



ประสิทธิภาพของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนไร้อากาศแบบเติมถ่านกัมมันต์
สำหรับบำบัดน้ำเสียโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง
Efficiency of Anaerobic Membrane Bioreactor System with Activated Carbon
for Frozen Seafood Wastewater Treatment

อารยา ทองใส
Araya Thongsai

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of
Master of Engineering in Environmental Engineering
Prince of Songkla University
2558
ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ ประสิทธิภาพของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนไร้อากาศแบบเติมถ่านกัมมันต์
สำหรับบำบัดน้ำเสียโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง

ผู้เขียน นางสาวอารยา ทองใส

สาขาวิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

คณะกรรมการสอบ

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

.....ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จรีรัตน์ สกุลรัตน์)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

.....กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.กัลยา ศรีสุวรรณ)

.....
(ดร.วิสสา คงนคร)

.....กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.วิโรจน์ ยูรวงศ์)

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

.....กรรมการ
(ดร.วิสสา คงนคร)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยนี้เป็น
ส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรม
สิ่งแวดล้อม

.....
(รองศาสตราจารย์ ดร.ธีระพล ศรีชนะ)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้มาจากการศึกษาวิจัยของนักศึกษาเอง และได้แสดงความขอบคุณบุคคลที่มีส่วนช่วยเหลือแล้ว

ลงชื่อ.....

(รองศาสตราจารย์ ดร.สุเมธ ไชยประพัทธ์)
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

ลงชื่อ.....

(ดร.วิัสสา คงนคร)
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

ลงชื่อ.....

(นางสาวอารยา ทองใส)
นักศึกษา

(4)

ข้าพเจ้าขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้ไม่เคยเป็นส่วนหนึ่งในการอนุมัติปริญญาในระดับใดมาก่อน และ
ไม่ได้ถูกใช้ในการยื่นขออนุมัติปริญญาในขณะนี้

ลงชื่อ.....

(นางสาวอารยา ทองใส)

นักศึกษา

ชื่อวิทยานิพนธ์	ประสิทธิภาพของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนไร้อากาศแบบเติมถ่านกัมมันต์สำหรับบำบัดน้ำเสียโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง
ผู้เขียน	นางสาวอารยา ทองใส
สาขาวิชา	วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
ปีการศึกษา	2557

บทคัดย่อ

ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ (Anaerobic membrane bioreactor; AnMBR) ถูกใช้ในการบำบัดน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดจากระบบยูเอเอสบี (Upflow anaerobic sludge blanket; UASB) จากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง โดยทำการเดินระบบด้วยวิธีการหมุนเวียนด้วยน้ำ (LQ) เพื่อเปรียบเทียบการเติมถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด (LQ+GAC) จากผลการทดลองพบว่าถัง 2 ถังปฏิกรณ์ มีค่า COD (Chemical Oxygen Demand) ของน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดขั้นที่สองจากระบบมีค่าต่ำกว่า 120 mg/L ในขณะที่ไนโตรเจนถูกบำบัดเพียง 1 ใน 3 ของไนโตรเจนเริ่มต้นและยังคงสูงกว่าค่ามาตรฐานน้ำทิ้ง ซึ่งผลของระยะเวลาที่เก็บน้ำ (Hydraulic Retention Time; HRT) ส่งผลต่อประสิทธิภาพการบำบัดที่ไม่แตกต่างกัน แต่ในการเติมถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดลงในระบบช่วยเพิ่มประสิทธิภาพทั้งการบำบัดและการอุดตันของเมมเบรน จากการศึกษาพบว่าการใช้ถ่านกัมมันต์มีประสิทธิภาพช่วยลดการอุดตันของเมมเบรนได้ ซึ่งในถังปฏิกรณ์ LQ มีค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure; TMP) สูงสุดที่กำหนดไว้ใช้ระยะเวลาในการเดินระบบเฉลี่ยเท่ากับ 32 วัน ในการเดินระบบ 3 รอบที่ HRT 8 ชั่วโมง ในขณะที่ถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ใช้ระยะเวลาในการเดินระบบเท่ากับ 159 วัน ที่ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนเท่ากับ 0.1 บาร์ เนื่องจากเกิดการสัมผัสระหว่างถ่านกัมมันต์กับเมมเบรนช่วยกำจัดตะกอนบนผิวเมมเบรน นอกจากนี้ค่า HRT ต่ำจะมีแนวโน้มการเกิดการอุดตันของเมมเบรนได้เร็วกว่าที่ HRT สูง สำหรับอัตราการอุดตันของเมมเบรนโดยการวัดด้วยค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะกรอง ระหว่างการเดินระบบในหน่วย mbar/d พบว่าถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ที่ HRT 4, 6 และ 8 h มีประสิทธิภาพในการลดอัตราการอุดตันของเมมเบรนได้เท่ากับ 90%, 93% และ 87% ตามลำดับ

Thesis Title	Efficiency of Anaerobic Membrane Bioreactor System with Activated Carbon for Frozen Seafood Wastewater Treatment
Author	Miss Araya Thongsai
Major Program	Environmental Engineering
Academic Year	2014

ABSTRACT

Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) was used to treat the effluent from full scale UASB reactor from seafood processing industry. Operation in liquid circulation (LQ) was compared with the addition of granular activated carbon (LQ+GAC). In all treatments, COD was removed to well under the secondary effluent standard of 120 mg/L while nitrogen was removed by about 1/3 and still above the standard. HRT did not cause much different in performance but the addition of GAC had shown superior performance in pollutant removal and membrane fouling.

It was found that fouling could be reduced with moving GAC. TMP (Transmembrane pressure) in reactor LQ reached the limit at approximately 32 days in the last 3 cycles at HRT 8 days while it took 159 days for reactor LQ+GAC to reach TMP 0.1 bars. Due to the moving GAC that directly contact with the membrane, the accumulation of solid on membrane was removed. At lower HRT the membrane fouling was faster than at high HRT. Fouling rate, measured by the development of TMP over time, in mbar/d was reduced by 87, 93, and 90 percent in LQ+GAC at HRT 8, 6, and 4 h, respectively.

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.สุเมธ ไชยประพัทธ์ อาจารย์ที่ปรึกษาหลัก และ ดร.วิสสา คงนคร อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ที่ได้กรุณาให้คำปรึกษาและคำแนะนำในการทำวิจัย ตลอดจนตรวจแก้ไขข้อบกพร่องด้วยความเอาใจใส่ดูแล และให้กำลังใจเป็นอย่างดี ทำให้การวิจัยสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

ขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จรีรัตน์ สกุศลรัตน์ ประธานคณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ รองศาสตราจารย์ ดร.กัลยา ศรีสุวรรณ และรองศาสตราจารย์ ดร.วิโรจน์ ยูรวงศ์ กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ที่กรุณาให้คำแนะนำและตรวจทานแก้ไขวิทยานิพนธ์ให้ถูกต้องและสมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอขอบพระคุณเจ้าของกิจการ ผู้จัดการ และบุคลากรทุกท่านของบริษัท ห้องเย็น โชติวัฒน์ขนาดใหญ่ จำกัด (มหาชน) ที่กรุณาอนุเคราะห์ในการเข้าไปเก็บตัวอย่างน้ำเสียและให้ข้อมูลในการทำวิจัยนี้เป็นอย่างดี และบริษัท คาร์โบกาญจน์ จำกัด ที่กรุณาอนุเคราะห์ถ่านกัมมันต์เพื่อใช้ในการทดลอง

ขอขอบพระคุณทุนบัณฑิตศึกษาวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ปีการศึกษา 2555 และทุนอุดหนุนการวิจัยเพื่อวิทยานิพนธ์ ประจำปีงบประมาณ 2556 มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ให้ทุนสนับสนุนในการทำวิทยานิพนธ์ในครั้งนี้

ขอขอบคุณเจ้าหน้าที่ห้องปฏิบัติการวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมโยธา คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ สำหรับคำแนะนำและความช่วยเหลือในการทำ การทดลอง และการใช้ห้องปฏิบัติการ

ขอขอบคุณนายเชษฐพงศ์ พุทธิโร (พี่จอม) และนายตะวัน ลั่นกองพูล (แม้ม) ที่คอยช่วยเหลือการขนย้ายและการเข้าไปเก็บน้ำเสีย และเพื่อนๆ พี่น้องทุกคน ที่มีส่วนช่วยเหลือคอยให้กำลังใจและช่วยเหลือในงานวิจัยในครั้งนี้

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณ คุณพ่อประสิทธิ์-คุณแม่อนิตสร่า และสมาชิกในครอบครัวทองใส สำหรับความช่วยเหลือในส่วนทุนการศึกษาและคอยกำลังใจในการต่อสู้ปัญหาและอุปสรรคต่างๆ จนสามารถทำให้การศึกษาในระดับปริญญาโทและการจัดทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ สำเร็จ ลุล่วงได้ด้วยดี นอกจากนี้ยังมีผู้ที่คอยให้ความช่วยเหลืออีกหลายท่าน ซึ่งผู้วิจัยไม่สามารถกล่าวนามได้หมด จึงขอขอบคุณทุกท่านไว้ ณ โอกาสนี้

อารยา ทองใส

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(8)
รายการตาราง	(10)
รายการรูป	(11)
สัญลักษณ์คำย่อ และตัวย่อ	(13)
บทที่1 บทนำ	1
1.1 บทนำตั้งเรื่อง	1
1.2 บทตรวจเอกสาร	3
1.2.1 อุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง	3
1.2.2 ลักษณะน้ำเสียอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง	4
1.2.3 การบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง	4
1.2.4 กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ	6
1.2.5 การบำบัดน้ำเสียโดยถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ	9
1.2.6 ปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพของระบบ AnMBR	20
1.2.7 วิธีการควบคุมและลดการอุดตันของเมมเบรน	25
1.2.8 การใช้ถ่านกัมมันต์ในระบบบำบัดน้ำเสีย	26
1.2.9 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการนำถ่านกัมมันต์ไปใช้ในระบบ AnMBR	27
1.3 วัตถุประสงค์	28
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	28
1.5 ขอบเขตของการวิจัย	28
บทที่2 วิธีการวิจัย	30
2.1 การเตรียมถ่านกัมมันต์	31
2.2 การเตรียมน้ำเสีย	31
2.3 การสร้างระบบ AnMBR	33
2.4 การทดสอบระบบ AnMBR ก่อนเริ่มการทดลอง	35
2.5 การเดินระบบ AnMBR แบบต่อเนื่อง	35
2.6 การวิเคราะห์ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure; TMP)	37
2.7 การวิเคราะห์ข้อมูล	38
บทที่3 ผลการทดลองและวิจารณ์	40
3.1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง	40
3.2 ประสิทธิภาพการบำบัดของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ	41
3.2.1 พีเอช สภาพความเป็นต่าง และกรดไขมันระเหยง่าย	41
3.2.2 ประสิทธิภาพการบำบัดซีไอดี	45

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3.2.3 ประสิทธิภาพการบำบัดไนโตรเจน	49
3.2.4 ประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ	50
3.3 การอุดตันของเมมเบรน	52
บทที่4 บทสรุปและข้อเสนอแนะ	56
4.1 บทสรุป	56
4.2 ข้อเสนอแนะ	57
เอกสารอ้างอิง	58
ภาคผนวก	67
ภาคผนวก ก	68
ภาคผนวก ข	69
ภาคผนวก ค	83
ประวัติผู้เขียน	85

รายการตาราง

	หน้า
ตารางที่ 1-1 ลักษณะน้ำเสียจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งจังหวัดสงขลา	4
ตารางที่ 1-2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับระบบบำบัดแบบไร้อากาศสำหรับบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของ COD ต่ำ	8
ตารางที่ 1-3 ผลการเปรียบเทียบลักษณะการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียประเภทต่างๆ	12
ตารางที่ 1-4 ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียประเภทต่างๆ ด้วยระบบ AnMBR	13
ตารางที่ 2-1 คุณลักษณะเฉพาะของเมมเบรนในงานวิจัย	35
ตารางที่ 2-2 สภาวะการทำงานของระบบ AnMBR	36
ตารางที่ 2-3 พารามิเตอร์ และวิธีวิเคราะห์ลักษณะน้ำเสียก่อนเข้าระบบและน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ	36
ตารางที่ 2-4 ความถี่ในการวิเคราะห์น้ำเสียก่อนเข้าระบบและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR	37
ตารางที่ 3-1 ลักษณะน้ำเสียจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศหลังจากกำจัดตะกอนแขวนลอย	40
ตารางที่ 3-2 ค่า Turbidity ของน้ำทิ้งทั้ง 2 ถึงปฏิกรณ์ที่ออกจากระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h	48
ตารางที่ 3-3 ค่า TN ของน้ำทิ้งทั้ง 2 ถึงปฏิกรณ์ที่ออกจากระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h	49
ตารางที่ 3-4 ค่า $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ ของน้ำทิ้งทั้ง 2 ถึงปฏิกรณ์ที่ออกจากระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h	50
ตารางที่ 3-5 อัตราการอุดตันของเมมเบรนในระบบ AnMBR	54
ตารางที่ 3-6 ผลการคำนวณ Upflow Velocity ของน้ำเสียของระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h	54
ตารางที่ ข-1 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบ AnMBR	69
ตารางที่ ข-2 ค่า Turbidity และ COD ของระบบ AnMBR	73
ตารางที่ ข-3 ค่า TN และ $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ ของระบบ AnMBR	78
ตารางที่ ข-4 การผลิตก๊าซชีวภาพและองค์ประกอบของก๊าซ CH_4 ของระบบ AnMBR	80

รายการรูป

	หน้า
รูปที่ 1-1 ผังกระบวนการผลิตอาหารทะเลแช่แข็ง และแหล่งกำเนิดของเสีย	3
รูปที่ 1-2 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ	7
รูปที่ 1-3 รูปแบบการวางเมมเบรนของระบบ AnMBR	9
รูปที่ 1-4 ลักษณะเมมเบรน (ก) แบบเส้นใยกลวง (ข) แบบแผ่น (ค) แบบท่อ	10
รูปที่ 1-5 ลักษณะเมมเบรนแบบท่อม้วน	10
รูปที่ 1-6 รูปแบบการเดินระบบการกรองแบบปิดตาย	15
รูปที่ 1-7 รูปแบบการเดินระบบการกรองแบบไหลขวาง	15
รูปที่ 1-8 ภาพถ่ายของการอุดตันที่เกิดจาก Biofouling บนผิวหน้าเมมเบรน	17
รูปที่ 1-9 การตกผลึกของสารอนินทรีย์ด้วยเทคนิคการวิเคราะห์ Energy Dispersive X-ray	18
รูปที่ 1-10 ภาพถ่ายของการอุดตันเนื่องจากสารอนินทรีย์บนผิวหน้าเมมเบรน	19
รูปที่ 1-11 รูปแบบของการเกิดการอุดตันของเมมเบรน	20
รูปที่ 1-12 ระยะเวลาของค่า TMP ระหว่างการเดินระบบ AnMBR	24
รูปที่ 1-13 ประเภทของถ่านกัมมันต์ (ก) ถ่านกัมมันต์แบบผง (ข) ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด	27
รูปที่ 2-1 แผนผังสรุปขั้นตอนการดำเนินการทดลอง	30
รูปที่ 2-2 ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดที่ใช้ในการทดลอง	31
รูปที่ 2-3 จุดเก็บตัวอย่าง และผังระบบบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งที่ศึกษา	32
รูปที่ 2-4 แบบจำลองระบบ AnMBR ของถังปฏิกรณ์ LQ	33
รูปที่ 2-5 แบบจำลองระบบ AnMBR ของถังปฏิกรณ์ LQ+GAC	33
รูปที่ 2-6 ลักษณะชุดเมมเบรนแบบใหม่ที่ยังไม่ผ่านการกรอง	34
รูปที่ 3-1 pH ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR	42
รูปที่ 3-2 Alkalinity ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR	43
รูปที่ 3-3 VFA ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR	44
รูปที่ 3-4 VFA/Alk ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR	45
รูปที่ 3-5 ค่า COD ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR	46
รูปที่ 3-6 กลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ด้วยวิธีทางกายภาพและชีวภาพของระบบ AnMBR	47
รูปที่ 3-7 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพของระบบ AnMBR ที่ HRT 8, 6 และ 4 h	51
รูปที่ 3-8 ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนของระบบ AnMBR	52

รายการรูป (ต่อ)

	หน้า
รูปที่ 3-9 ลักษณะการสะสมของตะกอนบนชุดเมมเบรนของถังปฏิกรณ์ LQ	53
รูปที่ ก-1 ค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนแบบใหม่ก่อนทำการทดลอง	68

สัญลักษณ์คำย่อ และตัวย่อ

AnMBR	= Anaerobic membrane biological reactor คือ ระบบบำบัดน้ำเสียแบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ เป็นการผสมผสานเทคโนโลยีระหว่างการบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพแบบไร้อากาศและทางกายภาพโดยใช้เมมเบรน
Alk	= Alkalinity คือ ความสามารถของน้ำในการรับอนุภาคโปรตอนส่วนใหญ่เกิดจากองค์ประกอบของสารละลายคาร์บอเนต และไบคาร์บอเนต
d	= Day คือ วัน
Eff	= Effluent คือ น้ำทิ้งที่ออกจากระบบ
EPS	= Extracellular polymeric substance คือ สารประกอบที่แบคทีเรียปลดปล่อยออกมาออกเซลล์และเกิดจากของแข็งแขวนลอย
g	= Gram คือ กรัม
GAC	= Granular activated carbon คือ ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด
h	= Hour คือ ชั่วโมง
HRT	= Hydraulic Retention Time คือ ระยะเวลาที่น้ำถูกกักพักอยู่ในถังปฏิกรณ์
Inf	= Influent คือ น้ำเสียเข้าระบบ
L	= Litre คือ ลิตร
$L_{CH_4}/gCOD_{removed}$	= ลิตรมีเทนต่อกรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด
LMH	= Litre per square metre per hour คือ ลิตรต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง ($L/m^2 \cdot h$)
$NH_4^+ - N$	= Ammonia Nitrogen คือ ปริมาณของแอมโมเนียไนโตรเจน
$NO_2 - N$	= Nitrite Nitrogen คือ ปริมาณของไนไตรต์ไนโตรเจน
$NO_3 - N$	= Nitrate Nitrogen คือ ปริมาณของไนเตรตไนโตรเจน
NTU	= Nephelometric turbidity unit คือ หน่วยของค่าความขุ่น
MBR	= Membrane reactor คือ ระบบบำบัดน้ำเสียแบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบใช้อากาศ เป็นการทำงานร่วมกันของถังปฏิกรณ์ชีวภาพกับเมมเบรน
mg/L	= Milligrams per litre คือ มิลลิกรัมต่อลิตร
PAC	= Powder activated carbon คือ ถ่านกัมมันต์แบบผง
pH	= ค่าความเป็นกรดต่าง
PCOD	= Partical Chemical Oxygen Demand คือ อนุภาคของสารอินทรีย์ที่อยู่ในรูปของซีโอดี สามารถคำนวณได้จาก $PCOD = TCOD - SCOD$
SCOD	= Soluble Chemical Oxygen Demand คือ ปริมาณออกซิเจนที่ใช้ในการออกซิไดซ์สารอินทรีย์ด้วยวิธีทางเคมีที่อยู่ในรูปละลายน้ำหรือเรียกว่าซีโอดีละลายน้ำ
SD	= Standard Deviation คือ ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน

สัญลักษณ์คำย่อ และตัวย่อ (ต่อ)

SMP	= Soluble microbial products คือ สารชีวภัณฑ์ละลายน้ำที่เกิดจากการสลายตัวของเซลล์ที่ประกอบด้วยคาร์โบไฮเดรตของพอลิแซ็กคาไรด์ (Polysaccharide) อย่างช้าๆ โปรตีน และสารฮิวมิก (Humic substance) ที่ไม่ย่อยสลาย
SRT	= Solids Retention Time คือ ระยะเวลาที่เก็บแบคทีเรีย
SS	= Suspended Solids คือ ของแข็งที่แขวนลอยอยู่ในน้ำหรือน้ำเสีย
TCOD	= Total Chemical Oxygen Demand คือ ปริมาณออกซิเจนทั้งหมดที่ใช้ในการออกซิไดซ์สารอินทรีย์ด้วยวิธีทางเคมีทั้งที่อยู่ในรูปของแข็งและรูปที่ละลายอยู่ในน้ำหรือเรียกว่าซีโอดีทั้งหมด
TN	= Total Nitrogen คือ ปริมาณไนโตรเจนทั้งหมดเป็นผลรวมของอินทรีย์ไนโตรเจนกับแอมโมเนียไนโตรเจน
TMP	= Transmembrane pressure คือ ค่าความต่างของแรงดัน หรือค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน มีหน่วยเป็น บาร์ (bar) หรือ ปาสคาล (Pa)
UASB	= Upflow Anaerobic Sludge Blanket คือ เป็นถังปฏิกรณ์ชนิดหนึ่งโดยการสร้างมวลจุลินทรีย์ไร้อากาศให้เป็นเม็ตะกอนชั้นในสลัดจ์ด้านล่างของถังและให้น้ำเสียไหลขึ้นผ่านชั้นสลัดจ์
VFA	= Volatile Fatty Acid คือ กรดอินทรีย์ที่มีคาร์บอนอะตอมไม่เกิน 6 ตัว น้ำหนักโมเลกุลต่ำสามารถละลายน้ำได้
μm	= ไมโครเมตร (micrometer) หรือ ไมครอน (micron) เป็นหน่วยวัดความยาวมีค่าเท่ากับ 1×10^{-6} เมตร
$^{\circ}\text{C}$	= เป็นหน่วยวัดอุณหภูมิ Degree of Celsius คือ องศาเซลเซียส

บทที่ 1 บทนำ

1.1 บทนำต้นเรื่อง

ในปัจจุบันมีการขยายตัวทางเศรษฐกิจและอุตสาหกรรมอาหารทะเลอย่างรวดเร็ว ซึ่งประเทศไทยถือเป็นผู้ส่งออกอาหารทะเลที่สำคัญของโลก จากแนวโน้มการส่งออกอุตสาหกรรมอาหารทะเลแปรรูปและแช่แข็งนั้นมีแนวโน้มเพิ่มมากขึ้นทั้งปริมาณการผลิตและมูลค่าการส่งออก พบว่าในปี พ.ศ. 2557 มีมูลค่าการส่งออกมากถึง 6,436.3 ล้านดอลลาร์สหรัฐอเมริกา (ธนาคารแห่งประเทศไทย, 2558) ทำให้เกิดปัญหาน้ำเสียจากกระบวนการผลิตจำนวนมาก โรงงานอุตสาหกรรมจึงต้องใช้ระบบบำบัดน้ำเสียที่มีเทคโนโลยีสูงเพื่อบำบัดน้ำเสียให้มีคุณภาพเป็นไปตามที่กฎหมายกำหนด ในปัจจุบันมีหลายโรงงานใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบเติมอากาศซึ่งมีต้นทุนการเดินระบบสูง เนื่องจากต้องการใช้พลังงานมากในการเติมอากาศตลอดเวลา ทำให้มีค่าใช้จ่ายในการเดินระบบสูง บางโรงงานได้ใช้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศ เนื่องจากมีต้นทุนการเดินระบบต่ำกว่าระบบแบบเติมอากาศ อย่างไรก็ตามน้ำทิ้งที่ออกจากระบบบำบัดแบบไร้อากาศยังไม่เป็นไปตามที่กฎหมายกำหนด จึงจำเป็นต้องมีระบบบำบัดขั้นหลัง (Post Treatment) ต่อท้ายก่อนระบายน้ำทิ้งลงสู่แหล่งน้ำสาธารณะหรือออกสู่สิ่งแวดล้อม (Chernicharo, 2006) ดังนั้นการปรับปรุงระบบบำบัดเติมที่มีอยู่ให้มีประสิทธิภาพมากขึ้นและสามารถประหยัดพลังงานที่ใช้ในการเติมอากาศ โดยการพัฒนาระบบบำบัดขั้นหลังให้มีประสิทธิภาพสูงและใช้พื้นที่น้อย ตลอดจนค่าดำเนินการเดินระบบต่ำจึงเป็นอีกแนวทางในการลดต้นทุนการบำบัดของเสียของโรงงาน

ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ (Anaerobic membrane bioreactor; AnMBR) เป็นระบบบำบัดน้ำเสียที่ได้พัฒนาขึ้นจากการนำเอาสองระบบมารวมกัน ทำให้เกิดการผสมผสานเทคโนโลยีระหว่างการบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพแบบไร้อากาศและทางกายภาพโดยใช้เมมเบรน (Liao *et al.*, 2006) ซึ่งได้มีการพัฒนาประสิทธิภาพให้สูงขึ้นโดยระบบ AnMBR สามารถกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียได้จากการย่อยสลายของจุลินทรีย์กลุ่มไร้อากาศซึ่งได้ก๊าซ CH_4 เป็นผลิตภัณฑ์ จากการทำงานร่วมกันของทั้งทางด้านชีวภาพและทางกายภาพ ส่งผลให้ระบบ AnMBR มีประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียได้สูง เนื่องจากเมมเบรนสามารถกักเก็บตะกอนจุลินทรีย์ไว้ในระบบ ทำให้มีจุลินทรีย์ภายในระบบจำนวนมาก ระบบจึงมีความสามารถรองรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่สูง นอกจากนี้ระบบยังมีขนาดเล็กช่วยลดต้นทุนการก่อสร้างอันเนื่องมาจากราคาที่ดิน เพราะเป็นระบบที่ต้องการพื้นที่น้อยจึงเหมาะกับโรงงานที่มีพื้นที่ใช้สอยจำกัด มีความต้องการพลังงานน้อย (Lin *et al.*, 2013)

อย่างไรก็ตามการอุดตันของเมมเบรนนั้นเป็นปัญหาที่สำคัญมากในการเดินระบบ ซึ่งเกิดจากการสะสมสารอินทรีย์ เช่น Soluble microbial products (SMP) เซลล์จุลินทรีย์ และเกิดจากสารอินทรีย์ที่อยู่ในน้ำเสียเข้าระบบ (Gao *et al.*, 2010) จากการสะสมของสารทั้งสองชนิดบนผิวของเมมเบรนทำให้ค่า Flux ลดลงและความดันของเมมเบรนสูงขึ้น (Transmembrane Pressure; TMP) ส่งผลให้ระบบไม่สามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่องยาวนาน จำเป็นต้องล้างเมมเบรนบ่อยครั้ง ทำ

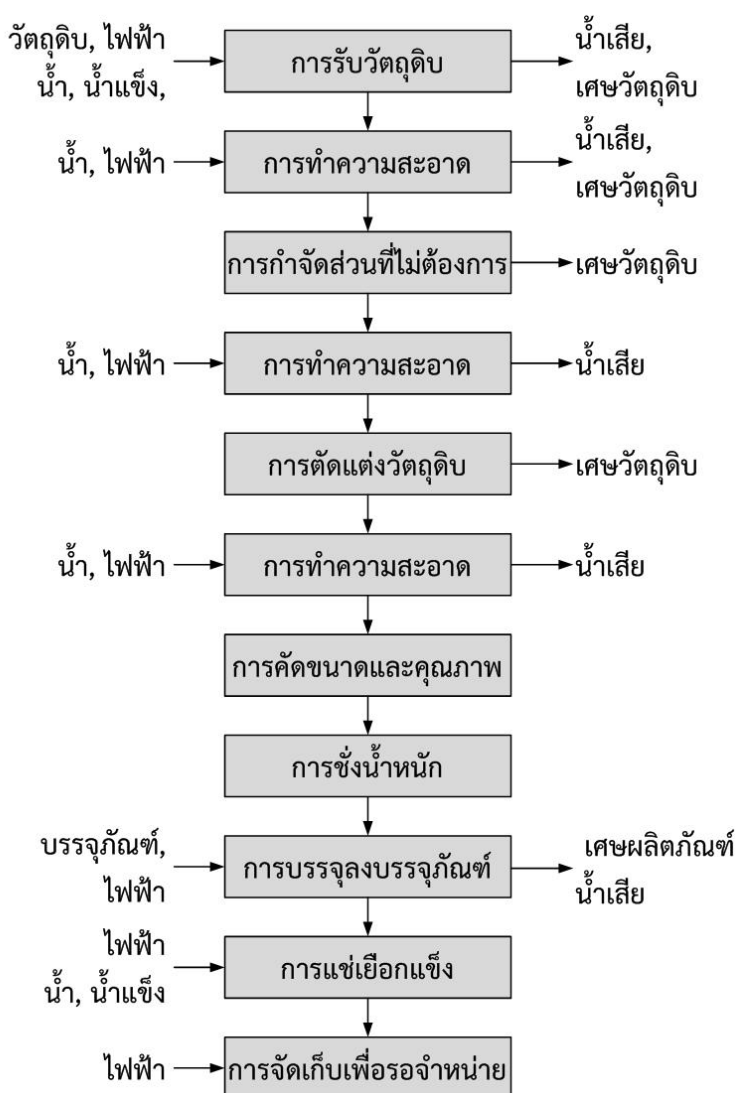
ให้อายุการใช้งานของเมมเบรนสั้นลง ดังนั้นวิธีการลดการอุดตันของเมมเบรนจึงเป็นแนวทางในการช่วยเพิ่มศักยภาพการทำงานของระบบ เช่น การเติมถ่านกัมมันต์ลงในระบบ AnMBR (Liao *et al.*, 2006) จากการศึกษาของ Kim *et al.* (2011) ได้ศึกษาระบบแบบ 2 ขั้นตอน คือระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบไร้อากาศ (Anaerobic fluidized-bed reactor; AFBR) และระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบไร้อากาศ (Anaerobic fluidized membrane bioreactor; AFMBR) ร่วมกับการเติมถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด (Granular Activated Carbon; GAC) ลงในระบบเพื่อกำจัดสารอินทรีย์ในรูป Chemical oxygen demand (COD) ที่อยู่ในน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของ COD เท่ากับ 513 mg/L ซึ่งพบว่า การเติมถ่านกัมมันต์ลงในระบบช่วยให้ระบบมีประสิทธิภาพการบำบัด COD และสารแขวนลอย (Suspended solid; SS) ได้สูงกว่า 87% และ 99% ตามลำดับ เนื่องจากการเติมถ่านกัมมันต์ช่วยเพิ่มพื้นที่กักเก็บจุลินทรีย์ไว้ในระบบโดยการยึดเกาะบนพื้นผิวของถ่านกัมมันต์ ซึ่งจากงานวิจัยที่ผ่านมา ยังไม่มีการนำระบบ AnMBR มาปรับใช้กับน้ำเสียจริงของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง

การศึกษานี้จึงมุ่งเน้นนำระบบ AnMBR มาใช้ในระบบบำบัดขั้นหลัง (Post Treatment) แทนที่การบำบัดแบบใช้อากาศ และระบบบ่อธรรมชาติ โดยทำหน้าที่บำบัดน้ำที่ได้ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศมาแล้วในขั้นต้น เพื่อให้เป็นอีกหนึ่งทางเลือกของการจัดการน้ำเสียขั้นหลัง ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาประสิทธิภาพ และสมรรถนะของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศร่วมกับการใช้ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด สำหรับบำบัดน้ำเสียจริงที่ได้ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง ซึ่งข้อมูลที่ได้จากการศึกษาจะเป็นส่วนหนึ่งที่ใช้ในการออกแบบในระบบที่ใหญ่ขึ้น เพื่อนำไปสู่การประยุกต์ใช้งานจริงในระดับอุตสาหกรรม

1.2 บทตรวจเอกสาร

1.2.1 อุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง

อุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็งมีบทบาทสำคัญต่อเศรษฐกิจของประเทศไทยเป็นอย่างมาก ในปัจจุบันประเทศไทยได้รับการยอมรับในระดับสากลว่าเป็นประเทศที่สามารถผลิตสินค้าอาหารทะเลที่มีคุณภาพดี สามารถก้าวขึ้นเป็นผู้นำในตลาดโลกได้ และนํารายได้เข้าสู่ประเทศ จากแนวโน้มการส่งออกอุตสาหกรรมอาหารทะเลแปรรูปและแช่แข็งนั้นมีแนวโน้มเพิ่มมากขึ้นทั้งปริมาณการผลิตและมูลค่าการส่งออก พบว่าในปี พ.ศ. 2557 มีมูลค่าการส่งออกมากถึง 6,436.3 ล้านบาท สหรัฐอเมริกา (ธนาคารแห่งประเทศไทย, 2558) โดยผลิตภัณฑ์อาหารทะเลแช่แข็งของประเทศไทยที่สำคัญมี 3 ชนิด คือ กุ้ง ปลา และปลาหมึก เมื่อความต้องการของตลาดเพิ่มสูงขึ้น ส่งผลให้เกิดน้ำเสียจากกระบวนการผลิตมีปริมาณมากดังรูปที่ 1-1



รูปที่ 1-1 ผังกระบวนการผลิตอาหารทะเลแช่แข็ง และแหล่งกำเนิดของเสีย

ที่มา: กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2551

1.2.2. ลักษณะน้ำเสียอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง

จากกระบวนการผลิตอาหารทะเลแช่แข็งเกิดของเสียทั้งของแข็งและของเหลว พบว่าปริมาณการใช้น้ำแตกต่างกันจะขึ้นอยู่กับชนิดของผลิตภัณฑ์ โดยการผลิตของกุ้งแช่แข็งมีน้ำเสียส่วนใหญ่เกิดจากน้ำและน้ำแข็งที่มาจากกระบวนการล้างวัตถุดิบ การตัดแต่ง การนึ่งหรือการต้ม การละลายน้ำแข็งและการทำความสะอาดพื้นและบริเวณที่ทำการผลิต โดยน้ำเสียจะมีการปนเปื้อนของเศษเนื้อ เลือด และไขมันของสัตว์ที่ใช้เป็นวัตถุดิบ ทำให้มีความสกปรกในรูปสารอินทรีย์สูง จากข้อมูลการสำรวจเป็นค่าเฉลี่ยของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งพบว่า ปริมาณการใช้น้ำเฉลี่ยเท่ากับ 13-40 m³/ton ของผลิตภัณฑ์ และมีปริมาณน้ำทิ้งประมาณ 1,000 m³/d (สถาบันสิ่งแวดล้อมไทย, 2558) ทั้งนี้รวมถึงปริมาณของน้ำแข็งและน้ำเย็นที่ใช้ (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2551) น้ำเสียที่เกิดขึ้นจากกระบวนการผลิตจะถูกส่งไปยังระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงาน โดยลักษณะน้ำเสียจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งในจังหวัดสงขลาได้สรุปดังตารางที่ 1-1 ซึ่งอาจจะแตกต่างกันตามลักษณะความพร้อมในการลงทุน ลักษณะคุณภาพน้ำเสีย และสภาพแวดล้อมของโรงงาน

ตารางที่ 1-1 ลักษณะน้ำเสียจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งจังหวัดสงขลา

พารามิเตอร์	โรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง			
	S1	S2	S3	S4
พีเอช (pH)	1.17	1.07	6.76	6.93
ซีโอดี (COD) mg/L	1,721	1,460	2,063	3,097
บีโอดี (BOD ₅) mg/L	1,574	1,369	1,625	2,239
ทีเคเอ็น (TKN) mg/L	161	157	201	303
ฟอสฟอรัส (TP) mg/L	2.82	1.79	2.08	1.92
ของแข็งแขวนลอย (SS) mg/L	104	193	419	1,267
ไขมันและน้ำมัน (Oil & Grease) mg/L	77	89.3	76.3	146.3

หมายเหตุ: S1 = บริษัทห้องเย็นโซติวิวัฒน์ขนาดใหญ่ จำกัด (มหาชน)

