

ผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงต่อระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนสำหรับบำบัด
น้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

**Effects of Intermittent Aeration on Membrane Bioreactor for Treating
Palm Oil Mill Effluent**

ศุภลักษณ์ อรรณพ

Supaluk Annop

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

**A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of
Master of Science in Environmental Management**

Prince of Songkla University

2552

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ ผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงต่อระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน
 สำหรับบำบัดน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

ผู้เขียน นางสาวศุภลักษณ์ อรรณพ

สาขาวิชา การจัดการสิ่งแวดล้อม

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

คณะกรรมการสอบ

.....
 (ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พรทิพย์ ศรีแดง)

.....ประธานกรรมการ
 (รองศาสตราจารย์ ดร.อุดมผล พิชน์ไพบุลย์)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

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

.....
 (ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พนาลี ชีวักดาการ)

..... กรรมการ
 (ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วิโรจน์ ยูรวงศ์)

..... กรรมการ
 (ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พรทิพย์ ศรีแดง)

..... กรรมการ
 (ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พนาลี ชีวักดาการ)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการสิ่งแวดล้อม

.....
 (รองศาสตราจารย์ ดร.เกริกชัย ทองหนู)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ชื่อวิทยานิพนธ์	ผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงต่อระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน สำหรับบำบัดน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม
ผู้เขียน	นางสาว ศุภลักษณ์ อรรณพ
สาขาวิชา	การจัดการสิ่งแวดล้อม
ปีการศึกษา	2552

บทคัดย่อ

อุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มเป็นอุตสาหกรรมต้นน้ำของผลิตภัณฑ์ต่างๆ และเป็นวัตถุดิบผลิตพลังงานทางเลือกในรูปของไบโอดีเซล การสกัดน้ำมันปาล์มก่อให้เกิดน้ำเสีย ซึ่งมีลักษณะเด่น คือ มีสีน้ำตาล ความขุ่น ของแข็งแขวนลอย น้ำมันและไขมัน และสารอินทรีย์คาร์บอนในรูปซีไอดี และสารประกอบไนโตรเจนในรูปทีเคเอ็นในปริมาณสูง ดังนั้นน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม เป็นแหล่งกำเนิดมลพิษทางน้ำที่สำคัญแหล่งหนึ่ง งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาประสิทธิภาพและสถานะการเติมอากาศแบบเป็นช่วงที่เหมาะสม และสมรรถนะของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว (Submerged membrane bioreactor : SMBR) สำหรับบำบัดน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศจากโรงงานและจากระบบบำบัดแบบไร้อากาศในระดับห้องปฏิบัติการ โดยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวสเกลระดับห้องปฏิบัติการมีปริมาตรทำงาน 24 ลิตร เติมน้ำในระบบภายใต้สภาวะที่เหมาะสมสำหรับการทำงานของกระบวนการทางชีวภาพและลดการอุดตันของเมมเบรนที่อัตราการไหลของน้ำเสียเข้าระบบ 16 ลิตรต่อวัน และกรองน้ำที่ผ่านการบำบัด (น้ำเพอมีเอท) แบบต่อเนื่องที่ค่าฟลักซ์ขณะกรองคงที่ 10 ลิตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร โดยระบบกำหนดการทำงานเป็นวัฏจักรโดย 1 วัฏจักรของการทดลอง ใช้เวลา 3 ชั่วโมงต่อรอบ (8 วัฏจักรต่อวัน) ภายใต้สภาวะการทำงานของระบบที่มีการเติมอากาศแบบเป็นช่วง (Intermittent aeration) คือ 1) น้ำเสียป้อนเข้าสู่ระบบในช่วงแอโรบิก ใช้เวลา 15 นาที 2) ภายในระบบเกิดปฏิกิริยาในสภาวะแอโรบิก 2 ชั่วโมง หลังจากนั้น เข้าสู่สภาวะแอโรบิก 1 ชั่วโมง (3) น้ำที่ผ่านการบำบัดจะผ่านเมมเบรนในช่วงแอโรบิก

ผลการศึกษาลักษณะภาพรวมพบว่าระบบ ฯ มีประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป TCOD และ SCOD เฉลี่ยร้อยละ 74±6 และ 32±8 ตามลำดับ และค่า BOD₅ ของน้ำทิ้ง (เพอมีเอท) มีค่าต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร และการบำบัดสารประกอบไนโตรเจนในรูป TKN

และ $\text{NH}_4^+\text{-N}$ เฉลี่ยร้อยละ 80 ± 11 และ 81 ± 14 ตามลำดับ และน้ำเพอมีเอทมีปริมาณสารประกอบไนโตรเจนในรูป NO_3 และ NO_2 คงเหลือเฉลี่ยเท่ากับ 33 ± 39 และ 34 ± 21 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงในชุดการทดลองที่ 2 มีประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป TCOD สูงที่สุด คือ ร้อยละ 81 ± 2 และชุดการทดลองที่ 3 มีประสิทธิภาพการบำบัดสารประกอบไนโตรเจนโดยรวมในรูป TKN และ $\text{NH}_4^+\text{-N}$ สูงที่สุด คือ ร้อยละ 84 ± 2 และ 92 ± 2 ตามลำดับ และน้ำเพอมีเอทมีปริมาณสารประกอบไนโตรเจนในรูป NO_2 และ NO_3 คงเหลือเฉลี่ยเท่ากับ 87 ± 64 และ 21 ± 10 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ ขณะที่สมรรถนะของระบบกรอง พบว่า อัตราเร็วการเกิดฟาวลิงของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 เท่ากับ 0.59 1.69 และ 2.70 มิลลิบาร์ต่อวัน จึงสรุปได้ว่ายังไม่พบการเกิดปัญหาฟาวลิงอย่างรุนแรง และรวดเร็วจากการสะสมของมวลสลัดจ์ที่ผิวหน้าเมมเบรน แสดงให้เห็นว่าระดับการเกิดฟาวลิงยังอยู่ในระดับที่ไม่ต้องทำความสะอาดเมมเบรน ซึ่งกำหนดไว้ที่ระดับ 500 มิลลิบาร์ เมื่อทำการฟื้นฟูสภาพโดยใช้เทคนิคไฮโดรไดนามิกส์ และสารเคมีล้างเมมเบรน สามารถฟื้นฟูสภาพเมมเบรนให้มีคุณลักษณะใกล้เคียงเมมเบรนสะอาดก่อนใช้งานได้ร้อยละ 84 และการนำน้ำทิ้งจากระบบนี้ไปใช้ซ้ำหรือหมุนเวียนใช้ใหม่ควรเพิ่มหน่วยปฏิบัติการในการลดสีคงเหลือในน้ำทิ้งที่เป็นส่วนที่ย่อยสลายได้ยาก และเกิดสลัดจ์ส่วนเกินจากการบำบัดน้ำเสียน้อย และโครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์มีความหลากหลายส่งผลต่อการดูดซับหรือย่อยสลายสารอินทรีย์กลุ่มย่อยยากร่วมกับความสามารถของเมมเบรนที่สามารถกักกันมวลจุลินทรีย์ไวงานทำให้ระบบนี้มีความเข้มข้นสลัดจ์สูง สามารถรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์ และความแปรปรวนของน้ำเสียจริงจากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มได้ดี

Thesis Title	Effects of Intermittent Aeration on Membrane Bioreactor for Treating Palm Oil Mill Effluent
Author	Miss Supaluk Annop
Major Program	Environmental Management
Academic Year	2009

ABSTRACT

The palm oil industry is one of the most important industries in Thailand because its outcomes can be used as raw material for producing various products. Palm oil has been supported as a source of renewable energy, biodiesel. Palm oil milling discharges palm oil mill effluent (POME). POME is rich turbidity, color, suspended solids, oil and grease and organic carbon, nitrogen content. The palm oil mill industry in Thailand was identified as the one that produces the largest pollution load into rivers. The objective of this research was to study the removal efficiencies and performances of an intermittent aeration in the lab scale unit of SMBR. The SMBR was operated for treating POME after pretreatment with anaerobic system. The experiments were carried out in laboratory scale with a working volume of 24 liters for SMBR tanks. The system was operated under favorable biological conditions and minimized membrane fouling intensity. To achieve both carbonaceous and nitrogen removal, the cyclic air intermittent were performed into SMBR with the influent flow rate about 16 L/day and permeate flux value of 10 L/hrs/m². The MBR the system was operated at a 3 hrs/cycle (8 cycles/day) under the following intermittent aeration: 1) POME was fed into the reactor during the anoxic phase for 15 min; 2) in the reactor; anoxic phase for 2 hrs. and aerobic phase for 1 hr; and 3) the treated wastewater (permeate) was taken out by a peristaltic pump during the aeration phase for 1 hr .

The results showed a efficiency of total and soluble TCOD and SCOD average removal rates of 74±6 and 32±8 % respectively with the BOD₅ in permeate lower than 50 mg/L. The nitrogen compound average removal rates of 80±11 and 81±14%. Effect of intermittent aeration in experiment 2 was a highest TCOD removal efficiency about 81±2 % and for experiment 3 had a highest TKN and NH₄⁺-N removal efficiency about 84±2 and 92±2%

respectively and the permeate in terms of NO_2 and NO_3 was about 87 ± 64 and 21 ± 10 mg/L. was indentified by using the fouling rate. It was found that in experiment 1 2 and 3 were 0.59 1.69 and 2.70 mbars/day. These fouling rate values did not show a suddenly in membrane fouling from biomass accumulation on membrane surface, which the cleaning processes was performed when the TMP was increased to 500 mbars. Membrane regeneration could be effective by using hydrodynamic and chemical cleaning with a recovery rate of 84%. Several advanced technologies are recommended as a post-treatment to remove residual color from permeate for further reuse and recycle purposes under operating conditions implied that the amount of biomass and inorganic remainders constituted a dynamic balance and this SMBR could reduce. Results pointed out the microbial diversity structure coupling with the benefit of membrane retained totally the active compositions of biomass, which showed good tolerant and treating high strength real wastewater with organic loading variation of POME.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จโดยสมบูรณ์เนื่องด้วยความกรุณาอย่างสูงในการให้คำปรึกษา คำแนะนำ ตรวจสอบแก้ไขข้อบกพร่องต่างๆ ตลอดจนข้อคิดเห็นที่เป็นประโยชน์แก่ผู้วิจัย ด้วยดีเสมอมา จากอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ คือ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พรทิพย์ ศรีแดงอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พนาลี ชีวจิตการ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม รวมถึงคณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ทุกท่านคือ รองศาสตราจารย์ ดร.กัลยา ศรีสุวรรณ รองศาสตราจารย์ ดร.อุดมผล พิชน์ไพบูลย์ และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. วิโรจน์ ยูรวงศ์ ที่กรุณาให้ข้อเสนอแนะเพิ่มเติมอันเป็นประโยชน์ต่อการจัดทำวิทยานิพนธ์เล่มนี้ เพื่อให้วิทยานิพนธ์มีความสมบูรณ์มากยิ่งขึ้น ผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณเป็นอย่างสูง และขอขอบพระคุณบัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ให้ทุนสนับสนุนในการทำวิทยานิพนธ์

ขอขอบพระคุณโรงงานน้ำมันพืชบริสุทธี ตำบลบ้านพรุ อำเภอหาดใหญ่ จังหวัดสงขลา ที่กรุณาอนุเคราะห์ข้อมูลและอำนวยความสะดวกในการเก็บตัวอย่างน้ำเสียเป็นอย่างดี

ขอขอบพระคุณสำนักวิจัยและพัฒนา สถานวิจัยวิทยาศาสตร์ และเทคโนโลยี เมมเบรน คณะวิทยาศาสตร์ ภาควิชาจุลชีววิทยา คณะวิทยาศาสตร์ ภาควิชาวิศวกรรมโยธา คณะวิศวกรรมศาสตร์ และคณะกรรมการสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ให้ความอนุเคราะห์ใช้สถานที่ห้องปฏิบัติการ อุปกรณ์ และเครื่องมือ เพื่องานวิจัยนี้

ขอขอบคุณ เจ้าหน้าที่ระบบงานคอมพิวเตอร์ ที่ให้ช่วยเหลือในเรื่องคอมพิวเตอร์ ตลอดจนมา ขอขอบคุณนักวิทยาศาสตร์ ศูนย์ปฏิบัติการด้านสิ่งแวดล้อม คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม ที่ให้ความช่วยเหลือและแนะนำด้านการใช้เครื่องมือในห้องปฏิบัติการ รวมทั้งเจ้าหน้าที่คณะกรรมการสิ่งแวดล้อมทุกท่านที่กรุณาอำนวยความสะดวก และช่วยเหลือในด้านต่างๆ ด้วยดีเสมอมา

ขอขอบคุณ คุณอนุวัฒน์ จารุญนาม คุณธีระบุทธ แสงสีดา คุณจันทร์ทรงกลด ข่ายม่าน คุณคุณัญญา นพถาวร คุณณัฐฐา รัตน โกศล คุณชนฤกต พรหมทอง คุณองค์พัฒน วรรณกลัด และรุ่นพี่ รุ่นเพื่อน รุ่นน้องทุกท่านที่เป็นทั้งแรงกาย และแรงใจช่วยเหลือมาตลอด

ขอขอบพระคุณ คุณสมศักดิ์ อรรณพ คุณเฉลา อรรณพ พี่ๆและน้องๆที่คอยเป็นแรงบันดาลใจ และให้กำลังใจในการต่อสู้กับปัญหาและอุปสรรคต่างๆจนสามารถทำให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดี

ศุภลักษณ์ อรรณพ

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(8)
รายการตาราง	(10)
รายการภาพประกอบ	(11)
รายการภาพประกอบผนวก	(13)
สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ	(14)
บทที่	
1. บทนำ	1
1.1 บทนำ	1
1.2 การตรวจเอกสาร	4
1.3 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	35
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	35
2. วิธีการวิจัย	36
2.1 วิธีการดำเนินการวิจัย	36
2.2 การวิเคราะห์ข้อมูล	43
2.3 วัสดุ	43
2.4 อุปกรณ์ และระบบแบบจำลองระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	43
3. ผล และวิจารณ์ผลการวิจัย	49
3.1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง	49
3.2 ผลการปรับสภาพหัวเชื้อจุลินทรีย์สำหรับบำบัดน้ำเสีย	51
3.3 ผลการทดสอบสภาพให้ซึมผ่านได้ของเมมเบรนสะอาด (Initial permeability membrane)	54
3.4 ประสิทธิภาพการบำบัดของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว	54

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า	
3.5	สมรรถนะการทำงานของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว	68
3.6	ลักษณะเฉพาะของมวลสลัดจ์ และกลุ่มจุลินทรีย์ภายในระบบ ฯ	73
3.7	ผลประเมินค่าใช้จ่ายเบื้องต้นสำหรับบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม โดยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว	79
4.	บทสรุป และข้อเสนอแนะ	82
4.1	บทสรุป	82
4.2	ข้อเสนอแนะ	84
	เอกสารอ้างอิง	85
	ภาคผนวก	100
	ประวัติผู้เขียน	106

รายการตาราง

ตาราง	หน้า	
1	ลักษณะน้ำเสียของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม	9
2	วิธีการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มโดยวิธีทางชีวภาพแบบไร้อากาศ	11
3	ตัวอย่างวิธีการบำบัด และประสิทธิภาพในการบำบัดสีในน้ำเสียอุตสาหกรรมน้ำมัน	14
4	เกณฑ์การทำงานของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวสำหรับบำบัดน้ำเสียในกลุ่มอุตสาหกรรมต่างๆ	16
5	ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมด้วยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบจมตัว	18
6	ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวร่วมกับระบบบำบัดแบบไร้อากาศ	19
7	การกำหนดสภาวะการเติมอากาศแบบเป็นช่วงในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวในการบำบัดน้ำเสียชุมชน	20
8	การควบคุมและป้องกันการเกิดฟาวลิงของเมมเบรน	29
9	การทำความสะอาดด้วยสารเคมีของผู้รับจ้างหน้าถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน 4 บริษัท	31
10	พารามิเตอร์ และวิธีวิเคราะห์ลักษณะตัวอย่างน้ำเสียที่ศึกษา	38
11	สภาวะการทำงานของชุดการทดลองที่ศึกษา	40
12	ชุดการทดลองที่ศึกษา	41
13	จุดเก็บและพารามิเตอร์วิเคราะห์ตัวอย่างน้ำของทั้ง 3 ชุดการทดลองหลัก และความถี่การวิเคราะห์แต่ละพารามิเตอร์	41
14	คุณลักษณะเฉพาะของเมมเบรน	47
15	ลักษณะภาพรวมของน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง	50
16	ค่าเฉลี่ย และช่วงการกระจายตัวของขนาดฟล็อกที่กระจายตัวแขวนลอยในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวของชุดการทดลองต่าง ๆ	77
17	ผลประเมินค่าใช้จ่ายเบื้องต้นสำหรับบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มโดยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว	80

รายการภาพประกอบ

ภาพประกอบ	หน้า
1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบใช้น้ำที่ใช้เครื่องแยกน้ำมันแบบ Decanter	6
2 การผลิตน้ำมันปาล์มดิบในกระบวนการผลิตแบบใช้น้ำที่มีการใช้เครื่อง Separator	7
3 External membrane bioreactor (ซ้าย) และ Submerged membrane bioreactor	15
4 กลไกปฏิกิริยาการย่อยสลายสารอินทรีย์ในโตรเจนของจุลินทรีย์	21
5 ลักษณะการเกิดฟาวลิ่งแบบต่างๆ	26
6 ปัจจัยที่ส่งผลต่อการเกิดฟาวลิ่ง	26
7 จุดเก็บตัวอย่างและผังระบบบำบัดน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ศึกษา	37
8 ไดอะแกรมแบบจำลอง และภาพถ่ายระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนที่ใช้ศึกษา	45
9 ชุดเมมเบรนประเภทเส้นใยทอกลวง (Hollow fiber membrane)	46
10 อุปกรณ์ควบคุมเวลาในการเติมน้ำเข้าระบบ การเติมอากาศ และการกรองน้ำผ่านการบำบัด	46
11 แนวโน้มการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในรูป MLSS MLVSS และ MLVSS/MLSS	52
12 ประสิทธิภาพในการบำบัด COD กับเวลา	52
13 SV_{30} และ SVI ของจุลินทรีย์ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	53
14 ผลการทดสอบสภาพให้ซึมผ่านได้ของชุดเมมเบรนสะอาด	54
15 น้ำเข้า น้ำทิ้งหลังบำบัดหรือน้ำเพอมีเอท และประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป TCOD ของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	57
16 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัด SCOD โดยจุลินทรีย์กับประสิทธิภาพการบำบัด SCOD โดยเมมเบรนในชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3	59
17 ความขุ่นในน้ำทิ้งของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3	61
18 ความสัมพันธ์ระหว่างความขุ่น TCOD และ SS ในน้ำเสียเข้าระบบ	62
19 ความสัมพันธ์ระหว่างความหนืด ของเหลวในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนกับ SS	62

รายการภาพประกอบ (ต่อ)

ภาพประกอบ	หน้า
20 น้ำมันและไขมันของน้ำเสียเข้า น้ำที่ออกจากระบบ (เพอมีเอท) และประสิทธิภาพในการบำบัดของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	64
21 ประสิทธิภาพการบำบัดTKN และ $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	65
22 ความสัมพันธ์ TKN และ $\text{NH}_4^+\text{-N}$ กับน้ำมันและไขมัน	66
23 NO_2 และ NO_3 ของน้ำที่ออกจากระบบฯ (เพอมีเอท)	66
24 ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนระหว่างการเดินระบบกรองในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนอย่างต่อเนื่อง	69
25 ลักษณะการสะสมของตะกอนต่างๆในระบบจากการสังเกตด้วยตาและบันทึกภาพเป็นระยะ	70
26 ค่าต้านทานคงเหลือของเมมเบรนหลังการล้างด้วยวิธีการต่างๆ	71
27 ประเภทความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรน	72
28 ความเข้มข้น MLSS ความเข้มข้น MLVSS และสัดส่วน MLVSS/MLSS ในชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3	74
29 รูปแบบการกระจายตัวของขนาดฟล็อกในน้ำสลัดจ์ของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนของชุดการทดลองที่ 1(ก) 2 (ข) และ 3 (ค)	76
30 กลุ่มจุลินทรีย์ที่พบในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	79

รายการภาพประกอบผนวก

ภาคผนวก		หน้า
1	ขั้นตอนการเลี้ยงหัวเชื้อจุลินทรีย์ให้ปรับสภาพเข้ากับน้ำเสียที่ศึกษา	100
2	ภาพถ่ายลักษณะน้ำเสีย	102
3	ผลประเมินค่าใช้จ่ายเบื้องต้นสำหรับบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม โดยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว	102

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ

MBR	=	Membrane bioreactor คือ ระบบบำบัดน้ำเสียแบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน เป็นการทำงานร่วมกันของถังปฏิกรณ์ชีวภาพกับเมมเบรน
SRT	=	Sludge retention time คือ อายุสลัดจ์ มีหน่วยเป็น วัน
HRT	=	Hydraulic retention time คือ ระยะเวลาที่น้ำถูกพักอยู่ในถังปฏิกริยา มีหน่วยเป็น ชั่วโมง
MLSS	=	Mixed liquor suspended solids คือ ปริมาณหรือความเข้มข้น โดยประมาณ จุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ มีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตร
MLVSS	=	Mixed liquor volatile suspended solids คือ ส่วนหนึ่งของ MLSS ที่เป็นอินทรีย์สาร มีค่าประมาณ 80-90 % ของ MLSS มีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตร
TCOD	=	Total chemical oxygen demand คือ ปริมาณออกซิเจนทั้งหมดที่ใช้ในการออกซิไดซ์สารอินทรีย์ด้วยวิธีทางเคมีทั้งในรูปของแข็งและรูปที่ละลายอยู่ในน้ำ มีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตร
SCOD	=	Soluble chemical oxygen demand คือ ปริมาณออกซิเจนทั้งหมดที่ใช้ในการออกซิไดซ์สารอินทรีย์ในรูปที่ละลายอยู่ในน้ำด้วยวิธีทางเคมี มีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตร
BOD ₅	=	Biochemical oxygen demand คือ ปริมาณออกซิเจนที่จุลินทรีย์ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ ชนิดที่ย่อยสลายได้ด้วยวิธีทางชีวภาพ มีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตร
SS	=	Suspended solids คือ ของแข็งที่แขวนลอยอยู่ในน้ำหรือน้ำเสีย และสามารถกำจัดได้โดยการกรอง มีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตร
TKN	=	Total kjeldahl nitrogen คือ ปริมาณไนโตรเจนที่ประกอบด้วยอินทรีย์ในโตรเจนและแอมโมเนียในโตรเจน มีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตร
NH ₄ ⁺ -N	=	Ammonia nitrogen คือ ปริมาณแอมโมเนียในโตรเจน มีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตร
EPS	=	Extracellular polymeric substance คือ สารประกอบที่แบคทีเรียปลดปล่อยออกมา นอกเซลล์และเกิดจากของแข็งแขวนลอย

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ (ต่อ)

- TMP = Transmembrane pressure คือ ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน มีหน่วยเป็น มิลลิบาร์ บาร์ พาสกาล
- SV₃₀ = ปริมาตรของสลัดจ์ที่ตกตะกอนจากตัวอย่าง 1,000 มิลลิลิตร ในเวลา 30 นาที มีหน่วยเป็น มิลลิลิตรต่อลิตร
- SVI = Sludge volumn index คือ ค่าดัชนีปริมาตรสลัดจ์ มีหน่วยเป็น มิลลิลิตรต่อกรัม

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำ

ปาล์มน้ำมันเป็นพืชเศรษฐกิจที่มีศักยภาพในการผลิตน้ำมันเพื่อใช้สำหรับการบริโภคและอุปโภคที่สำคัญของไทย โดยสามารถนำไปใช้ประโยชน์โดยตรงหรือแปรรูปเพิ่มมูลค่าในอุตสาหกรรมต่อเนื่องเพื่อพัฒนาเป็นผลิตภัณฑ์ต่างๆ ได้หลากหลายชนิด และเป็นวัตถุดิบเพื่อผลิตเป็นพลังงานทางเลือกในรูปของไบโอดีเซล ซึ่งทดแทนพลังงานน้ำมันเชื้อเพลิงที่มีราคาสูงขึ้นในปัจจุบัน (ธีระ เอกสมทราเมษฐ์, 2548) จากความหลากหลายในการใช้ประโยชน์เป็นผลให้มีการขยายพื้นที่การปลูกน้ำมันปาล์ม ซึ่งจากเดิมปลูกมากในพื้นที่ภาคใต้ ได้แก่ กระบี่ สุราษฎร์ธานี ชุมพร และสตูล เป็นต้น ออกไปสู่ภาคต่างๆ ที่มีพื้นที่เหมาะสมทั่วประเทศ โดยในปี 2547 มีพื้นที่ประมาณ 1.80 ล้านไร่ ที่สามารถเก็บเกี่ยวผลผลิตทะลายปาล์มได้ประมาณ 5.22 ล้านตัน และในปี 2550 มีพื้นที่เก็บเกี่ยวผลผลิตทะลายปาล์มเพิ่มขึ้นเป็น 2.74 ล้านไร่ ทำให้ผลผลิตทะลายปาล์มสดเพิ่มขึ้นเป็นประมาณ 6.24 ล้านตัน (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2547) โดยผลผลิตทะลายปาล์มสดที่ได้ทั้งหมดจะนำเข้าสู่อุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม

ในปัจจุบันประเทศไทยมีโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มประมาณ 78 โรงงาน แบ่งเป็นโรงงานสกัดแบบไม่ใช้น้ำ 44 โรงงาน และโรงงานสกัดแบบใช้น้ำ 34 โรงงาน (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2550) การสกัดน้ำมันปาล์มนอกจากจะได้น้ำมันปาล์มดิบแล้ว ยังมีเศษวัสดุเหลือใช้และของเสียปริมาณมากโดยเฉพาะของเสียในรูปน้ำเสียจากการสกัดแบบใช้น้ำ (พูนสุข ประเสริฐสรรพ และคณะ, 2533) ซึ่งรายงานว่าการสกัดน้ำมันปาล์มจากทะลายปาล์มสด 1 ตันทะลายปาล์มสด มีน้ำเสียเกิดขึ้นประมาณ 1 ลูกบาศก์เมตร ในน้ำเสียมีการปนเปื้อนของสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป Total chemical oxygen demand (TCOD) Biochemical oxygen demand (BOD₅) Suspended solids (SS) และน้ำมันและไขมัน (Oil & Grease) ประมาณ 52,000, 27,000, 13,000 และ 9,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ (สำนักงานเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน, 2540) และสารประกอบไนโตรเจนในรูป Total nitrogen (TN) และ Ammonia nitrogen (NH₄⁺-N) ประมาณ 500 และ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร (Ma *et al.*, 2001). และเมื่อเปรียบเทียบปริมาณมลสารน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มทั้งหมดกับปริมาณมลสารที่เป็นของเหลวจากบ้านเรือน (60 กรัมบีโอดีต่อลิตรต่อคนต่อวัน) จะมีค่าเท่ากับการปล่อยน้ำเสียโดยประชากรประมาณ 3 ล้านคนต่อวัน (สำนักงานเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน, 2540) ดังนั้นน้ำเสียที่เกิดขึ้นทางโรงงานจำเป็นต้องมีมาตรการรองรับที่เหมาะสมเพื่อป้องกันปัญหามลพิษที่เกิดขึ้นจากการปล่อยน้ำเสียลงสู่แหล่งน้ำสาธารณะ

น้ำเสียที่เกิดขึ้น โรงงานสกัดน้ำมันปาล์มส่วนใหญ่มีการนำระบบบำบัดทางชีวภาพมาใช้ ซึ่งระบบที่นิยมมี 2 ลักษณะคือ ระบบชุกบ่อไร้อากาศร่วมกับบ่อ ซึ่งมักเกิดปัญหาในเรื่องกลิ่นรุนแรง ใช้พื้นที่มาก และมีประสิทธิภาพต่ำในการกำจัดสารประกอบอินทรีย์ จึงมีการพัฒนามาใช้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศรูปแบบอื่น เช่น ระบบถังปฏิกรณ์ไร้ออกซิเจนแบบปิด (Closed anaerobic tank system) ระบบบ่อหมักไร้อากาศ และระบบชั้นตะกอนลอยตัว เป็นต้น ซึ่งสามารถบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนได้ดี (ชนาวัฒน์ รักกมล, 2549) แต่คุณภาพน้ำทิ้งจากการบำบัดด้วยระบบบ่อร่วมกับระบบบำบัดแบบไร้อากาศมีค่าความสกปรกในรูปสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจนในน้ำทิ้งสูงกว่าค่ามาตรฐานน้ำทิ้งที่กรมโรงงานอุตสาหกรรมกำหนด จึงไม่สามารถปล่อยทิ้งสู่แหล่งน้ำสาธารณะได้ ดังนั้นทางโรงงานจึงนำน้ำที่ผ่านการบำบัดไปใช้รดสวนปาล์ม ซึ่งวิธีการนำน้ำทิ้งไปรดสวนปาล์มน้ำมันนั้น จากรายงานการศึกษาพบว่าส่งผลกระทบต่อพีเอช (pH) ของดินลดลง ดินมีความอึดตัวของโซเดียมและโพแทสเซียมที่แลกเปลี่ยนหรืออัตราส่วนของโซเดียมและโพแทสเซียมที่ถูกดูดซับในดินสูง ทำให้ค่าการนำไฟฟ้าหรือค่าความเค็มของดินเพิ่มขึ้น ส่งผลเชิงลบสำหรับการทำงานของจุลินทรีย์ในดินบางกลุ่ม ยับยั้งการดูดซับหรือการแลกเปลี่ยนธาตุอาหารบางชนิดในดินที่มีต่อการเจริญเติบโตของพืช (Sierra *et al.*, 2007; Jarboui *et al.*, 2008; Serio *et al.*, 2008) และเกิดการรั่วซึมของน้ำทิ้งลงสู่แหล่งน้ำใต้ดินตามมาด้วย (สำนักงานเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน, 2540) (Jarboui *et al.*, 2008)

ปัจจุบันเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียขั้นสูงเพื่อกำจัดสี หรือ สารอินทรีย์กลุ่มย่อยสลายได้ยากทางชีวภาพ มีการประยุกต์ใช้ในรูปแบบต่างๆ เพื่อทำหน้าที่บำบัดเบื้องต้นหรือบำบัดสุดท้าย โดยมีการใช้โดยตรงหรือใช้ร่วมกับการบำบัดทางชีวภาพเพื่อลดข้อจำกัดของระบบบำบัดแบบดั้งเดิม เช่น การใช้เทคโนโลยี Advanced oxidation Process (AOP) บำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมผลิตน้ำมันมะกอก จากรายงานเมื่อพิจารณาประสิทธิภาพการบำบัด COD พบว่า AOP แบบ Conductive-diamond electro oxidation (CDEO) บำบัดได้สูงสุดถึงร้อยละ 98 โอโซนเนชัน (Ozonation) ร้อยละ 77 และ ปฏิกริยาเฟนตัน (Fenton oxidation) ร้อยละ 73 ทั้งนี้ค่าใช้จ่ายโดยประมาณจากรายงานพบว่า โอโซนเนชันมีค่าใช้จ่ายสูงสุด รองลงมา ปฏิกริยาไฟฟ้าโดยใช้ตัวนำ และปฏิกริยาเฟนตันประมาณ 181 11 และ 0.20-17.70 ยูโรต่อลูกบาศก์เมตร ตามลำดับ และในกรณีน้ำเสียมีการปนเปื้อนสารอินทรีย์สูงทำให้ปริมาณการใช้เฟอร์รัสซัลเฟตเฮปตะไฮเดรต ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$) และ ไฮโดรเจนเปอร์ออกไซด์ (H_2O_2) ในปฏิกริยาเฟนตันสูงขึ้น ซึ่งผลจากปฏิกริยาเกิดตะกอน ประมาณร้อยละ 15 ของน้ำเสียที่ใช้บำบัด จึงเป็นการเพิ่มค่าใช้จ่ายในการกำจัดตะกอนที่เกิดขึ้นตามมาด้วย (Beltran *et al.*, 2001; Canizares *et al.*, 2007) ซึ่งเป็นค่าใช้จ่ายไม่รวมค่าลงทุนระบบ เช่น ปฏิกริยาเฟนตันมีค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างถึงปฏิกริยาและถังตกตะกอน เป็นต้น (Canizares *et al.*, 2007) นอกจากนี้

เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียขั้นสูงได้นำมาใช้บำบัดน้ำเสียในกลุ่มอุตสาหกรรม เช่น อาหารทะเล ฟอกย้อมและสิ่งทอ สกัดน้ำมันปาล์ม ผลิตน้ำมันมะกอก เป็นต้น หากในอนาคอุตสาหกรรม ต้องการขยายกำลังการผลิต การใช้พื้นที่อย่างคุ้มค่า และการใช้น้ำหมุนเวียนด้วยการใช้ระบบบำบัดน้ำเสียที่มีประสิทธิภาพสูงและใช้พื้นที่น้อย โดยการประยุกต์ใช้เทคโนโลยีเมมเบรนในรูปแบบของ ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว (SMBR: Submerged membrane bioreactor) เป็นต้น (Cicek *et al.*, 1999; จันทร์ทรงกลด ข่ายม่าน, 2550; Sridang *et al.*, 2008 (a); Sridang *et al.*, 2008 (b); จันทร์ทรงกลด ข่ายม่าน และ พรทิพย์ ศรีแดง, 2551; Brik *et al.*, 2006; Zheng and Liu, 2006; Annop *et al.*, 2008; Dhaouadi *et al.*, 2008)

ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว เป็นแนวทางเลือกหนึ่ง โดยระบบพัฒนาจากระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์ ซึ่งขีดความสามารถการบำบัดทางชีวภาพขึ้นกับความเข้มข้นน้ำสลัดจ์ ดังนั้นระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนที่มีการผสมผสานระหว่างกระบวนการบำบัดชีวภาพและการแยกมวลสลัดจ์ด้วยเมมเบรนชนิดรูพรุนระดับไมโครหรืออัลตรา สามารถประยุกต์ใช้สำหรับน้ำเสียชุมชน น้ำเสียอุตสาหกรรมแปรรูปสัตว์น้ำ น้ำเสียจากการสกัดน้ำมันปาล์ม ได้ผลดี (จันทร์ทรงกลด ข่ายม่าน, 2550; Sridang *et al.*, 2008 (a); Sridang *et al.*, 2008 (b); จันทร์ทรงกลด ข่ายม่าน และ พรทิพย์ ศรีแดง, 2551; Annop *et al.*, 2008) เมมเบรนทำหน้าที่แทนถังตกตะกอนจึงเป็นการเพิ่มอายุตะกอน (Yamamoto *et al.*, 1994; Smith *et al.*, 2003) ซึ่งส่งผลต่อลักษณะ ความเข้มข้น ขนาด การกระจายตัวของมวลสลัดจ์ และ โครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ในระบบแบบทั่วไปหรือแบบที่ใช้งานร่วมกับส่วนแอนีออกซิก หรือปรับช่วงเวลาการเติมและหยุดเติมอากาศเพื่อกำจัดไนโตรเจน (Lim *et al.*, 2007) ซึ่งมีค่าปริมาณการผลิตเซลล์ใหม่ (Sludge conversion yields) ต่ำมาก และกลุ่มจุลินทรีย์มีศักยภาพในการย่อยสลายสารอาหารที่ย่อยสลายยากได้ดี (Brik *et al.*, 2006) ดังนั้นจึงส่งผลดีต่อการเพิ่มขีดความสามารถในการกำจัดสารอินทรีย์ และสารประกอบไนโตรเจน (Yamamoto *et al.*, 1994; Smith *et al.*, 2003)

อย่างไรก็ตามการทำงานของเมมเบรนก็มีข้อจำกัดเนื่องจากการเกิดปรากฏการณ์ฟาวลิง (Fouling) ขณะเดินระบบกรอง โดยพบลักษณะอย่างหนึ่งอย่างใดหรือหลายอย่างร่วมกัน คือ การอุดตันของตัวถูกละลาย และ/หรือสารแขวนลอยจุลินทรีย์สะสมบนผิวหน้าของเมมเบรนทำให้ค่าฟลักซ์ขณะกรองลดลงอย่างต่อเนื่องส่งผลให้สมรรถนะการกรองลดลง ดังนั้นการควบคุมและเดินระบบในสภาวะที่เหมาะสมสำหรับเกิดปฏิกิริยาการย่อยสลายทางชีวภาพเพื่อให้เกิดประสิทธิภาพการบำบัดสูง ร่วมกับการควบคุม ป้องกัน หรือ ลดการเกิดฟาวลิงขณะเดินระบบ

ในการวิจัยครั้งนี้ได้ประยุกต์ใช้ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว ในการบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม โดยการกำหนดสภาวะการเติมอากาศแบบเป็น

ช่วงเพื่อบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจนพร้อมๆกัน และศึกษาสมรรถนะการทำงานของเมมเบรนจากการเกิดปรากฏการณ์ฟาวลิง (Fouling) ขณะเดินระบบกรอง ซึ่งประเด็นศึกษาดังกล่าวเพื่อให้ได้สถานะที่เหมาะสมสำหรับประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มีความแปรปรวนสูงทั้งเรื่องลักษณะ องค์ประกอบ และปริมาณน้ำเสีย และจะเป็นอีกแนวทางเลือกหนึ่งที่สามารถเพิ่มประสิทธิภาพการบำบัดและนำผลการศึกษามาปรับใช้ เพื่อปรับปรุงระบบบำบัดน้ำเสียแบบบ่อไร้อากาศของกลุ่มโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มต่อไป

1.2 การตรวจเอกสาร

1.2.1 ปาล์มน้ำมัน

ปาล์มน้ำมัน (Oil palm) มีชื่อทางวิทยาศาสตร์ว่า *Elaeis guineensis* เป็นพืชใบเลี้ยงเดี่ยวในตระกูลเดียวกับมะพร้าว ต้นจาก กระจ่าง และตาล โตนด มีถิ่นกำเนิดดั้งเดิมทางชายฝั่งตะวันตกของทวีปแอฟริกา พื้นที่ปลูกที่เหมาะสมอยู่ระหว่างเส้นละติจูดที่ 20 องศาเหนือ-ใต้ อากาศร้อนชื้น มีปริมาณน้ำฝนกระจายเกือบตลอดปี (ผาสุข กุลละวณิชย์ และคณะ, 2528)

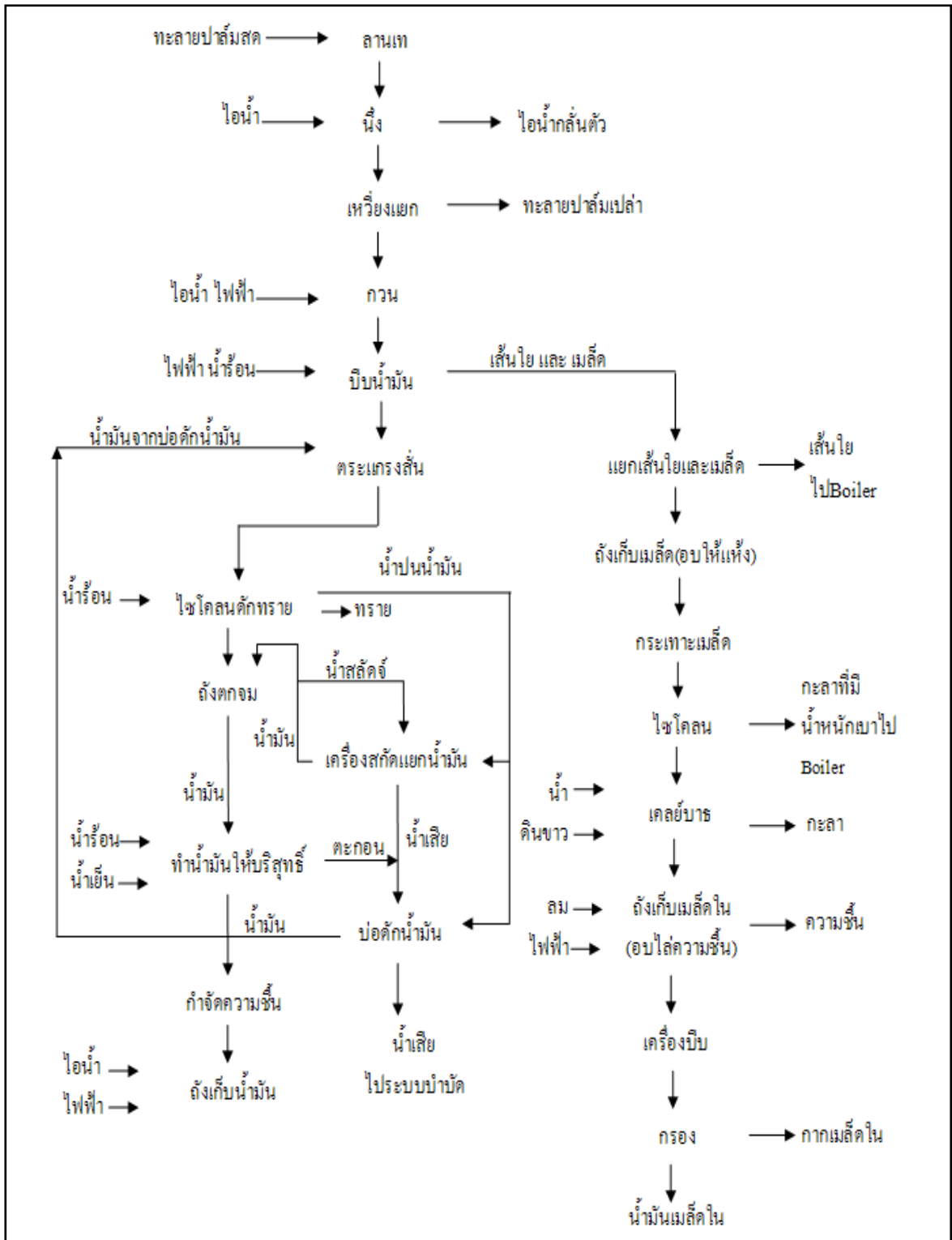
ปาล์มน้ำมันได้ถูกนำมาปลูกในประเทศไทยเป็นการค้าครั้งแรกในปี พ.ศ. 2511 ที่จังหวัดสตูล โดยมีพื้นที่ปลูกเพียง 1,600 ไร่ และมีการขยายพื้นที่ปลูกมาอย่างต่อเนื่อง โดยเฉพาะนับตั้งแต่ปี พ.ศ.2520 เป็นต้นมา การขยายพื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมันเป็นไปอย่างรวดเร็ว จากข้อมูลการเพาะปลูกในปี พ.ศ. 2550 พบว่าประเทศไทยมีพื้นที่เพาะปลูกทั้งหมดประมาณ 2.74 ล้านไร่ จังหวัดที่มีการเพาะปลูกปาล์มน้ำมันมากที่สุด ได้แก่ กระบี่ 6.56 แสนไร่ รองลงมาคือ สุราษฎร์ธานี 5.96 แสนไร่ ชุมพร 4.45 แสนไร่ สตูล 1.25 แสนไร่ และในจังหวัดอื่นๆ รวม 3.85 แสนไร่ (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2547) โดยผลผลิตทะลายปาล์มสดที่ได้เกือบทั้งหมดเข้าสู่อุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม

1.2.1.1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม

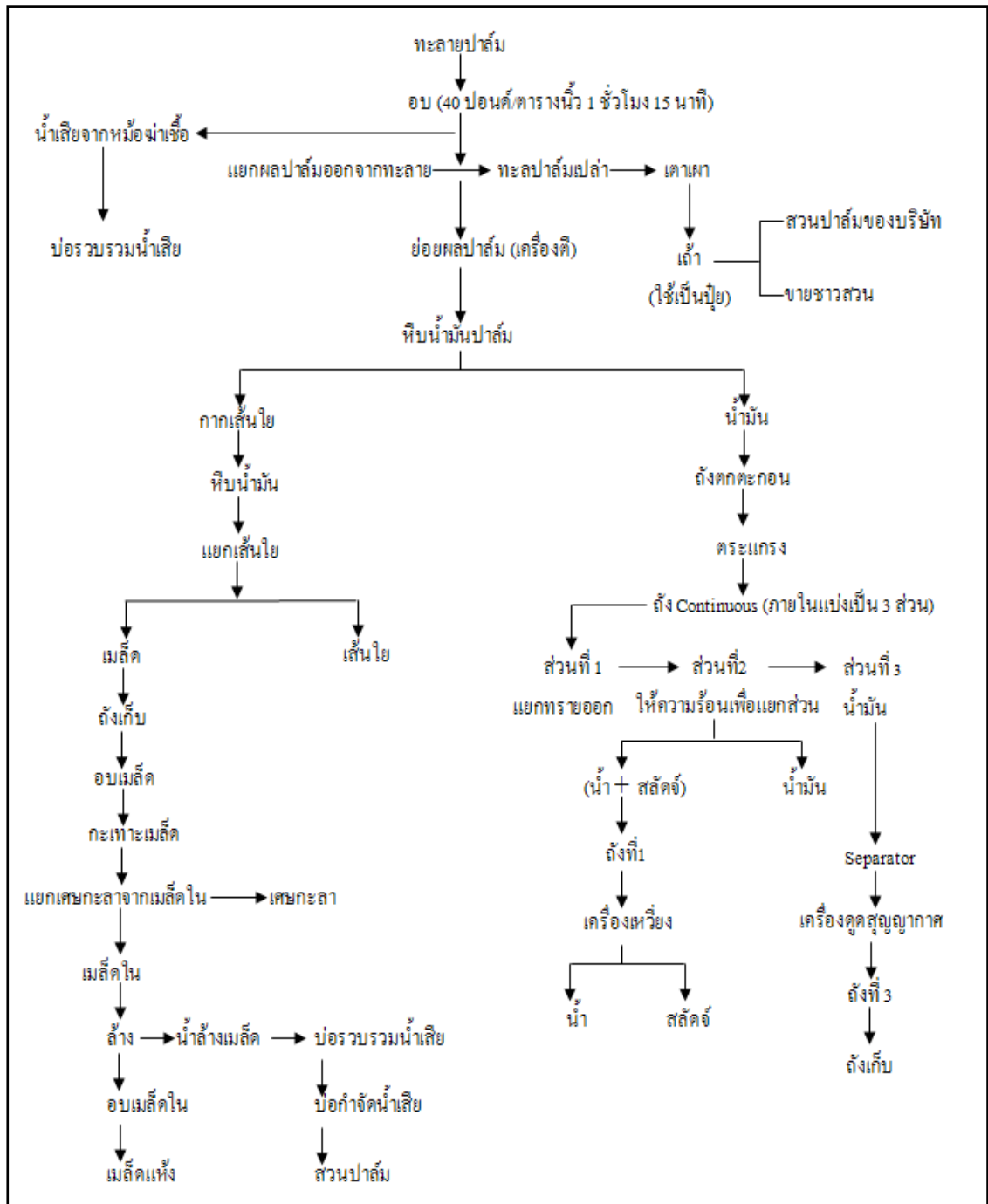
กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มในประเทศไทยแบ่งได้ 2 แบบ คือ กระบวนการสกัดแบบใช้น้ำ กระบวนการสกัดแบบไม่ใช้น้ำ แต่กระบวนการสกัดที่สามารถรองรับวัตถุดิบได้ในปริมาณมากและให้ผลผลิตในรูปน้ำมันปาล์มดิบที่มีคุณภาพ คือ การสกัดแบบใช้น้ำ ซึ่งเหมาะสมสำหรับโรงงานขนาดใหญ่ แต่กระบวนการนี้ก่อให้เกิดน้ำเสียมากกว่ากระบวนการสกัดแบบไม่ใช้น้ำ (พูนสุข ประเสริฐสรรพ และคณะ, 2533)

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบใช้น้ำสามารถแบ่งได้เป็น 2 ลักษณะ คือ แบบที่ใช้เครื่องสกัดแยกน้ำมันที่เรียกว่า Decanter ดังภาพประกอบ 1 และแบบที่ใช้เครื่องสกัดแยกน้ำมันที่

เรียกว่า Separator ดังภาพประกอบ 2 ขึ้นตอนโดยทั่วไปของการสกัดน้ำมันแบบใช้น้ำเริ่มจากการอบทะเลาปาล์มสดด้วยอุณหภูมิระหว่าง 120-130 องศาเซลเซียส ที่ความดันประมาณ 40-50 ปอนด์ต่อตารางนิ้ว เป็นเวลาประมาณ 40-60 นาที การอบผลปาล์มจะช่วยยับยั้งปฏิกิริยาไลโปไลซิสที่จะทำให้เกิดกรดไขมันอิสระในผลปาล์ม นอกจากนี้ไอน้ำยังทำให้ผลปาล์มอ่อนนุ่ม หัวหลุดออกจากทะเลาได้ง่ายสะดวกต่อการย่อยและการหีบ ทะเลาปาล์มที่ผ่านการนี้แล้วจะมีการนำป้อนเข้าเครื่องแยกผลปาล์มซึ่งเป็นทรงกระบอกกลวงหมุนด้วยความเร็วประมาณ 23 รอบต่อนาที ในส่วนของทะเลาปาล์มจะถูกลำเลียงเข้าสู่เตาเผาเพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิง ส่วนผลปาล์มที่แยกได้จะถูกนำไปย่อยด้วยเครื่องย่อยผลปาล์มโดยส่วนใหญ่มีลักษณะเป็นรูปถังทรงกระบอกซึ่งภายในมีใบพัด และจะมีการเติมน้ำร้อนลงไปเล็กน้อย สำหรับการกวนผลปาล์มให้เส้นใยฉีกแยกจากเมล็ดและให้เซลล์น้ำมันแตกตัวการกวนจะเกิดขึ้นประมาณ 15-20 นาที จากนั้นจึงป้อนเข้าเครื่องหีบแบบอัดเกลียว (Scerw press) และน้ำมันจะถูกแยกออกจากน้ำ และเศษเส้นใยรวมทั้งสิ่งสกปรกอื่นๆ โดยการใช้เครื่อง Decanter หรือเครื่อง Separator อย่างไรก็ตามน้ำมันดิบที่ผ่านเครื่อง Separator โดยส่วนใหญ่ยังคงมีสิ่งเจือปนอยู่อีกมาก โดยเฉพาะอนุภาคของแข็ง จึงมีการนำมาผ่านเข้าเครื่องแยกเหวี่ยงความเร็วสูงเพื่อกำจัดอนุภาคของแข็งออก หลังจากนั้นจึงผ่านเข้าสู่เครื่องดูดสูญญากาศเพื่อไล่ความชื้น แล้วจะถูกลำเลียงไปเก็บในถังน้ำมันขนาดใหญ่ เพื่อรอเข้าสู่การทำน้ำมันให้บริสุทธิ์หรือเตรียมจำหน่ายให้แก่โรงงานทำน้ำมันให้บริสุทธิ์ต่อไป (อรัญ หันพงศ์กิตติกุล และคณะ, 2537) จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบใช้น้ำดังกล่าว ก่อให้เกิดของเสียในปริมาณมาก โดยเฉพาะของเสียในรูปน้ำเสีย หากปล่อยลงสู่แหล่งน้ำ ทำให้คุณภาพแหล่งน้ำเสื่อมโทรม ดังนั้นน้ำเสียที่เกิดขึ้นจึงต้องผ่านการบำบัดก่อนปล่อยออกสู่แหล่งน้ำสาธารณะ



ภาพประกอบ 1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบใช้น้ำที่ใช้เครื่องแยกน้ำมันแบบ Decanter
 ที่มา: สถาบันสิ่งแวดล้อมไทย (2550)



ภาพประกอบ 2 การผลิตน้ำมันปาล์มดิบในกระบวนการผลิตแบบใช้น้ำที่มีการใช้เครื่อง Separator
ที่มา: พูนสุข ประเสริฐสรรพ และคณะ (2533)

1.2.1.2 ปริมาณและลักษณะน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันปาล์ม

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบใช้น้ำ มีน้ำเสียเกิดขึ้นในปริมาณมาก โดยน้ำเสียเกิดขึ้นมาจากน้ำที่ใช้ในระหว่างกระบวนการสกัดน้ำมันซึ่งมาจาก 4 แหล่งใหญ่ คือ

1. น้ำนึ่งปาล์ม (หม้อนึ่งฆ่าเชื้อ) เป็นน้ำทิ้งจากการอบทะเลาปาล์มด้วยไอน้ำ น้ำส่วนนี้แม้จะมีน้ำมันอยู่แต่มีสารแขวนลอยต่ำและไม่มีสภาพเป็นอิมัลชัน โดยทั่วไปการอบทะเลาปาล์ม 25 ตัน จะมีน้ำนึ่งปาล์มเกิดขึ้นประมาณ 2-3 ลูกบาศก์เมตร

2. น้ำทิ้งจากการแยกน้ำและกากสลัดจ์ออกจากน้ำมัน น้ำทิ้งส่วนนี้เกิดขึ้นมากที่สุดและเป็นน้ำทิ้งที่มีของแข็งแขวนลอยมาก กรณีที่ใช้เครื่อง Decanter ในการแยกน้ำทิ้งจากการแยกน้ำและกากสลัดจ์ออกจากน้ำมัน จะมีน้ำสลัดจ์ที่ถูกแยกออกมาประมาณ 0.35 ลูกบาศก์เมตรต่อตันทะเลาปาล์มสด และในกรณีที่ใช้ Separator จะมีน้ำสลัดจ์ที่ถูกแยกออกมาประมาณ 0.65 ลูกบาศก์เมตรต่อตันทะเลาปาล์มสด

3. น้ำทิ้งจากการล้างทำความสะอาดเครื่องมือ เครื่องมือที่ต้องทำความสะอาดบ่อยครั้ง ได้แก่

3.1 เครื่องแยกกรวดทราย ต้องทำการล้างทุกครึ่งชั่วโมง ซึ่งมีน้ำเสียเกิดขึ้นครั้งละ 0.05-0.10 ลูกบาศก์เมตรต่อครึ่ง เครื่องแยกน้ำและกากสลัดจ์ออกจากน้ำมัน ซึ่งมีน้ำเสียเกิดขึ้นครั้งละ 0.20-0.50 ลูกบาศก์เมตรต่อครึ่ง เครื่องแยกเหวี่ยงความเร็วสูง ต้องทำการล้างทุก 20-30 นาที ซึ่งมีน้ำเสียเกิดขึ้นครั้งละ 0.05-0.06 ลูกบาศก์เมตรต่อครึ่ง

4. น้ำจากเครื่องแยกเหวี่ยงความเร็วสูง เกิดขึ้นประมาณ 0.03-0.15 ลูกบาศก์เมตรต่อตันทะเลาปาล์มสด (อรัญ หันพงศ์กิตติกุล และคณะ, 2537)

ปริมาณน้ำเสียที่เกิดขึ้นทั้งหมดคิดเป็นร้อยละ 60 ของปริมาณทะเลาปาล์ม (Hwang *et al.*, 1978 อ้างอิงใน ปรีชา มุณีศรี, 2539) หรือมีปริมาณน้ำเสีย 2.50-3.50 เท่าของปริมาณน้ำมันที่สกัดได้ (Cheah *et al.*, 1988 อ้างอิงใน ปรีชา มุณีศรี, 2539)

พูนสุข ประเสริฐสรรพ และคณะ, 2533 รายงานว่าลักษณะน้ำเสียจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบบใช้น้ำมีความแตกต่างกันขึ้นกับกิจกรรมที่ก่อให้เกิดน้ำเสีย ได้แก่ น้ำเสียจากหม้อนึ่งฆ่าเชื้อ น้ำเสียจากเครื่องแยกน้ำมันก่อนที่จะไหลไปรวมกันเป็นน้ำเสียรวมในบ่อบำบัดน้ำเสียของโรงงาน โดยน้ำเสียจากทั้ง 3 ส่วน มีลักษณะสรุป (แสดงดังตารางที่ 1) ลักษณะน้ำเสียจากกิจกรรมมีอุณหภูมิค่อนข้างสูง คือ มากกว่า 70 องศาเซลเซียส มีค่า BOD₅, COD, SS, น้ำมันและไขมัน (Oil & Grease) และธาตุอาหารในรูปไนโตรเจนปริมาณสูง โดยเฉพาะในบ่อรวบรวมน้ำเสีย

ซึ่งเมื่อคิดเป็นอัตราส่วนระหว่าง TCOD : Total kjeldahl nitrogen (TKN) : Total phosphorus (TP) มีค่าเท่ากับ 100 : 7.76 : 0.03 (ธนาวัฒน์ รักกมล, 2549)

ตารางที่ 1 ลักษณะน้ำเสียของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม จากหม้อฆ่าเชื้อ จากเครื่อง Decanter หรือ เครื่อง Separator และจากบ่อรวบรวมน้ำเสีย

พารามิเตอร์	น้ำเสียจากหม้อฆ่าเชื้อ	น้ำเสียจากเครื่องแยกน้ำมัน	น้ำเสียจากบ่อรวบรวม
Color	Brown	Brown-blackish brown	Dark brown
pH	4.84-5.35	4.61-4.89	4.05-4.62
BOD ₅	22,800-41,985	21,000-45,375	54,750-60,000
COD	45,360-80,146	38,246-67,567	80,523-115,934
Volatile acid(as acetic acid)	998-7,125	1,838-2,273	3,128-5,870
Alkalinity (as CaCO ₃)	3,705-1,576	86.50-480	68-200
Oil&Grease	20.90-1,103	4.70	16-2,449
Total solids (TS)	26,367-76,733	25,634-47,242	49,453-88,508
Volatile solids (VS)	24,415-67,635	23,056-39,617	42,063-81,872
Suspended solids (SS)	2,600-6,100	2,900-20,300	18,500-52,000
Nitrogen - ammonia	7.70-66.30	22.80-23	27-61
- organic	22.40-1,287	518.50	551-1,172

หมายเหตุ ทุกค่ามีหน่วยเป็น มิลลิกรัมต่อลิตรยกเว้นสี และพีเอช

ที่มา : พูนสุข ประเสริฐสรทรัพย์ และคณะ (2533)

1.2.2 การบำบัดน้ำเสียของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

ลักษณะและคุณสมบัติของน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ดังแสดงในตารางข้างต้น ทำให้โรงงานต้องทำการบำบัดน้ำเสียที่เกิดขึ้นเพื่อป้องกันปัญหามลพิษจากการปล่อยน้ำเสียลงสู่แหล่งน้ำสาธารณะ โดยใช้วิธีการบำบัดทางกายภาพและเคมี เพื่อกำจัดกรดไขมันและน้ำมัน หลังจากนั้นจึงเข้าสู่ระบบบำบัดทางชีวภาพ ซึ่งระบบที่นิยมมี 2 ลักษณะคือ ระบบชุดบ่อไร้อากาศร่วมกับบ่อฝิ่ง เนื่องจากเป็นระบบบำบัดที่ดูแลง่าย และมีค่าใช้จ่ายในการเดินระบบต่ำ แต่ระบบบ่อเป็นระบบเปิดจึงเกิดปัญหาในเรื่องกลิ่นรุนแรง ใช้พื้นที่มาก และมีประสิทธิภาพต่ำในการกำจัดสารประกอบอินทรีย์ จึงมีการพัฒนาไปใช้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศรูปแบบอื่นๆ เช่น ระบบถังปฏิกรณ์ไร้ออกซิเจนแบบปิด (Closed anaerobic tank system) ระบบบ่อหมักไร้อากาศและระบบชั้นตะกอนลอยตัว เป็นต้น แสดงดังตารางที่ 2 ซึ่งสามารถบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนได้ดี ใช้

พื้นที่น้อย ไม่มีปัญหาเรื่องกลิ่น สามารถใช้ประโยชน์ในด้านพลังงานจากก๊าซชีวภาพและส่งขายเพิ่มรายได้ในพื้นที่ใกล้เคียง (ชนาวัดน์ รักกมล, 2549) แต่คุณภาพน้ำทิ้งจากการบำบัดด้วยระบบบ่อร่วมระบบบำบัดแบบไร้อากาศมีความสกปรกในรูปสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจนในน้ำทิ้งสูงกว่าค่ามาตรฐานน้ำทิ้งที่กรมโรงงานอุตสาหกรรมกำหนด จึงไม่สามารถปล่อยทิ้งสู่แหล่งน้ำสาธารณะได้ ดังนั้นทางโรงงานจึงนำน้ำที่ผ่านการบำบัดไปใช้รดสวนปาล์มน้ำมัน ซึ่งวิธีการนำน้ำทิ้งไปรดสวนปาล์มน้ำมันและการใช้ระบบชุดบ่อไร้อากาศร่วมกับบ่อฝัง ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม 3 ด้าน คือ ผลกระทบทางกายภาพ เคมี ชีวภาพของดิน การยับยั้งการดูดซึมธาตุอาหารบางกลุ่มที่มีผลต่อการเจริญเติบโตของพืช และเกิดการรั่วซึมของน้ำเสียลงสู่แหล่งน้ำใต้ดิน

1. ผลกระทบทางกายภาพ เคมี ชีวภาพของดิน

1.1 ลักษณะทางเคมีของดิน รายงานว่ามีการเปลี่ยนแปลงพีเอช และค่าการนำไฟฟ้า (Electrical conductivity) ของดิน โดยการใช้ระบบบ่อฝังในการบำบัดน้ำเสียเป็นระยะเวลา 8 ปี และการใช้น้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอกในพื้นที่เกษตรกรรม พบว่า พีเอชของดินที่ไม่ใช้ในการบำบัดน้ำเสีย คือ 6.40-6.90 เมื่อเพิ่มปริมาณการใช้น้ำเสียทางการเกษตรและระยะเวลาการบำบัด ทำให้พีเอชของดินลดลง มีค่าระหว่าง 5.90-6.20 (Serio *et al.*, 2008) และน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดโดยดินมีพีเอชประมาณ 6.80 (Jarbouei *et al.*, 2008) และน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอกมีความเค็มเกิดจากเกลือ โพแทสเซียม (K) แคลเซียม (Ca) และแมกนีเซียม (Mg) ซึ่งแสดงในรูปของค่าการนำไฟฟ้า มีค่าประมาณ 11.50 มิลลิซีเมนต่อเซนติเมตร เมื่อผ่านระบบบำบัดแบบบ่อน้ำเสียมีค่าการนำไฟฟ้า ประมาณ 8.50

ดังนั้นความเป็นกรดและค่าการนำไฟฟ้า ในน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอกจะถูกดูดซับไว้ภายในดิน จึงส่งผลให้พีเอชของดินลดลง ซึ่งตรงข้ามกับค่าการนำไฟฟ้าที่เพิ่มขึ้น หรือมีค่าอัตราการดูดซับ โซเดียม และ โพแทสเซียมที่ถูกดูดซับโดยดินสูงขึ้นตามมา (Sodium/Potassium Adsorption Ratio, SAR and PAR) สอดคล้องกับการรายงานการใช้ดินบำบัดน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอก พบว่า ค่าการนำไฟฟ้า ของดินที่ไม่ใช้ในการบำบัดน้ำเสีย คือ 0.07 มิลลิซีเมนต่อเซนติเมตร เมื่อใช้ปริมาณน้ำเสีย และระยะเวลาการบำบัดเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ ค่าการนำไฟฟ้าของดินเพิ่มขึ้นเท่าตัว คือ 0.13-0.19 มิลลิซีเมนต่อเซนติเมตร (Serio *et al.*, 2008) ดังนั้นหากใช้น้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอกมากกว่า 360 ลูกบาศก์เมตรต่อเฮกเตอร์ต่อปี ทำให้ความเค็มดินมีผลกระทบต่อ การเจริญเติบโตและผลผลิตของพืชลดลง (Sierra *et al.*, 2007) เนื่องจากทำให้พืชลดการดูดน้ำ ยับยั้งการดูดใช้โพแทสเซียมและแคลเซียม นอกจากนี้ยังทำให้ปริมาณคลอโรฟิลล์และอัตราการสังเคราะห์แสงลดลง และทำให้โครงสร้างของดินไม่ดี น้ำซึมผ่านได้ช้า การถ่ายเทอากาศลดลง (กระทรวงเกษตรและสหกรณ์, 2551)

1.2 ยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์ในดินบางกลุ่ม จากรายงานการใช้ปุ๋ยน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอกส่งผลให้พืชของดินลดลง ยับยั้งการทำงานของกลุ่มจุลินทรีย์ในวัฏจักรไนโตรเจนในดิน ได้แก่ แอมโมเนียฟิงแบคทีเรีย ไนโตรโซโมนาส และไนโตรแบคเตอร์ (Serio *et al.*, 2008) และการลดจำนวนของกลุ่มแบคทีเรีย *Bacillus* sp. กลุ่มเชื้อรา *Scopulariopsis brevicaulis* เป็นต้น ซึ่งช่วยในการย่อยสลายดินให้เป็นปุ๋ยแก่พืช (Paredes *et al.*, 1987; Tardioli *et al.*, 1997)

2. ยับยั้งการดูดซับหรือการแลกเปลี่ยนธาตุอาหารในดินที่มีผลต่อการเจริญเติบโตของพืช เมื่อทำการศึกษาปริมาณธาตุอาหารต่างๆ ในน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันปาล์ม (คิดเป็นร้อยละของน้ำหนักแห้ง) พบว่า มีโพแทสเซียมสูงสุด คือ 3.09–4.15 รองลงมา คือ แมกนีเซียม 0.01-2.41 ไนโตรเจน (N) 1.60-2.08 แคลเซียม 0.21-0.48 และฟอสฟอรัส (P) 0.28-0.42 (Hwang *et al.*, 1978 อ้างอิงใน ปรีชา มุณีศรี, 2539) จึงนำไปสู่การศึกษาวิจัยเพื่อนำน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอกหรือน้ำมันปาล์มมาใช้ในพื้นที่เกษตรกรรม พบว่า ธาตุอาหารในน้ำเสียสามารถใช้เป็นปุ๋ยให้กับดินได้ (Serio *et al.*, 2008) หากใช้ในปริมาณที่ควบคุมไว้ไม่เกิน 180 ลูกบาศก์เมตรต่อเฮกเตอร์ต่อปี แต่ถ้าปริมาณการใช้ปุ๋ยน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอกมากกว่า 360 ลูกบาศก์เมตรต่อเฮกเตอร์ต่อปี มีผลกระทบต่อพืช (Sierra *et al.*, 2007) เนื่องจากการใช้ปุ๋ยน้ำเสียมีสภาพความเป็นกรดและมีความเข้มข้นของโพแทสเซียมสูง ซึ่งมีผลยับยั้งการดูดซึมแมกนีเซียมทำให้ปริมาณคลอโรฟิลล์และอัตราการสังเคราะห์แสงลดลง การเจริญเติบโตของพืชหยุดชะงักและผลผลิตของพืชลดลง (ขงยุทธ โอสภสกา, 2546)

3. เกิดการปนเปื้อนของสารโพลีฟีนอลจากน้ำเสียการสกัดน้ำมันมะกอกลงสู่แหล่งน้ำใต้ดินเพิ่มขึ้น ดังนั้นการนำน้ำใต้ดินมาใช้โดยตรงอาจส่งผลกระทบต่อสุขภาพได้ (Spandre and Dellomonaco, 1996; Jarboui *et al.*, 2008)

ตารางที่ 2 วิธีการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม โดยวิธีการทางชีวภาพแบบไร้อากาศ

วิธีการบำบัด	ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD	ข้อจำกัดของระบบ	อ้างอิง
1.Up-flow anaerobic sludge blanket, UASB	มากกว่าร้อยละ 90 มากกว่าร้อยละ 70	- ประสิทธิภาพการทำงานขึ้นอยู่กับความสามารถในการตกตะกอนของเชื้อจุลินทรีย์ - เกิดการลอยตัว/หลุดของเชื้อจุลินทรีย์ที่เกาะบนร่ทุกสูง ใช้ระยะเวลานานในการเริ่มต้นระบบ (start-up)	Borja <i>et al.</i> , 1996 ธนวัฒน์ รักริมล, 2549

ตารางที่ 2 (ต่อ)

วิธีการบำบัด	ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD	ข้อจำกัดของระบบ	อ้างอิง
2. Anaerobic filtration, AF	มากกว่าร้อยละ 90	- รับภาระบรรทุกได้จำกัด - เกิดการอุดตันเมื่อภาระบรรทุกสูง - ปลดปล่อยมีเทนได้ต่ำ - ระบบไม่เหมาะสมสำหรับน้ำเสียที่มีของแข็งแขวนลอยสูง - ตัวกลาง/ตัวยึดเกาะราคาค่อนข้างสูง	Borja <i>et al.</i> , 1994, 1995
3. Conventional anaerobic digestion (Pond and Digester)	ร้อยละ 80	- ใช้พื้นที่มากในการบำบัด - ระยะเวลาในการกักเก็บนาน	Yacob <i>et al.</i> , 2005
4. Fluidized bed reactor, FBR	มากกว่าร้อยละ 90	- ระบบไม่เหมาะสมสำหรับน้ำเสียที่มีของแข็งแขวนลอยสูง - ตัวกลาง/ตัวยึดเกาะราคาค่อนข้างสูง - ต้องการพลังงานสูงเพื่อรักษาสภาพชั้นตัวกลางเคลื่อนตัวภายในถังปฏิกรณ์ - รับภาระบรรทุกได้จำกัด	Borja <i>et al.</i> , 1995
5. Up-flow anaerobic sludge fixed-film, UASFF	มากกว่าร้อยละ 80	- รับอัตราค่าภาระบรรทุกสารอินทรีย์ได้ต่ำเมื่อบำบัดน้ำเสียที่มีสารแขวนลอยสูง	Najafpour, 2006
6. Continuous stirred tank reactor, CSTR	มากกว่าร้อยละ 90	- ประสิทธิภาพของปริมาณก๊าซชีวภาพได้ในระดับต่ำเมื่อรับน้ำทิ้งปริมาณน้ำเสียเข้าระบบสูง - กักกั้นมวลชีวภาพได้ต่ำ	Rincon <i>et al.</i> , 2006
7. Anaerobic contact process	มากกว่าร้อยละ 80	- มีความเสถียรต่ำเนื่องจากการถ่ายโอนออกซิเจนในถังหมักย่อย - ความสามารถในการจมตัวของมวลชีวภาพไม่ดี และเป็นปัญหาวิกฤตสำหรับระบบนี้	Hamdi and Garcia, 1991

จากรายงานผลการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มโดยวิธีการทางชีวภาพแบบไร้อากาศ พบว่าสามารถลดค่า TCOD ได้ในปริมาณสูงเมื่อเทียบกับจากค่าเริ่มต้น ซึ่งคุณภาพน้ำทิ้งหลังการบำบัดยังคงมีค่า TCOD คงเหลือสูงกว่าค่ามาตรฐานที่กรม

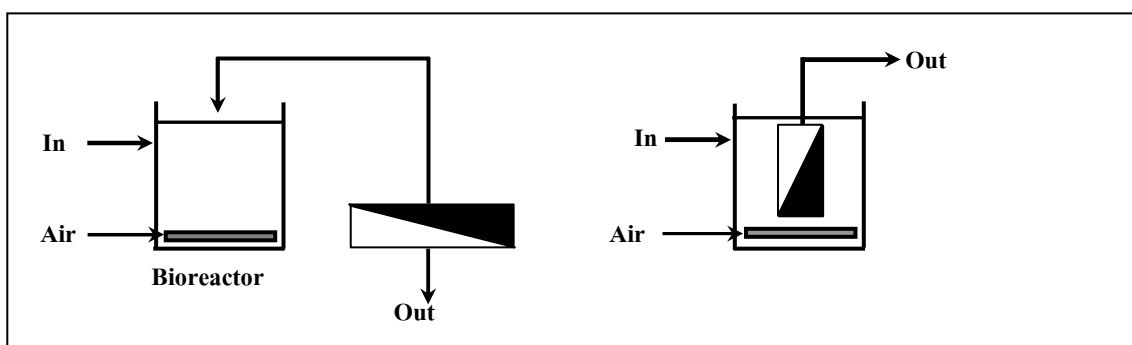
โรงงานอุตสาหกรรมกำหนด และเมื่อพิจารณาประสิทธิภาพการบำบัดไนโตรเจนในรูป TKN โดยใช้การบำบัดแบบไร้อากาศด้วยระบบเอเอสบีอาร์ พบว่าความเข้มข้นของ TKN ไม่ได้ถูกบำบัดออกจากระบบ แต่ปริมาณ TKN บางส่วนที่หายไปถูกใช้เป็นส่วนอาหารของจุลินทรีย์ในการสร้างเซลล์ใหม่ และการเปลี่ยนไปเป็น $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ที่เพิ่มขึ้น (ธนวัฒน์ รักกมล, 2549) ดังนั้นการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจนไม่สามารถกระทำได้โดยกระบวนการชีวภาพแบบไร้อากาศเพียงอย่างเดียว แต่ต้องใช้ควบคู่กับกระบวนการชีวภาพแบบใช้อากาศด้วย นอกจากนี้ น้ำเสียจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มยังคงมีสีน้ำตาลคล้ำ ซึ่งการกำจัดสีสามารถทำได้หลายวิธีทั้งวิธีการทางกายภาพชีวภาพ และเคมี แสดงดังตารางที่ 3 จึงนำไปสู่การศึกษาเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการบำบัดให้ดีขึ้น โดยนำวิธีการต่างๆ มาใช้เป็นระบบบำบัดเบื้องต้นก่อนหรือหลัง (Pre-post treatment) ร่วมกับระบบบำบัดแบบไร้อากาศ เช่น การใช้ระบบโอโซนเนชัน และการใช้ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนก็เป็นอีกแนวทางเลือกหนึ่งสำหรับใช้บำบัดจากระบบไร้อากาศ ซึ่งสามารถกักกันของแข็ง และมวลตะกอนจุลินทรีย์ที่ทำหน้าที่ในการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจนในน้ำเสีย (Yeom *et al.*, 1999) ภายใต้อัตราการเปลี่ยนถ่ายอินทรียสารด้วยกระบวนการชีวภาพ (Stephenson *et al.*, 2000) สามารถนำมาใช้เพื่อปรับปรุง และเพิ่มประสิทธิภาพการบำบัดและให้น้ำทิ้งหลังการบำบัดมีคุณภาพในระดับที่ดี อาจจะสามารถนำมาใช้ในกระบวนการอบทะเลลายปาล์มสดและหมუნเวียนใช้ใหม่ในกิจกรรมอื่นๆ ภายในโรงงานกลุ่มนี้ได้

ตารางที่ 3 ตัวอย่างวิธีการบำบัด และประสิทธิภาพในการบำบัดสีในน้ำเสียอุตสาหกรรมน้ำมัน

ประเภทของน้ำเสีย	ตัวอย่างวิธีการบำบัดสี	ประสิทธิภาพการบำบัดสี	อ้างอิง
อุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม	- ทางเคมี (โดยใช้สารช่วยตกตะกอน) - ทางชีวภาพ (โดยใช้เอนไซม์ทางการค้าเปอร็อกซิเดส และเชื้อรา 2 สายพันธุ์ คือ <i>Phanerochaete chrysosporium</i> BKM- F-1767 และ <i>Coriolus versicolor</i>) - ทางกายภาพ (โดยใช้การดูดซับด้วยเมล็ดขางพารา และการกรองด้วยถ่านทราย)	- ทางเคมี ได้ร้อยละ 84.50 - ทางชีวภาพ โดยใช้เอนไซม์ทางการค้าเปอร็อกซิเดส ทำให้สีเพิ่มขึ้น และเชื้อรา 2 สายพันธุ์ ได้ร้อยละ 6.20 และ 3.30 ตามลำดับ - ทางกายภาพ โดยใช้เมล็ดขางพารา และการกรองด้วยถ่านทราย ได้ร้อยละ 57 และ 32 ตามลำดับ	พูนสุข ประเสริฐสรรพ และคณะ, 2544
อุตสาหกรรมผลิตน้ำมันมะกอก	- ทางชีวภาพ (โดยใช้เชื้อราสายพันธุ์ <i>Lactobacillus plantarum</i>)	ร้อยละ 58	Ayed <i>et al.</i> , 2003
อุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม	- บำบัดเบื้องต้นทางเคมี (โดยใช้สารส้มและโพลิเมอร์) - เทคโนโลยีเมมเบรน (อัลตราฟิลเตรชันและรีเวอร์สออสโมซิส)	ไม่ได้รายงาน มากกว่าร้อยละ 99	Ahmad <i>et al.</i> , 2005
อุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม	- ทางชีวภาพแบบไร้อากาศ คือ Anaerobic expanded granular sludge bed (EGSB) bioreactor และแบบเติมอากาศ คือ Aerobic biofilm bioreactor - เทคโนโลยีเมมเบรน (อัลตราฟิลเตรชันและรีเวอร์สออสโมซิส)	ไม่ได้รายงาน อัลตราฟิลเตรชัน ร้อยละ 50 รีเวอร์สออสโมซิส ร้อยละ 99	Yejian <i>et al.</i> , 2008

1.2.3 ถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนกับการบำบัดน้ำเสีย

ถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนเป็นระบบบำบัดน้ำเสียที่ได้ปรับเปลี่ยนมาจากระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์ คือ อาศัยการทำงานร่วมกันของการบำบัดทางชีวภาพ และการบำบัดทางกายภาพ โดยใช้เมมเบรนชนิดรูพรุนระดับไมโครฟิลเตรชันหรืออัลตราฟิลเตรชันซึ่งมีสมบัติเป็นตัวกรองยอมให้สารบางชนิดผ่านได้ (Brik *et al.*, 2006) โดยมีหลักการ คือ การให้สารป้อน (Feed) เข้าทางด้านหนึ่งของเมมเบรน ส่วนที่ผ่านเมมเบรนไปได้เรียกว่า เพอมิเอท (Permeate) และส่วนที่ไม่สามารถผ่านได้เรียกว่า รีเทนเตท (Retentate) โดยเกิดขึ้นภายใต้แรงขับเคลื่อนที่ให้ขณะเดินระบบ ซึ่งรูปแบบของถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน มีทั้งแบบชุดของเมมเบรนอยู่ภายนอกถึงปฏิกรณ์ (External membrane bioreactor, EMBR) และแบบชุดของเมมเบรนจมตัวอยู่ในถึงปฏิกรณ์ (Submerged membrane bioreactor, SMBR) ดังภาพประกอบ 3 และเกณฑ์การทำงานของระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวสำหรับบำบัดน้ำเสียในกลุ่มอุตสาหกรรมต่างๆ แสดงดังตารางที่ 4



ภาพประกอบ 3 External membrane bioreactor (ซ้าย) และ Submerged membrane bioreactor (ขวา)
ที่มา: Stephenson *et al.* (2000)

สำหรับการแยกด้วยเมมเบรนชนิดรูพรุนระดับไมโครฟิลเตรชันหรืออัลตราฟิลเตรชันนั้นกระบวนการแยกสามารถเดินระบบได้ 2 ลักษณะ คือ การเดินระบบภายใต้ความดันป้อนคงที่ ซึ่งสมรรถนะของระบบประเมินจากค่าฟลักซ์ที่ได้ขณะกรอง ในขณะที่การเดินระบบภายใต้ค่าฟลักซ์คงที่นั้นการประเมินสมรรถนะจะติดตามจากค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure) (Zhang *et al.*, 2006) โดยมีความสัมพันธ์กับสมการการแยกของ Darcy ซึ่งสามารถคำนวณหาความต้านทานที่เกิดขึ้นขณะกรอง ดังสมการที่ 1-2 (Chang *et al.*, 2006)

สมการของฟลักซ์ (J) เขียนในรูปของ แรงขับเคลื่อน (ΔP) หาค่าความต้านทานการกรอง (R_f) และ ความหนืด (μ)

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

สมการความต้านทานรวม (R_t) จะเป็นผลบวกของความต้านทานย่อย ได้แก่ ความต้านทานของเมมเบรน (R_m) ความต้านทานจากการเกิดฟาวลิงแบบผันกลับได้ (R_{re}) และความต้านทานเนื่องจากการเกิดฟาวลิงแบบผันกลับไม่ได้ (R_{ire})

$$R_t = R_m + R_{re} + R_{ire} \quad (2)$$

ตารางที่ 4 เกณฑ์การทำงานของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวสำหรับบำบัดน้ำเสียในกลุ่มอุตสาหกรรมต่างๆ*

สภาวะการทำงานของระบบฯ	ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว
ออกซิเจนละลาย (DO) มิลลิกรัมต่อลิตร	0.30-7.50
ระยะเวลาพักน้ำ (HRT) ชั่วโมง	10-400
อายุสลัดจ์ (θ_c) วัน	10-ไม่มีการถ่ายสลัดจ์ออกจากระบบ
อัตราส่วนอาหาร/จุลินทรีย์ (F/M) กิโลกรัมบีโอดีต่อกิโลกรัมเอ็มแอลเอสเอสต่อวัน	0.05-0.30
อัตราภาระบรรจุทุกเชิงปริมาตร (Volumetric Load) กิโลกรัมชีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน	0.25-16
เอ็มแอลเอสเอส (MLSS) มิลลิกรัมต่อลิตร	2,000-40,000
ความดันส่งผ่านเมมเบรน มิลลิบาร์	200-5,000
ค่าฟลักซ์เริ่มต้น ลิตรต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง	5-100
ค่าฟลักซ์สิ้นสุด ลิตรต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง	2-70
พลังงานไฟฟ้าที่ใช้ กิโลวัตต์ชั่วโมงต่อลูกบาศก์เมตร	0.50-1.50

*น้ำเสียในกลุ่มอุตสาหกรรม เช่น อาหาร ฟอกย้อม ฟอกหนัง สกัดน้ำมัน การผลิตนม ผลิตน้ำผลไม้ กลั่นสุรา เป็นต้น

ที่มา: Stephenson *et al.* (2000)

ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีการนำมาใช้อย่างกว้างขวางในการบำบัดน้ำเสีย และนำน้ำที่กลับมาใช้ใหม่ เนื่องจากมีข้อเด่นเมื่อเทียบกับการบำบัดทั่วไป คือ เป็นระบบขนาดเล็กมีลักษณะเป็นชุดหรือหน่วยของเมมเบรน (Modular) เพื่อเพิ่มพื้นที่ในการแยก/กักกันของแข็งได้โดยไม่ต้องมีถังตกตะกอน (Stephenson *et al.*, 2000) สามารถกำจัดของแข็ง ชีโอดี ธาตุอาหาร เชื้อโรคได้ในหน่วยเดียวกันอย่างสมบูรณ์ (Brik *et al.*, 2006) มีอัตราการผลิตสลัดจ์ต่ำ ทำให้การบำบัดมีประสิทธิภาพในการย่อยสลายทางชีวภาพสูง โดยเฉพาะถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนซึ่งมีการเติม

อากาศในถังปฏิกรณ์ที่มีเมมเบรน ซึ่งมีผลต่อกระบวนการทำงานทั้งในด้านไฮโดรไดนามิกส์และด้านชีวภาพ ช่วยป้องกันและชะล้างของแข็งแขวนลอยบริเวณผิวเมมเบรนและให้ออกซิเจนกับมวลสลัดจ์ในการย่อยสลายทางชีวภาพ และเพื่อการสังเคราะห์เซลล์ โดยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีความคุ้มค่าเมื่อเดินระบบที่ค่าฟลักซ์ต่ำ (Miura *et al.*, 2007) เนื่องจากราคาต้นทุนของชุดเมมเบรนในปัจจุบันมีราคาถูกลง จากรายงานเมมเบรนผลิตจากวัสดุโพลีไวนิลิดีนฟลูออไรด์ (PVDF) จากบริษัท Wenzhou New Century International Ltd. ราคา ประมาณ 0.36 ดอลลาร์ต่อตารางเมตร (Khaisri *et al.*, 2008) และสามารถรับค่าอัตราการป้อนน้ำเสียสูงได้ดี จึงได้มีการนำมาประยุกต์ใช้ในระดับอุตสาหกรรมอย่างแพร่หลาย (Sutton, 2006) เช่น การกำจัดสารอินทรีย์ไนโตรเจนและคาร์บอนในน้ำเสียจากกระบวนการผลิตอาหาร (จันทร์ทรงกลด ขำขำ, 2550) ของแข็งแขวนลอย ความขุ่นในอุตสาหกรรมสิ่งพิมพ์ และกำจัดสีในน้ำเสียอุตสาหกรรมต่างๆ แสดงดังตารางที่ 5 เป็นต้น และในปัจจุบันได้มีการผสมผสานระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนร่วมกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการบำบัด แสดงดังตารางที่ 6 ซึ่งในการบำบัดน้ำเสียที่มีสารอินทรีย์ไนโตรเจนและคาร์บอนสามารถทำได้ในระบบเดียวกันโดยใช้ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว แสดงดังตารางที่ 7 ซึ่งจำเป็นต้องมีสภาวะการทำงานที่เหมาะสมเพื่อให้การบำบัดมีประสิทธิภาพที่ดี ดังนั้นการนำถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมาใช้เพื่อเป็นแนวทางที่จะเพิ่มคุณภาพน้ำ ซึ่งความคุ้มค่าที่จะได้รับจากการได้น้ำที่คุณภาพดี การใช้หมุนเวียนกิจกรรมต่างๆ (Howell, 2004)

ตารางที่ 5 ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมด้วยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว

ประเภทของน้ำเสีย	ลักษณะของเมมเบรน (ชนิด/วัสดุ/ขนาดรูกรอง)	ประเภทของปฏิกริยา	อัตราการบรรทุก (ลิตรต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน)	ฟลักซ์ (ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร) / ระยะเวลาพักน้ำ (ชั่วโมง) / อายุสัปดาห์ (วัน) / ระยะเวลาพักน้ำ (ชั่วโมง)	พารามิเตอร์กายภาพและเคมี	ประสิทธิภาพการบำบัด (ร้อยละ)	อ้างอิง
อุตสาหกรรมผลิตน้ำมันมะกอก	ระดับ ไมโครฟิลเตรชัน รูปทูน 0.14 ไมโครเมตร วัสดุเซรามิก	ถังปฏิกรณ์ชีวภาพ เมมเบรนแบบอยู่ภายนอก (EMBR)	4.90	92 /4.75/2.86	COD	81	Dhaouadi <i>et al.</i> , 2008
อุตสาหกรรมผลิตอาหาร	ชนิดแผ่น (Sheet membrane) ระดับอัลตราฟิลเตรชัน MWCO 20–70 กิโลดาลตัน วัสดุโพลีเอเทอซัลโฟน (PES)	ถังปฏิกรณ์ชีวภาพ เมมเบรนแบบไร้อากาศ (AMBR)	4.50	-/50 /60	Color SS COD	98 >99 90	He <i>et al.</i> , 2005
อุตสาหกรรมสิ่งทอ	ชนิดท่อ (Tubular membrane) ระดับอัลตราฟิลเตรชัน MWCO 15 กิโลดาลตัน วัสดุโพลีไวนิลลิดีนฟลูออไรด์ (PVDF)	ถังปฏิกรณ์ชีวภาพ เมมเบรนแบบอยู่ภายนอก (EMBR)	0.35-3.60	30 /-/0.70-4	Color SS	87 60-95	Brik <i>et al.</i> , 2006
การพิมพ์และการย้อม	ชนิดเส้นใยกลวง (Hollow fiber) ระดับไมโครฟิลเตรชัน รูปทูน 0.22 ไมโครเมตร วัสดุโพลีไวนิลลิดีนฟลูออไรด์ (PVDF)	ถังปฏิกรณ์ชีวภาพ เมมเบรนแบบจมตัว (SMBR)	0.24-0.43	15 /-/6-12	Color Turbidity COD BOD	58.70 99 80 95	Zheng and Liu, 2006

หมายเหตุ PVDF; Polyvinylidene fluoride, PES; Polyethersulfone, SMBR; Submerged membrane bioreactor, AMBR; Anaerobic membrane bioreactor, EMBR; External membrane bioreactor

ตารางที่ 6 ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวร่วมกับระบบบำบัดแบบไร้อากาศ

ประเภทของน้ำเสีย	ลักษณะระบบบำบัด	ลักษณะของเมมเบรน (ชนิด/วัสดุ/ขนาดรูกรอง)	อัตราการบรรทุกทุกกิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน	ฟลักซ์ (ลิตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร)/ ระยะเวลาพักน้ำ(ชั่วโมง)	พารามิเตอร์ กายภาพ และเคมี	ประสิทธิภาพการบำบัด (ร้อยละ)	อ้างอิง
น้ำเสียสังเคราะห์	- ระบบบำบัดไร้อากาศแบบ UASB - ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	ชนิดแผ่น (Sheet membrane) ระดับไมโครฟิลเตรชัน รูพรุน 0.22 ไมโครเมตร วัสดุโพลีไวนิลลิดีน ฟลูออไรด์ (PVDF)	-	12 /5	TOC TN	98 70	An <i>et al.</i> , 2008
น้ำเสียสังเคราะห์	- ระบบบำบัดไร้อากาศแบบ CSTR และ UASBAF - ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	ชนิดเส้นใยกลวง (Hollow fiber) ระดับไมโครฟิลเตรชัน รูพรุน 0.22 ไมโครเมตร วัสดุโพลีไวนิลลิดีน ฟลูออไรด์ (PVDF)	COD 5.80-58.79	4.55 /5	COD	99	Chen <i>et al.</i> , 2008
น้ำเสียสังเคราะห์	- ระบบบำบัดไร้อากาศแบบ UBF - ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	ชนิดเส้นใยกลวง (Hollow fiber) ระดับไมโครฟิลเตรชัน รูพรุน 0.40 ไมโครเมตร วัสดุโพลีโพรพิลีน	NH ₄ ⁺ -N 0.50 COD 7.20	0.02 /24	COD NH ₄ ⁺ -N	99 46	Ahn <i>et al.</i> , 2003
น้ำเสียฟาร์มสุกร	- ระบบบำบัดไร้อากาศแบบ AUBF - ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน	ชนิดแผ่น (Sheet membrane) ระดับไมโครฟิลเตรชัน รูพรุน 0.25 ไมโครเมตร	NH ₄ ⁺ -N 0.67 COD 0. 50-3	10,000-30,000/ 1.50-7.80	COD NH ₄ ⁺ -N	91 75	Shin <i>et al.</i> , 2005

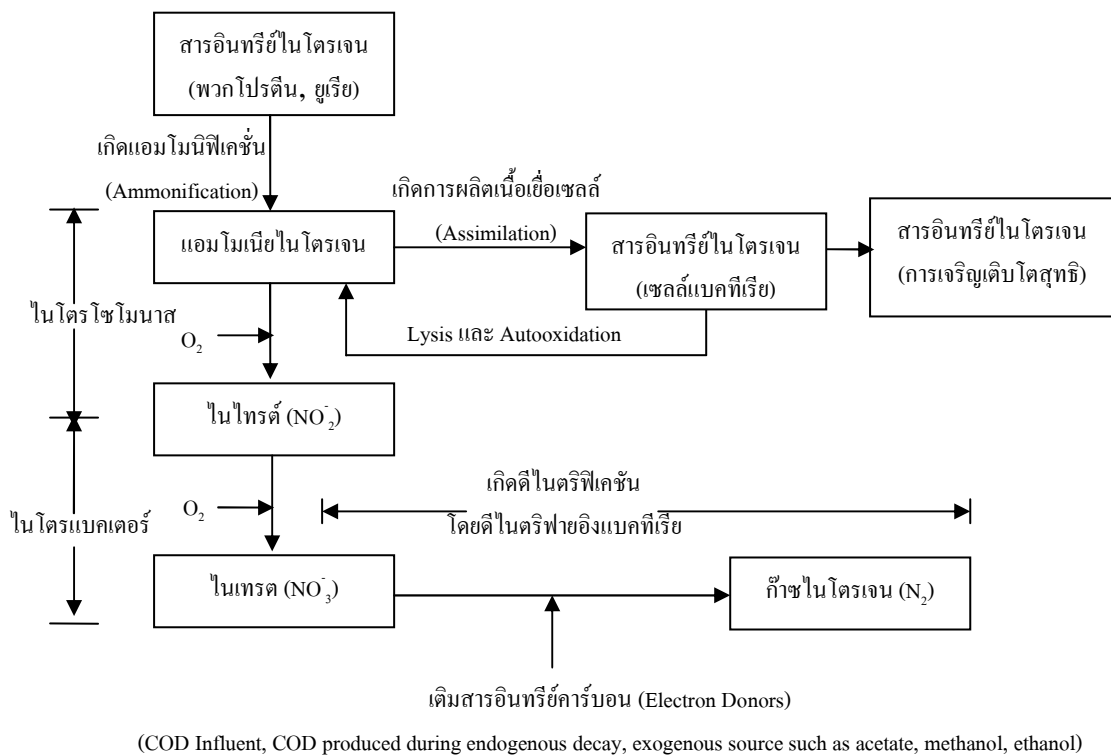
หมายเหตุ CSTR; Continuous stirred tank reactor, UASBAF; Up flow anaerobic sludge blanket-anaerobic filter, UBF; Upflow sludge bed filter, AUBF; Anaerobic upflow bed filter.

