9495

ตารางที่ ข.1 ค่าซีโอดีเข้าและออกของระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่สภาวะต่าง ๆ (ต่อ)

Date	COD น้ำเข้า	COD น้ำออก		
		HRT 6 hrs	HRT 12 hrs	HRT 24 hrs
51	19445	12390	10785	9395
53	19272	11550	11295	9530
55	19020	12215	10550	10215
57	19900	12915	11455	10910
59	19303	12045	10990	9045
61	19430	12500	10695	10905
63	19440	12700	10540	10305
65	19120	12375	11600	9435
67	19790	12495	11545	9445
69	19590	12885	10515	9120
71	19450	12105	11520	9790
73	18630	11055	10630	9590
75	19010	12005	11920	9040
77	19851	12875	10030	9285
79	18190	12415	10650	9415
81	19430	12490	10690	9050
83	19440	12525	10250	9125
85	19120	12115	10525	9265
ค่าเฉลี่ย	19378.12	12090.12	11210.35	9864.76
S.D.	428.34	669.272	731.274	720.29
ค่ามากที่สุด	20100	13630	12825	11900
ค่าน้อยที่สุด	18190	10735	10030	8860

ตารางที่ ข.2 ค่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่สภาวะต่าง ๆ

Condition	SBOD (mg/l)	BOD (mg/l)	SCOD (mg/l)	COD (mg/l)	BOD/COD	SCOD/COD
Influent	1,100	14,690	2,320	20,800	0.7063	0.112
HRT 6 hrs	820	8,060	2,535	12,190	0.6612	0.208
HRT 12 hrs	750	7,210	2,324	10,950	0.6584	0.212
HRT 24 hrs	806	5,970	2,256	8,990	0.6641	0.251

ตารางที่ ข.3 ค่าความเข้มข้นของสัดส่วนสารอินทรีย์ในระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่สภาวะต่าง ๆ

Condition	Ss (mg/l)	Xs (mg/l)	Si (mg/l)	Xi (mg/l)
Influent	1,100	13,590	1,220	4,890
HRT 6 hrs	820	7,240	1,715	2,415
HRT 12 hrs	750	6,460	1,574	2,166
HRT 24 hrs	806	5,164	1,450	1,570

ตารางที่ ข.4 สัดส่วนสารอินทรีย์ในระบบการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่สภาวะต่าง ๆ

Condition	Ss	Xs	Si	Xi
Influent	5.29	65.34	5.87	23.51
HRT 6 hrs	6.73	59.39	14.07	19.81
HRT 12 hrs	6.85	59.00	14.38	19.78
HRT 24 hrs	8.97	57.44	16.13	17.46

ตารางที่ ข.5 ค่าคงที่จลนศาสตร์ในระบบบำบัดก่อนด้วยราผสม

COD mg/l	F/M	OUR (x,t)	OUR (x,e)	OUR (x,ox)	OC mg O ₂ /l	OC/S mg O ₂ /mg COD	r _x mg COD/mg MLVSS	Y mg MLVSS/mg COD	μ d ⁻¹	μ _{max} d ⁻¹	K _s mg COD/l
		mg O ₂ /mg MLVSS-h									
20.00	0.050	0.1788	0.0012	0.1776	17.76	0.8880	0.2000	0.0718	0.3448	2.6600	53.6900
80.00	0.200	0.1734	0.0024	0.1710	51.30	0.6413	0.2667	0.2301	1.4727		
160.00	0.400	0.1776	0.0003	0.1773	88.65	0.5541	0.3200	0.2860	2.1967		
200.00	0.500	0.2013	0.0102	0.1911	105.11	0.5255	0.3636	0.3043	2.656		
250.00	0.625	0.1920	0.0060	0.1860	130.20	0.5208	0.3571	0.3074	2.635		
320.00	0.800	0.1956	0.0144	0.1812	172.14	0.5379	0.3368	0.2964	2.396		

ตารางที่ ข.6 ปริมาณการเกิดก๊าซชีวภาพสะสมหลังจากการบำบัดก่อนด้วยระบบที่สภาวะต่าง ๆ

Day	Non-Pretreat (L)	@HRT 6 hrs (L)	@HRT 12 hrs (L)	@HRT24 hrs (L)
0	0	0	0	0
1	117	160.5	142.5	208.5
2	373	271	366.5	470.5
3	635.5	458.5	447	550.5
4	773	569	479	594
5	933	616	497	639
6	1089.5	644.5	507.5	676.5
7	1122	660.5	522.5	700
8	1168	675.5	551.5	720
9	1189.5	690.5	587.5	735
10	1208	701	632	750.5
11	1209.5	711	671.5	765.5
12	1210.5	729	709	775.5
13	1210.5	737	731	789.5
14	1210.5	742	749.5	798.5
15	1210.5	745	775.5	824.5
16	1210.5	745	796.5	831.5
17	1210.5	745	812	842.5
18	1210.5	745	825.5	850.5
19	1210.5	745	832	857.5
20	1210.5	745	836	862.5

ตารางที่ ข.6 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพสะสมหลังจากการบำบัดก่อนด้วยราผสมที่สภาวะต่าง ๆ

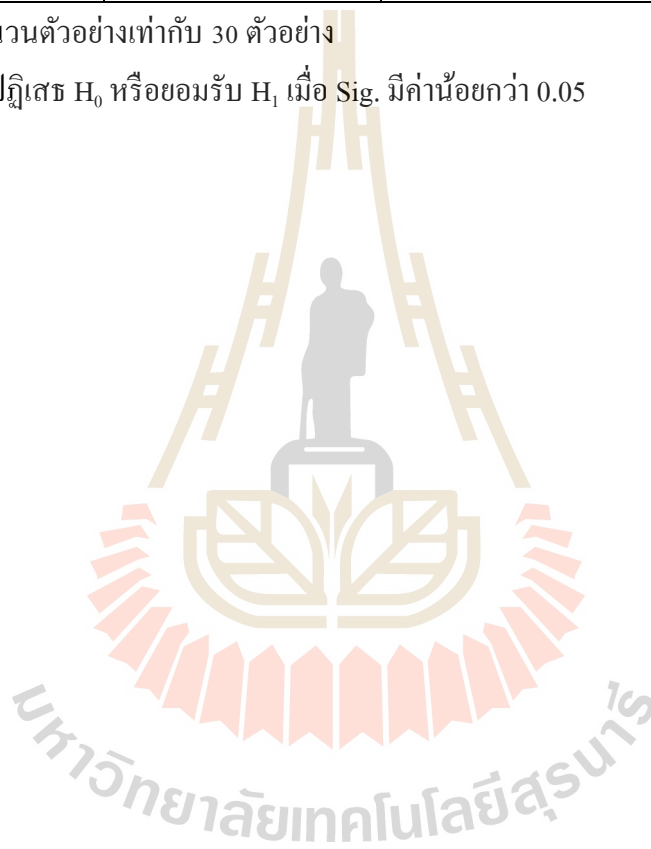
Day	Non-Pretreat (L/kg COD _p)	@HRT 6 hrs (L/kg COD _p)	@HRT 12 hrs (L/kg COD _p)	@HRT24 hrs (L/kg COD _p)
0	0.00	0.00	0.00	0.00
1	18.32	39.54	39.08	69.65
2	58.42	66.76	100.51	157.16
3	99.53	112.95	122.59	183.89
4	121.07	140.17	131.36	198.42
5	146.13	151.75	136.30	213.45
6	170.64	158.77	139.18	225.98
7	175.73	162.71	143.29	233.83
8	182.93	166.41	151.25	240.51
9	186.30	170.10	161.12	245.52
10	189.20	172.69	173.32	250.70
11	189.43	175.15	184.16	255.71
12	189.59	179.59	194.44	259.05
13	189.59	181.56	200.47	263.72
14	189.59	182.79	205.55	266.73
15	189.59	183.53	212.68	275.41
16	189.59	183.53	218.44	277.75
17	189.59	183.53	222.69	281.43
18	189.59	183.53	226.39	284.10
19	189.59	183.53	228.17	286.44
20	189.59	183.53	229.27	288.11