S2 = บริษัท คิงฟิชเชอร์ โฮลดิ้งส์ จำกัด

S3 = บริษัทสยามโภชนาการ จำกัด

S4 = บริษัทแปซิฟิกแปรรูปสัตว์น้ำ

ที่มา: วีระศักดิ์ ทองลิ้มป์ (2540)

1.2.3 การบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง

ระบบบำบัดน้ำเสียของอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็งมีการจัดการที่แตกต่างกันไป ขึ้นอยู่กับขนาดพื้นที่ใช้สอยของระบบบำบัดน้ำเสีย สำหรับโรงงานที่ไม่มีปัญหาเรื่องพื้นที่ที่จะเลือกใช้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศร่วมกับระบบบำบัดแบบใช้อากาศเพื่อบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นสารอินทรีย์คาร์บอนและสารประกอบไนโตรเจนที่สูง ซึ่งระบบบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งส่วนใหญ่ใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบใช้อากาศแอกติเวเตดสลัดจ์ (Activated Sludge; AS) และระบบบำบัดแบบไร้อากาศยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket; UASB)

(นุกูล และคณะ, 2548) แต่ในระบบ AS มีปัญหาที่พบบ่อยคือ สลัดจ์บางส่วนไม่สามารถตกตะกอนได้ในถังตกตะกอน หรือมีการตกตะกอนช้าในถังเติมอากาศ ทำให้มีตะกอนหลุดออกไปกับน้ำทิ้งจึงส่งผลให้น้ำทิ้งมีค่าของแข็งแขวนลอยสูงเกินมาตรฐานของกรมโรงงานอุตสาหกรรม จึงต้องอาศัยระบบบำบัดน้ำเสียที่มีเทคโนโลยีขั้นสูงในการบำบัด จากการศึกษาของ องค์พัฒน์ วรรณกลัด (2552) ได้ศึกษาลักษณะระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งของบริษัทห้องเย็นโชติวัฒน์หาดใหญ่ จำกัด (มหาชน) พบว่าน้ำเสียที่เข้าระบบบำบัดมาจากส่วนของกระบวนการในสายการผลิต เช่น น้ำแข็งแช่วัตถุดิบ น้ำล้างวัตถุดิบ น้ำเสียจากถังต้มกุ้ง น้ำล้างเครื่องมือการผลิต และน้ำเสียจากการล้างพื้น โดยน้ำเสียจากกระบวนการผลิตทั้งหมดจะถูกรวบรวมและไหลลงสู่บ่อปรับเสถียร (Equalization Tank, EQ) เพื่อทำการกักพักน้ำเสียให้มีปริมาณความเข้มข้นของสารอินทรีย์คงที่ ในโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งที่มีการใช้น้ำแข็งในสายการผลิต น้ำเสียจะมีอุณหภูมิต่ำจึงต้องปรับอุณหภูมิของน้ำเสียให้เหมาะสมกับระบบบำบัด ซึ่งระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานมีการแยกน้ำเสียออกเป็น 2 ส่วน โดยส่วนแรกเข้าสู่ระบบ UASB และส่วนที่สองจะเข้าสู่บ่อกระบวนการดีไนตริฟิเคชัน (Denitrification tank) ของระบบ AS ทำหน้าที่เปลี่ยนสารประกอบ NO_3^- -N ให้กลายเป็นก๊าซ N_2 ด้วยพวกดีไนตริฟายอิงแบคทีเรีย (Nitrifying bacteria) และรับน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดจากระบบ UASB เข้าสู่ระบบเพื่อทำการบำบัดสารอินทรีย์ในโตรเจน ส่วนน้ำเสียที่ผ่านจากบ่อกระบวนการดีไนตริฟิเคชันจะเข้าสู่บ่อกระบวนการไนตริฟิเคชัน (Complete Nitrification Tank) ของระบบ AS ซึ่งเป็นบ่อเติมอากาศที่ทำหน้าที่บำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและเปลี่ยนเป็นสารอินทรีย์ไนโตรเจนให้กลายเป็น NO_2^- -N และเป็น NO_3^- -N หลังจากทำการบำบัดไนโตรเจนแล้วจะผ่านเข้าสู่บ่อตกตะกอน (Sedimentation tank) หลังจากนั้นจะไหลเข้าสู่ระบบบำบัดสุดท้าย คือระบบบำบัดบึงประดิษฐ์ (Constructed wetland) ก่อนปล่อยออกสู่แหล่งน้ำ

จากข้อมูลข้างต้นกล่าวได้ว่าโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งนั้นมีปริมาณสารอินทรีย์ปะปนมากับน้ำเสียปริมาณสูง ทำให้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศใช้กันอยู่ทั่วไปในอุตสาหกรรมเข้ามามีบทบาทในการบำบัดน้ำเสียที่มีค่า COD สูง และสามารถประหยัดพลังงานที่ใช้ในการเติมอากาศ ซึ่งในการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของ COD ต่ำ โดยใช้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศ พบว่าไม่สามารถบำบัดน้ำเสียให้มีคุณภาพเป็นไปตามที่กฎหมายกำหนดได้ (Foresti *et al.*, 2006) เนื่องจากข้อจำกัดของจลนศาสตร์ทางชีวภาพจากสมการโมนอดที่มีค่า K_s (Substrate affinity) ของจุลินทรีย์แบบไร้อากาศจะสูงกว่าค่า K_s ของจุลินทรีย์แบบใช้อากาศ (Speece, 2008) หมายถึงค่า K_s ที่มีค่าสูงจะมีความสามารถในการเจริญเติบโตได้ช้าภายใต้สภาวะที่น้ำเสียมีความเข้มข้นของ COD ต่ำ และจุลินทรีย์แบบไร้อากาศจะย่อยสลายกรดไขมันระเหยง่ายที่ไม่ได้ละลายน้ำ (Non-VFA soluble) และสารคอลลอยด์ (Colloidal matter) ได้น้อย ส่งผลให้น้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดจากระบบแบบไร้อากาศมีปริมาณของสารเหล่านี้จำนวนมาก (Speece, 2008) จึงจำเป็นต้องมีระบบบำบัดขั้นหลังซึ่งทำหน้าที่ย่อยสลายสารอินทรีย์ที่หลุดรอดจากระบบบำบัดแบบไร้อากาศได้ (Khan *et al.*, 2011) มีหลายระบบ เช่น Trickle filter, Rotating biological contactor, Sequencing batch reactor, Polishing pond, Activated sludge process, Wetland, Aerobic lagoon และ Anaerobic Membrane Bioreactor (Chernicharo, 2006)

1.2.4 กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ

กระบวนการบำบัดน้ำเสียในสภาวะไร้อากาศ อาศัยการทำงานของจุลินทรีย์แบบไร้อากาศในการย่อยสลายความสกปรกหรือสารอินทรีย์ในน้ำเสียโดยจะเปลี่ยนสารอินทรีย์ในน้ำเสียไปเป็นก๊าซชีวภาพที่มีก๊าซ CH_4 , CO_2 และก๊าซอื่นๆ เป็นองค์ประกอบ การบำบัดน้ำเสียด้วยระบบบำบัดแบบไร้อากาศมีความต้องการพลังงานเท่ากับ 0.07-0.1 kw/kgTCOD ซึ่งน้อยกว่าการบำบัดด้วยระบบแบบใช้อากาศที่ต้องการพลังงานเท่ากับ 0.7-1 kw/kgTCOD (ชลกาญจน์ ชาติดวงเพชร, 2551) และยังได้ก๊าซชีวภาพเป็นพลังงานอีกด้วย ซึ่งกลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ สามารถแบ่งได้เป็น 4 ขั้นตอน ดังรูปที่ 1-2 ดังนี้

1) ไฮโดรไลซิส (Hydrolysis)

เป็นขั้นตอนการย่อยสลายสารประกอบอินทรีย์ที่มีโครงสร้างโมเลกุลใหญ่และซับซ้อน (Complex Organic Compound) เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน ให้กลายเป็นสารประกอบอินทรีย์ที่มีโครงสร้างโมเลกุลเล็ก เช่น น้ำตาล กรดอะมิโน และกรดไขมันชนิดยาวตามลำดับ

2) การสร้างกรดไขมันระเหย (Acidogenesis)

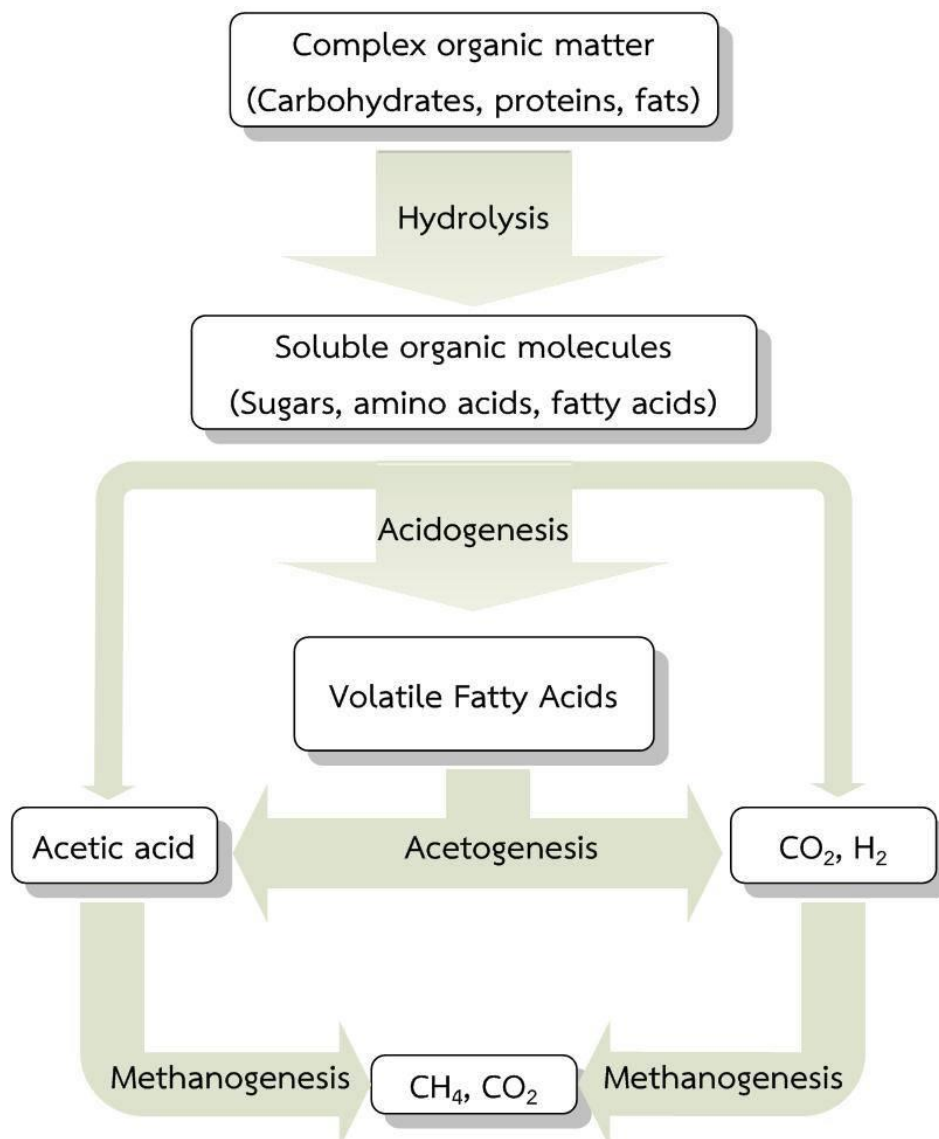
ผลผลิตของขั้นตอนไฮโดรไลซิส จะถูกกลุ่มจุลินทรีย์สร้างกรด (Acid former bacteria) ดูดซึมเข้าไปภายในเซลล์ เพื่อใช้เป็นอาหารและถูกเปลี่ยนไปเป็นกรดไขมันระเหยง่าย ได้แก่ กรดอะซิติก (Acetic Acid) กรดโพรไพโอนิก (Propionic Acid) กรดบิวทริก (Butyric Acid) กรดแลคติก (Lactic Acid) เป็นต้น และผลิตก๊าซ H_2 กับ CO_2 ออกมาด้วยในระหว่างกระบวนการทางชีวเคมีที่เกิดขึ้นในระหว่างการย่อยสลาย

3) การสร้างกรดอะซิติก (Acetogenesis)

การสร้างกรดอะซิติกจากกรดอินทรีย์ชนิดต่างๆโดยแบคทีเรียที่สร้างกรดอะซิติก จึงมีบทบาทสำคัญในการเป็นตัวเชื่อมระหว่างขั้นตอนการสร้างกรดและขั้นตอนการสร้าง CH_4 ในการผลิตก๊าซ CH_4 โดยจุลินทรีย์สร้าง CH_4 นั้นต้องการอาหารเฉพาะเจาะจงมาก ได้แก่ กรดอะซิติก กรดฟอร์มิก ไฮโดรเจน เมทานอล และเมทิลามีน สำหรับกรดไขมันระเหยที่มีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอมไม่อาจใช้เป็นอาหารในการผลิตก๊าซ CH_4 ได้โดยตรง แต่จะถูกกลุ่มอะซิโตเจนิค (Acetogenic bacteria) ย่อยสลายกรดไขมันที่มีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอม ให้กลายเป็นกรดอะซิติก

4) การสร้างมีเทน (Methanogenesis)

กรดอะซิติกและก๊าซ H_2 จะถูกเปลี่ยนเป็นก๊าซ CH_4 และ CO_2 โดยแบคทีเรียสร้าง CH_4 (Methanogenic bacteria) ซึ่งมีการสร้างก๊าซ CH_4 ด้วยจุลินทรีย์ 2 ประเภท คือ จุลินทรีย์สร้างมีเทนได้จากกรดอะซิติก (Acetoclastic Methanogen Bacteria) และจุลินทรีย์สร้างมีเทนได้จากก๊าซ H_2 และ CO_2 (Hydrogen-Utilizing Methanogenic Bacteria) การย่อยสลายในขั้นตอนนี้จะเป็นการกำจัดค่า COD ในน้ำเสีย มากกว่าร้อยละ 90 จะถูกเปลี่ยนไปเป็นก๊าซ CH_4



รูปที่ 1-2 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ
ที่มา: Chen *et al.* (2014)

จากรายงานวิจัยสำหรับการประยุกต์ใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศนั้นสามารถบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ต่ำได้ในทางทฤษฎี ซึ่งน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ต่ำมักจะมีปริมาณ COD น้อยกว่า 700 mg/L (Bhunja and Ghangrekar, 2008) หรือน้อยกว่า 1,000 mg/L (Kumar *et al.*, 2008) จะเกิดจากน้ำเสียชุมชน หรือน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรม ซึ่งสามารถสรุปประสิทธิภาพระบบบำบัดแบบไร้อากาศสำหรับบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ต่ำได้ดังตารางที่ 1-2

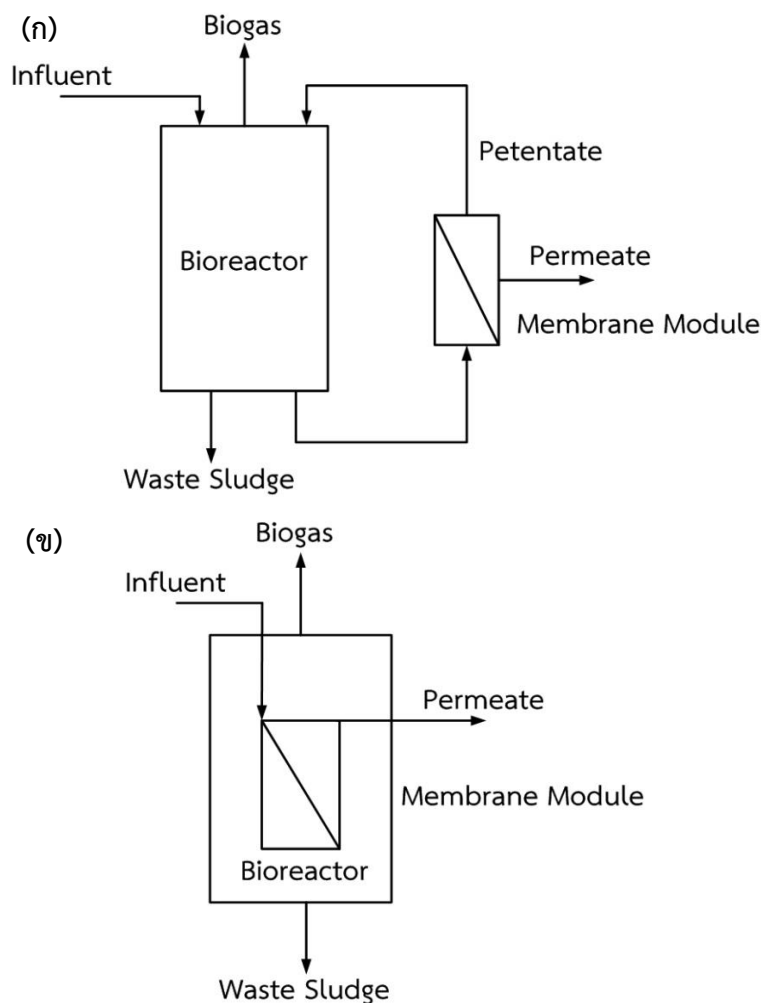
ตารางที่ 1-2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับระบบบำบัดแบบไร้อากาศสำหรับบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของ COD ต่ำ

ระบบ	สภาวะการทำงาน					อ้างอิง
	ประเภทของน้ำเสีย	HRT	Effective volume (L)	Influent COD (mg /L)	ประสิทธิภาพ/สมรรถนะของระบบ	
UASB (Upflow anaerobic sludge blanket)	น้ำเสียสังเคราะห์	3 d	140	500	พบว่าประสิทธิภาพการบำบัด COD มีค่าเท่ากับ 90-92% และมีปริมาณ biogas เกิดขึ้นเท่ากับ 141 L/kg COD	Singh <i>et al.</i> (1996)
UASB (Upflow anaerobic sludge blanket)	น้ำเสียชุมชน	8 h	1,150	342	พบว่าประสิทธิภาพการบำบัด COD และ SS มีค่าเท่ากับ 63% และ 66% ตามลำดับ	Takahashi <i>et al.</i> (2011)
ABR (Anaerobic baffled reactors)	น้ำเสียสังเคราะห์	2.85 h	10	500	พบว่าประสิทธิภาพการบำบัด COD เท่ากับ 80%	Langenhoff <i>et al.</i> (2000)
ASBR (Anaerobic sequential batch reactor)	น้ำเสียสังเคราะห์	-	-	300	พบว่าปริมาณ VSS ที่ 10 g/L จะมีประสิทธิภาพการบำบัด COD มีค่าเท่ากับ 93%	Kayranli and Ugurlu (2011)
AnSMBR (Anaerobic submerged membrane bioreactor)	น้ำเสียชุมชน	-	350	398	พบว่า Mesophilic Temperature และ psychrophilic Temperature นั้นมีประสิทธิภาพการบำบัด COD ที่ใกล้เคียงกันคือ มีค่าเท่ากับ 90%	Martin <i>et al.</i> (2011)

1.2.5 การบำบัดน้ำเสียโดยถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ

1) ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ

ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ (Anaerobic membrane bioreactor; AnMBR) เป็นระบบบำบัดทางชีวภาพแบบไร้อากาศโดยใช้เมมเบรนแยกของเหลวกับอนุภาคของแข็ง (Liao *et al.*, 2006) ซึ่งมีหลักการสำคัญของการแยกด้วยเมมเบรน คือ อาศัยความดันเป็นแรงขับเคลื่อนที่ทำให้ของเหลวเคลื่อนที่ โดยมีของเหลวหรือสารป้อน (Feed) เข้าทางด้านหนึ่งของเมมเบรน ซึ่งของเหลวที่ผ่านเมมเบรนไปได้เรียกว่า “เพอมีเอท” (Permeate) ส่วนที่ไม่ผ่านเมมเบรนเรียกว่า “รีเทนเทท” (Retentate) ซึ่งรูปแบบระบบ AnMBR แบ่งได้เป็น 2 รูปแบบตามลักษณะการจัดวางเมมเบรนคือ แบบเมมเบรนวางภายนอก หรือเรียกว่า Side stream (External) AnMBR และแบบเมมเบรนวางจมตัวอยู่ภายในระบบ หรือเรียกว่า Immersed (Submerged) AnMBR ดังรูปที่ 1-3

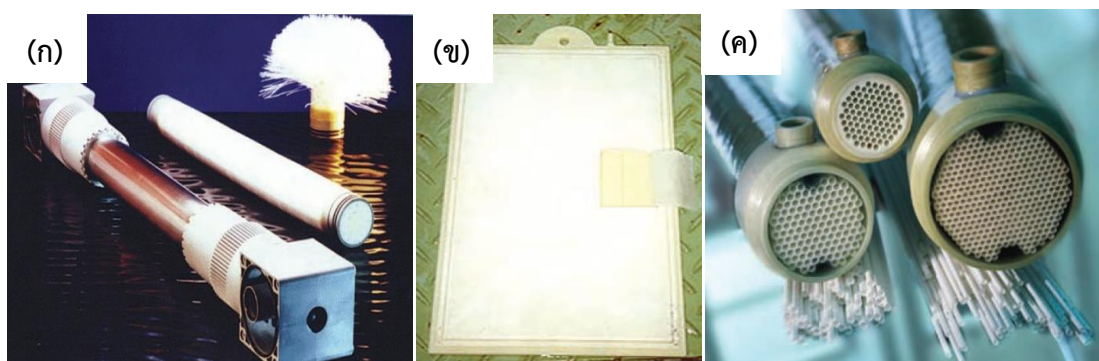


รูปที่ 1-3 รูปแบบการวางเมมเบรนของระบบ AnMBR

(ก) Side stream (External) AnMBR (ข) Immersed (Submerged) AnMBR

ที่มา: Berube *et al.* (2006)

ทั้งนี้การประยุกต์ใช้ระบบ AnMBR ในการบำบัดน้ำเสียที่นิยมใช้กับกระบวนการกรองมี 2 ระดับ ขึ้นอยู่กับขนาดรูพรุนของเมมเบรน ได้แก่ ระดับไมโครฟิลเตรชัน (Microfiltration; MF) เป็นกระบวนการที่ใช้เมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนประมาณ 0.1–1.0 μm สำหรับแยกสารโมเลกุลขนาดใหญ่ สารแขวนลอยขนาดเล็กๆ และคอลลอยด์ออกจากของเหลว และระดับอัลตราฟิลเตรชัน (Ultrafiltration; UF) เมมเบรนจะมีน้ำหนักโมเลกุลระหว่าง 500-300,000 ดาลตัน (Dalton, Da) และรูพรุนมีขนาดประมาณ 0.001-0.1 μm นิยมใช้ในงาน เช่น การแยกโปรตีน คอลลอยด์ การบำบัดน้ำทิ้ง ทำให้น้ำบริสุทธิ์ และการทำน้ำผลไม้เข้มข้น เป็นต้น สำหรับลักษณะเมมเบรนที่ใช้ในการบำบัดน้ำเสียมี 4 แบบ ดังรูปที่ 1-4 และรูปที่ 1-5 คือ (1) แบบเส้นใยกลวง (Hollow fiber membrane) (2) แบบแผ่น (Plate and Frame/Flat sheet membrane) (3) แบบท่อ (Tubular membrane) และ (4) แบบท่อม้วน (Spiral wound membrane) เป็นต้น



รูปที่ 1-4 ลักษณะเมมเบรน (ก) แบบเส้นใยกลวง (ข) แบบแผ่น (ค) แบบท่อ
ที่มา: Judd (2010)



รูปที่ 1-5 ลักษณะเมมเบรนแบบท่อม้วน
ที่มา: Sairam *et al.* (2010)

2) การประยุกต์ใช้ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ

ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ (Anaerobic membrane bioreactor; AnMBR) มีการทำงานร่วมกันของทั้งสองปัจจัยทั้งทางด้านชีวภาพและกายภาพ ส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพบำบัดน้ำเสียได้สูงขึ้น ซึ่งได้มีการพัฒนาระบบบำบัดขั้นหลัง (Post Treatment) โดยใช้ระบบ AnMBR มาแทนที่การบำบัดแบบใช้อากาศ และระบบบ่อธรรมชาติ โดยทำหน้าที่บำบัดน้ำเสียที่ได้ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศมาแล้วในขั้นต้น จากตารางที่ 1-3 จะเห็นได้ว่าระบบ AnMBR มีประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์สูง เนื่องจากระบบ AnMBR ได้นำข้อดีและปรับปรุงข้อด้อยของระบบบำบัดแบบไร้อากาศมาประยุกต์ใช้กับระบบ จึงมีข้อได้เปรียบกว่าในแง่เสถียรภาพของระบบ และค่าดำเนินการเดินระบบต่ำ เมื่อเทียบกับระบบบำบัดแบบใช้อากาศ พบว่าระบบ AnMBR สามารถกักเก็บตะกอนจุลินทรีย์ไว้ในระบบได้เช่นเดียวกับระบบระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบใช้อากาศ (Membrane bioreactor; MBR) ทำให้มีจุลินทรีย์ภายในระบบจำนวนมาก ระบบจึงมีความสามารถรองรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่สูงได้ ทำให้สามารถบำบัดน้ำเสียให้มีค่าผ่านตามาตรฐานที่กำหนดไว้ นอกจากนี้ระบบยังมีขนาดเล็กช่วยลดต้นทุนการก่อสร้างอันเนื่องมาจากราคาที่ดิน เพราะเป็นระบบที่ต้องการพื้นที่น้อยจึงเหมาะกับโรงงานที่มีพื้นที่ใช้สอยจำกัด มีความต้องการพลังงานน้อย อีกทั้งระบบนี้ไม่ต้องบำบัดตะกอนอีกด้วย

จากการศึกษาของ Lin *et al.* (2011) ได้ศึกษาความเป็นไปได้ของการนำระบบ Submerged anaerobic membrane bioreactor (SAnMBR) ในการบำบัดน้ำเสียชุมชนขั้นที่สอง (Secondary treatment) มีปริมาตรรวมทั้งหมด 60 L และอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate; OLR) เท่ากับ $1 \text{ kg COD/m}^3/\text{d}$ ที่ HRT 10 h ในระดับห้องปฏิบัติการ พบว่ามีประสิทธิภาพการบำบัด COD ได้ร้อยละ 90 และมีอัตราการผลิตก๊าซ CH_4 เท่ากับ $0.26 \text{ L}_{\text{CH}_4}/\text{gCOD}_{\text{removed}}$ และเมื่อทำการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายเพื่อทำการสร้างจริง (Full Scale) พบว่ามีค่าใช้จ่ายในการเดินระบบที่คุ้มค่าต่อผลประโยชน์ที่ได้พลังงานจากการผลิตก๊าซชีวภาพ และจากงานวิจัยของ Yoo *et al.* (2012) ได้ศึกษาการบำบัดน้ำเสียชุมชนโดยใช้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศ 2 ขั้นตอน คือ Anaerobic fluidized-bed reactor (AFBR) ตามด้วยระบบ Anaerobic fluidized-bed membrane bioreactor (AFMBR) มี TCOD เท่ากับ 152 mg/L ที่ HRT 2.3 h และอุณหภูมิ $25 \text{ }^\circ\text{C}$ พบว่ามีประสิทธิภาพโดยรวมในการบำบัด TCOD และ TSS เท่ากับ 84% และ 94% ตามลำดับ และระบบมีการใช้พลังงานต่ำ คือ 0.047 kWh/m^3 นอกจากนี้ระบบ AFBR และ AFMBR ยังสามารถผลิตก๊าซชีวภาพที่มีองค์ประกอบของก๊าซ CH_4 ร้อยละ 40 และ 54 ตามลำดับ อย่างไรก็ตามการใช้เทคโนโลยีเมมเบรนมีปัญหาใหญ่ที่สำคัญคือ การอุดตันของเมมเบรน จึงต้องมีวิธีการควบคุมและลดการอุดตันของเมมเบรน

ตารางที่ 1-3 ผลการเปรียบเทียบลักษณะการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียประเภทต่างๆ

ลักษณะ	Conventional aerobic	Conventional anaerobic	MBR	AnMBR
ประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์	สูง	สูง	สูง	สูง
คุณภาพน้ำออก	สูง	ปานกลาง-แย่มาก	ดีเยี่ยม	สูง
อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์	ปานกลาง	สูง	สูง-ปานกลาง	สูง
การผลิตสลัดจ์	สูง	ต่ำ	สูง-ปานกลาง	ต่ำ
พื้นที่ก่อสร้าง	มาก	มาก-ปานกลาง	น้อย	น้อย
การกักเก็บชีวมวล	ต่ำ-ปานกลาง	ต่ำ	กักเก็บทั้งหมด	กักเก็บทั้งหมด
ความต้องการสารอาหาร	สูง	ต่ำ	สูง	ต่ำ
ความต้องการสภาพความเป็นต่าง	ต่ำ	สูง	ต่ำ	สูง-ปานกลาง
การใช้พลังงาน	สูง	ต่ำ	สูง	ต่ำ
ความอ่อนไหวต่ออุณหภูมิ	ต่ำ	ต่ำ-ปานกลาง	ต่ำ	ต่ำ-ปานกลาง
ระยะเวลาเริ่มเดินระบบ	2-4 สัปดาห์	2-4 เดือน	< 1 สัปดาห์	< 2 สัปดาห์
การนำพลังงานชีวภาพกลับมาใช้	ไม่ได้	ได้	ไม่ได้	ได้

หมายเหตุ: MBR คือ Membrane Bioreactor

AnMBR คือ Anaerobic Membrane Bioreactor

ที่มา: Lin *et al.* (2013)

สำหรับการประยุกต์ใช้ระบบ AnMBR ถูกนำมาใช้ในเชิงพาณิชย์ตั้งแต่ปี ค.ศ. 1980 โดย Dorr-Oliver ในการบำบัดน้ำเสียจากขั้นตอนการผลิตทางนมที่มีความสกปรกสูงจนได้พัฒนาเป็นระบบ AnMBR ตั้งแต่นั้นมา โดยมีการศึกษากับน้ำเสียชุมชนและน้ำเสียอุตสาหกรรมที่มีภาระบรทุกที่แตกต่างกัน เช่น น้ำเสียที่มีความสกปรกต่ำ (Low-strength wastewaters) น้ำเสียที่มีความสกปรกปานกลาง (Medium strength wastewaters) และน้ำเสียที่มีความสกปรกสูง (High-strength wastewaters) ดังตารางที่ 1-4 โดยระบบ AnMBR มีประสิทธิภาพการทำงานและลักษณะการเดินระบบนั้นขึ้นอยู่กับสภาวะการเดินระบบ และการเลือกใช้รูปแบบของระบบ AnMBR ที่มีทั้งแบบติดตั้งชุดเมมเบรนไว้ภายนอกของถังปฏิกรณ์แบบไร้อากาศหรือแบบจัดวางชุดเมมเบรนให้จมตัวในถังปฏิกรณ์แบบไร้อากาศ

ตารางที่ 1-4 ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียประเภทต่างๆ ด้วยระบบ AnMBR

ประเภทของน้ำเสีย	ระบบบำบัด	Effective volume (L)	ระดับการทดลอง	ลักษณะของเมมเบรน	สภาวะการเดินระบบ	ลักษณะน้ำเสียเข้าระบบ (mg/L)	น้ำที่ออกจากระบบ (mg/L) และประสิทธิภาพการบำบัด (%)	อ้างอิง
น้ำเสียสังเคราะห์	CSTR+SMBR	6	L	Flat-Sheet ระดับ MF วัสดุ PES รูพรุน 0.45 μm	HRT=12 h SRT=30 d OLR=1.1 kg COD /m ³ /d Flux=5.3 LMH MLVSS=5.132 g/L Temp=25-30 °C	TCOD=550	COD=- (97%)	Huang <i>et al.</i> (2011)
น้ำเสียชุมชน	CSTR+EMBR	180	L	Hollow fiber ระดับ MF รูพรุน 0.2 μm	HRT=6 h MLSS=14-80 g/L OLR=2.16 kg COD /m ³ /d Flux=7.5 LMH	TCOD=540	SCOD=0.065 (88%)	Lew <i>et al.</i> (2009)
น้ำเสียชุมชน	CSTR+SMBR	60	L	Flat-Sheet ระดับ MF วัสดุ PVDF MWCO 140 kPa	HRT=10 h MLSS=6.4-9.3 g/L OLR= \sim 1.0 kg COD /m ³ /d Temp=30 °C Flux=11 LMH	COD=425 \pm 47 NH ₄ ⁺ -N=32.4 \pm 11.6 NO ₃ ⁻ -N=1.3 \pm 0.4 TP=4.3 \pm 0.5 SS=294 \pm 33 pH=7.6 \pm 0.3	COD=51 \pm 10 NH ₄ ⁺ -N=31.1 \pm 12.3 (~0%) NO ₃ ⁻ -N=1.1 \pm 0.6 (~0%) TP=3.8 \pm 0.7 (~0%) SS<0.8 (>99.5%)	Lin <i>et al.</i> (2011)

ตารางที่ 1-4 ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียประเภทต่างๆ ด้วยระบบ AnMBR (ต่อ)

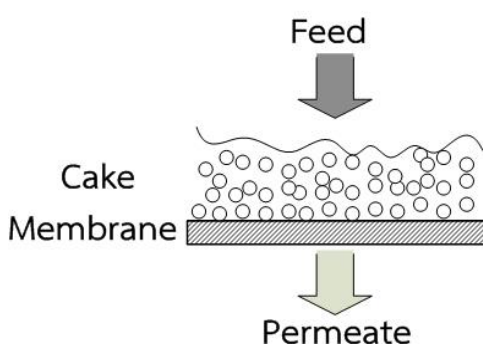
ประเภทของน้ำเสีย	ระบบบำบัด	Effective volume (L)	ระดับการทดลอง	ลักษณะของเมมเบรน	สภาวะการเดินระบบ	น้ำเสียเข้าระบบ (mg/L)	น้ำที่งอกจากระบบ (mg/L) และประสิทธิภาพการบำบัด (%)	อ้างอิง
น้ำเสียโรงฆ่าสัตว์	CSTR+EMBR	50	L	ระดับ MF MWCO 100 kPa	HRT=1.66 d OLR=8.23±2.5 kg COD/m ³ /d MLVSS<10 g/L Flux<3 LMH Temp=37° C	TCOD=10,170±3.31 pH=7.53-7.7	SCOD=338±0.06 (94±2.12 %)	Saddoud and Sayadi (2007)
อุตสาหกรรมผลิตอาหาร	CSTR+EMBR	400	P	Flat-Sheet ระดับ UF วัสดุ PES MWCO 20-70 kPa	HRT=60 h SRT=50 d pH=7.0±0.2 OLR<4.5 kg COD/m ³ /d MLSS=6-8 g/L Temp=37.5° C	COD=2,000-15,000 SS=0.6-1.0 pH=5-6	COD=141-2,388 (81.3-94.2%)	He <i>et al.</i> (2005)

หมายเหตุ: CSTR คือ completely stirred tank reactor MWCO คือ Molecular weight cutoff
 EMBR คือ External membrane bioreactor SMBR คือ Submerged membrane bioreactor
 L คือ laboratory scale P คือ pilot scale
 PES คือ Polyethersulfone PVDF คือ Polyvinylidene fluoride