ตารางที่ 7 การกำหนดสภาวะการเติมอากาศแบบเป็นช่วงในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนในการบำบัดน้ำเสียชุมชน

ประเภทของน้ำเสีย	ปริมาณ ถังปฏิกรณ์ (ลิตร)	- อัตราการเติมอากาศ - ช่วงเวลาการเติมอากาศ - การกรองน้ำ (กรอง - หยุด) - ค่าออกซิเจนละลาย	ระยะเวลาพักน้ำ/ อายุสลัดจ์ (ชั่วโมง)	ค่าฟลักซ์ (ลิตรต่อตาราง เมตรต่อชั่วโมง)	ค่าความดัน ส่งผ่านเฉลี่ย ขณะเดินระบบ (บาร์)	พื้นที่ ผิวกรอง (ตารางเมตร)	ประสิทธิภาพ การบำบัด (ร้อยละ)	อ้างอิง
อาคารที่พัก	5.50	- 10 ลิตรต่อนาที - 60/60(I) 50/70 (I) (II) 40/80(I) นาที่ - 10/2 8/2 8/2 นาที่ - 0-7 มิลลิกรัมต่อลิตร	8.80/-	10	0.10-0.40	0.06	BOD, TCOD, SCOD และ SS = 99 (40/80) 95 (60/60) 95 (40/80) และ 100 ตามลำดับ TKN, NH ₄ ⁺ -N และ TN = 96 (40/80) 96 และ 86 (50/70 II)	Lim <i>et al.</i> , 2007
น้ำเสียชุมชน		- 17 ลิตรต่อนาที - 20/60 10/20 20/90 - 10/สูบน้ำ 10/2 นาที่	15 15 10.40 และ 8 /infinity	10, 20 และ 30	0.06-0.60	0.50	BOD, TCOD > 95 TN = 83 SS = 100	Yeom <i>et al.</i> , 1999
น้ำเสียชุมชน	8.10	- 10 ลิตรต่อนาที - 90/60 นาที่ และสูบน้ำ 8/2	8.40 /-	10	0.10-0.40	0.20	COD = 87.6-98.1, TN = 35-70 NH ₄ ⁺ -N = 100 SS = 100	Lim <i>et al.</i> , 2004
น้ำเสียชุมชน		12-12, 6-6 6-3 6-1 และ 3-3 นาที่	4.80 /-	-	-	-	TCOD และ TN > 90	Yamagiwa <i>et al.</i> , 1995

1.2.3.1 **ถึงปฏิกรณชีวภาพเมมเบรนสำหรับการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจน**

ถึงปฏิกรณชีวภาพเมมเบรน สามารถบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนไปพร้อมกันกับการบำบัดไนโตรเจน โดยการปรับช่วงเวลาการเติมและหยุดเติมอากาศภายในระบบให้เกิดสภาวะมีอากาศสลบกับไร้อากาศอยู่ในหน่วยเดียวกัน ทำให้ระบบเกิดกลไกการกำจัดได้เป็น 2 ส่วน (วรรณฤดี หวันเซ่ง, 2549) คือ $\text{NH}_4^+\text{-N}$ จะถูกออกซิไดซ์ไปเป็น $\text{NO}_2\text{-N}$ และ $\text{NO}_3\text{-N}$ ภายใต้สภาวะแอโรบิก (เกิดปฏิกริยาไนตริฟิเคชัน) โดยแบคทีเรียในกลุ่มไนตริไฟอิง เช่น ไนโตรโซโมนาส (Nitrosomonas) และไนโตรแบคเตอร์ (Nitrobactor) และ $\text{NO}_2\text{-N}$ $\text{NO}_3\text{-N}$ จะถูกรีดิวซ์ไปเป็นก๊าซไนโตรเจนภายใต้สภาวะแอน็อกซิก (เกิดปฏิกริยาดิไนตริฟิเคชัน) โดยแบคทีเรียในกลุ่มดิไนตริไฟอิงภายในระบบบำบัด ดังภาพประกอบ 4



ภาพประกอบ 4 กลไกปฏิกริยาการย่อยสลายสารอินทรีย์ไนโตรเจนของจุลินทรีย์
 ที่มา : เกรียงศักดิ์ อุดมสิน โรจน์ (2543)

1. ปัจจัยที่มีผลต่อปฏิกิริยาไนตริฟิเคชัน

1.1 อุณหภูมิ : อุณหภูมิมีผลต่อไนโตรเจนแบคทีเรียมากกว่าไนโตรโซโมนาส (Henze *et al.*, 1997) อุณหภูมิที่ดีที่สุดสำหรับไนตริฟิเคชัน คือ ช่วง 30-36 องศาเซลเซียส

1.2 ออกซิเจน : แบคทีเรียกลุ่มไนตริฟายอิงมีความไวต่อออกซิเจนความเข้มข้นต่ำ ค่าออกซิเจนละลายที่เหมาะสมอยู่ที่ 2 มิลลิกรัมต่อลิตร (Henze *et al.*, 1997) ค่าออกซิเจนละลายที่ต่ำสุดที่เกิดไนตริฟิเคชัน ได้ขึ้นอยู่กับอายุสลัดจ์ด้วย ที่อายุสลัดจ์สูงค่าออกซิเจนละลายขั้นต่ำไม่ควรน้อยกว่า 0.50-1 มิลลิกรัมต่อลิตร แต่ถ้าอายุสลัดจ์ต่ำค่าออกซิเจนละลายต้องสูงขึ้นเนื่องจากเกิดเมตาบอลิซึมสูง (Stenstrom and Poduska, 1980 อ้างอิงใน ชงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545)

1.3 พีเอช : แบคทีเรียไนตริฟายอิงทั้งสองกลุ่มทำงานได้ดีที่พีเอชประมาณ 7.50-9 (Henze *et al.*, 1997)

2. ปัจจัยที่มีผลต่อปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชัน

2.1 อุณหภูมิ : อุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันอยู่ในช่วง 40 องศาเซลเซียส (Grady and Lim, 1980 อ้างอิงใน วรรณฤดี หวันเซ่ง, 2549)

2.2 พีเอช : ในกระบวนการดีไนตริฟิเคชันจะเกิดการผลิตสภาพด่างขึ้น พีเอชที่เหมาะสมกับแบคทีเรียดีไนตริฟายอิง คือ 6.50-8.50 (Henze *et al.*, 1997) ออกซิเจนละลาย : ค่าออกซิเจนละลายที่มากกว่า 0.2 มิลลิกรัมต่อลิตร สามารถยับยั้งปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชัน (Terai and Mori, 1975 อ้างอิงใน ชงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545)

2.3 แหล่งคาร์บอน : อัตราส่วน COD : TN สำหรับปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันอยู่ในช่วง 3.50-4.50 กรัมซีโอดีต่อกรัมไนโตรเจน (Isaacs and Henze, 1994)

การบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนไปพร้อมกันกับการบำบัดไนโตรเจนในระบบอาจเกิดกระบวนการการบำบัดแบบอื่นๆ ร่วมด้วย ได้แก่ กระบวนการไซมอนทานีซิสไนตริฟิเคชัน-ดีไนตริฟิเคชัน (Simultaneous nitrification-denitrification; SND) โดยจะเกิดในชั้นฟล็อกตามความแตกต่างของออกซิเจนละลายที่แพร่เข้าสู่ชั้นฟล็อก (Munch *et al.*, 1996) โดยชั้นนอกมีความเข้มข้นของออกซิเจนละลายสูงเป็นบริเวณที่มีอากาศ (Aerobic zone) บำบัดสารอินทรีย์ด้วยจุลินทรีย์ที่ใช้ ออกซิเจนและเกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชัน ชั้นตรงกลางเป็นบริเวณที่เกิดสถานะแอน็อกซิก (Anoxic zone) เกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันและชั้นในสุดเป็นบริเวณที่ไม่มีอากาศ (Anaerobic Zone) (Goronszy, 1992) และกระบวนการ Anammox (Anaerobic ammonium oxidation process) เกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชัน และปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชัน พร้อมกัน โดยแบคทีเรียออกโตโทรฟิจะเปลี่ยนแอมโมเนียไปเป็นก๊าซไนโตรเจนภายใต้สถานะแอน็อกซิกโดยมี $\text{NO}_2\text{-N}$ เป็นตัวรับอิเล็กตรอนในระบบบำบัด

การเกิดปฏิกิริยาในตรีฟิเคชันดีในตรีฟิเคชันพร้อมกัน ค่าออกซิเจนละลายจะมีปริมาณต่ำมากและเครื่องมือที่ใช้วัดค่าออกซิเจนละลายที่มีจำหน่ายและใช้ในเชิงปฏิบัติการมีขีดความสามารถที่จำกัดในการตรวจวัด จึงได้มีการศึกษาพารามิเตอร์อื่นมาทดแทนค่าออกซิเจนละลายสำหรับการควบคุมระบบ ซึ่งความสัมพันธ์ระหว่างค่าออกซิเจนละลายและค่าออกซิเดชัน-รีดักชันโพเทนเชียล (Oxidation-Reduction Potential; ORP) เป็นพารามิเตอร์ในการควบคุมปริมาณออกซิเจนละลายในถังเติมอากาศ (วรรณฤดี หวันแข่ง, 2549) โดยโออาร์พี คือ ค่าศักย์ภาพการให้และรับอิเล็กตรอนของสารละลาย (มันสิน ตัณฑุลเวศม์, 2542) ซึ่งถ้าค่าโออาร์พีเป็นบวก แสดงว่าน้ำเสียมีออกซิเจนสารละลายสามารถรับอิเล็กตรอนได้ดีจะเกิดปฏิกิริยาในตรีฟิเคชัน ส่วนค่าโออาร์พีที่เป็นลบ แสดงว่าน้ำเสียปราศจากออกซิเจน สารละลายสามารถให้อิเล็กตรอนได้ดี จะเกิดปฏิกิริยาดีในตรีฟิเคชัน ซึ่งค่าโออาร์พีมีความสัมพันธ์เป็นเส้นตรงกับค่าออกซิเจนละลายและมีความสัมพันธ์กับอัตราดีในตรีฟิเคชันจำเพาะ (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545) ในระบบบำบัดน้ำเสียที่ใช้ระบบไซมอลทาเนียสที่มีการบำบัดแบบต่อเนื่อง การใช้ค่าโออาร์พีในการควบคุมปริมาณการเติมออกซิเจนในถังเติมอากาศเป็นพารามิเตอร์ที่เหมาะสม และการวัดค่าออกซิเจนให้แม่นยำในระดับ 0.1-0.2 มิลลิกรัมต่อลิตร ทำได้ยากในทางปฏิบัติควรใช้ค่าโออาร์พีเป็นเครื่องชี้สถานะแอโรบิก (+50 มิลลิโวลต์ ถึง +100 มิลลิโวลต์) แอโนดิก (-50 มิลลิโวลต์ ถึง -150 มิลลิโวลต์) และแอนเอโรบิก (-300 มิลลิโวลต์ ถึง -200 มิลลิโวลต์) ถ้าค่าโออาร์พีมีค่าเป็นบวกหรือลบไม่มากแสดงว่าเกิดปฏิกิริยาการย่อยที่ไม่ใช้ออกซิเจนในปริมาณที่น้อย และที่โออาร์พีที่ 0 มิลลิโวลต์ เกิดปฏิกิริยาดีในตรีฟิเคชัน (มันสิน ตัณฑุลเวศม์, 2542)

อย่างไรก็ตามการนำถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมาประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียมีข้อจำกัดจากการเกิดปรากฏการณ์ฟาวลิง ซึ่งส่งผลกระทบต่อสมรรถนะระบบฯ คือ ทำให้ฟลักซ์ลดลงหรือทำให้ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure; TMP) เพิ่มขึ้นดังสมการของ Darcy ข้างต้น และการกักกันโมเลกุลอาจลดลง/เพิ่มขึ้นได้ ดังนั้นการประยุกต์ใช้เมมเบรนในรูปแบบระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนจึงต้องมีแนวทางเชิงป้องกัน และควบคุมที่เหมาะสมร่วมกับแนวทางฟื้นฟูสภาพเมมเบรนด้วยวิธีการต่างๆ เพื่อให้เมมเบรนสามารถใช้งานได้อย่างมีประสิทธิภาพ

1.2.3.2 ปรากฏการณ์ฟาวลิง (Fouling phenomenon)

เป็นปรากฏการณ์ที่เกิดจากการสะสม และ/หรืออุดตันจากองค์ประกอบในสารละลาย เช่น แบคทีเรีย ยีสต์ คอลลอยด์ โปรตีน และตะกอนแขวนลอยต่างๆ ในน้ำเสีย เป็นต้น (Clech *et al.*, 2006) อยู่บริเวณผิวหน้าและภายในรูพรุนของเมมเบรน ทำให้ความเข้มข้นของตัวละลายไม่ผ่านเมมเบรนออกไปซึ่งสูงกว่าความเข้มข้นในเนื้อของสารละลาย ก่อให้เกิดชั้นขอบขึ้น (Boundary layer) เรียกปรากฏการณ์นี้ว่า ฟาวลิง เป็นสาเหตุสำคัญที่ทำให้สมรรถนะของเมมเบรน

คือ ฟลักซ์ (Flux) ของเพอมีเอท และสมรรถนะการเลือก (Selectivity) ลดลงกรณีเดินระบบที่ค่าความดันขั้วคงที่ (Pressure constant operation) และความดันผ่านเมมเบรนสูงขึ้น และสามารถส่งผลกระทบยาวต่ออายุการใช้งานของเมมเบรนที่สั้นลง การเกิดฟาวลิงหรือการสะสมของสารต่างๆ บนเมมเบรนมี 3 ลักษณะ ดังภาพประกอบ 5 คือ บริเวณด้านนอกของผิวเมมเบรนเกิดการสะสมเป็นชั้นเค้ก (Cake layer) การสะสมปิดบริเวณรูพรุน (Pore blocking) และอนุภาคสารละลายเข้าไปอุดตันติดสะสมภายในรูของเมมเบรน (Interior pore fouling) ซึ่งอนุภาคสารละลายมีขนาดเล็กกว่ารูเปิดและสะสมจนทำให้ขนาดรูเล็กลง กีดขวางการไหล และล้างทำความสะอาดได้ยาก หรืออนุภาคสารละลายมีแรงกระทำกับผิววัสดุเมมเบรน และชักนำให้อนุภาคสารละลายอื่นเข้ามาติดต่อกันไป (Wilkinson *et al.*, 1999) ทั้งนี้อาจสรุปประเภทของฟาวลิงได้ 2 แบบใหญ่ๆ ตามกลยุทธ์ที่ใช้ฟื้นฟูสภาพการกรอง คือ

1. ฟาวลิงแบบฟื้นฟูสภาพได้ (Reversible fouling) เกิดจากการสะสม/อุดตันของตะกอนของแข็งที่ผิวเมมเบรน และบริเวณช่องเปิดของรู (Pore blocking) เป็นชนิดของฟาวลิงที่สามารถฟื้นฟูสภาพโดยใช้วิธีการทางไฮดรอดนามิกส์ เช่น การใช้ความปั่นป่วน การใช้แรงเฉือนผิวหน้า และการล้างย้อนกลับ เป็นต้น

2. ฟาวลิงแบบฟื้นฟูสภาพไม่ได้ (Irreversible fouling) มีรายงานว่า การเพิ่มขึ้นของแบคทีเรียกลุ่มเส้นใย (Filamentous bacteria) มีการปล่อยสารประกอบออกนอกเซลล์ (Extracellular polymeric substance; EPS) เกิดแรงกระทำระหว่างเนื้อวัสดุของเมมเบรน หรือดูดติดแน่น (Solutes interaction and adsorption) บนผิวเมมเบรน ทำให้ขนาดรูเมมเบรนเล็กลง กีดขวางการไหล และล้างทำความสะอาดได้ยาก และหากชั้นอนุภาคที่เกาะอยู่บนผิวเมมเบรนเกิดโครงสร้างเป็นโครงข่ายสามมิติพองตัวมาก เรียก Fouling layer นั้นว่า ชั้นเจล (Gel layer) (Tansel *et al.*, 2006) ซึ่งจำเป็นต้องใช้สารเคมีฟื้นฟูสภาพ หากปรากฏการณ์ดังกล่าวนี้เกิดในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน จะเรียกว่า ไบโอฟาวลิง (Biofouling) ซึ่งมีผลทำให้ความสามารถในการกรองของเมมเบรนลดลง และสิ้นเปลืองพลังงานในการเดินระบบและการทำความสะอาด (Clech *et al.*, 2006)

ไบโอฟาวลิงเป็นฟาวลิงที่เกิดจากแบคทีเรียปลดปล่อยสารประกอบออกมานอกเซลล์ในระหว่างการเมทาบอลิซึมสาร และเกิดจากการย่อยสลายตัวของเซลล์แบคทีเรียและเข้าไปอยู่ในช่องว่างระหว่างอนุภาคเซลล์ในชั้นเค้ก (Meng *et al.*, 2005) ซึ่งประกอบด้วยสารโมเลกุลขนาดใหญ่ทางชีวภาพ มีลักษณะไม่เป็นเนื้อเดียวกัน (Heterogeneous) และน้ำหนักโมเลกุลสูง เช่น โพลีแซคคาไรด์ โปรตีน ไขมัน กรดนิวคลีอิก (Jang *et al.*, 2007) ทั้งนี้สามารถสรุปสาเหตุของไบโอฟาวลิง ได้ดังนี้

1. อัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์เพิ่มขึ้น จากรายงานการเกิดสารออกนอกเซลล์ในการบำบัดน้ำเสียชุมชนโดยใช้ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน พบว่า เมื่อน้ำเสียเข้าระบบมีสารอินทรีย์สูง ส่งผลให้ค่าอาหารต่อจุลินทรีย์เพิ่มขึ้น 0.13–0.29 กรัมซีโอดีต่อกรัมเอ็มแอลวีเอสเอสต่อวัน ทำให้แบคทีเรียเกิดกระบวนการเมทาบอลิซึมและปลดปล่อยสารออกนอกเซลล์เพิ่มขึ้น (Jang *et al.*, 2007, Drew *et al.*, 2006)

2. เกิดจากการติดเชื้อของแบคทีเรียเส้นใย เช่น *Flavobacterium sp.*, *Pseudomonas*, *Ralstonia* และ *Cytophaga* ซึ่งการเจริญเติบโตของกลุ่มแบคทีเรียเกิดกระบวนการเมทาบอลิซึม และการย่อยสลายตัวเองของแบคทีเรีย (Ivnitsky *et al.*, 2005)

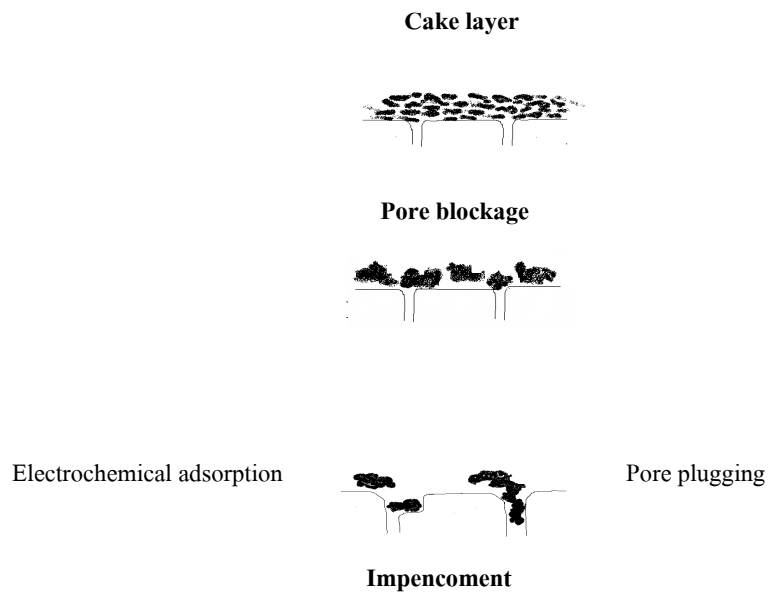
3. การแตกของฟล็อกจากการถูกแรงเฉือนของปั๊มหมุนเวียน หรือระบบจ่ายอากาศในระบบ จนกลายเป็นอนุภาคที่มีขนาดเล็กกว่า 100 ไมโครเมตร จะทำให้เกิดการอุดตันในรูเปิดของเมมเบรน (Wisniewski and Grasmick *et al.*, 1998)

4. การปลดปล่อยสารออกนอกเซลล์เพิ่มขึ้น เมื่อเดินระบบที่อายุสัปดาห์ต่ำ จากรายงานพบว่าการเกิดสารออกนอกเซลล์สูง ที่อายุสัปดาห์ 8 วัน และเมื่อ อายุสัปดาห์สูง ทำให้สารอินทรีย์คาร์บอน และ โปรตีนลดลง การปลดปล่อยสารออกนอกเซลล์ลดลง (Nuengjamnong *et al.*, 2005) สอดคล้องกับการรายงานการเกิดความต้านทานจำเพาะของชั้นเคลือบผิวเมื่ออายุสัปดาห์สูง (Ahmed *et al.*, 2007)

5. ในสภาวะที่พีเอช เท่ากับ 7 ทำให้ *Pseudomonas fluorescens* สร้างชั้นอนุภาคที่เกาะอยู่บนผิวเมมเบรนเพิ่มขึ้น แต่การสร้างชั้นอนุภาคจะลดลง เมื่อพีเอชเท่ากับ 5.50 และ 8.50 (Chen *et al.*, 2005)

6. ในสภาวะไนโตรเจน และออกซิเจนในปริมาณจำกัด ทำให้เกิดการย่อยสลายตัวเองของเชื้อรา *Penicillium chrysogenum* โดยการทำงานของเอนไซม์ *serinase* และ *aspartyl protease* (Amot *et al.*, 2001 อ้างอิงในจันทร์ทรงกลด ขำหม่าน, 2550)

ดังนั้นการเกิดฟาวลิงส่งผลต่อประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์ ทำให้ความเข้มข้นของซีโอดีมีค่าสูงขึ้น และมีผลต่อการกรองผ่านเมมเบรน แต่การลดความเข้มข้นของ MLSS สามารถลดการเกิดชั้นเคลือบได้ ส่วนการเกิดฟาวลิงแบบภายในรูของเมมเบรนนั้นจะเกิดจากการดูดซับสารละลายเข้าไปภายในรูเมมเบรนและที่ช่องเปิดของรูซึ่งจะเป็นฟาวลิงแบบพื้นสภาพไม่ได้ ซึ่งการพื้นสภาพเมมเบรนต้องใช้การทำความสะอาดโดยสารเคมีเท่านั้น (Chang and Kim, 2005)

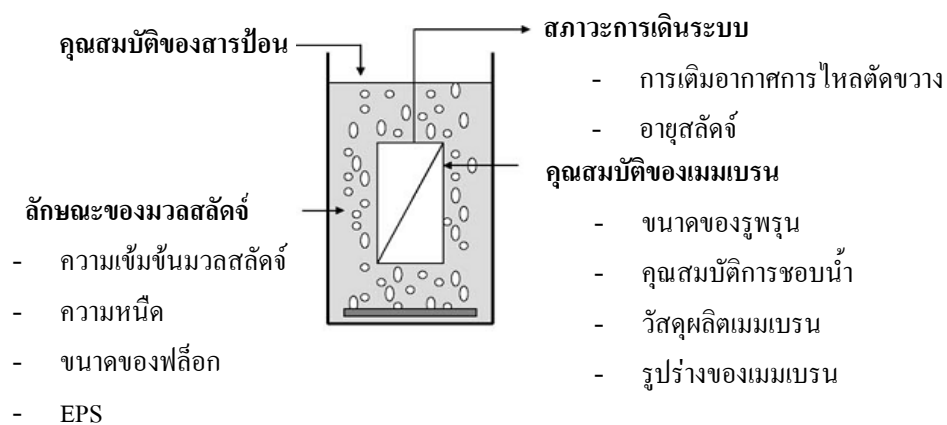


ภาพประกอบ 5 ลักษณะการเกิดฟาวลิ่งแบบต่างๆ

ที่มา: ชันทอง สุนทรภา (2547)

1.2.3.3 ปัจจัยที่ส่งผลต่อการเกิดฟาวลิ่ง

การเกิดฟาวลิ่งเป็นแรงกระทำระหว่างเมมเบรนและอนุภาคในสารละลายที่ป้อนเข้าสู่ระบบหรืออาจเกิดระหว่างอนุภาคในสารละลายด้วยกัน สามารถจำแนกปัจจัยที่ส่งผลต่อการเกิดฟาวลิ่ง ได้ 4 สาเหตุ คือ คุณสมบัติสารป้อนเข้า คุณสมบัติของเมมเบรน ลักษณะของมวลสลัดจ์ และสภาวะการเดินระบบ เป็นต้น ดังภาพประกอบ 6



ภาพประกอบ 6 ปัจจัยที่ส่งผลต่อการเกิดฟาวลิ่ง

ที่มา: Clech *et al.* (2006)

1. คุณสมบัติของเมมเบรน (Membrane characteristics)

การเลือกเมมเบรนในการใช้งานนั้นจะต้องพิจารณาถึงคุณสมบัติของวัสดุที่นำมาผลิตมีความเหมาะสมกับการใช้งาน เพื่อป้องกันการเกิดฟาวลิง

1.1 คุณสมบัติความชอบน้ำ (Hydrophilic) การป้อนสารละลายที่มีน้ำเป็นตัวทำละลาย การเลือกใช้เมมเบรนจะต้องเลือกเมมเบรนที่ชอบน้ำ หากเมมเบรนมีสมบัติไม่ชอบน้ำ (Hydrophobic) สามารถทำให้อองค์ประกอบในสารป้อนที่มีสมบัติไม่ชอบน้ำ เช่น โปรตีน สามารถสะสมที่ผิวเมมเบรนได้ง่ายลักษณะผิวหน้าเมมเบรน (Surface topography)

1.2 ลักษณะผิวหน้าเมมเบรนเป็นปัจจัยหนึ่งในการเกิดฟาวลิง กล่าวคือหากผิวหน้าเมมเบรนมีลักษณะราบเรียบการสะสมของอนุภาคที่ผิวน้ำน้อย ในทางตรงกันข้ามหากเมมเบรนมีลักษณะผิวหน้าขรุขระไม่สม่ำเสมอ อาจทำให้ตัวถูกละลายหลุดออกจากพื้นผิวได้ยาก การเกิดฟาวลิงจึงมีโอกาสสูง (Clech *et al.*, 2006)

1.3 ประจุของแผ่นเมมเบรน (Charge on membrane) เมมเบรนส่วนใหญ่แสดงสมบัติเป็นประจุลบ ซึ่งประจุของแผ่นเมมเบรนสำคัญต่อกระบวนการกรอง เนื่องจากสามารถเกิดแรงกระทำระหว่างเมมเบรนและประจุของอนุภาค เช่น หากเมมเบรนมีประจุลบและอนุภาคในสารป้อนเป็นประจุบวกทำให้เกิดการสะสมของอนุภาคที่ผิวหน้าเมมเบรน เนื่องจากแรงกระทำระหว่างประจุ ส่งผลให้ที่ผิวหน้าเมมเบรนเกิดการสะสมของอนุภาคหรือก่อตัวเป็นชั้นที่สามารถกักกันการไหลของเพอมีเอท (Clech *et al.*, 2006)

1.4 ขนาดของรูพรุน (Pore size)ขนาดของรูพรุนส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงของฟลักซ์ได้ โดยเมมเบรนที่มีรูพรุนขนาดใหญ่เกิดการสะสมของสารอินทรีย์และสารอนินทรีย์ภายในรูพรุนได้มากกว่ารูพรุนขนาดเล็กที่มีการสะสมของสารบนผิวหน้า ดังนั้นการเลือกใช้เมมเบรนที่มีคุณสมบัติต่างๆ ที่เหมาะสมกับผลิตภัณฑ์ที่นำเข้ากระบวนการกรองนั้น จึงมีความจำเป็นมากในการดำเนินกระบวนการกรอง เพื่อลดการเกิดฟาวลิง และสามารถทำให้สมรรถนะของกระบวนการมีประสิทธิภาพสูงสุด (Clech *et al.*, 2006)

2. คุณสมบัติของสารป้อน (Feed characteristics)

การศึกษาถึงคุณสมบัติชอบน้ำ สามารถใช้น้ำหยดที่ผิวหน้าเมมเบรน เพื่อหาค่ามุมประชิด (Contact angle) หากมุมของหยดน้ำมีค่าเท่ากับศูนย์หรือต่ำกว่า แสดงว่าเมมเบรนสามารถเลือกผ่านน้ำได้สูง เมมเบรนที่มีสมบัติไม่ชอบน้ำ ส่วนใหญ่ใช้แยกสารละลายที่มีองค์ประกอบของน้ำมัน (Clech *et al.*, 2006) การเกิดฟาวลิงเป็นผลมาจากแรงกระทำระหว่างเมมเบรนและองค์ประกอบในสารป้อน ซึ่งเป็นปัจจัยสำคัญอีกอย่างหนึ่ง ที่ใช้ในการพิจารณาถึงการเลือกใช้เมมเบรนและการดำเนินสภาวะ การเกิดฟาวลิงเนื่องจากสารป้อนเกิดจากองค์ประกอบต่างๆ เช่น

โปรตีน กลีโกลี น้ำมันและไขมัน ซึ่งมีสมบัติไม่ชอบน้ำ ดังนั้นหากใช้เมมเบรนที่มีสมบัติไม่ชอบน้ำในการแยกองค์ประกอบที่มีไขมันปนเปื้อน สามารถทำให้เกิดการเคลือบหรือการสะสมของน้ำมันและไขมันที่ผิวหน้าเมมเบรน ส่งผลให้ค่าฟลักซ์ลดลงได้ (Clech *et al.*, 2006)

3. สภาพการเดินระบบ (Operating conditions)

3.1 การเติมอากาศ และการไหลแบบตัดขวาง (Crossflow velocity, CFV) การเติมอากาศในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนชักน้ำให้เกิดแรงเฉือนที่ช่วยลดการสะสมของสารอินทรีย์และสารอนินทรีย์บริเวณผิวหน้าของเมมเบรน จากรายงานพบว่าอัตราการเติมอากาศที่เหมาะสมช่วยลดการสะสมของสารบนผิวหน้าของเมมเบรน แต่การเติมอากาศด้วยอัตราที่สูงส่งผลทำให้มวลสลัดจ์ที่เกาะเป็นฟล็อกแตกออกเป็นอนุภาคเล็ก และอาจเข้าไปอุดตันภายในรูพรุนของเมมเบรน และค่า การไหลแบบตัดขวางที่เหมาะสมในการเดินระบบกรองแบบอัลตราฟิลเตรชัน (30 กิโลดาดตัน) และแบบไมโครฟิลเตรชัน (0.30 ไมโครเมตร) มีค่าระหว่าง 2-3 เมตรต่อวินาที สามารถป้องกันการเกิดฟาวลิงแบบพื้นสภาพได้ (Clech *et al.*, 2006)

3.2 อายุสลัดจ์ มีผลต่อปัจจัยทางชีวภาพ เช่น ความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ในรูปของความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ (MLSS) และสารประกอบที่ปลดปล่อยออกมานอกเซลล์ เป็นต้น ปัจจัยเหล่านี้ส่งผลต่อการเพิ่มฟาวลิงในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน เมื่อเดินระบบที่อายุสลัดจ์ต่ำแบบที่เรียมีการสร้างประกอบที่ปลดปล่อยออกมานอกเซลล์เพิ่มขึ้น มีผลต่อการเกิดฟาวลิงของเมมเบรน (Clech *et al.*, 2006)

4. ลักษณะของมวลสลัดจ์ (Biomass characteristics)

4.1 ความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ในรูปของมีแรงกระทำต่อเมมเบรนทำให้เกิดการอุดตันของเมมเบรน ดังนั้นการเพิ่มความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ ส่งผลเชิงลบต่อสมรรถนะการทำงานของเมมเบรน (ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนเพิ่มขึ้น และค่าฟลักซ์ลดลง) จากรายงานพบว่าค่าความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ ระหว่าง 30,000-40,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ทำให้เมมเบรนเกิดการฟาวลิง และค่าความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ ระหว่าง 8,000-12,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ไม่มีผลต่อการเกิดฟาวลิง (Clech *et al.*, 2006)

4.2 ความหนืด ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีมวลสลัดจ์ทำหน้าที่ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ การเพิ่มความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ สัมพันธ์กับการเพิ่มขึ้นของความหนืดในระบบ ส่งผลเชิงลบต่อการเกิดฟาวลิงและประสิทธิภาพการโอนถ่ายออกซิเจนหรือค่าออกซิเจนละลาย (Clech *et al.*, 2006)

4.3 ขนาดฟล็อกขนาดฟล็อกในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ส่วนใหญ่ อยู่ระหว่าง 10-40 ไมโครเมตร มีค่าเฉลี่ยของขนาดฟล็อก 25 ไมโครเมตร ซึ่งมีขนาดใหญ่กว่าช่อง

รูปทรงของเมมเบรน ดังนั้นขนาดของฟล็อกจึงไม่มีผลต่อการเกิดฟาวลิ่งภายในรูปทรง แต่อาจเกิดการสะสมของสารบนผิวหน้าของเมมเบรนได้ (Clech *et al.*, 2006)

4.4 สารประกอบที่เซลล์แบคทีเรียปลดปล่อยออกนอกเซลล์ เป็นปัจจัยหนึ่งที่มีความสำคัญในการเกิดฟาวลิ่งของเมมเบรน เนื่องจาก สารประกอบที่เซลล์แบคทีเรียปลดปล่อยออกนอกเซลล์ เป็นสารประกอบที่แบคทีเรียปลดปล่อยออกมา ประกอบด้วย โพลีแซคคาไรด์ โปรีติน กรดนิวคลีอิก และสารประกอบโพลีเมอร์ต่างๆ เป็นต้น สารเหล่านี้เกาะติดบริเวณผิวเมมเบรน และเข้าไปอยู่ในช่องว่างระหว่างอนุภาคเซลล์ของเมมเบรน จากรายงานพบว่าการเพิ่มอายุสัปดาห์ช่วยลดการเกิดสารประกอบที่เซลล์แบคทีเรียปลดปล่อยออกนอกเซลล์ มีผลต่อการเกิดฟาวลิ่งของเมมเบรน (Clech *et al.*, 2006)

1.2.3.4 การควบคุมและฟื้นฟูสภาพเมมเบรนต่อการเกิดฟาวลิ่ง

1. แนวทางการควบคุม ป้องกันและตัวอย่างสรุปได้ แสดงดังตารางที่ 8

ตารางที่ 8 การควบคุมและป้องกันการเกิดฟาวลิ่งของเมมเบรน

การควบคุมการเกิด Fouling	ตัวอย่าง	อ้างอิง
1.การบำบัดเบื้องต้น (Pre-treatment)	- การเติมสารส้ม โพลีเมอร์ช่วยในการตกตะกอนสารแขวนลอย - การดูดซับด้วยคาร์บอน - การปรับพีเอชในน้ำเสียจากโรงงานผลิตแผ่นนิเกิล ให้มีค่าระหว่าง 4.8- 6.5	Admad <i>et al.</i> , 2006 Admad <i>et al.</i> , 2003 Qin <i>et al.</i> , 2007
2. การดัดแปลงผิวหน้าของเมมเบรน (Membrane surface modification)	- การใช้พลาสมา ทำให้เมมเบรนมีสมบัติชอบน้ำ ทำให้โมเลกุลน้ำมารวมกันเกิดเป็นชั้นน้ำบริสุทธิ์ที่ผิวหน้าของเมมเบรน และผลักโมเลกุลของสารอื่นให้ห่างออกไปจากผิวหน้าของเมมเบรนจึงเกิดการถ่ายโอนเฉพาะ โมเลกุลน้ำผ่านเมมเบรนออกไปทางรูเปิด	Chang <i>et al.</i> , 2006
3.การออกแบบอุทกศาสตร์ของโมดูลให้เหมาะสม (Hydrodynamic optimization of the membrane module)	- ออกแบบให้เกิดแรงเฉือนจากการไหลของสารป้อนที่ผิวหน้าของเมมเบรนให้สูงขึ้น	Orantes <i>et al.</i> , 2006

ตารางที่ 8 (ต่อ)

การควบคุมการเกิด Fouling	ตัวอย่าง	อ้างอิง
4.ควบคุมสภาวะการเดินระบบ (Operation condition)	- ควบคุมความเข้มข้นของมวลสัจไม่เกิน 40,000 มิลลิกรัมต่อลิตร - การไหลแบบ Crossflow filtration สารป้อนจะไหลขนานกับผิวของเมมเบรน เพื่อบริเวณที่ผ่านเมมเบรนในทิศทางตั้งฉากกับผิวของเมมเบรน อนุภาคของสารแขวนลอยในสารป้อนจึงไม่เกาะติดกับผิวของเมมเบรน	Yamamoto <i>et al.</i> , 1994 Kwon <i>et al.</i> , 2008
5.ตำแหน่งการวางเมมเบรนในถังปฏิกริยา	- การวางเมมเบรนในส่วนบน ห่างจากด้านล่างของถังปฏิกริยาประมาณ ร้อยละ 68	Kim <i>et al.</i> , 2008
6.การเลือกใช้หน้าตัดมวลโมเลกุล (Molecular weight cut off, MWCO) ของเยื่อกรองให้เหมาะสมกับสารป้อน	- การบำบัดน้ำเสียโรงงานอาหาร โดยใช้อัลตราฟิลเตรชัน เมมเบรน พบว่าเมมเบรนขนาด MWCO 70 กิโลดาลตัน เกิดฟาวลิงสูงกว่า 30 และ 50 กิโลดาลตัน เนื่องจากขนาด MWCO สูงสามารถเกิดการสะสมของสารอินทรีย์และสารอนินทรีย์ในรูพรุน ได้มากกว่า	He <i>et al.</i> , 2005
7.อัตราการเติมอากาศ และขนาดของฟองอากาศ	- จากการทดลองเดินระบบที่ความเข้มข้นของแข็งแขวนลอยระหว่าง 4,000-5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่ค่าฟลักซ์น้ำเพอมีเอท 30 ลิตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร เมื่อพิจารณาแนวโน้มอัตราเร็วการเกิดฟาวลิง จากค่าความสัมพันธ์ระหว่างความดันส่งผ่านเมมเบรนกับเวลา พบว่าชุดการทดลองที่อัตราการเติมอากาศที่ 300 ลิตรต่อนาที มีขนาดฟองอากาศ 0.50-2 เซนติเมตร มีอัตราเร็วการเกิดฟาวลิงต่ำกว่า 20 เท่า ของอัตราการเติมอากาศที่ 100 ลิตรต่อนาที มีขนาดฟองอากาศ 3-5 เซนติเมตร ดังนั้นอัตราการเติมอากาศสูง และขนาดฟองอากาศที่เล็ก สามารถป้องกันหรือลดการเกิดฟาวลิงได้ดี	Lebegue <i>et al.</i> , 2009

2. การฟื้นฟูสภาพเมมเบรน

- การล้างเมมเบรน (Membrane cleaning) เมื่อฟลักซ์ลดลงถึงระดับหนึ่ง จำเป็นต้องล้างเมมเบรนเพื่อให้ฟลักซ์กลับคืนมาบางส่วนหรือให้ได้เท่าเดิม (ขันทอง สุนทรภา, 2547) การเลือกวิธีการล้างต้องพิจารณาปัจจัยต่างๆ เช่น วัสดุเมมเบรนที่ใช้กับสารเคมี สภาวะในการล้าง ลักษณะการอุดตัน รูปแบบของอุปกรณ์ ตลอดจนค่าใช้จ่าย และความยากง่ายในการล้างเมมเบรน (รัตนจิระรัตนานนท์, 2541) การใช้สารเคมีแตกต่างกันไปขึ้นกับ ชนิดและความเข้มข้นของสารเคมี ซึ่งแต่ละบริษัทที่จำหน่าย โดยทั่วไปการทำมาความสะอาดจะใช้กรดซัลฟิวริกกำจัดสาร

อนินทรีย์ และใช้โซเดียมไฮโปคลอไรด์ (NaOCl) ในการกำจัดสารอินทรีย์ และ และอนุภาค แผ่นฟิล์มชีวภาพบนเมมเบรน แต่จากรายงานพบว่าผลจากการล้างเมมเบรนภายในระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนโดยใช้โซเดียมไฮโปคลอไรด์ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงของกลุ่มจุลินทรีย์ โดยปริมาณโซเดียมไฮโปคลอไรด์ที่เพิ่มขึ้น มีผลยับยั้งการย่อยสลายสารอินทรีย์ และทำให้เซลล์จุลินทรีย์แตก (Lim *et al.*, 2004) ดังนั้นการล้างด้วยสารเคมีที่สมบูรณ์ภายในถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนจะใช้เวลา 30 นาที สามารถดำเนินการทุก 3-7 วัน ที่ความเข้มข้นของสารปานกลาง เช่น NaOCl ร้อยละ 0.01 ต่อน้ำหนัก และการล้างที่สามารถฟื้นฟูสภาพได้ต้องใช้สารที่มีความเข้มข้นสูง เช่น NaOCl ร้อยละ 0.20-0.50 ต่อน้ำหนักควบคู่กับ Citric acid ร้อยละ 0.20-0.30 ต่อน้ำหนัก หรือ Oxalic acid ร้อยละ 0.50-1 ต่อน้ำหนัก แสดงดังตารางที่ 9

ตารางที่ 9 การทำความสะอาดด้วยสารเคมีของผู้บริษัทจำหน่ายถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน 4 บริษัท

บริษัท	สารเคมี	ความเข้มข้น	วิธีการและระยะเวลา
Mitsubishi	NaOCl Citric acid	ร้อยละ 0.30 ต่อน้ำหนัก ร้อยละ 0.20 ต่อน้ำหนัก	ล้างย้อนกลับเมมเบรน (2 ชั่วโมง) + แช่กรด (2 ชั่วโมง)
Zenon	NaOCl Citric acid	ร้อยละ 0.20 ต่อน้ำหนัก ร้อยละ 0.20-0.30 ต่อน้ำหนัก	ล้างย้อนกลับเมมเบรน
Memcor	NaOCl Citric acid	ร้อยละ 0.10 ต่อน้ำหนัก ร้อยละ 0.20 ต่อน้ำหนัก	ล้างย้อนกลับเมมเบรน
Kubota	NaOCl Oxalic acid	ร้อยละ 0.50 ต่อน้ำหนัก ร้อยละ 1 ต่อน้ำหนัก	ล้างย้อนกลับเมมเบรน และ แช่ด้วยกรด (2 ชั่วโมง)