ตารางที่ ข.7 ผลการทดสอบความแตกต่างทางสถิติของประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบ
การบำบัดก่อนด้วยราผสม

ระยะเวลาเก็บกัก (ชั่วโมง)	ผลทดสอบความแตกต่างทางสถิติ		
	6	12	24
6	0.000	0.000	0.000
12	0.000	0.000	0.000
24	0.000	0.000	0.000

หมายเหตุ : จำนวนตัวอย่างเท่ากับ 30 ตัวอย่าง

จะปฏิเสธ H_0 หรือยอมรับ H_1 เมื่อ Sig. มีค่าน้อยกว่า 0.05



ภาคผนวก ค

ระบบร่วมระหว่างการทำบำบัดก่อนด้วยรา
และระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ
(Fungal Pretreatment + Anaerobic Membrane bioreactor, F+AnMBR)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ค.1 ค่า Permeate Flux และ TMP ของระบบ F+AnMBR

Day	HRT (hrs)	Permeate Flux (L/m ² -hr)	TMP (kPa)	Day	HRT (hrs)	Permeate Flux (L/m ² -hr)	TMP (kPa)
1	48	0.23	1.7	26	48	0.21	4.78
2	48	0.22	1.71	27	48	0.25	5.96
3	48	0.21	1.82	28	48	0.24	6.54
4	48	0.24	1.94	29	48	0.23	8.89
5	48	0.23	2.04	30	48	0.21	10.72
6	48	0.23	2.26	31	48	0.24	15.36
7	48	0.22	2.57	32	48	0.23	18.54
8	48	0.2	3.12	33	48	0.23	20.96
9	48	0.19	4.57	34	48	0.22	23.22
10	48	0.2	5.26	35	48	0.2	28.12
11	48	0.22	7.89	36	48	0.21	30.24
12	48	0.21	11.85	37	48	0.24	32.45
13	48	0.23	13.44	38	48	0.23	33.62
14	48	0.25	15.79	39	48	0.19	35.41
15	48	0.24	17.42	40	48	0.18	38.14
16	48	0.23	20.61	41	48	0.17	40.2
17	48	0.21	22.11	42	24	0.45	3.54
18	48	0.19	23.7	43	24	0.46	3.88
19	48	0.18	25.47	44	24	0.51	4.65
20	48	0.18	30.45	45	24	0.48	6.52
21	48	0.17	38.4	46	24	0.49	8.56
22	48	0.2	2.35	47	24	0.42	10.52
23	48	0.19	2.56	48	24	0.48	13.22
24	48	0.2	3.81	49	24	0.46	17.54
25	48	0.22	4.52	50	24	0.46	20.5

ตารางที่ ค.1 ค่า Permeate Flux และ TMP ของระบบ F+AnMBR (ต่อ)

Day	HRT (hrs)	Permeate Flux (L/m ² -hr)	TMP (kPa)	Day	HRT (hrs)	Permeate Flux (L/m ² -hr)	TMP (kPa)
51	24	0.44	24.31	76	12	0.8	5.21
52	24	0.4	27.85	77	12	0.88	6.24
53	24	0.42	28.32	78	12	0.84	8.24
54	24	0.48	30.44	79	12	0.92	9.02
55	24	0.46	32.55	80	12	1	15.49
56	24	0.38	33.15	81	12	0.96	20.47
57	24	0.38	35.14	82	12	0.92	23.11
58	24	0.36	38.21	83	12	0.84	25.89
59	24	0.4	4.56	84	12	0.86	29.32
60	24	0.45	5.02	85	12	0.8	32.65
61	24	0.48	5.89	86	12	0.75	37.65
62	24	0.51	6.54	87	12	0.94	6.24
63	24	0.52	8.95	88	12	0.92	7.21
64	24	0.49	9.52	89	12	0.92	8.29
65	24	0.46	12.05	90	12	0.94	9.24
66	24	0.47	15.41	91	12	0.95	12.22
67	24	0.45	19.26	92	12	0.97	16.49
68	24	0.44	21.56	93	12	0.95	19.44
69	24	0.44	25.66	94	12	0.84	22.21
70	24	0.49	29.61	95	12	0.92	24.69
71	24	0.48	30.22	96	12	0.84	28.23
72	24	0.46	32.14	97	12	0.86	33.54
73	24	0.39	33.52	98	12	0.74	35.96
74	24	0.37	35.23	100	12	0.72	38.55
75	24	0.36	39.41				

ตารางที่ ค.2 ค่าสภาพทั่วไปของระบบ F+AnMBR

Day	HRT (hrs)	pH	Alklalinity (mg/l as CaCO ₃)	Day	HRT (hrs)	pH	Alklalinity (mg/l as CaCO ₃)
1	48	6.77	2155	27	48	6.90	1980
2	48	6.90	2195	28	48	6.97	2060
3	48	6.43	1945	29	48	6.90	2010
4	48	6.91	2015	30	48	6.80	1930
5	48	6.77	1955	31	48	6.75	2010
6	48	6.79	2155	32	48	6.90	1910
7	48	7.22	1850	33	48	6.80	2130
8	48	6.50	1850	34	48	7.00	2080
9	48	6.90	2150	35	48	6.90	2100
10	48	6.97	1855	36	48	6.70	2070
11	48	6.90	1960	37	48	6.80	1960
12	48	7.12	2040	38	24	7.42	1910
13	48	6.75	1960	39	24	7.00	1820
14	48	7.12	1940	40	24	6.90	1930
15	48	6.80	2180	41	24	6.70	2080
16	48	7.00	2055	42	24	6.70	1940
17	48	6.90	1910	43	24	7.06	2070
18	48	6.70	2140	44	24	7.32	1890
19	48	7.04	2070	45	24	6.90	1900
20	48	7.21	1930	46	24	6.70	1870
21	48	7.00	1970	47	24	6.90	1980
22	48	6.70	1820	48	24	6.70	2070
23	48	6.80	2120	49	24	6.80	2130
24	48	6.90	1930	50	24	6.70	2010
25	48	6.80	1970	51	24	6.90	1960
26	48	6.50	2130	52	24	6.70	2080

ตารางที่ ค.2 ค่าสภาพทั่วไปของระบบ F+AnMBR (ต่อ)