3) รูปแบบการกรองผ่านเมมเบรน

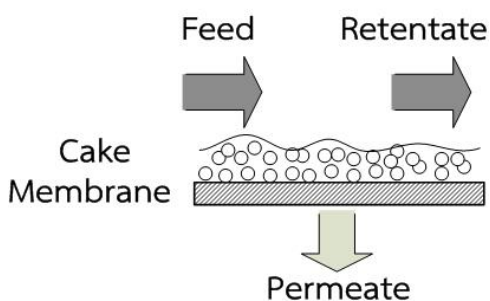
โดยทั่วไปการกรองโดยเมมเบรนสามารถแบ่งได้ตามรูปแบบการเดินระบบการกรองและทิศทางการไหลของสารป้อนได้เป็น 2 แบบ มีรายละเอียดดังนี้

1. การกรองแบบปิดตาย (Dead-end filtration) เป็นการป้อนสารละลายในทิศทางตั้งฉากกับเมมเบรนดังรูปที่ 1-6 ถ้าสารละลายมีอนุภาคขนาดเล็กกว่ารูพรุนของเมมเบรนจะผ่านไปได้ ส่วนอนุภาคขนาดใหญ่กว่าจะถูกกักไว้จนเกิดการสะสมอนุภาคเป็นเค้ก (Cake) บริเวณผิวหน้าของเมมเบรน ทำให้อัตราการไหลผ่านเมมเบรนมีค่าลดลงอย่างรวดเร็วและความต้านทานการกรอง (Resistance) มีค่าสูงขึ้น



รูปที่ 1-6 รูปแบบการเดินระบบการกรองแบบปิดตาย

2. การกรองแบบไหลขวาง (Cross-flow filtration) เป็นการป้อนสารละลายในทิศทางขนานกับเมมเบรนหรือตั้งฉากกับทิศทางการไหลของเพอมีเอตดังรูปที่ 1-7 โดยอนุภาคขนาดใหญ่จะมีการสะสมของเค้กเป็นแผ่นฟิล์มบางๆ เนื่องจากเกิดแรงเฉือนระหว่างสารละลายกับผิวหน้าของเมมเบรน ทำให้สามารถควบคุมการสะสมอนุภาคเป็นเค้กของเมมเบรนได้ และแรงเฉือนยังช่วยกวาดอนุภาคของตะกอนที่สะสมอยู่ที่ผิวด้านหน้าของเมมเบรนทำให้เกิดการอุดตันได้ช้ากว่าการกรองแบบปิดตาย



รูปที่ 1-7 รูปแบบการเดินระบบการกรองแบบไหลขวาง

4) การเดินระบบ

การกรองด้วยเมมเบรนสามารถเดินระบบได้ 2 ลักษณะ คือ การเดินระบบที่ความดันคงที่ซึ่งสมรรถนะของระบบประเมินจากค่า Flux ของเพอมีเอท ส่วนการเดินระบบภายใต้ค่า Flux คงที่ซึ่งสามารถประเมินสมรรถนะจากการติดตามค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure; TMP) โดยมีความสัมพันธ์กับสมการของ Darcy ดังสมการที่ 1-1 โดย Flux เป็นค่าที่แสดงถึงปริมาณของเพอมีเอทที่ผ่านรูพรุนบนพื้นผิวเมมเบรนต่อหน่วยเวลา

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_T} \quad (1-1)$$

เมื่อ

J = Flux ของของเหลว ($m^3/m^2.s$)

ΔP = ผลต่างของความดันที่ให้กับสารละลาย (Pa)

μ = ความหนืดของสารละลาย (Pa.s)

R_T = ความต้านทานของเมมเบรน (m^{-1})

5) ความต้านทานการไหลผ่านเมมเบรน

ความต้านทานรวมของการไหล (R_T) คือ ผลรวมของความต้านทานย่อยเป็นตัวบ่งบอกค่าความต้านทานการอุดตันรูปแบบต่างๆ สามารถอธิบายโดยใช้แบบจำลองอนุกรมความต้านทาน (Resistance-in-series model) (Choo and Lee, 1996) ดังสมการที่ 1-2

$$R_T = R_m + R_c + R_p \quad (1-2)$$

เมื่อ

R_m = ความต้านทานของเมมเบรน (Total membrane resistance)

R_c = ความต้านทานจากการเกิดชั้นเค้ก (Cake layer resistance) บนผิวด้านนอกของเมมเบรน ซึ่งเป็นการอุดตันแบบผันสภาพได้ (Reversible fouling) ซึ่งต้องใช้วิธีทางไฮโดรไดนามิกส์ในการฟื้นฟูสภาพเมมเบรน

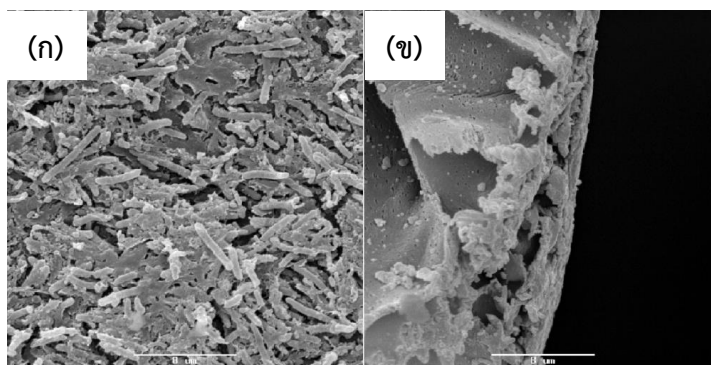
R_p = ความต้านทานจากการเกิดอุดตันและอุดตันภายในรูพรุนของเมมเบรน (Pore-clogging resistance) ซึ่งเป็นการอุดตันแบบผันสภาพไม่ได้ (Irreversible fouling) ซึ่งต้องใช้สารเคมีในการทำความสะอาดเมมเบรนเพื่อฟื้นฟูสภาพของเมมเบรน

6) การอุดตันของเมมเบรน (Membrane fouling)

การอุดตัน (Fouling) เกิดจากการสะสมของสารอินทรีย์และสารอนินทรีย์ เช่น ตะกอนแขวนลอย, คอลลอยด์, SMP (Soluble microbial products), EPS (Extracellular polymeric substances), จุลินทรีย์ และผลึกสตรูไวท์ (Struvite) เป็นต้น อุดตันภายในรูพรุนและบนผิวหน้าของเมมเบรน ทำให้สารอุดตันเหล่านี้ไม่สามารถผ่านเมมเบรนออกไปได้ ส่งผลให้ค่า Flux ลดลงและความดันของเมมเบรนสูงขึ้นตามระยะเวลาอย่างเห็นได้ชัด จึงต้องทำความสะอาดเมมเบรน

ด้วยสารเคมี สำหรับการอุดตันของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศสามารถจำแนกปัจจัยที่ส่งผลต่อการอุดตันได้ 3 สาเหตุ คือ

1. การเกิดไบโอฟาวลิง (Biofouling) เกิดจากแรงกระทำระหว่างผิวของเมมเบรนกับสารอุดตันที่มาจากแหล่งชีวภาพ โดยกลไกการเกิด Biofouling แบ่งได้เป็น 3 ลักษณะ คือ (1) การอุดตันในรูของเมมเบรน (Pore clogging) ที่เกิดจากเศษเซลล์และอนุภาคคอลลอยด์ (2) การเกิดชั้นเค้กบริเวณบนผิวด้านนอกเมมเบรน (Cake formation) (3) การดูดซึมของ EPS (Extracellular polymeric substances) คือ สารประกอบที่จุลินทรีย์ปล่อยออกมาจากเซลล์ เป็นต้น โดยสารอุดตันเหล่านี้จะมีขนาดที่ใกล้เคียงกันกับขนาดรูพรุนของเมมเบรน และถูกสะสมอยู่ภายในรูพรุนจนทำให้มีพื้นที่การกรองของเมมเบรนลดลงดังรูปที่ 1-8 จากการศึกษาของ Gao *et al.* (2011) ได้ศึกษาโครงสร้างของชั้นเค้กในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนไร้อากาศแบบจุ่มตัว (Submerged anaerobic membrane bioreactor; SAnMBR) พบว่าอนุภาคที่อยู่บนชั้นเค้กผิวหน้าเมมเบรนร้อยละ 65 ในระบบ SAnMBR มีขนาดเล็กกว่า $0.3 \mu\text{m}$ ซึ่งเท่ากับขนาดรูพรุนของเมมเบรนที่ใช้ โดยกลุ่มแบคทีเรียหรือฟล็อกจะเข้าไปสะสมและปิดทับรูพรุนของเมมเบรนได้ง่าย และการเกิด Biofouling ยังขึ้นอยู่กับชนิดของสารแขวนลอยที่ผ่านเข้าสู่เมมเบรน



รูปที่ 1-8 ภาพถ่ายของการอุดตันที่เกิดจาก Biofouling บนผิวหน้าเมมเบรน

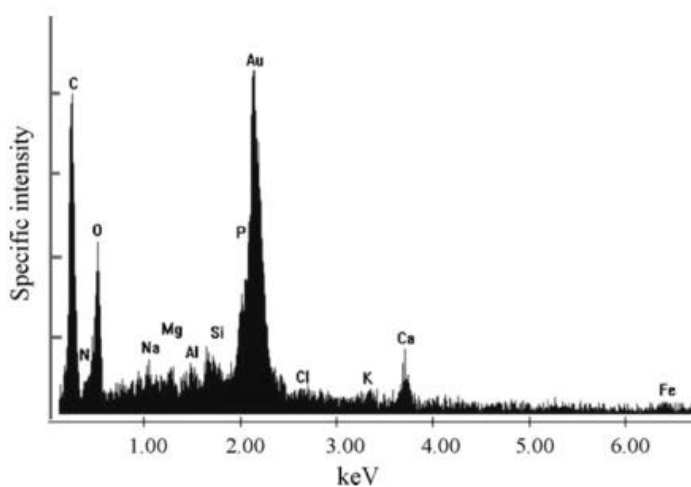
(ก) พื้นผิวด้านนอกของเมมเบรน (ข) ด้านตัดขวางของเมมเบรน

ที่มา: Ivnitsky *et al.* (2005)

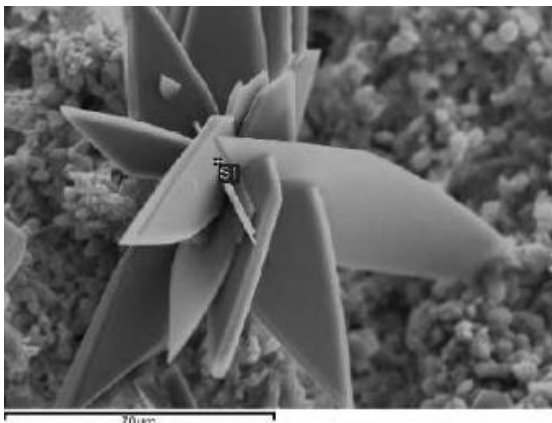
2. การอุดตันเนื่องจากสารอินทรีย์ (Organic fouling) เกิดจากการสะสมและดูดติดของสารประกอบอินทรีย์ที่อยู่บริเวณผิวหน้าของเมมเบรน ซึ่งการอุดตันด้วย EPS (Extracellular polymeric substances) เป็นส่วนหนึ่งของการอุดตันที่เกิดจากสารอินทรีย์ โดยทั่วไประบบ AnMBR ที่มีอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR) สูงจะส่งผลต่อการอุดตันของเมมเบรนได้ ทำให้มีค่า Flux ของเพอมีเอทต่ำและความเข้มข้นของ SCOD (Soluble Chemical Oxygen Demand) ตกค้างเป็นปริมาณมาก นอกจากนี้การเติมถ่านกัมมันต์แบบผง (Powdered activated carbon) หรือซีโอไลต์ (Zeolite) ลงในระบบ AnMBR โดยการดูดซับสารประกอบอินทรีย์

ที่ละลายน้ำ ส่งผลให้ลดการอุดตันเนื่องจากสารอินทรีย์ และยังช่วยปรับปรุงค่า Flux ของเพอมีเอท (Liao *et al.*, 2006)

3. การอุดตันเนื่องจากสารอนินทรีย์ (Inorganic fouling) เกิดจากสารแขวนลอยที่เป็นสารอนินทรีย์เกิดเป็นผลึกและอยู่บริเวณผิวและรูพรุนของเมมเบรน เช่น $K_2NH_4PO_4$, $CaCO_3$, ผลึกสตรูไวท ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$) เกิดจากการตกตะกอนฟอสฟอรัสจากน้ำเสีย (Liao *et al.*, 2006) ซึ่งจากการศึกษาของ Wang *et al.* (2008) ได้ใช้เทคนิคการวิเคราะห์ธาตุ Energy Dispersive X-ray (EDX) ดังรูปที่ 1-9 ในระบบ MBR สำหรับบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่าในชั้น Gel Layer ที่ปิดบนผิวหน้าของเมมเบรนเกิดจากสารอนินทรีย์และสารอนินทรีย์ที่ประกอบด้วยธาตุ Mg, Al, Fe, Ca และ Si เป็นต้น และจากการศึกษาของ Trzcinski (2009) ได้ศึกษาลักษณะและโครงสร้างในการตกผลึกของสารอนินทรีย์ด้วยเทคนิคการวิเคราะห์ EDX และการวิเคราะห์ด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนชนิดส่องกราด (Scanning Electron Microscope; SEM) ดังรูปที่ 1-10 ในระบบ AnMBR แบบเมมเบรนวางจมตัวอยู่ภายในระบบ สำหรับบำบัดน้ำชะจากหลุมฝังกลบ พบว่ามีองค์ประกอบของผลึกของฟอสฟอรัสสูงกว่าผลึกของแคลเซียมอย่างมีนัยสำคัญ



รูปที่ 1-9 การตกผลึกของสารอนินทรีย์ด้วยเทคนิคการวิเคราะห์ Energy Dispersive X-ray
ที่มา: Wang *et al.* (2008)



รูปที่ 1-10 ภาพถ่ายของการอุดตันเนื่องจากสารอนินทรีย์บนผิวหน้าเมมเบรน
ที่มา: Trzcinski (2009)

7) ทฤษฎีกลไกการเกิดการอุดตันของเมมเบรน

การอุดตันที่เกิดขึ้นบนเมมเบรนทำให้อัตราการไหลผ่านเมมเบรนลดลง จึงมีการศึกษากลไกการเกิดการอุดตัน ซึ่งสามารถอธิบายได้หลายรูปแบบ โดยจะเน้นการศึกษากลไกการสะสมของตะกอนและอธิบายคุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีตามลักษณะของเมมเบรนที่แตกต่างกัน ซึ่ง Hermia (1982) ได้พัฒนาแบบจำลองรูปแบบของการเกิดการอุดตันเพื่ออธิบายกลไกการเกิดการอุดตันของเมมเบรนภายใต้สภาวะความดันคงที่ของไหลที่มีพฤติกรรมแบบนอนนิวโตเนียน (Non-Newtonian) ได้เป็น 4 รูปแบบ ดังรูปที่ 1-11 ได้แก่

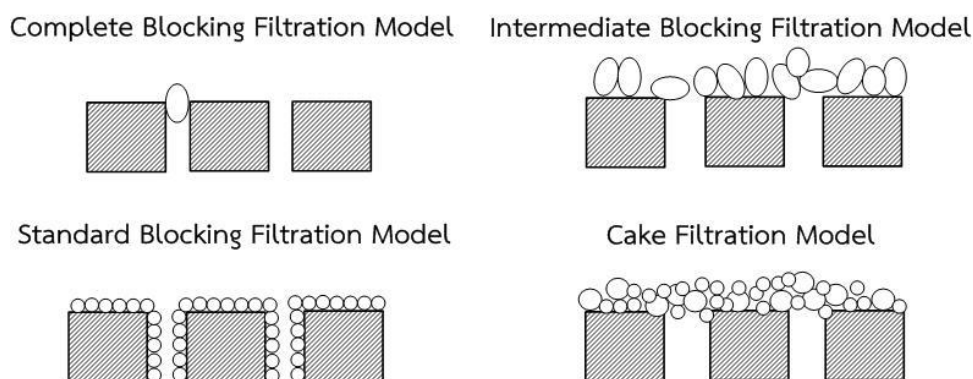
1. Complete Blocking Filtration Model (CBM) เป็นแบบจำลองที่มีสมมุติฐานว่าอนุภาคที่มาถึงจะเข้าไปอุดตันรูพรุนเมมเบรน โดยทุกๆ อนุภาคมีส่วนในการอุดตันรูพรุนโดยไม่ทับซ้อนกัน ดังนั้นค่า Flux ของเพอมีเอทจะขึ้นอยู่กับเวลาที่เปลี่ยนแปลงไป

2. Intermediate Blocking Filtration Model (IBM) แบบจำลองนี้จะมีลักษณะคล้ายคลึงกับ CBM แต่ต่างกันที่อนุภาคหนึ่งจะสามารถซ้อนทับอยู่บนอีกอนุภาคอื่นได้

3. Standard Blocking Filtration Model (SBM) เป็นแบบจำลองที่อธิบายของการกรองของเหลวที่มีขนาดเล็กกว่ารูพรุนของเมมเบรนมาก โดยอนุภาคสามารถผ่านรูพรุนไปได้ และอนุภาคบางส่วนถูกดูดซับอยู่ภายในรูพรุนของเมมเบรน ทำให้เกิดการอุดตันภายในโครงสร้างของเมมเบรนเท่านั้น

4. Cake Filtration Model (CFM) เป็นแบบจำลองที่อธิบายการกรองอนุภาคที่มีขนาดแตกต่างกัน โดยอนุภาคที่มีขนาดใหญ่กว่ารูพรุนจะถูกสะสมและเกิดเป็นชั้นเค้กที่ผิวหน้าของเมมเบรน ถ้าอนุภาคที่มีขนาดเล็กและใหญ่ปะปนกันอยู่ อนุภาคขนาดเล็กจะถูกสะสมอยู่ในรูพรุน

หลังจากนั้นจะเกิดการสะสมของอนุภาคขนาดใหญ่เป็นชั้นเค้กที่ผิวหน้าเมมเบรน ส่งผลให้เมมเบรนไปกักกั้นอนุภาคขนาดเล็กไว้จนไม่สามารถผ่านเมมเบรนไปได้



รูปที่ 1-11 รูปแบบของการเกิดการอุดตันของเมมเบรน

ที่มา: Judd (2010)

1.2.6 ปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพของระบบ AnMBR

ในการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้อากาศเป็นกระบวนการที่ง่ายต่อการควบคุมระบบ แต่ก็ต้องมีการควบคุมปัจจัยต่างๆ ให้เหมาะสมตามที่ระบบต้องการ เพื่อให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุดในการบำบัดน้ำเสีย มีรายละเอียดดังนี้

1) อุณหภูมิ (Temperature)

จุลินทรีย์สามารถทำงานได้ดีในช่วงอุณหภูมิต่างกัน ขึ้นอยู่กับชนิดของจุลินทรีย์สามารถแบ่งอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์แต่ละกลุ่มออกได้เป็น 3 ช่วง คือ ช่วงอุณหภูมิสูง (Thermophilic Temperature) จะมีอุณหภูมิประมาณ 50-65 °C ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic Temperature) จะมีอุณหภูมิประมาณ 35-37 °C และช่วงอุณหภูมิต่ำ (Psychrophillic Temperature) จะมีอุณหภูมิประมาณ 5-15 °C เป็นต้น ซึ่งประเทศไทยมีสภาพภูมิอากาศค่อนข้างร้อน มักมีอุณหภูมิอยู่ในช่วง Mesophilic Temperature อุณหภูมิเป็นปัจจัยที่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพการบำบัด COD โดยทั่วไประบบบำบัดแบบไร้อากาศมักจะเดินระบบในช่วงอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic Temperature) เมื่ออุณหภูมิมีค่าสูงประสิทธิภาพการบำบัด COD ก็ยิ่งสูงขึ้นด้วย ทั้งนี้จากการศึกษาของ Ho and Sung (2010) ได้ทำการเดินระบบ AnMBR ที่อุณหภูมิ 25 และ 15 °C พบว่ามีประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ร้อยละ 95 และ 85 ตามลำดับ ซึ่งที่อุณหภูมิ 15 °C จะไปลดความสามารถจำเพาะของเม็ดตะกอนจุลินทรีย์ในการผลิตก๊าซ CH₄ และการย่อยสลายทางชีวภาพจะลดลงด้วย และจากการศึกษาของ Chu *et al.* (2005) ได้ศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีต่อประสิทธิภาพของระบบอีจีเอสบี (Expended granular sludge bed; EGSB) ร่วมกับเมมเบรน แบบจมตัวในถังปฏิกรณ์ ที่ช่วงอุณหภูมิปานกลาง (25 °C) และอุณหภูมิต่ำ (11 °C) พบว่าที่อุณหภูมิ 25 °C มีประสิทธิภาพบำบัด COD ร้อยละ 90 ซึ่งสูงกว่าที่อุณหภูมิ 11 °C เท่ากับ

ร้อยละ 12 นอกจากนี้การเดินระบบในช่วงอุณหภูมิสูงค่า Flux ของเพอมีเอทก็จะสูงขึ้นด้วย เนื่องจากค่าความหนืดของเพอมีเอทลดลง (Dereli *et al.*, 2012)

2) พีเอช (pH)

pH ของน้ำเสียในระบบบำบัดแบบไร้อากาศโดยทั่วไปจะควบคุมให้อยู่ในช่วง 6.5-7.5 (Tauseef *et al.*, 2013) ถ้า pH ต่ำกว่าช่วงเหมาะสมจะเริ่มมีการสะสมของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายเพิ่มมากขึ้นและอัตราการใช้กรดอินทรีย์ระเหยง่ายของจุลินทรีย์สร้าง CH_4 จะลดลงประกอบกับสภาพต่างที่มีค่าน้อยในสภาวะ pH ต่ำทำให้เสถียรภาพของระบบต่ำลงตามระดับค่า pH ที่ลดลง

3) กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid; VFA)

VFA หรือ กรดอินทรีย์ระเหยง่าย เช่น Acetic Acid, Propionic Acid และ Butyric Acid ซึ่งกรดอินทรีย์ระเหยง่ายเหล่านี้เกิดจากกระบวนการย่อยสลายแบบไร้อากาศในขั้นตอน Acidogenesis โดยจุลินทรีย์สร้างกรด และยังเป็นอาหารในกระบวนการสร้าง CH_4 โดยปริมาณ VFA จึงเป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญที่ต้องตรวจสอบในการเดินระบบบำบัดไร้อากาศ ถ้าในระบบบำบัดมีปริมาณ VFA เพิ่มขึ้นและยังไม่มีกรบบำบัด VFA ทำให้ pH ลดลงอย่างรวดเร็ว จะส่งผลต่อจุลินทรีย์สร้าง CH_4 ปริมาณ VFA ที่อยู่ในช่วงที่เหมาะสมคือ 50-500 mg/L as CH_3COOH (Halbert, 1981) ซึ่งค่าสูงสุดที่ยอมให้มีในระบบเท่ากับ 2,000 mg/L as CH_3COOH (Siegert and Banks, 2005)

4) สภาพความเป็นด่าง (Alkalinity; Alk)

สภาพความเป็นด่างทำหน้าที่ในการสะเทินกรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่เกิดขึ้นเพื่อรักษา ค่า pH ไม่ให้เปลี่ยนแปลงและอยู่ในช่วงที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ไร้อากาศ โดยทั่วไป Alk ในระบบควรอยู่ในช่วง 2,500-5,000 mg/L as CaCO_3 (Tauseef *et al.*, 2013) นอกจากดูค่า Alk แล้วยังมีปัจจัยที่ควรตรวจสอบอีกอย่างหนึ่ง คือ อัตราส่วนระหว่าง VFA/Alk ถ้าอัตราส่วนนี้น้อยกว่า 0.4 ระบบบำบัดจะมีบัฟเฟอร์สูง แต่ถ้าอัตราส่วนนี้มีค่าสูงกว่า 0.8 แสดงว่าระบบกำลังอยู่ในขั้นที่ pH จะลดลงอย่างรวดเร็ว (Khanal, 2008)

5) สารอาหาร (Nutrient)

สารอาหารที่จำเป็นต่อจุลินทรีย์ที่อยู่ในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ เช่น สารอาหารหลัก (Macronutrients) ที่จุลินทรีย์ในระบบบำบัดแบบไร้อากาศนำมาใช้เป็นพลังงานเพื่อเจริญเติบโต เช่น คาร์บอน ไนโตรเจน ฟอสฟอรัส และสารอาหารรอง (Micronutrients) วิตามิน (Vitamins) เช่น iron (Fe), manganese (Mn), magnesium (Mg), cobalt (Co), nickel (Ni), molybdenum (Mo) และอื่นๆ ซึ่งมีความต้องการต่ำมาก โดยสารอาหารที่ต่างชนิดกันมีผลต่ออัตราการย่อยสลายที่ต่างกัน โดยสารอาหารจำพวกคาร์โบไฮเดรตจะให้อัตราการย่อยสลายที่เร็วกว่า โปรตีน และไขมัน โดยอัตราส่วนของสารอาหารที่เหมาะสมมีค่า COD:N:P ควรอยู่ในช่วง 100:1.1:0.2

6) การกวน (Mixing)

การกวนเป็นการทำให้ของเหลวและส่วนผสมที่อยู่ในระบบบำบัดมีการผสมและเกิดกระจายตัวอย่างทั่วถึงและสม่ำเสมอ ช่วยให้จุลินทรีย์กับน้ำเสียได้สัมผัสกันทั่วถึงตลอดเวลา ทำให้ระบบมีการย่อยสลายได้อย่างต่อเนื่องและมีประสิทธิภาพ นอกจากนี้การกวนยังช่วยป้องกันไม่ให้เกิดการแยกชั้นของเหลวและส่วนผสม ถ้าหากระบบมีสภาพความเข้มข้นของแข็งที่ต่ำ สามารถใช้การหมุนเวียนของเหลวหรือก๊าซที่เกิดขึ้นในถังเพื่อกวนผสมน้ำเสียได้ ซึ่ง Andalib *et al.* (2012) ศึกษาการบำบัดน้ำกากส่า (Thin stillage) ในระบบ AFBR (Anaerobic fluidized bed bioreactor) ที่มีการเติม zeolite โดยใช้กากส่ามีค่า TSS เท่ากับ 47,000 mg/L และ ค่า TCOD เท่ากับ 130,000 mg/L ที่อุณหภูมิ 37 °C ที่ HRT 3.5 d ใช้อัตราการหมุนเวียนด้วยน้ำเสีย 225 L/min พบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD และ TSS ได้มากถึงร้อยละ 88 และ 78 ตามลำดับ และจากการศึกษาของ Lin *et al.* (2010) ได้ศึกษาผลของอัตราการหมุนเวียนด้วยก๊าซชีวภาพ (Biogas-sparging) ต่อการสะสมของตะกอนบนผิวหน้าเมมเบรนของระบบ SAnMBR (Submerged anaerobic membrane bioreactor) มีเมมเบรนแบบแผ่น ชนิด PVDF ขนาดรูพรุน 0.3 μm ในการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการผลิตเยื่อกระดาษที่มีค่า COD เท่ากับ 2,600 mg/L ใช้อัตราการหมุนเวียนด้วยก๊าซชีวภาพ ที่ 0.25, 0.40 และ 0.75 L/min พบว่าอัตราการหมุนเวียนด้วยก๊าซชีวภาพที่ 0.75 L/min มีการเพิ่มขึ้นของค่า TMP อย่างช้าๆ ทำให้การสะสมของตะกอนบนผิวของเมมเบรนลดลง ส่งผลให้สามารถเดินระบบได้นานกว่าอัตราการหมุนเวียนด้วยก๊าซชีวภาพที่ต่ำกว่า

7) อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR)

อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate; OLR) คือ ปริมาณสารอินทรีย์ที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ต่อปริมาตรใช้งานของถังปฏิกรณ์ต่อเวลาการเปลี่ยนสารอินทรีย์ในระบบให้กลายเป็นก๊าซ CH_4 ต้องมีความเข้มข้นของแบคทีเรียในปริมาณพอเหมาะเท่ากับปริมาณสารอินทรีย์ จึงจะทำให้แบคทีเรียมีการย่อยสลายสารอินทรีย์ได้อย่างมีประสิทธิภาพ หากมีการป้อนสารอินทรีย์เข้าระบบมากเกินไปจะทำให้การย่อยสลายสารอินทรีย์ลดลง ในทางตรงกันข้ามหากมีการป้อนสารอินทรีย์เข้าระบบน้อยเกินไป จะทำให้การใช้ถังหมักไม่เต็มประสิทธิภาพไม่คุ้มค่าในการลงทุนผลที่อาจจะตามมาคือ ระบบอาจจะล้มเหลวได้เช่นกัน ดังนั้น OLR จึงใช้ควบคุมการเติมสารอินทรีย์เข้าสู่ระบบบำบัด ทั้งนี้ Saddoud and Sayadi (2007) ได้มีการศึกษาผลของ OLR ที่ใช้ในการเดินระบบ AnMBR บำบัดน้ำเสียจากโรงฆ่าสัตว์ ที่ OLR คือ 4.37-13.27 $\text{kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$ พบว่ามีประสิทธิภาพการบำบัด COD และ BOD_5 มากถึงร้อยละ 93.7 และ 93.96 ตามลำดับ และได้เพิ่มค่า OLR ที่ 16.32 $\text{kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$ ส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพการบำบัด SCOD และ BOD_5 ลดลงเหลือเพียงร้อยละ 53.6 และ 73.3 ตามลำดับ เนื่องจากการเพิ่ม OLR มากเกินไป ทำให้ระบบเกิดการล้มเหลวจากการสะสมของ VFA ที่เพิ่มขึ้น

8) เวลาเก็บกัก (Retention Time)

เวลาเก็บกักในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ หมายถึงเวลากักเก็บแบคทีเรีย (Solid Retention Time; SRT) และระยะเวลาที่น้ำ (Hydraulic Retention Time; HRT) อยู่ในระบบ จนกระทั่งหลุดออกมาจากระบบ ซึ่งการควบคุมระบบนิยมใช้ค่า HRT เนื่องจากเป็นวิธีที่คำนวณได้ง่ายกว่า ดังนั้นการควบคุมเวลาเก็บกักในการเดินระบบมีความสำคัญ เนื่องจากถ้าเวลาเก็บกักยาวนานเกินไปจะทำให้สิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างเพราะต้องใช้ถังหมักขนาดใหญ่ ในทางตรงกันข้าม หากใช้เวลาเก็บกักสั้นเกินไปแบคทีเรียก็จะเจริญเติบโตไม่ทัน และเกิดการหลุดออกจากระบบเป็นจำนวนมาก ซึ่งส่งผลทำให้ประสิทธิภาพในการทำงานของระบบลดลง การควบคุมเวลาเก็บกักที่เหมาะสมช่วยให้แบคทีเรียที่อยู่ในระบบมีปริมาณคงที่หรือมีปริมาณเพิ่มขึ้น โดย HRT ที่มีค่าต่ำอยู่ในช่วงตั้งแต่ 8–12 h (Stuckey, 2012) จากงานวิจัยของ Wen *et al.* (1999) ได้ทำการศึกษาระบบ AnMBR แบบชุดเมมเบรน จมตัวในถังปฏิกรณ์สำหรับการบำบัดน้ำเสียชุมชนที่ HRT 4 h และมีอุณหภูมิต่ำกว่า 13 °C พบว่ามีประสิทธิภาพการบำบัด COD มากถึงร้อยละ 97 แสดงให้เห็นว่าที่ HRT ต่ำ ระบบมีประสิทธิภาพการบำบัดเพิ่มขึ้น ทำให้ใช้ถังปฏิกรณ์ขนาดเล็กและค่าใช้จ่ายในการดูแลระบบลดลงด้วย

9) สารพิษ (Toxic)

สารพิษ คือ สารที่เป็นอันตรายต่อแบคทีเรียในระบบบำบัดแบบไร้อากาศโดยเฉพาะจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้าง CH_4 ถ้ามีสารประกอบบางชนิดปนอยู่ในน้ำเสียจะส่งผลให้ระบบบำบัดล้มเหลวได้ สารพิษต่างๆ จะมีผลต่อจุลินทรีย์ จึงควรมีการตรวจวัดปริมาณสารพิษในน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบก่อนและควบคุมให้มีปริมาณที่ไม่ก่อให้เกิดผลกระทบ ดังนี้

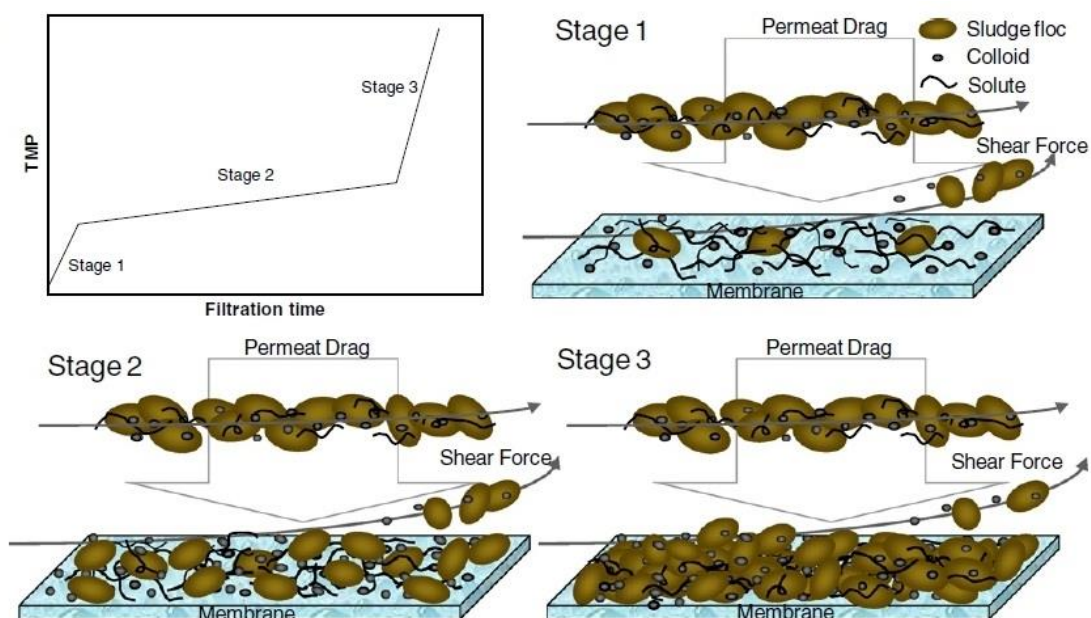
9.1 แอมโมเนีย เกิดจากกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพพวกสารอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบ ซึ่งอยู่ในรูปของสารพวกโปรตีน และได้ผลผลิตอยู่ในรูปของ $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ และ NH_3 ซึ่งขึ้นอยู่กับค่า pH ในระบบ ถ้าค่า pH เท่ากับ 7.2 หรือต่ำกว่าจะอยู่ในรูปของ $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ แต่ถ้าค่า pH สูงกว่า 7.2 จะอยู่ในรูปของ NH_3 ซึ่งมีความเป็นพิษมากกว่า $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ โดยระดับความเข้มข้นของ NH_3 ที่มีผลต่อระบบบำบัดแบบไร้อากาศ มีค่ามากกว่า 150 mg/L และค่า $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ มากกว่า 3,000 mg/L (MetCalf and Eddy, 2004) จะไปยับยั้งจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้าง CH_4

9.2 ซัลเฟต (SO_4^{2-}) ถ้าในน้ำเสียนี้อาจมีปริมาณ SO_4^{2-} มากจะทำให้เป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบบำบัดแบบไร้อากาศ เนื่องจาก SO_4^{2-} จะถูกเปลี่ยนรูปไปเป็น H_2S ซึ่งจะยับยั้งจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้าง CH_4 ทำให้ได้ปริมาณก๊าซ CH_4 ลดน้อยลง และได้ก๊าซ H_2S ที่มีกลิ่นเหม็นและมีค่า pH ในระบบต่ำ โดยปริมาณที่เป็นพิษต่อระบบจะขึ้นกับค่า pH จากการศึกษานี้ของ Giménez *et al.* (2011) ได้ทำการศึกษาระบบบำบัดน้ำเสียจากชุมชนใช้ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนไร้อากาศแบบจมตัวระดับโรงงานนำร่อง (Pilot scale) พบว่าในช่วงแรกของการเดินระบบมีประสิทธิภาพการบำบัด SO_4^{2-} น้อยกว่าร้อยละ 50 เนื่องจากจุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate reducing Bacteria; SRB) มีปริมาณต่ำ คือ