ที่มา : ดัดแปลงจาก Clech *et al.*, (2006)

การเกิดฟาวลิงของเมมเบรนจากการที่จุลินทรีย์ปล่อยสารประกอบที่แบคทีเรียปลดปล่อยออกมานอกเซลล์ เป็นสาเหตุหลักประการหนึ่งทำให้ประสิทธิภาพการทำงานของเมมเบรนในถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนลดลง ซึ่งการเพิ่มขึ้นของแบคทีเรียที่ทำให้ตะกอนไม่จับตัวเป็นฟล็อกหรือแบคทีเรียเส้นใย จะมีการปล่อยสารประกอบที่แบคทีเรียปลดปล่อยออกมานอกเซลล์มากขึ้น ส่งผลให้เมมเบรนเกิดฟาวลิงได้เร็วขึ้นด้วย (Meng *et al.*, 2005) ดังนั้นการศึกษาลักษณะโครงสร้าง และการกระจายตัวของจุลินทรีย์ในถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนต่อประสิทธิภาพและสมรรถนะของระบบ ก็เป็นอีกหัวข้อหนึ่งที่ทำให้เข้าใจและใช้เป็นข้อมูลสำหรับการเดินระบบนี้ได้อย่างมีประสิทธิภาพ

1.2.4 ลักษณะและบทบาทของจุลินทรีย์ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน

ระบบบำบัดน้ำเสียแบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน เป็นระบบที่อาศัยการทำงานร่วมกันของกลุ่มจุลินทรีย์หลายชนิด ได้แก่ แบคทีเรีย เชื้อเห็ดรา โปรโตซัว และสาหร่าย เป็นต้น ในการย่อยสลายของเสีย/สารอินทรีย์ต่างๆ ให้อยู่ในรูปสารประกอบอนินทรีย์คงตัว (Stabilizing waste) ทั้งนี้สัดส่วนขององค์ประกอบจุลินทรีย์ขึ้นกับองค์ประกอบทางเคมีของน้ำเสีย และลักษณะเฉพาะของจุลินทรีย์กลุ่มต่างๆ ในระบบชีวภาพ ดังนั้นในการเดินระบบบำบัดน้ำเสียจึงมีความจำเป็นที่จะต้องเข้าใจถึงพฤติกรรมของจุลินทรีย์ (ลักษณะ ขนาด โครงสร้าง การกระจายตัว) (Wilen and Balmer, 1999) ตลอดจนสถานะการเดินระบบ เช่น อายุสัปดาห์การหมุนเวียนน้ำสลัดจ์ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ที่มีอิทธิพลต่อประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน สรุปได้ดังนี้

1. การหมุนเวียนน้ำสลัดจ์ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน จากรายงานสถานะการหมุนเวียนน้ำสลัดจ์ที่มีผลต่อขนาดฟล็อก พบว่า ระบบที่มีการหมุนเวียนน้ำสลัดจ์มีขนาดของฟล็อกเล็กกว่า 100 ไมโครเมตร และระบบที่ไม่มีมีการหมุนเวียนน้ำสลัดจ์มีขนาดของฟล็อกใหญ่ขึ้นระหว่าง 20->500 ไมโครเมตร (Wisniewski and Grasmick, 1998) ดังนั้นการหมุนเวียนน้ำสลัดจ์ทำให้เกิดการแตกของฟล็อกจากการถูกแรงเฉือนของปั๊มหมุนเวียนเป็นอนุภาคเล็กๆ กระจายในน้ำสลัดจ์ ส่งผลต่อการโอนถ่ายออกซิเจน และการย่อยสลายสารอินทรีย์ระหว่างเซลล์เกิดขึ้นได้ดีกว่าอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ (Trouve and Verones, 2001) แต่อนุภาคขนาดเล็ก ส่งผลต่อการเกิดฟาวลิงของเมมเบรนมากกว่าอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ (Ma *et al.*, 2006)

2. การเติมอากาศ จากรายงานความสัมพันธ์ระหว่างระดับการเติมอากาศต่อลักษณะของจุลินทรีย์ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนที่เดินระบบแบบแอนีอ็อกซิก/ออกซิก และแบบออกซิก พบว่า การเติมอากาศ 5 ลิตรต่อนาที่ มีขนาดของฟล็อกเล็กกว่าการเติมอากาศ 1 ลิตรต่อนาที่ (Ma *et al.*, 2006) ดังนั้นระดับการเติมอากาศ ทำให้เกิดการแตกของฟล็อกจากการถูกแรงเฉือนของฟองอากาศเป็นอนุภาคเล็กๆ กระจายในน้ำสลัดจ์ ส่งผลต่อการโอนถ่ายออกซิเจน และการย่อยสลายสารอินทรีย์ระหว่างเซลล์เกิดขึ้นได้ดีกว่าอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ (Trouve and Verones, 2001) แต่อนุภาคขนาดเล็ก ส่งผลต่อการเกิดฟาวลิงของเมมเบรนมากกว่าอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ (Ma *et al.*, 2006)

3. อายุสัปดาห์จากรายงานการเปรียบเทียบลักษณะของมวลสลัดจ์ประสิทธิภาพการบำบัดระหว่างระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน กับระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์ พบว่า ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน เดินระบบที่อายุสัปดาห์ 30 วัน มีขนาดฟล็อกที่เล็กกว่า 10 ไมโครเมตร ถึงร้อยละ 97 และขนาดอนุภาคเฉลี่ยระหว่าง 3-5 ไมโครเมตร ส่วนระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์ เดินระบบ

ที่อายุสัปดาห์ 20 วัน มีขนาดฟล็อกที่เล็กกว่า 10 ไมโครเมตร ร้อยละ 88 และอนุภาคที่มีขนาดใหญ่เฉลี่ยระหว่าง 20-120 ไมโครเมตร (Cicek *et al.*, 1999) สอดคล้องกับรายงานการเปรียบเทียบลักษณะของมวลสัปดาห์ระหว่างระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน กับระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์ในสถานะที่อายุสัปดาห์สูง พบว่าขนาดของเฉลี่ยของฟล็อกที่อายุสัปดาห์ 10 วัน มีค่าระหว่าง 120-200 ไมโครเมตร และเมื่ออายุสัปดาห์เพิ่มขึ้น 30 วัน ขนาดของเฉลี่ยของฟล็อกลดลง อยู่ระหว่าง 70-100 ไมโครเมตร เนื่องจากการเติมอากาศ ทำให้เกิดแรงเฉือนส่งผลให้ฟล็อกเกิดการแตกออกเป็นอนุภาคขนาดเล็ก และเมื่อฟล็อกมีอายุสัปดาห์ นาน จะทำให้ได้รับอิทธิพลของแรงเฉือนเพิ่มขึ้น ดังนั้นขนาดของฟล็อกลดลงเมื่ออายุสัปดาห์ เพิ่มขึ้น (Masse *et al.*, 2006)

ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนเป็นระบบบำบัดน้ำเสียที่สามารถรับอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ในปริมาณสูงได้โดยไม่จำเป็นต้องมีการถ่ายสลัดจ์/หมุนเวียนสลัดจ์ ทำให้ระบบมีความเข้มข้นของสลัดจ์สูง (MLSS > 35,000 มิลลิกรัมต่อลิตร) (Meng *et al.*, 2005) สลัดจ์ในระบบจึงมีอายุสัปดาห์ นานกว่าระบบบำบัดแบบทั่วไป จุลินทรีย์ที่พบในระบบสามารถแบ่งได้เป็น 3 กลุ่มหลักๆ คือ

1. กลุ่มโปรโตซัว เป็นจุลินทรีย์ที่อาศัยแบคทีเรียเป็นอาหาร พบได้หลายรูปแบบ เช่น ซีเลีย แฟลกเจลเลต และแบบที่เกาะยึดอยู่บนผิวของฟล็อก ได้แก่ *Amoeba proteus* และ *Arcella Gonium* sp., *Monosiga* sp. และ *Pleuromonas* sp พารามีเซียม เป็นต้น (Bittion, 1994)

2. กลุ่มโรติเฟอร์ (Rotifers) เป็นเมทาซัวหรือจุลินทรีย์ที่มีหลายเซลล์ ขนาดระหว่าง 100-500 ไมโครเมตร ซึ่งในระบบบำบัดมักพบโรติเฟอร์เกาะยึดอยู่บนผิวของฟล็อก และพบการกระจายตัวของโรติเฟอร์และโปรโตซัวในสถานะที่ระบบมีค่าบีโอดีต่ำ และจุลินทรีย์ทั้งสองกลุ่มทำหน้าที่ในการกำจัดแบคทีเรียที่กระจายแขวนลอยในระบบบำบัด (Nonflocculated bacteria) ซึ่งเป็นสาเหตุในการทำให้น้ำขุ่น ดังนั้นน้ำที่ผ่านการบำบัดมีคุณภาพดีหรือใสขึ้น และมีการสร้างเมือกเพื่อให้ฟล็อกเกาะรวมกันเป็นกลุ่ม เช่น *Philodina* sp. *Habrotrocha* sp. *Lecane* sp. *Notommata* sp. เป็นต้น (Bittion, 1994)

3. กลุ่มแบคทีเรีย ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีพฤติกรรมของจุลินทรีย์แตกต่างกับระบบบำบัดทางชีวภาพแบบเติมอากาศทั่วไป (แอกทิเวเต็ดสลัดจ์) เนื่องจากสถานะการเดินระบบที่ไม่จำเป็นต้องมีการถ่ายสลัดจ์ ระบบจึงมีอายุสัปดาห์ที่นาน ทำให้ระบบมีความเหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ที่มีความจำเพาะ จากรายงานการศึกษาพบว่า น้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดด้วยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมี $\text{NH}_4^+\text{-N}$ เท่ากับ 1.10 ± 1.10 มิลลิกรัมต่อลิตรซึ่งต่ำกว่าระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์มีเท่ากับ 4.40 ± 3.70 มิลลิกรัมต่อลิตร เป็นผลมาจากระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนเกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันได้ดี ขึ้นอยู่กับ 2 ปัจจัย คือ ปัจจัยแรก พบแบคทีเรียในกลุ่ม

ไนตริไฟอิงในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ที่มีสภาวะการเดินระบบที่อายุสัปดาห์ และ อัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ต่ำ จึงเหมาะสมในการเจริญเติบโตของแบคทีเรียในกลุ่มนี้ และปัจจัยที่สอง ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีมวลจุลินทรีย์ไวงานสูง เนื่องจากฟล็อกในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีขนาดเล็กกว่าระบบแอกทิเวเตดสลัดจ์ทำให้การโอนถ่ายออกซิเจน สารอินทรีย์เข้าสู่ภายในเซลล์จุลินทรีย์ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนเกิดขึ้นได้ดี (Henriques *et al.*, 2005) และมักพบกลุ่มของแบคทีเรียเกาะอยู่บนผิวของฟล็อก ได้แก่ *Alpha- Beta- และ Gamma- proteobacteria* (Munz *et al.*, 2008) เป็นต้น นอกจากนี้ยังพบแบคทีเรียในกลุ่มเส้นใย เช่น *Microthrix parvicell Sphaerotilus natans Nocardia sp. Haliscomenobacter hydroxsis และ Nostocoida limicola* เป็นต้น (Adapted from ATV working report, 1998 อ้างอิงใน พนาลี ชีวภิคาการ, 2546)

สำหรับระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวที่ใช้งานร่วมกับ ส่วนแอน็อกซิก หรือปรับช่วงเวลาการเติมและหยุดเติมอากาศเพื่อกำจัดไนโตรเจน (Lim *et al.*, 2007) ส่งผลต่อลักษณะของกลุ่มจุลินทรีย์ จากรายงานพบจำนวนแบคทีเรียในกลุ่ม *Alpha- Beta- และ Gamma- proteobacteria* ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนที่เดินระบบแบบแอน็อกซิก/ออกซิก มีจำนวนสูงกว่าเท่าตัวเทียบกับระบบออกซิก (Ma *et al.*, 2006) ดังนั้นจึงส่งผลต่อการเพิ่มขีดความสามารถในการกำจัดสารอินทรีย์ และสารประกอบไนโตรเจน (Smith *et al.*, 2003 ; Yamamoto *et al.*, 1994) และจากรายงานกลุ่มจุลินทรีย์ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวที่ปรับช่วงเวลาการเติมและหยุดเติมอากาศเพื่อเกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันและปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันในถังปฏิกรณ์ชีวภาพทำให้สามารถกำจัดไนโตรเจนได้ ซึ่งพบว่าทั้งสองปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นมีจุลินทรีย์ที่มีบทบาทสำคัญแตกต่างกันเล็กน้อย ได้แก่ แบคทีเรียไนตริไฟอิง (Nitrifying Bacteria) เช่น *Nitrosomonas europaea, Nitrobacter winogradskyi* และพบ แบคทีเรียเฮเทอโรโทรฟิก (Heterotrophic bacteria) เช่น *Alcaligenes eutrophus, Comamonas acidovorans, Pseudomonas aeruginosa* ซึ่งสามารถออกซิเดชัน NH_4^+-N และ NO_2-N ได้ และแบคทีเรียดีไนตริไฟอิง (Denitrifying bacteria) เช่น *Alcaligenes denitrificans, Thiobacillus* ได้แก่ *Cytophaga sp., Bacillus sp., Paracoccus sp., Pseudomonas sp., Flavobacterium sp.* และ *Cytophaga sp.* เป็นต้น (Lim *et al.*, 2004)

1.3 วัตถุประสงค์

เพื่อศึกษาประสิทธิภาพและสภาวะการเติมอากาศแบบเป็นช่วงที่เหมาะสม และสมรรถนะของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว (Submerged membrane bioreactor; SMBR) สำหรับบำบัดน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศจากโรงงานและน้ำเสียที่ผ่านการเติมโอโซนและการบำบัดแบบไร้อากาศโดยใช้ระบบ Anaerobic sequencing batch; ASBR ในสเกลระดับห้องปฏิบัติการ

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- ได้ข้อมูลประสิทธิภาพและสภาวะการเติมอากาศแบบเป็นช่วงที่เหมาะสม และสมรรถนะของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวภายในถังปฏิกรณ์ (Submerged membrane bioreactor; SMBR) สำหรับบำบัดน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศจากโรงงานและน้ำเสียที่ผ่านการเติมโอโซนและการบำบัดแบบไร้อากาศโดยใช้ระบบ Anaerobic sequencing batch; ASBR ในสเกลระดับห้องปฏิบัติการ

- เป็นแนวทางการประยุกต์ใช้ผลการศึกษากับการปรับเปลี่ยนรูปแบบการบำบัดน้ำเสียของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

บทที่ 2

วิธีการวิจัย

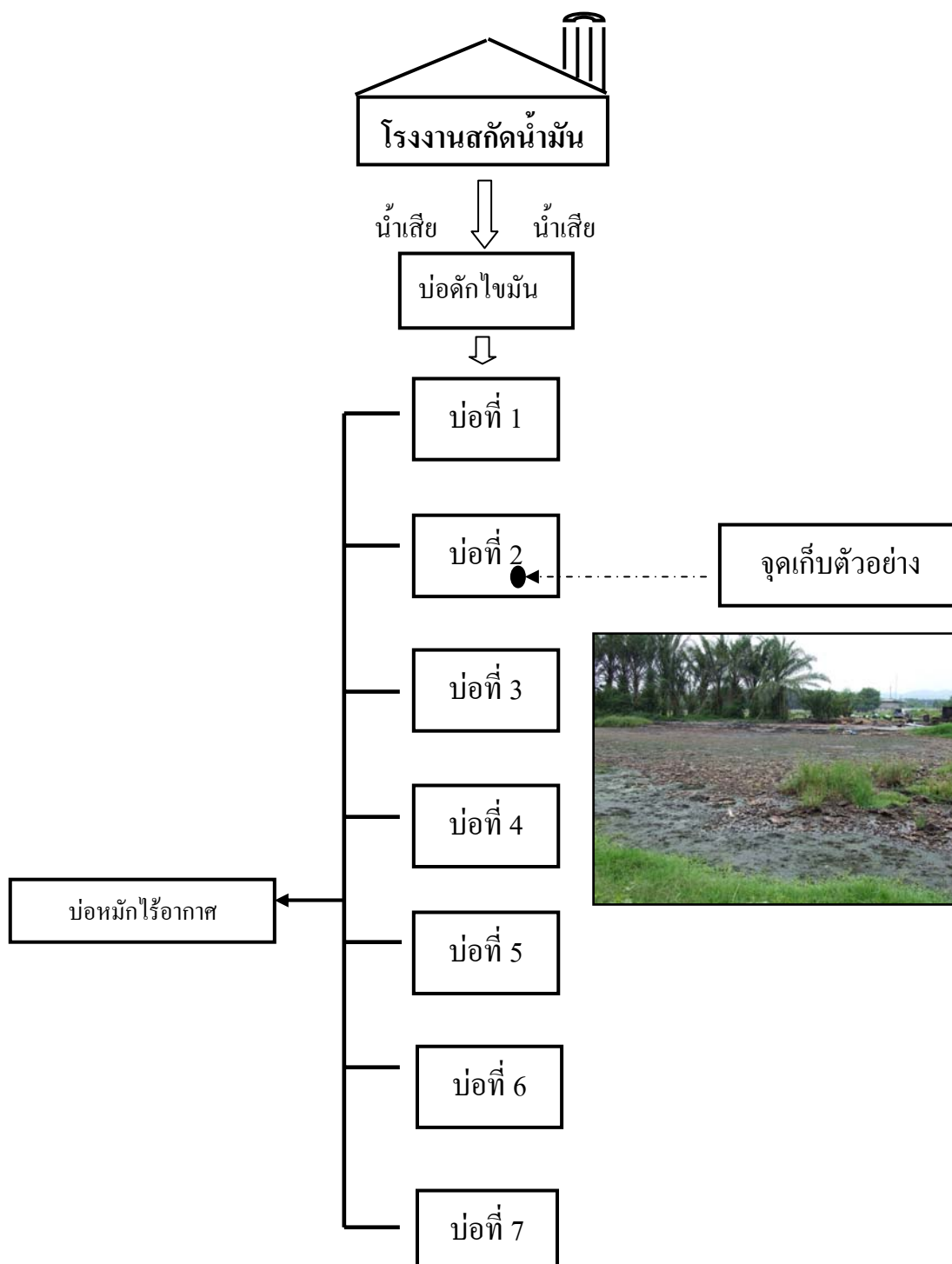
การวิจัยครั้งนี้ได้ทำการทดลอง ณ ห้องปฏิบัติการน้ำเสีย คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ซึ่งมีรายละเอียดของการดำเนินการวิจัย ดังนี้

2.1 วิธีการดำเนินการวิจัย

การดำเนินการวิจัยครั้งนี้ ประกอบด้วย การเดินระบบบำบัดน้ำเสียด้วยแบบจำลองของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวที่สภาวะการเติมอากาศแบบเป็นช่วงในระดับห้องปฏิบัติการ เพื่อศึกษาประสิทธิภาพและสมรรถนะของระบบในการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและสารประกอบไนโตรเจนในน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศซึ่งมีรายละเอียดของการดำเนินการวิจัย ดังนี้

2.1.1 ศึกษาลักษณะน้ำเสียของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

เก็บตัวอย่างน้ำเสียแบบจ้วง (Grab sampling) จากสองแหล่ง คือ น้ำเสียจากโรงงานน้ำมันพืชบริสุทธิ์จำกัดที่ผ่านระบบบ่อบำบัดไร้อากาศบ่อที่ 2 ของโรงงาน ดังภาพประกอบ 7 และน้ำเสียจากโรงงานน้ำมันพืชบริสุทธิ์จำกัดที่ผ่านการเติมโอโซนและการบำบัดแบบไร้อากาศโดยใช้ระบบ ASBR ในสเกลระดับห้องปฏิบัติการ และน้ำเสียที่เก็บตัวอย่างจะทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ ฟิเอช และ อุณหภูมิจุดเก็บตัวอย่าง ส่วนพารามิเตอร์วิเคราะห์ในห้องปฏิบัติการ ได้แก่ ค่าออกซิเจนละลาย, SS, $\text{NH}_4^+\text{-N}$, TKN, NO_2 , NO_3 , TCOD, SCOD, BOD_5 , น้ำมันและไขมัน ความขุ่น (Turbidity) และสี (Color) เป็นต้น พารามิเตอร์ดังกล่าววิเคราะห์ตามวิธีการ Standard Method for the Examination of Water and Wastewater 21th Edition (APHA, AWWA and WEF, 2005) และสรุปแสดงดังตารางที่ 1



ภาพประกอบ 7 จุดเก็บตัวอย่างและผังระบบบำบัดน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ศึกษา

ตารางที่ 10 พารามิเตอร์ และวิธีวิเคราะห์ลักษณะตัวอย่างน้ำเสียที่ศึกษา

พารามิเตอร์	วิธีวิเคราะห์
pH	Electrometric method
Temperature	Thermometer
DO	DO meter
TCOD/SCOD	Close reflux method
BOD ₅	Azide modification method (5 Days)
TKN	Macro – kjeldahl method
NO ₃	Cadmium reduction method
NO ₂	Colorimetric method
NH ₄ ⁺ -N	Titrimetric method
Turbidity	Nephelometric method
MLSS/MLVSS	Gravimetric method
Color*	Spectrophotometric
SV ₃₀	Imhoff cone
SVI	คำนวณจากค่า SV ₃₀ และ MLSS
Oil & Grease	Soxhlet extraction method
Microbial characteristics	Microscope image
Particle size distribution	Particle size analyser

ที่มา: APHA, AWWA and WEF (2005); * ม้วนสิน ดัชนีทุกเวกซ์ (2542)

หมายเหตุ TCOD = Total Chemical Oxygen Demand

SCOD = Soluble Chemical Oxygen Demand

2.1.2 การเตรียมการ และการเริ่มต้นเดินระบบบำบัด

ในการทดลองครั้งนี้ได้เตรียมการก่อนการเดินระบบถึงปฏิบัติการชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว ด้วยการเริ่มต้นเดินระบบบำบัดโดยการปรับสภาพหัวเชื้อจุลินทรีย์ และการทดสอบหาค่าการไหลซึมผ่านของน้ำสะอาดและค่าความดันทานเริ่มต้นของชุดเมมเบรนสะอาด มีขั้นตอนดังนี้

1. การปรับสภาพหัวเชื้อจุลินทรีย์สำหรับการทดลอง มีขั้นตอนการดำเนินการ โดยทำการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์เพื่อเริ่มต้นเดินระบบบำบัดน้ำเสีย โดยการใช้หัวเชื้อจากถังตกตะกอน ในส่วนของสลัดจ์จากโรงงานยางที่ร่วมวิจัย ที่มีความเข้มข้นของมวลสลัดจ์เริ่มต้นประมาณ 5,800

มิลลิกรัมต่อลิตร โดยปรับสภาพเชื้อก่อนเริ่มระบบบำบัดเพื่อให้เชื้อจุลินทรีย์ปรับเปลี่ยนเอนไซม์ให้สามารถสลายน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มได้ โดยสรุปขั้นตอน ดังนี้

1.1 เริ่มต้นด้วยนำหัวเชื้อจุลินทรีย์ทั้งหมดปริมาตร 25 ลิตร ใส่ลงในถังเติมอากาศ และเติมอากาศ 24 ชั่วโมง เพื่อปรับสภาพน้ำสลัดจ์ โดยเก็บตัวอย่างน้ำสลัดจ์ตอนเริ่มต้นเพื่อวิเคราะห์ค่า MLSS และ MLVSS

1.2 เมื่อครบเวลา 24 ชั่วโมง ของการเติมอากาศทำการวิเคราะห์ค่า MLSS และ MLVSS หลังจากนั้นหยุดเติมอากาศ 3 ชั่วโมงให้เกิดการตกตะกอนแยกชั้นน้ำใสกับเชื้อจุลินทรีย์ ถ่ายน้ำใสหลังผ่านการตกตะกอนออก และวัดค่า TCOD ทุกวัน ในการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ทำการควบคุมสภาวะแวดล้อมให้เหมาะสมกับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในการปรับสภาพ ได้แก่ พีเอช ระหว่าง 6.5 – 8.5 ค่าออกซิเจนละลายไม่ต่ำกว่า 2 มิลลิกรัมต่อลิตร

1.3 เติมน้ำเสียทุกวันที่อัตราส่วนต่างๆ (ซึ่งเป็นน้ำเสียผสมระหว่าง น้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม: น้ำประปา ในอัตราส่วน 90:10, 80:20, 70:30, 60:40, 50:50, 40:60, 30:70, 20:80, 10:90 และ 0:100) โดยเจือจางให้น้ำเสียมีค่า TCOD ประมาณ 1,000-2,500 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งปริมาณที่เติมน้ำเสียกลับเข้าไปในปริมาณเท่ากับน้ำใสส่วนที่ทิ้งออกไปของแต่ละวัน เติมน้ำใส 24 ชั่วโมง และดำเนินการเช่นเดียวกับข้อ 1.2 จนกระทั่งถึงอัตราส่วนของการเติมน้ำเสียที่ 0:100

1.4 เติมน้ำเสียที่ อัตราส่วน 0:100 ต่อไป และ ดำเนินการเช่นเดียวกับข้อ 1.2 จนเข้าสู่สภาวะคงที่จากการติดตามประสิทธิภาพการบำบัดในรูป TCOD ได้มากกว่าร้อยละ 70

1.5 ทำกราฟความสัมพันธ์ระหว่าง เวลาการเลี้ยงเชื้อ กับประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD เพื่อติดตามสภาวะคงที่ในการเลี้ยงเชื้อ และทำกราฟความสัมพันธ์ระหว่าง เวลาการเลี้ยงเชื้อ กับค่า MLSS และ MLVSS เพื่อทราบแนวโน้มการเจริญของจุลินทรีย์ พร้อมวิเคราะห์และสรุปผล

2. ทดสอบหาค่าการไหลซึมผ่านชุดเมมเบรนสะอาด (Initial permeability membrane)

ป้อนน้ำกลั่นผ่านเมมเบรนสะอาดที่แต่ละค่าฟลักซ์คงที่ (Flux constant) และบันทึกค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน โดยค่าที่ได้นำไปสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่าฟลักซ์ และค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนเพื่อคำนวณหาค่าต้านทานเชิงพลศาสตร์ของเมมเบรนสะอาดก่อนใช้งาน (Initial hydrodynamic resistance of the membrane; R_m) โดยใช้สมการคาร์ซี ดังนี้

$$J = \Delta P / \mu R_t$$

สมการของฟลักซ์ (J) หน่วยเป็น ลิตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร แรงขับเคลื่อน (ΔP) หน่วยเป็น บาร์ หรือ มิลลิบาร์ ค่าความต้านทานการกรอง (R) หน่วยเป็น ต่อเมตร และความหนืด (μ) หน่วยเป็น ปาสคาลวินาที

2.1.3 สถานะการทดลองที่ศึกษา

การทดลองของการศึกษานี้มีทั้งหมด 3 ชุดการทดลองหลัก เพื่อศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจนของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว ในชุดการทดลองที่ 1 และ 2 ทำการป้อนน้ำเสียจากจากระบบบ่อหมักไร้อากาศ (บ่อที่ 2 ของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) และในชุดการทดลองที่ 3 ทำการป้อนน้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศ บ่อที่ 2 ของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม น้ำที่ผ่านระบบเอเอสปีอาร์ในระดับห้องปฏิบัติการ เข้าสู่ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ซึ่งระบบกำหนดการทำงานเป็นวัฏจักร โดย 1 วัฏจักรของการทดลอง ใช้เวลา 3 ชั่วโมงต่อรอบ (8 วัฏจักรต่อวัน) ภายใต้สภาวะการทำงานของระบบที่มีการเติมอากาศแบบเป็นช่วง (Intermittent aeration) คือ 1) น้ำเสียป้อนเข้าสู่ระบบในช่วงแอน็อกซิก ใช้เวลา 15 นาที 2) ภายในระบบเกิดปฏิกิริยาในสภาวะแอน็อกซิก 2 ชั่วโมง หลังจากนั้น เข้าสู่สภาวะแอโรบิก 1 ชั่วโมง (3) น้ำที่ผ่านการบำบัดจะผ่านเมมเบรนในช่วงแอโรบิก แสดงดังตารางที่ 11 และ 12 ซึ่งทั้ง 3 ชุดการทดลองหลัก จะมีการเก็บตัวอย่างและวิเคราะห์ข้อมูลตลอดการทดลอง แสดงดังตารางที่ 13 แต่ละชุดการทดลองจะสิ้นสุดเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงที่ โดยพิจารณาจากประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ที่มีค่าใกล้เคียงกันและเปลี่ยนแปลงไม่เกิน \pm ร้อยละ 10 เป็นระยะเวลา 1 สัปดาห์

ตารางที่ 11 สถานะการทำงานของชุดการทดลอง

สถานะการทำงาน	รายละเอียด
ปริมาตรการทำงาน (ลิตร)	24
อายุสลัดจ์ (วัน)	ไม่มีการถ่ายสลัดจ์
อัตราการไหลอากาศ (ลิตรต่อนาที)	5 และ 10
ค่าออกซิเจนละลาย (มิลลิกรัมต่อลิตร)	2-4 และ 5-7
อัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (กิโลกรัมบีโอดีต่อกิโลกรัมเอ็มแอลเอสเอสต่อวัน)	0.02-0.04
ค่าฟลักซ์น้ำทิ้ง (ลิตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร)	10 และ 20
TMP (มิลลิบาร์)	500

ตารางที่ 12 ชุดการทดลองที่ศึกษา

ชุดทดลอง	น้ำเสียเข้าระบบ	สภาวะการทดลอง				
		ตัวแปรคงที่		ตัวแปรศึกษา		
		อัตราการไหลน้ำเสีย (Q) ลิตรต่อวัน	ระยะพักน้ำ ชั่วโมงต่อวัน	ช่วงเวลาการเติมอากาศ (หยุด/เติม) ชั่วโมง	กรองน้ำที่งอกจากระบบ (กรอง/หยุดกรอง) นาที	ค่าฟลักซ์ (J) ลิตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร
1	น้ำเสียโรงงานน้ำมันปาล์มโดยตรง	16	36	2/1	60/0	10, 20
2					15/15	
3	น้ำเสียจากโรงงานที่ผ่านการเติมโอโซนและการบำบัดไร้อากาศโดยระบบ ASBR ในสเกลระดับห้องปฏิบัติการ				15/15	20

ตารางที่ 13 จุดเก็บและพารามิเตอร์วิเคราะห์ตัวอย่างน้ำของทั้ง 3 ชุดการทดลองหลัก และความถี่การวิเคราะห์แต่ละพารามิเตอร์

ตัวอย่าง	พารามิเตอร์	ความถี่
1. Feed tank	pH และ Temperature	ทุกวัน
	SS, NH ₄ ⁺ -N, TKN, NO ₂ , NO ₃ , TCOD, SCOD, Oil&Grease, Turbidity และ Color	3 ครั้งต่อสัปดาห์
	BOD ₅	1 ครั้งต่อสัปดาห์
2. MBR tank	pH, Temperature และ DO	ทุกวัน
	MLSS, MLVSS, SVI และ SV ₃₀	3 ครั้งต่อสัปดาห์
	Microbial characteristics และ Particle size distribution	1 ครั้งต่อเดือน
3. Permeate tank	pH และ Temperature	ทุกวัน
	SS, NH ₄ ⁺ -N, TKN, NO ₃ , NO ₂ , TCOD, SCOD และ Oil&Grease, Turbidity และ Color	3 ครั้งต่อสัปดาห์
	BOD ₅	1 ครั้งต่อสัปดาห์

2.1.4 ศึกษาสมรรถนะการทำงานของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว

ศึกษาสมรรถนะการกรองโดยชุดเมมเบรนจมตัวในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ด้วยการศึกษาศาเหตุ แนวโน้ม และหาอัตราเร็วการเกิดฟาว์ลิงจากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างเวลา กับค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนที่บันทึกค่าไว้ขณะกรองที่ค่าฟลักซ์คงที่ เพื่อคำนวณหาค่า $dTMP/dt$ คือ ค่าอัตราเร็วการเกิดฟาว์ลิง รวมทั้งใช้เทคนิคการฟื้นฟูสภาพชุดเมมเบรนด้วยวิธีการทาง ไฮโดรไดนามิกส์ (การฉีดล้าง) และการใช้สารเคมีฟื้นฟูสภาพเพื่อระบุสาเหตุของการเกิดฟาว์ลิง เมื่อ กำหนดค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนสูงสุดที่ 500 มิลลิบาร์ ถ้าเกินค่าที่กำหนดจะทำการฟื้นฟูสภาพ เพื่อระบุสาเหตุ และชนิดฟาว์ลิงที่เกิดขึ้น โดยมีขั้นตอน และสารเคมีที่ใช้ในการฟื้นฟูสภาพเมมเบรน ดังนี้

ขั้นตอนที่ 1 กรองน้ำประปาผ่านเมมเบรน เป็นระยะเวลา 15 นาที พร้อมกับบันทึก ค่าฟลักซ์ ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน และปริมาณน้ำที่กรองได้ เพื่อคำนวณค่าความต้านทานรวม ของเมมเบรนที่เกิดขึ้น ($R_m \text{ total}$)

ขั้นตอนที่ 2 ฉีดล้างเมมเบรนด้วยน้ำประปา เป็นระยะเวลา 5 นาที พร้อมกับบันทึก ค่าฟลักซ์ ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน และปริมาณน้ำที่กรองได้ เพื่อคำนวณค่าความต้านทานของ เมมเบรนที่หายไปจากการฉีดล้างด้วยน้ำประปา ($R_m \text{ rinsing H}_2\text{O}$)

ขั้นตอนที่ 3 ล้างย้อนกลับด้วยน้ำประปา เป็นระยะเวลา 60 นาที พร้อมกับบันทึก ค่าฟลักซ์ ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน และปริมาณน้ำที่กรองได้ เพื่อคำนวณค่าความต้านทานของ เมมเบรนที่หายไปจากการฉีดล้างย้อนกลับด้วยน้ำประปา ($R_m \text{ Backwash H}_2\text{O}$)

ขั้นตอนที่ 4 แช่และล้างย้อนกลับด้วยสารละลายกรดซิตริกความเข้มข้นร้อยละ 1 ต่อน้ำหนัก เป็นระยะเวลา 60 นาที พร้อมกับบันทึกค่าฟลักซ์ ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน และ ปริมาณน้ำที่กรองได้ เพื่อคำนวณค่าความต้านทานของเมมเบรนที่หายไปจากการแช่และล้าง ย้อนกลับด้วยสารละลายกรดซิตริก ($R_m \text{ soaking+backwash acetic acid}$)

ขั้นตอนที่ 5 แช่และล้างย้อนกลับด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ความเข้มข้นร้อยละ 1 ต่อน้ำหนัก เป็นระยะเวลา 120 นาที พร้อมกับบันทึกค่าฟลักซ์ ค่าความดันส่งผ่าน เมมเบรน และปริมาณน้ำที่กรองได้ เพื่อคำนวณค่าความต้านทานของเมมเบรนที่หายไปจากการแช่ และล้างย้อนกลับด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ ($R_m \text{ soaking+backwash NaOH}$)

ขั้นตอนที่ 6 แช่ด้วยสารละลายโซเดียมไฮโปคลอไรด์ความเข้มข้นร้อยละ 0.1 ต่อ น้ำหนัก เป็นระยะเวลา 120 นาที พร้อมกับบันทึกค่าฟลักซ์ ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน และ ปริมาณน้ำที่กรองได้ เพื่อคำนวณค่าความต้านทานของเมมเบรนที่หายไปจากการแช่ด้วยสารละลาย โซเดียมไฮโปคลอไรด์ ($R_m \text{ soaking with NaOCl}$)

2.1.5 ตรวจสอบลักษณะมวลสลัดจ์ และโครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ภายในระบบ

วิเคราะห์ขนาดการกระจายตัวของมวลสลัดจ์ และตรวจสอบลักษณะโครงสร้างของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์โดยใช้วิธี Lazer particle size distribution และส่องกล้องจุลทรรศน์แบบถ่ายภาพได้ ซึ่งมีความสำคัญต่อประสิทธิภาพในการบำบัดของระบบ ดังนั้นในการเดินระบบบำบัดน้ำเสียจึงมีความจำเป็นที่จะต้องเข้าใจถึงพฤติกรรมของจุลินทรีย์ (ลักษณะ ขนาด โครงสร้าง การกระจายตัว) (Wilén and Balmer, 1999) ซึ่งสลัดจ์ที่นำมาใช้ในการทดสอบไม่มีการถ่ายสลัดจ์ทิ้ง

2.2 การวิเคราะห์ข้อมูล

เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอน และสารประกอบไนโตรเจนของระบบบำบัดฯ ระหว่างชุดการทดลองที่ 1, 2 และ 3 ซึ่งในแต่ละชุดการทดลองจะใช้ค่าในช่วงระบบเข้าสู่สภาวะคงที่ (Steady State) มาคำนวณประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอน และสารประกอบไนโตรเจน โดยรายงานค่าประสิทธิภาพการกำจัดในรูปร้อยละ ค่าเฉลี่ย และค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน

2.3 วัสดุ

วัสดุที่ใช้ในการศึกษาประกอบด้วย

2.3.1 ตัวอย่างน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง มาจากสองแหล่ง คือ น้ำเสียที่ผ่านระบบบ่อหมักไร้อากาศในบ่อที่ 2 ของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ร่วมวิจัย คือ โรงงานน้ำมันพืชบริสุทธ์ ตั้งอยู่ตำบลบ้านพรุ อำเภอหาดใหญ่ จังหวัดสงขลา และน้ำเสียจากโรงงานน้ำมันพืชบริสุทธ์จำกัดที่ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศโดยใช้ระบบ ASBR ในระดับห้องปฏิบัติการ ซึ่งน้ำเสียจะนำไปเก็บรักษาไว้ในห้องเย็นอุณหภูมิประมาณ 4 องศาเซลเซียส

2.3.2 หัวเชื้อจุลินทรีย์ (Seed) นำมาจากระบบเวียนสลัดจ์กลับของระบบแเอ็กติเวเต็ดจ์สลัดจ์ของโรงงานยางพาราร่วมวิจัย

2.3.3 สารเคมีที่ใช้ในการวิเคราะห์พารามิเตอร์ เป็นวิธีที่ระบุในตารางที่ 9 และ 11

2.4 อุปกรณ์ และระบบแบบจำลองระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน

อุปกรณ์ที่ใช้ในการศึกษาประกอบด้วย

2.4.1 อุปกรณ์เก็บตัวอย่างน้ำเสีย ได้แก่

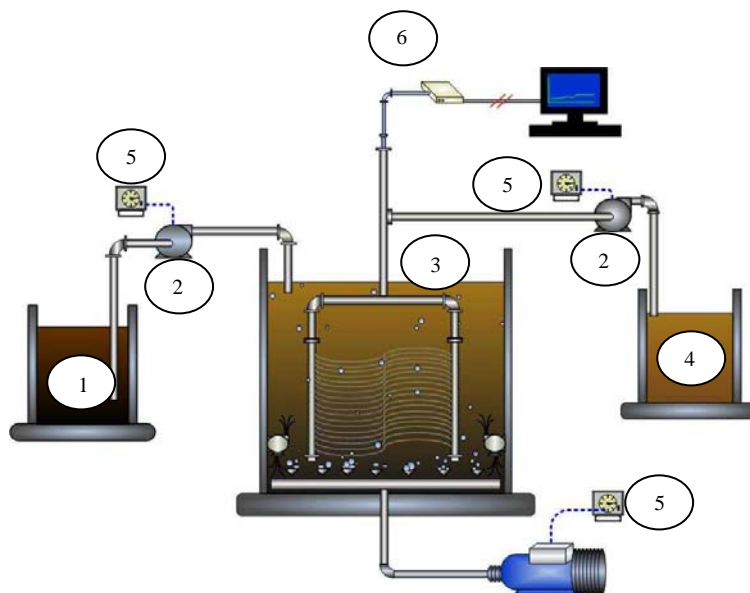
1. ขวดโพลีเอทิลีนขนาด 1 ลิตร
2. แกลลอนพลาสติกขนาด 25 และ 30 ลิตร
3. ถังพลาสติกขนาด 20 ลิตร
4. ตาข่ายพลาสติก ขนาด 1 เมตร
5. กระบวยตักน้ำเสีย

2.4.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสียในห้องปฏิบัติการ

1. UV-vis spectrophotometer ผลิตภัณฑ์ Shimadzu รุ่น UV 1601
2. Touch mixer ผลิตภัณฑ์ Fisher scientific รุ่น 231
3. เครื่องชั่ง 2 ตำแหน่ง ผลิตภัณฑ์ Mettler toledo รุ่น PB1502
4. เครื่องชั่ง 4 ตำแหน่ง ผลิตภัณฑ์ Mettler toledo รุ่น AB 204
5. เครื่องวัดความเป็นกรด-ด่าง (pH meter) ผลิตภัณฑ์ของ Wissenschaftlich technische werkstätten รุ่น pH 526
6. เครื่องวัดความเป็นกรด-ด่าง (pH meter) เครื่องวัดออกซิเจน (DO meter) ผลิตภัณฑ์ของ Wissenschaftlich technische werkstätten รุ่น pH/Oxi 340i
7. ตู้อบความร้อนแห้ง (Hot air oven) ผลิตภัณฑ์ของ Contherm รุ่น 240M
8. เครื่องกวนชนิดใช้แม่เหล็ก (Magnetic stirrer) และเตาไฟฟ้า (Hot plate) ผลิตภัณฑ์ของ Framo-ger™ tetechik รุ่น M 21/1
9. ชุดกรองบุคเนอร์ (Buchner filter)
10. เครื่องปั๊มสุญญากาศ (Vacuum pump) ผลิตภัณฑ์ GAST รุ่น 0296
11. ชุดกลั่นแอมโมเนีย (Ammonia distillation apparatus) ผลิตภัณฑ์ Gerhardt รุ่น EV 16
12. ตู้ดูดความชื้น (Desiccator) ผลิตภัณฑ์ Sanplatee
13. เตาย่อยสลายตัวอย่างสำหรับซีโอดีแบบปิด (Heating blocks) ผลิตภัณฑ์ J.P Selecta รุ่น R.A.T.
14. กระจายกรอง GF/C ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 47 มิลลิเมตร
15. เครื่องทำระเหยแบบหมุน (Rotary evaporator) ผลิตภัณฑ์ Buchi รุ่น R-114
16. เตาเผา (Furnace) ผลิตภัณฑ์ Thermolyne รุ่น 6000
17. ตู้บ่มบีโอดี (BOD incubator) ผลิตภัณฑ์ภายในประเทศ
18. ชุดสกัดซอกซ์เลต (Soxhlet extraction apparatus) ผลิตภัณฑ์ Selecta รุ่น 6002316

2.4.3 แบบจำลอง และอุปกรณ์ประกอบแบบจำลองระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน

แบบจำลองระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวระดับห้องปฏิบัติการที่ใช้ในการศึกษาครั้งนี้ ดังภาพประกอบ 8 โดยประกอบด้วย



ภาพประกอบ 8 ไดอะแกรมแบบจำลอง และภาพถ่ายระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนที่ใช้ศึกษา

1. ถังน้ำเสียป้อนเข้าระบบ (Feed tank) คือ ถังพลาสติกขนาด 24 ลิตร จำนวน 1 ใบ
2. เครื่องสูบน้ำแบบรีด (Peristaltic pump) 2 เครื่อง ซึ่งจะมีปุ่มสำหรับปรับความเร็วของน้ำเสียตามที่กำหนด

เครื่องที่ 1 ทำหน้าที่สูบน้ำเสียจากถังป้อนน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ด้วยอัตราไหล 16 ลิตรต่อวัน

เครื่องที่ 2 ทำหน้าที่ดูดน้ำกรองออกจากชุดกรองเข้าสู่ถังเก็บกักน้ำเพอมีเอท (น้ำทิ้งออกนอกระบบ) ด้วยค่าฟลักซ์ 10 และ 20 ลิตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร

3. ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน คือ ถังปฏิกรณ์ทรงสี่เหลี่ยม ทำด้วยสแตนเลส ขนาดปริมาตร 24 ลิตร ที่มีชุดเมมเบรนประเภทเส้นใยทอกลวง (Hollow fiber membrane) จมตัวภายในระบบ ฯ ดังภาพประกอบ 9 ที่ขึ้นรูปเป็นชุดโมดูลโดยปลายยึดติดไว้กับโครงซึ่งเชื่อมต่อกับเกจวัดความดันส่งผ่านเมมเบรน รวมทั้งชุดจ่ายอากาศเพื่อให้ออกซิเจนและความปั่นป่วนผสมในถังปฏิกรณ์ โดยคุณลักษณะของเมมเบรนที่ใช้ในการศึกษานี้ แสดงดังตารางที่ 14