Day	HRT (hrs)	pH	Alklalinity (mg/l as CaCO ₃)	Day	HRT (hrs)	pH	Alklalinity (mg/l as CaCO ₃)
53	24	6.80	2100	77	12	7.37	1890
54	24	7.20	2120	78	12	6.63	1875
55	24	7.10	1850	79	12	6.03	1850
56	24	6.90	1810	80	12	6.49	1895
57	24	7.00	1960	81	12	6.24	1955
58	24	6.80	1980	82	12	6.96	2175
59	24	6.90	1910	83	12	6.05	1860
60	24	6.70	1990	84	12	6.89	2010
61	24	7.00	1950	85	12	6.49	1840
62	24	7.20	2040	86	12	6.22	1965
63	24	7.10	1960	87	12	6.55	1945
64	24	7.00	1970	88	12	6.14	1855
65	24	7.20	1940	89	12	6.20	1585
66	24	7.10	1955	90	12	6.87	1615
67	24	7.20	2080	91	12	6.77	1845
68	24	7.00	1885	92	12	6.58	1755
69	24	7.10	2110	93	12	6.50	1655
70	24	7.00	1855	94	12	6.89	1675
71	24	7.10	1865	95	12	6.62	1650
72	24	7.82	2155	96	12	6.63	1610
73	24	7.36	2085	97	12	6.63	1630
74	24	7.56	2050	98	12	6.64	1805
75	24	7.82	2035	100	12	6.64	1755
76	12	7.34	1905				

ตารางที่ ค.3 ความเข้มข้นของชีโอดีที่เข้า-ออก และก๊าซชีวภาพของระบบ F+AnMBR

Day	HRT (hrs)	COD _{in} (mg/l)	COD _{out} (mg/l)	Efficiency (%)	OLR (kgCOD/m ³ -d)	ORR (kgCOD/m ³ -d)	Gas Production (L/d)
0	48	10533	1426	86.46	5.267	4.553	30.0
2	48	9215	1352	85.33	4.608	3.932	25.0
4	48	9913	1926	80.57	4.957	3.994	28.0
6	48	11048	1136	89.72	5.524	4.956	30.0
8	48	9501	1946	79.51	4.751	3.777	25.0
10	48	9704	1094	88.73	4.852	4.305	28.0
12	48	10375	1517	85.38	5.188	4.429	25.0
14	48	9497	1164	87.74	4.749	4.167	28.0
16	48	9883	1015	89.73	4.942	4.434	26.0
18	48	9106	1056	88.40	4.553	4.025	27.0
20	48	11052	935	91.54	5.526	5.059	30.0
22	48	9504	1015	89.32	4.752	4.245	30.0
24	48	8872	1205	86.42	4.436	3.834	28.0
26	48	11411	1858	83.72	5.706	4.777	25.0
28	48	11497	1372	88.07	5.749	5.062	26.0
30	48	9524	1410	85.20	4.762	4.057	28.0
32	48	10117	1293	87.22	5.059	4.412	27.0
34	48	9395	1255	86.64	4.698	4.070	24.0
36	48	11185	1166	89.58	5.593	5.010	26.0
38	24	9132	2290	74.92	9.132	6.842	32.0
40	24	8571	2371	72.34	8.571	6.200	30.0
42	24	8551	2368	72.30	8.551	6.183	32.0
44	24	9486	2371	75.00	9.486	7.115	28.0
46	24	11439	2577	77.47	11.439	8.862	33.0
48	24	11062	2245	79.71	11.062	8.817	35.0
50	24	9734	1959	79.87	9.734	7.775	35.0
52	24	10900	3210	70.55	10.900	7.690	32.0
54	24	9237	3153	65.86	9.237	6.084	33.0
56	24	9565	3712	61.19	9.565	5.853	32.0

ตารางที่ ค.3 ความเข้มข้นของชีโอดีที่เข้า-ออก และก๊าซชีวภาพของระบบ F+AnMBR (ต่อ)

Day	HRT (hrs)	COD _{in} (mg/l)	COD _{out} (mg/l)	Efficiency (%)	OLR (kgCOD/m ³ -d)	ORR (kgCOD/m ³ -d)	Gas Production (L/d)
58	24	10305	3753	63.58	10.305	6.552	35.0
60	24	8694	3727	57.13	8.694	4.967	35.0
62	24	10738	3705	65.50	10.738	7.033	36.0
64	24	10391	3845	63.00	10.391	6.546	34.0
66	24	9011	3720	58.72	9.011	5.291	30.0
68	24	10095	3741	62.94	10.095	6.354	32.0
70	24	11203	3258	70.92	11.203	7.945	30.0
72	24	9069	3274	63.90	9.069	5.795	29.0
74	24	8868	3619	59.19	8.868	5.249	28.0
76	12	10308	4698	54.42	20.616	11.219	25.0
78	12	9269	3542	61.79	18.538	11.454	28.0
80	12	11237	4535	59.64	22.474	13.404	27.0
82	12	8963	4522	49.55	17.926	8.882	32.0
84	12	9212	3520	61.79	18.424	11.384	35.0
86	12	9757	3476	64.38	19.514	12.563	38.0
88	12	9976	4494	54.95	19.952	10.965	34.0
90	12	8810	4547	48.39	17.620	8.526	36.0
92	12	9710	4525	53.39	19.420	10.369	35.0
94	12	9546	4535	52.49	19.092	10.022	31.0
96	12	10145	4522	55.43	20.290	11.246	38.0
98	12	10366	3520	66.04	20.732	13.692	35.0
100	12	10015	4535	54.72	20.030	10.960	36.0

ตารางที่ ค.4 ผลการทดสอบความแตกต่างทางสถิติของประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบ F+AnMBR

ระยะเวลาเก็บกัก (ชั่วโมง)	ผลทดสอบความแตกต่างทางสถิติของระบบ F+AnMBR		
	12	24	48
12	0.000	0.000	0.000
24	0.000	0.000	0.000
48	0.000	0.000	0.000

หมายเหตุ : จำนวนตัวอย่างเท่ากับ 15 ตัวอย่าง

จะปฏิเสธ H_0 หรือยอมรับ H_1 เมื่อ Sig. มีค่าน้อยกว่า 0.05



ภาคผนวก ง

ระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ
(Anaerobic Membranebioreactor, AnMBR)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ตารางที่ ง.1 ค่า Permeate Flux และ TMP ของระบบ AnMBR

Day	HRT (hrs)	Permeate Flux (L/m ² -hr)	TMP (kPa)	Day	HRT (hrs)	Permeate Flux (L/m ² -hr)	TMP (kPa)
1	48	0.21	1.95	26	48	0.23	6.01
2	48	0.24	2.14	27	48	0.23	7.00
3	48	0.23	2.56	28	48	0.22	9.45
4	48	0.23	3.02	29	48	0.2	12.55
5	48	0.22	3.95	30	48	0.21	13.56
6	48	0.2	4.5	31	48	0.24	15.99
7	48	0.19	5.01	32	48	0.23	22.94
8	48	0.20	5.94	33	48	0.19	28.92
9	48	0.22	6.55	34	48	0.18	35.045
10	48	0.21	7.63	35	48	0.17	37.45
11	48	0.23	9.45	36	24	0.48	4.22
12	48	0.25	12.55	37	24	0.46	5.02
13	48	0.24	15.99	38	24	0.46	5.94
14	48	0.23	20.12	39	24	0.44	6.55
15	48	0.21	25.33	40	24	0.4	8.04
16	48	0.19	28.97	41	24	0.42	12.05
17	48	0.18	32.55	42	24	0.48	15.46
18	48	0.18	39.45	43	24	0.46	19.22
19	48	0.23	2.03	44	24	0.48	22.44
20	48	0.23	2.56	45	24	0.46	28.96
21	48	0.25	3.02	46	24	0.43	33.45
22	48	0.24	3.22	47	24	0.42	10.52
23	48	0.23	3.95	48	24	0.48	13.22
24	48	0.21	4.6	49	24	0.46	17.54
25	48	0.24	5.3	50	24	0.46	20.5