น้อยกว่าร้อยละ 1 และหลังจากเดินระบบ 20 d ประสิทธิภาพการบำบัด SO_4^{2-} เพิ่มขึ้นเป็นร้อยละ 98 เมื่อจุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟตมีปริมาณเพิ่มมากขึ้น

10) ความดัน

ค่า TMP และค่า Flux มีความสัมพันธ์กันซึ่งทำให้เกิดการอุดตัน ตามสมการของ Darcy ซึ่งค่า Flux ขึ้นอยู่กับความดัน เมื่อความดันสูงอัตราการอุดตันก็จะสูงขึ้นด้วย และการเดินระบบควรให้ค่า Flux ของเพอมีเอทต่ำกว่าค่าฟลักซ์วิกฤต (Critical flux) ซึ่งค่าฟลักซ์วิกฤต หมายถึงค่า Flux ของสารป้อนสูงสุดที่ไม่ทำให้เกิดการอุดตันบนผิวหน้าของเมมเบรน (Field *et al.*, 1995) เพื่อลดการเกิดการอุดตันในขณะกรอง ทำให้สามารถเดินระบบได้อย่างต่อเนื่องยาวนาน และค่า Critical flux นั้นขึ้นอยู่กับคุณลักษณะของเมมเบรนด้วย เช่น วัสดุที่ใช้ผลิตเมมเบรน และขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของรูพรุน อย่างไรก็ตามหากความดันมีค่าเพิ่มขึ้นจนเกินขีดจำกัดของเมมเบรน อาจทำให้โครงสร้างภายในของเมมเบรนเสียหายได้ (Ognier *et al.*, 2004) โดยส่วนใหญ่ในการออกแบบการเดินระบบ AnMBR มักจะเดินระบบภายใต้ค่า Flux คงที่อย่างต่อเนื่องเพื่อติดตามระยะการอุดตันของเมมเบรนสามารถสังเกตได้จากการการเปลี่ยนแปลงของค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure; TMP) ซึ่งสามารถแบ่งระยะของค่า TMP ระหว่างการเดินระบบ AnMBR ออกเป็น 3 ระยะ (Lin *et al.*, 2013) ซึ่งมีลักษณะคล้ายกับการเดินระบบของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเติมอากาศ (Aerobic Membrane Bioreactor ; MBR) (Meng *et al.*, 2009) ดังรูปที่ 1-12 ได้แก่



รูปที่ 1-12 ระยะของค่า TMP ระหว่างการเดินระบบ AnMBR

ที่มา: Lin *et al.* (2013)

ระยะที่ 1 การเตรียมตัวของการอุดตันของเมมเบรน (Conditioning fouling) ในระยะแรกค่า TMP จะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วภายในระยะเวลาสั้น เกิดจากคอลลอยด์ (Colloids) และสารที่ละลายน้ำมีการสะสมบนผิวหน้าของเมมเบรนด้วยแรงดันน้ำเสียที่ผ่านเมมเบรน ซึ่งมีขนาดเล็กกว่ารูพรุนของเมมเบรน ทำให้เกิดการสะสมของฟล็อกที่มีขนาดใหญ่มากขึ้นทั้งภายในรูพรุนและผิวของเมมเบรน

ระยะที่ 2 สภาวะคงที่ของการอุดตันของเมมเบรน (Steady fouling) เป็นระยะที่เกิดการอุดตันของเมมเบรนจากการสะสมของอนุภาคและสารแขวนลอยเป็นชั้นแค้กจนปิดทับรูพรุนของเมมเบรน ส่งผลให้อนุภาคที่มีขนาดเล็กไม่สามารถผ่านเมมเบรนไปได้จึงมีค่า TMP เพิ่มขึ้นอย่างช้าๆ

ระยะที่ 3 การก้าวกระโดดของค่า TMP (TMP jump) ในระยะนี้จะมีการเปลี่ยนแปลงค่า TMP อย่างรวดเร็วจากการอัดแน่นของกากสลัดจ์ (Sludge cake) และเนื่องจากค่า local flux ที่เกิดจากการอุดตันที่ไม่สม่ำเสมอบนผิวหน้าเมมเบรน ส่งผลให้มีค่า local flux มีค่ามากกว่า critical flux (Cho and Fane, 2002) ส่วนอีกหนึ่งสาเหตุเกิดจากการเพิ่มขึ้นของค่า EPS (Extracellular polymeric substances) บริเวณด้านล่างสุดของชั้นแค้ก ทำให้มีการทับถมของซากจุลินทรีย์ที่ตายภายในชั้นแค้ก (Lin *et al.*, 2013) ทำให้เกิดการก้าวกระโดดของค่า TMP

1.2.7 วิธีการควบคุมและลดการอุดตันของเมมเบรน

การอุดตันของเมมเบรนจะส่งผลกระทบต่อ Flux ซึ่งการจัดการของการเกิดการอุดตัน แบ่งออกเป็น 2 ขั้นตอน คือ ลดการอุดตันของเมมเบรน และการฟื้นฟูสภาพของเมมเบรนหลังจากอุดตัน การควบคุมการเกิดการอุดตันสำหรับระบบ AnMBR ทำได้โดยการกำจัดอนุภาคขนาดเล็กในน้ำเสียก่อนจะป้อนเข้าสู่ระบบ เพื่อไม่ให้เกิดปัญหาการอุดตันที่ตัวเมมเบรน ในขณะเดียวกันเป็นการรักษาค่า Flux หรือค่า TMP ให้คงที่ในระดับต่ำ ทำให้สามารถยืดระยะเวลาการใช้งานเมมเบรนได้นานขึ้น วิธีการควบคุมและลดการอุดตันของเมมเบรน มีดังนี้

1) ขนาดรูพรุน

ขนาดของรูพรุนมีผลต่อค่า Flux และอัตราการเกิดการอุดตัน โดยขนาดของรูพรุนที่เหมาะสมจะขึ้นอยู่กับลักษณะของน้ำเสียที่นำมากรอง หากรูพรุนของเมมเบรนมีขนาดใหญ่ส่งผลให้อัตราการอุดตันยิ่งสูงตามไปด้วย เนื่องจากเกิดการสะสมของสารอินทรีย์และอนินทรีย์ภายในรูพรุนของเมมเบรน

2) วัสดุที่ใช้ผลิตเมมเบรน

วัสดุที่ใช้ผลิตเมมเบรนของเชิงพาณิชย์วัสดุส่วนใหญ่ที่นำมาใช้เป็นวัสดุจากพอลิเมอร์ เช่น polyethersulfone, polypropylene, polyethylene และ polyvinylidene fluoride (PVDF) (Stuckey, 2012) เป็นต้น วัสดุพวกพอลิเมอร์ทนต่อการกัดกร่อนสารเคมี, ความร้อน และทน

ต่อแรงเชิงกล และควรพิจารณาคุณสมบัติความชอบน้ำ (Hydrophilic) ของพื้นที่ผิวหน้าของเมมเบรน หากเมมเบรนมีคุณสมบัติไม่ชอบน้ำ (Hydrophobic) จะเกิดการอุดตันบนผิวหน้าของเมมเบรนได้ง่ายกว่าเมมเบรนมีคุณสมบัติชอบน้ำ เนื่องจากมีคุณสมบัติในการดูดติดสารอินทรีย์สูง และยอมให้สารละลายผ่านได้น้อยกว่าคุณสมบัติความชอบน้ำ

3) วิธีการทางไฮโดรไดนามิกส์ (Hydrodynamics)

Hydrodynamic เป็นวิธีที่ช่วยลดการเกิดการอุดตันได้โดยการทำให้เกิดแรงเฉือนจากการไหลของสารป้อนที่ผิวหน้าของเมมเบรนให้สูงขึ้น ซึ่งสามารถทำได้หลายวิธี เช่น วิธีการเพิ่มความเร็วยของการไหลแบบ Crossflow ซึ่งเป็นการไหลวนที่สัมผัสบนผิวด้านนอกของเมมเบรนออก และการกวนผสมในระบบ AnMBR ด้วยก๊าซชีวภาพในระบบ AnMBR แบบชุดเมมเบรนจมตัวในถังปฏิกรณ์ ซึ่งการเพิ่มแรงเฉือนด้วยฟองก๊าซช่วยกำจัดสิ่งสกปรก (Scouring) บนผิวหน้าของเมมเบรนจากการใช้อากาศในระบบ MBR พบว่าหากเพิ่มความเร็วในการไหลจะทำให้อัตราการอุดตันลดลงด้วย (Liao *et al.*, 2006)

4) การใช้วิธีการดูดซับหรือการตกผลึก

การใช้วิธีการดูดซับหรือการตกผลึกเป็นอีกวิธีหนึ่งในการเพิ่มประสิทธิภาพของ Flux ของเมมเบรน โดยการดูดซับหรือการตกผลึกของสารที่อุดตัน (Foulants) จากสารละลายในน้ำเสีย ด้วยการเติม Cationic Polymers, Biopolymers, EDTA, เกลือของโลหะ (Metal salts) (Stuckey, 2012) เป็นต้น นอกจากนี้มีหลายงานวิจัยที่ได้ศึกษาระบบ AnMBR โดยใช้ตัวกลางอื่นๆ เพื่อลดการอุดตันของเมมเบรน เช่น ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด (Granular activated carbon; GAC), ถ่านกัมมันต์แบบผง (Powder activated carbon; PAC), zeolite และ Moringa oleifera (Damayanti *et al.*, 2011)

1.2.8 การใช้ถ่านกัมมันต์ในระบบบำบัดน้ำเสีย

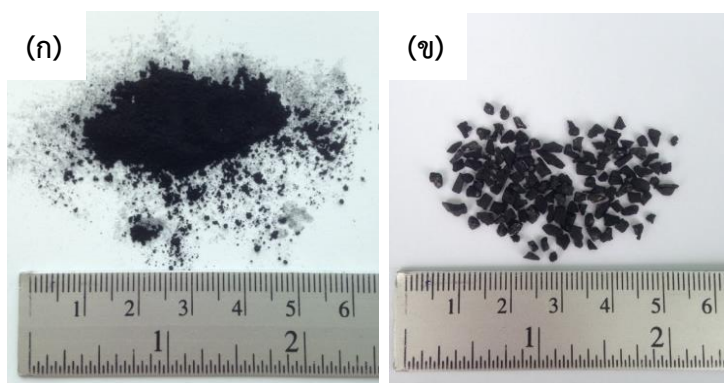
ถ่านกัมมันต์ (Activated carbon) เป็นถ่านที่สังเคราะห์ขึ้นมาเป็นพิเศษ เพื่อต้องการพื้นที่ผิวสูง และสามารถดูดโมเลกุลได้จำนวนมากมาเกาะบนพื้นที่ผิวของถ่านกัมมันต์ จึงนิยมใช้ในการเพิ่มประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสีย และด้วยความก้าวหน้าทางเทคโนโลยีและวิทยาศาสตร์ ทำให้ผู้ผลิตสามารถผลิตถ่านกัมมันต์ออกมาได้หลากหลายรูปแบบ โดยส่วนใหญ่มักแบ่งถ่านกัมมันต์ตามลักษณะทางกายภาพได้เป็น 2 ประเภท ได้แก่

1) ถ่านกัมมันต์แบบผง (Powder activated carbon; PAC)

ถ่านกัมมันต์แบบผงผลิตจากวัตถุดิบที่เป็นกะลาและไม้ตั้งรูปที่ 1-13 (ก) ซึ่งใช้ในงานที่เกี่ยวข้องกับการดูดซับในสถานะของเหลว หรือดูดกลืนในสารละลาย ซึ่งมีขนาดประมาณ 10-50 μm หรือน้อยกว่า

2) ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด (Granular activated carbon; GAC)

ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดมีขนาดใกล้เคียงกับเม็ดทรายกรองน้ำดังรูปที่ 1-13 (ข) แต่เปราะและเบากว่าทราย มักจะผลิตจากกะลามะพร้าว กะลาปาล์ม น้ำมัน ถ่านโค้ก หรือเมล็ดผลไม้ เป็นต้น นิยมใช้ในการดูดซับก๊าซหรือไอของสาร



รูปที่ 1-13 ประเภทของถ่านกัมมันต์ (ก) ถ่านกัมมันต์แบบผง (ข) ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด

สารประกอบอินทรีย์ในน้ำเสียบางส่วนไม่สามารถถูกย่อยสลายทางชีววิทยาและบางส่วนมีพิษก่อให้เกิดกลิ่นสี และรส ซึ่งไม่สามารถกำจัดด้วยวิธีธรรมดาได้ ซึ่งการนำถ่านกัมมันต์มาใช้ในการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำเสีย โดยการดูดซับขึ้นอยู่กับพื้นที่ผิวของถ่านกัมมันต์มีประมาณ 500-1,400 m²/g ในกรณีที่เติมถ่านกัมมันต์ในระบบบำบัดทางชีวภาพ ไม่ว่าจะอยู่เป็น PAC หรือ GAC จะช่วยในการย่อยสลายของสารอินทรีย์ในน้ำเสียได้ เช่น การบำบัดสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายทางชีวภาพได้ยาก การบำบัดสารพิษหรือดูดซับสารต่างๆ ในน้ำเสียทำให้แบคทีเรียปรับตัวให้คุ้นเคยกับน้ำเสียได้ง่ายขึ้น และยังสามารถเพิ่มความเข้มข้นของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ เนื่องจากพื้นที่ผิวของถ่านกัมมันต์จะเป็นที่อยู่อาศัยของจุลินทรีย์

1.2.9 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการนำถ่านกัมมันต์ไปใช้ในระบบ AnMBR

Vyrides *et al.* (2010) ได้ศึกษาระบบบำบัดขั้นหลังเพื่อบำบัดน้ำเสียที่มีเกลือเจือปนจากระบบ Submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR) มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ละลายน้ำ (Dissolve Organic Carbon; DOC) เท่ากับ 35 mg/L ที่ HRT 20 h ร่วมกับการเติมถ่านกัมมันต์แบบผง (Powdered activated carbon; PAC) 1.7 g/L พบว่าการเติม PAC ลงในระบบช่วยทำให้ระบบมีประสิทธิภาพการบำบัด DOC ได้มากกว่าร้อยละ 80 เนื่องจากการเติมถ่านกัมมันต์มีความสามารถในการดูดซับสารอินทรีย์ที่เกิดจากแรงแวนเดอร์วาลส์ (Van der Waals forces) และการดูดซับสารอินทรีย์เข้าไปในรูพรุนของถ่านกัมมันต์ช่วยเพิ่มพื้นที่กักเก็บจุลินทรีย์ไว้ในระบบโดยการยึดเกาะบนพื้นผิวของถ่าน

Fang *et al.* (2006) ได้ทำการศึกษาการเติมถ่านกัมมันต์แบบผงในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเติมอากาศ (Membrane biological reactor; MBR) พบว่าสามารถลดอัตราการเกิดการอุดตันได้ร้อยละ 22 ของค่าความต้านทานเมมเบรนจาก $6.4 \pm 0.5 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$

จนถึง $5.0 \pm 0.1 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ที่ค่าความดันคงที่ 70 kN/m^2 เนื่องจากสารประกอบที่เซลล์แบคทีเรียปลดปล่อยออกนอกเซลล์ (Extracellular polymeric substance) ถูกดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์จึงช่วยลดการใช้พลังงาน และสามารถยืดอายุการใช้งานของเมมเบรน นอกจากนี้ยังช่วยลดค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาระบบการกรอง

Hu and Stuckey (2007) ได้ทำการเปรียบเทียบอัตราการผลิตเมมเบรนระหว่างการเติมถ่านกัมมันต์แบบผงกับแบบเกล็ด ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว (Submerged anaerobic membrane biological reactor; SAMBR) พบว่าถ่านกัมมันต์ทั้ง 2 แบบสามารถเป็นตัวกลางสำหรับจุลินทรีย์ยึดเกาะในระบบ และช่วยลดการเกิดการอุดตัน (fouling) เนื่องจากเกิดการเสียดสีระหว่างตัวกลางกับผิวหน้าของเมมเบรน อีกทั้งช่วยให้แบคทีเรียสร้าง CH_4 เกาะติด

Kim *et al.* (2011) ได้ศึกษาระบบแบบ 2 ชั้นตอน คือระบบ Anaerobic fluidized bed bioreactor (AFBR) ร่วมกับการใช้ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดกับระบบ Anaerobic fluidized membrane bioreactor (AFMBR) ร่วมกับการเติมถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดลงในระบบ มีขนาดถังปฏิกรณ์ 2 L สำหรับบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีค่า COD เท่ากับ 513 mg/L ที่ HRT 2.0-2.8 h จากการทดลองพบว่า การเติมถ่านกัมมันต์ลงในระบบช่วยให้ระบบมีประสิทธิภาพการบำบัด COD ได้สูง และสารแขวนลอย (Suspended solid; SS) ได้สูงกว่าร้อยละ 87 และ 99 ตามลำดับ ทำให้แบคทีเรียสร้าง CH_4 เกาะติดถ่านกัมมันต์ได้มากขึ้น และมีปริมาณก๊าซชีวภาพเกิดขึ้น $4.11 \text{ mol CH}_4/\text{m}^3$ มีสัดส่วนก๊าซ CH_4 ร้อยละ 86

1.3 วัตถุประสงค์

ศึกษาประสิทธิภาพ และสมรรถนะของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศร่วมกับการใช้ถ่านกัมมันต์สำหรับบำบัดน้ำเสียจริงที่ได้ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. ทราบสมรรถนะการทำงานของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศร่วมกับการใช้ถ่านกัมมันต์ ในการบำบัดน้ำเสียที่ได้ผ่านระบบบำบัดแบบไร้อากาศจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง
2. ผลการศึกษาที่ได้ใช้เป็นแนวทางการประยุกต์สำหรับการปรับเปลี่ยนรูปแบบการบำบัดน้ำเสียของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง

1.5 ขอบเขตของการวิจัย

1. งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาประสิทธิภาพของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนไร้อากาศ และศึกษาผลของการเติมถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดที่มีผลต่อประสิทธิภาพของระบบ โดยใช้แบบจำลองในระดับห้องปฏิบัติการ (Laboratory scale) มีปริมาตรทำงาน 1.96 L ถังปฏิกรณ์

ทั้งหมดจำนวน 2 ชุด เติลระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาเก็บน้ำ (Hydraulic Retention Time; HRT) 8, 6 และ 4 h

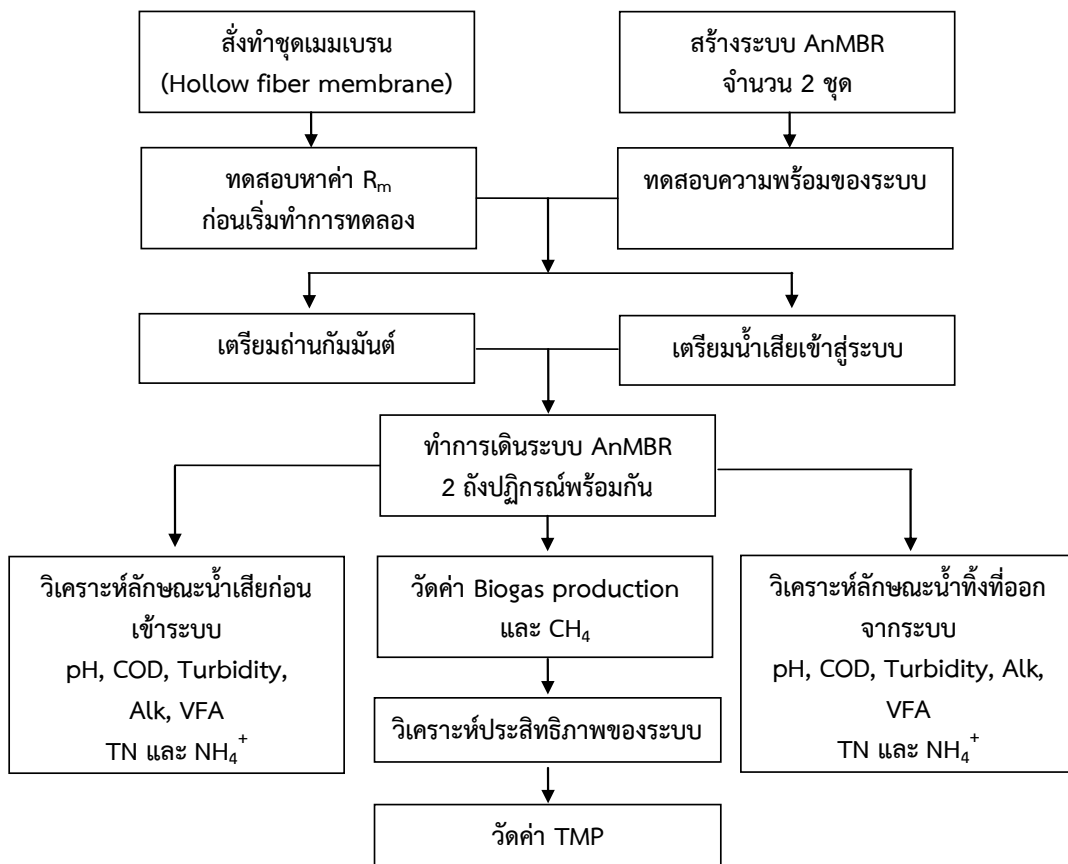
2. น้ำเสียที่ใช้ในการศึกษานี้เป็นน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศมาแล้วในขั้นต้นจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง

3. เมมเบรนที่ใช้เป็นแบบ Hollow fiber membrane ชนิด Polyvinylidene fluoride (PVDF) มีขนาดรูพรุน 0.1 μm โดยติดตั้งจลในตัวในถังปฏิกรณ์

4. วิเคราะห์ลักษณะน้ำเสียที่เข้าระบบและน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด โดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสีย เช่น pH, Turbidity, Alkalinity (as CaCO_3), Volatile Fatty Acids (as CH_3COOH), COD, TN, $\text{NH}_4^+\text{-N}$, Biogas production และ Methane gas

บทที่ 2 วิธีการวิจัย

การวิจัยนี้มุ่งเน้นนำระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ (Anaerobic membrane bioreactor; AnMBR) โดยการเติมถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด (Granular activated carbon; GAC) ลงในถังปฏิกรณ์ เพื่อบำบัดน้ำเสียจริงที่ได้ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศมาแล้วในขั้นต้นจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง มีการออกแบบและสร้างชุดทดลอง AnMBR ในระดับห้องปฏิบัติการ (Lab-scale) โดยขั้นตอนทั้งหมดของงานวิจัยได้แสดงรายละเอียดในการดำเนินงาน ดังรูปที่ 2-1



รูปที่ 2-1 แผนผังสรุปขั้นตอนการดำเนินการทดลอง

2.1 การเตรียมถ่านกัมมันต์

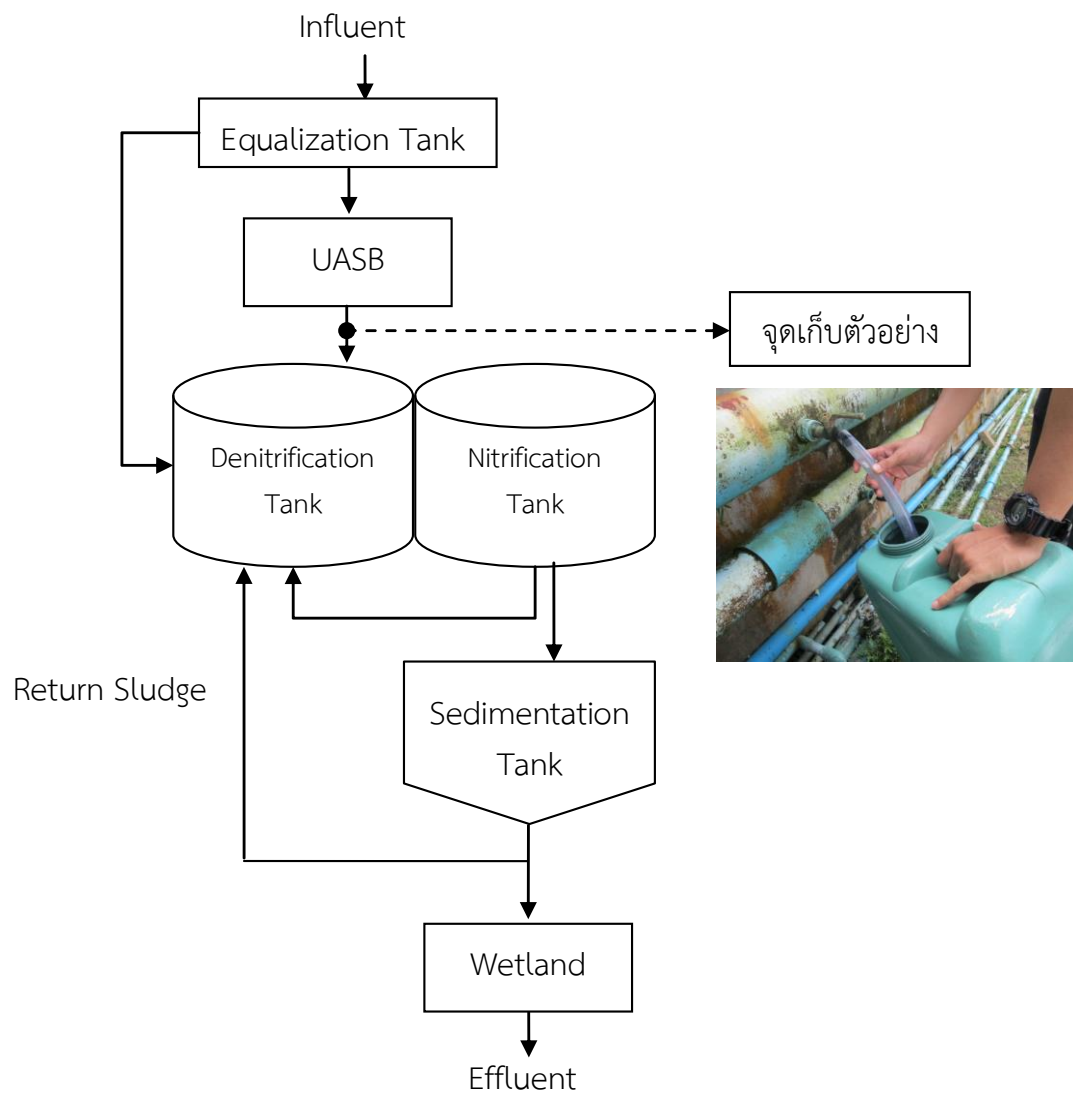
การทดลองนี้ได้ใช้ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด (Granular activated carbon; GAC) ผลิตจากกะลามะพร้าว ขนาด 8x30 mesh แต่ได้ทำการคัดขนาดของถ่านกัมมันต์ให้มีขนาด 16x30 mesh (1.19-0.60 mm) ด้วยตะแกรงร่อน ดังรูปที่ 2-2 เพื่อให้ถ่านกัมมันต์มีการกระจายขนาดใกล้เคียงกัน ช่วยให้การเคลื่อนที่ฟุ้งกระจายในชั้นของเหลวได้ง่าย (Fluidized) ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด มีพื้นที่ผิว $1,000 \text{ m}^2/\text{g}$ และความหนาแน่น $480 \text{ kg}/\text{m}^3$ ที่ผลิตโดยบริษัท คาร์โบกาญจน์ จำกัด



รูปที่ 2-2 ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดที่ใช้ในการทดลอง

2.2 การเตรียมน้ำเสีย

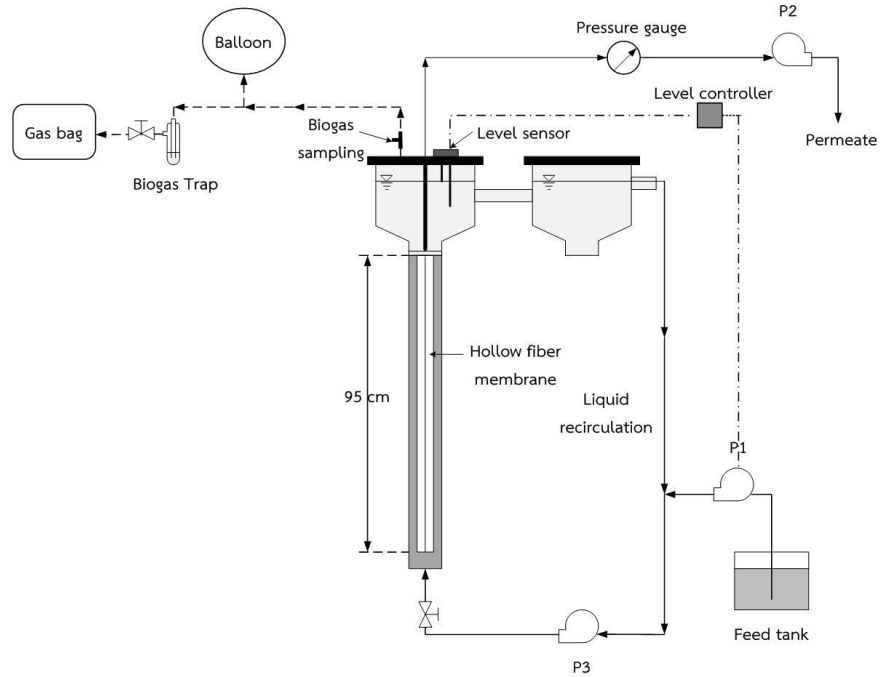
การทดลองนี้ใช้น้ำเสียที่ผ่านระบบบำบัดแบบไร้อากาศของ บริษัท ห้างเย็นโชติวิวัฒน์ หาดใหญ่ จำกัด (มหาชน) จังหวัดสงขลา โดยมีจุดเก็บตัวอย่างดังรูปที่ 2-3 เก็บรักษาสภาพไว้ในตู้เย็น (อุณหภูมิ $4 \text{ }^{\circ}\text{C}$) และนำมากรองด้วยผ้ากรองเพื่อกำจัดอนุภาคของแข็งแขวนลอยที่มีขนาดใหญ่ และทำการวิเคราะห์หาคุณสมบัติของน้ำเสียหลังจากเตรียมตัวอย่างน้ำเสีย ได้แก่ ค่า pH, Turbidity, SS, Alkalinity (as CaCO_3), Volatile Fatty Acids (as CH_3COOH), TCOD, SCOD, TN และ NH_4^+-N



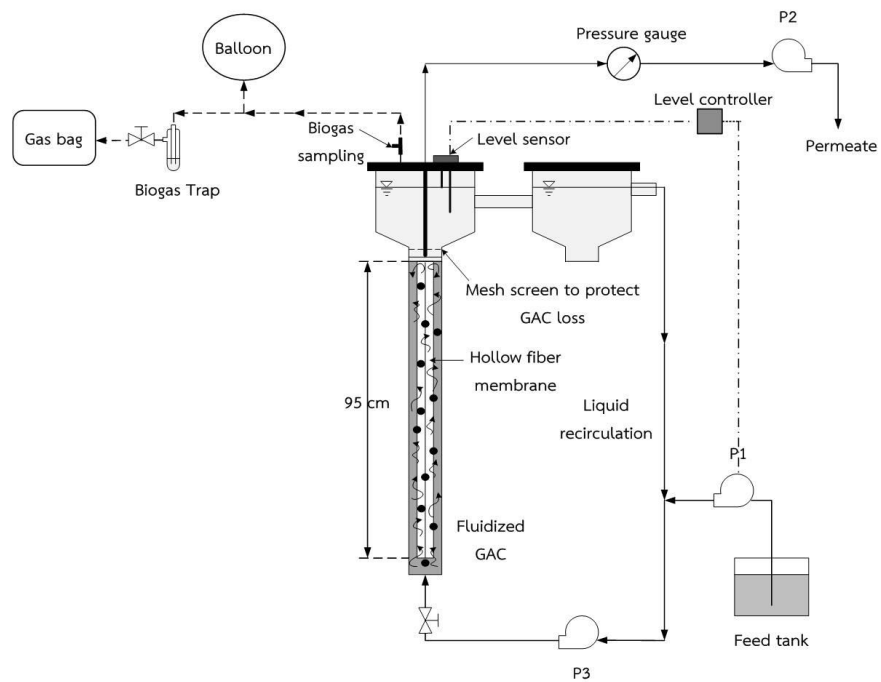
รูปที่ 2-3 จุดเก็บตัวอย่าง และผังระบบบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งที่ศึกษา

2.3 การสร้างระบบ AnMBR

การสร้างระบบจำลองถังปฏิกรณ์ AnMBR ดังรูปที่ 2-4 และรูปที่ 2-5 โดยมีรายละเอียดเกี่ยวกับระบบ AnMBR ดังต่อไปนี้



รูปที่ 2-4 แบบจำลองระบบ AnMBR ของถังปฏิกรณ์ LQ



รูปที่ 2-5 แบบจำลองระบบ AnMBR ของถังปฏิกรณ์ LQ+GAC

(1). ถังปฏิกรณ์ AnMBR มีชุดเมมเบรนท่อกลวงเส้นใย (Hollow fiber membrane) วางจมตัวอยู่ในถังปฏิกรณ์ทรงกระบอก ได้สรุปรายละเอียดของชุดเมมเบรนดังรูปที่ 2-6 และตารางที่ 2-1 โดยถังปฏิกรณ์ผลิตจากพลาสติกพีวีซี (Polyvinyl chloride; PVC) มีเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 mm สูง 1 m ขนาดปริมาตรทำงาน 1.96 L จำนวน 2 ชุด มีขนาดเท่ากัน คือ ถังปฏิกรณ์ที่ 1 แบบไม่เติม GAC และหมุนเวียนด้วยน้ำ (LQ) ถังปฏิกรณ์ที่ 2 แบบเติม GAC และหมุนเวียนด้วยน้ำ (LQ+GAC) สำหรับถังตกตะกอนมี 2 ส่วน คือ ส่วนแรกจะอยู่ด้านบนของถังปฏิกรณ์และส่วนที่สองอยู่ตรงทางออกของน้ำเสียที่ใช้ในการหมุนเวียนน้ำในระบบ มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 10 cm ความสูง 30 cm มีปริมาตรทั้งหมด 2.36 L เพื่อป้องกันไม่ให้ถ่านกัมมันต์หลุดออกจากถังปฏิกรณ์ ส่วนของถังตกตะกอนด้านบนถังปฏิกรณ์เป็นส่วนติดตั้งระบบควบคุมระดับน้ำ

- (2). ถังป้อนน้ำเสียที่ใช้เก็บน้ำเสียก่อนสูบเข้าถังปฏิกรณ์
- (3). ถังเก็บน้ำเพอมีเอทหรือถังเก็บน้ำเสียที่ออกจากระบบ
- (4). เครื่องสูบบน (Peristaltic pump) จำนวน 2 เครื่อง
 - เครื่องที่ P1 ทำหน้าที่สูบน้ำเสียจากถังป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบ AnMBR
 - เครื่องที่ P2 ทำหน้าที่สูบน้ำออกจากชุดเมมเบรนเข้าสู่ถังเก็บน้ำเพอมีเอท หรือน้ำออกจากระบบบำบัด
- (5). ปุ่มตุ้ปลา เครื่องที่ P3 จำนวน 1 ตัว ทำหน้าที่สูบน้ำเสียเพื่อหมุนเวียนน้ำในระบบ AnMBR
- (6). เครื่องวัดความดัน (Pressure gauge) เป็นเครื่องวัดความดันด้านสุญญากาศอยู่ในช่วง 0 ถึง -1 bar เพื่อใช้ติดตามค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane Pressure; TMP)



รูปที่ 2-6 ลักษณะชุดเมมเบรนแบบใหม่ที่ยังไม่ผ่านการกรอง

(ก) ด้านบนของชุดเมมเบรน (ข) ด้านล่างของชุดเมมเบรน

ตารางที่ 2-1 คุณลักษณะเฉพาะของเมมเบรนในงานวิจัย

คุณลักษณะเฉพาะ	รายละเอียด
ประเภทเมมเบรน	เส้นใยทอกลวง
ความยาวเมมเบรน (cm)	95
ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง (ใน/นอก) เมมเบรน (mm)	0.8/1.5
วัสดุผลิตเมมเบรน	Polyvinylidene fluoride (PVDF)
ขนาดรูเปิด (μm)	0.1
พื้นที่กรอง (m^2)	0.06

ที่มา: Shanghai Jofur Advanced Materials Co. Ltd.