ภาพประกอบ 9 ชุดเมมเบรนประเภทเส้นใยทอกลวง (Hollow fiber membrane)

4. ถังเก็บกักน้ำเพอมีเอท (น้ำทิ้งออกนอกระบบ) คือ ถังพลาสติกขนาด 24 ลิตร จำนวน 1 ใบ

5. ชุดควบคุมเวลา (Timer) คือ อุปกรณ์สำหรับควบคุมการป้อนน้ำเสียเข้าระบบ ควบคุมการเติมอากาศ และควบคุมการกรองน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดออกจากเมมเบรน ดังภาพประกอบ 10



ภาพประกอบ 10 อุปกรณ์ควบคุมเวลาในการเติมน้ำเข้าระบบ การเติมอากาศ และการกรองน้ำผ่านการบำบัด

6. ชุดอุปกรณ์วัดความดันส่งผ่านเมมเบรน (Transmembrane pressure) จำนวน 1 ชุด ซึ่งใช้สำหรับติดตามค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะกรองน้ำที่ผ่านการบำบัดออกจากชุดเมมเบรน และชุดเครื่องคอมพิวเตอร์ (Computer) ใช้สำหรับประมวลและบันทึกค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะกรองน้ำที่ผ่านการบำบัดออกจากชุดเมมเบรน

ตารางที่ 14 คุณลักษณะเฉพาะของเมมเบรนในงานวิจัย

คุณลักษณะเฉพาะ	รายละเอียด
ประเภทเมมเบรน	เส้นใยทอกลวง
ความยาวเส้นใยเมมเบรน	40 เซนติเมตร
ความกว้างชุดเมมเบรน	24 เซนติเมตร
วัสดุผลิตเมมเบรน	โพลีเอทิลีน ชนิดพอลิเมอร์ชอบน้ำ (Hydrophilic polymer membrane)
ขนาดรูเปิด	0.22 ไมโครเมตร
พื้นที่กรอง	0.2 ตารางเมตร
อายุการใช้งาน	5 ปี

2.4.4 อุปกรณ์ศึกษาลักษณะ ขนาดการกระจายตัวของมวลสัณฐาน และกลุ่มโครงสร้าง

ประชากรจุลินทรีย์ในระบบฯ

1. กล้องจุลทรรศน์แบบถ่ายภาพและบันทึกภาพได้ ผลผลิตภัณฑ์ของ Olympus รุ่น BX51
2. สไลด์
3. หลอดหยด
4. แผ่นปิดสไลด์
5. วิเคราะห์ขนาดการกระจายตัวของมวลสัณฐานด้วยเครื่อง Laser particle size analyzer (COULTER LS 230)

บทที่ 3

ผลการดำเนินงานวิจัย

การดำเนินการวิจัย เพื่อศึกษาผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและสารประกอบไนโตรเจนในน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม และสมรรถนะของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวขณะเดินระบบกรองแบบต่อเนื่อง ซึ่งผลการศึกษานำเสนอเป็น 7 ส่วน ประกอบด้วยหัวข้อต่าง ๆ ดังนี้

3.1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

3.2 ผลการปรับสภาพหัวเชื้อจุลินทรีย์สำหรับบำบัดน้ำเสีย

3.3 ผลการทดสอบสภาพให้ซึมผ่านได้ของเมมเบรนสะอาด (Initial permeability membrane)

3.4 ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวจำลองในห้องปฏิบัติการ

3.5 สมรรถนะการทำงานของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว

3.6 ลักษณะของมวลสลัดจ์ และ โครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ภายในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวจำลองในห้องปฏิบัติการ

3.7 ผลประเมินค่าใช้จ่ายเบื้องต้นสำหรับบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม โดยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวจำลองในห้องปฏิบัติการ

3.1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

การศึกษานี้ใช้น้ำเสียจากโรงงานน้ำมันพืชบริสุทธิจำกัด ซึ่งเป็นโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มในพื้นที่จังหวัดสงขลา โดยระบบการจัดการน้ำเสียของโรงงานใช้บ่อหมักไร้อากาศเรียงต่อกันทั้งหมด 7 บ่อ โดยในการทดลองใช้น้ำเสียจากบ่อที่ 2 ทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียแบบจ้วง (Grab sampling) ตลอดการทดลองทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียจำนวน 6 ครั้ง (ต.ค.50-เม.ย.51) และทำการตรวจวัดลักษณะน้ำเสีย โดยนำตัวอย่างน้ำเสียมาทำการวิเคราะห์ตัวแปรคุณภาพน้ำ ทั้งในภาคสนามและในห้องปฏิบัติการ ทั้งคุณภาพทางกายภาพและเคมี ซึ่งได้สรุปภาพรวมลักษณะน้ำเสียแสดงดังตารางที่ 15 และน้ำเสียที่ยังไม่ได้นำมาใช้จะนำไปเก็บรักษาไว้ในห้องเย็นอุณหภูมิประมาณ 4 องศาเซลเซียส เพื่อชะลอปฏิกิริยาทางชีวภาพและรักษาสภาพน้ำเสีย

ตารางที่ 15 ลักษณะภาพรวมของน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

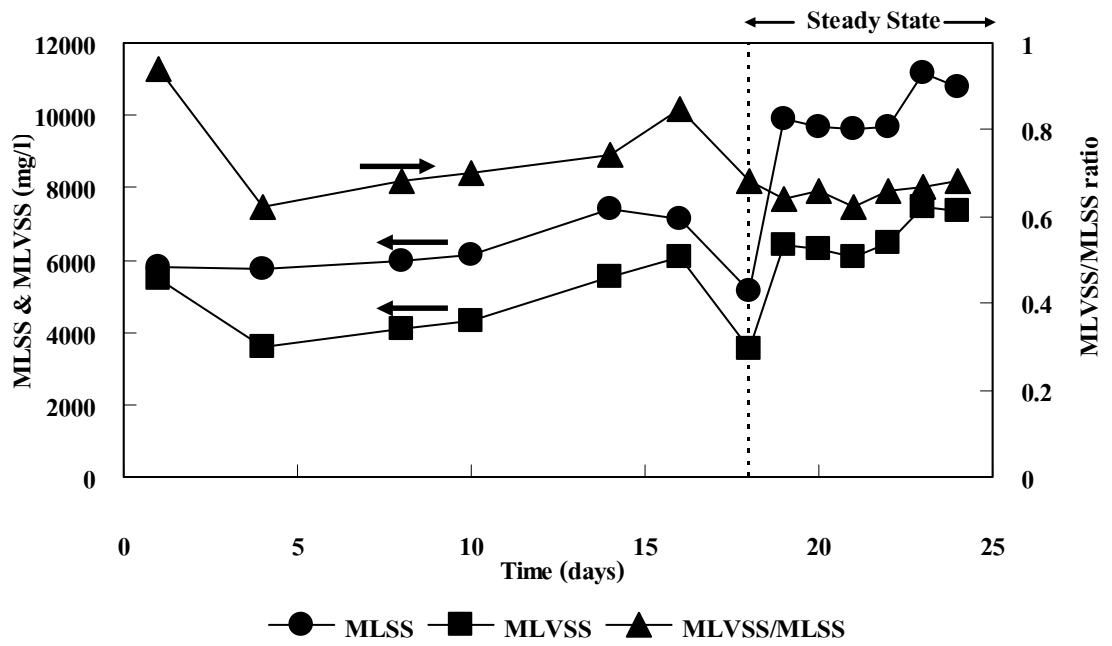
Parameter	น้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศของ โรงงาน		น้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศของ โรงงานที่ผ่านการเติมโอโซนและผ่าน ระบบ ASBR สเกลระดับห้องปฏิบัติการ	
	Range	X±SD	Range	X±SD
	7.15-7.45	7.30±0.11	7.55-8.25	7.78±0.34
Temperature (องศาเซลเซียส)	25.50-36.50	29.58±4.16	25.50-27.50	26.10±0.76
TCOD (มิลลิกรัมต่อลิตร)	2,120-6,200	3,078±937	1,304-2,940	2,141±523
SCOD (มิลลิกรัมต่อลิตร)	756-2,310	1,194±382	855-1,276	1,073±134
BOD ₅ (มิลลิกรัมต่อลิตร)	110-1,200	617±485	139-385	220±84
TKN (มิลลิกรัมต่อลิตร)	84-546	323±110	231-439	305±51
NH ₄ ⁺ -N (มิลลิกรัมต่อลิตร)	91-308	234±68	173-285	228±27
SS (มิลลิกรัมต่อลิตร)	177-4,800	1,570±963	365-3,150	1,322±776
Oil & Grease (มิลลิกรัมต่อลิตร)	28-1,156	296±306	140-906	215±185
Turbidity (เอ็นทียู)	67-1,890	656±484	84-797	523±230
Color (เอสยู)	123-492	208±77	244-593	442±132

จากตารางที่ 15 พบว่าน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจากบ่อที่ 2 เป็นระบบบ่อไร้อากาศ มีค่าพีเอชเท่ากับ 7.30±0.11 ซึ่งมีลักษณะค่อนข้างเป็นกลาง แต่เมื่อทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียจากท่อปล่อยน้ำเสียของโรงงานโดยตรงก่อนลงสู่บ่อบำบัด พบว่า ค่าพีเอชประมาณ 4.50-5.50 มีลักษณะค่อนข้างเป็นกรด การเปลี่ยนแปลงของค่าพีเอชในน้ำเสียมีรายงานว่ามาจาก 2 ปัจจัยคือ ปัจจัยแรก เกิดจากการใช้ระบบบ่อฝังในการบำบัดน้ำเสียเป็นระยะเวลา 8 ปี และการใช้น้ำเสียจากการสกัดน้ำมันมะกอกในพื้นที่เกษตรกรรม พบว่าดินสามารถดูดซับความเป็นกรดในน้ำเสีย ทำให้น้ำเสียที่ผ่านการบำบัดมีพีเอชเป็นกลาง (Serio *et al.*, 2008) และปัจจัยที่สอง จากรายงานเมื่อน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มี ค่าพีเอชประมาณ 3.50-4.20 ผ่านการบำบัดแบบไร้อากาศแบบ UASB พบว่าน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดมีค่าพีเอชเพิ่มขึ้น ประมาณ 8.50 ดังนั้นค่าพีเอชที่เพิ่มขึ้นของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดด้วยระบบชุดบ่อไร้อากาศมีผลมาจากการดูดซับด้วยดินและกลไกการบำบัดทางชีวภาพโดยจุลินทรีย์ร่วมด้วย (Yejian *et al.*, 2008) และน้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศของโรงงานที่ผ่านระบบ ASBR สเกลระดับห้องปฏิบัติการ มีค่าคงเหลือของสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายง่ายในรูป BOD₅/TCOD ต่ำกว่าสองเท่าของน้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศของโรงงาน ซึ่งแสดงว่าน้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศของโรงงานที่ผ่านระบบ ASBR สเกลระดับห้องปฏิบัติการมีอัตราส่วนของสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากโดยจุลินทรีย์สูงกว่าน้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศ

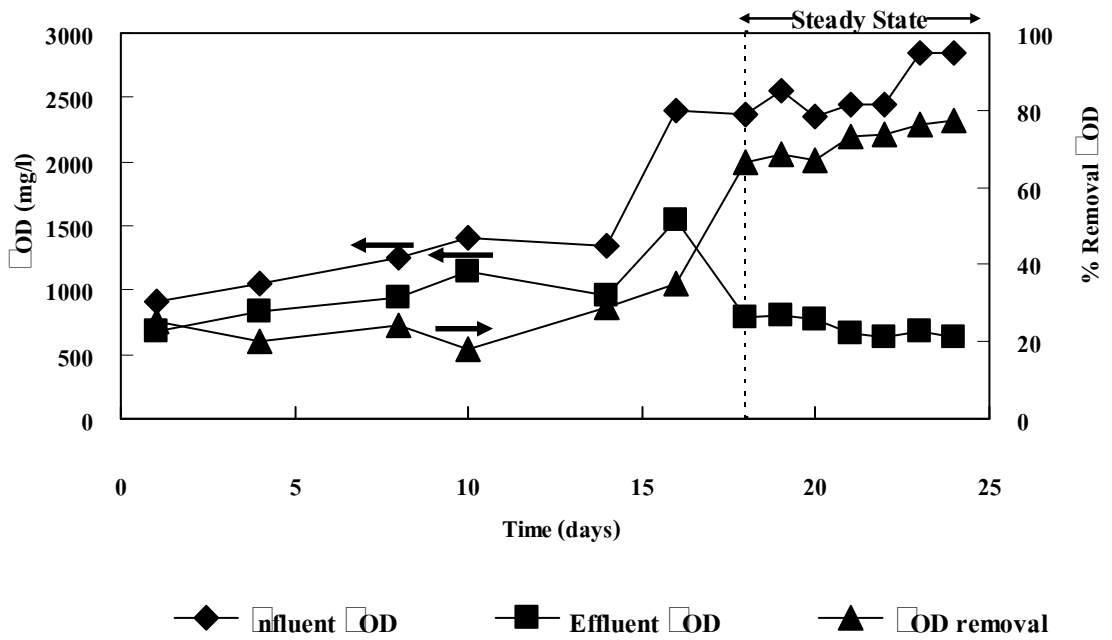
ของโรงงาน เนื่องจากผลของการเติมโอโซนในน้ำเสียจากระบบบ่อบำบัดใรรีอากาศของโรงงานทำให้ค่าจำกัดค่า TCOD ได้ร้อยละ 10 และเมื่อน้ำเสียดังกล่าวผ่านเข้าสู่ระบบ ASBR สเกลระดับห้องปฏิบัติการพบว่าระบบสามารถจำกัดค่า TCOD และ BOD₅ ได้ร้อยละ 20 และ 60 ขณะที่การกำจัดสารประกอบไนโตรเจนในรูป TKN และ NH₄⁺-N ไม่เปลี่ยนแปลง ซึ่งค่าความเข้มข้นสารอินทรีย์ในโตรเจนในน้ำเสียจากทั้งสองแหล่งมีค่าค่อนข้างสูง ดังนั้นน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่มีค่าความสกปรกในรูปของสารอินทรีย์ และสารประกอบไนโตรเจนทั้งหมดที่มีความเข้มข้นสูง เมื่อเทียบกับมาตรฐานน้ำทิ้งที่ยอมให้ปล่อยออกสู่แหล่งน้ำสาธารณะ เมื่อถูกระบายสู่แหล่งน้ำธรรมชาติจะกระตุ้นให้เกิดปรากฏการณ์ยูโทรฟิเคชัน (Eutrophication) หรือสภาวะที่เรียกว่าสาหร่ายเบ่งบาน (Algal bloom) เป็นผลให้คุณภาพแหล่งน้ำผิวดิน และน้ำทะเลชายฝั่งมีแนวโน้มเสื่อมโทรมลง ส่งผลกระทบต่ออุตสาหกรรมการเพาะเลี้ยง และการกำหนดพลังงานในห่วงโซ่อาหาร (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545)

3.2 ผลการปรับสภาพหัวเชื้อจุลินทรีย์สำหรับบำบัดน้ำเสีย

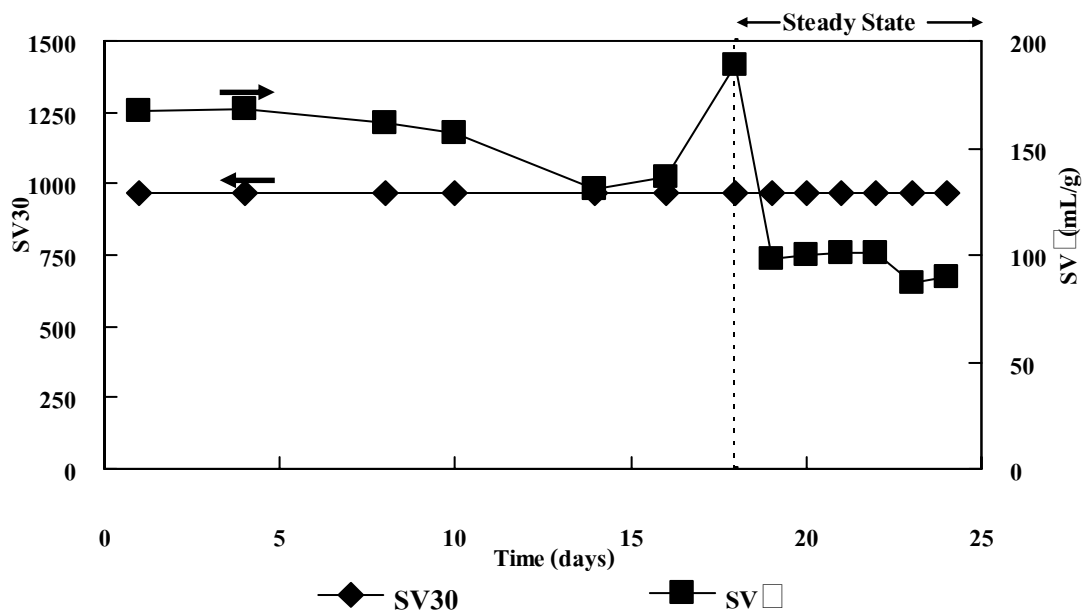
การปรับสภาพหัวเชื้อเพื่อเข้าสู่สภาวะคงตัวเพื่อให้ระบบสามารถทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ เมื่อเริ่มต้นการทดลอง ต้องทำการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์เพื่อเดินระบบบำบัดน้ำเสีย โดยใช้หัวเชื้อจากถังตกตะกอนในส่วนหมุนเวียนสลัดจ์จากโรงงานผลิตน้ำยางข้นแห่งหนึ่งในจังหวัดสงขลา ที่มีความเข้มข้นของจุลินทรีย์เริ่มต้นประมาณ 5,800 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งในการเลี้ยงจุลินทรีย์ทำการวัดค่า MLSS MLVSS และ MLVSS/MLSS เพื่อทราบแนวโน้มการเจริญของจุลินทรีย์และการสะสมของสารอินทรีย์ที่เกิดขึ้นในระบบ ดังภาพประกอบ 11 แสดงผลการศึกษาประสิทธิภาพในการบำบัดของจุลินทรีย์โดยหาความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD กับเวลา เพื่อติดตามสภาวะคงที่ในการเลี้ยงเชื้อ ดังภาพประกอบ 12 และแสดงค่าความสามารถในการตกตะกอนของเชื้อและดัชนีปริมาตรตะกอนจุลินทรีย์โดยการวัดค่า SV₃₀ และ SVI กับเวลา ดังภาพประกอบ 13



ภาพประกอบ 11 แนวโน้มการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในรูปแบบ MLSS MLVSS และ MLVSS/ MLSS



ภาพประกอบ 12 ประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD กับเวลา



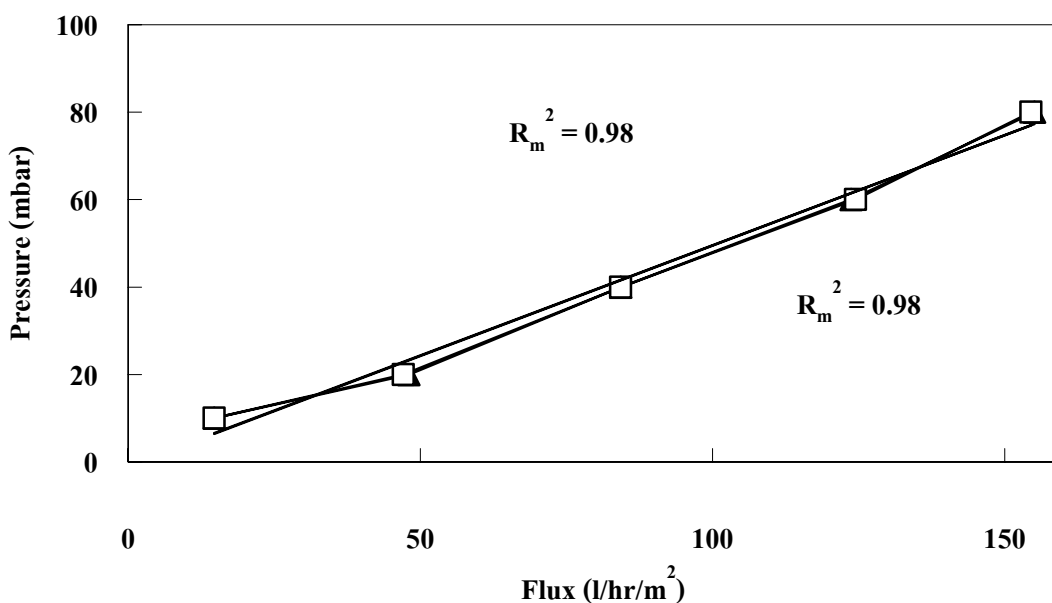
ภาพประกอบ 13 SV₃₀ และSVI ของจุลินทรีย์ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน

ในระหว่างการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ พบว่าความสามารถในการตกตะกอนของจุลินทรีย์ต่ำ เมื่อทำการวัดค่า SV₃₀ มีค่าเท่ากับ 970 ทำให้เกิดการหลุดของตะกอนจุลินทรีย์ระหว่างการเปลี่ยนถ่ายน้ำเสียเก่าออกและเติมน้ำเสียใหม่ และเมื่อคำนวณหาค่า SVI พบว่ายังคงมีค่าสูงเนื่องจากในช่วงสองสัปดาห์แรกเป็นช่วงปรับสภาพของจุลินทรีย์ทำให้ความเข้มข้นของตะกอนจุลินทรีย์ในรูปของ MLVSS ปริมาณน้อย และเมื่อเดินระบบจนเข้าสู่สภาวะคงที่ พบว่า MLVSS เพิ่มขึ้นมีค่าเฉลี่ย 6,840 มิลลิกรัมต่อลิตร ทำให้ค่า SVI ลดลงเล็กน้อย มีค่าเฉลี่ย 94.51 มิลลิกรัมต่อลิตร แสดงว่ามีปริมาณเชื้อจุลินทรีย์ที่เหมาะสมสำหรับการบำบัดซึ่งได้กำหนดค่าที่เหมาะสมไว้ที่ 50-100 มิลลิกรัมต่อลิตร (สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย, 2548)

เมื่อพิจารณาความสามารถในการทำงานของจุลินทรีย์ในการบำบัดน้ำเสียจากความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD ของจุลินทรีย์ในช่วงแรกมีความแปรปรวนค่อนข้างมาก และมีแนวโน้มลดลงเล็กน้อย เนื่องจากในช่วงแรกของการเริ่มต้นเลี้ยงเชื้อทำการป้อนน้ำเสียที่มีภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่ำก่อน เพื่อไม่ให้เกิด Shock Load ต่อจุลินทรีย์ แต่ในช่วงหลังพบว่าเชื้อจุลินทรีย์มีการปรับสภาพได้ดี ทำให้ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD เมื่อเข้าสู่สภาวะคงที่โดยใช้เวลาประมาณ 18 วัน คือ ค่าร้อยละประสิทธิภาพการบำบัด TCOD เท่ากับ 75±2.06

3.3 ผลการทดสอบสภาพให้ซึมผ่านได้ของชุดเมมเบรนสะอาด (Initial Permeability Membrane) ก่อนเดินระบบบำบัดตั้งปฏิบัติการชีวภาพเมมเบรนแบบการเติมอากาศแบบเป็นช่วง

ในการศึกษาการทดสอบสภาพให้ซึมผ่านได้ของเมมเบรนสะอาดด้วยน้ำกลั่น เพื่อให้ได้มาซึ่งความสัมพันธ์ระหว่างค่าฟลักซ์ กับค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน เพื่อใช้ในการคำนวณหาค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนก่อนใช้งาน (Hydraulic resistance of the membrane; R_m) ดังภาพประกอบ 14 แสดงผลการกรองน้ำกลั่นผ่านเมมเบรน 2 ครั้ง และบันทึกค่าฟลักซ์ และค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน เพื่อนำไปใช้คำนวณค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรน ซึ่งมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 1.45×10^{14} ต่อเมตร มีค่าค่อนข้างสูง เนื่องจากเมมเบรนได้ผ่านการใช้งานมาแล้ว ซึ่งโดยทั่วไปเมมเบรนขนาดรูกรอง 0.22 ไมโครเมตร มีค่า R_m ประมาณ 2.30×10^{11} ต่อเมตร (Li *et al.*, 2007)



ภาพประกอบ 14 ผลการทดสอบสภาพให้ซึมผ่านได้ของชุดเมมเบรนสะอาด

3.4 ประสิทธิภาพการบำบัดของตั้งปฏิบัติการชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว

จากการศึกษาผลของสภาวะการเติมอากาศแบบเป็นช่วงที่เหมาะสม ของระบบตั้งปฏิบัติการชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวภายในตั้งปฏิบัติการ ต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอน และสารประกอบไนโตรเจน โดยแสดงผลการศึกษาสภาวะแวดล้อมภายในระบบ ๑ ที่ทำการควบคุมให้เหมาะสม และแสดงประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอน และสารประกอบไนโตรเจนของระบบ ๑ ดังต่อไปนี้

3.4.1 สภาวะแวดล้อมในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว

1. พีเอช

ผลการติดตามค่าพีเอชในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน พบว่า มีค่าพีเอชระหว่าง 6.85–8.26 และน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดจากระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน มีค่าพีเอชระหว่าง 8.35–8.45 ซึ่งค่าพีเอชสูงกว่าน้ำเสียเข้าระบบ (7.15-7.45) ค่าพีเอชที่เปลี่ยนแปลงไปเนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในระบบที่มีการกำหนดสภาวะการเติมอากาศแบบเป็นช่วงในระบบเดียวกัน ทำให้เกิดปฏิกิริยา 2 ส่วน คือ ปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันที่สามารถเพิ่มสภาพค่าพีเอชสูงขึ้น (ทำให้พีเอชสูง) และ การเกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันที่ทำให้ค่าความเป็นกรดเพิ่มขึ้น (พีเอชต่ำ) (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545) ดังนั้นการเกิดปฏิกิริยาทั้งสองจึงมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชในถังปฏิกรณ์ซึ่งพบว่ามีความเหมาะสมต่อการทำงานจุลินทรีย์ตามค่าที่แนะนำซึ่งมีค่าระหว่าง 6.50-8.50 (สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย, 2548)

2. อุณหภูมิ

อุณหภูมิมีผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์ (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545) และสมรรถนะการทำงานของเมมเบรน (Clech *et al.*, 2006) จากการติดตามผลของอุณหภูมิภายในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีค่าอยู่ในช่วง 25.50–27.30 องศาเซลเซียส ซึ่งมีความเหมาะสมต่อการทำงานและการเจริญของจุลินทรีย์ทั้งในกลุ่มแบคทีเรียไนตริไฟอิงซึ่งอยู่ในช่วง 28–36 องศาเซลเซียส และการเจริญของแบคทีเรียดีไนตริไฟอิงอยู่ในช่วงอุณหภูมิที่มากกว่า 20 องศาเซลเซียส (Sharma and Ahlert, 1977 อ้างอิงใน จันทรพรทกอด ขำม่าน, 2550) และจากการศึกษา Clech *et al.*, 2006 พบว่า การเดินระบบที่อุณหภูมิต่ำกว่า 17 องศาเซลเซียส ทำให้ค่าความหนืดของ MLSS เพิ่มขึ้น ทำให้ความสามารถในการสัมผัสอินทรีย์สารในน้ำเสียของจุลินทรีย์ต่ำลง มีผลต่อประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียที่ลดลงด้วย อีกทั้งอุณหภูมิที่ต่ำมีผลทำให้จุลินทรีย์ที่จับตัวเป็นฟล็อกเกิดการแตกตัว และแบคทีเรียมีการปล่อยสารประกอบออกมานอกเซลล์ ซึ่งมีผลต่อการเกิดฟาวลิงและทำให้สมรรถนะการทำงานของเมมเบรนลดลง

3. ออกซิเจนละลาย

ผลการติดตามค่าออกซิเจนละลายภายในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน พบว่า ค่าออกซิเจนละลาย ในช่วงหยุดเติมอากาศ มีค่าอยู่ในช่วง 0.30–0.90 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งมีปริมาณตามค่าที่แนะนำในการเกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันที่ควรควบคุมให้มีค่าออกซิเจนละลายน้อยกว่า 1 มิลลิกรัมต่อลิตร (เกรียงศักดิ์ อุดมสิน โรจน์, 2543) และในช่วงเติมอากาศ ที่มีอัตราเติมอากาศ 10 ลิตรต่ออนาที พบว่าค่าออกซิเจนละลายมีค่าอยู่ระหว่าง 5–7 มิลลิกรัมต่อลิตร ตลอดช่วงเวลาการเติม

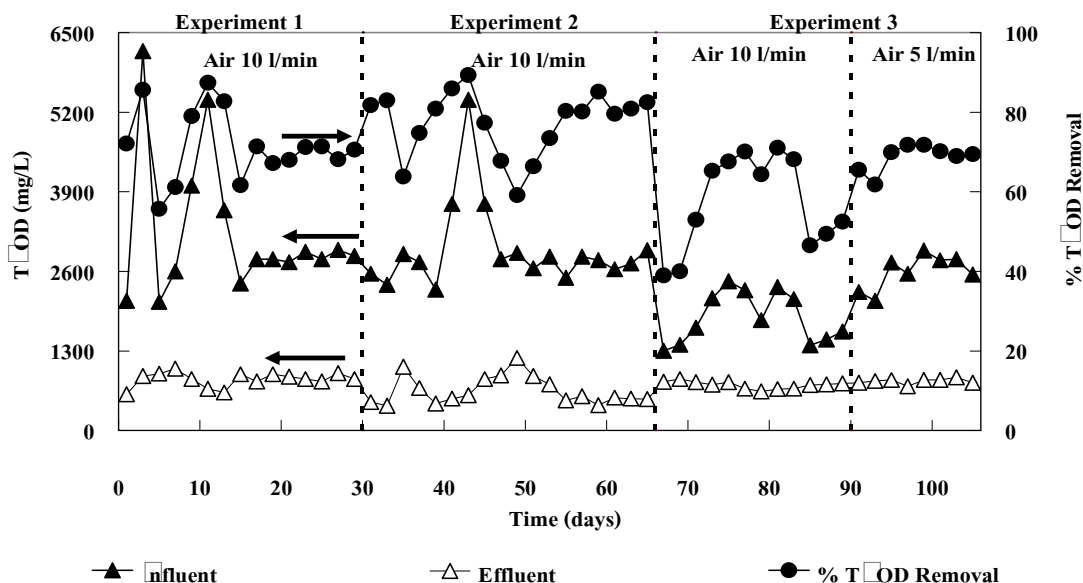
อากาศ ซึ่งสอดคล้องกับการศึกษาของ Lim *et al.*, 2007 ที่เติมอากาศด้วยอัตรา 10 ลิตรต่อนาที ทำให้ค่าออกซิเจนละลายเฉลี่ยในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน 7 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งเหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของแบคทีเรียกลุ่มเฮเทอโรโทรฟิก และกลุ่มแบคทีเรียไนโตรฟายอิงในการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจน (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545) จากการศึกษาของ Han *et al.*, 2005 พบว่าความเข้มข้นของออกซิเจนละลายที่ไม่เหมาะสม คือ ต่ำกว่า 2 มิลลิกรัมต่อลิตร (สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย, 2548) มาจากหลายปัจจัยซึ่งปัจจัยหนึ่ง คือ การเพิ่มขึ้นของความหนืดของของเหลวในระบบ และ MLSS ที่เพิ่มขึ้น มีผลการถ่ายโอน (Transfer) ออกซิเจนในรูปของออกซิเจนอิสระเข้าสู่เซลล์ของกลุ่มจุลินทรีย์ที่ใช้ ออกซิเจนลดลง จึงทำให้ความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์คาร์บอนและไนโตรเจนต่ำลงตามมาด้วย และขณะเดียวกันออกซิเจนละลายที่ต่ำมีผลทำให้การเคลื่อนไหว และแรงเฉือนบริเวณผิวหน้าเมมเบรนลดลง ส่งผลให้เกิดฟาว์ลิงบนผิวเมมเบรนได้ง่าย (Clech *et al.*, 2006; Wicaksana *et al.*, 2006)

3.4.2 ผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอน

3.4.2.1 ประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูปของ T_{COD}, S_{COD}

และ BOD₅

ผลการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป TCOD ของตัวอย่างน้ำเข้าระบบ ฯ น้ำทิ้งหลังบำบัดออกจากระบบ ฯ หรือน้ำเพอมีอท และประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนใน TCOD ในสภาวะของระบบบำบัดทำงานคงที่ คือ วันที่ 19-29 55-65 และ 95-105 สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ตามลำดับ ดังภาพประกอบ 15



ภาพประกอบ 15 น้ำเข้า น้ำทิ้งหลังบำบัดหรือน้ำเพอมีเอท และประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป TCOD ของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน

จากภาพประกอบ 15 พบว่าน้ำเสียเข้าระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีค่า TCOD ณ สถานะของระบบบำบัดที่ทำงานคงที่ คือ วันที่ 19-29 55-65 และ 95-105 สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ $2,845 \pm 77$ $2,737 \pm 158$ และ $2,729 \pm 150$ มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และเมื่อศึกษาความเข้มข้นของ TCOD ของน้ำเสียเข้าระบบตลอดการทดลอง พบว่า ค่าความเข้มข้นของจากการเก็บตัวอย่างน้ำเสียแต่ละครั้งมีค่าแปรปรวน เนื่องจากลักษณะและปริมาณผลผลิตของโรงงานในแต่ละเดือนไม่เท่ากัน ขึ้นอยู่กับสภาพเศรษฐกิจ และฤดูกาลของการของผลผลิตทะเลสาบปาล์ม (สำนักงานเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน, 2540) ส่งผลให้ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในแต่ละครั้งของการเก็บตัวอย่างน้ำเสียรวมของโรงงานมีค่าไม่สม่ำเสมอ ซึ่งอาจมีผลต่อสถานะการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียและคุณภาพน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัด

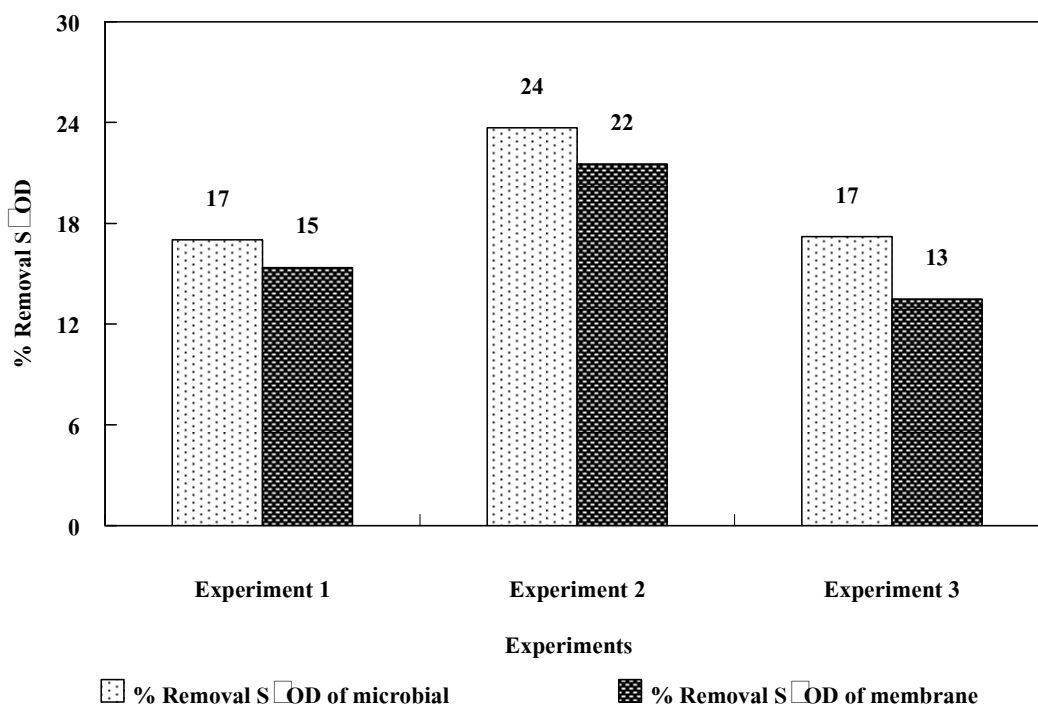
เมื่อพิจารณาผลการบำบัด TCOD ของระบบฯ จากน้ำทิ้งหลังบำบัด (เพอมีเอท) ในสถานะระบบบำบัดทำงานคงที่ สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 870 ± 53 507 ± 51 และ 809 ± 51 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD ของชุดการทดลองที่ 2 สูงกว่าชุดการทดลองที่ 1 และ 3 โดยมีค่าเฉลี่ยร้อยละ 69 ± 2 81 ± 2 และ 70 ± 1 ตามลำดับ เนื่องจากเชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ในชุดการทดลองที่ 2 ต่อเนื่องมาจากชุดการทดลองที่ 1 จึงทำให้เชื้อจุลินทรีย์ในระบบมีความคุ้นชินกับน้ำเสียที่ใช้บำบัด และพบกลุ่มจุลินทรีย์ที่หลากหลายหรือ

กลุ่มจุลินทรีย์ที่เจริญเติบโตได้ดีเมื่อ SRT สูง จึงสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบได้ดี ระบบจึงมีประสิทธิภาพการบำบัด TCOD สูง (Huang *et al.*, 2001; Henriques *et al.*, 2005; Meng *et al.*, 2005)

เมื่อพิจารณาผลการบำบัด TCOD ตลอดการทดลอง พบว่า ประสิทธิภาพการบำบัดในรูป TCOD ของชุดการทดลองที่ 1 และ 2 ลดลงในวันที่ 5 35 และ 41-51 ตามลำดับ เนื่องจากระบบเดิมอากาศเกิดการอุดตันจากน้ำมันและไขมัน รวมถึงของแข็งแขวนลอยในน้ำเสียเข้าระบบ ปริมาณสูง ส่งผลเชิงลบต่อการทำงานของเมมเบรน และการทำงานของเชื้อจุลินทรีย์ในระบบ โดยการอุดตันของระบบเดิมอากาศทำให้แรงเฉือนบริเวณผิวหน้าของเมมเบรนลดลงจึงเกิดการสะสมของของแข็งแขวนลอยและสลัดจ์บริเวณผิวหน้าของเมมเบรนเพิ่มขึ้น จากผลดังกล่าวทำให้สมรรถนะการกรองของเมมเบรนลดลง มีผลต่ออัตราการกรองของน้ำที่ออกจากระบบน้อยกว่าน้ำเข้าระบบ จึงเกิดการล้นของน้ำสลัดจ์ออกจากระบบ และผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์ลดลงจากการได้รับออกซิเจนละลายในปริมาณจำกัด ดังนั้นการอุดตันของระบบเดิมอากาศจึงเป็นปัจจัยที่สำคัญที่ส่งผลให้ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบลดลงได้ (Liu *et al.*, 2005) และในส่วน of ชุดการทดลองที่ 3 ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ลดลงในวันที่ 67-71 ซึ่งเป็นช่วงเริ่มต้นระบบ และวันที่ 85-89 เนื่องจากการเดินระบบในชุดการทดลองที่ 3 ใช้น้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศของโรงงานที่ผ่านระบบเอเอสบีอาร์สเกลระดับห้องปฏิบัติการ ที่มีค่า TCOD ของน้ำเสียเข้าระบบเฉลี่ยค่อนข้างต่ำ เท่ากับ $1,461 \pm 195$ และ $1,498 \pm 113$ มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และคงเหลือส่วนที่เป็นสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ในปริมาณสูง คือ น้ำเสียจึงมีอัตราส่วน $BOD_5/TCOD$ ของน้ำเสียระหว่าง 0.10-0.13 ดังนั้นน้ำเสียที่เข้าระบบจึงมีสารอินทรีย์คาร์บอนที่จุลินทรีย์สามารถดูดซึมนำไปใช้ได้ง่ายต่ำ ทำให้จุลินทรีย์ในการเดินระบบบางกลุ่มไม่สามารถปรับตัวให้เข้ากับน้ำเสียที่นำมาใช้ในการทดลองได้ จึงเกิดการตายขึ้น ทำให้ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบลดลงในช่วงวันดังกล่าว

ผลการศึกษาสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป SCOD ของตัวอย่างน้ำเสียเข้าระบบฯ น้ำทิ้งในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน (ก่อนผ่านเมมเบรน) และน้ำทิ้งหลังบำบัดออกจากระบบ ฯ หรือน้ำเพอมีเอท (หลังผ่านเมมเบรน) พบว่า SCOD น้ำเสียเข้าระบบ ฯ มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 1427 ± 295 819 ± 66 และ 1133 ± 69 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และ SCOD น้ำทิ้งก่อนผ่านเมมเบรน มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 1017 ± 83 634 ± 61 และ 935 ± 24 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ น้ำทิ้งหลังผ่านเมมเบรนมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 870 ± 53 507 ± 51 และ 809 ± 51 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ เมื่อพิจารณาเปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของน้ำทิ้งในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ซึ่งบ่งชี้ความสามารถในการบำบัด SCOD โดยจุลินทรีย์ กับประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ในน้ำทิ้งหลังผ่านเมมเบรน ซึ่ง

บ่งชี้ความสามารถในการกักกัน SCOD โดยเมมเบรน ในชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ดังภาพประกอบ 16



ภาพประกอบ 16 เปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของโดยจุลินทรีย์กับประสิทธิภาพการกักกัน SCOD ของเมมเบรนในชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3

จากภาพประกอบ 16 พบว่าประสิทธิภาพบำบัด SCOD ของระบบฯโดยเชื้อจุลินทรีย์สูงกว่าประสิทธิภาพบำบัด SCOD โดยการกักกันของเมมเบรนเล็กน้อย ซึ่งประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของระบบโดยรวมมีค่าค่อนข้างต่ำ เมื่อเทียบกับประสิทธิภาพการบำบัด SCOD จากน้ำเสียอาหารทะเล มีค่าเฉลี่ยร้อยละ 93 ± 2 (จันทร์ทรงกลด ข่ายมาน, 2550) เนื่องจากน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันปาล์มมีองค์ประกอบของสี ซึ่งเป็นสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากโดยจุลินทรีย์ (Pollice *et al.*, 2004; Masse *et al.*, 2006)

เมื่อพิจารณาค่า BOD_5 ของน้ำทิ้ง (เพอมีเอท) สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งต่ำกว่าค่ามาตรฐานของกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. 2539 (BOD_5 ไม่มากกว่า 60 มิลลิกรัมต่อลิตร) เมื่อพิจารณาอัตราส่วน $BOD_5/TCOD$ น้ำเสียเข้าระบบของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 พบว่ามีค่าต่ำ คือ มีค่าระหว่าง 0.19-0.25 0.20-0.39 และ 0.10-0.13 ตามลำดับ แสดงว่าน้ำเสียเข้าระบบมีสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายทางชีวภาพในปริมาณสูง เช่น รงควัตถุพวกแอนโทไซยานินและแคโรทีน (Hartly, 1977 อ้างอิงใน พูนสุข ประเสริฐสรรพ และคณะ, 2544)

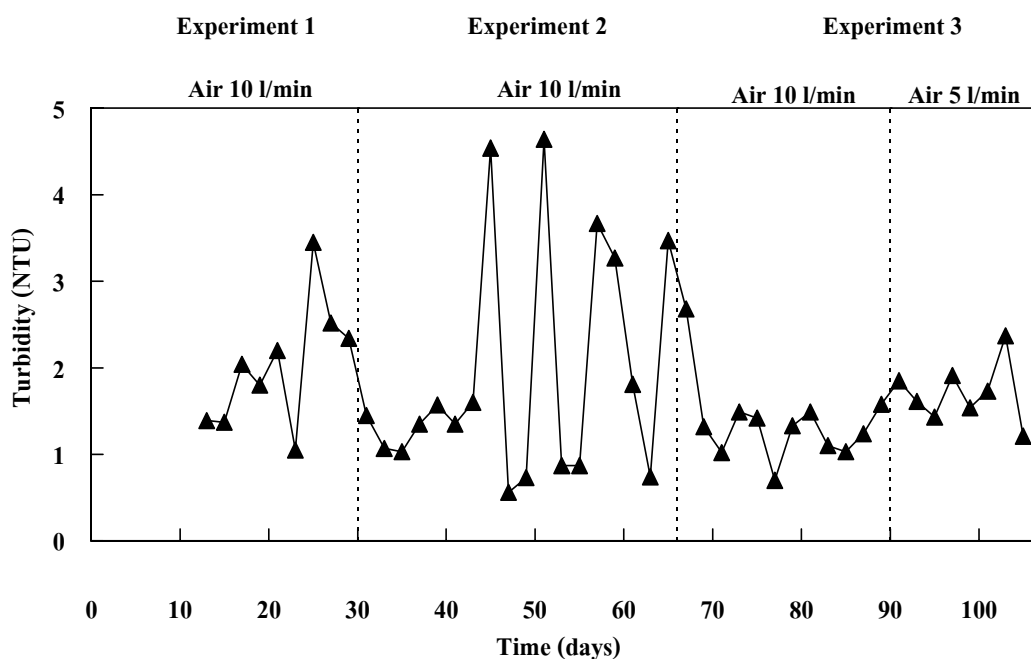
นอกจากนี้ยังมี สารพวกโพลีฟีนอล แทนนิน โพลีแอลกอฮอล์ และสารประกอบพวกกัม (gum) (Salunkhe and Desai, 1986 อ้างอิงใน พูนสุข ประเสริฐสรรพ และคณะ, 2544) ซึ่งเป็นสาเหตุหนึ่งทำให้คุณภาพน้ำทิ้งยังคงมีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในรูป TCOD คงเหลือในน้ำทิ้งสูง