ตารางที่ ง.1 ค่า Permeate Flux และ TMP ของระบบ AnMBR (ต่อ)

Day	HRT (hrs)	Permeate Flux (L/m ² -hr)	TMP (kPa)	Day	HRT (hrs)	Permeate Flux (L/m ² -hr)	TMP (kPa)
51	24	0.48	7.94	76	12	0.94	6.03
52	24	0.46	9.46	77	12	0.92	6.21
53	24	0.47	10.66	78	12	0.9	7.22
54	24	0.45	12.49	79	12	0.92	8.93
55	24	0.44	14.87	80	12	0.92	10.22
56	24	0.44	18.74	81	12	0.9	12.64
57	24	0.49	22.55	82	12	0.94	18.93
58	24	0.48	26.12	83	12	0.92	20.36
59	24	0.46	29.63	84	12	0.94	24.31
60	24	0.39	32.06	85	12	0.92	28.96
61	24	0.37	35.12	86	12	0.9	32.12
62	24	0.36	38.46	87	12	0.86	37.44
63	12	0.92	5.94	88	12	0.84	42.22
64	12	0.94	6.51	89	12	0.94	7.31
65	12	0.95	7.02	90	12	0.92	8.29
66	12	0.97	8.52	91	12	0.9	9.06
67	12	0.95	9.01	92	12	0.92	10.56
68	12	0.84	12.45	93	12	0.92	12.48
69	12	0.92	18.65	94	12	0.9	13.22
70	12	0.9	20.63	95	12	0.94	15.68
71	12	0.87	25.45	96	12	0.87	18.94
72	12	0.84	29.21	97	12	0.9	23.74
73	12	0.86	32.44	98	12	0.84	25.02
74	12	0.74	35.42	100	12	0.8	35.44
75	12	0.72	39.33				

ตารางที่ ง.2 ค่าสภาพทั่วไปของระบบ AnMBR

Day	HRT (hrs)	pH	Alkalinity (mg/l as CaCO ₃)	Day	HRT (hrs)	pH	Alkalinity (mg/l as CaCO ₃)
1	48	6.98	1975	27	48	6.90	2150
2	48	6.49	1885	28	48	6.70	1970
3	48	6.88	1850	29	48	6.60	2170
4	48	7.51	1955	30	48	7.00	1910
5	48	7.05	2005	31	48	6.96	1870
6	48	7.52	2050	32	48	7.00	2050
7	48	7.52	2075	33	48	6.70	1940
8	48	7.75	1975	34	48	7.00	2295
9	48	7.40	1950	35	48	6.80	1970
10	48	7.66	2145	36	24	7.10	1890
11	48	7.10	1945	37	24	6.60	2140
12	48	7.40	1805	38	24	6.80	1920
13	48	7.32	2100	39	24	7.11	2040
14	48	7.58	2215	40	24	6.80	1910
15	48	7.26	2045	41	24	7.06	1970
16	48	7.00	1840	42	24	6.80	2090
17	48	6.50	1970	43	24	6.94	1980
18	48	6.70	1990	44	24	6.60	2060
19	48	7.20	1980	45	24	6.80	2150
20	48	7.00	1890	46	24	6.60	1990
21	48	6.80	2010	47	24	7.42	2150
22	48	7.10	1940	48	24	6.90	1940
23	48	6.60	1990	49	24	6.70	1930
24	48	6.72	1890	50	24	7.20	1860
25	48	7.11	1880	51	24	6.90	2050
26	48	6.87	1970	52	24	6.90	2040

ตารางที่ ง.2 ค่าสภาพทั่วไปของระบบ AnMBR (ต่อ)

Day	HRT (hrs)	pH	Alkalinity (mg/l as CaCO ₃)	Day	HRT (hrs)	pH	Alkalinity (mg/l as CaCO ₃)
53	24	7.10	1870	77	12	7.14	1895
54	24	6.60	2170	78	12	6.76	2015
55	24	6.70	2010	79	12	6.90	1945
56	24	6.80	2090	80	12	6.96	2145
57	24	6.70	2110	81	12	6.82	2055
58	24	6.90	2060	82	12	6.11	1945
59	24	6.70	2160	83	12	6.38	2135
60	24	7.20	1950	84	12	6.22	1550
61	24	6.90	2150	85	12	6.78	1560
62	24	6.90	2100	86	12	6.85	1615
63	12	6.80	2120	87	12	7.02	1655
64	12	7.22	2180	88	12	6.98	1645
65	12	7.02	1810	89	12	6.11	1555
66	12	7.06	1845	90	12	6.38	1690
67	12	7.83	1775	91	12	6.93	1685
68	12	7.32	1855	92	12	6.59	1620
69	12	7.10	1860	93	12	6.71	1945
70	12	7.24	1755	94	12	6.83	1750
71	12	7.06	1535	95	12	6.77	1725
72	12	7.54	1555	96	12	6.52	1610
73	12	6.25	1785	97	12	6.65	1690
74	12	6.48	1650	98	12	6.41	1585
75	12	7.66	1645	100	12	6.44	1715
76	12	7.66	2095				

ตารางที่ 3.3 ความเข้มข้นของซีโอดีที่เข้า-ออก และก๊าซชีวภาพของระบบ AnMBR

Day	HRT (hrs)	COD _{in} (mg/l)	COD _{out} (mg/l)	Efficiency (%)	OLR (kgCOD/m ³ -d)	ORR (kgCOD/m ³ -d)	Gas Production (L/d)
0	48	19080	3255	82.94	9.540	7.913	30.0
2	48	19310	3686	80.91	9.655	7.812	35.0
4	48	19370	4105	78.81	9.685	7.633	38.0
6	48	19930	4029	79.78	9.965	7.950	32.0
8	48	20750	3943	81.00	10.375	8.403	34.0
10	48	19460	3683	81.07	9.730	7.888	36.0
12	48	19000	3596	81.08	9.500	7.702	30.0
14	48	19035	3339	82.46	9.518	7.848	35.0
16	48	19700	3458	82.45	9.850	8.121	32.0
18	48	19569	3326	83.00	9.785	8.121	33.0
20	48	19777	3810	80.74	9.889	7.984	30.0
22	48	19400	3376	82.60	9.700	8.012	31.0
24	48	18695	3773	79.82	9.348	7.461	30.0
26	48	19276	3625	81.20	9.638	7.826	29.0
28	48	19945	4069	79.60	9.973	7.938	32.0
30	48	19084	3619	81.04	9.542	7.732	28.0
32	48	19457	3900	79.95	9.729	7.778	34.0
34	48	19445	3269	83.19	9.723	8.088	31.0
36	24	19272	4587	76.20	19.272	14.685	35.0
38	24	20020	4946	75.29	20.020	15.074	38.0
40	24	19900	4039	79.70	19.900	15.861	42.0
42	24	19303	4096	78.78	19.303	15.207	45.0
44	24	19430	3506	81.95	19.430	15.924	48.0
46	24	19440	3685	81.04	19.440	15.755	46.0
48	24	19120	4128	78.41	19.120	14.992	39.0
50	24	19790	4273	78.41	19.790	15.517	40.0
52	24	19590	4223	78.44	19.590	15.367	44.0
54	24	19450	4378	77.49	19.450	15.072	45.0
56	24	18630	4311	76.86	18.630	14.319	42.0

ตารางที่ ง.3 ความเข้มข้นของซีโอดีที่เข้า-ออก และก๊าซชีวภาพของระบบ AnMBR (ต่อ)