2.4 การทดสอบระบบ AnMBR ก่อนเริ่มการทดลอง

ทดสอบความพร้อมของระบบโดยการทดสอบรอยรั่วซึมจากจุดต่อเชื่อมของระบบ AnMBR และนำชุดเมมเบรนมาทดสอบการควบคุมการทำงานของระบบอัตโนมัติที่ติดตั้งไว้ จากนั้นทดสอบหาค่าการไหลซึมผ่านชุดเมมเบรนสะอาด (Initial permeability membrane) โดยป้อนน้ำประปาผ่านเมมเบรนสะอาด จากนั้นควบคุมค่า Flux ให้เพิ่มขึ้นเป็นลำดับจากต่ำไปสูง ให้ค่า Flux ของเพอมีเอท ต่ำสุดเริ่มต้นที่ $20 \text{ L/m}^2\cdot\text{h}$ และเพิ่มค่า Flux ประมาณ $40 \text{ L/m}^2\cdot\text{h}$ ทุกๆ 5 นาที เพิ่มไปจนถึงค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะกรอง (Transmembrane pressure; TMP) ไม่เกิน 0.1 bar เพื่อนำไปใช้คำนวณหาค่าความต้านทานการไหลผ่านเมมเบรนก่อนเริ่มทำการทดลอง (Hydrodynamic resistance of the membrane; R_m) โดยใช้สมการหาความสัมพันธ์ของ Darcy ข้อมูลได้จากภาคผนวก ก ในรูปที่ ก-1

2.5 การเดินระบบ AnMBR แบบต่อเนื่อง

1. การเตรียมน้ำเสียที่ผ่านระบบ UASB ไปทำการกรองด้วยผ้ากรอง เพื่อกำจัดอนุภาคของแข็งแขวนลอยที่มีขนาดใหญ่ก่อนจะถูกป้อนเข้าถังพักน้ำเสีย
2. ทำการเดินระบบ 2 ถึงปฏิกรณ์ พร้อมกัน คือ ถังปฏิกรณ์ LQ และถังปฏิกรณ์ LQ+GAC โดยทำการป้อนน้ำเสียเข้าถังปฏิกรณ์ AnMBR ด้วยปั๊ม P1 (รูปที่ 2-4 และ รูปที่ 2-5) เพื่อทำหน้าที่รักษาระดับน้ำภายในถังปฏิกรณ์ให้คงที่ ในขณะที่เดียวกันปั๊ม P3 ทำหน้าที่หมุนเวียนน้ำเสียภายในถังปฏิกรณ์ ด้วยอัตราหมุนเวียนน้ำเสีย 60 L/min เพื่อให้ระบบอยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์ (Fluidized) ทำให้ถ่านกัมมันต์สามารถฟุ้งกระจายและเคลื่อนที่ไปมาได้ตลอดเวลา
3. ดูดน้ำเสียที่ผ่านการกรองด้วยปั๊ม P2 โดยสูบที่ทางออกผ่านชุดเมมเบรน ที่ระยะเวลาที่เก็บน้ำ (Hydraulic Retention Time; HRT) เท่ากับ 8, 6 และ 4 h ตามลำดับ ทำการเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่อุณหภูมิห้อง สรุปลักษณะการทำงานของระบบ AnMBR ดังตารางที่ 2-2
4. ทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียในถังป้อนน้ำเสียก่อนเข้าระบบ และถังเก็บน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ (ถังเก็บน้ำเพอมีเอท) แล้วนำไปวิเคราะห์ลักษณะน้ำเสียเพื่อหาประสิทธิภาพการทำงาน

ของระบบของแต่ละชุดการทดลองตามพารามิเตอร์ดังตารางที่ 2-3 และความถี่การวิเคราะห์ดังตารางที่ 2-4

ตารางที่ 2-2 สภาวะการทำงานของระบบ AnMBR

Condition	Unit	Reactor	
		LQ	LQ+GAC
Granular activated carbon addition	g/L	-	12.7
Liquid recirculation flow rate	L/min	60	60
HRT [Flux]			8 [4.3]
	h, L/m ² .h		6 [5.7]
			4 [8.6]
หมายเหตุ:	LQ	คือ ไม่เติม GAC + หมุนเวียนด้วยน้ำ	
	LQ+GAC	คือ เติม GAC + หมุนเวียนด้วยน้ำ	

ตารางที่ 2-3 พารามิเตอร์ และวิธีวิเคราะห์ลักษณะน้ำเสียก่อนเข้าระบบและน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ

พารามิเตอร์	วิธีวิเคราะห์
pH	pH meter
COD	Close reflux Method
Turbidity	Nephelometric method
SS	Gravimetric method
Alkalinity*	Titration method
VFA*	Titration method
Total Nitrogen (TN)	Nitrate Test (MERCK Pharo 100 Spectrophotometer)
Ammonium Nitrogen (NH ₄ ⁺ -N)	Ammonium Test (MERCK Pharo 100 Spectrophotometer)
Biogas production	Gas meter
Methane gas (CH ₄)	Gas Chromatography

ที่มา: APHA *et al.* (1995); *DiLallo and Albertson (1961)

ตารางที่ 2-4 ความถี่ในการวิเคราะห์น้ำเสียก่อนเข้าระบบและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR

พารามิเตอร์	ความถี่ในการวิเคราะห์
pH	ทุก 3 วัน
COD	ทุก 3 วัน
Turbidity	ทุก 3 วัน
TN	ทุก 6 วัน
NH ₄ ⁺ -N	ทุก 6 วัน
Alkalinity (as CaCO ₃)	ทุก 3 วัน
VFA (as CH ₃ COOH)	ทุก 3 วัน
Biogas production	1 ครั้ง/สัปดาห์
Gas Composition	1 ครั้ง/สัปดาห์

2.6 การวิเคราะห์ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure; TMP)

การวิเคราะห์ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure; TMP) จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่า TMP และเวลาระหว่างการเดินระบบที่ HRT เท่ากับ 8, 6 และ 4 h ตามลำดับ โดยถึงปฏิกรณ์ LQ กำหนดให้ค่า TMP สูงสุดที่ 0.3 bar และถึงปฏิกรณ์ LQ+GAC กำหนดให้ค่า TMP สูงสุดที่ 0.1 bar จึงหยุดทำการเดินระบบของแต่ละชุดการทดลอง โดยการนำชุดเมมเบรนออกจากระบบเพื่อทำความสะอาดเมมเบรนในถังปฏิกรณ์สำหรับล้างเมมเบรนที่มีเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 mm สูง 1.2 m ผลิตจากพลาสติกพีวีซี (Polyvinyl chloride; PVC) จำนวน 1 ชุด แล้วจึงนำมาฟื้นฟูสภาพของชุดเมมเบรนด้วยวิธีการล้างย้อน (Back wash) ด้วยน้ำ DI และใช้สารเคมีฟื้นฟูสภาพ โดยทำการหยุดเครื่องสูบน้ำเฉพาะชุดเมมเบรนที่จะทำความสะอาด โดยมีขั้นตอนการฟื้นฟูสภาพของชุดเมมเบรนดังนี้

1. ถอดชุดเมมเบรนออกจากถังปฏิกรณ์นำมาวางในถังปฏิกรณ์ล้างเมมเบรนทรงกระบอก ผลิตจากพลาสติกพีวีซี (Polyvinyl chloride; PVC) แล้วใช้ปั๊มสูบน้ำ DI (Deionized water) ล้างย้อนกลับเข้าไปในชุดเมมเบรนเป็นระยะเวลา 1 h
2. นำชุดเมมเบรนทำความสะอาดด้วยสารเคมีโดยนำไปแช่ในถังสารเคมี 3 ตัว ดังนี้
 - สารละลายกรดไฮโดรคลอริก (HCl) ความเข้มข้น 1% เป็นระยะเวลา 1 h
 - สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) ความเข้มข้น 0.1% เป็นระยะเวลา 1 h
 - สารละลายโซเดียมไฮโปคลอไรต์ (NaClO) ความเข้มข้น 0.2% เป็นระยะเวลา 1 h
3. หลังจากนั้นกรองน้ำประปาผ่านเมมเบรน เป็นระยะเวลา 10 min บันทึกค่า TMP และปริมาณน้ำที่กรองได้ เพื่อคำนวณหาค่า R_m หลังจากล้างด้วยสารเคมี
4. นำมาตรวจสอบรอยรั่วของชุดเมมเบรนก่อนใช้งานจริงโดยใช้เครื่องสูบลมอัดอากาศย้อนกลับเข้าไปในชุดเมมเบรน ให้ค่าความดันไม่เกิน 1 bar

5. ในการฟื้นฟูสภาพของเมมเบรนจะต้องมีค่ามากกว่าหรือเท่ากับร้อยละ 85 ของค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนสะอาด เพื่อให้เมมเบรนมีความพร้อมสามารถนำกลับมาใช้งานต่อไป

2.7 การวิเคราะห์ข้อมูล

1) วิเคราะห์ประสิทธิภาพของระบบ AnMBR เพื่อนำมาเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการบำบัด Turbidity, COD, TN และ $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ ในรูปของร้อยละดังสมการ 2-1 จากนั้นหาค่าเฉลี่ยและส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

$$\% \text{Removal} = \frac{(\text{Influent} - \text{Effluent}) \times 100}{\text{Influent}} \quad (2-1)$$

โดยที่ Influent = ค่าพารามิเตอร์ของน้ำเสียก่อนเข้าระบบ

Effluent = ค่าพารามิเตอร์ของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด

2) เปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัด COD ระหว่างการบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพ (Biological removal) และการบำบัดด้วยวิธีทางกายภาพ (Physical removal) ดังสมการที่ 2-2

$$\begin{aligned} \text{Total COD removal (\%)} &= \frac{(\text{TCOD}_{\text{Inf}} - \text{TCOD}_{\text{Eff}})}{\text{TCOD}_{\text{Inf}}} \times 100 \\ &= \frac{(\text{SCOD}_{\text{Inf}} + \text{PCOD}_{\text{Inf}}) - (\text{SCOD}_{\text{Eff}} + \text{PCOD}_{\text{Eff}})}{\text{TCOD}_{\text{Inf}}} \times 100 \\ &= \frac{(\text{SCOD}_{\text{Inf}} - \text{SCOD}_{\text{Eff}}) + (\text{PCOD}_{\text{Inf}} - \text{PCOD}_{\text{Eff}})}{\text{TCOD}_{\text{Inf}}} \times 100 \\ &= \text{Biological removal} + \text{Physical removal} \end{aligned} \quad (2-2)$$

โดยที่ TCOD_{Inf} = ค่า TCOD ของน้ำเสียก่อนเข้าระบบ

TCOD_{Eff} = ค่า TCOD ของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด

SCOD_{Inf} = ค่า SCOD ของน้ำเสียก่อนเข้าระบบ

SCOD_{Eff} = ค่า SCOD ของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด

PCOD_{Inf} = ค่า PCOD ของน้ำเสียก่อนเข้าระบบ

PCOD_{Eff} = ค่า PCOD ของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด ซึ่งให้ $\text{PCOD}_{\text{Eff}} = 0$ เนื่องจากเมมเบรนมีรูพรุนขนาด $0.1 \mu\text{m}$ ทำให้สามารถแยกอนุภาคที่เป็นของแข็งออกจากของเหลวได้

3) คำนวณอัตราการผลิต CH_4 ต่อการบำบัด COD (Observed CH_4 Yield) ที่ HRT 8, 6 และ 4 h ดังสมการ 3-1

$$\text{Observed } \text{CH}_4 \text{ Yield } (\text{L}_{\text{CH}_4} / \text{gCOD}_{\text{removed}}) = \frac{\text{Biogas Production (L/d)} \times \% \text{CH}_4}{[\text{COD}_{\text{inf}} (\text{g/L}) - \text{COD}_{\text{eff}} (\text{g/L})] \times Q (\text{L/d})} \quad (3-1)$$

บทที่ 3

ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

การทดลองนี้ใช้น้ำเสียที่ผ่านระบบบำบัดแบบไร้อากาศของ บริษัท ห้างเย็นโชติวัฒน์ หาดใหญ่ จำกัด (มหาชน) จังหวัดสงขลา ซึ่งเป็นผู้ผลิตและส่งออกอาหารทะเลแช่แข็งประเภทกุ้งทุกชนิด กุ้งชุบแป้งทอด กุ้งแช่แข็ง กุ้งสด เป็นต้น โดยทำการทดลองในระหว่างเดือนธันวาคม 2556 - กันยายน 2557 ผลการวิเคราะห์ลักษณะของน้ำเสียจากระบบบำบัดแบบไร้อากาศหลังจากกำจัดตะกอนแขวนลอยดังตารางที่ 3-1 พบว่าช่วงของลักษณะน้ำเสียมีค่า TCOD, TN และ $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ มีค่าค่อนข้างแปรปรวน เนื่องจากกำลังการผลิตของโรงงานมีความผันแปรไปตามฤดูกาล

ตารางที่ 3-1 ลักษณะน้ำเสียจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศหลังจากกำจัดตะกอนแขวนลอย

Parameters	Range	Mean \pm SD
pH	6.86-7.56	7.15 \pm 0.17
Turbidity (NTU)	23.2-124.0	56.2 \pm 30.6
SS (mg/L)	50.4-162.0	75.2 \pm 30.0
Alkalinity (mg/L as CaCO_3)	480.0-1,045.0	759.8 \pm 163.3
Volatile Fatty Acids (mg/L as CH_3COOH)	60.0-166.0	91.1 \pm 29.7
TCOD (mg/L)	106.0-408.8	250.8 \pm 96.7
SCOD (mg/L)	67.0-296.3	133.9 \pm 62.2
TN (mg/L)	108.0-260.0	205.5 \pm 49.0
$\text{NH}_4^+ - \text{N}$ (mg/L)	65.8-188.0	138.0 \pm 37.6

จากผลการวิเคราะห์พบว่า น้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบมีค่า SS เฉลี่ยเท่ากับ 75.2 \pm 30.0 mg/L มีค่าที่ค่อนข้างต่ำ ซึ่งองค์พันธ์ วรรณกลัด (2552) ได้ศึกษาคูณสมบัติน้ำเสียของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งของบริษัทห้างเย็นโชติวัฒน์หาดใหญ่ จำกัด (มหาชน) พบว่าน้ำเสียรวมของโรงงานก่อนจะเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียไร้อากาศแบบ UASB มีค่า SS เฉลี่ยเท่ากับ 205.82 \pm 73.35 mg/L ซึ่งมีค่าไม่สูงมากนัก เนื่องจากน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบบำบัดจะถูกกรองเศษเนื้อของกุ้งในขั้นตอนการล้างและการตัดแต่งวัตถุดิบด้วยตะแกรงกรองก่อน ทำให้ลดปริมาณ SS ลงด้วย นอกจากนี้ผู้วิจัยได้มีการเตรียมน้ำเสียก่อนนำมาใช้ในการทดลอง โดยนำน้ำเสียที่ผ่านระบบบำบัดแบบไร้อากาศของโรงงานนำไปกรองด้วยผ้ากรองเพื่อกำจัดอนุภาคของแข็งแขวนลอยที่มีขนาดใหญ่ก่อนสูบเข้าระบบ ซึ่งคุณลักษณะของน้ำเสียที่ใช้ในการบำบัดเป็นปัจจัยที่สำคัญอีกอย่างหนึ่งที่ส่งผลต่อการอุดตันของเมมเบรน ซึ่งการกรองเป็นอีกวิธีการหนึ่งในการลดการเกิดการอุดตันของเมมเบรนในขั้นต้น (Lin *et al.*, 2013) และจะเห็นได้ว่าน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองมีปริมาณสารอินทรีย์ค่อนข้างต่ำ ซึ่งน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ต่ำมักจะมีปริมาณ COD น้อยกว่า 700 mg/L (Bhunja and Ghangrekar, 2008) หรือ

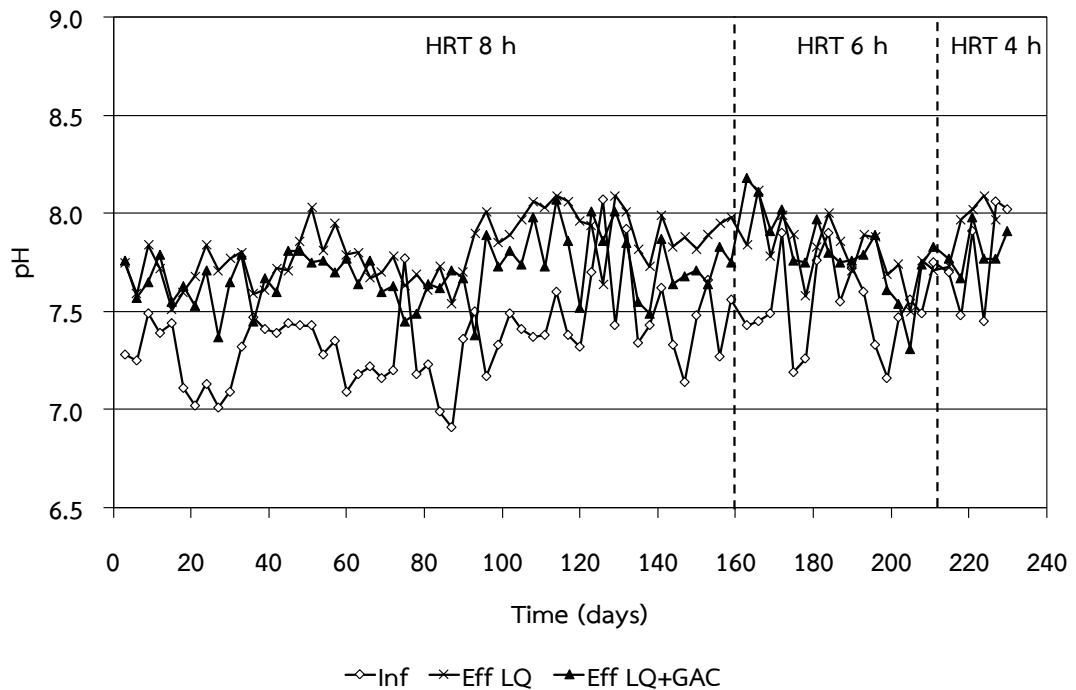
น้อยกว่า 1,000 mg/L (Kumar *et al.*, 2008) จะเกิดจากน้ำเสียชุมชน หรือน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรม และมีปริมาณไนโตรเจนค่อนข้างสูงทั้งในรูป TN และ NH_4^+ -N โดยอัตราส่วน TCOD:TN ของน้ำเสียในระบบบำบัดแบบไร้อากาศควรมีอัตราส่วนอยู่ในช่วง 100:1.1 (MetCalf and Eddy, 2004) พบว่าน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองมีอัตราส่วนของ TCOD:TN มีค่าเท่ากับ 1.2:1.0 ซึ่งปริมาณของ TCOD มีปริมาณลดลงจากการบำบัดมาแล้วในระบบ UASB แต่มีปริมาณไนโตรเจนพอเพียงพอต่อความต้องการของจุลินทรีย์ในระบบ

3.2 ประสิทธิภาพการบำบัดของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ

การทดลองนี้เป็นการศึกษาประสิทธิภาพ และสมรรถนะของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบไร้อากาศ (Anaerobic membrane bioreactor; AnMBR) ร่วมกับการใช้ถ่านกัมมันต์แบบเกล็ด (Granular activated carbon; GAC) โดยการควบคุมค่าระยะเวลาที่เก็บน้ำ (Hydraulic Retention Time; HRT) ที่ 8, 6 และ 4 h ในระดับห้องปฏิบัติการ ผลการศึกษามีดังนี้

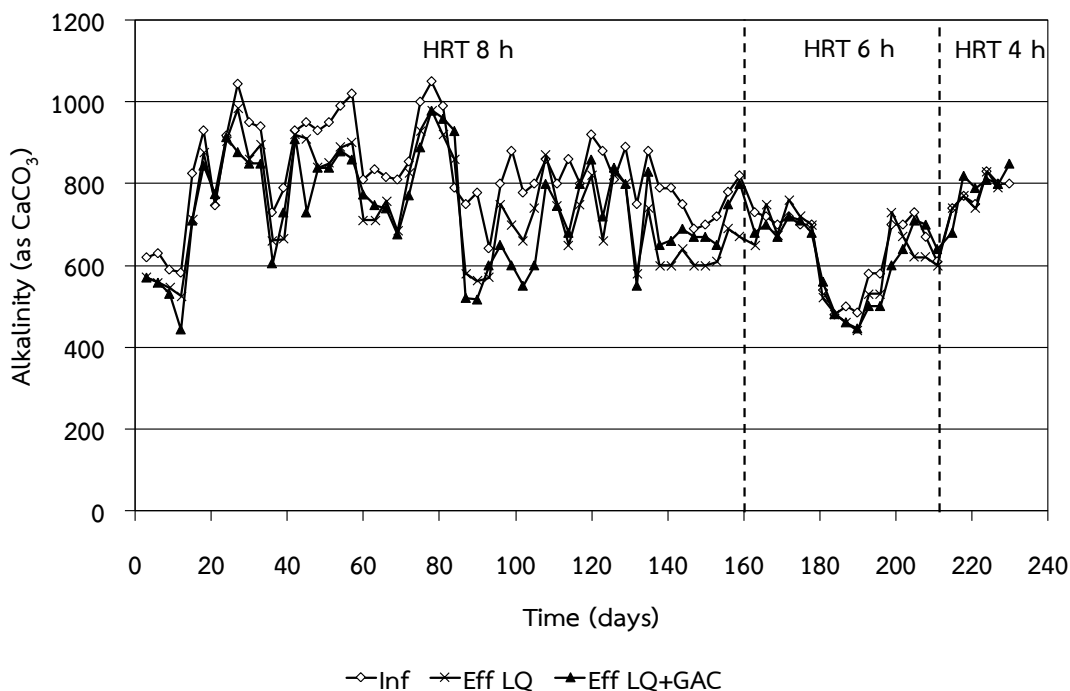
3.2.1 พีเอช สภาพความเป็นต่าง และกรดไขมันระเหยง่าย

ค่าพีเอช (pH) ของระบบบำบัดแบบไร้อากาศเป็นพารามิเตอร์ที่มีความสำคัญต่อการเดินระบบ เพื่อชี้วัดสภาวะการทำงานของจุลินทรีย์สร้างกรดและจุลินทรีย์สร้าง CH_4 จากผลการทดลองค่า pH ของน้ำเสียเข้าระบบ AnMBR ตลอดการทดลองมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 7.43 ± 0.26 และน้ำทิ้งที่ออกจากระบบของถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC ที่สภาวะเสถียรของการเดินระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h ดังรูปที่ 3-1 พบว่าถังปฏิกรณ์ LQ มีค่า pH เท่ากับ 7.9 ± 0.1 , 7.7 ± 0.1 และ 7.8 ± 0.1 ตามลำดับ และถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีค่าเท่ากับ 7.7 ± 0.1 , 7.6 ± 0.2 และ 7.7 ± 0.2 ตามลำดับ จากการทดลองพบว่า ค่า pH ของน้ำทิ้งของทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์มีค่าใกล้เคียงกันที่ทุกๆ HRT เนื่องจากเป็นน้ำเสียที่ได้ผ่านระบบบำบัดแบบไร้อากาศมาแล้ว ถึงแม้ว่าที่ HRT ต่ำมีปริมาณน้ำเสียเข้าสู่ระบบเพิ่มขึ้นและมีอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (OLR) ที่เพิ่มสูงขึ้น แต่ก็ไม่ได้ส่งผลต่อการเปลี่ยนต่อค่า pH ตลอดการทดลอง และมีค่า pH อยู่ในช่วงที่เหมาะสมกับระบบบำบัดแบบไร้อากาศคือ 7.0-8.0 (Weiland, 2010) เนื่องจากระบบมีกำลังบัฟเฟอร์เพียงพอในการต้านการเปลี่ยนแปลงค่า pH



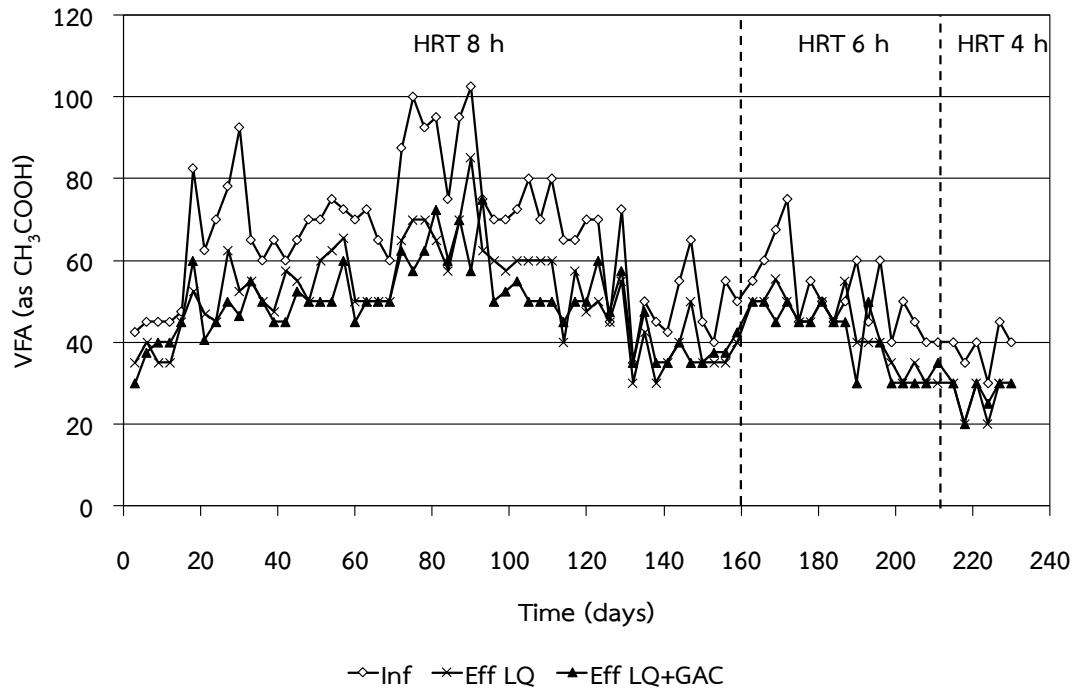
รูปที่ 3-1 pH ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR

สภาพความเป็นด่าง (Alkalinity; Alk) เป็นตัวบ่งชี้ถึงความสามารถในการต้านการเปลี่ยนแปลงค่า pH ของน้ำเสียในระบบ จากผลการทดลองค่า Alk ในน้ำทิ้งที่ออกจากระบบของถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC ที่สภาวะเสถียรของการเดินระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h ดังรูปที่ 3-2 พบว่า ถังปฏิกรณ์ LQ มีค่า Alk เท่ากับ 634.0 ± 42.8 , 613.3 ± 11.5 และ 810.0 ± 20.0 mg/L as CaCO_3 ตามลำดับ และถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีค่าเท่ากับ 708.0 ± 64.2 , 683.3 ± 37.9 และ 820.0 ± 26.5 mg/L as CaCO_3 ตามลำดับ ถึงแม้ว่าค่า Alk ในน้ำทิ้งที่ออกจากระบบมีการแกว่งตัวสูงตามลักษณะการเปลี่ยนแปลงของค่า Alk ในน้ำเสียเข้าระบบ ทำให้ค่า Alk ในน้ำทิ้งของทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ มีค่าต่ำกว่า Alk ของระบบบำบัดแบบไร้อากาศที่แนะนำไว้คือ 2,500-5,000 mg/L as CaCO_3 (Tauseef *et al.*, 2013) อาจเนื่องมาจากน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบมีความเข้มข้นของ COD ต่ำและเป็นน้ำเสียจริงของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งที่ได้ผ่านการบำบัดจากระบบบำบัดไร้อากาศ ส่งผลให้ค่า HRT ที่ทำการศึกษาไม่มีผลต่อการเปลี่ยนของค่า Alk และพบว่ามีสภาพความเป็นด่างจึงยังมีปริมาณเพียงพอในการควบคุมระดับ pH ในระบบ AnMBR ไม่ให้ต่ำจนเกินไป



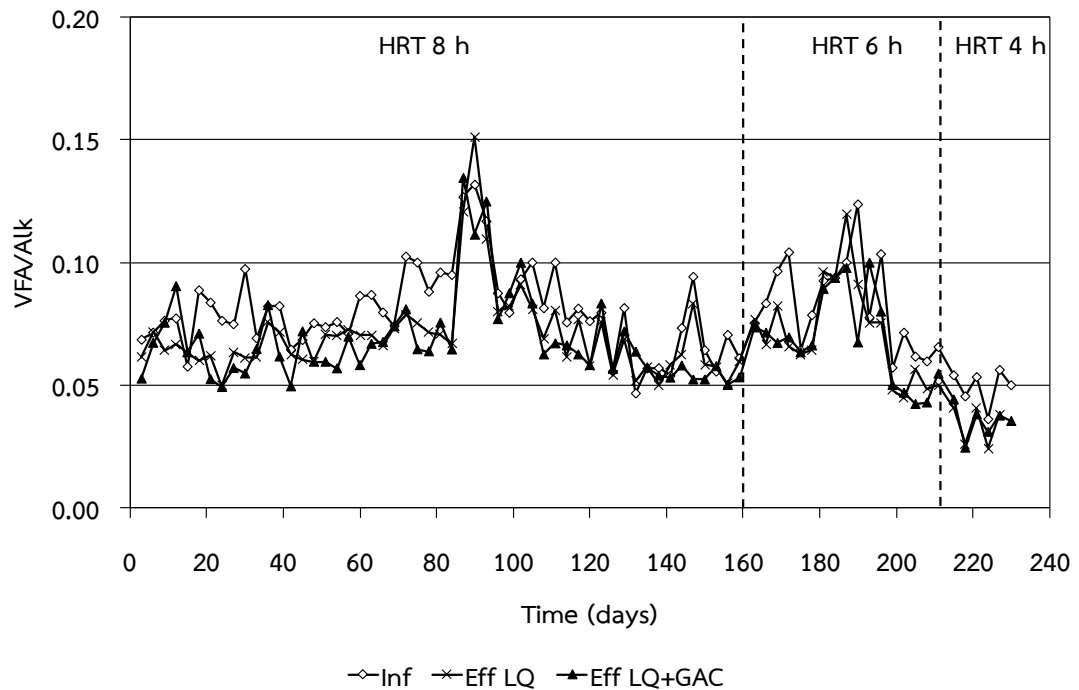
รูปที่ 3-2 Alkalinity ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR

กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid; VFA) เป็นตัวบ่งชี้ถึงความสมดุลของการทำงานจุลินทรีย์กลุ่มสร้างกรดกับจุลินทรีย์กลุ่มผลิต CH_4 จากผลการทดลองพบว่า น้ำเสียที่เข้าระบบมีค่า VFA ที่ต่ำมาก เพราะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองนี้เป็นน้ำเสียจริงจากโรงงานที่ได้ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศในขั้นต้นมาแล้ว และในน้ำทิ้งที่ออกจากถังปฏิกรณ์ LQ ที่สภาวะเสถียรของการเดินระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h ดังรูปที่ 3-3 มีปริมาณ VFA เฉลี่ยเท่ากับ 39.0 ± 6.5 , 31.7 ± 2.9 และ 28.3 ± 7.6 mg/L as CH_3COOH ตามลำดับ ส่วนน้ำทิ้งที่ออกจากถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีปริมาณ VFA เท่ากับ 37.5 ± 3.1 , 31.7 ± 2.9 และ 28.3 ± 2.9 mg/L as CH_3COOH ตามลำดับ และอยู่ในช่วงที่แนะนำสำหรับการเดินระบบไร้อากาศคือ 50-500 mg/L as CH_3COOH (Halbert, 1981) ซึ่งไม่ควรเกิน 2,000 mg/L as CH_3COOH (Siegert and Banks, 2005) ทั้งนี้ปริมาณ VFA ไม่ส่งผลให้ค่า pH ลดลง แสดงให้เห็นว่าผลของ HRT ไม่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงของปริมาณ VFA อาจเนื่องมาจากระบบ AnMBR สามารถกักเก็บจุลินทรีย์ไว้ภายในระบบได้ทั้งหมด ทำให้จุลินทรีย์กลุ่มสร้าง CH_4 สามารถเปลี่ยน VFA ไปเป็นก๊าซ CH_4 ได้ และยังมีจุลินทรีย์กลุ่มรีดิวซ์ซัลเฟตยังดึงปริมาณ VFA ไปได้เป็นสารอาหารทำให้ไม่มีการสะสม VFA โดยทั่วไปการเดินระบบบำบัดแบบไร้อากาศที่ HRT สั้นอาจก่อให้เกิดการสะสมของ VFA ในระบบ เนื่องจากจุลินทรีย์กลุ่มสร้าง CH_4 ไม่สามารถนำ VFA ไปใช้ได้ทันที แต่จะเห็นว่าการเดินระบบที่ HRT 4 h มีปริมาณของ VFA สะสมในน้ำทิ้งของทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ลดลงอยู่ในช่วง 20-35 mg/L as CH_3COOH แสดงว่ามีจุลินทรีย์ในระบบเพิ่มมากขึ้น ทำให้สามารถเปลี่ยนกรดไขมันระเหยไปเป็นก๊าซชีวภาพได้ทันที