3.4.2.2 ประสิทธิภาพในการบำบัดสี ความขุ่น และของแข็งแขวนลอย

ผลการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดสี ของตัวอย่างน้ำเข้าระบบ ฯ น้ำทิ้งหลังบำบัดออกจากระบบ ฯ หรือน้ำเพอมีเอท และประสิทธิภาพการบำบัดสี ในสภาวะของระบบบำบัดทำงานคงที่ สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ตามลำดับ เมื่อกรองน้ำเสียเข้าระบบ พบว่าในน้ำเสียของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มยังคงมีสี ซึ่งเกิดจากสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยาก ต่างๆ เช่น รงควัตถุพวกแอนโทไซยานินและแคโรทีน ซึ่งถูกสกัดออกมาพร้อมกับน้ำมันและไอน้ำ เนื่องจากเซลล์ปาล์มถูกทำลาย (Hartly, 1977 อ้างอิงใน พูนสุข ประเสริฐสรรพและคณะ, 2544) นอกจากนี้ยังมี สารพวกโพลีฟีนอล แทนนิน โพลีแอลกอฮอล์ และสารประกอบพวกกัม (gum) ซึ่งเมื่อกัมถูกความร้อนในขั้นตอนการสกัดน้ำมันปาล์มจะทำให้เกิดสีน้ำตาลคล้ำขึ้นและสามารถรวมตัวกับเกลือของโลหะ เช่น เหล็ก แคลเซียม แมกนีเซียม และทองแดงทำให้เกิดความคงตัวของสีในน้ำทิ้ง (Salunkhe and Desai, 1986 อ้างอิงใน พูนสุข ประเสริฐสรรพและคณะ, 2544) ในการศึกษาครั้งนี้พบว่าสีในน้ำเสียเข้าระบบของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าเฉลี่ย เท่ากับ 230 ± 59 196 ± 84 และ 442 ± 32 เอสยู เมื่อผ่านการบำบัดน้ำทิ้งยังคงมีสี มีค่าเฉลี่ย เท่ากับ 130 ± 27 127 ± 50 และ 335 ± 94 เอสยู ตามลำดับ มีประสิทธิภาพในการบำบัดสีของระบบ มีค่าเฉลี่ยร้อยละ 41 ± 15 35 ± 8 และ 23 ± 9 ตามลำดับ ดังนั้นระบบมีประสิทธิภาพการบำบัดสีในน้ำเสียได้ระดับต่ำ เนื่องจากข้อจำกัดของรูปทรงของเมมเบรนในการกักกันองค์ประกอบของสี (ชั้นทอง สุนทรภา, 2547) และองค์ประกอบของสีเป็นสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากโดยจุลินทรีย์ (Pollice *et al.*, 2004; Masse *et al.*, 2006) สอดคล้องกับงานวิจัยของพูนสุข ประเสริฐสรรพ และคณะ, 2544 พบว่าการบำบัดสีในน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม โดยใช้เอนไซม์ทางการค้าเปอร์ออกซิเดส และเชื้อจุลินทรีย์ในกลุ่มของเชื้อรา 2 สายพันธุ์ คือ *Phanerochaete chrysosporium* BKM-F-1767 และ *Coriolus versicolor* พบว่ามีประสิทธิภาพในการบำบัดสีได้น้อยประมาณร้อยละ 6.20 และ 3.30 และบางครั้งความเข้มสีในน้ำทิ้งเพิ่มขึ้นด้วย เนื่องจากเอนไซม์เปอร์ออกซิเดสมีสีค่า ซึ่งเป็นการเพิ่มค่าสีเริ่มต้น จาก 11,936 ยูนิต เป็น 12,380 และการเติมสารอาหารทำให้สีเพิ่มขึ้นเป็น 14,154 ยูนิต และความเป็นไปได้ในการบำบัดสีในน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม จากรายงานการใช้เมมเบรนระดับอัลตราฟิลเตรชันที่ใช้เมมเบรนขนาด MWCO 100,000 กรัมต่อโมล และระดับรีเวอร์สออสโมซิส ที่สามารถกักกัน NaCl ได้ถึงร้อยละ 99.60 พบว่ามีประสิทธิภาพในการบำบัดสี ได้ถึงร้อยละ 50 และ 99 ตามลำดับ (Yejian *et al.*, 2008) เช่นเดียวกับรายงานการบำบัดสีน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม โดยใช้

สารส้มและโพลีเมอร์เป็นสารสร้างหรือรวมตะกอน ผสมผสานกับเทคโนโลยีเมมเบรนระดับอัลตราฟิลเตรชัน ที่ใช้เมมเบรนขนาด MWCO 200,000 กรัมต่อโมล และระดับรีเวอร์สออสโมซิสที่สามารถกักกัน NaCl ได้ถึงร้อยละ 99.90 พบว่ามีประสิทธิภาพในการบำบัดสี ได้ถึงร้อยละ 23 และ 74 และไม่สามารถตรวจวัดสีได้เมื่อน้ำที่ผ่านเมมเบรนระดับรีเวอร์สออสโมซิส ตามลำดับ (Admad *et al.*, 2006)

เมื่อพิจารณาผลการศึกษาระสิทธิภาพการบำบัดความขุ่นในช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะการบำบัดคงที่ พบว่าความขุ่นในน้ำเสียเข้าระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ $1,015 \pm 526$ 588 ± 275 และ 693 ± 70 เอ็นทียู ตามลำดับ เมื่อน้ำเสียผ่านการบำบัดแล้ว พบว่าค่าความขุ่นคงเหลือในน้ำทิ้งเฉลี่ยเท่ากับ 2.20 ± 0.80 2.00 ± 1.20 2.00 ± 1.20 เอ็นทียู ตามลำดับ ดังภาพประกอบ 17 ซึ่งระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดความขุ่นมีค่าเฉลี่ยร้อยละ 99.70 ± 0.20 99.60 ± 0.20 และ 99.80 ± 0.10

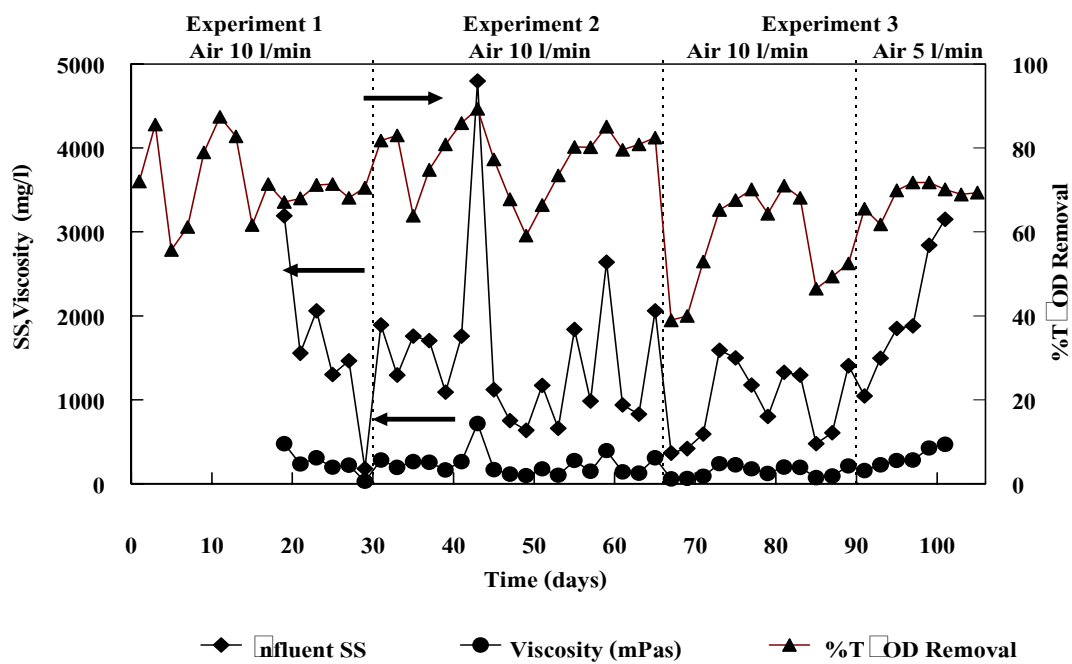


ภาพประกอบ 17 ความขุ่นของน้ำทิ้งของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3

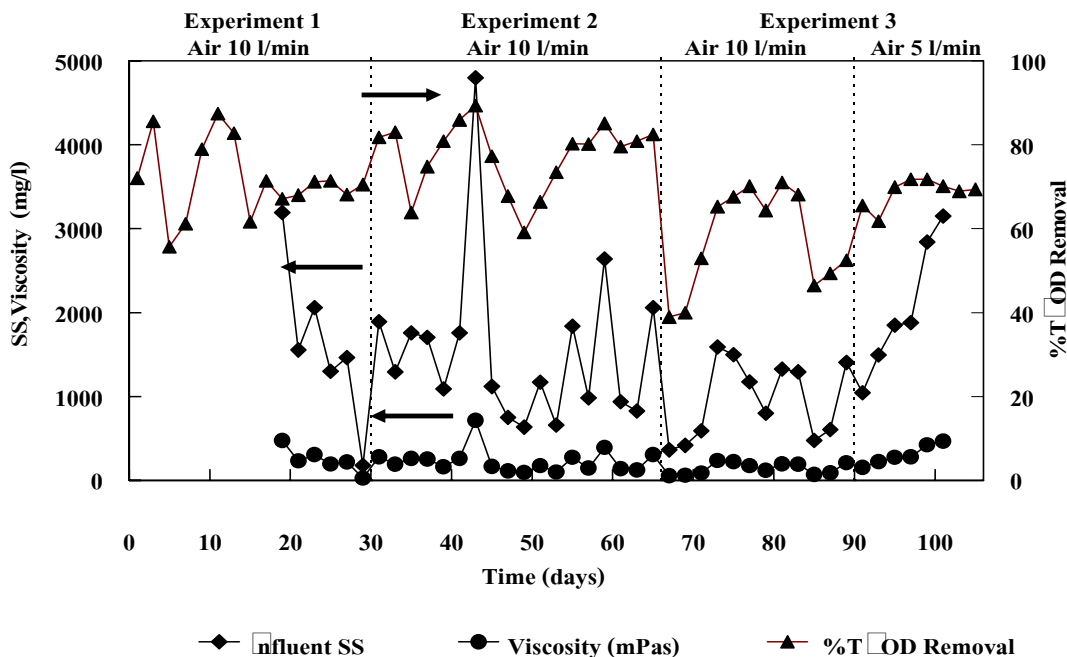
และจากการศึกษาของ Admad *et al.*, 2006; Wu *et al.*, 2007 และ Katayon *et al.*, 2004 พบว่า การเพิ่มขึ้นของความขุ่น มีความสัมพันธ์กับค่า TCOD และ SS ในน้ำเสียเข้าระบบ ดังภาพประกอบ 18 และจากการศึกษาความสัมพันธ์ระหว่าง ความหนืด (Viscosity) และ SS ในถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน จากสมการ ของ Xing *et al.*, 2001 ดังสมการข้างล่างนี้ พบว่ามีผลต่อประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD ดังภาพประกอบ 19

$$\eta = 0.14 \times \text{SS} + 1.03$$

เมื่อ SS เป็น ของแข็งแขวนลอยในระบบฯ (มิลลิกรัมต่อลิตร) และ η เป็น ค่าความหนืดของเหลวในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน (มิลลิพาสคาล)



ภาพประกอบ 18 ความสัมพันธ์ระหว่างความหนืด COD และ SS ในน้ำเสียเข้าระบบ



ภาพประกอบ 19 ความสัมพันธ์ระหว่างความหนืดของของเหลวในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพ เมมเบรน กับ SS

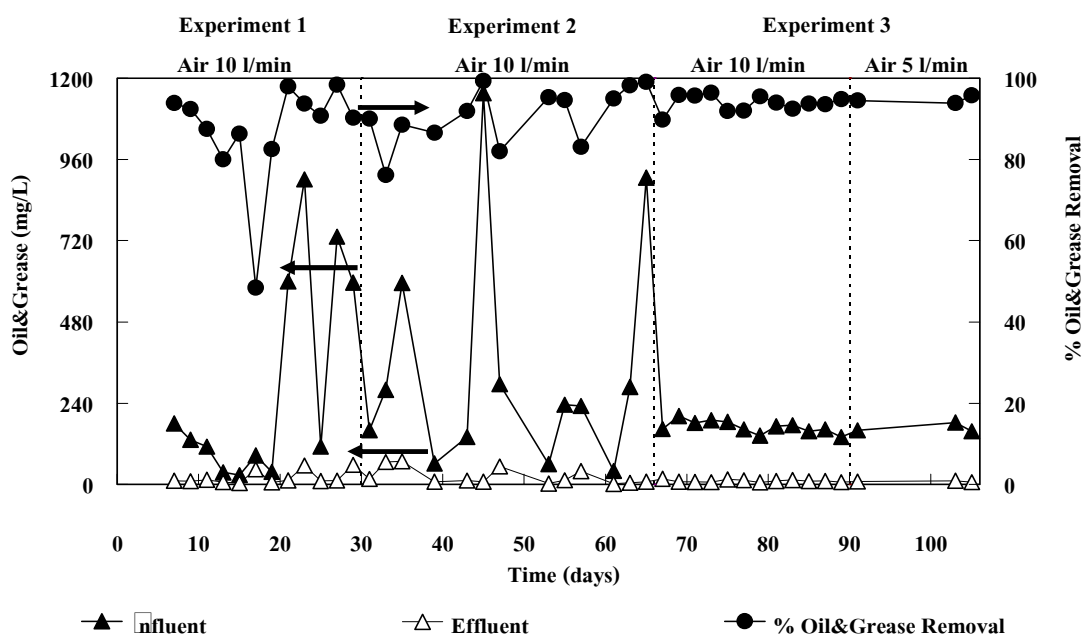
เมื่อพิจารณาความสัมพันธ์ระหว่างความขุ่น TCOD และ SS ในน้ำเสียเข้าระบบ จากภาพประกอบ 18 พบว่ามี SS เฉลี่ยเท่ากับ $1,625 \pm 989$, $1,549 \pm 741$ และ $2,430 \pm 665$ มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และน้ำเพอมีเอทมี SS ค่าจนไม่สามารถวิเคราะห์ และน้ำเข้าระบบมี Turbidity เพิ่มขึ้นในวันที่ 43, 51-65 และ 75-83 สอดคล้องกับการเพิ่มขึ้นของสารอินทรีย์ TCOD และ SS ในน้ำเสียเข้าระบบ แสดงให้เห็นว่าสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป TCOD และ SS มีผลต่อการเพิ่มขึ้นของความขุ่น (Admad *et al.*, 2006; Wu *et al.*, 2007) สอดคล้องกับการศึกษาของ Katayon และคณะ, 2004 เมื่อน้ำเสียเข้าระบบมีของแข็งแขวนลอยเพิ่มขึ้น มีความขุ่นสูงขึ้นด้วย และการเพิ่มขึ้นของสารอินทรีย์ TCOD และ SS มีความสอดคล้องค่าความหนืดที่เพิ่มขึ้นจากภาพประกอบ 19 พบว่าค่าความหนืดในช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะการบำบัดคงที่ ของชุดการทดลองที่ 1 และ 2 เฉลี่ย 243 ± 147 , 231 ± 110 และ 305 ± 119 มิลลิพาสคาล ตามลำดับ และเมื่อพิจารณาค่าความหนืดตลอดการทดลอง พบว่าค่าความหนืดของชุดการทดลองที่ 2 ในช่วงวันที่ 31-43 มีค่าสูงประมาณ 715 มิลลิพาสคาล ส่งผลเชิงลบต่อประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD ช่วงวันที่ 45-51 ลดลงเหลือเพียงร้อยละ 69 ดังนั้นความหนืดมีผลต่อประสิทธิภาพการบำบัด TCOD เนื่องจากการเพิ่มความหนืดของเหลว

ยับยั้งการถ่ายโอนออกซิเจนที่มีความจำเป็นต่อกระบวนการเมตาบอลิซึมของจุลินทรีย์และการสัมผัสอินทรีย์สารในน้ำเสียของจุลินทรีย์ต่ำลง (Xing *et al.*, 2001; Clech *et al.*, 2006)

3.4.2.3 ประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำมันและไขมัน

น้ำมันและไขมันของตัวอย่างน้ำเข้าระบบ ฯ และทิ้งหลังบำบัดออกจากระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนหรือน้ำเพอมีเอทในสถานะคงที่ของระบบ สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ตามลำดับ พบว่า น้ำมันและไขมันน้ำเสียเข้าระบบ ฯ มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 496 ± 346 199 ± 109 และ 166 ± 14 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และเมื่อน้ำเสียผ่านการบำบัดแล้ว พบว่าน้ำทิ้งมีความเข้มข้นของน้ำมันและไขมันเฉลี่ยเท่ากับ 26 ± 24 15 ± 17 และ 9 ± 2 มิลลิกรัมต่อลิตร และระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัด น้ำมันและไขมันเฉลี่ยร้อยละ 92 ± 6 93 ± 7 และ 95 ± 1 ตามลำดับ ดังภาพประกอบ 20

จากภาพประกอบ 20 พบว่า ระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำมันและไขมันได้ดี เนื่องจาก รูช่องเปิดของเมมเบรนสามารถกักกั้นน้ำมันและไขมันไว้ได้ดี และน้ำมันและไขมันในระบบ พบว่า ชุดการทดลองที่ 1 และ 2 มีค่าเฉลี่ย 596 ± 461 มิลลิกรัมต่อลิตร และชุดการทดลองที่ 3 มีค่าเฉลี่ย 355 ± 135 มิลลิกรัมต่อลิตร ดังนั้นภายในระบบมีการสะสมของน้ำมันและไขมันเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่อง และบางส่วนอาจจะถูกกลุ่มจุลินทรีย์ดูดซับหรือย่อยสลายภายในระบบ (Schoholz and Fuchs, 2000) และเมื่อเปรียบเทียบน้ำมันและไขมันในน้ำทิ้งกับเกณฑ์มาตรฐานของกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ.2539 กำหนดน้ำมันและไขมันไม่มากกว่า 15 พบว่า น้ำทิ้งชุดการทดลองที่ 2 และ 3 มีค่าน้ำมันและไขมันต่ำกว่ามาตรฐานที่กำหนด



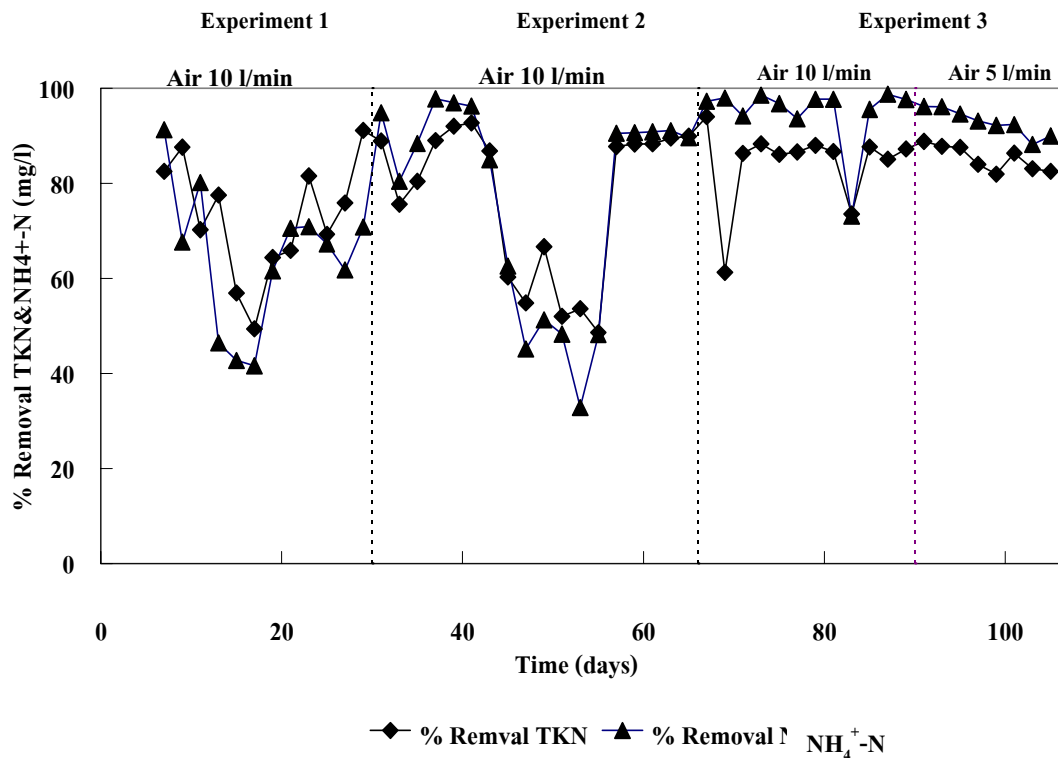
ภาพประกอบ 20 น้ำมันและไขมันของน้ำเสียเข้า น้ำที่ออกจากระบบ (เพอมีเอท) และประสิทธิภาพในการบำบัดของระบบฯ

3.4.2.3 ประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ไนโตรเจน

ประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ไนโตรเจนในรูป TKN, $\text{NH}_4^+\text{-N}$, NO_2 และ NO_3 จากปฏิกิริยาไนตริฟิเคชัน และดีไนตริฟิเคชัน ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ในสภาวะคงที่ของการบำบัด ดังภาพประกอบ 21

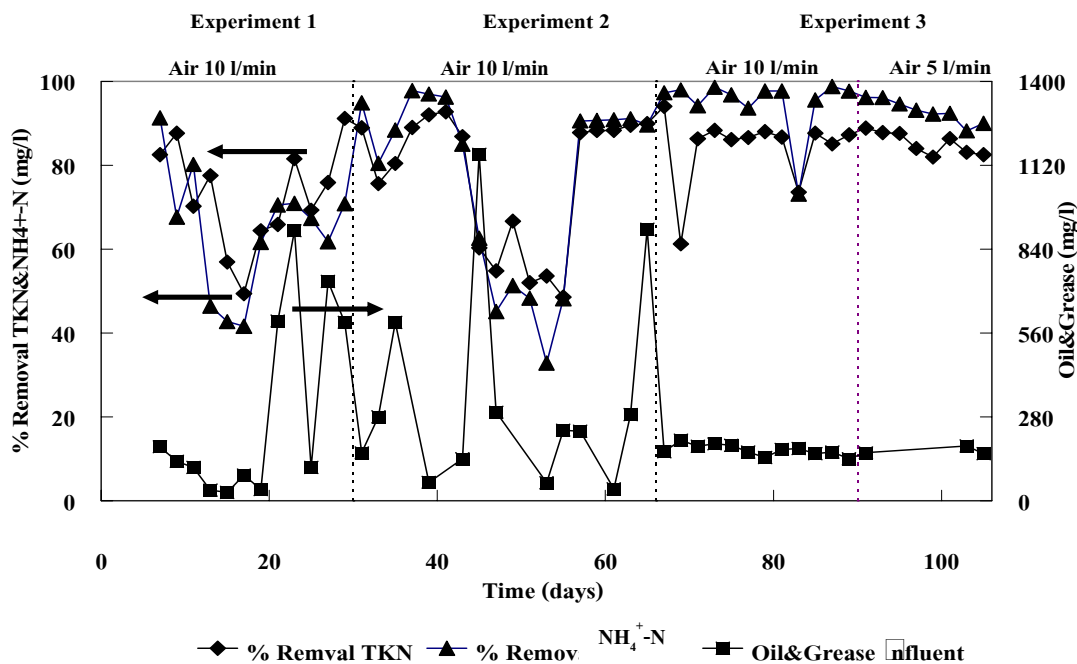
สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่า TKN น้ำเสียเข้าระบบ ฯ มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 372 ± 47 273 ± 64 และ 281 ± 51 มิลลิกรัมต่อลิตร และน้ำทิ้งมีค่า TKN เฉลี่ยเท่ากับ 93 ± 34 42 ± 23 และ 45 ± 12 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัด TKN มีค่าเฉลี่ยร้อยละ 75 ± 10 82 ± 16 และ 84 ± 2 ตามลำดับ

$\text{NH}_4^+\text{-N}$ ของน้ำเข้าระบบ ฯ และทิ้งหลังบำบัดออกจากระบบ ฯ สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 พบว่า $\text{NH}_4^+\text{-N}$ น้ำเสียเข้าระบบ ฯ มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 213 ± 63 155 ± 37 และ 219 ± 32 มิลลิกรัมต่อลิตร และน้ำทิ้งมีค่า $\text{NH}_4^+\text{-N}$ เฉลี่ยเท่ากับ 69 ± 20 21 ± 14 และ 18 ± 5 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งในภาพรวมระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัด $\text{NH}_4^+\text{-N}$ มีค่าเฉลี่ยร้อยละ 67 ± 4 83 ± 17 และ 92 ± 2 ตามลำดับ



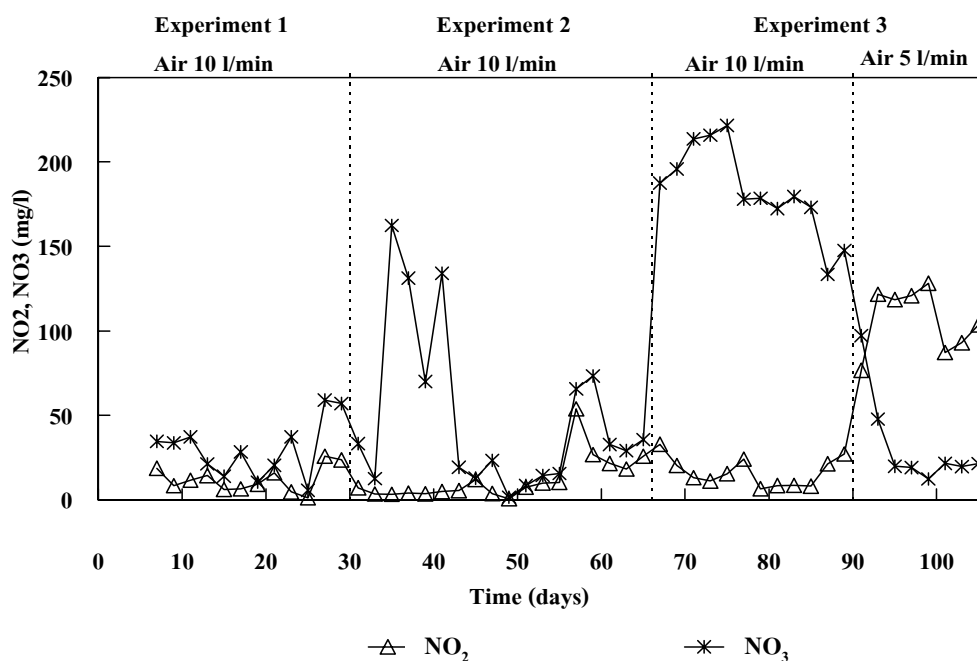
ภาพประกอบ 21 ประสิทธิภาพการบำบัด TKN และ NH_4^+-N ของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน

จากภาพประกอบ 21 พบว่า ประสิทธิภาพในการบำบัด TKN และ NH_4^+-N มีค่าต่ำในช่วงวันที่ 20-30 45-55 เนื่องจากระดับออกซิเจนในระบบฯ ลดลง เหลือเพียง 1.1-1.5 มิลลิกรัมต่อลิตร เนื่องจากเกิดการอุดตันของระบบเดิมอากาศจากน้ำมันและไขมัน รวมถึงของแข็งแขวนลอยในน้ำเสียเข้าระบบและเนื่องจากการเพิ่มขึ้นของความเข้มข้นน้ำมันและไขมัน ในช่วงวันดังกล่าว ทำให้ประสิทธิภาพการเกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันลดลง ดังภาพประกอบ 22 สอดคล้องงานวิจัยของ Qin *et al.*, 2007 ได้กล่าวไว้ว่าระบบเกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันได้ดีเมื่อความเข้มข้นของน้ำมันและไขมัน ในน้ำเสียเข้าระบบต่ำกว่า 20 มิลลิกรัมต่อลิตร เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพในการบำบัด TKN และ NH_4^+-N เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะการทำงานคงที่ คือ มีค่าระหว่างร้อยละ 75-84 และ 67-92 ตามลำดับ ทั้งนี้เนื่องมาจากอายุสลัดจ์ที่ยาวนานจากการไม่ถ่ายสลัดจ์ออกจากระบบ รวมทั้งการสร้างสภาวะที่เหมาะสมภายในระบบฯ ที่เอื้อต่อการทำงานส่งผลให้แบคทีเรียในสลัดจ์ที่บำบัดสารอินทรีย์ไนโตรเจนซึ่งเจริญเติบโตช้า (แบคทีเรียกลุ่มไนตริฟายเออร์) เพิ่มจำนวนมากขึ้น ทำให้ระบบฯ เกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันได้ดี (Han *et al.*, 2005)



ภาพประกอบ 22 ความสัมพันธ์ TKN และ NH₄⁺-N กับน้ำมันและไขมัน

เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ไนโตรเจนในรูป NO₂ และ NO₃ จากปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชัน ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ในสภาวะคงที่ของการบำบัด ดังภาพประกอบ 23



ภาพประกอบ 23 NO₂ และ NO₃ ของน้ำที่ออกจากระบบฯ (เพอมีเอท)

จากภาพประกอบ 23 ความเข้มข้น NO_2 และ NO_3 คงเหลือในน้ำทิ้งตลอดการทดลอง พบว่า ในช่วง 85 วันของการทดลองมีความเข้มข้นของ NO_3 มากกว่า NO_2 เนื่องจาก NO_2 ไม่เสถียรอาจเปลี่ยนรูปเป็น NO_3 (ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545) แต่ความเข้มข้นของ NO_3 มากกว่า NO_2 สูงในช่วงวันที่ 35-37 และ 41 ของชุดการทดลองที่ 2 และช่วงวันที่ 61-83 ของชุดการทดลองที่ 3 เนื่องจากในช่วงวันดังกล่าวของชุดการทดลองที่ 2 เกิดปัญหาระบบเติมอากาศเกิดการอุดตันทำให้สมรรถนะการกรองของเมมเบรนลดลง ซึ่งสังเกตจากค่า TMP ที่เพิ่มขึ้นและเกิดการล้นของน้ำสลัดจ์ออกจากระบบ และสำหรับชุดการทดลองที่ 3 พบว่าในช่วงแรกเกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันได้ไม่ดี เป็นผลมาจาก 2 ปัจจัย คือ ความไม่สมบูรณ์ระหว่างอัตราส่วนสารอินทรีย์ C:N ในน้ำเสียเข้าระบบของชุดการทดลองที่ 3 มีค่าเฉลี่ยประมาณ 6.04 ± 1.32 ซึ่งต่ำชุดการทดลองที่ 1 และ 2 มีค่าเฉลี่ยประมาณ 8.03 ± 2.90 และ 12.37 ± 5.93 และต่ำกว่าค่าที่รายงานพบว่าอัตราส่วน C:N สำหรับการเกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันเกิดได้อย่างสมบูรณ์มีค่าเท่ากับ 7 (Barnard., 1992 อ้างอิงในวรรณฤดี ห้วนแข็ง, 2549) และเกิดจากค่าออกซิเจนละลายในช่วงเติมอากาศคงเหลือในปริมาณสูงเข้าสู่ช่วงหยุดเติมอากาศ โดยเมื่อวัดค่าออกซิเจนละลายในหลังจากหยุดเติมอากาศ 2 ชั่วโมง พบว่าระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนมีค่าออกซิเจนละลายต่ำสุดอยู่ระหว่าง 0.90-1.10 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งจากรายงาน พบว่าค่าออกซิเจนละลายที่มากกว่า 0.20 มิลลิกรัมต่อลิตร มีผลยับยั้งปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชัน (Terai and Mori, 1975 อ้างอิงใน ธงชัย พรรณสวัสดิ์, 2545) ซึ่งการลดลงของออกซิเจนละลายช้า เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของความหนืดของของเหลว หรือ Viscosity ที่เกิดจากความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ในรูปของ MLSS เพิ่มขึ้นร้อยละ 60 ส่งผลให้การโอนถ่ายออกซิเจนในรูปของออกซิเจนอิสระเข้าสู่เซลล์จุลินทรีย์ได้น้อยลง ระบบจึงยังคงมีออกซิเจนละลายในปริมาณที่สูงซึ่งไม่เหมาะสมในการทำงานของจุลินทรีย์ในกลุ่มดีไนตริฟิเคชัน เมื่อระบบเข้าสู่ช่วงการเติมอากาศจะเกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันโดย $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ จะถูกออกซิไดซ์ไปเป็น NO_2 และ NO_3 สะสมในระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนเพิ่มขึ้น ทำให้ความเข้มข้นของ NO_2 และ NO_3 คงเหลือในน้ำทิ้งสูง (Han *et al.*, 2005)

เมื่อพิจารณาแนวทางการลดความเข้มข้น NO_3 ในชุดการทดลองที่ 3 จากปัจจัยข้างต้น พบว่า ปัจจัยแรก เนื่องจากระบบน้ำเสียเข้าระบบในชุดการทดลองที่ 3 ได้ผ่านการบำบัดด้วยระบบโอโซนเนชันและระบบบำบัดไร้อากาศแบบ ASBR ในระดับห้องปฏิบัติการ จึงทำให้น้ำเสียเข้าระบบมีสารอินทรีย์ในรูป TCOD ค่อนข้างต่ำ อีกทั้งสารอินทรีย์คงเหลือเป็นองค์ประกอบของสียซึ่งเป็นส่วนที่ย่อยสลายได้ยาก และจากรายงานพบว่า ความเข้มข้นของ TKN ไม่ได้ถูกบำบัดออกจากระบบบำบัดแบบไร้อากาศ ASBR แต่ปริมาณ TKN บางส่วนที่หายไปถูกใช้เป็นส่วนอาหารของจุลินทรีย์ในการสร้างเซลล์ใหม่ และการเปลี่ยนไปเป็น $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ ที่เพิ่มขึ้น (ชนาวัดน์ รักกมล, 2549)

ดังนั้น จึงทำให้เกิดความไม่สมดุลระหว่างอัตราส่วนสารอินทรีย์ C:N ในน้ำเสียเข้าระบบสำหรับปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันในชุดการทดลองที่ 3 ที่มี C:N ต่ำกว่าค่าแนะนำซึ่งกำหนดไว้ที่ 7 และเมื่อพิจารณาในปัจจุบันที่สอง พบว่าเกิดจากการลดลงของออกซิเจนต่ำเนื่องจากระบบมีความหนืดจากการเพิ่มของ MLSS ซึ่งหากทำให้มวลสลัดจ์ในระบบลดลงโดยการถ่ายทิ้งออกจากระบบ อาจส่งผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัดลดลงได้ (Liu *et al.*, 2005) และแนวทางเลือกหนึ่งที่น่าสนใจมาพิจารณา คือ การลดอัตราการเติมอากาศของระบบ จากรายงาน พบว่าค่าออกซิเจนละลาย 2 มิลลิกรัมต่อลิตร ระบบมีความเข้มข้นของ NO_3 คงเหลือในน้ำทิ้ง ระหว่าง 0.30-10 มิลลิกรัมต่อลิตร (Qin *et al.*, 2006) และในการศึกษารุ่นนี้พบว่า เมื่อลดอัตราการเติมอากาศเหลือเพียง 5 ลิตรต่อนาที่ ระบบมีค่าออกซิเจนละลาย ระหว่าง 2-4 มิลลิกรัมต่อลิตรในช่วงเติมอากาศ

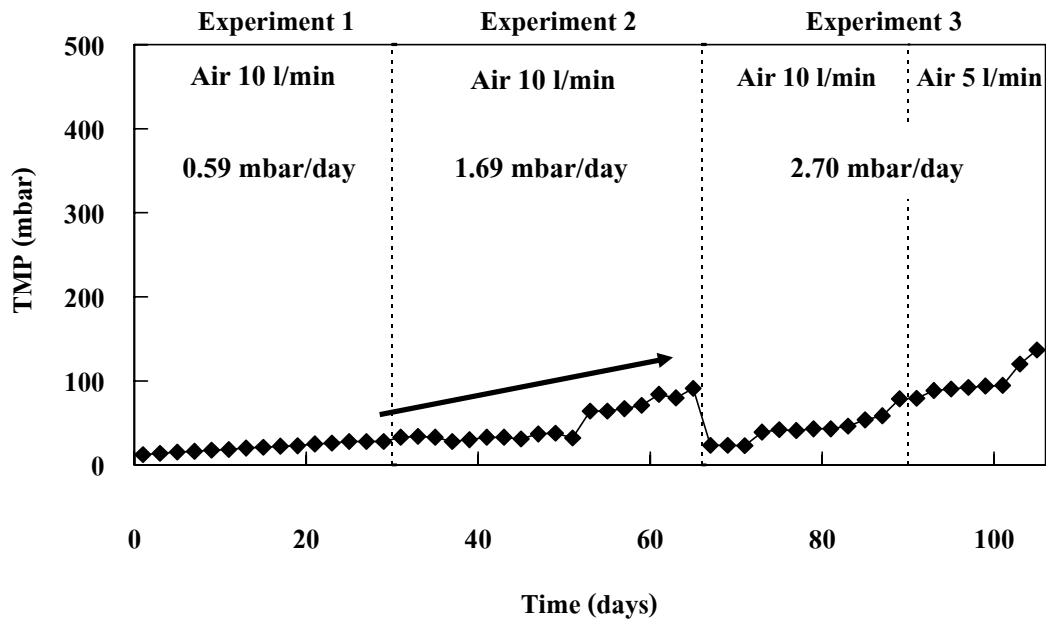
ดังนั้นจึงได้มีการปรับลดอัตราการเติมอากาศจากเดิม 10 ลิตรต่อนาที่ ให้ค่าออกซิเจนละลายระหว่าง 5-7 มิลลิกรัมต่อลิตร ของการเติมอากาศอยู่ในช่วงดังข้อมูลข้างต้น เหลือเพียง 5 ลิตรต่อนาที่ โดยเมื่อวัดค่าออกซิเจนละลายในช่วงหยุดเติมอากาศ 2 ชั่วโมง พบว่าค่าออกซิเจนละลายอยู่ในช่วง 0.13-0.21 มิลลิกรัมต่อลิตร พบว่าน้ำทิ้งมีความเข้มข้นของ NO_2 สูงกว่า NO_3 เนื่องจากการไม่ถ่ายสลัดจ์ออกและค่าความเข้มข้นของออกซิเจนละลายลดลง เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะการทำงานคงที่ น้ำเพอมีเอทจากชุดการทดลองที่ 3 มีค่า NO_2 เฉลี่ย 87 ± 64 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งมีค่ามากกว่า 7 เท่า และ 3 เท่าของชุดการทดลอง 1 และ 2 มีค่าเฉลี่ย 13 ± 10 26 ± 15 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ ทั้งนี้ น้ำเพอมีเอทมีความเข้มข้นของ NO_3 จากชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 เฉลี่ย 32 ± 23 42 ± 22 และ 21 ± 10 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ

3.5 สมรรถนะการทำงานของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว

จากการทดลองเพื่อหาสมรรถนะของระบบ เมื่อทำการเติมอากาศแบบเป็นช่วง ส่งผลต่อประสิทธิภาพการกักกัน และการเกิดฟาว์ลิงขณะกรอง โดยประเมินค่าอัตราเร็วการเกิดฟาว์ลิงจากค่าที่คำนวณได้จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างเวลา กับค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะกรอง ($d\text{TMP}/dt$) รวมทั้งค่าความต้านทานเชิงพลศาสตร์ของเมมเบรน ที่สามารถวิเคราะห์ผ่านเทคนิคการฟื้นฟูสภาพชุดเมมเบรนด้วยวิธีการต่าง ๆ แสดงผลดังนี้

3.5.1 อัตราเร็วการเกิดฟาว์ลิง

ในระหว่างการทดลองเป็นเวลา 105 วัน โดยไม่มีการถ่ายมวลสลัดจ์ออกจากระบบ ฯ และดำเนินการเดินระบบที่ค่าฟลักซ์คงที่ ผลการบันทึกค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน ขณะเดินระบบกรองน้ำสลัดจ์ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ดังภาพประกอบ 24



ภาพประกอบ 24 ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนระหว่างการเดินระบบกรองในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนอย่างต่อเนื่อง

จากภาพประกอบ 24 จากผลการติดตามแนวโน้มการเกิดฟาวลิงจากการบันทึกค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าเปลี่ยนแปลงอยู่ในช่วง 12-28 33-91 และ 23-137 มิลลิบาร์ ตามลำดับ เมื่อคำนวณค่าความสัมพัทธ์ระหว่างเวลากับค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะกรอง (dTMP/dt) จากกราฟ พบว่า อัตราเร็วการเกิดฟาวลิงของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ที่อัตราการเติมอากาศ 10 ลิตรต่อนาที และปรับลดอัตราการเติมอากาศเหลือ 5 ลิตรต่อนาที ระหว่างวันที่ 91-105 ในชุดการทดลองที่ 3 เท่ากับ 0.59 1.69 และ 2.70 มิลลิบาร์ต่อวัน จึงสรุปได้ว่า ยังไม่พบการเกิดปัญหาฟาวลิงอย่างรุนแรง และรวดเร็วจากการสะสมของมวลสลัดจ์ที่ผิวหน้าเมมเบรน แสดงให้เห็นว่าระดับการเกิดฟาวลิงยังอยู่ในระดับที่ไม่ต้องทำความสะอาดเมมเบรน ซึ่งกำหนดไว้ที่ระดับ 500 มิลลิบาร์ เนื่องจากการเติมอากาศด้วยอัตราสูง 10 ลิตรต่อนาที ทำให้เกิดแรงเฉือนที่ผิวหน้าเมมเบรนทำให้ชั้นสะสมบนผิวเมมเบรนเป็นลักษณะ Dynamic layer คือ ไม่เป็นชั้นสะสมที่อัดแน่นจึงไม่เกิดการเพิ่มอย่างรวดเร็วของค่า TMP และไม่เกิดฟาวลิงอย่างรุนแรง หรือไม่เกิดฟาวลิงอย่างรวดเร็วจากการสะสมของมวลสลัดจ์ที่ผิวหน้าเมมเบรนแม้ว่าภายในถังปฏิกรณ์จะมีค่าความเข้มข้นน้ำสลัดจ์ในรูป MLSS ระหว่าง 14,270-27,100 มิลลิกรัมต่อลิตร ของทั้ง 3 ชุดการทดลอง รวมทั้งรูปแบบการวางเมมเบรนเส้นใยที่ทอกลงที่มีปลายปิดทั้งสองข้างให้ตั้งฉากกับเครื่องให้อากาศ ส่งผลให้เมมเบรนสามารถเคลื่อนไหวได้ จึงทำให้หากมีการสะสมตัวของมวลสลัดจ์บนผิวหน้าเมมเบรนก็จะถูกแรงจากฟองอากาศ และการเคลื่อนไหวของชุดเมมเบรนสะบัดออกไปได้

ดังนั้นการเกาะหรือสะสมของมวลสลัดจ์จึงไม่เกิดเป็นแบบถาวร (จันทร์ทรงกลด ข่ายม่าน, 2550) และจากการสังเกตด้วยตาและบันทึกภาพเป็นระยะ พบว่า ชั้นสะสมบนชุดเมมเบรนเป็นตะกอนสีดำ ลักษณะเป็นเมือกและลื่น เกาะปกคลุมบริเวณเส้นใยที่อกกลางของเมมเบรนช่วงตอนบนมากกว่าช่วงตอนล่าง เนื่องจากด้านล่างอยู่ใกล้กับระบบเติมอากาศ ทำให้เกิดตะกอนดำเคลือบปกคลุมน้อยกว่าด้านบน ดังภาพประกอบ 25



ภาพประกอบ 25 ลักษณะการสะสมของตะกอนต่างๆในระบบจากการสังเกตด้วยตาและบันทึกภาพเป็นระยะ

3.5.2 ค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรน (Hydraulic resistance of membrane; R_m)

ค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนเป็นค่าหนึ่ง que แสดงถึงสมรรถนะของกระบวนการกรองผ่านเมมเบรน เช่นเดียวกับการสังเกตหรือติดตามค่าฟลักซ์ และค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนขณะเดินระบบกรอง โดยค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนที่อุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียส สามารถคำนวณ (Li *et al.*, 2005 อ้างอิงโดย จันทร์ทรงกลด, 2550) ได้จาก