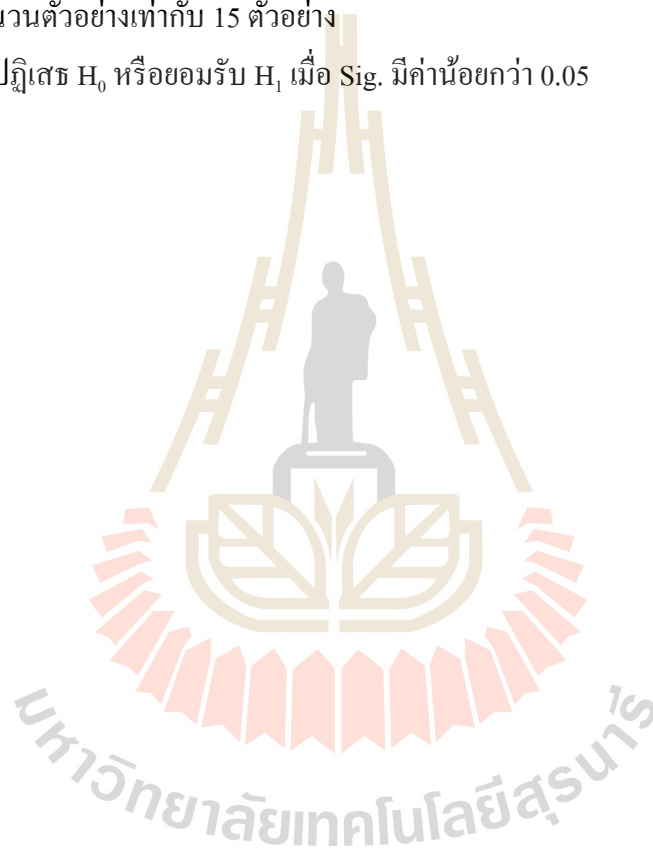
Day	HRT (hrs)	COD _{in} (mg/l)	COD _{out} (mg/l)	Efficiency (%)	OLR (kgCOD/m ³ -d)	ORR (kgCOD/m ³ -d)	Gas Production (L/d)
58	24	19010	4563	76.00	19.010	14.447	47.0
60	24	19851	4624	76.71	19.851	15.227	50.0
62	24	18190	3845	78.86	18.190	14.345	36.0
64	12	19430	4947	74.54	38.860	28.967	40.0
66	12	19440	5952	69.38	38.880	26.976	45.0
68	12	19120	5139	73.12	38.240	27.963	52.0
70	12	19100	5084	73.38	38.200	28.031	54.0
72	12	19940	5025	74.80	39.880	29.830	55.0
74	12	19220	6088	68.32	38.440	26.264	52.0
76	12	19815	5797	70.74	39.630	28.036	56.0
78	12	19935	4024	79.81	39.870	31.822	62.0
80	12	19080	5844	69.37	38.160	26.472	52.0
82	12	19310	5945	69.21	38.620	26.730	58.0
84	12	19370	6302	67.46	38.740	26.135	56.0
86	12	19930	6365	68.06	39.860	27.130	55.0
88	12	19750	6069	69.27	39.500	27.363	56.0
90	12	19450	6542	66.37	38.900	25.816	58.0
92	12	19630	6716	65.79	39.260	25.829	52.0
94	12	20010	6084	69.59	40.020	27.851	55.0
96	12	19851	6025	69.65	39.702	27.652	55.0
98	12	18190	6088	66.53	36.380	24.204	48.0
100	12	19430	5797	70.16	38.860	27.266	57.0

ตารางที่ 4 ผลการทดสอบความแตกต่างทางสถิติของประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบ AnMBR

ระยะเวลาเก็บกัก (ชั่วโมง)	ผลทดสอบความแตกต่างทางสถิติของระบบ AnMBR		
	12	24	48
12	0.000	0.000	0.000
24	0.000	0.000	0.000
48	0.000	0.000	0.000

หมายเหตุ : จำนวนตัวอย่างเท่ากับ 15 ตัวอย่าง

จะปฏิเสธ H_0 หรือยอมรับ H_1 เมื่อ Sig. มีค่าน้อยกว่า 0.05



ภาคผนวก จ

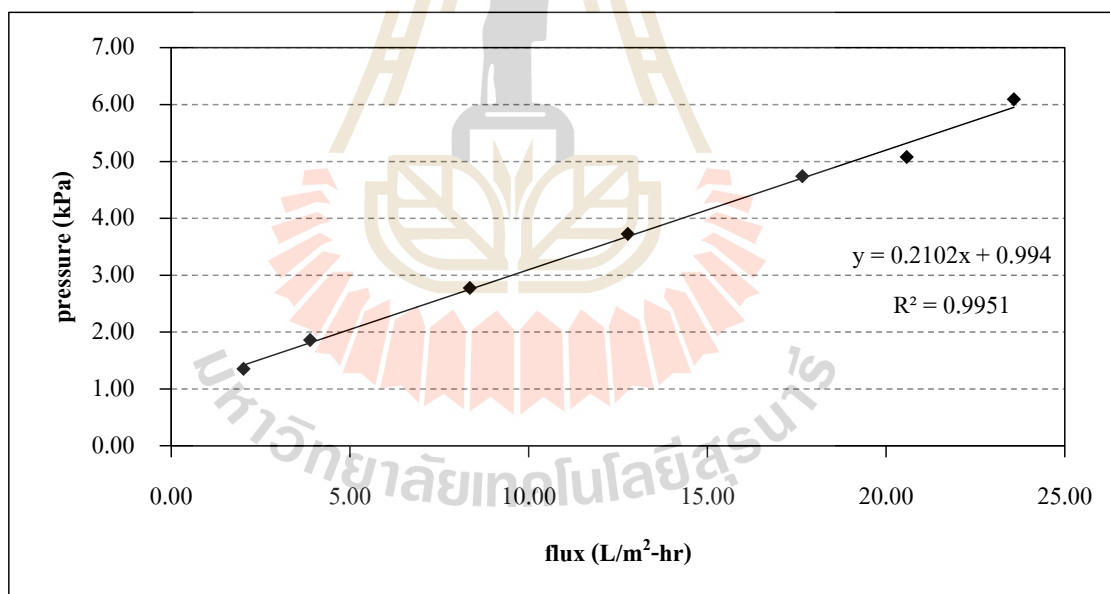
ค่าความต้านทานของระบบปฏิกรณ์ชีวภาพเยื่อกรองแบบไม่ใช้อากาศ



ตารางที่ จ.1 ค่าความต้านทานเยื่อกรองเริ่มต้นของเยื่อกรองในระบบ F+AnMBR

Flow rate (L/hr)	Permeate Flux (L/m ² /hr)	Tranmembrane Pressure	
		in Hg	kPa
1.82	2.02	0.4	1.35
3.50	3.89	0.55	1.86
7.52	8.36	0.82	2.78
11.50	12.78	1.1	3.73
15.89	17.66	1.4	4.74
18.52	20.58	1.5	5.08
21.22	23.58	1.8	6.10