รูปที่ 3-3 VFA ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR

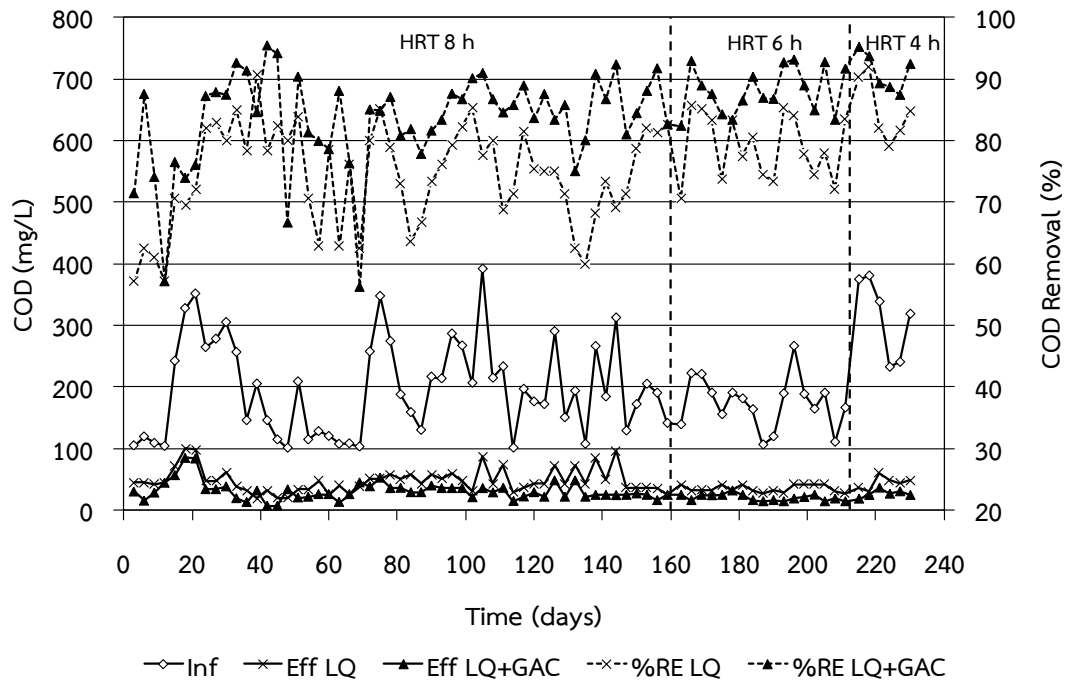
สำหรับอัตราส่วนของ VFA/Alk พบว่าในน้ำทิ้งที่ออกจากถังปฏิกรณ์ LQ ที่สถานะเสถียรของการเดินระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h ดังรูปที่ 3-4 มีปริมาณ VFA เฉลี่ยเท่ากับ 0.06 ± 0.01 , 0.05 ± 0.00 และ 0.04 ± 0.01 ตามลำดับ ส่วนในน้ำทิ้งที่ออกจากถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีปริมาณ VFA เท่ากับ 0.05 ± 0.00 , 0.05 ± 0.01 และ 0.03 ± 0.00 ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าอัตราส่วนของ VFA/Alk มีค่าต่ำกว่าค่าที่แนะนำไว้คือ ระบบบำบัดแบบไร้อากาศควรมีค่า VFA/Alk อยู่ในช่วง 0.4-0.8 ซึ่งเป็นตัวบ่งชี้ว่าระบบมีกำลังบัฟเฟอร์สูงพอที่จะทำให้ pH ในระบบไม่ลดลง (Khanal, 2008) ซึ่งในงานวิจัยนี้มีอัตราส่วน VFA/Alk มีค่าน้อยกว่า 0.4 อาจเนื่องมาจากน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบมีความเข้มข้นของ COD ต่ำ ทำให้มีปริมาณ VFA และค่า Alk ที่ต่ำกว่าระบบบำบัดแบบไร้อากาศทั่วไป แต่ระบบนั้นมี VFA/Alk อยู่ในระดับที่สามารถต้านทานการเปลี่ยนแปลงค่า pH ได้



รูปที่ 3-4 VFA/Alk ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR

3.2.2 ประสิทธิภาพการบำบัดซีโอดี

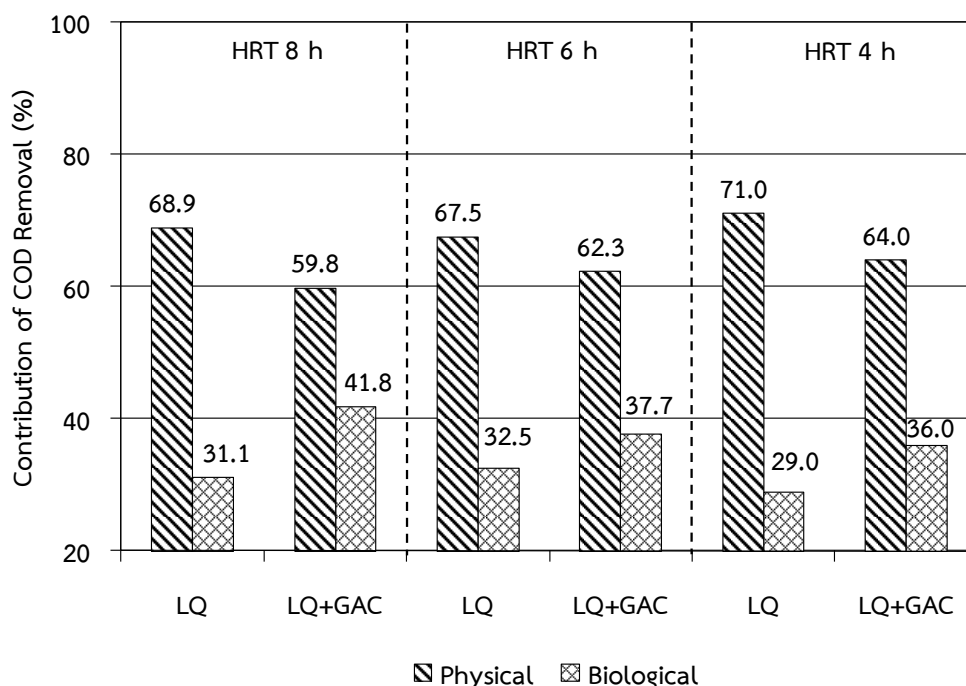
น้ำเสียก่อนเข้าระบบมีค่า COD ตลอดการทดลองอยู่ในช่วง 100.8-391.1 mg/L มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 200.8 ± 77.3 mg/L จากกราฟจะเห็นได้ว่าค่า COD ของน้ำเสียเข้าระบบมีค่าแปรปรวนทุกวัน เนื่องจากเป็นน้ำเสียจริงจากโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งจึงไม่สามารถควบคุมค่า COD ได้ เพราะกำลังการผลิตของโรงงานในแต่ละเดือนไม่เท่ากัน ซึ่งขึ้นอยู่กับสถานะสภาพเศรษฐกิจและฤดูกาล ทำให้มีผลต่อสถานะการทำงานของระบบได้ดังรูปที่ 3-5 เมื่อน้ำเสียเข้าสู่ระบบ AnMBR พบว่าประสิทธิภาพการบำบัด COD ของถังปฏิกรณ์ LQ ที่ HRT 8, 6 และ 4 h ที่สถานะเสถียรของการเดินระบบมีค่าเท่ากับ 71.0% (COD ในน้ำทิ้ง 68.2 ± 30.5 mg/L), 78.1% (COD ในน้ำทิ้ง 36.5 ± 8.1 mg/L) และ 81.9% (COD ในน้ำทิ้ง 48.5 ± 0.0 mg/L) ตามลำดับ และถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ที่ HRT 8, 6 และ 4 h ที่สถานะเสถียรของการเดินระบบมีประสิทธิภาพการบำบัดเท่ากับ 86.3% (COD ในน้ำทิ้ง 29.4 ± 16.9 mg/L), 88.2% (COD ในน้ำทิ้ง 18.4 ± 0.0 mg/L) และ 90.5% (COD ในน้ำทิ้ง 25.3 ± 1.5 mg/L) ตามลำดับ และพบว่าผลของ HRT ส่งผลต่อประสิทธิภาพการบำบัด COD ที่ไม่แตกต่าง เนื่องจากลักษณะน้ำเสียเข้าระบบมีค่า COD ที่ไม่สม่ำเสมอ



รูปที่ 3-5 ค่า COD ของน้ำเสียเข้าและน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR

เมื่อเปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัด COD ของระบบ AnMBR จะเห็นได้ว่าถึงปฏิกรณ์ LQ มีความเข้มข้น COD ของน้ำทิ้งสูงกว่าถึงปฏิกรณ์ LQ+GAC ส่งผลให้มีประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ต่ำกว่าถึงปฏิกรณ์ที่ใส่ GAC เพราะในถึงปฏิกรณ์ LQ+GAC เกิดกลไกการดูดติดผิว (Adsorption) ของถ่านกัมมันต์ ทำให้ในช่วงแรกของการเดินระบบจะเกิดการดูดซับสารอินทรีย์คาร์บอนอยู่ภายในรูพรุนของ GAC จนเต็มภายใน 6 วันแรกของการทดลอง จากกราฟจะเห็นได้ว่าประสิทธิภาพการบำบัด COD มีค่าเพิ่มขึ้น จากนั้นจะเป็นการบำบัด COD ด้วยกลไกทางกายภาพโดยการกักกันของเมมเบรน และกลไกทางชีวภาพโดยจุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนผิวของถ่านกัมมันต์จะทำให้หน้าที่ย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสีย ทำให้ความเข้มข้น COD ในน้ำทิ้งลดลง ดังนั้นกลไกการดูดติดผิวของถ่านกัมมันต์จึงไม่มีผลต่อประสิทธิภาพการบำบัด COD ในระยะยาว และจากงานวิจัยที่ได้ศึกษาระบบ AnMBR โดยใช้ GAC พบว่ากลไกในการบำบัดสารอินทรีย์ในระบบ AnMBR เกิดจากการย่อยสลายทางชีวภาพ และการดูดซับทางกายภาพโดยจุลินทรีย์ในระบบที่ถูกกักเก็บไว้และอาศัยอยู่บนผิวของ GAC จึงเกิดกระบวนการฟื้นคืนสภาพทางชีวภาพ เรียกว่า Bioregeneration ซึ่งเป็นกระบวนการที่สารอินทรีย์ถูกดูดซับด้วย GAC และเกิดการย่อยสลายทางชีวภาพโดยอาศัยกิจกรรมของจุลินทรีย์ในระบบ (Aktaş and Çeçen, 2007) ซึ่งในงานวิจัยนี้ GAC จะทำหน้าที่เป็นตัวกลางให้จุลินทรีย์ยึดเกาะ และมีความเหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ประเภทสร้าง CH_4 (Methanogenic bacteria) (Rangasamy *et al.*, 2007) โดย GAC ที่ใช้มีพื้นที่ผิวจำนวนมาก ($1,000 \text{ m}^2/\text{g}$) ต่อการอยู่อาศัยของจุลินทรีย์ จึงช่วยเพิ่มความเข้มข้นของจุลินทรีย์ในระบบ ส่งผลให้ประสิทธิภาพการบำบัด COD และเมื่อคำนวณหาความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการบำบัด COD ระหว่างกลไกทางกายภาพ (Physical) และกลไกทางชีวภาพ (Biological) โดยกลไกทางกายภาพ

เกิดขึ้นเมื่อสารแขวนลอย (Mixed liquor) ที่ผ่านการกรองของเมมเบรนจะมีของแข็งแขวนลอย บางส่วนที่ไม่สามารถผ่านรูพรุนของเมมเบรน และสารอินทรีย์ละลายน้ำ (Soluble organic substances) ที่ถูกดูดซับบนผิวหน้าของเมมเบรน ส่วนกลไกทางชีวภาพเป็นกลไกในการบำบัด COD เกิดจากการกำจัดสารอินทรีย์ที่ละลายน้ำและไม่ละลายน้ำที่ถูกดูดติดบนผิวหน้าของเมมเบรน (Baek and Pagilla, 2006) ซึ่งในการทดลองนี้ได้คำนวณจากการหาค่าร้อยละของ COD ที่ถูกกำจัดได้จาก สมการที่ 2-2 และสมการที่ 2-3 ในบทที่ 2 ซึ่งเห็นได้ว่าถึงปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC ที่ทุกๆ HRT เป็นการบำบัด COD ด้วยวิธีทางกายภาพโดยการกักกันของเมมเบรนนั้นสูงกว่าการบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพจากรูปที่ 3-6 แสดงให้เห็นว่าการบำบัด COD ด้วยวิธีทางกายภาพโดยการกรองผ่านเมมเบรน มีความสามารถในการกักอนุภาคสารแขวนลอย คอลลอยด์ และอนุภาคที่มีขนาดใหญ่กว่ารูพรุนของ เมมเบรน ทำให้สิ่งอุดตันเหล่านี้ไม่สามารถผ่านเมมเบรนออกมาได้ (Ramesh *et al.*, 2006) และการ บำบัด COD ด้วยวิธีทางชีวภาพที่ทุก HRT มีค่ามากที่สุด คือ ถึงปฏิกรณ์ LQ+GAC เนื่องจากการเติม ถ่านกัมมันต์ลงในระบบบำบัดน้ำเสียสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ถูกดูดติดเข้าไปในรูพรุนของ ถ่านกัมมันต์ และเมื่อ HRT สูงขึ้นยิ่งทำให้ GAC มีเวลาย่อยสลายสารอินทรีย์ด้วยวิธีทางชีวภาพได้ มากกว่าถึงปฏิกรณ์ LQ



รูปที่ 3-6 กลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ด้วยวิธีทางกายภาพและชีวภาพของระบบ AnMBR

อย่างไรก็ตามถึงปฏิกรณ์ LQ แม้ว่าจะไม่มีการเติม GAC เพื่อช่วยเพิ่มประสิทธิภาพ การบำบัด COD แต่ระบบมีประสิทธิภาพการบำบัด COD มากกว่า 71% เนื่องจากการทำงาน ของกลไกทางกายภาพโดยการกรองผ่านเมมเบรน และยังทำให้ค่าความขุ่น (Turbidity) ของน้ำทิ้ง จากทั้ง 2 ถึงปฏิกรณ์ ที่ทุกๆ HRT มีประสิทธิภาพในการบำบัดความขุ่นมากกว่าร้อยละ 97 ดังตาราง

ที่ 3-2 ซึ่งมีค่าความขุ่นของน้ำทิ้งจากระบบ AnMBR อยู่ในช่วง 0.6-1.1 NTU และผลของ HRT ไม่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการบำบัดความขุ่น เนื่องจากเมมเบรนมีรูพรุนขนาด 0.1 μm (การกรองแบบไมโครฟิวเตรชัน) และขนาดของรูพรุนยังส่งผลต่อประสิทธิภาพการบำบัด COD ของระบบ AnMBR ได้ เมื่อขนาดรูพรุนเพิ่มขึ้นจะทำให้ประสิทธิภาพการบำบัด COD ลดลง (Zhang *et al.*, 2010) โดยเมมเบรนสามารถกักเก็บจุลินทรีย์ที่หลุดออกมาจากน้ำทิ้งของระบบ จึงทำให้เกิดการสะสมของตะกอนจุลินทรีย์ไว้ภายในระบบ ส่งผลให้ประสิทธิภาพการบำบัด COD ค่อนข้างสูง และใช้เวลาในการเริ่มต้นเดินระบบ AnMBR ลดลง

ตารางที่ 3-2 ค่า Turbidity ของน้ำทิ้งทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ที่ออกจากระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h

HRT (h)	LQ		LQ+GAC	
	Turbidity (NTU)	Turbidity % Removal	Turbidity (NTU)	Turbidity % Removal
8	0.8±0.2	98.0±0.5	0.6±0.1	98.4±0.3
6	0.8±0.4	98.4±0.5	0.6±0.1	98.7±0.5
4	1.1±0.5	97.5±0.4	1.0±0.2	97.9±0.3

เมื่อพิจารณาคุณภาพของน้ำทิ้งจากระบบทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ พบว่าน้ำทิ้งจากระบบของถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC นั้นผ่านเกณฑ์มาตรฐานน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรม ซึ่งกำหนดไว้ที่ COD ไม่มากกว่า 120 mg/L (กรมควบคุมมลพิษ, 2558) และจากผลของ HRT ส่งผลต่อประสิทธิภาพการบำบัด COD ที่ไม่แตกต่างกัน เนื่องจากลักษณะของน้ำเสียมีค่า COD ค่อนข้างแปรปรวนและมีความเข้มข้นของ COD ต่ำกว่า 400 mg/L และในงานวิจัยนี้มีการทดลองที่ HRT สั้น แต่ให้ประสิทธิภาพในการบำบัด COD สูง เช่นเดียวกับการศึกษาของ Bae *et al.* (2014) ได้ศึกษาระบบบำบัดแบบไร้อากาศจากการเปรียบเทียบระบบบำบัดระหว่างแบบขั้นตอนเดียวคือ ระบบ Anaerobic fluidized membrane bioreactor (AFMBR) ร่วมกับการใช้ GAC กับระบบสองขั้นตอน Anaerobic fluidized bed bioreactor (AFBR) และ AFMBR ในการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของ COD ต่ำมีค่าเท่ากับ 200 mg/L ที่ HRT 2-4 h พบว่าระบบบำบัดน้ำเสียทั้ง 2 แบบมีประสิทธิภาพในการบำบัด COD สูงถึง 93-96% ซึ่งแสดงให้เห็นว่าระบบ AnMBR สามารถทำหน้าที่เป็นระบบบำบัดขั้นหลังในการรับน้ำเสียจากระบบบำบัดขั้นที่สอง (Secondary Treatment) แทนการบำบัดแบบใช้อากาศและระบบบ่อธรรมชาติได้

3.2.3 ประสิทธิภาพการบำบัดไนโตรเจน

ผลจากการทดลองที่สภาวะเสถียรของการเดินระบบ AnMBR ของน้ำทิ้งจากระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h มีค่า TN และประสิทธิภาพการบำบัดดังตารางที่ 3-3 พบว่าถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีประสิทธิภาพการบำบัด TN สูงกว่าถังปฏิกรณ์ LQ เนื่องจาก GAC มีความสามารถในการดูดซับสารประกอบไนโตรเจนในน้ำเสียได้ โดยมีจุลินทรีย์เกาะอยู่บนพื้นผิวและภายในของถ่านกัมมันต์ ทำให้มีความต้องการสารอาหารในการสร้างเซลล์จุลินทรีย์มากกว่าถังปฏิกรณ์ LQ และพบว่าค่า VSS ของ GAC 2 g/g media dry ของถังปฏิกรณ์ LQ+GAC หลังการทดลองเสร็จสิ้นมีค่าเท่ากับ 0.001 mg/g media dry แต่ปริมาณของ GAC ที่ใส่ในระบบคือ 25 g เพราะปริมาณ VSS ของ GAC ภายในระบบมีค่าเท่ากับ 16.56 mg/g media dry ซึ่ง GAC ที่ใส่ลงในระบบไม่ได้ทำการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ แสดงให้เห็นว่ามีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากมีการเพิ่มจำนวนของเซลล์จุลินทรีย์ แต่ทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ยังมีประสิทธิภาพน้อยกว่า 41% ซึ่งสอดคล้องกับการทดลองของ อิศรา รักษ์งาม (2541) ที่ใช้ระบบถังปฏิกรณ์ไร้อากาศแบบแผ่นกั้นประยุกต์ (Modified Anaerobic Baffled Reactor; MABR) สำหรับบำบัดน้ำเสียของสหกรณ์โรงอบและรมยาง พบว่ามีประสิทธิภาพการบำบัดไนโตรเจนได้ต่ำกว่า 50% ทั้งนี้เพราะ TN บางส่วนที่หายไปถูกใช้ไปเป็นอาหารของจุลินทรีย์ในการสร้างเซลล์ใหม่ และถูกเปลี่ยนไปเป็นแอมโมเนียไนโตรเจน (Van Hulle *et al.*, 2010) หาก TN มีค่าอยู่ในช่วง 300-1,000 mg/L อาจก่อให้เกิดการยับยั้งจุลินทรีย์สร้าง CH_4 และลดปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพประมาณร้อยละ 50 (Kayhanian, 1999) เมื่อนำมาเปรียบเทียบกับค่ามาตรฐานน้ำทิ้งอุตสาหกรรมตามประกาศของกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. 2539 พบว่าค่า TN ของถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ที่ HRT 4 h เท่านั้นที่มีค่าต่ำกว่าค่ามาตรฐานน้ำทิ้งโรงงานที่ได้กำหนดเอาไว้ คือมีค่า TKN (Total Kjeldahl Nitrogen) ไม่มากกว่า 100 mg/L (กรมควบคุมมลพิษ, 2558) ซึ่งมีประสิทธิภาพในการบำบัด TN ต่ำที่สุดเนื่องจากน้ำเสียที่เข้าระบบในช่วงการเดินระบบที่ HRT 4 h มีค่าความเข้มข้นของ TN ต่ำกว่าที่ HRT 8 และ 6 h

ตารางที่ 3-3 ค่า TN ของน้ำทิ้งทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ที่ออกจากระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h

HRT (h)	LQ		LQ+GAC	
	TN (mg/L)	% Removal	TN (mg/L)	% Removal
8	169.7±4.5	26.7±3.5	136.0±6.0	41.2±4.5
6	147.7±2.5	26.5±7.9	129.0±1.0	35.8±7.1
4	112.5±3.5	12.8±1.8	95.5±2.1	26.0±2.5

และเมื่อพิจารณาประสิทธิภาพการบำบัด NH_4^+ -N ดังตารางที่ 3-4 พบว่าถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีประสิทธิภาพการบำบัด NH_4^+ -N ที่สูงกว่าถังปฏิกรณ์ LQ ซึ่งทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์มีประสิทธิภาพการบำบัด TN และ NH_4^+ -N ค่อนข้างต่ำเมื่อเทียบกับประสิทธิภาพการบำบัด COD และผลของ HRT ส่งผลต่อประสิทธิภาพการบำบัดไนโตรเจนที่ไม่แตกต่างกัน เนื่องจากในทางทฤษฎีระบบบำบัดแบบไร้อากาศไม่สามารถบำบัด TN ได้เพียงระบบเดียว แต่ต้องใช้กระบวนการบำบัดแบบใช้

อากาศและสภาวะ Anoxic ร่วมด้วย โดยกระบวนการบำบัดไนโตรเจนทางชีวภาพเป็นการเปลี่ยนจาก NO_3^- -N ให้เป็น N_2 ในสภาวะไร้อากาศเช่น ระบบ SHARON (Single reactor system for High Ammonium Removal Over Nitrite) และกระบวนการ Anammox (Anaerobic Ammonium Oxidation) (Lin *et al.*, 2013) เมื่อเปรียบเทียบกับการใช้กระบวนการ Anammox ในระบบถึง ปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนไร้อากาศแบบจมตัว (Submerged anaerobic membrane bioreactor; SAnMBR) สำหรับบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มี TN เท่ากับ 1,700 mg/L พบว่า มีประสิทธิภาพในการ บำบัดสูงถึง 83% (Li *et al.*, 2015) เนื่องจากเป็นกระบวนการที่เปลี่ยนจาก NH_4^+ -N และ NO_2^- -N ให้เป็นก๊าซ N_2 ได้โดยตรงในสภาวะไร้อากาศ ในกระบวนการเติมอากาศทำให้เกิดปฏิกิริยาไนตริ ฟิเคชันที่สมบูรณ์

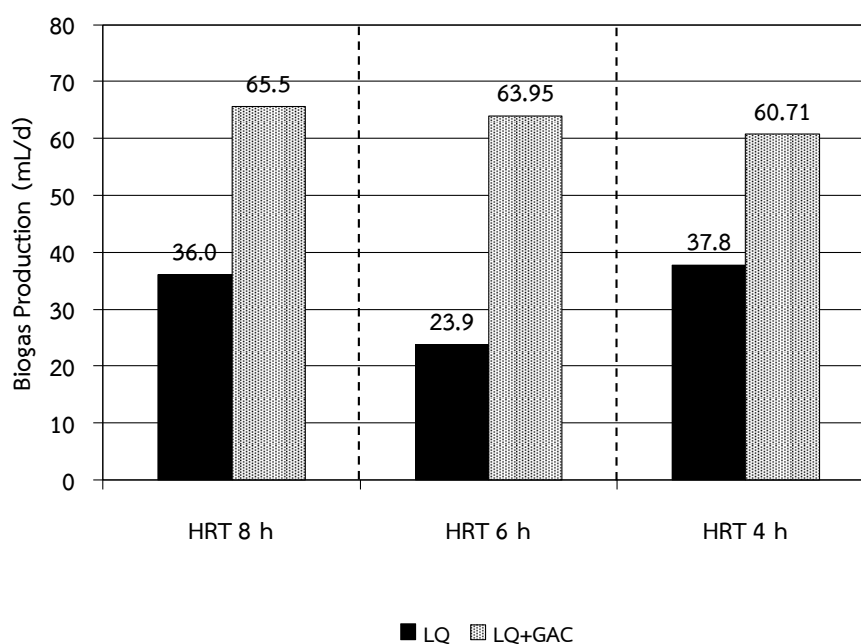
ตารางที่ 3-4 ค่า NH_4^+ -N ของน้ำทิ้งทั้ง 2 ถึงปฏิกรณ์ที่ออกจากระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h

HRT (h)	LQ		LQ+GAC	
	NH_4^+ -N (mg/L)	NH_4^+ -N % Removal	NH_4^+ -N (mg/L)	NH_4^+ -N % Removal
8	151.3±7.1	22.3±5.8	127.0±4.0	34.6±8.1
6	134.3±3.2	17.9±9.4	121.7±2.1	25.7±7.8
4	92.5±3.5	21.0±1.1	76.0±5.7	35.1±3.3

3.2.4 การผลิตก๊าซชีวภาพ

จากการเดินระบบ AnMBR ของถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC ที่ HRT 8, 6 และ 4 h เมื่อเข้าสู่สภาวะเสถียรของการเดินระบบดังรูปที่ 3-7 พบว่าการผลิตก๊าซชีวภาพของถังปฏิกรณ์ LQ มีก๊าซชีวภาพเกิดขึ้นน้อยกว่าถังปฏิกรณ์ LQ+GAC และถังปฏิกรณ์ LQ มีองค์ประกอบของก๊าซ CH_4 ที่ HRT 8, 6 และ 4 h เท่ากับ 42.6%, 42.6% และ 39.0% ซึ่งต่ำกว่าถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ที่มี องค์ประกอบของก๊าซ CH_4 เท่ากับ 51.3%, 54.4% และ 55.3% ตามลำดับ เนื่องจากระบบ AnMBR สามารถเพิ่มปริมาณจุลินทรีย์ในระบบได้มากขึ้นในการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้น COD ต่ำ โดยการ แยกตะกอนจุลินทรีย์ด้วยเมมเบรน ทำให้จุลินทรีย์สร้าง CH_4 สามารถเปลี่ยนไปเป็นก๊าซชีวภาพได้ ซึ่ง ในถังปฏิกรณ์ LQ จะมีจุลินทรีย์แขวนลอยอยู่ในน้ำ (Suspended Growth) ที่มีความเร็วจากการไหล สูง ทำให้เกิดการแตกของฟล็อกได้ (Hu and Stuckey, 2007) ส่วนถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีการเติม ถ่านกัมมันต์ลงในระบบ จะมีจุลินทรีย์อยู่ติดกับตัวกลาง (Attached growth) ทำให้จุลินทรีย์สร้าง กรดและจุลินทรีย์ผลิต CH_4 สามารถทำงานได้อย่างใกล้ชิดและมีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้นบนตัวกลาง จึง ช่วยให้การตรึงอินทรีย์ระเหยง่ายที่เป็นสารตัวกลาง (Intermediate) เกิดการถ่ายเทมวลสารโดยการ นำพาไปให้จุลินทรีย์ผลิต CH_4 ได้ย่อยสลายดียิ่งขึ้น และเมื่อถ่านกัมมันต์อยู่ในระบบนานเท่ากับ ระยะเวลาที่เก็บแบคทีเรียจึงทำให้ GAC มีปริมาณจุลินทรีย์เกาะบนผิวของถ่านกัมมันต์มากขึ้น จึงมี ระยะเวลาย่อยสลายสารอินทรีย์ได้มากขึ้นด้วย (Gao *et al.*, 2014) นอกจากนี้จุลินทรีย์มีการเกาะกลุ่มกัน เป็นฟล็อกบน GAC ส่งผลให้จุลินทรีย์ผลิต CH_4 ได้มากขึ้น

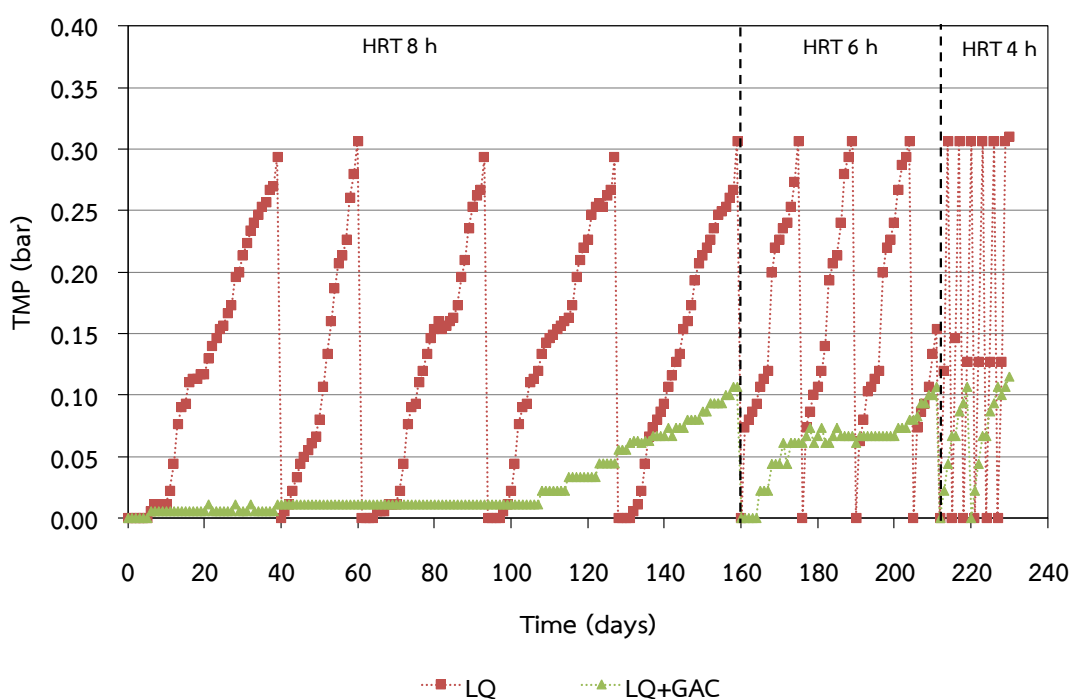
อย่างไรก็ตามทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ มีปริมาณก๊าซชีวภาพที่วัดได้ต่ำกว่าระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศทั่วไป ส่งผลให้อัตราการผลิต CH_4 ต่อการบำบัด COD (Observed CH_4 Yield) ที่ HRT ต่างๆ มีค่าต่ำด้วย โดยทุกๆ HRT มีค่า Observed CH_4 Yield ของถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC มีค่าใกล้เคียงกันคือ อยู่ในช่วง 0.04-0.24 $\text{L}_{\text{CH}_4}/\text{gCOD}_{\text{removed}}$ จากการทดลองนี้พบว่า Observed CH_4 Yield ของทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ มีค่าต่ำกว่าค่าทางทฤษฎีที่มีค่า 0.35 $\text{L}_{\text{CH}_4}/\text{gCOD}_{\text{removed}}$ (MetCalf and Eddy, 2004) และค่า Observed CH_4 Yield ที่ได้จากการทดลองนี้มีค่าที่ใกล้เคียงกับ Hu and Stuckey (2006) ที่ทำการบำบัดน้ำเสียที่มีค่า COD เท่ากับ 460 ± 20 mg/L ซึ่งมีค่า Observed CH_4 Yield อยู่ในช่วง 0.22-0.33 $\text{L}_{\text{CH}_4}/\text{gCOD}_{\text{removed}}$ และพบว่าผลของ HRT ไม่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงของค่า Observed CH_4 Yield เนื่องจากน้ำเสียที่ป้อนเข้าระบบมีความเข้มข้นของ COD ต่ำ และมีปริมาณสารอินทรีย์บางส่วนที่ถูกกักเก็บไว้ในระบบแต่ไม่ได้ถูกเปลี่ยนไปเป็นก๊าซชีวภาพทั้งหมด ถึงแม้ว่าระบบ AnMBR มีประสิทธิภาพในการบำบัด COD หรือ อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพจะเกิดเพิ่มขึ้น ทั้งนี้ส่วนหนึ่งเกิดจากสารอินทรีย์บางส่วนถูกเปลี่ยนไปเป็นเซลล์จุลินทรีย์ จึงทำให้สารอินทรีย์ที่ถูกกำจัดในระบบไม่ได้เปลี่ยนไปเป็นก๊าซชีวภาพได้ทั้งหมด



รูปที่ 3-7 ปริมาณการผลิตก๊าซชีวภาพของระบบ AnMBR ที่ HRT 8, 6 และ 4 h

3.3 การอุดตันของเมมเบรน

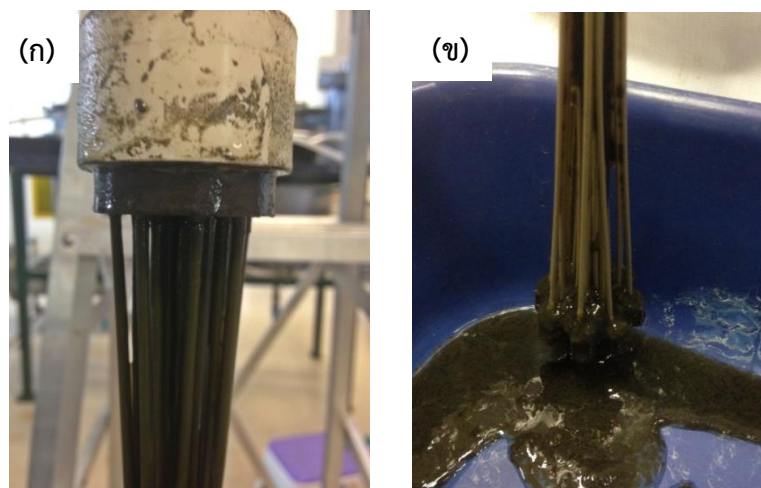
จากการทดลองเดินระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h ของถังปฏิกรณ์ LQ ได้ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะกรอง (Transmembrane pressure; TMP) สูงสุดที่ยอมได้คือ 0.3 bar ส่วนถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ได้กำหนดให้มีค่า TMP=0.1 bar จนสิ้นสุดการทดลองของแต่ละ HRT เนื่องจากถังปฏิกรณ์ที่มีการเติม GAC ใช้ระยะเวลาในการอุดตันของเมมเบรนช้ากว่าถังปฏิกรณ์ LQ และถ้าทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ มีค่า TMP เกินค่าที่กำหนดจะทำการฟื้นฟูสภาพเมมเบรนด้วยวิธีล้างย้อนด้วยน้ำประปา และวิธีทางเคมี จะเห็นได้ว่าการเปลี่ยนแปลงค่า TMP กับเวลาของระบบ AnMBR เป็นตัวชี้วัดการเกิดการอุดตันของเมมเบรนดังรูปที่ 3-8 ในระหว่างการทดลองเป็นเวลา 230 d โดยไม่มีการถ่ายยวมวลสลัดจ์ (Solid Retention Time; SRT) ออกจากระบบ



รูปที่ 3-8 ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนของระบบ AnMBR

จากผลการทดลองพบว่าค่า TMP ของทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์ ที่ HRT ต่ำจะมีค่า TMP เพิ่มขึ้นเร็วกว่าที่ HRT สูง นอกจากนี้ค่า OLR ยังส่งผลต่อการเกิดการอุดตันของเมมเบรนอีกด้วย จะเห็นได้ว่าที่ HRT ต่ำ (OLR เพิ่มขึ้น) จะมีแนวโน้มเกิดการอุดตันของเมมเบรนได้เร็วกว่าที่ HRT สูง (OLR ต่ำ) เนื่องจากปริมาณสารอินทรีย์ที่ป้อนเข้าสู่ระบบเพิ่มขึ้น เมื่อพิจารณาการเดินระบบที่ HRT 8 h ในระยะเวลาการเดินระบบบำบัด 159 d จะเห็นได้ว่าถังปฏิกรณ์ LQ มีค่า TMP เพิ่มขึ้นอย่างชัดเจนเมื่อเทียบกับถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ซึ่งมีค่า TMP สูงสุดเท่ากับ 0.3 bar และได้ทำการล้างเมมเบรนถึง 5 ครั้ง และเมื่อนำชุดเมมเบรน ออกจากถังปฏิกรณ์จะเห็นว่ามีเมือกสีดำนามาเกาะเคลือบที่ผิวของเมมเบรนดังรูปที่ 3-9 ในขณะที่การเติม GAC ในถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีค่า TMP คงที่ตั้งแต่วันแรกจนถึงวันที่ 106 และเพิ่มขึ้นอย่างช้าๆ จนสิ้นสุดที่ TMP=0.1 bar แล้วจึงทำการล้างเมมเบรน ซึ่ง

ถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC ที่ TMP=0.1 bar ใช้ระยะเวลาในการเดินระบบเฉลี่ยเท่ากับ 13.2 และ 159 d ตามลำดับ



รูปที่ 3-9 ลักษณะการสะสมของตะกอนบนชุดเมมเบรนของถังปฏิกรณ์ LQ
(ก) ตอนบนของชุดเมมเบรน (ข) ตอนล่างของชุดเมมเบรน

เมื่อเดินระบบที่ HRT 6 h พบว่าถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC ที่ค่า TMP=0.1 bar ใช้ระยะเวลาในการเดินระบบเฉลี่ยเท่ากับ 3.7 และ 51 d ตามลำดับ และจะเห็นได้ว่าถังปฏิกรณ์ LQ มีค่า TMP เพิ่มขึ้นแบบก้าวกระโดดอย่างชัดเจนเมื่อเทียบกับถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ซึ่งให้เห็นว่าเมื่อ TMP เพิ่มขึ้นจากการสะสมของตะกอนและอนุภาคสารละลายที่มีขนาดเล็กกว่ารูพรุนของเมมเบรนจนทำให้ปิดบริเวณรูพรุนของเมมเบรน ส่งผลให้เมมเบรนเกิดการอุดตันจนค่า TMP มีการเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็ว ส่วนถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีค่า TMP เพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วง 11 วันแรก จากนั้นค่า TMP มีค่าคงที่ในช่วง 0.06-0.07 bar ในระหว่างวันที่ 173-201 จนสิ้นสุดที่ TMP=0.1 bar ซึ่งถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ใช้ระยะเวลาในการเดินระบบนานกว่าถังปฏิกรณ์ LQ เนื่องจากการเติมถ่านกัมมันต์ในระบบ AnMBR ช่วยลดการอุดตันของเมมเบรนได้ ซึ่งเกิดจากการเสียดสีระหว่างถ่านกัมมันต์กับผิวของเมมเบรน ทำให้การสะสมของตะกอนบนผิวของเมมเบรนลดลง และยังช่วยลดปริมาณ Biofloc และสารชีวผลิตภัณฑ์ละลายน้ำ (Soluble microbial products; SMP) ที่สะสมบนผิวหน้าเมมเบรนได้ ทำให้ค่า TMP ต่ำลง (Vyrides and Stuckey, 2009)

เมื่อเดินระบบที่ HRT 4 h จะเห็นได้ว่าถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC ที่ค่า TMP=0.1 bar ใช้ระยะเวลาในการเดินระบบเฉลี่ยเท่ากับ 1 และ 8.5 d ตามลำดับ ซึ่งถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ใช้ระยะเวลาในการเดินระบบนานที่สุด เนื่องจากถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีแรงเฉือนสูงจากความเร็วของอัตราการไหลของน้ำเสียที่ผิวหน้าเมมเบรนที่ผิวหน้าเมมเบรน เพราะถูกทั้งการหมุนเวียนด้วยน้ำและ GAC ขัดผิวหน้าเมมเบรน และเมื่อคำนวณค่าความสัมพันธ์ระหว่างค่า Δ TMP กับระยะเวลาที่เมมเบรนเกิดการอุดตันดังตารางที่ 3-5 เมื่อเทียบที่ค่า TMP=0.1 bar ของแต่ละ HRT พบว่าถังปฏิกรณ์ที่มีอัตราการเกิดการอุดตันที่สั้นที่สุดคือถังปฏิกรณ์ LQ ส่งผลให้ถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ที่ HRT 8, 6 และ 4 h มีประสิทธิภาพในการลดอัตราการอุดตันของเมมเบรนมีค่าเท่ากับ

87%, 93% และ 90% ตามลำดับ ซึ่งสูงกว่าเมื่อเทียบกับถังปฏิกรณ์ LQ ช่วยให้ประสิทธิภาพในการลดการอุดตันได้มากขึ้น

ตารางที่ 3-5 อัตราการอุดตันของเมมเบรนในระบบ AnMBR

ถังปฏิกรณ์	อัตราการอุดตันของเมมเบรน (dTMP/dt) (mbar/d)		
	HRT 8 h	HRT 6 h	HRT 4 h
LQ	8	29	129
LQ+GAC	1	2	13

จากงานวิจัยของ Yoo *et al.* (2012) ได้ศึกษาการใช้พลังงานในการเดินระบบ AnMBR สำหรับบำบัดน้ำเสียชุมชนจากเมือง Bucheon ประเทศเกาหลี ที่ความเข้มข้นของ TCOD ต่ำเท่ากับ 68 mg/L ซึ่งระบบ AnMBR มีปริมาตรทั้งหมด 0.245 L โดยคำนวณค่าพลังงานไฟฟ้าที่มาจาก 2 ส่วนคือ พลังงานที่ใช้สำหรับการฟลูอิดไดซ์ (Fluidized) ของ GAC ภายในระบบ และพลังงานที่ใช้สำหรับการดูดน้ำเพอมีเอทออกจากระบบ เป็นต้น โดยพบว่าพลังงานไฟฟ้าในส่วนแรกที่ใช้สำหรับการฟลูอิดไดซ์ (Fluidized GAC) ภายในระบบจะได้จากการสูญเสียแรงดัน (Head loss) 3.8 cm H₂O มีอัตราการหมุนเวียนน้ำเสีย 1,013 L/d ซึ่งมีค่าความต้องการพลังงานไฟฟ้าให้อยู่ในสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชัน (Fluidization) เท่ากับ 4.37×10^{-6} kW และต้องการใช้พลังงานจากปั๊มที่ใช้ในการหมุนเวียนน้ำเสียเท่ากับ 0.0228 kWh/m³ ส่วนพลังงานที่ใช้สำหรับการดูดน้ำเพอมีเอทออกจากระบบจะได้จากค่า TMP เฉลี่ยที่ 23.8 cm H₂O มีอัตราการไหลของเพอมีเอท 4.6 L/d ซึ่งมีค่าความต้องการพลังงานไฟฟ้าปั๊มดูดน้ำเพอมีเอทเท่ากับ 0.0006 kWh/m³ ดังนั้นระบบ AnMBR มีความต้องการใช้พลังงานจากปั๊มทั้งหมดเท่ากับ 0.0234 kWh/m³ แสดงให้เห็นว่าพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ส่วนใหญ่มาจากปั๊มที่ใช้ในการหมุนเวียนน้ำเสียภายในระบบ ซึ่งในการออกแบบสร้างระบบ AnMBR ที่มีขนาดใหญ่ขึ้นควรพิจารณาเรื่องการควบคุมความเร็วของการไหลขึ้นของน้ำเสีย (Upflow Velocity; v_{up}) ของเครื่องสูบน้ำเสียหมุนเวียนในระบบ เพื่อให้ GAC สามารถฟุ้งกระจายและเคลื่อนที่ได้อย่างสม่ำเสมอภายในระบบได้ ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้คำนวณหา Upflow Velocity ที่เข้าสู่ระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h ดังตารางที่ 3-6

ตารางที่ 3-6 ผลการคำนวณ Upflow Velocity ของน้ำเสียของระบบที่ HRT 8, 6 และ 4 h

Parameter	Unit	HRT		
		8 h	6 h	4 h
Upflow Velocity; v_{up}	m/s	0.5	0.5	0.5
Wastewater flow rate; Q_{ww}	m ³ /d	0.012	0.008	0.006
Recirculation flow rate; Q_r	m ³ /d	86.40	86.40	86.40

จากตารางที่ 3-6 แสดงให้เห็นว่าความเร็วของการไหลขึ้นของน้ำเสียที่ใช้ในงานวิจัยนี้มีค่าที่สูงมากเมื่อเทียบกับเกณฑ์ที่ใช้ในการออกแบบระบบ Anaerobic fluidized bed reactor (AFBR) ที่ความเร็วของน้ำไหลขึ้นอยู่ในช่วง 4-8 m/h หรือ 0.001-0.002 m/s (เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์, 2543) เนื่องจากผู้วิจัยต้องให้ GAC สามารถเคลื่อนที่ไปมาได้อย่างอิสระ จึงต้องการ Upflow Velocity มากพอที่จะทำให้เกิดการเสียดสีกับผิวหน้าของเมมเบรน แต่ระบบ AFBR จะให้ระบบมีตัวกลางเคลื่อนไหวได้ โดยจะเกิดการลอยตัวและมีการขยายตัวของชั้นเบด เนื่องจากมีความพรุนระหว่างตัวกลาง จนทำให้ตัวกลางเกิดการเรียงตัวกันอย่างเป็นระเบียบ ทำให้ Upflow Velocity ที่ต่ำกว่าค่าใช้ในงานวิจัยนี้

อย่างไรก็ตามการเลือกตัวกลางที่ใช้เป็นอีกหนึ่งอย่างที่มีความสำคัญในการประหยัดพลังงานของปฏิกิริยาที่ใช้สำหรับหมุนเวียนน้ำเสียตลอดเวลา จึงควรเลือกตัวกลางที่มีความหนาแน่นต่ำ ซึ่งจากงานวิจัยของ Aslam *et al.* (2014) ได้ศึกษากระบวนการบำบัดแบบไร้อากาศ 2 ขั้นตอน คือ Anaerobic fluidized-bed reactor (AFBR) มีปริมาตรทั้งหมด 3.93 L สำหรับบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่ความเข้มข้นของ TCOD เท่ากับ 513 mg/L และรับน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแล้วเข้าสู่ระบบ Anaerobic fluidized-bed membrane bioreactor (AFMBR) มีปริมาตรทั้งหมด 1 L เพื่อทำการศึกษาผลของวัสดุตัวกลางระหว่าง วัสดุซิลิกา (Silica particles) และ PET beads ที่ส่งผลต่อพลังงานที่ใช้ในการหมุนเวียนน้ำเสียสำหรับระบบ AFMBR พบว่า PET beads ที่มีขนาด 3 mm ความถ่วงจำเพาะ (Specific gravity) เท่ากับ 1.4 มีความต้องการใช้พลังงานจากปฏิกิริยาที่ใช้ในการหมุนเวียนน้ำเสียเท่ากับ 0.010 kWh/m³ ซึ่งน้อยกว่า Silica ที่มีขนาด 0.5-0.85 mm และค่า Specific gravity เท่ากับ 2.6 มีความต้องการใช้พลังงานเท่ากับ 0.013 kWh/m³ แสดงให้เห็นว่าการเลือกใช้วัสดุตัวกลางสำหรับระบบ AnMBR ที่มีความหนาแน่นต่ำจะช่วยลด Upflow Velocity จึงเป็นอีกหนึ่งทางเลือกในการประหยัดพลังงานไฟฟ้าในระบบได้ และเมื่อนำมาเปรียบเทียบกับพลังงานที่ใช้ในการเดินระบบบำบัดน้ำเสียแบบใช้อากาศแอกติเวตเต็ดสลัดจ์ (Activated Sludge; AS) ของโรงงานบำบัดน้ำเสียเมือง Frederikshavn ประเทศเดนมาร์ก ที่มีความเข้มข้นของ TCOD เฉลี่ยเท่ากับ 250 mg/L พบว่ามีการใช้พลังงานมากถึง 0.15 kWh/m³ (Hansen *et al.*, 2006) แสดงให้เห็นว่าระบบ AFMBR ที่เลือกใช้ PET beads เป็นวัสดุตัวกลาง ซึ่งมีการใช้พลังงานไฟฟ้าที่ต่ำกว่าระบบ AS เท่ากับ 0.14 kWh/m³ สำหรับตะกอนในน้ำเสียที่ต้องมีการกำจัดก่อนหากจะนำเข้าสู่ระบบ AnMBR หรือ AFMBR ในระดับอุตสาหกรรม จะต้องมีการบำบัดน้ำเสียขั้นต้นก่อนที่จะเข้าสู่ระบบ ซึ่งสามารถใช้การกรองด้วยตะแกรงแบบละเอียด (Fine screen) เพื่อดักแข็งแขวนลอยที่มีขนาดใหญ่และเศษขยะต่างๆ ออกจากน้ำเสียก่อน ส่วนการเปรียบเทียบด้านค่าใช้จ่ายโดยตรงกับระบบ AS ยังต้องการศึกษาเปรียบเทียบในสถานะที่ใกล้เคียงกัน น้ำเสียเหมือนกัน และควรมีการปรับปรุงประสิทธิภาพการทำงานของระบบ AnMBR เพื่อหาจุดที่ดีที่สุดก่อน เช่นงานของ Aslam *et al.* (2014) ซึ่งประเด็นดังกล่าวควรได้รับการศึกษาวิจัยต่อไป

บทที่ 4

บทสรุปและข้อเสนอแนะ

4.1 บทสรุป

1. ระบบ AnMBR ของถังปฏิกรณ์ LQ และ LQ+GAC มีสถานะที่สามารถทำการเดินระบบบำบัดแบบไร้อากาศได้ เมื่อพิจารณาจากค่า pH, VFA, Alk และ VFA/Alk สำหรับประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียของระบบ AnMBR สรุปได้ว่าถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีประสิทธิภาพการบำบัดสูงสุด เนื่องจากการเติม GAC ลงในระบบช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียและอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น เนื่องจาก GAC จะทำหน้าที่เป็นตัวกลางให้จุลินทรีย์ยึดเกาะ จึงมีพื้นที่ผิวจำนวนมากต่อการอยู่อาศัยของจุลินทรีย์ ทำให้ช่วยเพิ่มความเข้มข้นของจุลินทรีย์ในระบบได้นอกจากนี้ทั้ง 2 ถังปฏิกรณ์มีค่า COD ของน้ำทิ้งจากระบบต่ำกว่าค่ามาตรฐานคุณภาพน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมของกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. 2539 (COD ไม่มากกว่า 120 mg/L) ในขณะที่ไนโตรเจนถูกบำบัดเพียง 1 ใน 3 ของไนโตรเจนเริ่มต้น และยังคงสูงกว่าค่ามาตรฐานคุณภาพน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมที่ได้กำหนดเอาไว้ (TKN ไม่มากกว่า 100 mg/L) ซึ่งผลของระยะเวลาที่เก็บน้ำ (Hydraulic Retention Time; HRT) ส่งผลต่อประสิทธิภาพการบำบัดที่ไม่แตกต่างกัน เนื่องมาจากน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบมีความเข้มข้นของสารอินทรีย์คาร์บอนต่ำ และเป็นน้ำเสียจริงของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งที่ได้ผ่านการบำบัดจากระบบบำบัดไร้อากาศ ทำให้มีค่าแปรปรวนทุกวัน
2. อัตราการอุดตันของเมมเบรนโดยการวัดด้วยค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะกรอง (Transmembrane pressure; TMP) ระหว่างการเดินระบบในหน่วย mbar/d พบว่าถังปฏิกรณ์ LQ+GAC ที่ HRT 4, 6 และ 8 h มีประสิทธิภาพในการลดอัตราการอุดตันของเมมเบรนมีค่าเท่ากับ 90%, 93% และ 87% ตามลำดับ สูงกว่าเมื่อเทียบกับถังปฏิกรณ์ LQ ช่วยให้มีประสิทธิภาพในการลดการอุดตันได้มากขึ้น เนื่องจากถังปฏิกรณ์ LQ+GAC มีแรงเฉือนสูงที่ผิวหน้าเมมเบรน เพราะถูกทั้งการหมุนเวียนด้วยน้ำและ GAC ขัดผิวหน้าเมมเบรน ส่งผลให้ไม่จำเป็นต้องล้างเมมเบรนบ่อยครั้ง และสามารถเดินระบบได้นานขึ้น

4.2 ข้อเสนอแนะ

1. จากการทดลองนี้แสดงให้เห็นว่าระบบ AnMBR ในระดับห้องปฏิบัติการให้ประสิทธิภาพในการบำบัด COD สูง การนำผลการทดลองที่ได้ไปใช้ประโยชน์ต่อไปในอนาคต จึงควรพัฒนาการทดลองการบำบัดน้ำเสียที่มีลักษณะใกล้เคียงกันกับโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง
2. การนำถ่านกัมมันต์มาใช้ในการเติมลงในระบบ AnMBR ควรศึกษาปริมาณถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดที่เหมาะสมกับระบบ AnMBR
3. จากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพการบำบัด TN และ $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ มีค่าต่ำ จึงควรศึกษาวิธีการบำบัดไนโตรเจนเพิ่มเติม เพื่อให้น้ำทิ้งผ่านมาตรฐานของกระทรวงอุตสาหกรรม ซึ่งอาจต้องใช้กระบวนการบำบัดแบบใช้อากาศและสภาวะ Anoxic ร่วมด้วย
4. ควรทำการเริ่มเดินระบบในการเลี้ยงจุลินทรีย์ก่อนเริ่มทำการทดลองเพื่อให้ประสิทธิภาพการบำบัดของระบบ AnMBR ดีขึ้น
5. ผลของการเติม GAC ลงในระบบ AnMBR จะช่วยให้เมมเบรนสามารถเดินระบบได้ยาวนานและฟื้นฟูสภาพเมมเบรนได้ง่ายขึ้น จึงควรศึกษากลไกและรูปแบบของการเกิดการอุดตันเมมเบรน
6. การเดินระบบ AnMBR เพื่อลดการอุดตันของเมมเบรน พบว่าถ่านกัมมันต์แบบเกล็ดมีความสามารถในการขจัดสิ่งสกปรกที่สะสมบนผิวหน้าเมมเบรนได้ เนื่องจากแรงเฉือนที่เกิดจากสภาวะฟลูอิดไดซ์ไปสัมผัสกับผิวด้านนอกของเมมเบรน ดังนั้นจึงควรศึกษาพารามิเตอร์เพิ่มเติม เช่น ความเข้มข้นของ SCOD ในระบบ ค่า Flux ของเพอมีเอท และค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรน เพื่ออธิบายกลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบทางกายภาพด้วยเมมเบรน หรือกลไกทางชีวภาพของระบบ
7. ควรเปรียบเทียบด้านค่าใช้จ่ายโดยตรงกับระบบ AS ยังต้องการศึกษาเปรียบเทียบในสถานะที่ใกล้เคียงกัน น้ำเสียเหมือนกัน และทำการปรับปรุงประสิทธิภาพการทำงานของระบบ AnMBR เพื่อหาจุดที่ดีที่สุดก่อน

เอกสารอ้างอิง

กรมควบคุมมลพิษ. 2558. มาตรฐานน้ำทิ้ง. ค้นเมื่อ 25 มกราคม 2558, จาก <http://www.pcd.go.th>

กรมโรงงานอุตสาหกรรม. 2551. หลักปฏิบัติเทคโนโลยีการผลิตที่สะอาด (การเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตและการป้องกันมลพิษ) อุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง. กลุ่มเทคโนโลยีการป้องกันมลพิษ, สำนักงานเทคโนโลยีน้ำและสิ่งแวดล้อมโรงงาน

ชลกาญจน์ ขาดิวงเพชร. ประสิทธิภาพของระบบแอนแอโรบิกซีแควนซ์แบบทรีแอกเตอร์ (เอเอสพีอาร์) ในการบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียโรงงานผลิตน้ำมันปาล์ม. วิทยานิพนธ์สาธารณสุขศาสตรมหาบัณฑิต สาขาอนามัยสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยขอนแก่น.

ธนาคารแห่งประเทศไทย. 2558. อุตสาหกรรมอาหารทะเลแปรรูปและแช่แข็ง. ค้นเมื่อ 24 พฤษภาคม 2558, จาก <http://www2.bot.or.th>

ธนาคารแห่งประเทศไทย. 2558. อัตราแลกเปลี่ยนเงินต่างประเทศ. ค้นเมื่อ 17 สิงหาคม 2558, จาก <http://www2.bot.or.th>

นุกูล อินทระสังขา, มาณี แก้วชนิด, ปนัดดา พรหมรักษ์ และ ธวัฒน์ชัย เทพนวล. 2548. ปัญหาน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมชีวภาพในจังหวัดสงขลาและพัทลุง. สงขลา: ภาควิชาชีววิทยา คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยทักษิณ.

วรรณฤดี หวันแข่ง. 2549. การเปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัดด้วยระบบบำบัดแบบเอกติเวเต็ดสลัดจ์สำหรับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นโดยการควบคุมค่าไออาร์พี. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาการจัดการสิ่งแวดล้อม คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

วีระศักดิ์ ทองลิ้มป์. 2540. การบำบัดน้ำเสียของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งโดยวิธีเอสพีอาร์. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

สถาบันสิ่งแวดล้อมไทย. 2558. อุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง ค้นเมื่อ 1 ธันวาคม 2558, จาก <http://www.tei.or.th>

- องค์พัฒน์ วรรณกลัด. 2552. การควบคุมอัตราส่วนซีโอดีต่อทีเคเอ็นที่เหมาะสมสำหรับสภาวะไฮมอลทาเนียสไนโตรฟิเคชัน-ดีไนโตรฟิเคชันในอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- อิสรา รังงาม. 2552. ประสิทธิภาพของระบบบ่อกักย่อยประยুক্তและระบบถังปฏิกรณ์ไร้อากาศแบบแผ่นกั้นประยুক্তสำหรับบำบัดน้ำเสียของสหกรณ์โรงอบ/รมยาง. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาการจัดการสิ่งแวดล้อม คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- Aktaş, Ö., Çeçen, F. 2007. Bioregeneration of activated carbon: A review. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 59(4), 257-272.
- Andalib, M., Hafez, H., Elbeshbishy, E., Nakhla, G., Zhu, J. 2012. Treatment of thin stillage in a high-rate anaerobic fluidized bed bioreactor (AFBR). *Bioresource Technology*, 121(0), 411-418.
- APHA, AWWA, WPCF. 1995. *Standard Methods for Examination of water and wastewater*. American Public Health Association, Washington, DC.
- Aslam, M., McCarty, P.L., Bae, J., Kim, J. 2014. The effect of fluidized media characteristics on membrane fouling and energy consumption in anaerobic fluidized membrane bioreactors. *Separation and Purification Technology*, 132, 10-15.
- Bae, J., Shin, C., Lee, E., Kim, J., McCarty, P.L. 2014. Anaerobic treatment of low-strength wastewater: A comparison between single and staged anaerobic fluidized bed membrane bioreactors. *Bioresource Technology*, 165(0), 75-80.
- Baek, S.H., Pagilla, K.R. 2006. Aerobic and anaerobic membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Water environment research*, 133-140.
- Berube, P., Hall, E., Sutton, P. 2006. Parameters governing permeate flux in an anaerobic membrane bioreactor treating low-strength municipal wastewaters: a literature review. *Water environment research*, 78(8), 887-896.

- Bhunias, P., Ghangrekar, M.M. 2008. Statistical modeling and optimization of biomass granulation and COD removal in UASB reactors treating low strength wastewaters. *Bioresource Technology*, 99(10), 4229-4238.
- Chen, J.L., Ortiz, R., Steele, T.W.J., Stuckey, D.C. 2014. Toxicants inhibiting anaerobic digestion: A review. *Biotechnology Advances*, 32(8), 1523-1534.
- Chernicharo, C.d. 2006. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5(1), 73-92.
- Cho, B.D., Fane, A.G. 2002. Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 209(2), 391-403.
- Choo, K.-H., Lee, C.-H. 1996. Membrane fouling mechanisms in the membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Water Research*, 30(8), 1771-1780.
- Chu, L.-B., Yang, F.-L., Zhang, X.-W. 2005. Anaerobic treatment of domestic wastewater in a membrane-coupled expanded granular sludge bed (EGSB) reactor under moderate to low temperature. *Process Biochemistry*, 40(3-4), 1063-1070.
- Damayanti, A., Ujang, Z., Salim, M.R. 2011. The influenced of PAC, zeolite, and *Moringa oleifera* as biofouling reducer (BFR) on hybrid membrane bioreactor of palm oil mill effluent (POME). *Bioresource Technology*, 102(6), 4341-4346.
- Dereli, R.K., Ersahin, M.E., Ozgun, H., Ozturk, I., Jeison, D., van der Zee, F., van Lier, J.B. 2012. Potentials of anaerobic membrane bioreactors to overcome treatment limitations induced by industrial wastewaters. *Bioresource Technology*, 122(0), 160-170.
- DiLallo, R., Albertson, O.E. 1961. Volatile Acids by Direct Titration. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 33(4), 356-365.
- Fang, H.H.P., Shi, X., Zhang, T. 2006. Effect of activated carbon on fouling of activated sludge filtration. *Desalination*, 189(1-3), 193-199.

- Field, R.W., Wu, D., Howell, J.A., Gupta, B.B. 1995. Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science*, 100(3), 259-272.
- Foresti, E., Zaiat, M., Vallero, M. 2006. Anaerobic Processes as the Core Technology for Sustainable Domestic Wastewater Treatment: Consolidated Applications, New Trends, Perspectives, and Challenges. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5(1), 3-19.
- Gao, D.-W., Hu, Q., Yao, C., Ren, N.-Q., Wu, W.-M. 2014. Integrated anaerobic fluidized-bed membrane bioreactor for domestic wastewater treatment. *Chemical Engineering Journal*, 240(0), 362-368.
- Gao, W.J., Lin, H.J., Leung, K.T., Schraft, H., Liao, B.Q. 2011. Structure of cake layer in a submerged anaerobic membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 374(1-2), 110-120.
- Gao, W.J.J., Lin, H.J., Leung, K.T., Liao, B.Q. 2010. Influence of elevated pH shocks on the performance of a submerged anaerobic membrane bioreactor. *Process Biochemistry*, 45(8), 1279-1287.
- Giménez, J.B., Robles, A., Carretero, L., Durán, F., Ruano, M.V., Gatti, M.N., Ribes, J., Ferrer, J., Seco, A. 2011. Experimental study of the anaerobic urban wastewater treatment in a submerged hollow-fibre membrane bioreactor at pilot scale. *Bioresource Technology*, 102(19), 8799-8806.
- Halbert, E.J. 1981. Process operation and monitoring; C. poison and inhibitors. in: *Proceeding of 1 st ASEAN Seminar Workshop on Biogas Technology*, ASEAN Committee on Science and Technology Manila. Philippines, pp. 369-385.
- Hansen, R., Thøgersen, T., Rogalla, F. 2006. Long Term Full Scale Comparison of Activated Sludge (AS) with Biological Aerated Filter (BAF). *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2006(13), 162-174.
- He, Y., Xu, P., Li, C., Zhang, B. 2005. High-concentration food wastewater treatment by an anaerobic membrane bioreactor. *Water Research*, 39(17), 4110-4118.

- Hermia, J. 1982. Constant pressure blocking filtration law application to powder-law non-Newtonian fluid. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 60, 183-187.
- Ho, J., Sung, S. 2010. Methanogenic activities in anaerobic membrane bioreactors (AnMBR) treating synthetic municipal wastewater. *Bioresource Technology*, 101(7), 2191-2196.
- Hu, A.Y., Stuckey, D.C. 2007. Activated carbon addition to a submerged anaerobic membrane bioreactor: effect on performance, transmembrane pressure, and flux. *Journal of environmental engineering*, 133(1), 73-80.
- Hu, A.Y., Stuckey, D.C. 2006. Treatment of dilute wastewaters using a novel submerged anaerobic membrane bioreactor. *Journal of environmental engineering*, 132(2), 190-198.
- Huang, Z., Ong, S.L., Ng, H.Y. 2011. Submerged anaerobic membrane bioreactor for low-strength wastewater treatment: Effect of HRT and SRT on treatment performance and membrane fouling. *Water Research*, 45(2), 705-713.
- Ivnitsky, H., Katz, I., Minz, D., Shimoni, E., Chen, Y., Tarchitzky, J., Semiat, R., Dosoretz, C.G. 2005. Characterization of membrane biofouling in nanofiltration processes of wastewater treatment. *Desalination*, 185(1-3), 255-268.
- Judd, S. 2010. *The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors for water and wastewater treatment*. Elsevier.
- Kayhanian, M. 1999. Ammonia inhibition in high-solids biogasification: an overview and practical solutions. *Environmental Technology*, 20(4), 355-365.
- Kayranli, B., Ugurlu, A. 2011. Effects of temperature and biomass concentration on the performance of anaerobic sequencing batch reactor treating low strength wastewater. *Desalination*, 278(1-3), 77-83.
- Khan, A.A., Gaur, R.Z., Tyagi, V.K., Khursheed, A., Lew, B., Mehrotra, I., Kazmi, A.A. 2011. Sustainable options of post treatment of UASB effluent treating sewage: A review. *Resources, Conservation and Recycling*, 55(12), 1232-1251.

- Khanal, S.K. 2008. Anaerobic biotechnology for bioenergy production. *Iowa: Wiley-Blackwell. p, 179.*
- Kim, J., Kim, K., Ye, H., Lee, E., Shin, C., McCarty, P.L., Bae, J. 2011. Anaerobic Fluidized Bed Membrane Bioreactor for Wastewater Treatment. *Environmental Science & Technology, 45(2), 576-581.*
- Kumar, A., Yadav, A.K., Sreekrishnan, T.R., Satya, S., Kaushik, C.P. 2008. Treatment of low strength industrial cluster wastewater by anaerobic hybrid reactor. *Bioresource Technology, 99(8), 3123-3129.*
- Langenhoff, A.A.M., Intrachandra, N., Stuckey, D.C. 2000. Treatment of dilute soluble and colloidal wastewater using an anaerobic baffled reactor: influence of hydraulic retention time. *Water Research, 34(4), 1307-1317.*
- Lew, B., Tarre, S., Beliavski, M., Dosoretz, C., Green, M. 2009. Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for domestic wastewater treatment. *Desalination, 243(1-3), 251-257.*
- Li, Z., Xu, X., Xu, X., Yang, F., Zhang, S. 2015. Sustainable operation of submerged Anammox membrane bioreactor with recycling biogas sparging for alleviating membrane fouling. *Chemosphere, 140, 106-113.*
- Liao, B.-Q., Kraemer, J.T., Bagley, D.M. 2006. Anaerobic membrane bioreactors: applications and research directions. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology, 36(6), 489-530.*
- Lin, H., Chen, J., Wang, F., Ding, L., Hong, H. 2011. Feasibility evaluation of submerged anaerobic membrane bioreactor for municipal secondary wastewater treatment. *Desalination, 280(1-3), 120-126.*
- Lin, H., Peng, W., Zhang, M., Chen, J., Hong, H., Zhang, Y. 2013. A review on anaerobic membrane bioreactors: Applications, membrane fouling and future perspectives. *Desalination, 314(0), 169-188.*

- Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q. 2010. Factors affecting sludge cake formation in a submerged anaerobic membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 361(1–2), 126-134.
- Martin, I., Pidou, M., Soares, A., Judd, S., Jefferson, B. 2011. Modelling the energy demands of aerobic and anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment. *Environmental Technology*, 32(9), 921-932.
- Meng, F., Chae, S.-R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.-S., Yang, F. 2009. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research*, 43(6), 1489-1512.
- MetCalf, Eddy. 2004. *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. New York: McGraw-Hill, Inc.
- Ognier, S., Wisniewski, C., Grasmick, A. 2004. Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept. *Journal of Membrane Science*, 229(1–2), 171-177.
- Ramesh, A., Lee, D., Wang, M., Hsu, J., Juang, R., Hwang, K., Liu, J., Tseng, S. 2006. Biofouling in membrane bioreactor. *Separation science and technology*, 41(7), 1345-1370.
- Rangasamy, P., Iyer, P., Ganesan, S. 2007. Anaerobic tapered fluidized bed reactor for starch wastewater treatment and modeling using multilayer perceptron neural network. *Journal of Environmental Sciences*, 19(12), 1416-1423.
- Saddoud, A., 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.
- Sairam, M., Loh, X.X., Bhole, Y., Sereewatthanawut, I., Li, K., Bismarck, A., Steinke, J.H.G., Livingston, A.G. 2010. Spiral-wound polyaniline membrane modules for organic solvent nanofiltration (OSN). *Journal of Membrane Science*, 349(1–2), 123-129.

- Siegert, I., Banks, C. 2005. The effect of volatile fatty acid additions on the anaerobic digestion of cellulose and glucose in batch reactors. *Process Biochemistry*, 40(11), 3412-3418.
- Singh, K.S., Harada, H., Viraraghavan, T. 1996. Low-strength wastewater treatment by a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 55(3), 187-194.
- Speece, R.E. 2008. *Anaerobic Biotechnology and Odor/Corrosion Control for Municipalities and Industries*. Archae Press, Nashville Tennessee.
- Stuckey, D.C. 2012. Recent developments in anaerobic membrane reactors. *Bioresource Technology*, 122(0), 137-148.
- Takahashi, M., Ohya, A., Kawakami, S., Yoneyama, Y., Onodera, T., Syutsubo, K., Yamazaki, S., Araki, N., Ohashi, A., Harada, H. 2011. Evaluation of treatment characteristics and sludge properties in a UASB reactor treating municipal sewage at ambient temperature. *Int. J. Environ. Res*, 5(4), 821-826.
- Tauseef, S.M., Abbasi, T., Abbasi, S.A. 2013. Energy recovery from wastewaters with high-rate anaerobic digesters. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 19(0), 704-741.
- Trzcinski, A.P. 2009. Anaerobic membrane bioreactor technology for solid waste stabilization, Imperial College London.
- Van Hulle, S.W.H., Vandeweyer, H.J.P., Meesschaert, B.D., Vanrolleghem, P.A., Dejans, P., Dumoulin, A. 2010. Engineering aspects and practical application of autotrophic nitrogen removal from nitrogen rich streams. *Chemical Engineering Journal*, 162(1), 1-20.
- Vyrides, I., Conteras, P.A., Stuckey, D.C. 2010. Post-treatment of a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR) saline effluent using powdered activated carbon (PAC). *Journal of Hazardous Materials*, 177(1-3), 836-841.