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_m}$$

เมื่อ J = ฟลักซ์เพอเมอเท (ลูกบาศก์เมตรต่อตารางเมตรต่อวินาที)

ΔP = ผลต่างค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน (ปาสคาล)

μ = ความหนืดของสารละลายที่ผ่านเมมเบรน (ปาสคาลวินาที)

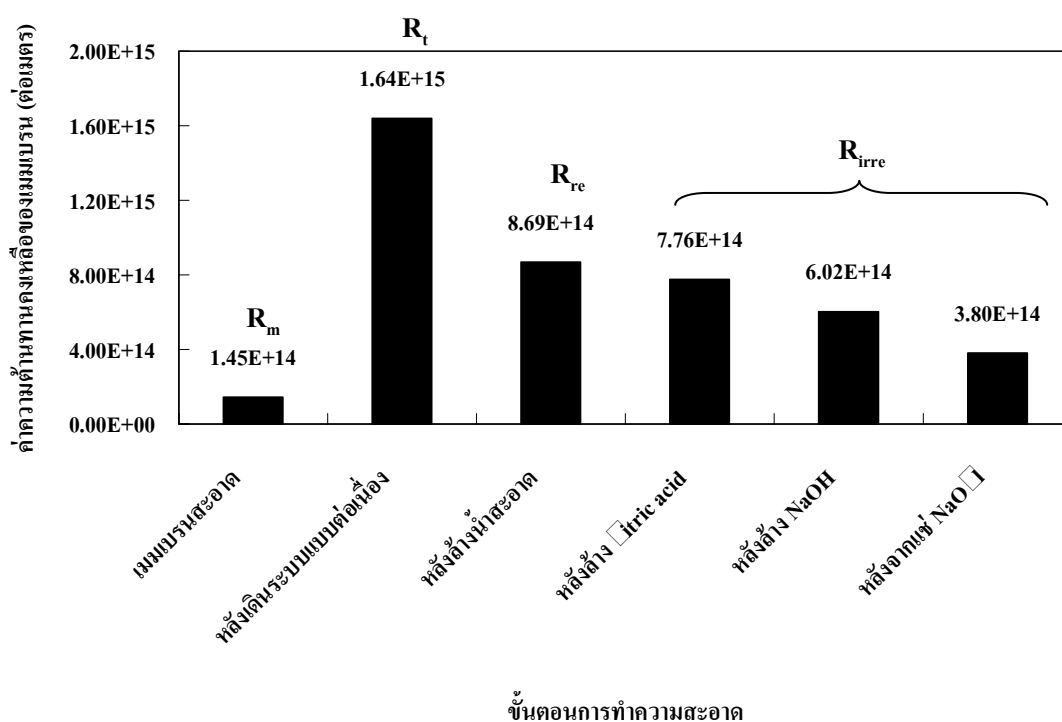
R_m = ความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรน (ต่อเมตร)

ทั้งนี้ค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ทั้งหมด ประกอบด้วย ค่าความต้านทานจากสาเหตุต่างๆของฟาวลิง ดังนี้

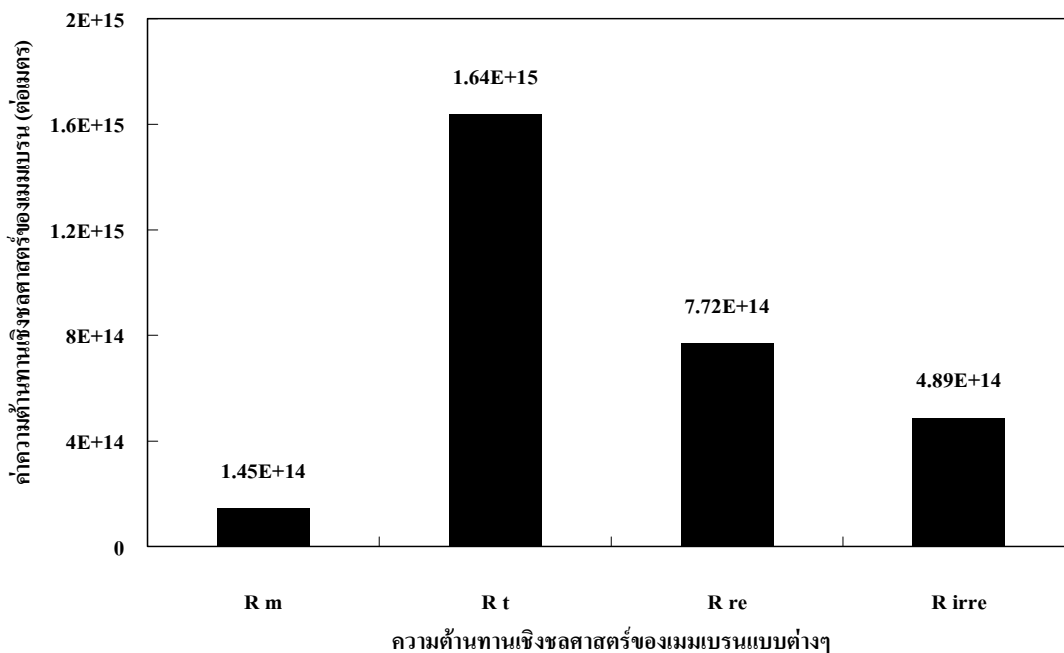
$$R_t = R_m + R_{re} + R_{irre}$$

เมื่อ R_t = ความต้านทานเชิงกลศาสตร์รวมของเมมเบรน
 R_m = ความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนสะอาด
 R_{re} = ความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนเนื่องจากการเกิดฟาวลิงแบบผันกลับได้ (Reversible fouling)
 R_{irre} = ความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนเนื่องจากการเกิดฟาวลิงแบบผันกลับไม่ได้ (Irreversible fouling)

จากการทดลองสามารถแสดงค่าความต้านทานได้ดังภาพประกอบ 26 และ 27



ภาพประกอบ 26 ค่าความต้านทานของเมมเบรนหลังการล้างด้วยวิธีการต่างๆ (ระบุเทคนิค)



ภาพประกอบ 27 ประเภทความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรน

จากภาพประกอบ 26 และ 27 พิจารณาค่าความต้านทานการไหลเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนสะอาดเมื่อเริ่มต้นการทดลอง (R_m) โดยทำการกรองด้วยน้ำกลั่น มีค่าเท่ากับ 1.45×10^{14} ต่อเมตร หลังจากสิ้นสุดการทดลองทำการหาค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์รวมของเมมเบรน เท่ากับ 1.64×10^{15} ต่อเมตร และเมื่อพิจารณาความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนที่เกิดขึ้นตามประเภทการเกิดฟาวลิง พบว่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนจากการเกิดฟาวลิงแบบผันกลับได้ (Reversible fouling; R_{re}) ซึ่งเป็นความต้านทานที่เกิดขึ้นจากการเกิดชั้นเค้ก และจากการเกิดเจลบริเวณผิวเยื่อแผ่น สามารถฟื้นฟูสภาพเมมเบรนได้โดยการใช้เทคนิคไฮโดรไดนามิกส์ ซึ่งในการทดลองครั้งนี้ใช้วิธีการฉีดล้างและการล้างย้อนกลับด้วยน้ำกลั่น มีค่าเท่ากับ 7.72×10^{14} ต่อเมตร นั่นคือการการสะสมตัวของมวลสัลดจับบนผิวหน้าเมมเบรนเกิดขึ้นมาก เนื่องจากค่าความเข้มข้นมวลสัลดสูงประมาณ 14,270-27,100 มิลลิกรัมต่อลิตร และความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนจากการเกิดฟาวลิงแบบผันกลับไม่ได้ (Irreversible fouling ; R_{irre}) ซึ่งไม่สามารถใช้เทคนิคไฮโดรไดนามิกส์ได้ จำเป็นต้องใช้สารเคมีในการฟื้นฟูสภาพเมมเบรน ซึ่งในการทดลองครั้งนี้ใช้วิธีการล้างเมมเบรนด้วยกรด และค่า ดังระบุไว้ที่ตาราง 8 บทที่ 1 เท่ากับ 4.89×10^{14} ต่อเมตร ซึ่งค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนประเภทต่าง ๆ แสดงได้ดังสมการ ดังนั้นฟาวลิงที่เกิดขึ้นกับเมมเบรนในการทดลองส่วนใหญ่กว่าร้อยละ 47 เป็นแบบผันกลับได้

$$R_t = R_m + R_{re} + R_{irre}$$

$$1.64 \times 10^{15} = 1.45 \times 10^{14} \text{ ต่อเมตร} + 7.72 \times 10^{14} \text{ ต่อเมตร} + 4.89 \times 10^{14} \text{ ต่อเมตร}$$

โดยเมื่อพิจารณาแต่ละค่าความต้านทานเชิงพลศาสตร์ของเมมเบรนประเภทต่างๆ พบว่า ชุดเมมเบรนที่ใช้งานเกิดฟาวลิ่งแบบผันกลับได้ (R_{fc}) ซึ่งการเกิดฟาวลิ่งอาจเกิดจากฟล็อกที่มีขนาดเล็กจากการถูกแรงเฉือนของปั๊มหมุนเวียน หรือระบบจ่ายอากาศในถัง ทำให้เกิดชั้นเค้กที่ไม่มีรูหรือเป็นลักษณะเจล หรือเมือกของมวลสลัดจ์ (Biolayer/Biogel) ปิดทับรูเปิดหรือเข้าไปสะสมในรูเปิดของเมมเบรน ทำให้ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนเพิ่มขึ้นอย่างช้าๆ และเมื่อเวลาผ่านไปจะเกิดฟาวลิ่งอย่างรวดเร็ว เนื่องจากการดำเนินการกรองแบบต่อเนื่องค่าฟลักซ์ขณะกรองจะมีค่าสูงขึ้น บริเวณรูช่องเปิดของเมมเบรน (Local flux) เนื่องจากกรองเล็กลงจากการที่โมเลกุลที่มีขนาดเล็กกว่ารูกรองเข้าไปเกาะติดสะสมภายในรูกรอง และนำไปสู่การเกิดฟาวลิ่งแบบชั้นเค้กได้ (Ognier *et al.*, 2004)

เมื่อพิจารณาค่าการฟื้นฟูสภาพหรือค่าการผันกลับของเมมเบรนเมื่อใช้การฟื้นฟูสภาพด้วยวิธีการทางเทคนิคต่างๆ เช่น การใช้เทคนิคไฮโดรไดนามิกส์ และการใช้สารเคมีล้างเมมเบรน พบว่า สามารถฟื้นฟูสภาพเมมเบรนได้ร้อยละ 84 และยังคงเหลือค่าฟาวลิ่งของเมมเบรนที่ไม่สามารถฟื้นฟูสภาพได้ ร้อยละ 16 เนื่องจากเมมเบรนที่นำมาใช้ในการทดลองครั้งนี้ได้ผ่านการใช้งานมาแล้ว เมื่อพิจารณาข้อมูลภาพถ่ายเมมเบรนหลังการล้างเมมเบรนด้วยวิธีต่างๆ ก่อนนำมาใช้ในการทดลองครั้งนี้ พบว่าภายหลังทำความสะอาดโดยการฉีดล้างเมมเบรนด้วยน้ำกลั่น พบว่ายังมีสลัดจ์ หรือฟล็อกบนผิวหน้าปิดทับรูเปิดของเมมเบรน และรูเปิดของเมมเบรนมีขนาดเล็กลง (จันทร์ทรงกลด ช่างมาน, 2550) นั่นคือคงมีค่าความต้านทานจากฟาวลิ่งสะสมคงเหลืออยู่ทำให้ค่าการฟื้นฟูสภาพเมมเบรนมีค่าไม่ถึงร้อยละ 100 ดังนั้นหากต้องการฟื้นฟูสภาพเมมเบรนได้มากขึ้นควรเพิ่มความเข้มข้น และระยะเวลาการล้างด้วยสารละลายกรดซัลฟิวริก โซเดียมไฮดรอกไซด์ และโซเดียมไฮโปคลอไรด์ อาจจะสามารถเพิ่มค่าร้อยละของการฟื้นฟูสภาพเมมเบรนได้

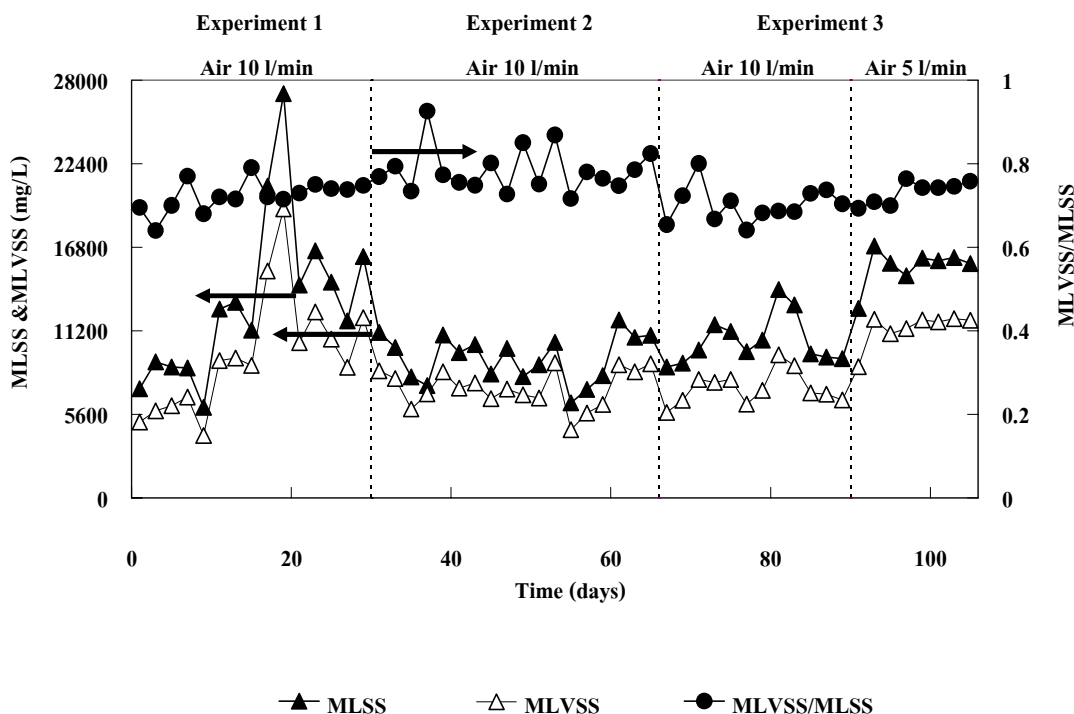
3.6 ลักษณะมวลสลัดจ์ และโครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ภายในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว

ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว เป็นการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพโดยอาศัยกระบวนการหลักโดยจุลินทรีย์หลายชนิดทำงานร่วมกันในการย่อยสลายสารอินทรีย์และเมมเบรนในการกักกันของแข็งแขวนลอย มวลสลัดจ์ต่างๆ ในน้ำเสีย ดังนั้น ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์ ขนาดและการกระจายตัวของอนุภาคมวลสลัดจ์ที่เพิ่มขึ้น และการพบโครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ที่บ่งชี้ถึงความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ และส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพสูงอยู่ภายในระบบ ฯ ทำหน้าที่บำบัดน้ำเสีย (Liu *et al.*, 2005) แต่ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์ในรูปของ MLSS ขนาดของฟล็อกและโครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพ

เมมเบรน อาจส่งผลเชิงลบต่อสมรรถนะการทำงานของเมมเบรนได้ โดยค่า MLSS ระหว่าง 30,000-40,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ทำให้ค่าฟลักซ์ในการกรองของเมมเบรนลดลง (Clech *et al.*, 2006) ขนาดของฟล็อกมีผลต่อการสะสมบนผิวหน้าหรือสะสมภายในรูพรุนของเมมเบรน (Clech *et al.*, 2006) และโครงสร้างกลุ่มจุลินทรีย์ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนบางกลุ่ม เช่น การเพิ่มขึ้นของแบคทีเรียที่ทำให้ตะกอนไม่จับตัวเป็นฟล็อกหรือแบคทีเรียเส้นใย จะมีการปล่อยสาร EPS ออกนอกเซลล์มากขึ้น เป็นสาเหตุหลักประการหนึ่งทำให้ประสิทธิภาพการทำงานของเมมเบรนในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนลดลงด้วย (Meng *et al.*, 2005) จึงเป็นประเด็นศึกษาชนิด ลักษณะโครงสร้างและการกระจายตัวของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนต่อประสิทธิภาพและสมรรถนะของระบบฯซึ่งนำเสนอเป็น 3 ส่วน ดังนี้

3.6.1 ปริมาณความเข้มข้นมวลสลัดจ์

ผลการศึกษาความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ในรูปของ MLSS, MLVSS และสัดส่วน MLVSS/MLSS ในสถานะของระบบบำบัดทำงานคงที่ สำหรับชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ตามลำดับ ดังภาพประกอบ 28



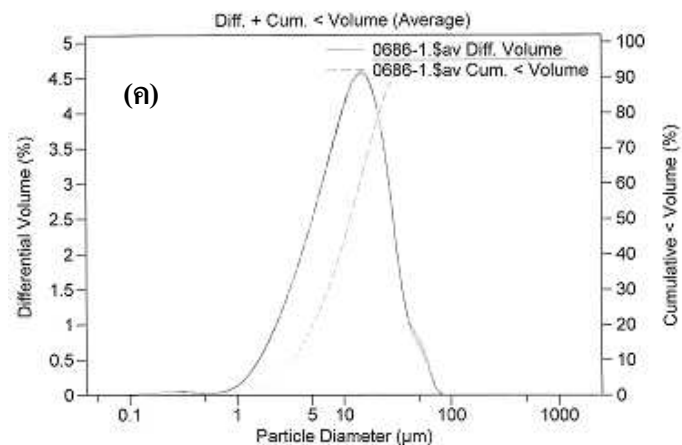
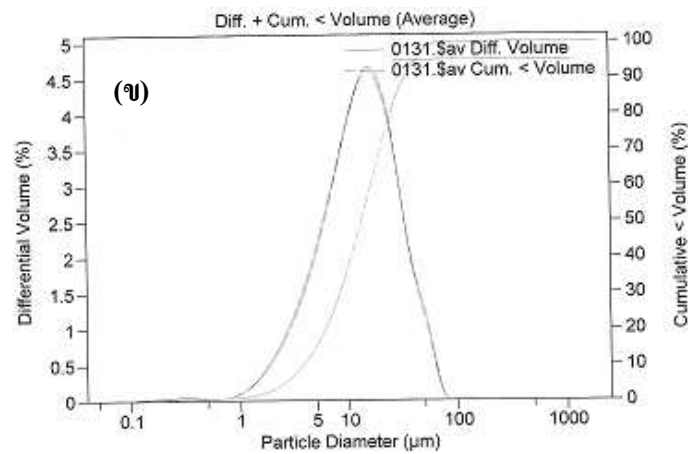
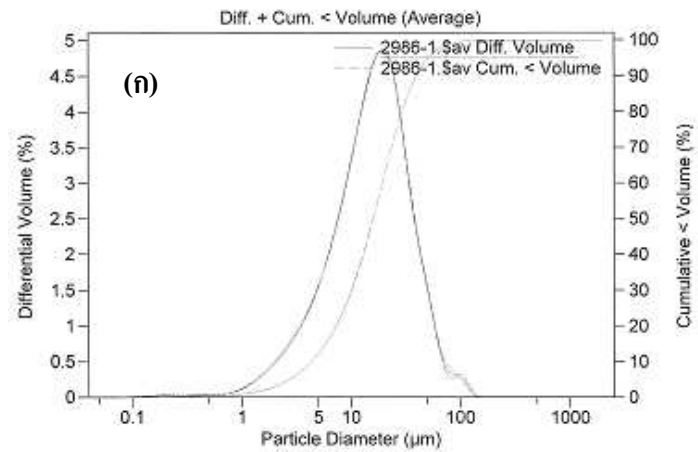
ภาพประกอบ 28 ความเข้มข้น MLSS ความเข้มข้น MLVSS และสัดส่วน MLVSS/MLSS ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3

จากภาพประกอบ 28 ความเข้มข้นของมวลสลักจ์เริ่มต้นของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 ในรูปของ MLSS ประมาณ 7,320 11,080 และ 8,780 มิลลิกรัมต่อลิตร และในรูปของ MLVSS ประมาณ 5,085 8,520 และ 5,740 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และในระหว่างการเดินระบบ ฯ ความเข้มข้นของสลักจ์มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเรื่อยๆจนเมื่อเข้าสู่สภาวะคงที่ พบว่าค่า MLSS ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าอยู่ในช่วง 14,270-27,100 6,380-11,940 และ 14,880-16,100 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าทั้งสามชุดการทดลองน้ำสลักจ์ในระบบ ฯ มีปริมาณสูงเมื่อเทียบกับระบบบำบัดแบบแอกทิเวเต็ดสลักจ์แบบทั่วไป และแบบยัดเวลาซึ่งควบคุมไว้ที่ประมาณ น้อยกว่า 3,000 และ 3,000-5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร คือ ต่ำกว่า 2-6 เท่า และเมื่อพิจารณาค่า MLVSS ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าอยู่ในช่วง 8,760-19,366 4,570-8,980 และ 11,000-12,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ และสัดส่วน MLVSS/MLSS ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 มีค่าอยู่ในช่วง 0.71-0.75 0.72-0.82 และ 0.70-0.76 ตามลำดับ ซึ่งอัตราส่วนดังกล่าวเป็นค่าที่อยู่ในช่วงเดียวกับค่าที่พบในระบบแอกทิเวเต็ดสลักจ์ที่มีค่าระหว่าง 0.50-0.80

เมื่อพิจารณาค่าอัตราการแลกเนื้อหรือค่ายิลด์ (Yield) ของสลักจ์ภายในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 โดยพิจารณาจากอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในรูป MLVSS ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนกับการบำบัด TCOD มีค่าเท่ากับ 0.39 0.02 และ 0.19 กรัมจุลินทรีย์ต่อกรัมชีโอดีทั้งหมด ตามลำดับ ซึ่งพบว่าค่ายิลด์ของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนดังกล่าวมีค่าต่ำกว่า 10 เท่า ของระบบแอกทิเวเต็ดสลักจ์ทั่วไป ดังนั้นระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนเกิดสลักจ์ส่วนเกินจากการบำบัดน้ำเสียเมื่อเทียบกับระบบบำบัดแบบใช้อากาศทั่วไป อย่างไรก็ตามค่ายิลด์ของระบบ ฯ ในการศึกษาพบว่ามีค่าสูงกว่า 3 เท่าของค่ายิลด์ที่รายงานในการบำบัดน้ำเสียโดยใช้ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนทั่วไป เนื่องจากน้ำเสียที่เข้าระบบมีสารอินทรีย์ที่ย่อยยากในรูปของสี จึงทำให้น้ำทิ้งหลังการบำบัดยังคงมีค่า TCOD คงเหลือในปริมาณสูง (Pollice *et al.*, 2004; Masse *et al.*, 2006; Sridang *et al.*, 2008 (a); Sridang *et al.*, 2008 (b))

3.6.2 ขนาด และการกระจายตัวของฟล็อกในน้ำสลักจ์ของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน

ผลการวัดขนาด และการกระจายตัวของมวลสลักจ์ที่แขวนลอยในน้ำสลักจ์ของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 แสดงรูปแบบการกระจายตัวของขนาดอนุภาคในน้ำสลักจ์ของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ดังภาพประกอบ 29 และสรุปค่าเฉลี่ย และช่วงการกระจายตัวของขนาดอนุภาค แสดงดังตารางที่ 16



ภาพประกอบ 29 รูปแบบการกระจายตัวของขนาดฟล็อกในน้ำเสด็จของถังปฏิกรณ์ชีวภาพ
เมมเบรนของชุดการทดลองที่ 1(ก) 2 (ข) และ 3 (ค)

ตารางที่ 16 ค่าเฉลี่ย และช่วงการกระจายตัวของขนาดฟล็อกที่กระจายตัวแขวนลอยในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวของชุดการทดลองต่าง ๆ

ชุดการทดลอง	ค่าเฉลี่ยขนาดฟล็อก (ไมโครเมตร)	ช่วงของขนาดฟล็อก (ไมโครเมตร)
1	20.05±16.75	0.04-161.20
2	16.42±12.61	0.04 – 92.10
3	14.31±11.34	0.04– 92.10

จากภาพประกอบ 29 และตารางที่ 16 พบว่า ค่าเฉลี่ยขนาดฟล็อกของทุกชุดการทดลองมีค่าใกล้เคียงกัน คือ มีค่าเฉลี่ยของฟล็อก ร้อยละ 90 ของปริมาณมวลสลัดจ์ในน้ำสลัดจ์ทั้งหมด ส่วนใหญ่มีขนาดเล็กกว่า 50 ไมโครเมตร ซึ่งค่าเฉลี่ยขนาดของฟล็อกมีค่าสอดคล้องกับการบำบัดน้ำเสียชุมชนโดยถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว ซึ่งกำหนดสภาวะการเดินระบบคล้ายกับการทดลองในครั้งนี้ (Masse *et al.*, 2006) ซึ่งการที่ฟล็อกมีขนาดเล็กเนื่องมาจาก 2 ปัจจัยคือ ปัจจัยแรกเป็นการเพิ่มตัวกวนบริเวณด้านล่างของถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน (Wisniewski *et al.*, 1996) เพื่อให้เกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันและอาจช่วยลดการอุดตันของระบบเติมอากาศ และปัจจัยที่สองคือ การเติมอากาศในปริมาณสูงของระบบ ซึ่งวิธีการดังกล่าวทั้งการหมุนเวียนน้ำสลัดจ์และความปั่นป่วนของการเติมอากาศในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเป็นการเพิ่มแรงเฉือนที่ผิวหน้าขณะกรอง และส่งผลให้ฟล็อกแตกตัว จนกลายเป็น pin-point floc (Meng *et al.*, 2006) ซึ่งขนาดอนุภาคของฟล็อกที่มีขนาดเล็กทำให้สามารถเพิ่มประสิทธิภาพในการบำบัดได้ดีขึ้น (Hung *et al.*, 2001) แต่อนุภาคของฟล็อกขนาดเล็กมีความเสี่ยงสูงต่อการเกิดฟาว์ลิงแบบชั้นเค้กบนผิวเมมเบรน (Cicek *et al.*, 1999; Huang *et al.*, 2001; Ma *et al.*, 2006) และเมื่อพิจารณาช่วงของการกระจายตัวของขนาดฟล็อกในทุกชุดการทดลอง พบว่ามีขนาดอนุภาคที่เล็กกว่ารูเปิดของเมมเบรน (0.22 ไมโครเมตร) คิดเป็น ร้อยละ 0.40 ของปริมาณมวลสลัดจ์ในน้ำสลัดจ์ทั้งหมด ซึ่งฟล็อกที่มีขนาดเล็กกว่ารูเปิดอาจจะหลุดออกไปกับน้ำทิ้ง หรืออุดซับภายในรูกรองได้ ทำให้รูกรองเล็ก/แคบลง และค่าฟลักซ์บริเวณรูกรอง (Local flux) ที่แคบนั้นมีค่าสูงกว่าค่าฟลักซ์เฉลี่ยที่กำหนดใช้ในการเดินระบบ มีโอกาสและเกิดเป็นฟาว์ลิงแบบไม่ผันกลับได้

3.6.3 กลุ่มจุลินทรีย์ภายในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบจมน้ำ

การศึกษาลักษณะทางสัณฐานวิทยา (Morphology) ของสลัดจ์ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนในครั้งนี้ เพื่อตรวจสอบลักษณะฟล็อก และกลุ่มจุลินทรีย์ ซึ่งสามารถบ่งชี้สภาวะการทำงานและประสิทธิภาพในการบำบัดของระบบฯ โดยนำน้ำสลัดจ์จากถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนทำการเตรียมตัวอย่างแบบสไลด์สด และนำตัวอย่างที่เตรียมส่งด้วยกล้องจุลทรรศน์แบบถ่ายภาพได้ ดังภาพประกอบ 30

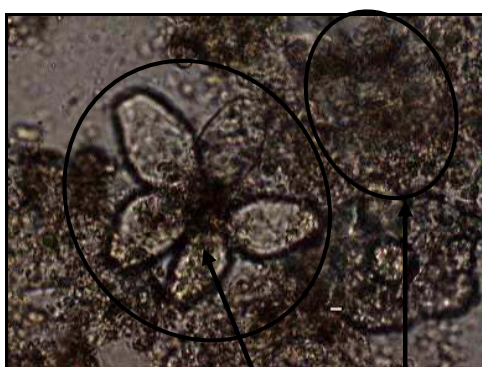
เมื่อพิจารณาลักษณะฟล็อก และกลุ่มจุลินทรีย์ ของชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 เมื่อระหว่างการดำเนินการทดลองนอกจากพบกลุ่มแบคทีเรียจับตัวเป็นฟล็อกขนาดเล็กมีปริมาณมากที่สุดแล้ว ยังพบจุลินทรีย์กลุ่มไดอะตอม *Navicula* (ภาพ ก และข) ซึ่งไดอะตอมดังกล่าวพบในน้ำเสียจากระบบจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มและภายในระบบฯ ซึ่งบ่งชี้ว่าน้ำเสียและระบบมีสารอินทรีย์ในปริมาณสูง (มยุรี ตั้งชนานวัฒน์, 2551) และรองลงมา พบ Free swimming ciliates ซึ่งเป็นกลุ่มโปรโตซัวที่บ่งบอกประสิทธิภาพของระบบ การเกิดฟล็อกที่ดี และคุณภาพน้ำที่ออกจากระบบมีความขุ่น และค่าบีโอดีต่ำ (Bitton *et al.*, 1994) ดังนั้นในสภาวะแวดล้อมเดียวกันอัตราการเจริญเติบโตของแบคทีเรียรวดเร็วกว่า Free swimming ciliates เนื่องจากแบคทีเรียมีขนาดเล็กกว่าจึงย่อยสลายสารอินทรีย์และเพิ่มจำนวนได้เร็วกว่า (สันศักดิ์ ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549) และเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะการทำงานคงที่พบว่าลักษณะฟล็อก และกลุ่มจุลินทรีย์ ของชุดการทดลองที่ 1 และ 3 มีลักษณะใกล้เคียงกัน คือ ส่วนใหญ่พบกลุ่มแบคทีเรียจับตัวเป็นฟล็อกขนาดเล็กมีปริมาณมากที่สุด รองลงมา พบ Free swimming ciliates และพบกลุ่มไดอะตอม *Navicula* บ้างเล็กน้อย ซึ่งกลุ่มจุลินทรีย์ที่พบในชุดการทดลองที่ 2 มีลักษณะแตกต่างกับ ชุดการทดลองที่ 1 และ 3 คือ นอกจากพบกลุ่มแบคทีเรียที่จับตัวเป็นฟล็อกมีปริมาณมากที่สุดแล้ว พบจุลินทรีย์กลุ่มโปรโตซัวซึ่งบ่งบอกถึงเสถียรภาพของระบบ ฯ เช่น Stalked Ciliates (Stephenson *et al.*, 2000) (ภาพ ค) โดยการพบโปรโตซัวดังกล่าว เนื่องจากการเดินระบบ ฯ โดยไม่มีการถ่ายตะกอนออก และก่อนการดำเนินการทดลองในระบบบำบัดแบบจำลองได้เลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์กับน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ด้วยระยะเวลาที่ยาวนาน จึงส่งผลให้สลัดจ์แก่ มีอายุยาวนาน และระบบยังพบสาหร่ายสีเขียวแกมน้ำเงินในกลุ่ม Oscillatoria (ภาพ ง) บ้างเล็กน้อย เป็นกลุ่มจุลินทรีย์ที่มีคลอโรฟิลล์ชนิดเอ เป็นองค์ประกอบในเซลล์ จึงสามารถสังเคราะห์แสง นอกจากนี้สาหร่ายสีเขียวแกมน้ำเงินในกลุ่ม Oscillatoria สามารถใช้สารอินทรีย์ต่างๆ ในน้ำเสียเป็นแหล่งคาร์บอน (สันศักดิ์ ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549) ส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพสูงกว่าชุดการทดลองที่ 1 และ 3 ในการบำบัดน้ำเสีย



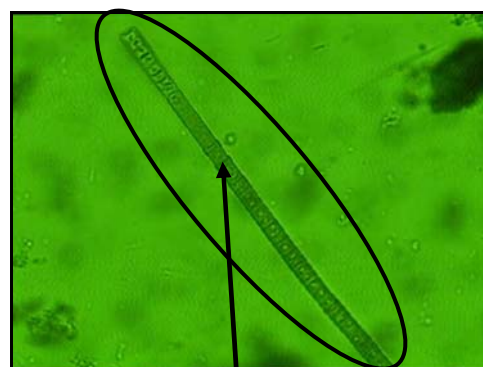
ก) 400 เท่า กลุ่มฟลือก กลุ่มไดอะตอม *Navicula*
พบในชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3



ข) 400 เท่า กลุ่มไดอะตอม *Navicula*
พบในชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3



ค) 400 เท่า กลุ่ม Stalked Ciliates และฟลือก
พบในชุดการทดลองที่ 2



ง) 400 เท่า สาหร่ายสีเขียวแกมน้ำเงินในกลุ่ม
Oscillatoria พบในชุดการทดลองที่ 2

ภาพประกอบ 30 กลุ่มจุลินทรีย์ที่พบในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน

3.7 ผลประเมินค่าใช้จ่ายเบื้องต้นสำหรับบำบัดน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มโดยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว

การดำเนินการวิจัย เพื่อศึกษาผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและสารประกอบไนโตรเจนโดยใช้ระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว เพื่อบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม ที่อัตราการไหลของน้ำเสียเข้าระบบ 16 ลิตรต่อวัน เป็นระบบบำบัดทางชีวภาพทางเลือกหนึ่ง ซึ่งการยอมรับและนำไปประยุกต์ใช้ นอกจากเป็นระบบที่มีประสิทธิภาพและสามารถบำบัดน้ำเสียได้สูงแล้ว การใช้จ่ายในการเดินระบบเป็นข้อพิจารณาหนึ่งที่สำคัญ โดยการศึกษานี้ได้ประเมินค่าใช้จ่ายเบื้องต้น แสดงดังตารางที่ 17

จากตารางที่ 17 เมื่อพิจารณาค่าใช้จ่ายการเดินระบบในครั้งนี้ พบว่าทำการทดลอง 105 วันปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 1,680 ลูกบาศก์เมตร มีค่าใช้จ่ายเพียงค่าไฟฟ้าประมาณ 0.22

บาทต่อลูกบาศก์เมตรเท่านั้น เนื่องจากผู้วิจัยคิดค่าใช้จ่ายเรื่องสารเคมีในการล้างพื้นสภาพชุดเมมเบรน (หากมีฟาวลิ่งสูงเกินระดับค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนที่กำหนด) ซึ่งจากการทดลองนั้น ค่า TMP ยังไม่อยู่ในระดับที่ต้องล้างพื้นสภาพ แต่ผู้วิจัยต้องการได้ข้อมูลสาเหตุของฟาวลิ่ง และค่าความต้านทานจากฟาวลิ่งที่เกิดจากแต่ละสาเหตุ ดังนั้นจึงต้องทำการล้างอย่างเป็นขั้นตอนหลายขั้นเพื่อบ่งชี้ ดังนั้น หากระบบมีค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนไม่เกินระดับที่กำหนดก็ไม่จำเป็นต้องล้างพื้นสภาพ และเมื่อประมาณค่าใช้จ่ายในการเดินระบบ ในกรณีหากเกิดฟาวลิ่งสูงเกินระดับค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนที่กำหนด (ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนสูงสุดที่ 500 มิลลิบาร์) โดยใช้วิธีการประมาณว่าระบบนี้จะรับน้ำบำบัดได้ทั้งหมดปริมาตรรวมเท่าใด (จนถึงวันที่ต้องล้าง) ซึ่งจะทราบได้จากการใช้ค่าอัตราเร็วฟาวลิ่งในการคำนวณหาวันที่ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนเกิน 500 มิลลิบาร์ ซึ่งได้จำนวนวันที่เดินระบบ และได้ปริมาณน้ำทั้งหมดที่บำบัดถึงวันที่ต้องทำการพื้นสภาพเมมเบรน พบว่าในการทดลอง 105 วัน มีอัตราเร็วฟาวลิ่ง 2.70 มิลลิบาร์ต่อวัน และมีค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน ประมาณ 150 มิลลิบาร์ ถ้าเดินระบบให้มีค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน 500 มิลลิบาร์ จะใช้เวลาประมาณ 350 วัน หรือ 1 ปี และปริมาณน้ำทั้งหมดที่บำบัดประมาณ 5,600 ลูกบาศก์เมตร (น้ำเสียเข้าระบบประมาณ 16 ลิตรต่อวัน) มีค่าใช้จ่ายในการเดินระบบทั้งสิ้นประมาณ 0.30 บาทต่อลูกบาศก์เมตร

ตารางที่ 17 ผลประเมินค่าใช้จ่ายเบื้องต้นสำหรับบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม โดยระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวจำลองในห้องปฏิบัติการ ที่มีน้ำเสียเข้าระบบประมาณ 16 ลิตรต่อวัน

รายการ	ค่าใช้จ่ายในการเดินระบบ	
	ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรน ไม่เกิน 500 มิลลิบาร์ *	ค่าความดันส่งผ่านเมมเบรนเกิน 500 มิลลิบาร์**
- ค่าพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ในระบบฯ	0.22	0.26
- ค่าสารเคมีสำหรับล้างเมมเบรน		
NaOH***	-	0.01
NaOCl***	-	0.01
Citric acid***	-	0.02
รวมค่าใช้จ่าย	0.22 บาทต่อลูกบาศก์เมตร	0.30 บาทต่อลูกบาศก์เมตร

หมายเหตุ * ปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 1,680 ลูกบาศก์เมตร ทำการทดลอง 105 วัน

** ปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 5,600 ลูกบาศก์เมตร ทำการทดลอง 1 ปี

*** สารเคมีที่ใช้เป็นสารเคมีระดับทางการค้า (Commercial grade)

เมื่อพิจารณาการนำน้ำทิ้งจากระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบจมตัวในครั้งนี้ ไปใช้ซ้ำหรือหมุนเวียนใช้ใหม่ ควรเพิ่มหน่วยปฏิบัติการ เพื่อทำหน้าที่ลดสีคองเหลือในน้ำทิ้งที่เป็น ส่วนที่ย่อยสลายได้ยาก คือ เป็นส่วนของค่าซีโอดีคองเหลือในน้ำทิ้ง ซึ่งหน่วยปฏิบัติการสำหรับลดสี คองเหลือดังกล่าว จากรายงานการบำบัดน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันปาล์มเบื้องต้น โดยใช้ระบบบำบัด แบบไร้อากาศแบบ EGSB และระบบบำบัดแบบเดิมอากาศ ร่วมกับการใช้เมมเบรนระดับอัลตรา ฟิลเตรชัน และระดับรีเวอร์สออสโมซิส พบว่าการใช้เมมเบรนสามารถบำบัดสีได้ถึงร้อยละ 50 และ 99 ตามลำดับ (Yejian *et al.*, 2008) เช่นเดียวกับรายงานการบำบัดสีน้ำเสียจากการสกัดน้ำมันปาล์ม โดยใช้สารส้มและโพลิเมอร์เป็นสารสร้าง/รวมตะกอน ผสมผสานกับเทคโนโลยีเมมเบรนระดับ อัลตราฟิเตรชัน และระดับรีเวอร์สออสโมซิส พบว่ามีประสิทธิภาพในการบำบัดสี ได้ถึงร้อยละ 23-74 และไม่สามารถตรวจวัดสีได้เมื่อน้ำทิ้งผ่านเมมเบรนระดับรีเวอร์สออสโมซิส ตามลำดับ (Admad *et al.*, 2006) ดังนั้นในการบำบัดสีคองเหลือเพื่อนำน้ำทิ้งมาใช้ใหม่จากระบบถังปฏิกรณ์ ชีวภาพเมมเบรนแบบจมตัวในครั้งนี้ โดยการนำเมมเบรนระดับอัลตราฟิเตรชัน และระดับรีเวอร์ สออสโมซิสมาใช้ เมื่อประเมินค่าใช้จ่ายเบื้องต้นจากการเพิ่มหน่วยปฏิบัติการเมมเบรนดังกล่าวใน ระดับโรงงานนำร่อง (Pilot plant) ที่มีน้ำเสียเข้าระบบประมาณ 1,200 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน ค่าใช้จ่าย ในการบำบัดประมาณ 0.23 ดอลลาร์ต่อลูกบาศก์เมตร หรือ เท่ากับ 8.10 บาทต่อลูกบาศก์เมตร (Hafez *et al.*, 2007)

บทที่ 4

บทสรุป และข้อเสนอแนะ

4.1 บทสรุป

ในการศึกษาผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและสารประกอบไนโตรเจนในน้ำเสียจากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม และสมรรถนะของระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวขณะเดินระบบกรองแบบต่อเนื่องในระดับห้องปฏิบัติการ โดยการทดลองมีทั้งหมด 3 ชุดการทดลองหลัก คือ ชุดการทดลองที่ 1 และ 2 ทำการป้อนน้ำเสียจากจากระบบบ่อหมักไร้อากาศ (บ่อที่ 2 ของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม) และชุดการทดลองที่ 3 ทำการป้อนน้ำเสียจากระบบบ่อหมักไร้อากาศ บ่อที่ 2 ของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มน้ำที่ผ่านระบบเอเอสบีอาร์ในระดับห้องปฏิบัติการเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ผลการทดลองสามารถสรุปได้ ดังนี้

1. สภาพแวดล้อมในการทำงานของระบบตลอดระยะเวลาการทดลอง พบว่า ค่าพีเอชในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน ระหว่าง 6.85-8.26 อุณหภูมิอยู่ในช่วง 25.50-27.30 องศาเซลเซียส ค่าออกซิเจนละลาย ในช่วงหยุดเติมอากาศ มีค่าอยู่ในช่วง 0.30-0.90 มิลลิกรัมต่อลิตร และในช่วงเติมอากาศ ที่มีอัตราเติมอากาศ 10 และ 5 ลิตรต่อนาที พบว่าค่าออกซิเจนละลายมีค่าอยู่ระหว่าง 5-7 และ 0.30-0.90 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ ตลอดช่วงเวลาการเติมอากาศ ซึ่งมีความเหมาะสมต่อการทำงานและการเจริญของจุลินทรีย์ทั้งในกลุ่มแบคทีเรียไนโตรไฟอิงและแบคทีเรียดีไนโตรไฟอิง

2. ผลการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป BOD₅ TCOD และSCOD พบว่า โดยภาพรวมของระบบ ๑ มีค่าเฉลี่ยร้อยละ 74±6 และ 32±8 ตามลำดับ และค่า BOD₅ ของน้ำทิ้ง (เพอมีเอท) มีค่าต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งต่ำกว่าค่ามาตรฐานของกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. 2539 (BOD₅ ไม่มากกว่า 60 มิลลิกรัมต่อลิตร) ซึ่งน้ำเพอมีเอทมีความเข้มข้นของค่า BOD₅ และTCOD คงเหลือเฉลี่ย 23±4 และ 819± 66 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ โดยแต่ละชุดการทดลอง สามารถกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป TCOD เฉลี่ยร้อยละ 69±2 81±2 และ 70±1 ตามลำดับ

3. ผลการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดสารประกอบไนโตรเจนในรูป TKN และ NH₄⁺-N โดยภาพรวมของระบบ ๑ มีค่าเฉลี่ยร้อยละ 80±11 และ 81±14 และน้ำเพอมีเอทมีปริมาณสารประกอบไนโตรเจนในรูป NO₃ และNO₂ คงเหลือเฉลี่ยเท่ากับ 33±39 และ 34±21 มิลลิกรัมต่อลิตร

4. จากการวิเคราะห์ผลของการเติมอากาศแบบเป็นช่วงต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและสารประกอบไนโตรเจนในน้ำเสียจากอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์ม สรุปได้ว่า ชุดการทดลองที่ 2 มีประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนในรูป TCOD สูงที่สุด คือ ร้อยละ 81 ± 2 และชุดการทดลองที่ 3 มีประสิทธิภาพการบำบัดสารประกอบไนโตรเจนโดยรวมในรูป TKN และ $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ สูงที่สุด คือ ร้อยละ 84 ± 2 และ 92 ± 2 ตามลำดับ

5. ผลการบ่งชี้สมรรถนะของระบบ ฯ จากอัตราเร็วการเกิดฟาวลิง ($d\text{TMP}/dt$) และค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรน ขณะน้ำสลัดจ์กรองผ่านเมมเบรนต่อเนื่องที่ค่าฟลักซ์คงที่ 10 ลิตรต่อชั่วโมงต่อตารางเมตร ในชุดการทดลองที่ 1 2 และ 3 และปรับลดอัตราการเติมอากาศเหลือ 5 ลิตรต่อนาที ระหว่างวันที่ 91-105 ในชุดการทดลองที่ 3 พบว่า อัตราเร็วการเกิดฟาวลิงอยู่ในระดับที่ต่ำ มีค่าระหว่าง 0.59-2.70 มิลลิบาร์ต่อวัน จึงสรุปได้ว่ายังไม่พบการเกิดปัญหาฟาวลิงอย่างรุนแรง และรวดเร็วจากการสะสมของมวลสลัดจ์ที่ผิวหน้าเมมเบรน ส่วนค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์รวมของการไหลผ่านเมมเบรน (R) เท่ากับ 1.64×10^{15} ต่อเมตร แบ่งออกเป็นค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนสะอาด (R_m) เท่ากับ 1.45×10^{14} ต่อเมตร ค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนเนื่องจากการเกิดฟาวลิงแบบผันกลับได้ (R_f) เท่ากับ 7.72×10^{14} ต่อเมตร และค่าความต้านทานเชิงกลศาสตร์ของเมมเบรนเนื่องจากการเกิดฟาวลิงแบบผันกลับไม่ได้ (R_{nf}) เท่ากับ 4.89×10^{14} ต่อเมตร และเมื่อทำการฟื้นฟูสภาพด้วยวิธีการทางเทคนิคต่าง ๆ เช่น การใช้เทคนิคไฮโดรไดนามิกส์ และการใช้สารเคมีล้างเมมเบรน สามารถฟื้นฟูสภาพเมมเบรนใกล้เคียงเมมเบรนสะอาดก่อนใช้งานได้ร้อยละ 84 และคงมีค่าความต้านทานจากฟาวลิงสะสมคงเหลืออยู่ทำให้ค่าการฟื้นฟูสภาพเมมเบรนมีค่าไม่ถึงร้อยละ 100

6. ความเข้มข้นของมวลสลัดจ์ในรูป MLSS และ MLVSS ในระหว่างการเดินระบบถึงปฏิบัติการชีวภาพเมมเบรนไม่มีการถ่ายทิ้งของมวลสลัดจ์ออกจากระบบถึงปฏิบัติการชีวภาพเมมเบรนอยู่ในช่วง 6,360-27,100 มิลลิกรัมต่อลิตร และ 4,570-19,366 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ โดยสัดส่วน MLVSS/MLSS อยู่ในช่วง 0.70-0.82

7. ค่าเฉลี่ยขนาดฟล็อกของทุกชุดการทดลองมีค่าใกล้เคียงกัน คือ มีค่าเฉลี่ยของฟล็อก ร้อยละ 90 ของปริมาณมวลสลัดจ์ในน้ำสลัดจ์ทั้งหมด ซึ่งส่วนใหญ่มีขนาดเล็กกว่า 50 ไมโครเมตร และช่วงของการกระจายตัวของขนาดฟล็อกในทุกชุดการทดลอง พบว่ามีขนาดอนุภาคที่เล็กกว่ารูเปิดของเมมเบรน (0.22 ไมโครเมตร) คิดเป็น ร้อยละ 0.40 ของปริมาณมวลสลัดจ์ในน้ำสลัดจ์ทั้งหมด

8. ผลการศึกษาของกลุ่มจุลินทรีย์ของมวลสลัดจ์แขวนลอยในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน พบว่าลักษณะฟล็อก และกลุ่มจุลินทรีย์ ของชุดการทดลองที่ 1 และ 3 มีลักษณะใกล้เคียงกัน คือ ส่วนใหญ่พบกลุ่มแบคทีเรียจับตัวเป็นฟล็อกขนาดเล็กมีปริมาณมากที่สุด รองลงมา พบ Free swimming ciliates และพบกลุ่มไดอะตอม *Navicula* บ้างเล็กน้อย ซึ่งกลุ่มจุลินทรีย์ที่พบในชุดการทดลองที่ 2 มีลักษณะแตกต่างกับ ชุดการทดลองที่ 1 และ 3 คือ นอกจากพบกลุ่มแบคทีเรียที่จับตัวเป็นฟล็อกมีปริมาณมากที่สุดแล้ว และพบจุลินทรีย์กลุ่มโปรโตซัวในกลุ่ม Stalked Ciliates แล้ว ในระบบยังพบสาหร่ายสีเขียวแกมน้ำเงินในกลุ่ม Oscillatoria บ้างเล็กน้อย

4.2 ข้อเสนอแนะ

1. การทดลองนี้ พบว่าน้ำมันและไขมันส่งผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัดและสมรรถนะการทำงานของเมมเบรน ดังนั้นจึงควรเพิ่มหน่วยปฏิบัติการเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดน้ำมันและไขมันออกจากรน้ำเสียก่อนเข้าระบบ

2. การนำน้ำทิ้งจากระบบนี้ไปใช้ซ้ำหรือหมุนเวียนใช้ใหม่ควรเพิ่มหน่วยปฏิบัติการในการลดสีลงเหลือในน้ำทิ้งที่เป็นส่วนที่ย่อยสลายได้ยาก โดยการนำเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียขั้นสูงเพื่อกำจัดสี เพื่อทำน้ำที่บำบัดเบื้องต้นหรือบำบัดสุดท้าย เช่น การใช้เทคโนโลยี AOP และการประยุกต์ใช้เทคโนโลยีเมมเบรนในรูปของอัลตราฟิลเตรชันและรีเวอร์สออสโมซิส เป็นต้น

3. การทดลองนี้ควรทำการศึกษาเพิ่มเติมเปรียบเทียบประสิทธิภาพและสมรรถนะระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรน (Membrane Bioreactor) แบบสองชั้น คือ เพิ่มส่วนถังแอน็อกซิกในการบำบัดสารอินทรีย์คาร์บอนและสารประกอบไนโตรเจนจากน้ำเสียอุตสาหกรรมนี้

เอกสารอ้างอิง

กรมโรงงานอุตสาหกรรม. 2550. ข้อมูลโรงงานอุตสาหกรรม. (ออนไลน์) / 2 พฤษภาคม 2550.
ค้นหาได้จาก <http://www.diw.go.th/diw/data1search.asp>.