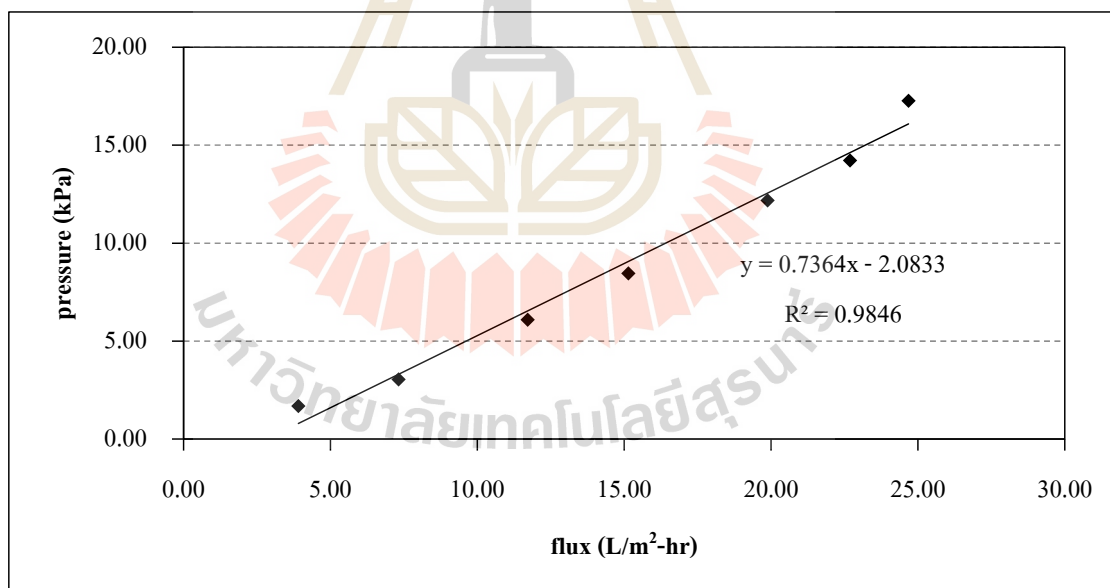
หมายเหตุ $A = 0.9 \text{ m}^2$, Pore size = 0.1
 ค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31 °C = $0.78 \times 10^{-3} \text{ N-s/m}^2$
 ค่าแรงเสียดทานเยื่อกรองเริ่มต้นของ F+AnMBR = $0.9702 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



ตารางที่ จ.2 ค่าความต้านทานเยื่อกรองในระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง เมื่อเดินระบบระยะยาว

Flow rate (L/hr)	Permeate Flux (L/m ² /hr)	Tranmembrane Pressure	
		in Hg	kPa
3.52	3.91	0.5	1.69
6.59	7.32	0.9	3.05
10.54	11.71	1.8	6.10
13.63	15.14	2.5	8.47
17.89	19.88	3.6	12.19
20.42	22.69	4.2	14.22
22.21	24.68	5.1	17.27

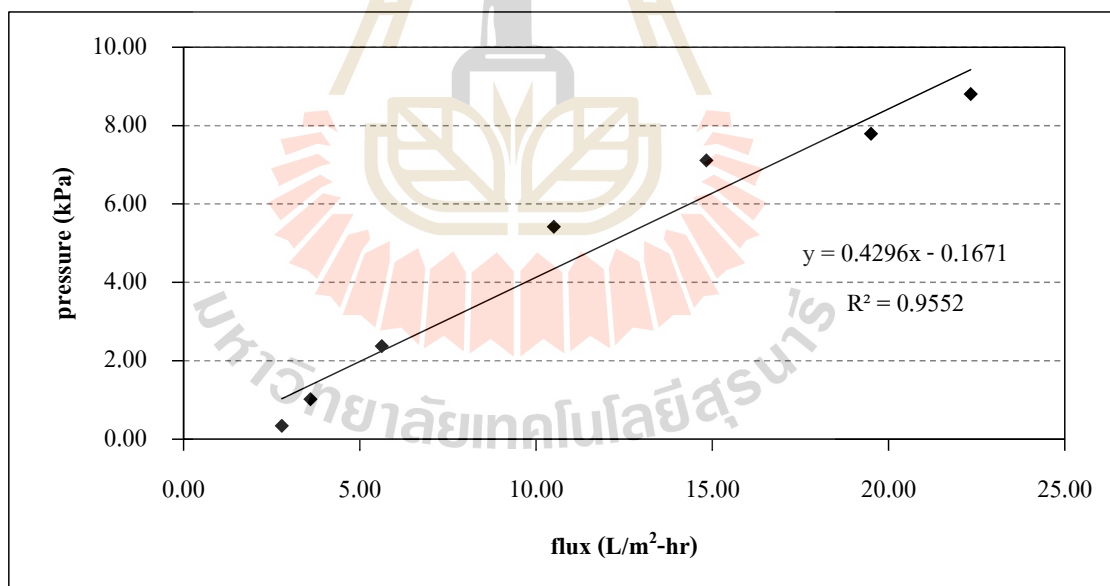
หมายเหตุ $A = 0.9 \text{ m}^2$, Pore size = 0.1
 ค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31 °C = $0.78 \times 10^{-3} \text{ N-s/m}^2$
 ค่าแรงเสียดทานเยื่อกรองของ F+AnMBR = $3.3987 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



ตารางที่ จ.3 ค่าความต้านทานเยื่อกรองในระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง เมื่อดำรงด้วยน้ำเปล่า

Flow rate (L/hr)	Permeate Flux (L/m ² /hr)	Tranmembrane Pressure	
		in Hg	kPa
2.51	2.79	0.1	0.34
3.24	3.60	0.3	1.02
5.06	5.62	0.7	2.37
9.45	10.50	1.6	5.42
13.35	14.83	2.1	7.11
17.55	19.50	2.3	7.79
20.10	22.33	2.6	8.80

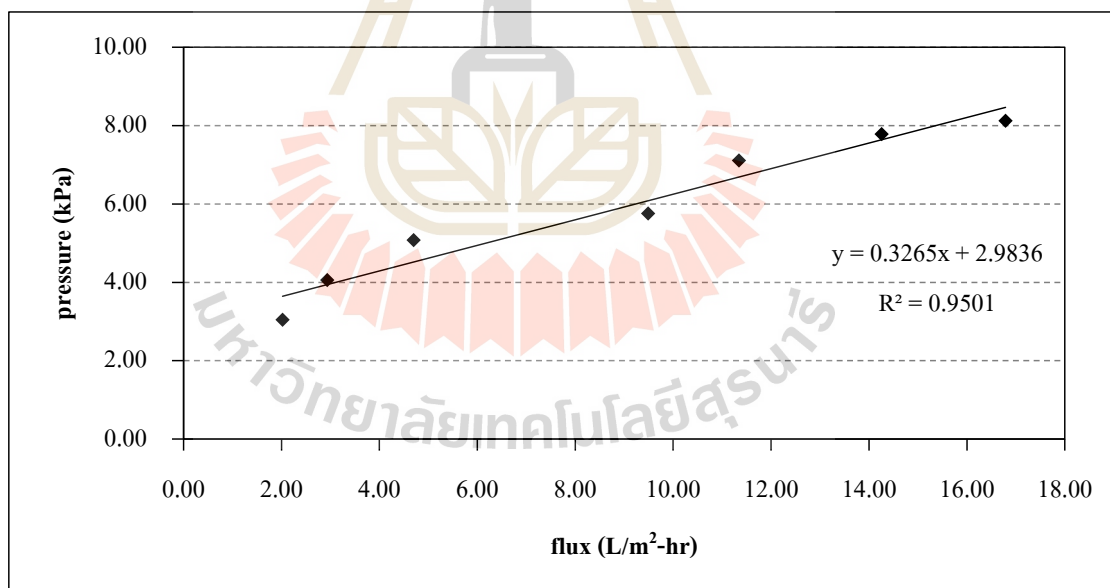
หมายเหตุ $A = 0.9 \text{ m}^2$, Pore size = 0.1
 ค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31 °C = $0.78 \times 10^{-3} \text{ N-s/m}^2$
 ค่าแรงเสียดทานเยื่อกรองของ F+AnMBR = $1.9827 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