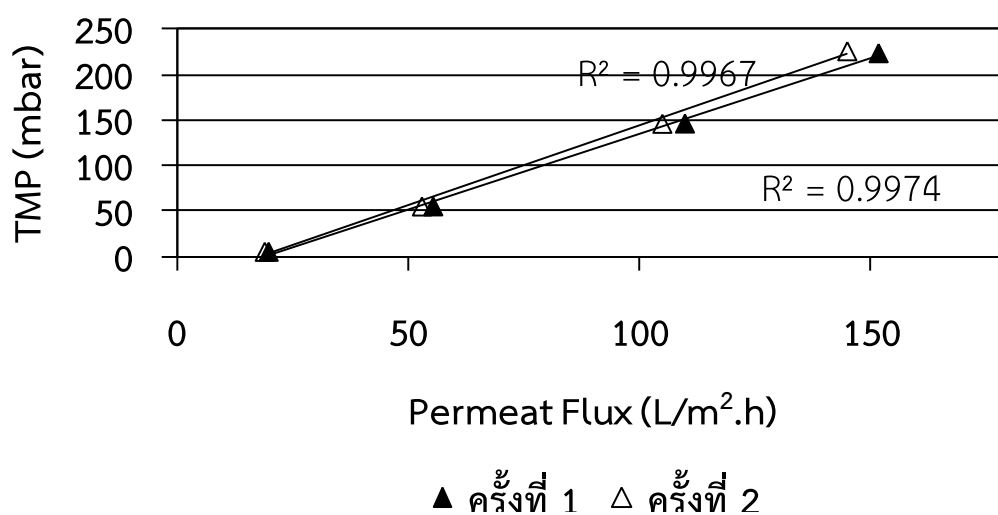
- Vyrides, I., Stuckey, D.C. 2009. Saline sewage treatment using a submerged anaerobic membrane reactor (SAMBR): Effects of activated carbon addition and biogas-sparging time. *Water Research*, 43(4), 933-942.
- Wang, Z., Wu, Z., Yin, X., Tian, L. 2008. Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (MBR) under sub-critical flux operation: Membrane foulant and gel layer characterization. *Journal of Membrane Science*, 325(1), 238-244.
- Weiland, P. 2010. Biogas production: current state and perspectives. *Applied microbiology and biotechnology*, 85(4), 849-860.
- Wen, C., Huang, X., Qian, Y. 1999. Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. *Process Biochemistry*, 35(3-4), 335-340.
- Yoo, R., Kim, J., McCarty, P.L., Bae, J. 2012. Anaerobic treatment of municipal wastewater with a staged anaerobic fluidized membrane bioreactor (SAF-MBR) system. *Bioresource Technology*, 120(0), 133-139.
- Zhang, X., Wang, Z., Wu, Z., Lu, F., Tong, J., Zang, L. 2010. Formation of dynamic membrane in an anaerobic membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Chemical Engineering Journal*, 165(1), 175-183.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

ผลการทดสอบสภาพให้ซึมผ่านได้ของเมมเบรนสะอาด (Initial permeability membrane) ก่อนเดินระบบ

จากการทดสอบสภาพให้ซึมผ่านได้ของเมมเบรนสะอาด (Initial permeability membrane) ด้วยน้ำประปาจากความสัมพันธ์ระหว่างค่า Flux และค่า TMP เพื่อใช้ในการคำนวณหาความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของชุดเมมเบรนก่อนจะใช้งานจริง (Hydraulic resistance of the membrane; R_m) จากสมการหาความสัมพันธ์ของ Darcy ดังรูปภาคผนวกที่ ก-1 แสดงผลการกรองน้ำกลั่นผ่านเมมเบรน 2 ครั้ง ซึ่งมีค่า R_m เฉลี่ยเท่ากับ $2.18 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$



รูปที่ ก-0-1 ค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนแบบใหม่ก่อนทำการทดลอง

ภาคผนวก ข
ข้อมูลดิบจากการทดลอง

ตารางที่ ข-1 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบ AnMBR

HRT (h)	Day	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			VFA/ Alkalinity		
		Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC
8	3	7.3	7.8	7.8	42.5	35.0	30.0	620.0	570.0	570.0	0.07	0.06	0.05
	6	7.3	7.6	7.6	45.0	40.0	37.5	630.0	557.5	557.5	0.07	0.07	0.07
	9	7.5	7.8	7.7	45.0	35.0	40.0	590.0	545.0	530.0	0.08	0.06	0.08
	12	7.4	7.7	7.8	45.0	35.0	40.0	582.5	525.0	442.5	0.08	0.07	0.09
	15	7.4	7.5	7.6	47.5	45.0	45.0	825.0	712.5	710.0	0.06	0.06	0.06
	18	7.1	7.6	7.6	82.5	52.5	60.0	930.0	875.0	845.0	0.09	0.06	0.07
	21	7.0	7.7	7.5	62.5	46.9	40.6	746.9	756.3	775.0	0.08	0.06	0.05
	24	7.1	7.8	7.7	70.0	45.0	45.0	917.5	905.0	915.0	0.08	0.05	0.05
	27	7.0	7.7	7.4	78.1	62.5	50.0	1043.8	983.8	878.1	0.07	0.06	0.06
	30	7.1	7.8	7.7	92.5	52.5	46.5	950.0	860.0	850.0	0.10	0.06	0.05
	33	7.3	7.8	7.8	65.0	55.0	55.0	940.0	895.0	850.0	0.07	0.06	0.06
	36	7.5	7.6	7.5	60.0	50.0	50.0	730.0	660.0	605.0	0.08	0.08	0.08
	39	7.4	7.6	7.7	65.0	47.5	45.0	790.0	665.0	730.0	0.08	0.07	0.06
	42	7.4	7.7	7.6	60.0	57.5	45.0	930.0	920.0	910.0	0.06	0.06	0.05
	45	7.4	7.7	7.8	65.0	55.0	52.5	950.0	910.0	730.0	0.07	0.06	0.07
48	7.4	7.9	7.8	70.0	50.0	50.0	930.0	840.0	840.0	0.08	0.06	0.06	

ตารางที่ ข-1 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			VFA/ Alkalinity		
		Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC
	51	7.4	8.0	7.8	70.0	60.0	50.0	950.0	850.0	840.0	0.07	0.07	0.06
	54	7.3	7.8	7.8	75.0	62.5	50.0	990.0	890.0	880.0	0.08	0.07	0.06
	57	7.4	8.0	7.7	72.5	65.5	60.0	1020.0	900.0	860.0	0.07	0.07	0.07
	60	7.1	7.8	7.8	70.0	50.0	45.0	810.0	711.0	774.0	0.09	0.07	0.06
	63	7.2	7.8	7.6	72.5	50.0	50.0	835.0	711.0	748.0	0.09	0.07	0.07
	66	7.2	7.7	7.8	65.0	50.0	50.0	816.0	758.0	740.0	0.08	0.07	0.07
	69	7.2	7.7	7.6	60.0	50.0	50.0	810.0	684.0	676.0	0.07	0.07	0.07
	72	7.2	7.8	7.6	87.5	65.0	62.5	854.0	825.0	772.0	0.10	0.08	0.08
	75	7.8	7.6	7.5	100.0	70.0	57.5	1000.0	930.0	890.0	0.10	0.08	0.06
	78	7.2	7.7	7.5	92.5	70.0	62.5	1050.0	980.0	980.0	0.09	0.07	0.06
	81	7.2	7.6	7.6	95.0	65.0	72.5	990.0	920.0	960.0	0.10	0.07	0.08
	84	7.0	7.7	7.6	75.0	57.5	60.0	790.0	860.0	930.0	0.09	0.07	0.06
	87	6.9	7.5	7.7	95.0	70.0	70.0	750.0	580.0	520.0	0.13	0.12	0.13
	90	7.4	7.7	7.7	102.5	85.0	57.5	778.0	562.0	516.0	0.13	0.15	0.11
	93	7.5	7.9	7.4	75.0	62.5	75.0	642.0	570.0	600.0	0.12	0.11	0.13
	96	7.2	8.0	7.9	70.0	60.0	50.0	800.0	750.0	650.0	0.09	0.08	0.08
	99	7.3	7.9	7.7	70.0	57.5	52.5	880.0	700.0	600.0	0.08	0.08	0.09
	102	7.5	7.9	7.8	72.5	60.0	55.0	778.0	660.0	550.0	0.09	0.09	0.10
	105	7.4	8.0	7.7	80.0	60.0	50.0	800.0	740.0	600.0	0.10	0.08	0.08

ตารางที่ ข-1 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			VFA/ Alkalinity		
		Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC
	108	7.4	8.1	8.0	70.0	60.0	50.0	860.0	870.0	800.0	0.08	0.07	0.06
	111	7.4	8.0	7.7	80.0	60.0	50.0	800.0	746.0	746.0	0.10	0.08	0.07
	114	7.6	8.1	8.1	65.0	40.0	45.0	860.0	650.0	680.0	0.08	0.06	0.07
	117	7.4	8.1	7.9	65.0	57.5	50.0	800.0	750.0	800.0	0.08	0.08	0.06
	120	7.3	8.0	7.5	70.0	47.5	50.0	920.0	820.0	860.0	0.08	0.06	0.06
	123	7.7	7.9	8.0	70.0	50.0	60.0	880.0	660.0	720.0	0.08	0.08	0.08
	126	8.1	7.6	7.9	45.0	45.0	47.5	810.0	830.0	840.0	0.06	0.05	0.06
	129	7.4	8.1	8.0	72.5	55.0	57.5	890.0	800.0	800.0	0.08	0.07	0.07
	132	7.9	8.0	7.9	35.0	30.0	35.0	750.0	580.0	550.0	0.05	0.05	0.06
	135	7.3	7.8	7.6	50.0	42.5	47.5	880.0	740.0	830.0	0.06	0.06	0.06
	138	7.4	7.7	7.5	45.0	30.0	35.0	790.0	600.0	650.0	0.06	0.05	0.05
	141	7.6	8.0	7.9	42.5	35.0	35.0	790.0	600.0	660.0	0.05	0.06	0.05
	144	7.3	7.8	7.6	55.0	40.0	40.0	750.0	640.0	690.0	0.07	0.06	0.06
	147	7.1	7.9	7.7	65.0	50.0	35.0	690.0	600.0	670.0	0.09	0.08	0.05
	150	7.5	7.8	7.7	45.0	35.0	35.0	700.0	600.0	670.0	0.06	0.06	0.05
	153	7.7	7.9	7.6	40.0	35.0	37.5	720.0	610.0	650.0	0.06	0.06	0.06
	156	7.3	8.0	7.8	55.0	35.0	37.5	780.0	690.0	750.0	0.07	0.05	0.05
	159	7.6	8.0	7.8	50.0	40.0	42.5	820.0	670.0	800.0	0.06	0.06	0.05

ตารางที่ ข-1 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			VFA/ Alkalinity		
		Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC
6	163	7.4	7.8	8.2	55.0	50.0	50.0	730.0	650.0	680.0	0.08	0.08	0.07
	166	7.5	8.1	8.1	60.0	50.0	50.0	720.0	750.0	700.0	0.08	0.07	0.07
	169	7.5	7.8	7.9	67.5	55.5	45.0	700.0	675.0	670.0	0.10	0.08	0.07
	172	7.9	8.0	8.0	75.0	50.0	50.0	720.0	760.0	720.0	0.10	0.07	0.07
	175	7.2	7.9	7.8	45.0	45.0	45.0	700.0	720.0	710.0	0.06	0.06	0.06
	178	7.3	7.6	7.8	55.0	45.0	45.0	700.0	700.0	680.0	0.08	0.06	0.07
	181	7.8	7.8	8.0	50.0	50.0	50.0	540.0	520.0	560.0	0.09	0.10	0.09
	184	8.2	8.2	8.2	45.0	45.0	45.0	480.0	480.0	480.0	0.09	0.09	0.09
	187	7.6	7.9	7.8	50.0	55.0	45.0	500.0	460.0	460.0	0.10	0.12	0.10
	190	7.7	7.7	7.8	60.0	40.0	30.0	485.0	440.0	445.0	0.12	0.09	0.07
	193	7.6	7.9	7.8	45.0	40.0	50.0	580.0	530.0	500.0	0.08	0.08	0.10
	196	7.3	7.9	7.9	60.0	40.0	40.0	580.0	530.0	500.0	0.10	0.08	0.08
	199	7.2	7.7	7.6	40.0	35.0	30.0	700.0	730.0	600.0	0.06	0.05	0.05
	202	7.5	7.7	7.5	50.0	30.0	30.0	700.0	670.0	640.0	0.07	0.04	0.05
	205	7.6	7.5	7.3	45.0	35.0	30.0	730.0	620.0	710.0	0.06	0.06	0.04
	208	7.5	7.8	7.7	40.0	30.0	30.0	670.0	620.0	700.0	0.06	0.05	0.04
211	7.8	7.7	7.8	40.0	30.0	35.0	610.0	600.0	640.0	0.07	0.05	0.05	
215	7.7	7.7	7.8	40.0	30.0	30.0	740.0	740.0	680.0	0.05	0.04	0.04	

ตารางที่ ข-1 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	pH			VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			VFA/ Alkalinity		
		Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC	Inf	LQ	LQ+GAC
4	218	7.5	8.0	7.7	35.0	20.0	20.0	770.0	770.0	820.0	0.05	0.03	0.02
	221	7.9	8.0	8.0	40.0	30.0	30.0	750.0	740.0	790.0	0.05	0.04	0.04
	224	7.5	8.1	7.8	30.0	20.0	25.0	830.0	830.0	810.0	0.04	0.02	0.03
	227	8.1	8.0	7.8	45.0	30.0	30.0	800.0	790.0	800.0	0.06	0.04	0.04
	230	8.0	7.7	7.9	40.0	35.0	30.0	800.0	810.0	850.0	0.05	0.04	0.04

ตารางที่ ข-2 ค่า Turbidity และ COD ของระบบ AnMBR

HRT (h)	Day	Turbidity					COD				
		Inf	Eff (NTU)		%Remove		Inf	Eff (mg/L)		%Remove	
			LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
8	3	54.0	1.0	1.0	98.1	98.1	104.7	44.9	29.9	57.1	71.4
	6	48.1	1.6	1.2	96.6	97.4	119.1	44.7	14.9	62.5	87.5
	9	36.6	1.3	1.2	96.5	96.8	108.7	42.3	28.2	61.1	74.1
	12	33.3	1.3	1.3	96.1	96.2	103.7	44.4	44.4	57.1	57.1
	15	87.5	1.1	1.0	98.7	98.9	241.8	71.1	56.9	70.6	76.5
	18	70.3	1.4	1.2	98.0	98.3	327.1	99.6	85.3	69.6	73.9
	21	102.0	1.4	1.3	98.7	98.7	350.9	98.3	84.2	72.0	76.0
	24	54.9	1.4	1.3	97.4	97.6	264.0	47.4	33.8	82.1	87.2

ตารางที่ ข-2 ค่า Turbidity และ COD ของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	Turbidity					COD				
		Inf	Eff (NTU)		%Remove		Inf	Eff (mg/L)		%Remove	
			LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
	27	47.8	1.0	1.1	97.8	97.7	277.5	47.4	33.8	82.9	87.8
	30	39.3	1.3	1.0	96.7	97.4	304.6	60.9	38.4	80.0	87.4
	33	33.9	1.5	1.1	95.6	96.8	256.0	38.4	19.0	85.0	92.6
	36	44.9	1.2	1.2	97.4	97.3	145.5	31.6	12.7	78.3	91.3
	39	47.3	1.4	1.6	97.1	96.7	204.8	19.0	31.6	90.7	84.6
	42	37.3	1.4	1.2	96.3	96.9	145.5	31.6	6.7	78.3	95.4
	45	25.8	1.3	1.3	94.9	95.0	114.3	20.2	6.7	82.4	94.1
	48	22.7	1.1	1.1	95.4	95.3	100.8	20.2	33.6	80.0	66.7
	51	24.0	1.1	1.1	95.3	95.3	208.4	33.6	20.2	83.9	90.3
	54	35.6	1.3	1.1	96.3	96.9	114.3	33.6	21.4	70.6	81.3
	57	26.9	1.1	1.1	95.9	96.0	127.8	47.4	25.7	62.9	79.9
	60	22.2	1.0	1.1	95.5	95.1	120.0	25.7	25.7	78.6	78.6
	63	29.9	1.1	1.1	96.5	96.4	107.1	39.8	12.9	62.8	88.0
	66	31.2	1.1	1.1	96.6	96.6	108.0	25.7	25.6	76.2	76.3
	69	21.2	1.2	1.1	94.6	94.8	102.8	38.6	45.0	62.5	56.2
	72	32.5	1.1	1.3	96.6	96.0	257.0	51.4	38.6	80.0	85.0
	75	47.7	1.1	1.1	97.6	97.7	347.0	51.4	52.8	85.2	84.8
	78	31.5	1.1	1.1	96.6	96.5	273.9	57.6	35.5	79.0	87.0

ตารางที่ ข-2 ค่า Turbidity และ COD ของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	Turbidity					COD				
		Inf	Eff (NTU)		%Remove		Inf	Eff (mg/L)		%Remove	
			LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
	81	39.4	1.0	1.1	97.4	97.3	187.4	50.5	36.0	73.1	80.8
	84	47.3	1.1	1.2	97.7	97.6	158.6	57.7	28.8	63.6	81.8
	87	20.2	1.0	1.1	94.8	94.7	129.7	43.2	28.8	66.7	77.8
	90	27.6	1.0	0.8	96.3	97.0	216.2	57.7	39.8	73.3	81.6
	93	39.6	1.1	1.2	97.3	97.0	213.3	51.0	35.6	76.1	83.3
	96	66.3	1.2	1.2	98.3	98.2	286.0	59.3	35.6	79.3	87.6
	99	38.2	1.1	1.0	97.0	97.3	266.7	47.4	35.6	82.2	86.7
	102	23.3	1.0	1.0	95.6	95.6	206.1	30.4	20.5	85.3	90.1
	105	35.7	1.0	1.1	97.1	97.0	391.1	87.4	35.6	77.7	90.9
	108	38.9	1.1	1.0	97.2	97.3	214.3	42.9	28.6	80.0	86.7
	111	26.4	1.1	1.0	95.8	96.0	232.7	72.7	36.0	68.7	84.5
	114	30.8	1.1	1.1	96.6	96.3	100.9	28.8	14.4	71.4	85.7
	117	46.1	1.1	1.1	97.6	97.7	196.4	36.4	21.8	81.5	88.9
	120	28.9	1.0	1.1	96.4	96.3	175.9	43.2	28.8	75.4	83.6
	123	25.2	1.1	0.7	95.7	97.1	171.5	42.9	21.4	75.0	87.5
	126	23.8	0.9	0.6	96.4	97.4	289.9	72.5	48.3	75.0	83.3
	129	32.3	0.8	0.7	97.5	97.7	150.1	42.9	21.4	71.4	85.7
	132	69.1	1.1	0.7	98.5	99.1	193.3	72.5	48.3	62.5	75.0

ตารางที่ ข-2 ค่า Turbidity และ COD ของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	Turbidity					COD				
		Inf	Eff (NTU)		%Remove		Inf	Eff (mg/L)		%Remove	
			LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
	135	51.0	0.8	0.6	98.5	98.8	107.2	42.9	21.4	60.0	80.0
	138	39.2	0.9	0.8	97.8	97.9	265.8	84.6	24.5	68.2	90.8
	141	55.4	0.6	0.7	98.8	98.8	183.9	49.0	24.5	73.3	86.7
	144	44.7	0.8	0.8	98.2	98.3	312.0	96.3	24.0	69.1	92.3
	147	39.8	1.1	0.7	97.2	98.2	128.7	36.8	24.5	71.4	81.0
	150	50.4	0.8	0.7	98.4	98.6	171.7	36.7	26.8	78.6	84.4
	153	44.4	0.9	0.7	98.0	98.4	204.6	36.8	24.5	82.0	88.0
	156	53.7	0.9	0.6	98.4	98.8	190.1	35.7	15.8	81.2	91.7
	159	24.1	0.5	0.5	98.0	98.0	141.0	24.5	24.5	82.6	82.6
6	163	33.1	0.8	0.6	97.6	98.3	138.8	40.8	24.5	70.6	82.4
	166	61.8	0.8	0.8	98.7	98.6	221.8	31.7	15.8	85.7	92.9
	169	45.9	1.3	0.7	97.2	98.4	220.4	32.7	24.5	85.2	88.9
	172	51.1	0.8	0.5	98.4	99.1	190.1	31.7	23.8	83.3	87.5
	175	107.5	1.2	1.0	98.9	99.1	155.1	40.8	24.5	73.7	84.2
	178	73.1	1.0	0.7	98.7	99.0	190.1	31.7	31.7	83.3	83.3
	181	28.8	0.6	0.7	98.0	97.6	180.8	40.8	24.5	77.4	86.5
	184	19.4	0.5	0.6	97.6	97.0	163.4	31.7	15.8	80.6	90.3
	187	20.8	0.4	0.6	97.8	97.3	106.1	27.1	13.9	74.4	86.9

ตารางที่ ข-2 ค่า Turbidity และ COD ของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	Turbidity					COD				
		Inf	Eff (NTU)		%Remove		Inf	Eff (mg/L)		%Remove	
			LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
	190	38.5	1.0	0.8	97.5	97.9	119.2	31.7	15.8	73.4	86.7
	193	36.4	1.2	0.7	96.8	98.1	189.0	27.8	13.9	85.3	92.6
	196	67.5	0.7	0.7	99.0	98.9	266.0	42.2	18.4	84.1	93.1
	199	27.3	1.2	0.9	95.6	96.6	188.0	41.7	20.9	77.8	88.9
	202	38.1	1.1	0.6	97.1	98.4	164.0	41.7	24.8	74.5	84.9
	205	41.5	0.6	0.5	98.7	98.8	190.0	41.7	13.9	78.0	92.7
	208	38.8	0.5	0.8	98.6	98.1	110.4	30.7	18.4	72.2	83.3
	211	59.5	1.3	0.5	97.8	99.1	166.0	27.5	13.9	83.5	91.6
	215	63.8	0.9	1.0	98.6	98.4	374.0	36.4	18.2	90.3	95.1
4	218	101.5	1.0	0.8	99.0	99.2	380.0	30.3	24.2	92.0	93.6
	221	32.4	1.0	1.0	96.9	97.0	338.0	60.6	36.4	82.1	89.2
	224	46.8	1.0	0.9	97.8	98.1	232.0	48.5	26.4	79.1	88.6
	227	32.1	0.9	0.8	97.1	97.5	240.0	44.2	30.3	81.6	87.4
	230	39.7	0.9	0.8	97.7	98.1	318.0	48.5	24.2	84.8	92.4

ตารางที่ ข-3 ค่า TN และ NH₄⁺-N ของระบบ AnMBR

HRT (h)	Day	TN					NH ₄ ⁺ -N				
		Inf	Eff TN (mg/L)		%Remove		Inf	Eff NH ₄ ⁺ -N (mg/L)		%Remove	
			LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
8	6	110.0	102.0	96.0	7.3	12.7	105.0	95.0	90.0	9.5	14.3
	12	120.0	115.0	100.0	4.2	16.7	110.0	96.0	95.0	12.7	13.6
	18	115.0	108.0	98.0	6.1	14.8	102.0	92.0	89.0	9.8	12.7
	24	112.0	100.0	95.0	10.7	15.2	104.0	90.0	85.0	13.5	18.3
	30	170.0	155.0	145.0	8.8	14.7	161.0	130.0	120.0	19.3	25.5
	36	174.0	160.0	155.0	8.0	10.9	156.0	145.0	135.0	7.1	13.5
	42	250.0	175.0	152.0	30.0	39.2	210.0	160.0	150.0	23.8	28.6
	48	245.0	180.0	160.0	26.5	34.7	225.0	158.0	154.5	29.8	31.3
	54	250.0	175.0	150.0	30.0	40.0	220.0	140.0	150.0	36.4	31.8
	60	250.0	200.0	185.0	20.0	26.0	228.0	160.0	150.0	29.8	34.2
	66	245.0	212.0	180.0	13.5	26.5	230.0	180.0	167.5	21.7	27.2
	72	250.0	200.0	175.0	20.0	30.0	220.0	154.0	149.0	30.0	32.3
	78	260.0	220.0	145.0	15.4	44.2	242.0	143.0	137.5	40.9	43.2
	84	255.0	210.0	175.0	17.6	31.4	230.0	156.0	149.5	32.2	35.0
	90	240.0	225.0	160.0	6.3	33.3	225.0	131.0	130.0	41.8	42.2
	96	234.0	210.0	189.0	10.3	19.2	220.0	157.9	135.0	28.3	38.6
102	220.0	190.0	165.0	13.6	25.0	200.0	126.5	122.0	36.8	39.0	
108	200.0	175.0	160.0	12.5	20.0	180.0	140.5	120.0	21.9	33.3	

ตารางที่ ข-3 ค่า TN และ NH₄⁺-N ของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	TN					NH ₄ ⁺ -N				
		Inf	Eff TN (mg/L)		%Remove		Inf	Eff NH ₄ ⁺ -N (mg/L)		%Remove	
			LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
	114	215.0	170.0	130.0	20.9	39.5	159.0	120.5	113.0	24.2	28.9
	120	218.0	182.0	150.0	16.5	31.2	160.0	138.0	139.0	13.8	13.1
	126	210.0	180.0	155.0	14.3	26.2	188.0	145.0	140.0	22.9	25.5
	132	208.0	182.0	140.0	12.5	32.7	180.0	120.0	122.0	33.3	32.2
	138	190.0	155.0	140.0	18.4	26.3	153.0	135.0	130.0	11.8	15.0
	144	240.0	170.0	130.0	29.2	45.8	184.0	150.0	123.0	18.5	33.2
	150	230.0	165.0	136.0	28.3	40.9	224.0	159.0	127.0	29.0	43.3
	156	225.0	174.0	142.0	22.7	36.9	180.0	145.0	131.0	19.4	27.2
6	166	180.0	160.0	150.0	11.1	16.7	165.0	145.0	142.0	12.1	13.9
	172	185.0	172.0	152.0	7.0	17.8	160.0	145.0	149.0	9.4	6.9
	178	170.0	159.0	150.0	6.5	11.8	155.0	120.0	112.0	22.6	27.7
	184	220.0	165.0	155.0	25.0	29.5	180.0	110.0	107.0	38.9	40.6
	190	200.0	145.0	128.0	27.5	36.0	170.0	118.0	110.0	30.6	35.3
	196	200.0	150.0	129.0	25.0	35.5	185.0	132.0	121.0	28.6	34.6
	202	228.0	148.0	130.0	35.1	43.0	160.0	138.0	124.0	13.8	22.5
	208	180.0	145.0	128.0	19.4	28.9	150.0	133.0	120.0	11.3	20.0

ตารางที่ ข-3 ค่า TN และ NH₄⁺-N ของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	TN					NH ₄ ⁺ -N				
		Inf	Eff TN (mg/L)		%Remove		Inf	Eff NH ₄ ⁺ -N (mg/L)		%Remove	
			LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
4	218	135.0	118.0	106.0	12.6	21.5	110.0	77.5	75.0	29.5	31.8
	224	128.0	110.0	97.0	14.1	24.2	115.0	90.0	72.0	21.7	37.4
	230	130.0	115.0	94.0	11.5	27.7	119.0	95.0	80.0	20.2	32.8

ตารางที่ ข-4 การผลิตก๊าซชีวภาพและองค์ประกอบของก๊าซ CH₄ ของระบบ AnMBR

HRT (h)	Day	Biogas production (mL/d)		% CH ₄	
		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
8	6	102.0	105.0	6.1	8.8
	12	104.0	104.0	19.9	19.8
	18	162.0	160.0	20.5	21.0
	24	166.0	210.0	23.4	23.0
	30	223.0	282.0	24.2	34.2
	36	181.0	310.0	27.3	38.6
	42	132.0	318.0	28.4	42.3
	48	144.0	226.0	28.7	40.6
	54	158.0	230.0	29.4	43.5
	60	183.0	224.0	36.9	47.9
	66	146.0	195.0	32.1	44.2

ตารางที่ ข-4 การผลิตก๊าซชีวภาพและองค์ประกอบของก๊าซ CH₄ ของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	Biogas production (mL/d)		% CH ₄	
		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
	72	162.0	249.0	30.7	44.8
	78	250.0	282.0	38.3	42.2
	84	184.0	350.0	44.2	43.8
	90	230.0	338.0	42.3	46.2
	96	280.0	350.0	43.5	48.2
	102	250.0	336.0	40.6	43.4
	108	298.0	416.0	48.4	47.9
	114	250.0	396.0	45.8	46.2
	120	218.0	390.0	47.9	48.7
	126	210.0	424.0	43.2	50.2
	132	208.0	449.0	44.0	54.4
	138	276.0	428.0	42.0	53.1
	144	282.0	459.0	48.6	54.9
	150	254.0	476.0	46.1	47.9
	156	220.0	441.0	42.7	51.1
6	166	174.0	390.0	45.7	51.5
	172	202.0	416.0	44.2	60.3
	178	200.0	420.0	44.8	54.9
	184	101.0	328.0	46.6	54.8

ตารางที่ ข-4 การผลิตก๊าซชีวภาพและองค์ประกอบของก๊าซ CH₄ ของระบบ AnMBR (ต่อ)

HRT (h)	Day	Biogas production (mL/d)		% CH ₄	
		LQ	LQ+GAC	LQ	LQ+GAC
	190	117.0	358.0	43.4	57.3
	196	196.0	459.0	48.8	55.4
	202	175.0	426.0	40.5	54.4
	208	130.0	458.0	38.6	53.3
4	218	290.0	421.0	39.2	51.1
	224	255.0	395.0	37.4	54.9
	230	274.0	455.0	40.5	55.8

ภาคผนวก ค

ตารางที่ ค-1 มาตรฐานคุณภาพน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมและนิคมอุตสาหกรรม

ดัชนีคุณภาพน้ำ	ค่ามาตรฐาน
1. ค่าความเป็นกรดและด่าง (pH value)	5.5-9.0
2. ค่าทีดีเอส (TDS หรือ Total Dissolved Solids)	<ul style="list-style-type: none"> ● ไม่เกิน 3,000 mg/L หรืออาจแตกต่างกันแล้วแต่ลักษณะของแหล่งรองรับน้ำทิ้ง หรือประเภทของโรงงานอุตสาหกรรม ที่คณะกรรมการควบคุมมลพิษเห็นสมควรแต่ไม่เกิน 5,000 mg/L ● น้ำทิ้งที่จะระบายลงแหล่งน้ำกร่อยที่มีค่าความเค็ม (Salinity) เกิน 2,000 mg/L หรือลดลงต่ำกว่าค่าทีดีเอส ในน้ำทิ้งจะมีความมากกว่าค่าทีดีเอส ที่มีอยู่ในแหล่งน้ำกร่อยหรือน้ำทะเลได้ไม่เกิน 5,000 mg/L
3. สารแขวนลอย (Suspended Solids)	ไม่เกิน 50 mg/L หรืออาจแตกต่างกันแล้วแต่ประเภทของแหล่งรองรับน้ำทิ้ง หรือประเภทของโรงงานอุตสาหกรรม หรือประเภทของระบบบำบัดน้ำเสียตามที่คณะกรรมการควบคุมมลพิษเห็นสมควรแต่ไม่เกิน 150 mg/L
4. อุณหภูมิ (Temperature)	ไม่เกิน 40°C
5. สีหรือกลิ่น	ไม่เป็นที่พึงรังเกียจ
6. ซัลไฟด์ (Sulfide as H ₂ S)	ไม่เกิน 1.0 mg/L
7. ไซยาไนด์ (Cyanide as HCN)	ไม่เกิน 0.2 mg/L
8. น้ำมันและไขมัน (Fat, Oil and Grease)	ไม่เกิน 5.0 mg/L หรืออาจแตกต่างกันแล้วแต่ประเภทของแหล่งรองรับน้ำทิ้ง หรือประเภทของโรงงานอุตสาหกรรมตามที่คณะกรรมการควบคุมมลพิษเห็นสมควรแต่ไม่เกิน 15 mg/L
9. ฟอรัมาลดีไฮด์ (Formaldehyde)	ไม่เกิน 1.0 mg/L
10. สารประกอบฟีนอล (Phenols)	ไม่เกิน 1.0 mg/L
11. คลอรีนอิสระ (Free Chlorine)	ไม่เกิน 1.0 mg/L
12. สารที่ใช้ป้องกันหรือกำจัดศัตรูพืชหรือสัตว์ (Pesticide)	ต้องตรวจไม่พบตามวิธีตรวจสอบที่กำหนด
13. ค่าบีโอดี (5 วันที่อุณหภูมิ 20 °C) (Biochemical Oxygen Demand : BOD)	ไม่เกิน 20 mg/L หรือแตกต่างกันแล้วแต่ประเภทของแหล่งรองรับน้ำทิ้ง หรือประเภทของโรงงานอุตสาหกรรมตามที่คณะกรรมการควบคุมมลพิษเห็นสมควร แต่ไม่เกิน 60 mg/L

ตารางที่ ค-1 มาตรฐานคุณภาพน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมและนิคมอุตสาหกรรม (ต่อ)

ดัชนีคุณภาพน้ำ	ค่ามาตรฐาน
14. ค่าทีเคเอ็น (TKN หรือ Total Kjeldahl Nitrogen)	ไม่เกิน 100 mg/L หรืออาจแตกต่างกันแล้วแต่ประเภทของแหล่งรองรับน้ำทิ้ง หรือประเภทของโรงงานอุตสาหกรรม ตามที่คณะกรรมการควบคุมมลพิษเห็นสมควร แต่ไม่เกิน 200 mg/L
15. ค่าซีโอดี (Chemical Oxygen Demand : COD)	ไม่เกิน 120 mg/L หรืออาจแตกต่างกันแล้วแต่ประเภทของแหล่งรองรับน้ำทิ้ง หรือประเภทของโรงงานอุตสาหกรรม ตามที่คณะกรรมการควบคุมมลพิษเห็นสมควร แต่ไม่เกิน 400 mg/L
16. โลหะหนัก (Heavy Metal)	
1. สังกะสี (Zn)	ไม่เกิน 5.0 mg/L
2. โครเมียมชนิดเฮกซะวาเลนต์ (Hexavalent Chromium)	ไม่เกิน 0.25 mg/L
3. โครเมียมชนิดไตรวาเลนต์ (Trivalent Chromium)	ไม่เกิน 0.75 mg/L
4. ทองแดง (Cu)	ไม่เกิน 2.0 mg/L
5. แคดเมียม (Cd)	ไม่เกิน 0.03 mg/L
6. แบเรียม (Ba)	ไม่เกิน 1.0 mg/L
7. ตะกั่ว (Pb)	ไม่เกิน 0.2 mg/L
8. นิกเกิล (Ni)	ไม่เกิน 1.0 mg/L
9. แมงกานีส (Mn)	ไม่เกิน 5.0 mg/L
10. อาร์เซนิก (As)	ไม่เกิน 0.25 mg/L
11. เซเลเนียม (Se)	ไม่เกิน 0.02 mg/L
12.ปรอท (Hg)	ไม่เกิน 0.005 มก./ล.

ที่มา: ประกาศกระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม ฉบับที่ 3 (พ.ศ. 2539) เรื่อง กำหนดมาตรฐานควบคุมการระบายน้ำทิ้งจากแหล่งกำเนิดประเภทโรงงานอุตสาหกรรมและนิคมอุตสาหกรรม ลงวันที่ 3 มกราคม 2539 ตีพิมพ์ในราชกิจจานุเบกษา เล่มที่ 113 ตอนที่ 13 ลงวันที่ 13 กุมภาพันธ์ 2539

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล	นางสาวอารยา ทองใส	
รหัสประจำตัวนักศึกษา	5510120048	
วุฒิการศึกษา		
วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม)	มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์	2555

ทุนการศึกษา (ที่ได้รับในระหว่างการศึกษา)

1. ทุนบัณฑิตศึกษาวิศวกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ ประจำปี 2555 มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
2. เงินทุนวิจัยเงินรายได้ประจำปี 2556 มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

การเผยแพร่ในการประชุมวิชาการ

อารยา ทองใส, วัสนา คงนคร, บุญญา ชาญนอก และ สุเมธ ไชยประพัทธ์. 2557. ผลของการเติม ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนไร้อากาศ. เอกสารประกอบการประชุมวิชาการสิ่งแวดล้อมแห่งชาติครั้งที่ 13. ณ โรงแรมเดอะ ทวิน ทาวเวอร์ จังหวัดกรุงเทพมหานคร ระหว่างวันที่ 26-28 มีนาคม 2557.

อารยา ทองใส, วัสนา คงนคร, บุญญา ชาญนอก และ สุเมธ ไชยประพัทธ์. 2558. การกำจัด สารอินทรีย์จากน้ำเสียอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็งในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพ เมมเบรนไร้อากาศ. เอกสารประกอบการประชุมวิชาการระดับชาติ มหาวิทยาลัย เทคโนโลยีราชมงคลล้านนา เชียงราย ครั้งที่ 1 "สหวิทยาการเพื่อการพัฒนาที่ยั่งยืน". ณ โรงแรมเวียงอินทร์ จังหวัดเชียงราย ระหว่าง วันที่ 23-24 มีนาคม 2558