กระทรวงเกษตรและสหกรณ์. 2551. ดินเค็ม. (ออนไลน์) / 10 พฤศจิกายน 2551 ค้นหาได้จาก
http://www.ricethailand.go.th/rkb/data_004/rice_xx2-04_manage_index.html.

การไฟฟ้านครหลวง. 2549. อัตราค่าไฟฟ้าประเภทต่างๆ (ออนไลน์) / 20 ตุลาคม 2551 ค้นหาได้จาก
<http://www.mea.or.th>.

เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์. 2543. วิศวกรรมกรรมการกำจัดน้ำเสีย. พิมพ์ครั้งที่ 1, กรุงเทพฯ : ภาควิชา
วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม, มหาวิทยาลัยรังสิต.

ชั้นทอง สุนทรภา. 2547. เทคโนโลยีการแยกด้วยเมมเบรน. กรุงเทพฯ : โรงพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์
มหาวิทยาลัย.

จันทร์ทรงกลด ข่ายม่าน. 2550. “การกำจัดสารอินทรีย์และไนโตรเจนจากน้ำเสียอุตสาหกรรมแปร
รูปสัตว์น้ำ (ซูริมิ) โดยระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบจมตัว”, วิทยานิพนธ์วิทยา
ศาสตรมหาบัณฑิต สาขาการจัดการสิ่งแวดล้อม คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

จันทร์ทรงกลด ข่ายม่าน และ พรทิพย์ ศรีแดง. 2551. “การบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรมแปรรูปสัตว์น้ำ
(ซูริมิ) โดยถังแอน็อกซิกร่วมกับถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบจมตัว : การประยุกต์ใช้
เพื่อนำน้ำกลับมาใช้ใหม่” วารสารวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมไทย. 22(2) : 57-67.....

ธงชัย พรรณสวัสดิ์. 2545. การกำจัดไนโตรเจนและฟอสฟอรัสทางชีวภาพ. พิมพ์ครั้งที่ 2, กรุงเทพฯ
: สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย.

ธนาวัฒน์ รักรกมล. 2549. “ประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเอเอสบีอาร์แบบเทอร์โมฟิลิกและมีโซฟิลิกในการบำบัดน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม”, วิทยานิพนธ์วิทยาศาตรมหาบัณฑิต สาขาการจัดการสิ่งแวดล้อม คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ธีระ เอกสมทราเมษฐ์. 2548. เส้นทางสู่ความสำเร็จการผลิตปาล์มน้ำมัน. พิมพ์ครั้งที่ 1, ศูนย์วิจัยและพัฒนาการผลิตปาล์มน้ำมัน คณะทรัพยากรธรรมชาติ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ปรีชา มุณีศรี. 2539. “การบำบัดน้ำเสียจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มโดยใช้จุลินทรีย์”, วิทยานิพนธ์วิทยาศาตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีชีวภาพ คณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ผาสุข กุลละวณิชย์, สันหัชชัย กลิ่นพิกุล, สุมณฑา กุลละวณิชย์, สุรเชษฐ์ ธีระมณี และจาตุรงค์ แซ่ลี. 2528. โครงการส่งเสริมอุตสาหกรรมน้ำมันปาล์มขนาดเล็กตามพระราชดำริ (คู่มือการเกษตร). มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตหาดใหญ่.

พนาลี ชีวกิดาการ. 2546. การสำรวจแบคทีเรียสายใยในระบบบำบัดน้ำเสียแบบตะกอนเร่งของโรงงานอุตสาหกรรมในพื้นที่ภาคใต้ : โครงการวิจัยภายใต้การสนับสนุนของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ประเภททุนริเริ่มโครงการ. คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

พูนสุข ประเสริฐสรรพ, เสาวลักษณ์ จิตบรรเจิดกุล และอรัญ หันพงศ์กิตติกุล. 2533. “กระบวนการผลิต การใช้ประโยชน์จากวัสดุเศษเหลือทิ้งและคุณลักษณะของน้ำทิ้งจากโรงงานน้ำมันปาล์ม” วารสารสงขลานครินทร์. 12(2) : 169-176.

พูนสุข ประเสริฐสรรพ อรัญ หันพงศ์กิตติกุล และโสภา จันทภาโส. 2544. “เปรียบเทียบการกำจัดน้ำทิ้งจากโรงงานน้ำมันปาล์มด้วยวิธีทางชีวภาพ ทางเคมี และทางกายภาพ” วารสารสงขลานครินทร์. 23(ฉบับพิเศษ) : 807-819

มยุรี ตั้งชนานวัฒน์, 2551. กระบวนการชีวภาพบ่งชี้คุณภาพน้ำ. (ออนไลน์) / 11 มีนาคม 2551.
ค้นหาได้จาก <http://www.tistr.or.th.html>.

มันสิน ตันทุลเวศม์. 2542. เทคโนโลยีบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม. ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
คณะสิ่งแวดล้อม จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

ขงยุทธ โอสถสภา. 2546. ธาตุอาหารพืช. พิมพ์ครั้งที่ 2, กรุงเทพฯ : ภาควิชาปฐพีวิทยา. คณะเกษตร.
มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

รัตนา จิระรัตนานนท์. 2541. กระบวนการแยกด้วยเยื่อแผ่นสังเคราะห์. ภาควิชาวิศวกรรมเคมี.
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

วรรณฤดี หวันแข่ง. 2549. “การเปรียบเทียบประสิทธิภาพการบำบัดด้วยระบบบำบัดแบบแอกทิเว
เต็ดสลัดจ์สำหรับน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น โดยการควบคุมค่าไออาร์พี”,
วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาการจัดการสิ่งแวดล้อม คณะการจัดการ
สิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

สถาบันสิ่งแวดล้อมไทย. 2550. รายละเอียดของอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มดิบ (ออนไลน์) / 2
พฤษภาคม ค้นหาได้จาก <http://www.tei.or.th/bep/envperfeval/palm/11.cfm>.

สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย. 2548. ตำราระบบบำบัดมลพิษน้ำ. พิมพ์ครั้งที่ 2,
กรุงเทพฯ : สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย.

สำนักงานเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน. 2540. การจัดการสิ่งแวดล้อมอุตสาหกรรมสกัด
น้ำมันปาล์ม. สำนักงานเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน : กรุงเทพฯ.

สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร. 2547. น้ำมันปาล์ม. (ออนไลน์) / 2 พฤษภาคม ค้นหาได้จาก
www.oae.go.th/Price/priceIndex/priceIndex.htm-66k.

สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549. ระบบบำบัดน้ำเสีย การเลือกใช้ การออกแบบ การควบคุม และการแก้ปัญหา พิมพ์ครั้งที่ 2, กรุงเทพฯ : สำนักพิมพ์ที่อป.

อรัญ หันพงษ์กิตติกุล, พูนสุข ประเสริฐสรรพ, กัลยา ศรีสุวรรณ, เสาวลักษณ์ จิตบรรเจิดกุล และ วีรศักดิ์ ทองลิ้มปี. 2537. เอกสารการประกอบการสัมมนาเรื่องการผลิตการสูญเสียน้ำมันในอุตสาหกรรมน้ำมันปาล์ม จัดโดยกรมโรงงานอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรมและสำนักวิจัยและพัฒนา. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ 7 เมษายน 2537 ณ โรงแรมสยามธานี สุราษฎร์ธานี.

Admad, A.L., Ismail, S. and Bhatia, S. 2003. "Water recycling from palm oil mill effluent (POME) using membrane technology", **Desalination**. 157 : 87-95.

Admad, A.L., Chong, M.F., Bhatia, S. and Ismail, S. 2006. "Drinking water reclamation from palm oil mill effluent (POME) using membrane technology", **Desalination**. 191 : 35-44.

Ahmad, A.L., Ismail, S. and Bhatia, S. 2005. "Ultrafiltration behavior in the treatment of agro-industry effluent : pilot scale studies", **Chemical engineering science**. 60 : 5385-5394.

Ahn, K-H., Song, K-G., Cho, Eulsaeng., Cho, Jinwoo., Seockheon, L., Yun, H. and Kim, J. 2003. "Enhanced biological phosphorus and nitrogen removal using a sequencing anoxic/anaerobic membrane bioreactor (SAM) process", **Desalination**. 157 : 345-352.

Ahmed, Z., Cho, J., Lim, B.R., Song, K.G. and Ahn, K.H. 2007. "Effects of sludge retention time on membrane fouling and microbial community structure in a membrane bioreactor", **Journal membrane science**. 287(2) : 211-218.

An, Y., Yang, F., Chua, H.C., Wong, F.S. and Wu, B. 2008. "The integration of methanogenes is with shortcut nitrification and denitrification in a combined UASB with MBR", **Bioresource technology**. 99 : 3714-3720.

- Annop, S., Sridang, P., Chevakidagarn, P. and Nopthavorn, K. 2008. Comparison of performance of an intermittent aeration membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of palm oil mill effluent , The 6th Regional Symposium on membrane science and technology (MST 2008), book of abstract and CD proceeding, phuket graceland and spa, phuket, thailand, august 13-15.
- APHA, AWWA. and WEF. 2005. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21th ed. : washington D.C : american public health association.
- Ayed, L. and Hamdi, M. 2003. “Fermentative decolorization of olive mill wastewater by *Lactobacillus plantarum*”, **Process Biochemistry**. 39 : 59-65.
- Beltran, H.J., Torregrosa, J. and Garcia, J. 2001. “Degradation of olive mill wastewater by the combination of Fentons reagent and ozonation processes with anaerobic biological treatment”, **Water science technology**. 44 : 103-108.
- Bittion, G. 1994. **Wastewater microbiology**. New York : A John Wiley & Sons, INC.
- Borja, R. and Banks, C.J. 1994. “Treatment of palm oil mill effluent by up flow anaerobic filtration”, **Journal of chemical technology and biotechnology**. 61 : 103-109.
- Borja, R. and Banks, C.J. 1995. “Comparison of anaerobic filter and anaerobic fluidized bed reactor treating palm oil mill effluent”, **Process biochemistry**. 30 : 511-521.
- Borja, R., Banks, J.C. and Sanchez, E.1996. “Anaerobic treatment of palm oil mill effluent in a two-stage up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) system”, **Journal of biotechnology**. 45(2) : 125-135.
- Brik, M., Schoeberl, P., Chamam, B., Braun, R. and Fuchs, W. 2006. “Advanced treatment of textile wastewater towards reuse using a membrane bioreactor”, **Process biochemistry**. 41 : 1751-1757.

- Canizares, P., Lobato, J., Paz, R., Rodrigo, M.A. and Saez, C. 2007. "Advanced oxidation processes for the treatment of olive-oil mills wastewater", **Chemosphere**. 67 : 832-838.
- Chang, I.S. and Kim, S.N. 2005. "Wastewater treatment using membrane filtration-effect of biosolids concentration on cake resistance", **Process biochemistry**. 40 : 1307-1314.
- Chang, M.C., Horng, R.Y., Shao, H. and Hu, Y.J. 2006. "Performance and filtration characteristics of non-woven membranes used in a submerged membrane bioreactor for synthetic wastewater treatment", **Desalination**. 191 : 8-15.
- Chen, M.J., Zhang, Z. and Bott, T.R. 2005. "Effects of operating conditions on the adhesive strength of *pseudomonas fluorescens* biofilms in tubes", **Colloid and interface science**. 43 : 61-71.
- Chen, Z., Ren, N., Wang, A., Zhang, Z-P. and Shi, Y. 2008. "A novel application of TPAD-MBR system to the pilot treatment of chemical synthesis-based pharmaceutical wastewater", **Water research**. 42 : 3385-3392.
- Cicek, N., Franco, J.P., Suidan, M.T., Urbain, V. and Manem, J. 1999. "Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular-weight compound", **Water environmental research**. 71 : 64-70.
- Clech, P.L., Chen, V. and Fane, T.A.G. 2006. "Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment", **Journal of membrane science**. 284 : 17-53.
- Dhaouadi, H. and Marrot, B. 2008. "Olive mill wastewater treatment in a membrane bioreactor: process feasibility and performances", **Chemical engineering journal**. : 1-7.

- Drews, A., Vocks, M., Iversen, V., Lesjean, B. and Kraume, M. 2006. "Influence of unsteady membrane bioreactor operation on EPS formation and filtration resistance", **Desalination**. 192 : 1–9.
- Goronszy, M. 1992. "Full scale cyclic activated sludge system phosphorus removal", **Water Science and Technology**. 26 : 2253-2261.
- Hafez, A., Khedr, M. and Gadallah H. 2007. "Wastewater treatment and water reuse of food processing industries. Part II: Techno-economic study of a membrane separation technique", **Desalination**. 214 : 261–272.
- Hamdi, M and Garcia, J.L. 1991. "Comparison between an aerobic filter and anaerobic contact process for fermented olive mill wastewaters.", **Bioresource technology**. 38 : 23-29.
- Han, S.S., Bae, T.-H., Jang, G.G. and Tak, T.M. 2005. "Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system", **Process Biochemistry**. 40 : 2393–2400.
- He, Y., Xu, P., Li, C. and Zhang, B. 2005. "High-concentration food wastewater treatment by an anaerobic membrane bioreactor", **Water Research**, 39 : 4110-4118.
- Henriques, I.D.S., Holbrook, R.D., Kelly, R.T. and Love, N.G. 2005. "The impact of floc size on respiration inhibition by soluble toxicants a comparative investigation.", **Water Research**. 39 (12) : 2559-2568.
- Henze, M., Harremoës, P., Jansen, J. and Arvin, G. 1997. **Wastewater Treatment Biological and Chemical Processes**. 2nd ed. Berlin : Springer.
- Howell, J. A. 2004. "Future of membranes and membrane reactors in green technologies and for water reuse", **Desalination**. 162 : 1-11.

- Huang, X., Gui, P. and Qian, Y. 2001. "Effect of sludge retention time on microbial behavior in a submerged membrane bioreactor", **Process Biochemistry**. 36 : 1001-1006.
- Ivnitsky, H., Katz, I., Minz, D., Shimoni, E., Chen, Y., Tarchitzky, J., Semiat, R. and Dosoretz C.G. 2005. "Characterization of membrane biofouling in nanofiltration processes of wastewater treatment", **Desalination**. 185 : 255-268.
- Isaacs, S. and Henze, M. 1994. "Controlled carbon source addition to an alternating nitrification-denitrification wastewater treatment process including biological P removal", **Water research**. 29 : 77-89.
- Jang, N., Ren, X., Kim, G., Ahn, C., Cho, J. and Kim I.S. 2007 "Characteristics of soluble microbial products and extracellular polymeric substances in the membrane bioreactor for water reuse", **Desalination**. 202 : 90–98.
- Jarboui, R., Sellami, F., Kharroubi, A., Gharsallah, N. and Ammar, E. 2008. "Olive mill wastewater stabilization in open-air ponds : impact on clay sandy soil", **Bioresource technology**. 99 : 7699-7708.
- Katayon, S., Nool, M., Ahmad, J., Ghani, L.A., Nagaoka, H. and Aya, H. 2004. "Effects of mixed liquor suspended solid concentrations on membrane bioreactor efficiency for treatment of food industry wastewater", **Desalination**. 167 : 153-158.
- Khaisri, S., Montigny, D., Tontiwachwuthikul, P. and Jiraratananon, R. 2008. "Comparing membrane resistance absorption performance of three different membranes in a gas absorption membrane contactor", **Separation and purification technology**. 267 : 253-258.
- Kim, J-Y., Chang, I-S., Shin, D-H. and Park, H-H. 2008. "Membrane fouling control through the change of the depth of a membrane module in a submerged membrane bioreactor for advanced wastewater treatment", **Desalination**. 231 : 35–43.

- Kwon, O., Yang, H., Choi, Y. and Noh, S. 2008. "Fouling control of a submerged membrane module (YEF) by filtration modes", **Desalination**. 234 : 81–88.
- Li, M., Zhao, Y., Zhou, S., Xing, W. and Wong, F-S. 2007. "Resistance analysis for ceramic membrane microfiltration of raw soy sauce", **Journal of membrane science**. 299 : 122–129.
- Liu, R., Huang, X., Xi, J. and Qian, X. 2005. "Microbial behavior in a membrane bioreactor with complete sludge retention", **Process biochemistry**. 40 : 3165-3170.
- Lim, B.R., Ahn, K.H., Songprasert, P., Lee, S.H. and Kim, M.J. 2004. "Microbial community structure in an intermittently aerated submerged membrane bioreactor treating domestic wastewater", **Desalination**. 161 : 145-153.
- Lim, B.S., Choi, B.C. and Yu, S.W. 2007. "Effect of operational parameters on aeration on/off time in an intermittent aeration membrane bioreactor", **Desalination**. 202 : 77-82.
- Lebegue, L., Heran, M. and Grasmick, A. 2009. "Membrane air flow rate and HF sludging phenomenon in SMBR", **Desalination**. 236 : 135-142.
- Ma, A.N., Chow, C.S., John, C.K., Ibrahim, A. and Isa, Z. 2001. "Palm oil mill effluent a survey in proceedings of the PORIM regional workshop on palm oil mill technology and effluent Treatment", M.S. Thesis. **Palm Oil Research Institute of Malaysia (PORIM)**. Serdang, Malaysia.
- Ma, B-C., Lee, Y-N., Park, J-S., Lee, C-H., Lee S-H., Chang, I-S. and Ahn, T-S. 2006 . "Correlation between dissolved oxygen concentration, microbial community and membrane permeability in a membrane bioreactor", **Process biochemistry**. 41 : 1165-1172.

- Masse, A., Sperandio, M. and Cabassud, C. 2006. "Comparison of sludge characteristics and performance of a submerged membrane bioreactor and an activated sludge process at high solid retention time", **Water research**. 40 : 2405-2415.
- Meng, F., Zhang, H., Li, Y., Zhang, X. and Yang, F. 2005. "Application of fractal permeation model to investigate membrane fouling in membrane bioreactor", **Journal membrane science**. 262 : 107–116.
- Meng, F., Zhang, H., Yang, F., Li, Y., Xiao, J. and Zhang, X. 2006. "Effect of filamentous bacteria on membrane fouling in submerged membrane bioreactor", **Journal of membrane science**. 272 : 161–168.
- Miura, Y., Hiraiwa, M., Noriko, T., Ito, T., Itonaga, Y., Watanabe, Y. and Okabe, S. .2007 "Bacterial community structures in MBR treating municipal wastewater: relationship between community stability and reactor performance", **Water Research**. 41 : 627-637.
- Munch, E. V., Lant, P. A. and Keller, J. 1996. "Simultaneous nitrification and denitrification in bench scale sequencing batch reactors", **Water Research**. 30 : 277-284.
- Munz, G., Gualtiero, M., Salvadori, L., Claudia, B. and Claudio, L. 2008. "Process efficiency and microbial monitoring in MBR (membrane bioreactor) and CASP (conventional activated sludge process) treatment of tannery wastewater", **Bioresource technology**. 99 : 8559-8564.
- Najafpour, G.D., Zinatizadeh, A.A.L., Mohamed, A.R., HasnainIsa, M. and Nasrollahzadeh, H. 2006. "High-rate anaerobic digestion of palm oil mill effluent in an upflow anaerobic sludge-fixed film bioreactor", **Process Biochemistry**. 41 : 370-379.
- Nuengjamnong, C., Kweon, J H., Cho, J., Polprasert, C. and Ahn, K-H. 2005. "Membrane fouling caused by extracellular polymeric substances during microfiltration processes", **Desalination**. 179 : 117-124.

- Ognier, S., Wisniewski, C. and Grasmick, A. 2004. "Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions : a local critical flux concept", **Journal of Membrane Science**. 229 : 171–177.
- Orantes, J., Wisniewski, C., Heran, M. and Grasmick, A. 2006. "The influence of operating conditions on permeability changes in a submerged membrane bioreactor", **Separation and purification technology**. 52 : 60–66.
- Paredes, M.J., Moreno, E., Ramos, C.A. and Martinez, J. 1987. "Characteristics of soil after pollution with wastewater from olive oil extraction plants", **Chemosphere**. 16 : 1557-1564.
- Pollice, A., Laera, G. and Blonda, M. 2004. "Biomass growth and activity in a membrane bioreactor with complete sludge retention", **Water Research**. 38 : 1799-1808.
- Qin, J-J., O, M.H., Tao, G. and Kekre, K.A. 2007. "Feasibility study on petrochemical wastewater treatment and reuse using submerged MBR", **Journal of membrane science**, 293 : 161–166.
- Rincon, B., Raposo, F., Borja, R., Gonzalez, J.M., Portillo, M.C. and Saiz, J.C. 2006. "Performance and microbial communities of a continuous stirred tank anaerobic reactor treating two-phases olive mill solid wastes at low organic loading rates", **Journal of Biotechnology**. 121 : 534–543.
- Scholz, W. and Fuchs, W. 2000 "Treatment oil contaminated wastewater in a membrane bioreactor", **Water resource**. 34 : 3621-3629.
- Serio, D.M.G., Lanza, B., Mucciarella, M.R., Russi, F., Iannucci, E., Marfisi, P. and Madeo, A. 2008. "Effects of olive mill wastewater spreading on the physico-chemical and microbiological characteristics of soil", **International Biodeterioration & Biodegradation**, 62 : 403-407.

- Shin, J-H., Lee, S-M., Jung, J-Y., Chung, Y-C. and Noh, S-H. 2005. "Enhanced COD and nitrogen removals for the treatment of swine wastewater by combining submerged membrane bioreactor (MBR) and anaerobic up flow bed filter (AUBF) reactor", **Process biochemistry**. 40 : 3769-3776.
- Sierra, J., Marti, E., Garau, M. A. and Cruanas, R. 2007. "Effects of the agronomic use of olive oil mill wastewater : Field experiment", **Science of the total Environment**. 378 : 90-94.
- Smith, S., Judd, S., Stephenson, T. and Jefferson, B. 2003. "Membrane bioreactor-hybrid activated sludge or a new process", **Membrane technology** December 2003. 5-8.
- Spandre, R. and Dellomonaco, G. 1996. "Polyphenols pollution by olive mill wastewaters Tuscany Italy. Journal .Environment", **Hydrol**. 4 : 1-13.
- Sridang, P.C., Pottier, A., Wisniewski, C. and Grasmick, A. 2008 (a). "Performance and microbial surveying in submerged membrane bioreactor for seafood processing wastewater treatment of Thailand", **Journal membrane science**. 317 : 43-49.
- Sridang, P.C., Lobos, J., Pottier, A., Wisniewski, C. and Grasmick, A. 2008 (b). "Biomass adaptation to complex substrate degradation in membrane bioreactor: appropriate operating conditions", **Water science and technology**. 57 : 33-40.
- Stephenson, T., Judd, S., Jefferson, B. and Brindle, K. 2000. **Membrane bioreactors for wastewater treatment**. U.K. : IWA Publishing.
- Sutton, P. M. 2006. "Membrane bioreactors for industrial wastewater treatment applicability and selection of optimal system configuration", **Water Environmental Foundation**. 3233-3246.

- Tansel, B., Sager, J., Garland, J., Xu, S., Levine, L. and Bisbee, P. 2006. "Deposition of extracellular polymeric substances (EPS) and micro-topographical changes on membrane surfaces during intermittent filtration conditions", **Journal of Membrane Science**. 285 : 225–231.
- Tardioli, S., Banne, T.G. and Santori, F. 1997. "Species-specific selection on soil fungal population after olive mill wastewater treatment", **Chemosphere**. 34 : 2329-2336.
- Trouve, E. and Veronese, T. 2001. "Sidestream MBR applications to industrial wastes", MBR 3-16th May, 2001, Cranfield University. U.K.
- Wilen, B.M. and Balmer, P. 1999. "The effect of dissolved oxygen concentration on the structure, size and size distribution of activated sludge flocs", **Water. Research**. 33(2) : 391-400.
- Wicaksana, F., Fane, A. and Chen, V. 2006. "Fiber Movement Induced by Bubbling Using Submerged Hollow Fiber Membranes", **Journal of Membrane Science**. 271 : 186 – 195.
- Wilkinson, K.J., Balnois, E., Leppard, G.G. and Buffle, J. 1999. "Characteristic features of the major components of freshwater colloidal organic matter revealed by transmission electron and atomic force microscopy", **Colloids and surfaces**. 155 : 287-310.
- Wisniewski, C. and Grasmick, A. 1998. "Floc size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling", **Colloids and surfaces**. 13 : 403-411.
- Wu, T.Y., Mohammad, A.W., Jahim, J.M. and Anuar, N. 2007. "Palm oil mill effluent (POME) treatment and bio-resources recovery using ultra filtration membrane : Effect of pressure on membrane fouling", **Biochemical Engineering Journal**. 35 : 309–317.
- Xing, C.-H., Wen, X.-H., Qian, Y. and Tardieu, E. 2001. "Microfiltration-membrane-coupled bioreactor for urban wastewater reclamation", **Desalination**. 141 : 63-73.

- Yacob, S., Hassan, M.A., Shirai, Y., Wakisaka, M and Subash, S. 2005. "Baseline study of methane emission from open digesting tanks of palm oil mill effluent treatment.", **Chemosphere**. 59 : 1575-1581.
- Yamagiwa, K., Oohira, Y. and Ohkawa, A. 1995. "Simultaneous removal of carbonaceous and nitrogenous pollutants by a plugging liquid jet bioreactor with crossflow filtration operated under intermittent aeration", **Bioresource technology**. 53 : 57-62.
- Yamamoto, K., Hiasa, M., and Mahmood, T. 1994. "Direct solid-liquid separation using hollow fiber membrane in an activated sludge aeration tank", **Water science technology**. 27 : 171.
- Yeom, I. T., Nah, Y M. and Ahn, H K. 1999. "Treatment of household wastewater using an intermittently aerated membrane bioreactor", **Desalination**. 124 : 193-204.
- Yejian, Z., Li, Y., Xiangli, Q., Lina, C., Xiangjun, N., Zhijian, M. and Zhenjia, Z. 2008. "Integration of biological method and membrane technology in treating palm oil mill effluent", **Journal of environmental sciences**. 20 : 58-564.
- Zhang, J., Chua, H.C., Zhou, J. and Fane, A.G. 2006. "Factor affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactor", **Journal of membrane science**. 284 : 54-66.
- Zheng, X. and Liu, J. 2006. "Dyeing and printing wastewater treatment using a membrane bioreactor with a gravity drain", **Desalination**. 190 : 277-286.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

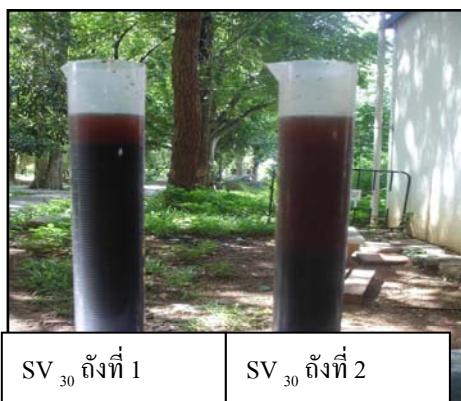
ขั้นตอนการเลี้ยงหัวเชื้อจุลินทรีย์ให้ปรับสภาพเข้ากับน้ำเสียที่ศึกษา



ภาคผนวก ก-1 ถังเลี้ยงหัวเชื้อจุลินทรีย์



ภาคผนวก ก-2 เติมาอากาศ 20 ชั่วโมง และวัด MLSS และ MLVSS



ภาคผนวก ก-3 วัด SV₃₀



ภาคผนวก ก-4 หยุดเติมอากาศ 3 ชั่วโมง จนกระทั่งเชื้อจุลินทรีย์ตกตะกอนแยกชั้นน้ำใส



ถ่ายน้ำส่วนใส

ภาคผนวก ก-5 ถ่ายน้ำใสออกโดยวิธีกักน้ำ



เติมน้ำเสีย

ภาคผนวก ก-6 เติมน้ำเสียเข้าเท่ากับน้ำใสส่วนที่ถ่ายออก

ภาคผนวก ข
ภาพถ่ายลักษณะน้ำเสีย



ข-1 น้ำเสียเข้าระบบ



ข-2 น้ำทิ้งชุดการทดลองที่ 1



ข-3 น้ำทิ้งชุดการทดลองที่ 2



ข-4 น้ำทิ้งชุดการทดลองที่ 3

ภาคผนวก ค

พิจารณาค่าใช้จ่ายพลังงานไฟฟ้าและสารเคมีสำหรับล้างเมมเบรนในระบบฯ

ค่าใช้จ่ายในการเดินระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัวจำลอง สเกลในห้องปฏิบัติการ มาจาก 2 ส่วนใหญ่ คือ 1) พลังงานไฟฟ้า 2) สารเคมีที่ใช้ในการล้าง เมมเบรน ดังนี้

ภาคผนวก ค-1 พลังงานไฟฟ้าที่ใช้

พลังงานไฟฟ้าที่ใช้เดินระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนแบบเมมเบรนจมตัว จ้างลองสเกลในห้องปฏิบัติการ มาจาก 3 ส่วน คือ 1) ปั๊มป้อนน้ำเสียเข้าระบบ 2) ปั๊มดูดน้ำกรองออก จากชุดกรอง และ 3) ปั๊มเติมอากาศ โดยพิจารณากำลังไฟฟ้าที่ใช้สำหรับคิดค่าใช้จ่ายพลังงานไฟฟ้า ดังนี้

1.1 พิจารณากำลังไฟฟ้าที่ใช้

- พิจารณากำลังไฟฟ้าของปั๊มป้อนน้ำเสียเข้าระบบ และ ปั๊มคูลน้ำกรองออกจากชุดกรอง ซึ่งมีกำลังไฟฟ้า 1/10 แรงม้า (1 แรงม้าเท่ากับ 0.75 กิโลวัตต์) เท่ากับ 0.08 กิโลวัตต์ (0.75 กิโลวัตต์/10) ปั๊มทั้งสองทำงาน 8 ชั่วโมงต่อวัน ดังนั้น ถ้าปั๊มทำงานทั้งวันใช้กำลังไฟฟ้า (0.08 กิโลวัตต์ x 8 ชั่วโมง x 2 เครื่อง) = 1.28 กิโลวัตต์ชั่วโมง

- พิจารณากำลังไฟฟ้าของปั๊มเติมอากาศ ซึ่งมีกำลังไฟฟ้า 1/4 แรงม้า ผลิตอากาศได้ 55 ลิตรต่อนาที

- พิจารณากำลังไฟฟ้าและปริมาณอากาศที่ปั๊มผลิตได้ทั้งวัน

เวลาการทำงานของปั๊มทั้งวัน = (จำนวนครั้งที่ปั๊มทำงานทั้งวัน x เวลาปั๊มทำงาน)
 = (48 ครั้ง x 5 นาที)
 = 240 นาทีต่อวัน หรือ 4 ชั่วโมง

กำลังไฟฟ้าของปั๊มทั้งวัน = (0.75/4 กิโลวัตต์ x 4 ชั่วโมง) = 0.75 กิโลวัตต์ชั่วโมง

ปริมาณอากาศที่ปั๊มผลิตได้ทั้งวัน = (อากาศที่ปั๊มผลิตได้ x เวลาการทำงานของปั๊ม)
 = (55 ลิตรต่อนาที x 240 นาทีต่อวัน)
 = 13,200 ลิตรต่อวัน

ดังนั้น ปั๊มเติมอากาศทำงานทั้งวันใช้กำลังไฟฟ้า 0.75 กิโลวัตต์ชั่วโมง และสามารถผลิตอากาศได้ 13,200 ลิตร

และเมื่อพิจารณาปริมาณอากาศที่ระบบจำลองใช้ ซึ่งทำการเติมอากาศด้วยอัตราการไหล 10 ลิตรต่อนาที เพราะฉะนั้น ระบบต้องใช้อากาศ 600 ลิตรต่อชั่วโมง เท่ากับ 4,800 ลิตรต่อวัน (เติมอากาศ 8 ชั่วโมง) เทียบกับ ปริมาณอากาศ และกำลังไฟฟ้าที่ปั๊มผลิตได้ ดังแสดงข้างต้น ระบบจะใช้กำลังไฟฟ้า

ปั๊มทำงานทั้งวันได้ปริมาณอากาศ 13,200 ลิตรต่อวัน ใช้กำลังไฟฟ้า 0.75 กิโลวัตต์ชั่วโมง

ถ้าปริมาณอากาศที่ระบบใช้ 4,800 ลิตรต่อวัน ใช้กำลังไฟฟ้า 0.27 กิโลวัตต์ชั่วโมง

ดังนั้น ระบบบำบัดน้ำเสียจำลองใช้กำลังไฟฟ้าทั้งหมด

(ปั๊มป้อนน้ำเสียเข้าระบบ และปั๊มคูลน้ำกรองออกจากชุดกรอง + ปั๊มเติมอากาศ)

(1.28 + 0.27 กิโลวัตต์ชั่วโมง) = 1.55 กิโลวัตต์ชั่วโมง

1.2 พิจารณาค่าไฟฟ้าในระบบ ฯ

เมื่อพิจารณาเป็นค่าใช้จ่ายสำหรับค่าไฟฟ้าในระบบบำบัดน้ำเสียจำลอง โดยคิดจากค่าไฟฟ้าที่เกิดจากปั๊มป้อนน้ำเสียเข้าระบบ ปั๊มคูลน้ำกรองออกจากชุดกรอง และปั๊มเติมอากาศ

ค่าไฟฟ้า = จำนวนหน่วย x อัตราค่ากระแสไฟต่อหน่วย

จำนวนหน่วย = กิโลวัตต์ x ชั่วโมงที่ใช้งาน

อัตราค่ากระแสไฟต่อหน่วย = 2.61 บาท (การไฟฟ้านครหลวง, 2549)

ซึ่งปั๊มป้อนน้ำเสียเข้าระบบ ปั๊มคูดน้ำกรองออกจากชุดกรอง และปั๊มเติมอากาศ

ที่ใช้ในระบบบำบัดน้ำเสียจำลองใช้กำลังไฟฟ้าทั้งหมดตลอดทั้งวัน เท่ากับ 1.55 หน่วย ซึ่งหากคิดเป็นค่าไฟฟ้าในระบบบำบัดน้ำเสียจำลอง โดยคิดจากจำนวนหน่วยที่ใช้คูณด้วยอัตราค่ากระแสไฟฟ้าต่อหน่วยซึ่งในที่นี้มีค่าเท่ากับ 2.61 บาท พบว่าต้องจ่ายค่าไฟฟ้าเดือนละประมาณ 121 บาทต่อเดือน (1.55 หน่วย x 2.61 บาท x 30 วัน) ดังนั้น การทดลองครั้งนี้เดินระบบเป็นเวลา 3 เดือน ต้องจ่ายค่าไฟฟ้าตลอดการทดลองประมาณ 363 บาท (121 บาทต่อเดือน x 3เดือน) ต่อการบำบัดน้ำเสีย 1,680 ลูกบาศก์เมตร หรือ 0.22 บาทต่อลูกบาศก์เมตร และหากเดินระบบเป็นระยะเวลา 1 ปี ต้องจ่ายค่าไฟฟ้าประมาณ 0.26 บาทต่อลูกบาศก์เมตร

ภาคผนวก ก-2 พิจารณาค่าใช้จ่ายการล้างทำความสะอาดเมมเบรน โดยค่าใช้จ่ายหลักมาจากสารเคมีที่ใช้ในแต่ละขั้นตอนของการล้างทำความสะอาดเมมเบรน ซึ่งในการทดลองครั้งนี้ใช้สารเคมีระดับทางการค้า (Commercial grade) ดังนี้

1. ปริมาณ Citric acid ที่ใช้ เทียบกับค่าใช้จ่าย

- เตรียม Citric acid 1% w/v คือ น้ำ 100 มิลลิลิตร มี Citric acid อยู่ 1 กรัม ในการทดลองครั้งนี้ใช้น้ำ 30 ลิตร มี Citric acid อยู่ 300 กรัม โดย Citric acid 1,000 กรัม ราคาประมาณ 100 บาท ดังนั้น Citric acid ที่ใช้สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 30 บาทต่อครั้ง ในการทดลองเดินระบบ 105 วันปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 1,680 ลูกบาศก์เมตร ใช้ Citric acid สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 0.02 บาทต่อลูกบาศก์เมตร ถ้าเดินระบบ 1 ปี ปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 5,600 ลูกบาศก์เมตร ใช้ Citric acid สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 0.01 บาทต่อลูกบาศก์เมตร

2. ปริมาณ NaOH ที่ใช้ เทียบกับค่าใช้จ่าย

- เตรียม NaOH 1% w/v คือ น้ำ 100 มิลลิลิตร มี NaOH อยู่ 1 กรัม ในการทดลองครั้งนี้ใช้น้ำ 30 ลิตร มี NaOH อยู่ 300 กรัม โดย NaOH 1,000 กรัม ราคาประมาณ 70 บาท ดังนั้น NaOH ที่ใช้สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 21 บาทต่อครั้ง ในการทดลองเดินระบบ 105 วัน ปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 1,680 ลูกบาศก์เมตร ใช้ NaOH สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 0.01 บาทต่อลูกบาศก์เมตร ถ้าเดินระบบ 1 ปี ปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 5,600 ลูกบาศก์เมตร ใช้ NaOH สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 0.01 บาทต่อลูกบาศก์เมตร

3. ปริมาณ NaOCl ที่ใช้ เทียบกับค่าใช้จ่าย

- เตรียม NaOCl 0.1% w/v จาก NaOCl 10 % w/v ในการทดลองครั้งนี้ใช้น้ำ 30 ลิตร มี NaOCl อยู่ 0.3 ลิตร โดย NaOCl 10 ลิตร ราคาประมาณ 250 บาท ดังนั้น NaOCl ที่ใช้สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 7.50 บาทต่อครั้ง ในการทดลองเดินระบบ 105 วันปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 1,680 ลูกบาศก์เมตร ใช้ NaOCl สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 0.01 บาทต่อลูกบาศก์เมตร ถ้าเดินระบบ 1 ปี ปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 5,600 ลูกบาศก์เมตร ใช้ NaOCl สำหรับล้างเมมเบรนคิดเป็นเงินทั้งสิ้น 0.01 บาทต่อลูกบาศก์เมตร

ดังนั้น ในการทดลองครั้งนี้มีค่าใช้จ่ายจากสารเคมีที่ใช้ในแต่ละขั้นตอนของการล้างทำความสะอาดเมมเบรน ประมาณ 58.50 บาทต่อครั้ง หรือ 0.04 บาทต่อลูกบาศก์เมตรสำหรับปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 1,680 ลูกบาศก์เมตร หรือ 0.03 บาทต่อลูกบาศก์เมตรสำหรับปริมาณน้ำเสียทั้งหมดที่บำบัด 5,600 ลูกบาศก์เมตร

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล	นางสาวศุภลักษณ์ อรรณพ		
รหัสประจำตัวนักศึกษา	4910920042		
วุฒิการศึกษา			
	วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา
	วิทยาศาสตรบัณฑิต	มหาวิทยาลัยวลัยลักษณ์	2548
	(อาชีวอนามัยและความปลอดภัย)		

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

การเผยแพร่ในการประชุมวิชาการ

Supaluk Annop, Porntip Sridang, Panalee Chevakidagarn and Kunanya Nophavorn , 2008 “Comparison of performance of an intermittent aeration membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of palm oil mill effluent”. The 6th Regional Symposium on Membrane Science & Technology “Food, Energy and Environment” Patong, Phuket, Thailand 13th-15th August 2008.