ตารางที่ จ.4 ค่าความต้านทานเยื่อกรองในระบบ F+AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง เมื่อล้างด้วยสารเคมี

Flow rate (L/hr)	Permeate Flux (L/m ² /hr)	Tranmembrane Pressure	
		in Hg	kPa
1.82	2.02	0.9	3.05
2.64	2.93	1.2	4.06
4.23	4.70	1.5	5.08
8.54	9.49	1.7	5.76
10.21	11.34	2.1	7.11
12.83	14.26	2.3	7.79
15.11	16.79	2.4	8.13

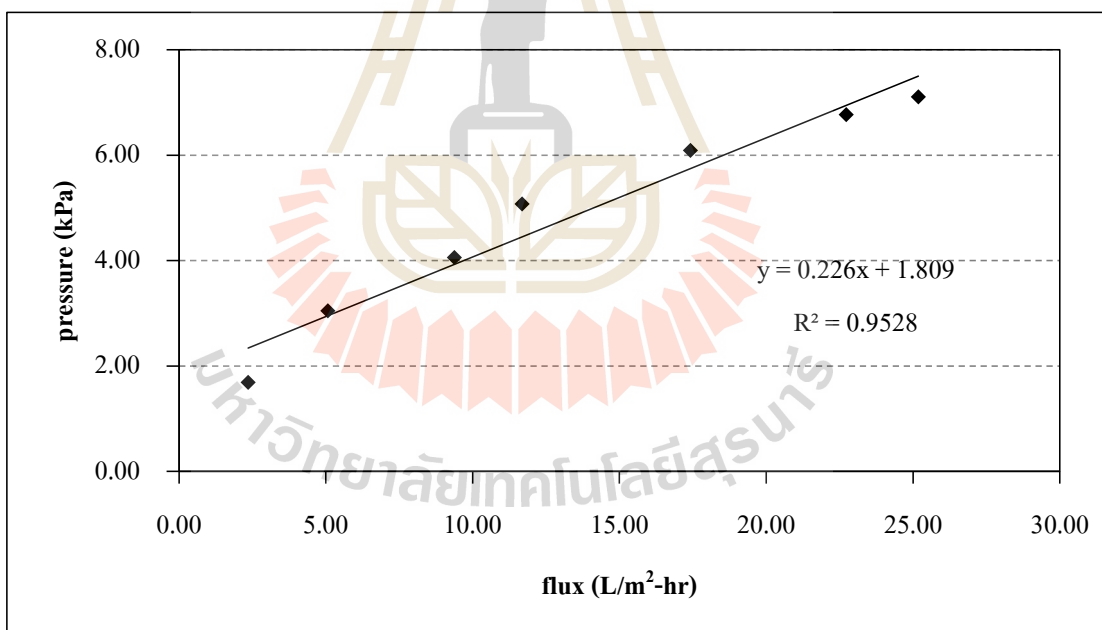
หมายเหตุ $A = 0.9 \text{ m}^2$, Pore size = 0.1
 ค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31 °C = $0.78 \times 10^{-3} \text{ N-s/m}^2$
 ค่าแรงเสียดทานเยื่อกรองของ F+AnMBR = $1.5083 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



ตารางที่ จ.5 ค่าความต้านทานเยื่อกรองเริ่มต้นของเยื่อกรองในระบบ AnMBR

Flow rate (L/hr)	Permeate Flux (L/m ² /hr)	Tranmembrane Pressure	
		in Hg	kPa
2.12	2.36	0.5	1.69
4.56	5.07	0.9	3.05
8.44	9.38	1.2	4.06
10.52	11.69	1.5	5.08
15.68	17.42	1.8	6.10
20.45	22.72	2	6.77
22.66	25.18	2.1	7.11

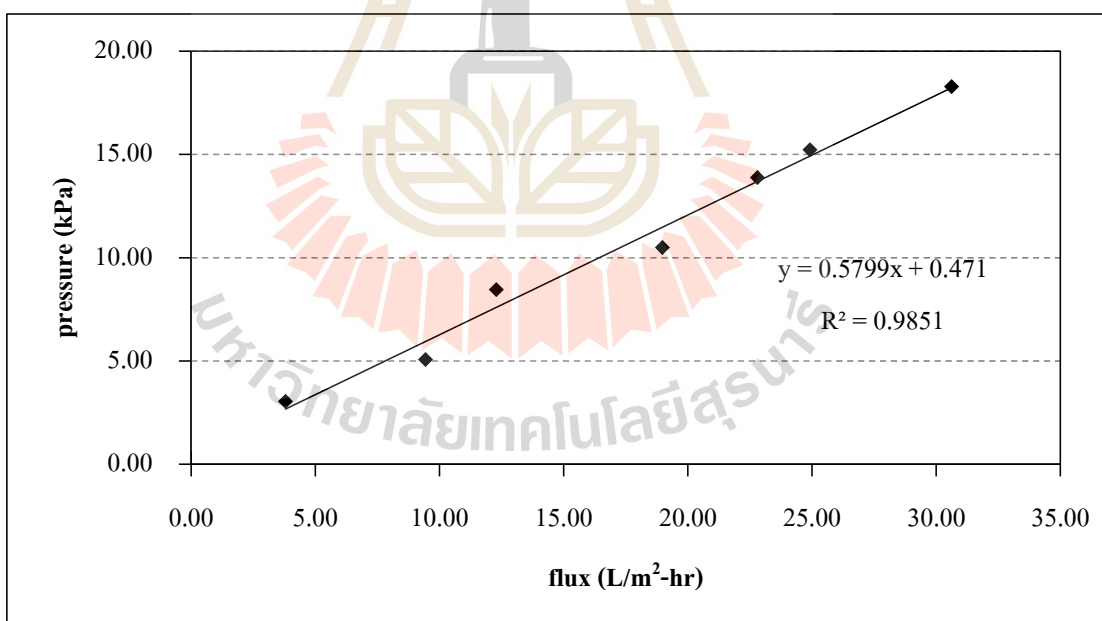
หมายเหตุ $A = 0.9 \text{ m}^2$, Pore size = 0.1
 ค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31 °C = $0.78 \times 10^{-3} \text{ N-s/m}^2$
 ค่าแรงเสียดทานเยื่อกรองเริ่มต้นของ AnMBR = $1.0431 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



ตารางที่ จ.6 ค่าความต้านทานเยื่อกรองในระบบ AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง เมื่อเดินระบบระยะยาว

Flow rate (L/hr)	Permeate Flux (L/m ² /hr)	Tranmembrane Pressure	
		in Hg	kPa
3.41	3.79	0.9	3.05
8.49	9.43	1.5	5.08
11.05	12.28	2.5	8.47
17.07	18.97	3.1	10.50
20.52	22.80	4.1	13.88
22.42	24.91	4.5	15.24
27.55	30.61	5.4	18.29

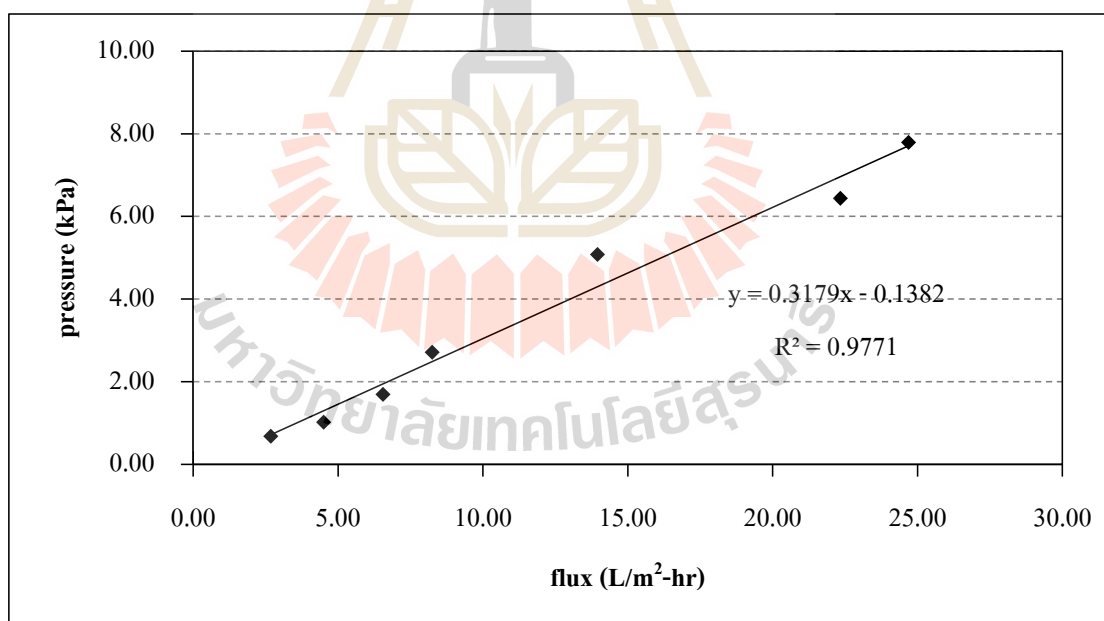
หมายเหตุ $A = 0.9 \text{ m}^2$, Pore size = 0.1
 ค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31 °C = $0.78 \times 10^{-3} \text{ N-s/m}^2$
 ค่าแรงเสียดทานเยื่อกรองของ AnMBR = $2.6765 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



ตารางที่ จ.7 ค่าความต้านทานเยื่อกรองในระบบ AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง เมื่อดำรงด้วยน้ำเปล่า

Flow rate (L/hr)	Permeate Flux (L/m ² /hr)	Tranmembrane Pressure	
		in Hg	kPa
2.41	2.68	0.2	0.68
4.05	4.50	0.3	1.02
5.89	6.54	0.5	1.69
7.42	8.24	0.8	2.71
12.56	13.96	1.5	5.08
20.10	22.33	1.9	6.43
22.22	24.69	2.3	7.79

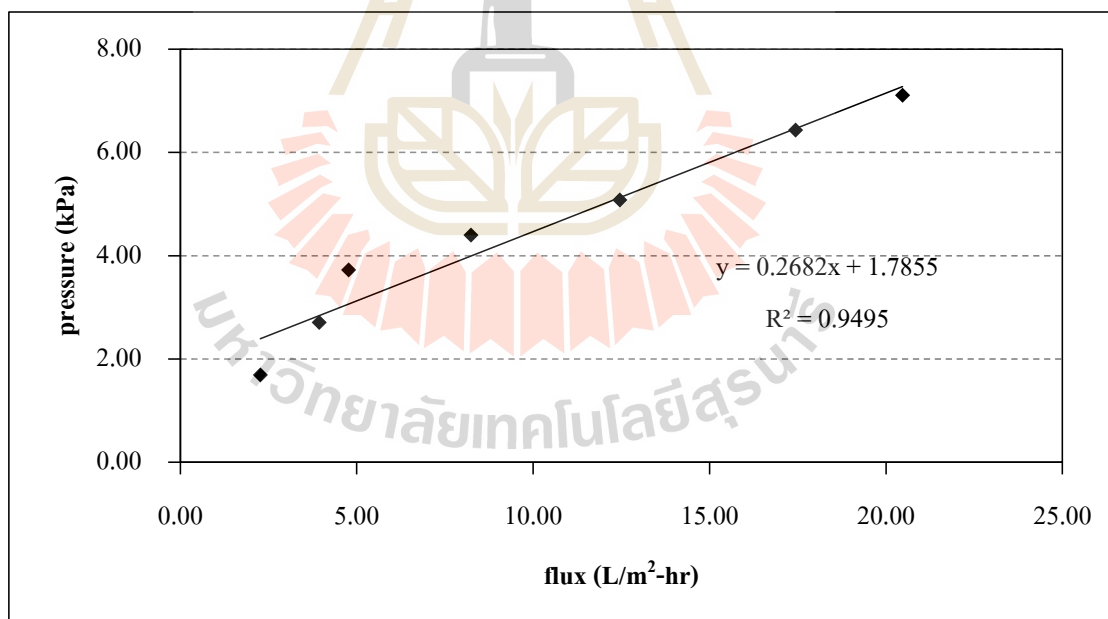
หมายเหตุ $A = 0.9 \text{ m}^2$, Pore size = 0.1
 ค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31 °C $= 0.78 \times 10^{-3} \text{ N-s/m}^2$
 ค่าแรงเสียดทานเยื่อกรองของ AnMBR $= 1.4672 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



ตารางที่ จ.8 ค่าความต้านทานเยื่อกรองในระบบ AnMBR ที่ระยะเวลาเก็บกัก 48 ชั่วโมง เมื่อล้างด้วยสารเคมี

Flow rate (L/hr)	Permeate Flux (L/m ² /hr)	Tranmembrane Pressure	
		in Hg	kPa
2.04	2.27	0.5	1.69
3.54	3.93	0.8	2.71
4.29	4.77	1.1	3.73
7.41	8.23	1.3	4.40
11.21	12.46	1.5	5.08
15.69	17.43	1.9	6.43
18.42	20.47	2.1	7.11

หมายเหตุ $A = 0.9 \text{ m}^2$, Pore size = 0.1
 ค่าความหนืดของน้ำที่อุณหภูมิ 31 °C = $0.78 \times 10^{-3} \text{ N-s/m}^2$
 ค่าแรงเสียดทานเยื่อกรองของ AnMBR = $1.2378 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



ประวัติผู้เขียน

นายวัชรพล วงศ์เลิศอารักษ์ เกิดเมื่อวันที่ 19 มิถุนายน 2530 ที่จังหวัดลพบุรี สำเร็จการศึกษาระดับมัธยมปลายจากโรงเรียนจุฬาภรณราชวิทยาลัย ลพบุรี และสำเร็จการศึกษาระดับปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดลอม) จากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี จังหวัดนครราชสีมา ในปี พ.ศ. 2551 สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดลอม) จากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี จังหวัดนครราชสีมา ในปี พ.ศ. 2556 และได้เข้าศึกษาต่อในระดับปริญญาวิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดลอม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี โดยขณะศึกษาได้รับทุนในการทำวิจัยจากโครงการการสร้างภาคีในการผลิตบัณฑิตระดับปริญญาโท-เอก สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ ที่ และได้รับเงินทุนทางด้านการศึกษาจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี