



การเกิดก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยางด้วยกระบวนการหมักไร้ออกซิเจน
จากถังปฏิกรณ์แบบตรึงฟิล์ม

**Biogas Formation from Rubber Industrial Wastewater by
Anaerobic Fixed Film Reactor**

ปณิดา หลงกุนัน

Panida Longkunan

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

**A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of
Master of Engineering in Chemical Engineering
Prince of Songkla University**

2554

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ การเกิดแก๊สชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยางด้วยกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์แบบครึ่งฟิล์ม

ผู้เขียน นางสาวปณิดา หลงภู่นัน

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

คณะกรรมการสอบ

.....ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชญาอนุช แสงวิเชียร) (ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จอมภพ แววศักดิ์)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

.....กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชญาอนุช แสงวิเชียร)

.....
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จรงค์พันธ์ มุสิกวงค์)

.....กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จรงค์พันธ์ มุสิกวงค์)

.....กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.สุภวรรณ ภูริระวณิชกุล)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้รับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

.....
(ศาสตราจารย์ ดร.อมรรัตน์ พงศ์ดารา)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ชื่อวิทยานิพนธ์	การเกิดแก๊สชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยางด้วยกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์แบบตรึงฟิล์ม
ผู้เขียน	นางสาวปณิดา หลงกุนัน
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา	2554

บทคัดย่อ

โรงงานอุตสาหกรรมยางถือได้ว่าเป็นแหล่งกำเนิดมลพิษทางน้ำและทางอากาศ ซึ่งน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมยางมีลักษณะเด่นคือ ประกอบด้วยสารอินทรีย์สูงและมีกลิ่นเหม็น กระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจนจึงเหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมยาง งานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาผลของระยะเวลาพักเก็บ (15 10 และ 5 วัน) และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (1 3 และ 6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน) ที่มีผลต่อการเกิดแก๊สชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยาง โดยใช้ถังปฏิกรณ์ไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (Anaerobic fixed film reactor, AFFR) ซึ่งถูกออกแบบในระดับห้องปฏิบัติการ ทำด้วยท่ออลูมิเนียมขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 เซนติเมตร สูง 33.3 เซนติเมตร ปริมาตร 10 ลิตร ปริมาตรใช้งานเป็น 8.9 ลิตร ภายในถูกบรรจุด้วยตัวกลางกรองคือ PVC raschig rings ระบบดำเนินการภายใต้สภาวะ Mesophilic และควบคุมความเป็นกรด – ด่างให้อยู่ในช่วง 6.5-7.5 โดยความเข้มข้นของ COD ทั้งหมดที่เข้าระบบมีค่าเฉลี่ยเป็น 5,196-11,548 มิลลิกรัม/ลิตร จากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลง เมื่อระยะเวลาพักเก็บลดลง โดยระยะเวลาพักเก็บที่เหมาะสมที่สุดในการเกิดแก๊สชีวภาพคือ ที่ระยะเวลาพักเก็บเป็น 10 วันสามารถให้ผลได้ของมีเทนเป็น 0.21 มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด และมีประสิทธิภาพการกำจัด COD อยู่ที่ 81.04 เปอร์เซ็นต์ และเมื่ออัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มขึ้น ประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลง ซึ่งพบว่า ประสิทธิภาพการกำจัด COD ที่ดีที่สุดและผลได้ของมีเทนสูงที่สุดเป็น 86.27 เปอร์เซ็นต์ และ 0.08 มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด ตามลำดับ ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 1 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน จากการศึกษาแสดงให้เห็นว่า ระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (AFFR) สามารถนำมาผลิตแก๊สชีวภาพและบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมยางได้อย่างมีประสิทธิภาพ

Thesis Title	Biogas Formation from Rubber Industrial Wastewater by Anaerobic Fixed Film Reactor
Author	Miss Panida Longkunan
Major Program	Chemical Engineering
Academic Year	2011

ABSTRACT

Rubber industrial wastewater is essential point source of wastewater and bad odor emission. The distinct characteristic of rubber industrial wastewater is high organic and bad odor. In consequence of, anaerobic treatment is it suitable for the treatment of wastewater from rubber industrial wastewater. The objective of this work was to study the effect of hydraulic retention time (15, 10 and 5 day) and organic loading rates (1, 3 and 6 kgCOD/m³/d) on biogas formation from rubber industrial wastewater using an anaerobic fixed film reactor (AFFR) designed in laboratory scale. The AFFR was designed in a vertical cylindrical column with volume of 10 liters and working volume of 8.9 liters. The body of the reactor was 20 centimeters diameter and 33.3 centimeters height. The reactor was filled with PVC raschig rings used as packing bed. The AFFR carried out at mesophilic condition and pH was kept constant at 6.5-7.5. The total average of influent COD of the system was 5,196-11,548 milligrams/liters. The results indicated that when the COD removal efficiency decreased with decreasing hydraulic retention time. The optimizing hydraulic retention time for biogas formation was 10 days, which gave the methane yield 0.21 ml CH₄/mg COD_{remove} and 81.04 percent of COD removal efficiency. The COD removal efficiency decreased as the organic loadings rate increased. The best condition was 1 kgCOD/m³/day provided 86.27% of COD removal efficiency and 0.08 ml CH₄/mg COD_{remove} of methane yield. Therefore, using the AFFR was found to be applicable to produce biogas and wastewater treatment from rubber industrial wastewater effectively.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดีโดยความกรุณาให้คำปรึกษา เสนอแนวทางในการวิจัยและตรวจแก้วิทยานิพนธ์ ตลอดจนชี้แนะแนวทางในการแก้ปัญหาในการวิจัยจากผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชญาบุช แสงวิเชียร ประธานกรรมการที่ปรึกษา และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จรงค์ พันธุ์ มุสิกะวงศ์ กรรมการที่ปรึกษาร่วม ผู้วิจัยใครขอขอบพระคุณมา ณ ที่นี้

ขอขอบพระคุณรองศาสตราจารย์ ดร. สุภวรรณ ภูริระวณิชย์กุล และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จอมภพ แววศักดิ์ คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ที่กรุณาสละเวลาในการสอบ เสนอแนะและแก้ไขข้อบกพร่อง ทำให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้มีความสมบูรณ์ ถูกต้องยิ่งขึ้น

ขอขอบพระคุณบริษัทไทยฮ้างงพารา จำกัด (มหาชน) ที่กรุณาให้ความอนุเคราะห์ตัวอย่างน้ำเสียและบริษัทห้องเย็นโซติวัฒน์ จำกัด (มหาชน) ที่กรุณาให้ความอนุเคราะห์หัวเชื้อจุลินทรีย์ ตลอดจนคำชี้แนะและการให้คำปรึกษาในการทำวิจัยนี้

ขอขอบพระคุณบัณฑิตวิทยาลัยและคณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ได้จัดสรรทุนอุดหนุนสนับสนุนในการทำวิจัยในครั้งนี้ และขอขอบพระคุณบุคลากรในภาควิชาวิศวกรรมเคมีทุกท่านที่ให้ความช่วยเหลืออำนวยความสะดวกในการทำวิจัยนี้ด้วยดี

ท้ายสุดขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา และพี่ชายทั้งสองด้วยความเคารพที่ให้การสนับสนุนและเป็นกำลังใจในการศึกษาโดยตลอด และขอขอบพระคุณพี่ๆ เพื่อนๆ น้องๆ นักศึกษาปริญญาเอก ปริญญาโท และปริญญาตรี ภาควิชาวิศวกรรมเคมีทุกคนสำหรับกำลังใจและความช่วยเหลือต่างๆ ตลอดจนทุกท่านที่มีได้กล่าวนามมา ณ ที่นี้ ที่มีส่วนช่วยให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้เสร็จสมบูรณ์ขึ้นได้

ปณิดา หลงกุนัน

สารบัญ

เรื่อง	หน้า
บทคัดย่อ	(3)
Abstract	(4)
กิตติกรรมประกาศ	(5)
สารบัญ	(6)
รายการตาราง	(8)
รายการภาพประกอบ	(9)
รายการตารางภาคผนวก	(11)
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 บทนำตั้งเรื่อง	1
1.2 การตรวจเอกสาร	3
1.2.1 กระบวนการผลิตน้ำยางชั้น	3
1.2.2 แหล่งกำเนิดน้ำเสียในโรงงานอุตสาหกรรมยาง	5
1.2.3 กระบวนการบำบัดน้ำเสีย	8
1.2.4 ปัจจัยที่มีผลกระทบต่อกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน	16
1.3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	20
1.4 วัตถุประสงค์	26
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	26
1.6 ขอบเขตการวิจัย	26
บทที่ 2 วัสดุ อุปกรณ์ และวิธีการดำเนินการวิจัย	27
2.1 วัสดุ	27
2.1.1 ตัวอย่างน้ำเสีย	27
2.1.2 หัวเชื้อจุลินทรีย์แบบเม็ด	27
2.1.3 สารเคมีที่ใช้ในการวิเคราะห์น้ำเสีย	27
2.2 อุปกรณ์	28
2.2.1 อุปกรณ์ในการเก็บตัวอย่าง	28
2.2.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการวิเคราะห์น้ำเสียก่อนเข้าและออกจากระบบ	28

สารบัญ (ต่อ)

เรื่อง	หน้า
2.2.3 อุปกรณ์แบบจำลองระบบหมักแบบตรึงฟิล์มระดับห้องปฏิบัติการ	29
2.3 วิธีการดำเนินวิจัย	31
2.3.1 การศึกษาคุณลักษณะน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยาง	31
2.3.2 การเริ่มต้นระบบ (Start-up)	31
2.3.3 ลักษณะการทำงานของระบบหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์ม	31
2.3.4 การศึกษาแก๊สชีวภาพ	37
บทที่ 3 ผลการทดลองและวิจารณ์	39
3.1 คุณลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง	39
3.2 ผลของระยะเวลาพักเก็บของเหลวที่มีต่อประสิทธิภาพการบำบัดของระบบหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม	40
3.3 ผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่มีต่อประสิทธิภาพการบำบัดของระบบหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม	51
บทที่ 4 สรุปผลการทดลอง	59
4.1 สรุป	59
4.2 ข้อเสนอแนะ	61
บรรณานุกรม	63
ภาคผนวก	68
ภาคผนวก ก วิธีการวิเคราะห์	69
ภาคผนวก ข ผลการวิเคราะห์น้ำเสีย	79
ภาคผนวก ค ผลการวิเคราะห์ห้องค้ประกอบก๊าซชีวภาพ	89
ภาคผนวก ง สภาวะที่ใช้ในการวิเคราะห์ห้องค้ประกอบแก๊สชีวภาพด้วย GC-TCD	91
ภาคผนวก จ การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน	93
ประวัติผู้เขียน	98

รายการตาราง

ตารางที่	หน้า
1.1 คุณสมบัติของน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางข้น	8
1.2 ข้อดี – ข้อเสียของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic process)	10
1.3 การเปรียบเทียบลักษณะการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน ที่สภาวะต่างๆ จากงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	25
2.1 วิธีการวิเคราะห์คุณลักษณะพื้นฐานของน้ำเสียก่อนเข้าระบบ	32
2.2 ลักษณะการทำงานของระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลาการกักเก็บ ของเหลวต่างๆ	35
2.3 ลักษณะการทำงานของระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่อัตราภาระบรรทุก สารอินทรีย์	35
2.4 ความถี่ในการวิเคราะห์คุณลักษณะน้ำเสียเพื่อตรวจสอบประสิทธิภาพของระบบ	37
3.1 ผลการวิเคราะห์คุณลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง	40
3.2 ผลการทดลองเฉลี่ยของพารามิเตอร์ต่างๆ ที่ความแตกต่างของระยะเวลาการกักเก็บของเหลว ภายใต้สภาวะคงตัว	41
3.3 ผลการเกิดแก๊สมีเทนเฉลี่ยที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวต่างๆ ภายใต้สภาวะคงตัว	44
3.4 ผลของอุณหภูมิของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ	49
3.5 การเปรียบเทียบผลการทำงานของกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์ แบบตรึงฟิล์ม และถังปฏิกรณ์แบบแผ่นกั้นในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรม ยางที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ	50
3.6 ผลการทดลองเฉลี่ยของพารามิเตอร์ต่างๆ ที่ความแตกต่างของอัตราภาระบรรทุก สารอินทรีย์ต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	53
3.7 อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพเฉลี่ยที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	56
3.8 ผลของอุณหภูมิของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่อัตราภาระบรรทุก สารอินทรีย์ต่างๆ	58
4.1 การเปรียบเทียบคุณลักษณะน้ำทิ้งที่ออกจากกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึง ฟิล์มและน้ำทิ้งที่ผ่านมาตรฐานอุตสาหกรรม	60

รายการภาพประกอบ

ภาพประกอบที่	หน้า
1.1 ปริมาณน้ำเสียในอุตสาหกรรมน้ำยางข้น	6
1.2 กระบวนการผลิตน้ำยางข้นและน้ำเสียที่เกิดขึ้นจากระบวนการผลิต	7
1.3 การยับยั้งการเกิดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์	13
1.4 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสถานะไม่ใช้ออกซิเจน	16
2.1 ลักษณะน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบ	27
2.2 หัวเชื้อจุลินทรีย์แบบเม็ดจากระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบ UASB	28
2.3 การออกแบบถังหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์ม (AFFR)	29
2.4 วัสดุที่ใช้เป็นตัวกลางกรอง (PVC raschig rings)	30
2.5 ลักษณะการทำงานของระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (AFFR)	32
2.6 แบบจำลองระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (AFFR)	33
2.7 ลักษณะน้ำเสียที่อยู่ในระบบบำบัดและการทำงานของระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (AFFR)	34
2.8 ลักษณะการทำงานของระบบหมัก โดยทำการหมักในที่ที่มีแสงสว่างน้อย	34
2.9 ชุดอุปกรณ์การวัดปริมาณแก๊สที่เกิดขึ้นด้วยวิธีการแทนที่น้ำ	38
3.1 ความเข้มข้น COD ที่ทางออกของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลา กักเก็บของเหลวต่างๆ	42
3.2 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลา กักเก็บของเหลวต่างๆ	43
3.3 ปริมาณแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้ของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลา กักเก็บของเหลวต่างๆ	44
3.4 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย สภาพต่าง และปริมาณของแข็งแขวนลอยของ ถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลา กักเก็บของเหลวต่างๆ	46
3.5 ความเป็นกรด – ด่างของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลา กักเก็บของเหลวต่างๆ	47
3.6 ความเข้มข้น COD ที่ทางออกของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่อัตรา บรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ	52

รายการภาพประกอบ(ต่อ)

ภาพประกอบที่	หน้า
3.7 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบครึ่งฟิล์มที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ	52
3.8 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบครึ่งฟิล์มที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ	54
3.9 สภาพต่างของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบครึ่งฟิล์มที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ	55
3.10 ความเป็นกรด – ด่าง ของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบครึ่งฟิล์มที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ	55
3.11 อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบครึ่งฟิล์มที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ	57
4.1 แบบจำลองการนำกระบวนการการหมักไร้ออกซิเจนแบบครึ่งฟิล์มไปใช้งานจริง	61

รายการตารางภาคผนวก

ตารางภาคผนวก	หน้า
ข.1 ผลการวิเคราะห์น้ำเสียที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวต่างๆ	71
ข.2 ผลการวิเคราะห์ค่า COD ของน้ำเสียที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวต่างๆ	74
ข.3 ผลการวิเคราะห์ค่า COD ของน้ำเสียที่อัตราภาระบรรทุกสารต่างๆ	77
ข.4 ผลการวิเคราะห์อุณหภูมิและค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบที่อัตราภาระบรรทุกสารต่างๆ	78
ข.5 ผลการวิเคราะห์น้ำเสียที่อัตราภาระบรรทุกสารต่าง ๆ	79
ข.6 ผลของอัตราการเกิดแก๊สชีวภาพที่อัตราภาระบรรทุกสารต่าง ๆ	80
ค.1 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพที่ระยะเวลาการกักเก็บต่าง ๆ	81

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำสั้นเรื่อง

ยางพารา (*Hevea brasiliensis* Muell. Arg.) เป็นพืชเศรษฐกิจหลักที่สำคัญของประเทศ ในปี 2549-2550 ประเทศไทยมีพื้นที่ปลูกยางรวม 13 ล้านไร่ เนื้อที่กรีดยางได้เป็น 10.6 ล้านไร่ (นฤ เทพ, 2550) ซึ่งผลิตภัณฑ์ยางพาราของไทยที่มีการส่งออก ได้แก่ ยางแผ่นรมควัน ยางแท่งมาตรฐาน และน้ำยางข้น เป็นต้น โดยอุตสาหกรรมยางพาราที่สำคัญที่สุดคือ อุตสาหกรรมน้ำยางข้น ซึ่งเป็น อุตสาหกรรมที่มีความต้องการของตลาดโลกเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ โดยอุตสาหกรรมนี้เป็นการแปรรูปน้ำ ยางสดให้เป็นน้ำยางข้น เพื่อเป็นวัตถุดิบในอุตสาหกรรมอื่นๆ เช่น ถุงมือยาง ยางรถยนต์ ฟองน้ำ ที่นอน โฟม เป็นต้น เนื่องจากความต้องการน้ำยางข้นเพิ่มขึ้น ทำให้อุตสาหกรรมน้ำยางข้นมีการ ขยายตัวและมีกำลังการผลิตเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ ซึ่งปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมที่ตามมา นั่นคือ ปัญหาน้ำเสีย กระบวนการผลิตน้ำยางขนนั่นมีขั้นตอนทำให้เกิดน้ำเสีย เช่น กระบวนการล้างทำความสะอาด การ เติมน้ำเพื่อการจับตัวของน้ำยาง หรือการปั่น เป็นต้น โดยลักษณะน้ำเสียของโรงงานอุตสาหกรรม น้ำยางขนนี้นี้ประกอบด้วยสารอินทรีย์ที่มีความเข้มข้นสูง นั่นคือมีค่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์ (Chemical Oxygen Demand, COD) อยู่ระหว่าง 672-23,300 มิลลิกรัม/ลิตรและมีความเป็นกรดสูง (กรมควบคุมมลพิษ, 2548) และเนื่องจากการใช้สารเคมีอื่นในกระบวนการผลิต จึงต้องมีการ บำบัดด้วยวิธีการที่เหมาะสมจากโรงงานก่อนปล่อยสู่แหล่งน้ำธรรมชาติ หากมีการบำบัดที่ไม่ถูกวิธี จะก่อให้เกิดปัญหามลพิษที่รุนแรงรวมทั้งก่อให้เกิดความเดือดร้อนแก่ชุมชน ดังนั้นเพื่อรักษา สภาพแวดล้อมของระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานอุตสาหกรรมยางนั้น จะต้องพิจารณาปัจจัยต่างๆ ของน้ำเสียที่ต้องบำบัดและประสิทธิภาพของการบำบัด ซึ่งจะเห็นได้ว่าน้ำเสียจากโรงงาน อุตสาหกรรมน้ำยางข้นมีความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูง และสามารถบำบัดด้วยกระบวนการทาง ชีวภาพ โดยมีผลพลอยได้เป็นแก๊สชีวภาพ (Biogas) ที่มีองค์ประกอบหลักคือแก๊สมีเทน (กิตติมา, 2551) สามารถนำไปใช้เป็นพลังงานทดแทนได้ โดยเป็นการส่งเสริมให้ใช้แก๊สชีวภาพที่ผลิตจากน้ำ เสียจากโรงงาน ซึ่งกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ (Biological treatment process) มี 2 วิธีคือ วิธีแบบใช้ออกซิเจนและแบบไม่ใช้ออกซิเจน

กระบวนการบำบัดน้ำเสียด้วยวิธีทางชีวภาพโดยอาศัยจุลินทรีย์ในการบำบัดด้วยวิธีไม่ใช้ออกซิเจน ไม่เพียงแต่เป็นการบำบัดน้ำเสียเพียงเท่านั้นแต่สามารถผลิตพลังงานทดแทนแก๊สชีวภาพในรูปของแก๊สมีเทน (Kennedy and Lentz, 2000) ดังนั้นการบำบัดโดยอาศัยจุลินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจนจึงกลายเป็นกระบวนการที่นิยมใช้กันอย่างแพร่หลาย กระบวนการแบบไม่ใช้ออกซิเจนที่ใช้กันอย่างแพร่หลาย เช่น Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR), Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) และกระบวนการหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (Anaerobic Fixed Film Reactor, AFFR) ซึ่งในแต่ละกระบวนการมีข้อดี ข้อเสียแตกต่างกันดังต่อไปนี้ สำหรับระบบ UASB มีข้อกำจัดการใช้งานในเรื่องของการควบคุมดูแลยาก เนื่องจากต้องพยายามรักษาตะกอนของแบคทีเรียในระบบให้เหมาะสมและควบคุมการล้างออก (Wash Out) ซึ่งเป็นสภาวะที่ตะกอนเบาหลุดออกจากระบบได้ง่ายมาก อีกทั้งน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบควรมีสารแขวนลอยต่ำ สำหรับระบบ AFFR ไม่เหมาะสำหรับการบำบัดน้ำเสียที่มีสารแขวนลอยสูง เพราะอาจเกิดการสะสมและอุดตันของสารแขวนลอยในระบบ ซึ่งแต่ละวิธีจะขึ้นอยู่กับแหล่งที่มาของน้ำเสีย ดังนั้นการนำน้ำเสียที่เหลือทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมมาผ่านกระบวนการบำบัดโดยวิธีการบำบัดดังกล่าวข้างต้นจะสามารถเรียกอีกอย่างหนึ่งว่า “กระบวนการเกิดแก๊สชีวภาพ”

แก๊สชีวภาพ เกิดจากการหมักของสารอินทรีย์โดยมีจุลินทรีย์จำพวกแบคทีเรีย เช่น จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน (Methane-producing bacterial) และจุลินทรีย์กลุ่มสร้างกรด (Acid-producing bacteria) มาช่วยย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียโดยสภาวะไม่ใช้ออกซิเจน แก๊สชีวภาพที่กล่าวถึงโดยทั่วไปจะหมายถึง แก๊สมีเทน ซึ่งแก๊สมีเทนสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงผลิตกระแสไฟฟ้า และให้ความร้อนในโรงงานอุตสาหกรรม และหากนำไปอัดใส่ถังเรียกว่า แก๊สธรรมชาติอัดสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงในรถยนต์ที่ใช้เป็นเชื้อเพลิง (Natural gas for vehicle, NGV) ได้ นอกจากนี้ของเสียหรือตะกอนที่เกิดขึ้นในกระบวนการหมักยังสามารถนำไปเป็นวัตถุดิบในการผลิตปุ๋ยเคมีได้อีกด้วย

งานวิจัยนี้จึงสนใจศึกษากระบวนการเกิดแก๊สชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางชันด้วยกระบวนการหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม ซึ่งเป็นระบบที่สามารถรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์ได้สูง ต้นทุนในการเดินระบบต่ำ เนื่องจากการกวนผสมเมื่อเทียบกับระบบแบบถังย่อยสลับโดยการกวนแบบสมบูรณ์ (CSTR) และเนื่องจากระบบแบบตรึงฟิล์ม แบคทีเรียจะสะสมอยู่บนตัวกลางทำให้ควบคุมระบบได้ง่ายโดยไม่ต้องรักษาระดับตะกอนของแบคทีเรียในระบบให้เหมาะสม ไม่ต้องควบคุมการสร้างเม็ดตะกอนให้จับตัวกันเป็นเม็ดเมื่อเทียบกับระบบ UASB

งานวิจัยนี้จึงคาดว่าจะช่วยสนับสนุนและผลักดันการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำเสีย ลดการนำเข้าเชื้อเพลิง ลดปัญหาสิ่งแวดล้อม และส่งเสริมการใช้พลังงานทดแทนได้อย่างมีประสิทธิภาพ

1.2 การตรวจเอกสาร

1.2.1 กระบวนการผลิตน้ำยางข้น (กรมควบคุมมลพิษ, 2548)

น้ำยางสดที่ได้จากการกรีดยางพารา มีลักษณะเป็นของเหลวข้นคล้ายน้ำนม มีขนาดอนุภาคเป็น 0.05-0.5 ไมครอน ในน้ำยางสดมีปริมาณเนื้อยางแห้งประมาณร้อยละ 25-45 ขึ้นอยู่กับสายพันธุ์ อายุ ฤดูกาล และกรรมวิธีการกรีดยาง โดยทั่วไปน้ำยางสดจะประกอบด้วยสารที่เป็นของแข็งทั้งหมดร้อยละ 36 เนื้อยางแห้งร้อยละ 33 โปรตีนและไขมันร้อยละ 1.0-1.2 คาร์โบไฮเดรต และเถ้าร้อยละ 1 ความหนาแน่นประมาณ 0.975-0.980 กรัม/มิลลิลิตร และมีค่าความเป็นกรด-ด่าง 6.5-7.0 ซึ่งต้องนำมาแปรรูปให้อยู่ในรูปของน้ำยางข้น เพื่อให้เหมาะสมต่อการผลิตผลิตภัณฑ์ และมีความเหมาะสมกว่าน้ำยางสด

น้ำยางข้น คือ น้ำยางที่มีเนื้อยางแห้ง (Dry Rubber Content, DRC) ไม่น้อยกว่า 60 เปอร์เซ็นต์ การผลิตน้ำยางข้นสามารถทำได้ 4 วิธี คือ วิธีระเหยด้วยน้ำ (Evaporation) วิธีทำให้เกิดครีม (Creaming) วิธีปั่นแยก (Centrifuging) และวิธีแยกด้วยไฟฟ้า (Electro decantation) ซึ่งวิธีที่ใช้ในการผลิตน้ำยางข้นในประเทศไทย ใช้วิธีการปั่นแยกด้วยเครื่องปั่นความเร็วสูงเป็นวิธีที่นิยมและทำกันโดยทางอุตสาหกรรมมากที่สุด ส่วนวิธีอื่นๆ นั้น ไม่นิยมนำมาใช้ในเชิงอุตสาหกรรมเพราะเป็นวิธีที่ค่อนข้างยุ่งยากและสิ้นเปลืองเวลา วิธีการปั่นแยกจึงมีรายละเอียดแสดงดังนี้

(1) การรับน้ำยางสด น้ำยางสดจะถูกรักษาสภาพไม่ให้จับตัวด้วยแอมโมเนีย และ Tetramethylthiuram disulfide/zinc oxide (TMTD/ZnO) ถูกถ่ายผ่านตะแกรงกรองลงสู่รางรับน้ำยางสด จากนั้นน้ำยางสดจะไหลจากรางรับน้ำยางสดสู่บ่อรับน้ำยางสด ซึ่งในขั้นตอนนี้จะเกิดกลิ่นเหม็นของไอระเหยแอมโมเนีย เนื่องจากการฟุ้งกระจายของแอมโมเนียระหว่างถ่ายน้ำยางสด นอกจากนี้ จำเป็นต้องมีการล้างทำความสะอาดบ่อรับน้ำยางสดทุกวัน เนื่องจากการเติมสารเคมีช่วยในการตกตะกอนแมกนีเซียม และมีการจับตัวของยางที่ผนังบ่อ ซึ่งอาจทำให้น้ำยางสดมีการปนเปื้อนได้

(2) การเตรียมน้ำยางสด ต้องมีการปรับสภาพน้ำยางสดให้เหมาะสมต่อกระบวนการปั่นแยกด้วยการเติมแอมโมเนีย เพื่อให้มีปริมาณแอมโมเนียเกินกว่า 0.4 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก และเติมไดแอมโมเนียมไฮโดรเจนฟอสเฟต (Diammomonium hydrogen

phosphate, DAP) เพื่อให้แมกนีเซียมตกตะกอนเป็นจีแป็ง และทิ้งไว้ 1 คืนสำหรับน้ำยางที่มีแมกนีเซียมสูง สำหรับน้ำยางที่จะนำมาปั่นแยก ควรมีปริมาณแมกนีเซียมน้อยกว่า 50 ppm และเมื่อปั่นแล้วไม่ควรเกิน 20 ppm นอกจากนี้ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (Volatile fatty acid, VFA) ไม่ควรเกิน 0.05 เปอร์เซ็นต์ หากเกินให้นำไปผสมกับน้ำยางสดที่มีค่าไม่เกิน 0.05 เปอร์เซ็นต์

(3) การปั่นแยก อาศัยหลักการ คือ น้ำยางธรรมชาติเป็นสารละลายคอลลอยด์ที่ประกอบด้วยส่วนอนุภาคของยางแขวนลอยกระจัดกระจายอยู่ในซีรัม และเนื่องจากอนุภาคยางเหล่านี้เบากว่าซีรัม จึงลอยตัวสู่ผิวหน้าน้ำยางและมีการเคลื่อนไหวแบบบราวเนียน ซึ่งอัตราการเคลื่อนไหวขึ้นอยู่กับแรงดึงดูดของโลก ดังนั้น การปั่นจะช่วยเพิ่มแรงดึงดูดและเร่งการเคลื่อนที่ของอนุภาคยาง ซึ่งช่วยแยกส่วนที่เป็นเนื้อยางออกจากซีรัม ในการปั่นแยกน้ำยางสดจะได้น้ำยาง 2 ส่วน คือ หางน้ำยาง และน้ำยางข้น โดยน้ำยางข้นจะมีเนื้อยางแห้งประมาณ 60 เปอร์เซ็นต์

เครื่องปั่นขนาดเล็ก สามารถปั่นน้ำยางสดได้ประมาณ 150 ลิตร/ชั่วโมง ส่วนเครื่องขนาดใหญ่สามารถปั่นน้ำยางสดได้ 400-600 ลิตร/ชั่วโมง และในการปั่นแยกยางจะมีการล้างเครื่องปั่นยางทุกๆ 2 หรือ 3 ชั่วโมง เนื่องจากการอุดตันของยางและกากจีแป็งบริเวณหัวโบริวล์ของเครื่องปั่นยาง โดยในการล้างแต่ละครั้งจะใช้เวลาในการล้างนานประมาณ 10 -15 นาที น้ำเสียโรงงานจากกระบวนการผลิตน้ำยางข้นประกอบด้วย น้ำเหลือทิ้งจากกระบวนการผลิต น้ำล้างอุปกรณ์ น้ำล้างพื้น แสดงในภาพประกอบที่ 1.2

(4) การไล่แอมโมเนียในหางน้ำยาง หางน้ำยางที่ได้จากกระบวนการปั่นยางจะถูกนำไปไล่แอมโมเนียออก เพื่อลดปริมาณการใช้กรดซัลฟิวริกในการตกตะกอนเพื่อผลิตยางสกิม เนื่องจากถ้าหางน้ำยางมีปริมาณแอมโมเนียสูง จะต้องใช้กรดในการตกตะกอนเป็นปริมาณมาก ดังนั้นจึงมีการไล่แอมโมเนียในหางน้ำยาง ด้วยการใช้กรดไล่แอมโมเนียหรือเครื่องกวน

(5) การผลิตยางสกิม หางน้ำยางที่ผ่านการไล่แอมโมเนียแล้ว จะถูกเติมด้วยกรดซัลฟิวริกเพื่อให้เนื้อยางจับตัวกันในขั้นตอนนี้จะได้อ่อนสกิมที่จับตัวกันและสามารถนำไปขายได้ นอกจากนี้ก้อนยางสกิมนี้สามารถไปผลิตเป็นยางสกิมเครพหรือสกิมบล็อทต่อไป ดังนี้

- การผลิตยางสกิมเครพ โดยการนำก้อนยางสกิมผ่านเครื่องตัดให้เป็นก้อนและล้างน้ำ เพื่อชำระกรดออก จากนั้นรีดยางให้เป็นแผ่นและนำไปอบในเตาอบแล้วบรรจุหีบห่อ

- การผลิตยางสกิมบล็อท โดยการนำก้อนยางสกิมผ่านเครื่องตัดให้เป็นก้อนและล้างน้ำเพื่อชำระกรดออก จากนั้นรีดยางให้เป็นแผ่นและนำยางไปตัดด้วยเครื่องตัดย่อยแล้วนำไปอบในเตาอบ นำมาอัดแท่งและบรรจุหีบห่อ

(6) การดักยาง (แยกเศษยางขายจากบ่อ) เป็นการดักจับเนื้อยางที่ปะปนกับน้ำเสียจากกระบวนการต่างๆ เช่น การตกค้างในบ่อรับน้ำยางสดเครื่องปั่นยาง และบ่อเก็บน้ำยางชั้น ด้วยการเติมโพลิเมอร์ต่างๆ หรือจากบ่อดักยาง ซึ่งยางที่ได้จะสามารถนำไปขายราคาต่ำ เนื่องจากมีคุณภาพไม่ดี

(7) การเตรียมสารละลายแอมโมเนีย ในกรณีที่โรงงานไม่ได้ใช้แอมโมเนียในรูปแบบของแอมโมเนียแห้งหรือแอมโมเนียเหลว แต่ใช้ในรูปแบบสารละลายแอมโมเนียหรือน้ำแอมโมเนีย โรงงานจะต้องเตรียมสารละลายแอมโมเนีย ให้อยู่ในรูปแบบสารละลายเข้มข้นประมาณ 10 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งในการเตรียมสารละลายแอมโมเนียผสมกับน้ำจะเกิดความร้อน และส่งผลให้แอมโมเนียระเหย

1.2.2 แหล่งกำเนิดน้ำเสียในโรงงานอุตสาหกรรมยาง

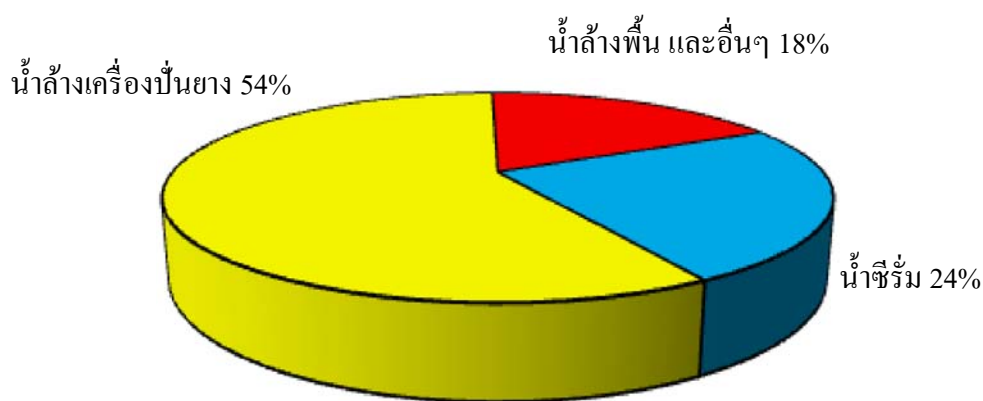
น้ำเสียจากกระบวนการผลิตมีแหล่งที่มาแตกต่างกันดังนี้

- 1) บ่อรับน้ำยางสด
 - น้ำล้างทำความสะอาดบรรจุท่อน้ำยางสดของชาวสวน
 - น้ำล้างทำความสะอาดบ่อรับน้ำยาง
 - น้ำเสียจากการล้างทำความสะอาดน้ำยางสดที่หกเลอะเทอะขณะถ่ายน้ำยางสดลงบ่อรับน้ำยางสด
- 2) การปั่นยาง
 - น้ำล้างหัวปั่นยาง ต้องล้างทุก 2-3 ชั่วโมงเนื่องจากการอุดตันของหัวปั่นยางและการอุดตันของซี่ยางที่ท่อย้ายน้ำยาง
 - น้ำเสียจากการล้างน้ำยาง ที่ล้นจากเครื่องปั่นน้ำยางระหว่างกระบวนการปั่นยางออกจากสารละลายได้ง่ายขึ้น เนื่องจากอุณหภูมิสูงขึ้น
- 3) กระบวนการสกิม
 - น้ำซีรัม ซึ่งมีปริมาณเนื้อยาง DRC 4-6 เปอร์เซ็นต์ ส่วนประกอบที่เหลือเป็นน้ำ หลังจากตกตะกอนยางสกิมแล้ว น้ำซีรัมจะถูกปล่อยสู่ระบบบำบัดน้ำเสีย
 - น้ำจากเครื่องรีดยาง เป็นน้ำที่ฉีดพ่นในการรีดยางเพื่อล้างกรดซัลฟูริกที่ติดอยู่ที่ยางสกิมที่ได้มีคุณภาพดี
 - น้ำล้างจากการทำฝอย เป็นน้ำที่ฉีดสู่ถาดรับยางฝอยเพื่อรักษาสภาพยางฝอยให้เหมาะสมก่อนเข้าถาดอบแห้ง

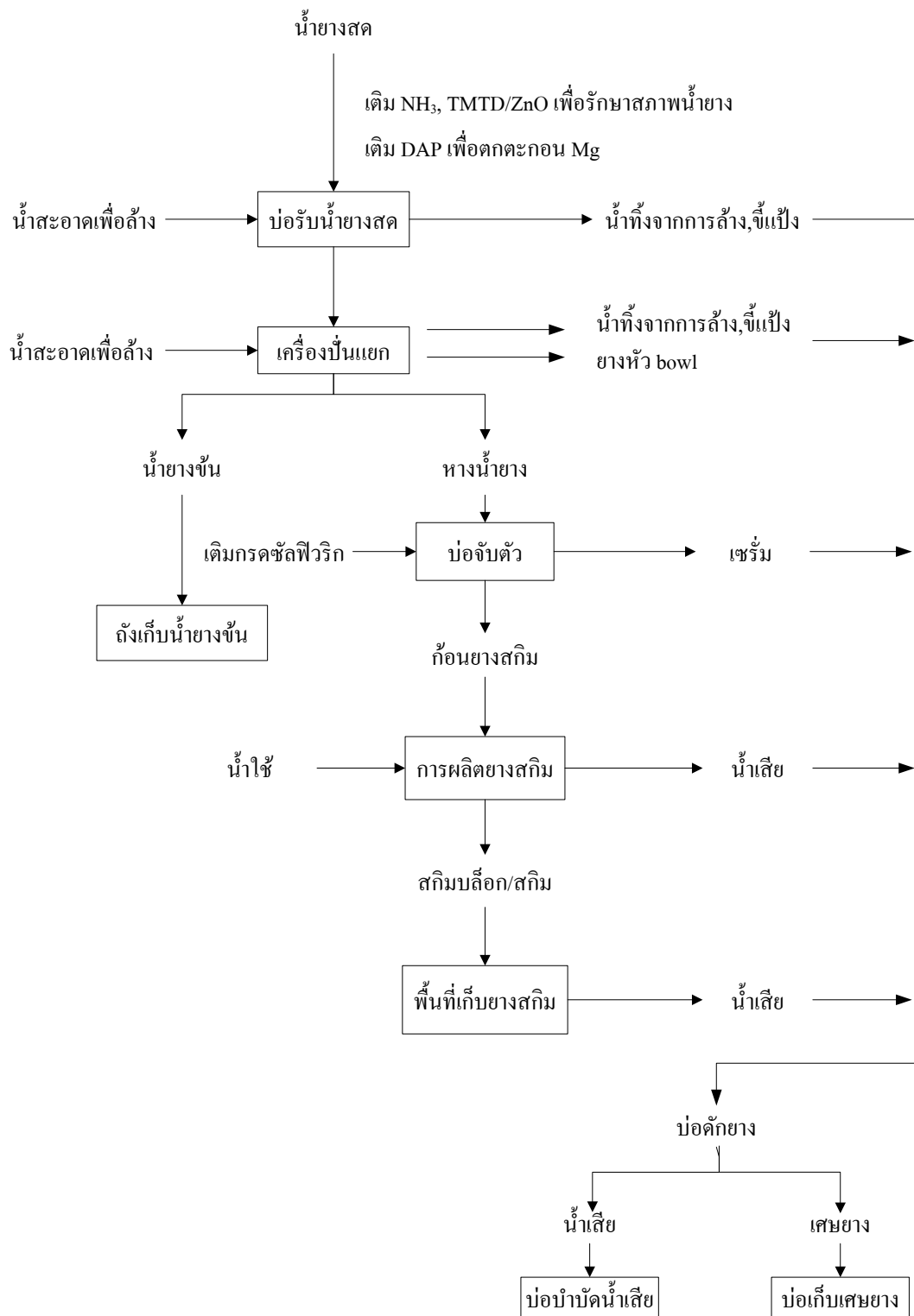
4) ถังน้ำยางข้น

- น้ำจากการล้างทำความสะอาดถัง เพื่อลดการปนเปื้อนของน้ำยางข้นสัดส่วนของน้ำเสียที่เกิดขึ้นจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้นดังแสดงในภาพประกอบที่ 1.1

ปริมาณผลผลิตน้ำยางข้นที่ได้จากกระบวนการปั่นแยกจะมีปริมาณประมาณ 40 เปอร์เซ็นต์ โดยน้ำหนักของปริมาตรน้ำยางสดที่เป็นวัตถุดิบ ส่วนยางสกิม ซึ่งเป็นผลพลอยได้หลังจากการปั่นน้ำยางสด จะได้หางน้ำยางประมาณ 60 เปอร์เซ็นต์ สามารถผลิตยางสกิมได้ 2.0-2.4 เปอร์เซ็นต์ สำหรับอุตสาหกรรมน้ำยางข้น การใช้น้ำแบ่งเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนสำนักงานและสายการผลิต เช่น ล้างบ่อรับน้ำยางสด ล้างเครื่องปั่นยาง ล้างบ่อเก็บน้ำยางข้น และล้างพื้น ซึ่งปริมาณน้ำเสียที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตจะมีความแตกต่างกันขึ้นกับกำลังการผลิต ซึ่งจากการสำรวจการผลิตของกลุ่มอุตสาหกรรมยางใน 7 จังหวัดภาคใต้ตอนล่าง พบว่ามีอัตราการใช้น้ำในการผลิตน้ำยางข้นอยู่ในช่วง 60-400 ลูกบาศก์เมตร/ตัน หากคิดในสัดส่วนการใช้น้ำต่อผลิตภัณฑ์น้ำยางข้นในหน่วยลูกบาศก์เมตรต่อตันน้ำยางข้นที่ผลิตได้ พบว่าอยู่ในช่วง 1.8-15.8 ลูกบาศก์เมตร/ตัน (นฤเทพ, 2550) สัดส่วนน้ำเสียที่เกิดขึ้นในระหว่างกระบวนการผลิตทั้งหมดแสดงได้ดังภาพประกอบที่ 1.1 ในขณะเดียวกันเมื่อคิดเป็นผลิตภัณฑ์รวม ระหว่างการผลิตน้ำยางข้น ยางสกิม ยางแท่ง และยางแผ่นรมควันพบว่า อัตราการใช้น้ำต่อหน่วยผลิตภัณฑ์รวมของการผลิตทั้งโรงงานในปี 2546-2548 มีค่าอยู่ในช่วง 3.68-7.38 ลูกบาศก์เมตรต่อตันผลผลิตทั้งหมด (นฤเทพ, 2550)



ภาพประกอบที่ 1.1 ปริมาณน้ำเสียในอุตสาหกรรมน้ำยางข้น
ที่มา: กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2546



ภาพประกอบที่ 1.2 กระบวนการผลิตน้ำยางข้นและน้ำเสียที่เกิดขึ้นจากกระบวนการผลิต
ที่มา: กรมควบคุมมลพิษ, 2548

ในกระบวนการของโรงงานอุตสาหกรรมยางโดยเฉพาะการผลิตน้ำยางข้น น้ำเสียที่ออกมาจากกระบวนการผลิตจะมีลักษณะโดยเฉลี่ยดังแสดงในตารางที่ 1.1 ซึ่งพบว่าค่าที่ได้จากการวิเคราะห์คุณสมบัติของน้ำเสียที่ได้จากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางข้นมีค่าสูงกว่ามาตรฐานโรงงานกระทรวงอุตสาหกรรมกำหนดไว้มาก จึงต้องมีการบำบัดน้ำเสียมารองรับน้ำนั้นๆ ก่อนระบายออกสู่แหล่งน้ำสาธารณะ

ตารางที่ 1.1 คุณสมบัติของน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางข้น

พารามิเตอร์	ค่าการวิเคราะห์
ความเป็นกรด-ด่าง	5.72
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	30
บีโอดี (มิลลิกรัม/ลิตร)	4430
ซีโอดี (มิลลิกรัม/ลิตร)	7996
ของแข็งแขวนลอย (มิลลิกรัม/ลิตร)	1128
ซัลไฟด์ทั้งหมด (มิลลิกรัม/ลิตร)	<1
ซัลไฟด์ที่ละลายน้ำ (มิลลิกรัม/ลิตร)	<1
ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (มิลลิกรัม/ลิตร)	<1
ซัลเฟต (มิลลิกรัม/ลิตร)	1102

ที่มา: กรมควบคุมมลพิษ, 2550

1.2.3 กระบวนการบำบัดน้ำเสีย

กระบวนการบำบัดน้ำเสียที่ใช้ในการลดสารอินทรีย์ในน้ำที่เป็นสาเหตุการเกิดน้ำเสียเป็นการบำบัดทางชีวภาพ (Biological treatment process) โดยใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ด้วยจุลินทรีย์ซึ่งมีได้ 2 วิธี (เมธี, 2546) คือ

(1) กระบวนการบำบัดแบบใช้ออกซิเจน (Aerobic process) เป็นระบบที่ใช้จุลินทรีย์ที่ใช้ออกซิเจนในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสีย ซึ่งกระบวนการบำบัดแบบนี้มีหลายรูปแบบแตกต่างกันไป ตัวอย่างกระบวนการบำบัดแบบใช้ออกซิเจน เช่น ระบบจุลินทรีย์แขวนลอย ระบบเอเอส (AS) ระบบบ่อเติมอากาศกลางแจ้ง เป็นต้น

(2) กระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic process) ระบบนี้เป็นระบบการย่อยสลายที่ใช้จุลินทรีย์ชนิดที่ไม่ต้องใช้ออกซิเจน เนื่องจากสามารถประหยัดพลังงานเพราะไม่มี

การเติมอากาศ จึงเริ่มนิยมใช้กันแพร่หลายกันมากขึ้นเรื่อยๆ นอกจากนี้ยังมีผลพลอยได้ที่เกิดขึ้นกับระบบนี้ นั่นคือ เกิดแก๊สมีเทน ซึ่งเป็นพลังงานเชื้อเพลิงทดแทน กระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจนมีหลายแบบได้แก่ ระบบไม่ใช้ออกซิเจนแบบชั้นสลัดจ์ (Anaerobic sludge blanket reactor) ระบบบ่อหมักไม่ใช้ออกซิเจน ระบบบ่อกรองไม่ใช้ออกซิเจน ระบบเอเอสแบบแอนแอโรบิก (Anaerobic activated sludge) เป็นต้น

กระบวนการบำบัดน้ำเสียที่นิยมใช้ในโรงงานอุตสาหกรรมน้ำอย่างข้นมักจะใช้วิธีทางชีวภาพ ซึ่งประกอบด้วยหลายขั้นตอนที่เป็นทั้งระบบบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน และระบบแบบใช้ออกซิเจนได้แก่ บ่อหมักไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic pond) ได้แก่ บ่อหมักกึ่งไม่ใช้ออกซิเจน (Facultative pond), บ่อใช้ออกซิเจน (Aerobic pond) และบ่อเติมออกซิเจน (aerated lagoon) เป็นต้น ซึ่งระบบบำบัดที่เป็นที่นิยมใช้มักเริ่มด้วยบ่อหมักไม่ใช้ออกซิเจนเพราะใช้พลังงานน้อย การลดค่าบีโอดีประมาณ 60-80 เปอร์เซ็นต์ ในขั้นตอนนี้จะช่วยลดภาระของระบบบ่อเติมออกซิเจนที่เป็นบ่อหลังๆ ทำให้ลดค่าใช้จ่ายในการบำบัด แต่บ่อไม่ใช้ออกซิเจนมีข้อเสียคือ เกิดปัญหาเรื่องกลิ่น (กัลยา, 2543)

นอกจากนี้การใช้กระบวนการแบบไม่ใช้ออกซิเจนจะมีปัญหาที่สำคัญอีกอย่างคือ แบคทีเรียที่ใช้ในการบำบัดเจริญเติบโตช้า ในการเริ่มต้นระบบบำบัด (Start-up) จึงต้องใช้เวลานาน และระบบบำบัดปรับตัวได้ไม่ดีต่อการเปลี่ยนแปลงของปริมาณน้ำเสีย ปริมาณสารอินทรีย์ในน้ำเสีย อุณหภูมิและสภาพแวดล้อมอื่นๆ ทั้งนี้กระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic process) นับเป็นวิธีที่ประหยัดที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการบำบัดแบบใช้ออกซิเจน (Aerobic process) สามารถเปรียบเทียบข้อดีและข้อเสียของกระบวนการบำบัดน้ำเสียทั้งสองได้ดังแสดงในตารางที่ 1.2 ดังนั้นจะกล่าวถึงเฉพาะกระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน ดังนี้

1.2.3.1 ทฤษฎีกระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic process) (Dieter and Angelika, 2008, กฤษณาและรัชชัย, 2549, และ เมธี, 2546)

กระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบไม่ใช้ออกซิเจน เป็นการบำบัดที่ใช้จุลินทรีย์ที่ไม่ใช้ออกซิเจนในการดำรงชีวิตในการย่อยสลายสารอินทรีย์ โดยทั่วไปแล้วจุลินทรีย์มีมากมายหลายชนิดด้วยกัน ซึ่งแต่ละชนิดจะทำหน้าที่แตกต่างกัน การทำงานของจุลินทรีย์ที่ไม่ใช้ออกซิเจนที่เรียกว่า แอนแอโรบิกแบคทีเรีย (Anaerobic bacteria) ซึ่งโดยทั่วไปแล้วจุลินทรีย์ชนิดนี้สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีน ไขมัน และอื่นๆ โดยผลสุดท้ายจะได้กรดและแก๊สมีเทนเกิดขึ้น ซึ่งกลไกการบำบัดแบบนี้จะแบ่งออกเป็น 4 ขั้นตอนหลักๆ ดังนี้ ได้แก่

ตารางที่ 1.2 ข้อดี-ข้อเสีย ของกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Anaerobic process)

ข้อดี	ข้อเสีย
1. สามารถรับภาระสารอินทรีย์ได้ จึงใช้ได้กับน้ำเข้าระบบที่มี BOD สูง	1. คุณภาพน้ำทิ้งสุดท้ายที่ได้ส่วนใหญ่ไม่ได้ตามมาตรฐานน้ำทิ้งน้ำเสีย จึงต้องมีการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบอื่นต่ออีกจึงจะได้น้ำทิ้งที่มีคุณภาพดี
2. ปริมาณสลักจ์ที่จะต้องนำไปบำบัดน้อย (ตะกอนน้อย)	2. การควบคุมระบบให้เหมาะสมค่อนข้างยุ่งยาก
3. ระบบนี้ไม่ต้องการสารอาหารมาก	3. ประสิทธิภาพการบำบัดต่ำ ต้องใช้เวลานาน
4. ใช้พลังงานน้อยและเกิดแก๊สมีเทนซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นพลังงานเชื้อเพลิงทดแทนได้	4. เกิดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ ซึ่งทำให้เกิดปัญหาเรื่องกลิ่น

ที่มา: เมธี, 2546

ขั้นตอนที่ 1 การสลายโมเลกุลใหญ่ (Hydrolysis)

เป็นกระบวนการย่อยสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่และไม่ละลายน้ำ เช่น โปรตีน คาร์โบไฮเดรต และ ไขมัน โดยเอนไซม์ Extracellular ที่ปล่อยออกมาจากแบคทีเรียพวก Hydrolytic ทำให้แตกตัวจนมีขนาดโมเลกุลเล็กลง สามารถละลายน้ำได้ ซึ่งผลที่ได้จากการย่อยสารโมเลกุลใหญ่ในขั้นตอนนี้ที่เกิดจากสารอาหารแต่ละชนิดจะให้ผลแตกต่างกัน แสดงได้ดังนี้ (กฤษณาและ รณชัย, 2549)

โปรตีน → กรดอะมิโน (มีทั้งหมด 21 ชนิด)
 พอลิแซคคาไรด์ → โมโนแซคคาไรด์
 ไขมัน → กรดไขมัน

นอกจากนี้แล้วปฏิกิริยาอาจเกิดจากแบคทีเรียพวก Fermentative ก็ได้ ซึ่งจะก่อให้เกิดสารประกอบพวก แอลกอฮอล์ กรดอินทรีย์ ไฮโดรเจน และ คาร์บอนไดออกไซด์ เป็นต้น โดยกระบวนการย่อยสลายสารโมเลกุลขนาดใหญ่จะเกิดขึ้นช้า จึงเป็นขั้นตอนที่กำหนดการเกิดปฏิกิริยาทั้งหมดของกระบวนการ

ขั้นตอนที่ 2 การผลิตกรดอินทรีย์ (Acidogenesis)

เป็นขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีโมเลกุลเล็กลงเป็นกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile acid) และสารอื่นๆ โดยแบคทีเรียพวกสร้างกรด (Acid former) จะปล่อยเอนไซม์ Intracellular ซึ่งแบคทีเรียพวกนี้ต้องอยู่ในสภาวะที่ไร้ออกซิเจนเท่านั้น ซึ่งผลผลิตที่ได้จากกระบวนการนี้ขึ้นกับสารอาหาร ชนิดแบคทีเรีย กรดที่เกิดขึ้นส่วนใหญ่ คือ กรดอะซิติก (Acetic acid) กรดโพรพิโอนิก (Propionic acid) และ กรดบิวทีริก (Butyric acid) แสดงการเกิดปฏิกิริยาได้ดังนี้ (กฤษณาและรณชัย, 2549)

กรดอะมิโน	→	กรดอะซิติก, แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์, แอมโมเนีย
โมโนแซคคาไรด์	→	กรดบิวทีริก, กรดอะซิติก, กรดโพรพิโอนิก, เอทานอล, แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจน
กรดอินทรีย์	→	กรดอะซิติก, กรดโพรพิโอนิก และแก๊สไฮโดรเจน

จุลินทรีย์ที่ใช้ในขั้นตอนย่อยสลายโมเลกุลใหญ่ (Hydrolysis) และขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์ (Acidogenesis) จัดเป็นพวกเดียวกันเรียกว่า Non-methanogenesis bacteria ซึ่งเจริญเติบโตได้ดีในช่วงความเป็นกรด - ด่าง 4.0 - 6.5 ซึ่งอุณหภูมิประมาณ 32 - 35 องศาเซลเซียส และส่วนใหญ่เป็นพวก Facultative anaerobic bacteria คือ สามารถดำรงชีวิตได้ทั้งในสภาวะไร้ออกซิเจนและมีออกซิเจน ทำให้คุณสมบัติทนต่อการเปลี่ยนแปลงสภาวะแวดล้อม นอกจากนี้แล้วมีอัตราการเจริญเติบโตสูงอีกด้วย

ขั้นตอนที่ 3 การย่อยสลายกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Acetogenesis)

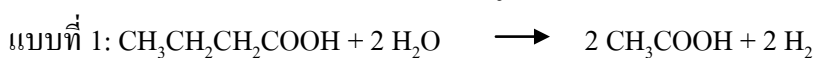
กรดระเหยง่ายที่เกิดขึ้นในขั้นตอนการผลิตกรดอินทรีย์จะถูกเปลี่ยนโดยแบคทีเรีย Homoacetogenic ให้เป็นอะซิเตท (Acetate) ฟอร์มเมท (Formate) แก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นสารประกอบสำคัญในการสร้างมีเทน ปฏิกิริยานี้ถือเป็นปฏิกิริยาที่สำคัญในการลดปัญหาการสะสมของกรดระเหยและไฮโดรเจนในปริมาณที่สูง ที่เป็นสาเหตุในการยับยั้งกระบวนการสร้างมีเทนได้ แบคทีเรียกลุ่ม Homoacetogenic อาจเรียกว่า แบคทีเรียที่สร้างไฮโดรเจน (Hydrogen forming bacteria) เนื่องจากแบคทีเรียที่สร้างไฮโดรเจนมักสร้างกรดอินทรีย์ได้ แต่ตัวที่สร้างกรดได้อาจไม่สามารถสร้างไฮโดรเจน จึงถือว่า แบคทีเรียที่สร้างไฮโดรเจนเป็นชนิดของแบคทีเรียที่สร้างกรด ดังนั้นแบคทีเรียที่สร้างไฮโดรเจนและแบคทีเรียที่สร้างกรด ทั้งสอง

ชนิดอาจเรียกรวมกันว่า แบคทีเรียที่ไม่สร้างมีเทน (Non-methanogenic bacteria) (กัลยา, 2543) ปฏิกริยาที่เกิดขึ้นในขั้นตอนนี้ แสดงได้ดังนี้

การย่อยสลายกรดโพรพิโนอิกเป็นกรดอะซิติก (Dieter and Angelika, 2008, <http://www.diw.go.th>)

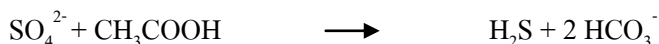
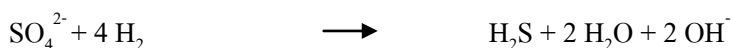


การย่อยสลายกรดบิวทีริกไปเป็นกรดอะซิติก นั้นจะถูกลย่อยสลายได้ 2 แบบ



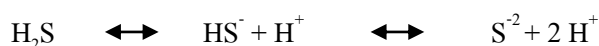
จุลินทรีย์ในการย่อยสลายกรดอินทรีย์ระเหยง่ายและการเกิดมีเทนนั้นจะต้องอยู่รอดในระบบ สำหรับจุลินทรีย์ผลิตมีเทนจะสามารถอยู่รอดได้ที่ความดันส่วนของไฮโดรเจนมีค่าสูง ซึ่งส่งผลให้กรดโพรพิโนอิก กรดบิวทีริก ย่อยสลายเป็นกรดอะซิติกและเกิดมีเทนได้ดี แต่เมื่อความดันส่วนของไฮโดรเจนมีค่าต่ำ จะมีผลต่อจุลินทรีย์พวก Acetonic ที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจน แก๊สคาร์บอน ไดออกไซด์และอะซิเตต

เนื่องจากน้ำเสียจากโรงงานยางพาราจะมีปริมาณสารประกอบซัลไฟด์สูง ทำให้เกิดปัญหาในระบบบ่อไม่ใช้อากาศ เมื่อแบคทีเรียประเภทไม่ใช้อากาศ เช่น แบคทีเรียพวก Sulfate reducing จะทำการย่อยสลายอินทรีย์โดยใช้ออกซิเจนที่มีอยู่ในระบบ เช่น ซัลเฟต (SO_4^{2-}) ซึ่งเกิดปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟต (Reduction of sulfate) ทำให้สารอินทรีย์สลายตัวให้พลังงานและสารประกอบอื่นที่มักมีกลิ่นเหม็น เช่น แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ ซึ่งจะเป็นตัวยับยั้งการเกิดแก๊สมีเทนในระบบ สามารถสังเกตได้จากสมการข้างล่างนี้ (Dieter and Angelika, 2008)

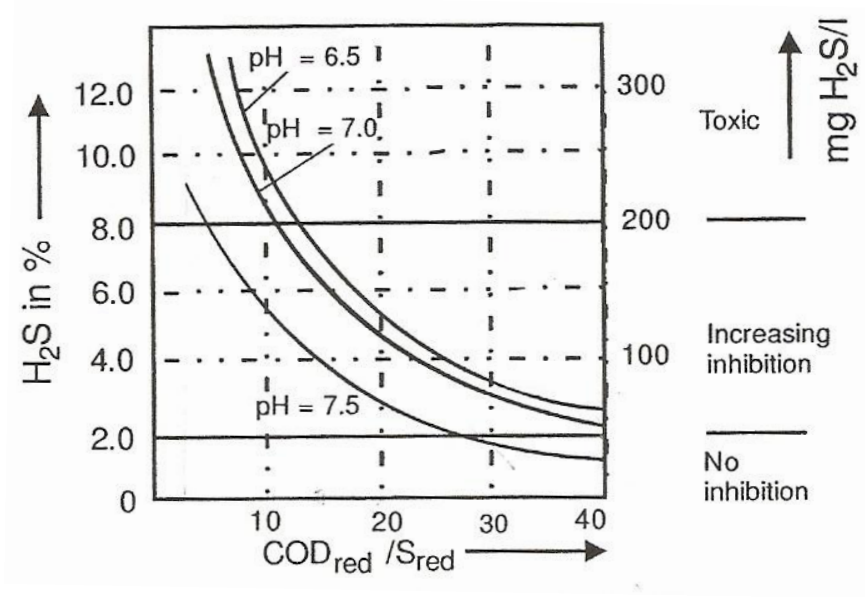


ปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟตจะเกิดขึ้นได้ง่ายในสภาวะปกติ เนื่องจากแบคทีเรียพวก (Sulfate bacteria reducing, SBR) จะมีอัตราการเจริญเติบโตสูงกว่าแบคทีเรียพวกสร้างมีเทน ดังนั้นปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟตจะเกิดก่อนการเกิดแก๊สมีเทน ในทางปฏิบัติปฏิกิริยาทั้งสองจะเกิดขึ้นควบคู่กันไป ใน

กรณีสัดส่วนของ COD/SO₄²⁻ มากกว่า 20 โอกาสจะเกิดปฏิกิริยาสองสมการข้างต้นน้อยมาก ประสิทธิภาพการกำจัด COD ก็จะสูงขึ้นและปริมาณแก๊สที่ควรเกิดก็จะสูงขึ้นด้วย แต่ถ้าสัดส่วนของ COD/SO₄²⁻ น้อยกว่า 2 จะเกิดปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟตเป็นปฏิกิริยาหลัก แสดงดังภาพประกอบที่ 1.3 ซัลไฟด์ที่เกิดจะละลายน้ำแตกตัวดังสมการข้างล่างนี้ ทำให้ผลผลิตสุดท้ายของกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนจะเป็นแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์มากกว่า



อย่างไรก็ตามอุณหภูมิก็มีผลต่อการเกิดปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟต หากอุณหภูมิเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วก็จะเพิ่มการเกิดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์มากขึ้น หากต้องการควบคุมการเกิดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ สามารถทำได้โดยเพิ่มค่าความเป็นกรด - ด่างให้แก่ระบบโดยการเติมโซดาไฟ (NaOH) หรือดำเนินการที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่ำๆ เป็นต้น



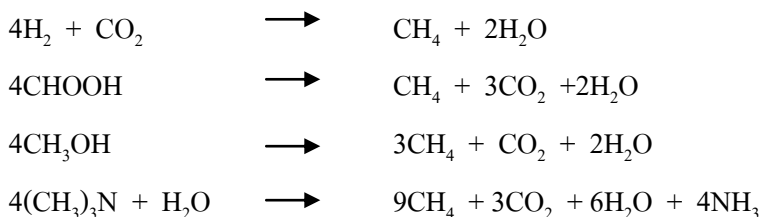
ภาพประกอบที่ 1.3 การยับยั้งการเกิดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Dieter and Angelika, 2008)

ขั้นตอนที่ 4 การผลิตแก๊สมีเทน (Methanogenesis)

เป็นขั้นตอนสุดท้ายในการผลิตแก๊สมีเทนโดยแบคทีเรียพวก Methanogenic ซึ่งกรดอินทรีย์ระเหยง่ายจะถูกย่อยสลายเป็นแก๊สมีเทน (CH₄) และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) เป็นส่วนใหญ่ อาจมีแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H₂S) แก๊สไนโตรเจน (N₂) แก๊สไฮโดรเจน (H₂) และไอน้ำผสมอยู่ด้วย ซึ่งรวมกันเรียกว่า “แก๊สชีวภาพ” (เมธิ, 2546 และกัลยา, 2543)

ชีวเคมีของกระบวนการสร้างมีเทน

แบคทีเรียพวก Methanogenic ส่วนใหญ่จะเป็นพวก Methanobacterium, Methanosarcina, Methanospirillum และ Methanococcus ซึ่งมีความสามารถในการใช้สารอาหารได้จำกัด ได้แก่ คาร์บอนไดออกไซด์-ไฮโดรเจน, ฟอร์เมท, อะซิเตท, เมทานอล, เมทิลลามีน และคาร์บอนมอนอกไซด์ ปฏิกิริยาการเปลี่ยนแปลงแสดงได้ดังนี้

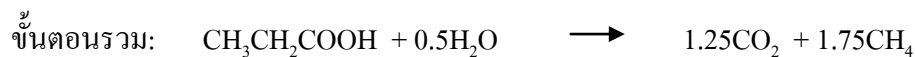
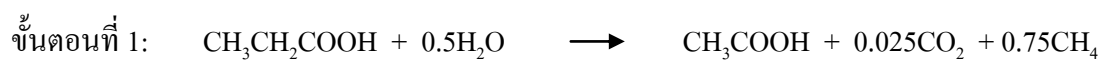


และดำรงชีวิตอยู่ได้ในที่ที่ไม่มีออกซิเจนเท่านั้น เป็นแบคทีเรียที่มีความไวต่อออกซิเจนมาก นอกจากนี้แบคทีเรียยังไม่สามารถเจริญเติบโตได้ดีถ้า Redox Potential ในสารละลายตัวกลางมีค่าต่ำกว่า -500 mV แต่ยังคงต้องการสารอาหารเพื่อการเจริญเติบโต คาร์บอนไดออกไซด์ แอมโมเนีย และ ซัลไฟด์ แอมโมเนียเป็นแหล่งไนโตรเจนที่จำเป็น แต่ไม่สามารถใช้กรดอะมิโนหรือเปปไทด์ได้ ซัลไฟด์เป็นแหล่งซัลเฟอร์ที่สำคัญที่สุด บางชนิดใช้ Crytine แทนได้

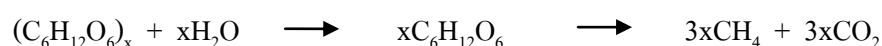
การสร้างมีเทนจากกรดอะซิติกเป็นกระบวนการขั้นตอนเดียวจาก 1 กลุ่มของ Methanogenic bacteria



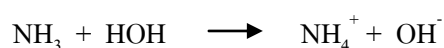
การเกิดมีเทนจากกรดไพรูวโนิกเป็นกระบวนการ 2 ขั้นตอนเกิดจาก Methanogenic bacteria 2 กลุ่ม และมีกรดอะซิติกเป็นสารแกนนกลาง (Intermediate step)



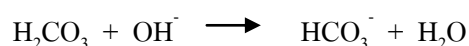
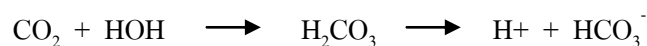
ในขั้นตอนรวมของการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจนของคาร์โบไฮเดรตเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทน ปริมาณแก๊สที่ได้จะเท่ากันแสดงดังสมการข้างล่าง



การย่อยโปรตีนได้แอมโมเนียซึ่งทำปฏิกิริยากับน้ำ

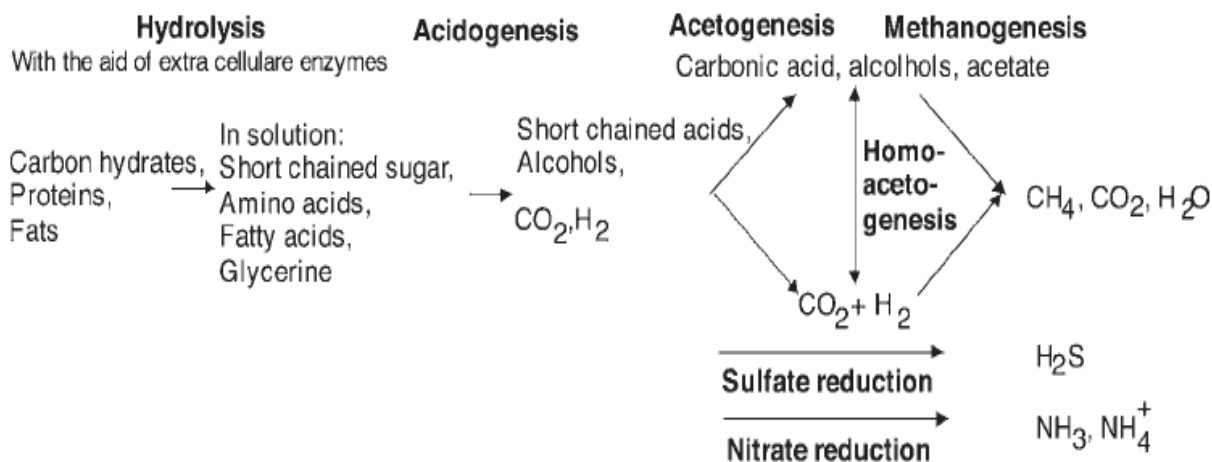


ซึ่งเป็นแหล่งของไฮดรอกไซด์ไอออนที่ทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์ระหว่างปฏิกิริยา Methanogenesis เพื่อเกิดเป็นไบคาร์บอเนตไอออน



จากสมการข้างต้นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์บางส่วนละลายทำปฏิกิริยากับไฮดรอกไซด์ไอออน (OH^-) ในระบบกลายเป็นไบคาร์บอเนตไอออน (Bicarbonate ion, HCO_3^-) ซึ่งปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ขึ้นกับ ความเป็นกรด-ด่าง, ไบคาร์บอเนตไอออน, อุณหภูมิและองค์ประกอบของสาร

จากกลไกการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจนทั้ง 4 ขั้นตอนหลักๆ สามารถสรุปได้ดังภาพประกอบที่ 1.4



ภาพประกอบที่ 1.4 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไม่ใช้ออกซิเจน
ที่มา: Dieter and Angelika (2008)

1.2.4 ปัจจัยที่มีผลกระทบต่อกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน (Dieter and Angelika, 2008 และเมธี, 2546)

กระบวนการเกิดแก๊สชีวภาพด้วยกระบวนการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจนนั้น ต้องให้ความสำคัญกับสภาพแวดล้อมที่ใช้ในการเจริญเติบโตของแบคทีเรียเพื่อใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในการผลิตแก๊สชีวภาพ เป็นอันดับแรก จากกระบวนการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจนทั้ง 3 ขั้นตอน สภาพแวดล้อมที่มีที่ผลสำคัญ ได้แก่

1.2.4.1 อุณหภูมิ (Temperature)

ในระบบการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจน อุณหภูมิมีอิทธิพลต่อการย่อยสลายและการผลิตแก๊สเป็นอย่างมาก โดยทั่วไปพบว่าช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับแบคทีเรียมีอยู่ 3 ช่วง คือ

- กลุ่มแบคทีเรีย Psychrophilic จะย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดีในช่วงอุณหภูมิต่ำ (5-20 องศาเซลเซียส) ช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสม (Optimum) จะอยู่ในช่วง 5-15 องศาเซลเซียส
- กลุ่มแบคทีเรีย Mesophilic จะย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดีในช่วงอุณหภูมิปานกลาง (25-42 องศาเซลเซียส) ช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสม (Optimum) จะอยู่ในช่วง 25-40 องศาเซลเซียส

- กลุ่มแบคทีเรีย Thermophilic จะย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดีในช่วงอุณหภูมิสูง (45-65 องศาเซลเซียส) ช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสม (Optimum) จะอยู่ในช่วง 55-60 องศาเซลเซียส

ช่วงอุณหภูมิปานกลางและช่วงอุณหภูมิสูงจะมีอิทธิพลมากที่สุดต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ ยิ่งอุณหภูมิสูงมากขึ้น อัตราการย่อยจะสูงขึ้น ทำให้สามารถรับปริมาณสารอินทรีย์ได้สูงขึ้นและทำให้ระยะเวลาการบำบัดลดลง อย่างไรก็ตามสภาพอากาศในพื้นที่ส่วนใหญ่ของประเทศไทยมีอุณหภูมิเฉลี่ยประมาณ 30 องศาเซลเซียส ซึ่งอยู่ในช่วงอุณหภูมิปานกลางและอุณหภูมิไม่เปลี่ยนแปลงมากนัก ซึ่งเป็นการเหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์อีกด้วย

1.2.4.2 ความเป็นกรด-ด่าง (pH)

ความเป็นกรด-ด่างมีความสำคัญต่อประสิทธิภาพการย่อยสลายสารอินทรีย์มาก ช่วงความเป็นกรด - ด่างที่เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของแบคทีเรียอยู่ในช่วง 5.5-7.5 ถ้าความเป็นกรด - ด่างสูงหรือต่ำเกินไปจะเป็นอันตรายต่อแบคทีเรีย โดยเฉพาะแบคทีเรียที่สร้างมีเทน ถ้าความเป็นกรด - ด่างต่ำลงถึง 5.3 จะเป็นอันตรายต่อการดำรงชีพของแบคทีเรียกลุ่มนี้ สภาพการลดต่ำลงของความเป็นกรด - ด่างพบว่าเป็นผลจากการป้อนปริมาณของสารอินทรีย์เข้าสู่ถังหมักเกินควร ทำให้แบคทีเรียที่สร้างมีเทนใช้กรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่เกิดขึ้นไม่ทัน จนเกิดการสะสมของกรดในขั้นตอนการผลิตกรดไวมัก ยังส่งผลให้ความเป็นกรด - ด่างลดต่ำลงอย่างรวดเร็ว ที่ความเป็นกรด - ด่างระหว่าง 4.5-5.0 แบคทีเรียที่สร้างมีเทนจะหยุดการเจริญเติบโต ซึ่งส่งผลทำให้ปริมาณแก๊สชีวภาพที่ได้ลดลงอย่างรวดเร็ว จนกระทั่งไม่เกิดอีกในที่สุด ถังหมักจะมีกลิ่นเหม็นเปรี้ยวแทน

1.2.4.3 สภาพด่าง (Alkalinity)

คือความสามารถของน้ำในการรับอนุภาคโปรตอน สภาพด่างที่วัดได้จะอยู่ในรูปไบคาร์บอเนต คาร์บอเนตและไฮดรอกไซด์ และมีหน่วยเป็นมิลลิกรัม/ลิตร ของแคลเซียมคาร์บอเนต (CaCO_3) ค่าสภาพด่างจะแสดงถึงความสามารถในการรักษาระดับความเป็นกรดและด่าง ถ้าค่าสภาพด่างสูง แสดงว่าระบบสามารถรักษาค่าความเป็นกรด - ด่างให้คงตัวอยู่ได้ดีกว่า แต่ถ้าค่าสภาพด่างต่ำ จำเป็นต้องเพิ่มความระมัดระวังในการควบคุมการทำงานของระบบหมักเพราะมีแนวโน้มที่จะเป็นกรดได้ง่าย ดังนั้นค่าสภาพด่างในระบบหมักจึงแสดงเสถียรภาพของระบบหมัก ค่าสภาพด่างที่พบมีความเหมาะสมต่อการหมักแก๊สชีวภาพมีค่าประมาณ 1,000-5,000 มิลลิกรัม/ลิตร ค่าเสถียรภาพของระบบหมักอาจดูได้จากสัดส่วนของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อค่าสภาพด่าง ถ้า

สัดส่วนของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อสภาพด่างมีค่ามากกว่า 0.4 แล้ว เสถียรภาพของระบบจะไม่ได้ และระบบจะล้มเหลวหรือเสียเสถียรภาพสมดุลได้ง่าย

1.2.4.4 กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid, VFA)

ในกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้ออกซิเจนมักจะพบกรดอินทรีย์ระเหยง่ายเกิดขึ้นเป็นผลิตภัณฑ์ขั้นกลาง ถ้ากรดอินทรีย์ระเหยง่ายสะสมมากเกินไปจะทำให้ค่าสภาพด่างมีแนวโน้มลดลง ส่งผลให้ความเป็นกรด - ด่างลดลงได้ง่ายขึ้น ซึ่งเป็นอันตรายต่อการทำงานของแบคทีเรียที่สร้างมีเทน และอาจนำไปสู่การเสียสภาพสมดุลในที่สุด เราจึงจำเป็นต้องวัดค่าความเป็นกรด - ด่างหาปริมาณของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายกับสภาพด่างเสมอ ถ้าพบว่าอัตราส่วนของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อค่าสภาพด่างมากกว่า 0.4 และความเป็นกรด - ด่างต่ำกว่า 6.5 จำเป็นต้องแก้ไขโดย

- ปรับความเป็นกรด - ด่างให้มีค่าสูงขึ้น โดยการเติมสารละลายด่างของพวกแคลเซียมไฮดรอกไซด์ (Ca(OH)_2), โซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) หรือโซเดียมไบคาร์บอเนต (NaHCO_3) ลงในระบบหมัก

- ลดปริมาณการเติมสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบหมักให้น้อยลงหรือหยุดเติม จะทำให้แบคทีเรียที่สร้างมีเทนใช้กรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่มีอยู่มากให้มีปริมาณลดลง ความเป็นกรด - ด่างของระบบจะสูงขึ้น แต่วิธีการนี้ใช้เวลาค่อนข้างนานมากเมื่อเทียบกับวิธีแรก

1.2.4.5 อาหารเสริมสร้าง (Nutrient)

นอกจากสารอินทรีย์ในระบบหมักที่ใช้เป็นอาหาร โดยตรงของแบคทีเรียแล้ว แบคทีเรียยังต้องการแร่ธาตุบางชนิดในการสร้างเซลล์ใหม่ด้วยเช่น ไนโตรเจนและฟอสฟอรัส อัตราส่วนที่เหมาะสมยังไม่มีการสรุปไว้แน่ชัด แต่ประมาณได้คือ COD: N: P เป็น 100-200: 5-6: 1 แม้ว่าจะเป็นปริมาณค่อนข้างต่ำ แต่ถ้าขาดแร่ธาตุเหล่านี้จะทำการย่อยสลายได้ไม่เต็มที่ ส่วนแร่ธาตุอื่นๆ ที่จำเป็นคือ แคลเซียม แมกนีเซียม โคบอลท์และเหล็ก ซึ่งปริมาณที่ต้องการจะน้อยมาก ในกรณีต่างๆ ไปมักเพียงพออยู่แล้ว

1.2.4.6 ซีโอดี (Chemical oxygen demand, COD)

คือค่าความต้องการออกซิเจนของน้ำเสียที่หาได้โดยวิธีทางเคมี ค่า COD นี้จึงแสดงถึงปริมาณของสารอินทรีย์ทั้งหมดในน้ำเสีย ทั้งจุลินทรีย์ย่อยสลายได้และย่อยสลายไม่ได้ ค่า COD นี้

จึงมีค่าสูงกว่า BOD เสมอ นอกจากนี้ค่า COD ยังสามารถวัดผลได้เร็วคือ ประมาณ 3 ชั่วโมงจึงมีความนิยมนิยมสูงกว่า BOD ซึ่งวัดผลได้ในเวลา 5 วัน ดังนั้นถ้าเป็นการวัดค่า COD จะทำให้เราแก้ไขข้อบกพร่องได้ทันเวลา

1.2.4.7 ปริมาณของแข็งในระบบหมัก

คือสิ่งเจือปนที่อยู่ในสารที่นำมาทำการหมัก ซึ่งไม่รวมน้ำและสารระเหยได้ ในของแข็งจะมีสารอินทรีย์และสารอนินทรีย์ปนอยู่ ค่าของแข็งนี้ใช้แสดงถึงคุณภาพของน้ำเสียและการเปลี่ยนแปลงของปริมาณของแข็งในระบบหมัก หรือแสดงว่าระบบมีความสามารถในการย่อยสลายของแข็งได้มากหรือน้อยเพียงใด มักจะวัดในรูปของแข็งทั้งหมด (Total solid, TS) และของแข็งระเหยได้ทั้งหมด (Total volatile solid, TVS)

1.2.4.8 สารพิษ (Toxic substance)

สารบางชนิดถ้ามีในระบบหมักมากเกินไปจะเป็นพิษต่อแบคทีเรียซึ่งระดับความเป็นพิษจะขึ้นอยู่กับชนิดและปริมาณสารพิษเหล่านั้น ส่วนมากแล้วธาตุหนักหรือธาตุที่มีค่าวาเลนซ์ (Valency) สูงๆ มักจะเป็นพิษมากกว่าค่าที่ต่ำ

จะเห็นได้ว่า แก๊สชีวภาพ เกิดจากกระบวนการหมักเพื่อให้เกิดการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้ออกซิเจน (Anaerobic digestion) โดยแบคทีเรียหลายชนิด เมื่อมีสภาวะแวดล้อมเหมาะสม แบคทีเรียจะเจริญเติบโตและย่อยสลายสารอินทรีย์ เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีน ไขมัน เซลลูโลส และเฮมิเซลลูโลส จนกระทั่งในที่สุดเปลี่ยนสภาพเป็นแก๊สชีวภาพ ซึ่งองค์ประกอบหลักของแก๊สชีวภาพ ได้แก่ แก๊สมีเทน (CH_4) ประมาณ 60-70% แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ประมาณ 28-38% และแก๊สอื่นๆ เช่น แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) และแก๊สไนโตรเจน (N_2) เป็นต้น ประมาณ 2% (Raphael and Rutendo, 2009, Osorio and Torres, 2009, Converti, *et al.*, 2009) จะเห็นได้ว่า แก๊สชีวภาพประกอบด้วยแก๊สมีเทนเป็นส่วนประกอบหลัก ทำให้มีคุณสมบัติติดไฟได้ดีและยังสามารถนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทนในรูปแบบต่างๆ ได้ เช่น เผาเพื่อใช้ประโยชน์จากความร้อนโดยตรง เช่น หม้อต้มไอน้ำ (Steam Boiler) เป็นต้น เผาเพื่อให้ความร้อนและใช้ในการขับเคลื่อนเครื่องจักรกลต่างๆ เช่น ใช้กับเครื่องยนต์เบนซินและเครื่องยนต์ดีเซล เป็นต้น เผาเพื่อให้ความร้อนและใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้า เช่น แก๊สหุงต้ม เป็นต้น

1.3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

สำหรับงานวิจัยที่มุ่งเน้นศึกษาการผลิตแก๊สชีวภาพจากของเสียอุตสาหกรรม เช่น น้ำเสีย ด้วยกระบวนการหมักที่สถานะไม่ใช้ออกซิเจนหรือมีออกซิเจนน้อย สามารถสรุปเป็นข้อมูลประกอบการทำงานวิจัยได้ดังนี้ และดังแสดงในตารางที่ 1.3

Pozo และคณะ (2000) มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาสมรรถนะของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มในการบำบัดน้ำเสียจากโรงฆ่าสัตว์ รวมถึงสถานะในการดำเนินการในกระแสเข้า โดยมีการดำเนินการในถังหมักระดับปฏิบัติการสองถังต่ออนุกรมกัน ถังหมักหนึ่งมีการป้อนทางด้านบนและอีกถังหนึ่งมีการป้อนจากด้านล่าง ถังหมักทั้งสองทำจากแก้วทนความร้อน สูง 80 เซนติเมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง 8 เซนติเมตร ใช้ท่อ PVC ในแนวตั้ง สูง 70 เซนติเมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง 2.5 เซนติเมตร เป็นตัวกลางกรองคล้ายฟูก ถังหมักทั้งสองดำเนินการภายใต้อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส จากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพในการลด COD อยู่ในระหว่าง 85-90 เปอร์เซ็นต์ เมื่ออัตราการระบายรทุกสารอินทรีย์เป็น 8 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน ในขณะที่อัตราการระบายรทุกสารอินทรีย์สูงสุดเป็น 35 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน จะมีประสิทธิภาพในการลดถึง 55 ± 7.5 เปอร์เซ็นต์ หลังจาก 12 ชั่วโมง อัตราการระบายรทุกออกตันเป็น 50 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน

Patel และคณะ (2002) ศึกษาผลของอุณหภูมิและอัตราการระบายรทุกสารอินทรีย์ที่มีต่อการผลิตแก๊สมีเทนจากน้ำเสียที่มีสถานะเป็นกรดจากโรงงานอุตสาหกรรมปิโตรเคมี โดยไม่มีการทำให้เป็นกลางซึ่งมีการป้อนอย่างต่อเนื่องเข้าสู่ถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ทำจากแก้ว ปริมาตรทั้งหมดของถังหมักเป็น 1.7 ลิตร ปริมาตรใช้งาน 1 ลิตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายในเป็น 4.5 เซนติเมตร สูง 120 เซนติเมตร วัสดุตัวกลางกรองสูง 108 เซนติเมตร วัสดุตัวกลางกรองที่ใช้เป็นถ่านไม้ที่มีขนาด 125 ตารางมิลลิเมตร พื้นที่ผิวจำเพาะและปริมาตรจำเพาะเป็น 53.35 ตารางเมตร/กรัม และ 0.244 ลูกบาศก์เซนติเมตร/กรัม ตามลำดับ ซึ่งน้ำหนักทั้งหมดของตัวกลางกรองเป็น 660 กรัม หัวเชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ในกระบวนการหมักเป็นมูลวัวเหลว อุณหภูมิที่เลือกศึกษา ได้แก่ 25, 37, 45 และ 55 องศาเซลเซียส อัตราการระบายรทุกสารอินทรีย์ในแต่ละอุณหภูมิเป็น 3.6 – 21.7 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน สมรรถนะจะดีที่สุด เมื่อดำเนินการที่อุณหภูมิ 37 องศาเซลเซียส และอัตราการระบายรทุกสารอินทรีย์สูงสุดได้ถึง 21.7 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน เทียบกับ COD และ BOD ที่ลดลง การผลิตแก๊สชีวภาพทั้งหมดและผลได้ของมีเทน ซึ่งสำหรับการดำเนินการที่อุณหภูมิ 37 องศาเซลเซียส นี้ ค่า COD และ BOD ลดลง 90-95 เปอร์เซ็นต์ และผลได้มีเทนเป็น 0.450 ลูกบาศก์เมตร/กิโลกรัม COD/วัน และเมื่อถังหมักดำเนินการที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส พบว่าที่

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วันจะให้ผลได้มีเทนสูงสุดเป็น 0.666 ลูกบาศก์เมตร/กิโลกรัม COD/วัน และผลได้มีเทนจะลดลงถึง 0.110 ลูกบาศก์เมตร/กิโลกรัม COD/วัน เมื่อดำเนินการที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 18.1 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน สำหรับการดำเนินการที่อุณหภูมิ 45 องศาเซลเซียส จะให้ผลได้มีเทนสูงถึง 0.416 ลูกบาศก์เมตร/กิโลกรัม COD/วัน หากอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน นอกจากนี้หากเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 9 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน ค่า COD จะลดลง 89 เปอร์เซ็นต์ อย่างไรก็ตามผลได้มีเทนจะลดลงเป็น 0.333 ลูกบาศก์เมตร/กิโลกรัม COD/วัน เมื่อภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วันและถึงหมักดำเนินการที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส จากการศึกษาี้แสดงให้เห็นว่า อัตราการเกิดแก๊สมีเทนจากน้ำเสียที่มีสถานะเป็นกรดจากโรงงานอุตสาหกรรมปิโตรเคมีจะขึ้นอยู่กับอุณหภูมิที่แตกต่างกัน

Rao และคณะ (2005) ศึกษาการบำบัดน้ำเสียโรงงานผลิตภัณฑ์ยาด้วยถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (Anaerobic Fixed Film Reactor, AFFR) ซึ่งถูกออกแบบและสร้างขึ้นมาในการปฏิบัติการ ถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มทำมาจากแก้ว Borosil ปริมาตร 10 ลิตร (ปริมาตรที่ใช้งานเป็น 9.42 ลิตร และรักษาระดับของเหลวไว้ที่ 8.48 ลิตร) ใช้วัสดุตัวกลางกรองเป็น PVC pall rings ขนาด 35 มิลลิเมตร x 35 มิลลิเมตร พื้นที่ผิวจำเพาะเป็น 224 ตารางเมตร/ลูกบาศก์เมตร ถังหมักถูกควบคุมอุณหภูมิให้เป็น 35 ± 2 องศาเซลเซียส จากการทดลองพบว่าน้ำเสียจากโรงงานมีค่า COD (Chemical Oxygen Demand) และ TDS (Total dissolved solid) สูง ซึ่งอัตราส่วนระหว่างความเข้มข้นของ BOD: COD ต่ำ และ TSS (Total Suspended Solid) สูง หัวเชื้อจุลินทรีย์ (จากระบบบำบัดน้ำเสียของโรงฆ่าสัตว์แบบ UASB ขนาดใหญ่) ที่เข้ากันและการเริ่มต้นระบบดำเนินการ โดยการใช้น้ำเสียโดยตรง ซึ่งผลที่ได้พบว่า จะลดเวลาในการเริ่มต้นระบบเหลือเพียง 30 วัน งานวิจัยนี้จะศึกษาถึงความแตกต่างของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate, OLR) และพบว่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่เหมาะสมอยู่ที่ 10 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน น้ำเสียที่นำมาบำบัดจะถูกวัดค่าของแข็งแขวนลอย (Suspended Solid, SS) โดยไม่มีการปรับสภาพ COD และ BOD ของน้ำเสียที่ทางออกจากถังหมักจะถูกบันทึกค่า ซึ่งเมื่อ BOD และ COD อยู่ในสถานะคงตัว ค่าของ COD และ BOD จะลดลงที่ 60-70 เปอร์เซ็นต์ และ 80-90 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ จากการทดลองพบว่าถังหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มสามารถใช้ได้ดีในการบำบัดน้ำเสียที่ TDS และ TSS สูง

Thonglimp และคณะ (2005) ศึกษาผลของอัตราส่วนอาหารต่อจุลินทรีย์ (Food to microbe ratio, F/M), ระยะเวลาในการกักเก็บของเหลว, ความเข้มข้นของซัลเฟต และ ความเข้มข้นของ

แคลเซียม ที่มีต่อการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางชั้นด้วยระบบตะกอนเร่ง (Activated Sludge) โดยทำการทดลองด้วยถังหมักแบบกะเดิมอากาศ ซึ่งดำเนินการปรับเปลี่ยนอัตราส่วน F/M ที่ 0.2, 0.3, 0.4, และ 0.5, ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวที่ 4, 6, 8 และ 10 ชั่วโมง, ความเข้มข้นของซัลเฟตที่ 1638, 2000, 3000, 5000 และ 6500 มิลลิกรัม/ลิตร และความเข้มข้นของแคลเซียมที่ 888, 1000, 2000, 3000, 4000 และ 6000 มิลลิกรัม/ลิตร ผลที่ได้พบว่า สามารถบำบัดน้ำเสียโดยลดค่า BOD_5 และ COD ได้ถึง 98.6 เปอร์เซ็นต์ และ 89.3 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ ซึ่งประสิทธิภาพการลด BOD_5 และ COD จะลดลงเมื่อความเข้มข้นของซัลเฟตและแคลเซียมสูง ทั้งนี้เนื่องจากการเติมกรดซัลฟิวริกในกระบวนการผลิตน้ำยางชั้นจะเปลี่ยนแปลงความดันออสโมติกในเซลล์จุลินทรีย์ ส่วนแคลเซียมจะทำให้เกิดตะกอนของแคลเซียมคาร์บอเนตและฟอสเฟตที่เกิดจะขัดขวางการถ่ายโอนสารอินทรีย์ไปยังเซลล์จุลินทรีย์

Yu และคณะ (2006) ศึกษาประสิทธิภาพของถังหมักที่สถานะไม่ใช้ออกซิเจนแบบตัวกลางกรองเพื่อผลิตแก๊สมีเทนจากน้ำเสียจากโรงหมักไวน์องุ่น โดยถังหมักทำจากแก้วทนความร้อน มีปริมาตรการใช้งานเป็น 3 ลิตร สูง 480 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายในเป็น 90 มิลลิเมตร ใช้วัสดุตัวกลางกรองเป็นพลาสติกกลม 3 มิติ ที่ถูกร้อยด้วยเชือก มีการป้อนหลายกระแสทางด้านบน (Multi-fed) และกระแสป้อนเพียงกระแสเดียว (Single-fed) ที่อุณหภูมิบรรยากาศ (17-27 องศาเซลเซียส) หัวเชื้อจุลินทรีย์ที่ใช้ในการเริ่มต้นระบบคือ Activated Sludge จากระบบบำบัดน้ำเสียจากครัวเรือน ผลที่ได้พบว่า ถังหมักที่มีการป้อนหลายกระแส และน้ำเสียมีค่า COD เป็น 8.34-25 กรัม/ลิตร สามารถลดค่า COD ได้ถึง 82 เปอร์เซ็นต์ ที่อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์เป็น 37.68 กรัม COD/ลิตร/วัน ใช้ระยะเวลาในการกักเก็บของเหลวเพียง 8 ชั่วโมง เท่านั้น และสามารถผลิตแก๊สชีวภาพที่มีผลได้มีเทนเป็น 0.30-0.38 ลิตรของมีเทน/กรัม COD ที่ถูกบำบัด โดยถังหมักแบบมีกระแสหลายทางถูกปรับปรุงให้มีประสิทธิภาพมากกว่าถังหมักที่มีกระแสป้อนเพียงกระแสเดียว ซึ่งพิจารณาในเทอมของค่า COD ที่ลดลงและเสถียรภาพของอัตราระบรทุกของการอุดตัน

Saritpongteeraka และคณะ (2008) ศึกษาผลสมรรถนะของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบแผ่นกั้น (Anaerobic Baffled Reactor, ABR) ในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น และศึกษาผลของความเป็นกรด - ด่างและอัตราส่วนรีไซเคิล (Recycle ratio) น้ำเสียจะถูกปรับสภาพด้วย NaOH (ABR-NaOH) และ เถ้า (ABR-ash) สถานะในการดำเนินการที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ภายใต้ระยะเวลาในการกักเก็บของเหลวที่ 10 ถึง 1.25 วัน ใช้หัวเชื้อจุลินทรีย์จากระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB ผลการทดลองจะพบว่าถังแบบแผ่นกั้นจะมีประสิทธิภาพในการลด COD และซัลเฟตได้สูงที่ระยะเวลาในการกักเก็บของเหลวที่ 10 วัน (เฉลี่ยแล้วค่าประสิทธิภาพการกำจัด

COD ประมาณ 82.71 เปอร์เซ็นต์ และ 96.16 เปอร์เซ็นต์ สำหรับ ABR-NaOH และประมาณ 80.27 เปอร์เซ็นต์และ 96.60 เปอร์เซ็นต์ สำหรับ ABR-ash) และยังพบว่าประสิทธิภาพในการลดสารอินทรีย์และผลได้มีเทนจะลดลง ซึ่งผลได้มีเทนจะลดลง เมื่อระยะเวลาในการกักเก็บของเหลวลดลง ในขณะที่ CO₂ และ H₂S จะเพิ่มขึ้นและ COD จะลดเมื่อระยะเวลาในการกักเก็บของเหลวเป็น 5 ถึง 1.25 วัน

Acharya และคณะ (2008) ได้ศึกษาการบำบัดน้ำเสียจากโรงกลั่นซึ่งมีค่า COD สูงถึง (110,000-190,000 มิลลิกรัม/ลิตร) และมีค่า BOD (50,000-60,000 มิลลิกรัม/ลิตร) โดยใช้ถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (Anaerobic Fixed Film Reactor, AFFR) ซึ่งจะศึกษาวัสดุตัวกลางกรองที่แตกต่างกันคือ ถ่าน กาบมะพร้าวและเส้นใยไพลอน รวมถึงศึกษาสภาวะความแตกต่างของระยะเวลาการกักเก็บของเหลว (Hydraulic retention time, HRT) และอัตราบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic loading rates, OLR) พบว่าการใช้ตัวกลางกรองเป็นกาบมะพร้าวที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวเป็น 8 วัน อัตราบรรทุกสารอินทรีย์อยู่ที่ 23.25 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน และค่าประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลงเป็น 64 เปอร์เซ็นต์ จะผลิตผลได้มีเทนสูงถึง 7.2 ลูกบาศก์เมตร/วัน จากการศึกษาบ่งบอกได้ว่าการบำบัดน้ำเสียจากโรงกลั่นโดยการใช้กาบมะพร้าวเป็นตัวกลางกรองสำหรับถังหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มจะใช้ต้นทุนการบำบัดต่ำและเป็นเทคโนโลยีที่ยอมรับได้สำหรับการบำบัดน้ำทิ้งจากโรงกลั่น

Pozo และคณะ (2006) ศึกษาการบำบัดน้ำเสียจากโรงฆ่าสัตว์โดยการใช้ถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม ซึ่งใช้อุณหภูมิดำเนินการที่ 20 องศาเซลเซียส งานวิจัยนี้ได้ศึกษาพารามิเตอร์ของอัตราบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มจาก 1.8 ถึง 9.2 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน และศึกษาระยะเวลาในการกักเก็บของเหลวในช่วง 5 – 9 ชั่วโมง โดยใช้น้ำเสียที่มีส่วนผสมความเข้มข้นของเลือดที่แตกต่างกัน พบว่าประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์วัดลดลงจาก 70 เปอร์เซ็นต์ ถึง 54 เปอร์เซ็นต์ จลนศาสตร์ของกระบวนการไร้ออกซิเจนถูกจำกัดการใช้ที่ค่าความเข้มข้นของ COD สูงๆ (ระหว่าง 700 – 1100 มิลลิกรัม/ลิตร) เนื่องจากที่สภาวะค่า COD สูงจะเกิดการย่อยสลายช้าและมีปริมาณสารประกอบที่อยู่ในน้ำเสียจากโรงฆ่าสัตว์

เมธี (2546) ศึกษาประสิทธิภาพการกำจัด COD และแบบจำลองฟิล์มในถังปฏิกรณ์แบบกรองไม่ใช้ออกซิเจนในน้ำเสียสังเคราะห์ โดยศึกษาผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวและพื้นที่ผิวจำเพาะของตัวกลางกรองที่มีผลต่อประสิทธิภาพการกำจัด COD และความหนาของฟิล์ม ซึ่งจากการทดลองพบว่าประสิทธิภาพการกำจัด COD เพิ่มขึ้นเมื่อความหนาของฟิล์มเพิ่มขึ้น ที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวคงที่ ความหนาของฟิล์มลดลง เมื่อ

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มขึ้น และที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์คงที่ ความหนาของฟิล์มชีวะเพิ่มขึ้น เมื่อระยะเวลาพักเก็บของเหลวเพิ่มขึ้น และ ยังพบว่าความหนาฟิล์มชีวะลดลง เมื่อพื้นที่ผิวจำเพาะของตัวกลางกรองเพิ่มขึ้น

กัลยา (2543) ศึกษาสองส่วนคือ ส่วนแรกได้ศึกษาระบบบัพเฟอร์และปริมาณที่เหมาะสมของด่างที่ใช้ในการปรับความเป็นกรด - ด่าง ส่วนที่สองเป็นการศึกษาประสิทธิภาพและสมรรถนะของระบบบำบัด โดยใช้น้ำเสียจากโรงงานน้ำยางชั้น โดยเลือกศึกษาด่าง 3 ชนิดได้แก่ Na_2CO_3 , NaOH และ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ผลการศึกษาอิทธิพลของความเป็นกรด - ด่างในการกำจัด COD และ BOD (Biological Oxygen Demand) พบว่าน้ำเสียที่มีความเป็นกรด - ด่างเริ่มต้น 3.7 และเมื่อปรับความเป็นกรด - ด่างแล้วจะมีประสิทธิภาพในการกำจัด COD และ BOD เพิ่มขึ้น และผลการทดลองพบว่าความเป็นกรด - ด่างที่เหมาะสมของบ่อบำบัดไม่ใช้ออกซิเจน คือ ที่ความเป็นกรด - ด่างเป็น 7.2 - 8.0

ตารางที่ 1.3 การเปรียบเทียบลักษณะการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนที่
สภาวะต่างๆ จากงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ถังหมัก	ประเภท น้ำเสีย	ตัวกลาง กรอง	อัตราภาระ บรรทุก สารอินทรีย์ (กก.COD/ ลบ.ม/วัน)	ประสิทธิ ภาพการลด COD (เปอร์เซ็นต์)	ระยะเวลา กักเก็บ ของเหลว (วัน)	อ้างอิง
AFFR	โรงฆ่าสัตว์	PVC	8 35	80-90 55-75	-	Pozo, <i>et al.</i> (2000)
AFFR	โรงงาน อุตสาหกรรม ปิโตรเคมี	ขี้เถ้า/ ถ่านไม้	3.6-21.7 9	90-95 89	-	Patel, <i>et al.</i> (2002)
AFFR	โรงงาน ผลิตยา	PVC Pall rings	10	60-70	-	Rao, <i>et al.</i> (2005)
Activated Sludge	โรงงานน้ำยาง ชั้น	-	-	89.3	4-10 hours	Thonglimp , <i>et al.</i> (2005)
AFFR	โรงหมักไวน์ องุ่น	พลาสติก กลม	37.68	82	8	Yu, <i>et al.</i> (2006)
ABR	โรงงานน้ำยาง ชั้น	-	0.66-4.43	82.71	10-1.25	Saritpong- eeraka, <i>et al.</i> (2008)
AFFR	โรงกลั่น	กาก มะพร้าว/ เส้นใย ไนลอน	23.25	64	8	Acharya, <i>et al.</i> (2008)
AFFR	โรงฆ่าสัตว์	Plastic	1.8-9.2	70	5-9	Pozo, <i>et al.</i> (2006)

อังกฤษ	ประเภท น้ำเสีย	ตัวกลาง กรอง	อัตราการระ บรทุก สารอินทรีย์ (กก.COD/ ลบ.ม/วัน)	ประสิทธิ ภาพการลด COD (เปอร์เซ็นต์)	ระยะเวลา กักเก็บ ของเหลว (วัน)	อ้างอิง
AFFR	น้ำเสีย สังเคราะห์	PVC pall rings	0.3-0.6	60-80	20-5	เมธี (2546)
AFFR	โรงงานน้ำ ยางขึ้น	PVC raschig rings	1-6	70-85	15-5	งานวิจัยนี้

หมายเหตุ: AFFR = Anaerobic Fixed Film Reactor , ABR = Anaerobic Baffle Reactor

1.4 วัตถุประสงค์

เพื่อศึกษาระยะเวลาในการกักเก็บของเหลวและอัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ที่มีผลต่อกระบวนการเกิดแก๊สชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมอย่างด้วยกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์แบบตรึงฟิล์ม (Anaerobic Fixed Film Reactor, AFFR)

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.5.1 ได้รับความรู้และความเข้าใจถึงกระบวนการเกิดและปัจจัยที่มีผลต่อการเกิดแก๊สชีวภาพ

1.5.2 ส่งเสริมการใช้พลังงานทดแทนจากทรัพยากรเหลือทิ้ง

1.5.3 สร้างองค์ความรู้และสามารถประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบอื่นๆ

1.6 ขอบเขตของการวิจัย

1.6.1 วิเคราะห์คุณสมบัติน้ำเสียจากอุตสาหกรรมอย่างก่อนการป้อนเข้าสู่ระบบและที่ผ่านการบำบัดแล้ว ตาม Standard Method for the Examination of Water and Wastewater 20th Edition (APHA, 1998) เพื่อปรับให้ได้สภาวะที่เหมาะสมของสารป้อน

1.6.2 ศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อประสิทธิภาพกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังหมักแบบตรึงฟิล์ม ได้แก่ อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์ (Organic loading rate, OLR) และระยะเวลากักเก็บของเหลว (Hydraulic retention time, HRT)

บทที่ 2

วัสดุ อุปกรณ์ และวิธีการดำเนินการวิจัย

2.1 วัสดุ

วัสดุที่ใช้ในการวิจัยครั้งนี้ประกอบด้วย

2.1.1 ตัวอย่างน้ำเสีย จากบ่อกักน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดของโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น คือ โรงงานไทยฮั้วยางพารา ตั้งอยู่ในตำบลท่าช้าง อำเภอบางกล่ำ จังหวัดสงขลา (ภาพประกอบที่ 2.1)

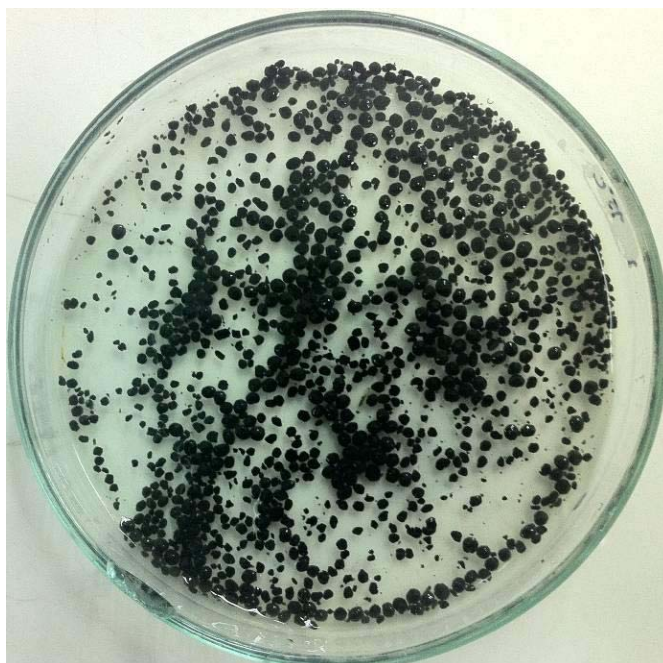
2.1.2 หัวเชื้อจุลินทรีย์แบบเม็ด (Granular Sludge) จากระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB ของโรงงานห้องเย็น โชติวัฒน์ ตั้งอยู่ในตำบลนาหม่อม อำเภอนาหม่อม จังหวัดสงขลา (ภาพประกอบที่ 2.2)

หมายเหตุ: ตัวอย่างน้ำเสียและหัวเชื้อจุลินทรีย์เก็บรักษาไว้ที่อุณหภูมิ 4 องศาเซลเซียส และเมื่อต้องการให้นำมาวางจนถึงอุณหภูมิห้อง

2.1.3 สารเคมีที่ใช้ในการวิเคราะห์ คุณลักษณะน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบและหลังออกจากระบบ ซึ่งระบุไว้ในภาคผนวก ก



ภาพประกอบที่ 2.1 ลักษณะน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบ



ภาพประกอบที่ 2.2 หัวเชื้อจุลินทรีย์แบบเม็ดจากระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบ UASB

2.2 อุปกรณ์

อุปกรณ์ที่ใช้ในการวิจัยครั้งนี้ประกอบด้วย

2.2.1 อุปกรณ์ในการเก็บตัวอย่าง ได้แก่

- 1) แกลลอนพลาสติกขนาด 25 – 30 ลิตร
- 2) ถังพลาสติกขนาด 5 ลิตร
- 3) ขวดพลาสติกขนาด 600 มิลลิลิตร
- 4) ขวดแก้วเก็บตัวอย่างน้ำเสียสำหรับวิเคราะห์ 50 และ 100 มิลลิลิตร
- 5) ชุดเก็บและวัดปริมาตรแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้น

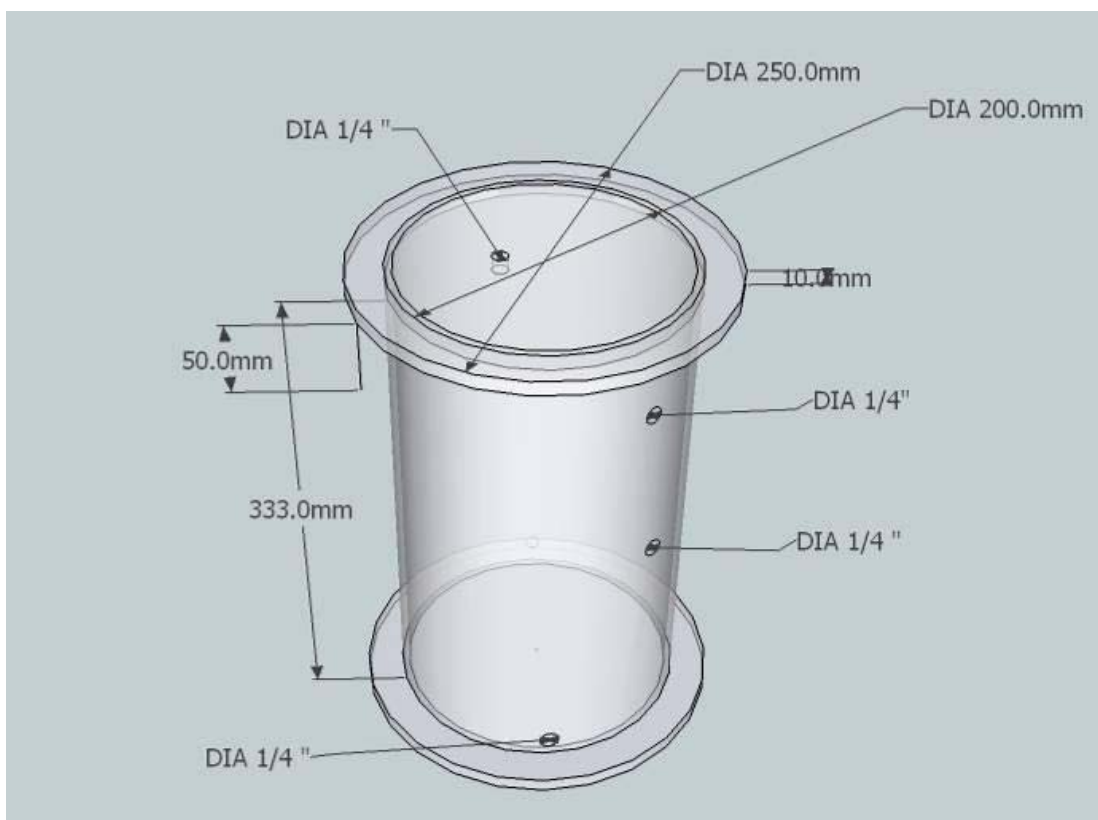
2.2.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการวิเคราะห์น้ำเสียก่อนและหลัง ออกจากระบบในห้องปฏิบัติการ ได้แก่

- 1) UV-VIS Spectrophotometer
- 2) ชุดกลั่นแอมโมเนีย
- 3) ชุดกลั่นรีฟลักซ์ COD
- 4) เครื่องกรองสูญญากาศ

- 5) เครื่องแก้วมาตรฐานในห้องปฏิบัติการ
- 6) เครื่องวัดค่าความเป็นกรด – ด่าง
- 7) เครื่องกวนชนิดแม่เหล็ก (Magnetic stirrer) และเตาไฟฟ้า (Hot plate)

2.2.3 อุปกรณ์ประกอบแบบจำลองระบบหมักแบบตรึงฟิล์มระดับห้องปฏิบัติการ

1) ถังหมักแบบตรึงฟิล์ม (Anaerobic fixed film reactor, AFFR) ทำด้วยท่อกลวงพลาสติกอะคริลิกใส (Acrylic plastic) เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 20 เซนติเมตร หนา 0.5 เซนติเมตร สูง 33.3 เซนติเมตร ถังหมักสามารถบรรจุน้ำเสียได้ประมาณ 10 ลิตร แต่ปริมาตรใช้งานของถังหมักเป็น 8.9 ลิตร แสดงตามภาพประกอบที่ 2.3



ภาพประกอบที่ 2.3 การออกแบบถังหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์ม (AFFR)

2) PVC raschig rings ถูกใช้เป็นตัวกลางกรอง เพื่อให้จุลินทรีย์เกาะติดและสร้างฟิล์มภายในระบบหมัก ซึ่งมีพื้นที่ผิวจำเพาะเป็น 207 ตารางเมตร/ลูกบาศก์เมตร (ภาพประกอบที่ 2.4)

3) อุปกรณ์วัดปริมาณแก๊ส ใช้ขวดน้ำเกลือขนาด 1000 มิลลิลิตร และอุปกรณ์รองรับน้ำที่ถูกล้างแทนที่ เพื่อนำไปวัดปริมาณแก๊สที่เกิดขึ้น

4) Peristaltic pump (Masterflex, Model 7520-47, Barrington Co., Illinois) ใช้สำหรับปั๊มน้ำเสียเข้า – ออกระบบ ซึ่งจะมีปั๊มปรับความแรงสำหรับปรับความเร็วของน้ำเสียตามความต้องการ

5) เส้นท่อซิลิโคน (Silicone) ใช้สำหรับเป็นทางน้ำเสียเข้า - ออก

6) บอลลูน (Balloon) ใช้สำหรับปรับความดันในระบบและเป็นที่รวบรวมแก๊สในขณะที่ปั๊มน้ำเสียเข้าถึงหมัก

7) ถังบรรจุน้ำเสียพลาสติกขนาด 25-30 ลิตร สำหรับเก็บตัวอย่างน้ำเสียมาใช้ในการทดลอง

8) ถังเก็บน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัด ใช้ในการรองรับน้ำทิ้งที่ผ่านระบบบำบัด



ภาพประกอบที่ 2.4 วัสดุที่ใช้เป็นตัวกลางกรอง (PVC raschig rings)

2.3 วิธีการดำเนินการวิจัย

2.3.1 การศึกษาคุณลักษณะน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยาง

ตัวอย่างน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมยาง (บริษัทไทยฮั้วยางพารา) จะนำมาวิเคราะห์หา ลักษณะพื้นฐานของน้ำเสีย โดยจะทำการศึกษาอุณหภูมิ, ความเป็นกรด - ด่าง (pH), สภาพด่าง (Alkalinity), กรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid , VFA), ความเข้มข้น COD (Total Chemical Oxygen Demand, TCOD), เจลคาคัลไนโตรเจน (Total Kjeldahl Nitrogen ,TKN) และ ของแข็งแขวนลอย (Suspended Solid, SS) ซึ่งในแต่ละพารามิเตอร์ที่ทำการวิเคราะห์ในห้องปฏิบัติการจะใช้วิธีตาม Standard Method for the Examination of Water and Wastewater 20th Edition (APHA, AWWA and WEF, 1998) ซึ่งในแต่ละพารามิเตอร์จะทำการวิเคราะห์ด้วยวิธีดัง แสดงในตารางที่ 2.1 และเนื่องจากน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมยางมีสภาพเป็นกรด (ความเป็นกรด-ด่างเป็น 4.5-6.0) ดังนั้นจะถูกรับให้ค่าความเป็นกรด-ด่างอยู่ในช่วง 6.5-7.5 ด้วย 6 นอร์มอล ของ NaOH ก่อนป้อนเข้าสู่ระบบ

2.3.2 การเริ่มต้นระบบ (Start-up)

การเริ่มต้นระบบโดยการเติมหัวเชื้อจุลินทรีย์ (Seed) ที่นำมาจากระบบบำบัด UASB ของห้องเย็นโซติวัฒน์ จำกัด ในรูปของ MLSS โดยเติมในแต่ละถังเป็น 20,000 มิลลิกรัม/ลิตร แล้วเติมน้ำเสียเข้าระบบจนได้ปริมาตรใช้งาน (Working volume) เป็น 8.9 ลิตร หลังจากนั้นตั้งระบบให้เชื้อจุลินทรีย์ปรับสภาพ และเพื่อไม่ให้เกิดสภาวะ Shock load ต่อจุลินทรีย์เป็นเวลา 24 ชั่วโมง จากนั้นเติมน้ำเสียที่สภาวะที่ทำการศึกษา ภายใต้อุณหภูมิและสภาพในห้องปฏิบัติการ การดำเนินการทดลองจะดำเนินการต่อไปจนถึงสภาวะคงที่ โดยกำหนดได้จากค่า COD ของน้ำเสียที่เข้าและออก ให้ค่าเบี่ยงเบนไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์

2.3.3 ลักษณะการทำงานของระบบหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์ม

การเดินระบบจะดำเนินการระบบที่สภาวะ Mesophillic น้ำเสียถูกป้อนเข้าสู่ระบบด้วย Peristaltic pump จากด้านล่างขึ้นข้างบน โดยภายในถังหมักที่ใช้จะถูกรบกวนด้วย PVC raschig rings จนถึงปริมาตรใช้งาน (ภาพประกอบที่ 2.5 -2.8) ระบบจะถูกควบคุมค่าความเป็นกรด-ด่างให้อยู่ในช่วง 6.5-7.5 ดังนั้นการศึกษาระสิทธิภาพของการบำบัดสารอินทรีย์ของระบบหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์ม จะแบ่งการทำงานของระบบเพื่อศึกษาออกเป็น 2 ระยะ คือ ศึกษาผลของศึกษาผลของ

ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวและอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่มีต่อประสิทธิภาพของถังหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์ม ซึ่งมีรายละเอียดดังตารางที่ 2.2 และตารางที่ 2.3

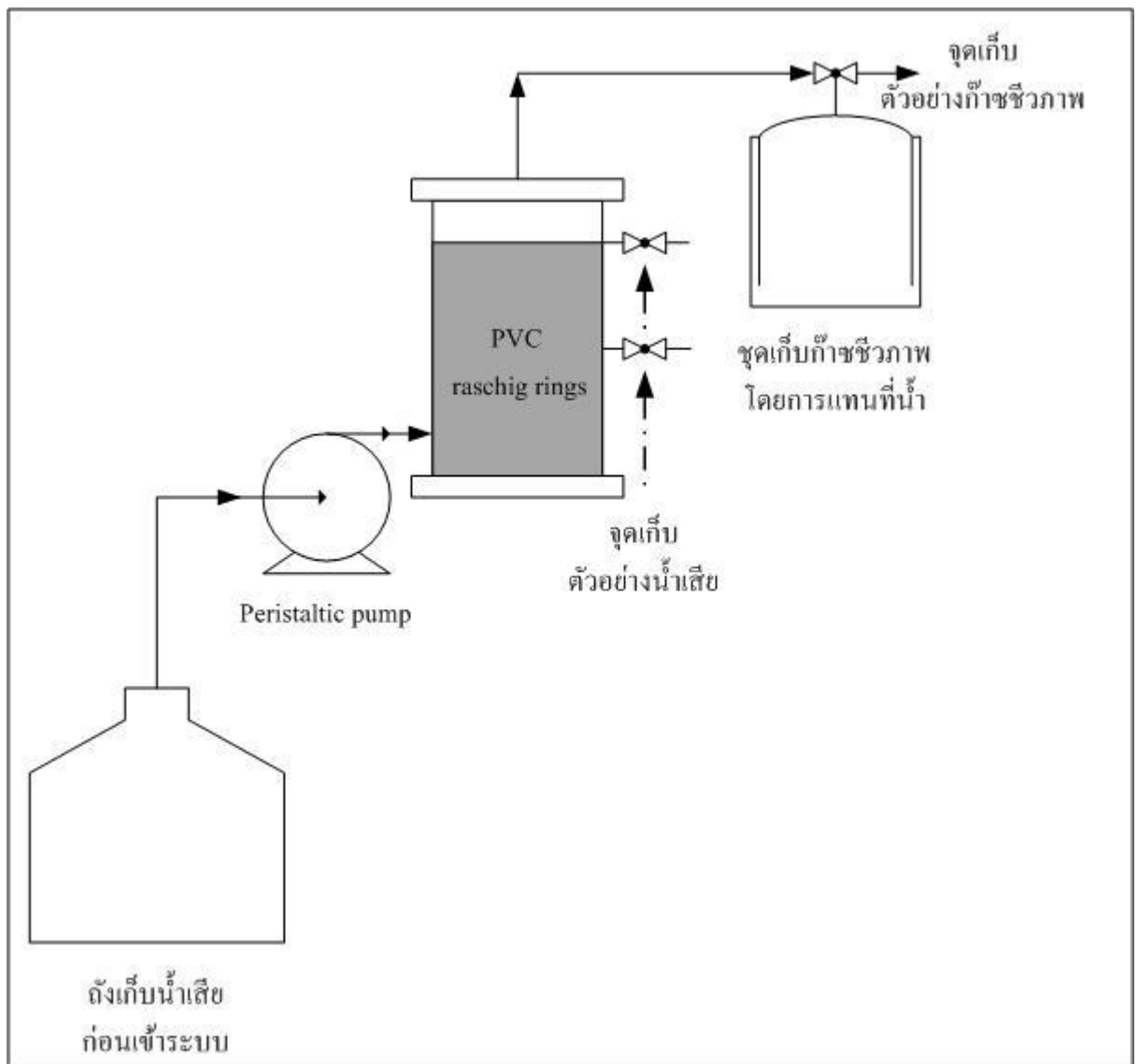
ตารางที่ 2.1 วิธีการวิเคราะห์คุณสมบัติพื้นฐานของน้ำเสียก่อนเข้าระบบ

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์
ความเป็นกรด – ด่าง	Thermometer
อุณหภูมิ	pH meter
ความเข้มข้น COD	Close reflux, Titrimetric Method
สภาพด่าง	Direct Titration Method
กรดไขมันระเหยง่าย	Direct Titration Method
ของแข็งแขวนลอย	Gravimetric Method
เจลดาคาร์บอนไนโตรเจน	Macro-Kjeldahl Method
Mix Liquor Suspended Solid (MLSS)	Gravimetric Method
Mix Liquor Volatile Suspended Solid (MLVSS)	Gravimetric Method

ที่มา: APHA, AWWA and WEF (1998)



ภาพประกอบที่ 2.5 ลักษณะการทำงานของระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (AFFR)



ภาพประกอบที่ 2.6 แบบจำลองระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม (AFRR)



ภาพประกอบที่ 2.7 ลักษณะการทำงานของระบบบำบัดน้ำโดยใช้ออกซิเจนแบบตริงฟิล์ม (AFFR)



ภาพประกอบที่ 2.8 ลักษณะการทำงานของระบบหมัก โดยจะทำการหมักในที่ที่มีแสงสว่างน้อย

ตารางที่ 2.2 ลักษณะการทำงานของระบบบำบัดไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวต่างๆ

การทดลองที่	ระยะเวลาการกักเก็บของเหลว (วัน)	อัตราการป้อน (ลิตร/วัน)	อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพ (มิลลิลิตร/วัน)	เปอร์เซ็นต์แก๊สมีเทน	ผลได้แก๊สมีเทน
1	15	0.59	*	**	***
2	10	0.89	*	**	***
3	5	1.78	*	**	***

หมายเหตุ : *, **, *** คือ ผลการทดลองที่ได้จากการวิเคราะห์

ตารางที่ 2.3 ลักษณะการทำงานของระบบบำบัดไร้อากาศแบบตรึงฟิล์มที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

การทดลองที่	OLR (กก. COD/ลบ.ม.)	COD เฉลี่ยที่เข้า (มก./ลิตร)	HRT (วัน)	อัตราการป้อน (ลิตร/วัน)	อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพ (มล./วัน)	เปอร์เซ็นต์แก๊สมีเทน	ผลได้แก๊สมีเทน
3	1	(a)	(d)	(g)	*	**	***
4	3	(b)	(e)	(h)	*	**	***
5	6	(c)	(f)	(i)	*	**	***

หมายเหตุ : (a),(b),(c) คือ ค่า COD ของน้ำเสีย ซึ่งมีค่าไม่คงที่บางช่วงการทดลอง

(d),(e),(f) คือ ระยะเวลาการกักเก็บของเหลว ซึ่งเปลี่ยนแปลงตาม COD ที่เข้า คำนวณได้

$$\text{จาก HRT} \mid \frac{\text{COD}}{\text{OLR}}$$

(g),(h),(i) คือ อัตราการป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบ ซึ่งเปลี่ยนแปลงตาม ระยะเวลาการกักเก็บ

$$\text{ของเหลว คำนวณได้จาก } Q \mid \frac{V}{\text{HRT}}$$

*, **, *** คือ ผลการทดลองที่ได้จากการวิเคราะห์

2.3.3.1 ศึกษาผลของระยะเวลาการกักเก็บของเหลวที่มีต่อประสิทธิภาพของถังหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์ม

เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงที่หลังจากเริ่มต้นระบบแล้ว จากนั้นเริ่มป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวที่ 15 10 และ 5 วัน ภายใต้อุณหภูมิและสภาวะปกติของห้องปฏิบัติการ การดำเนินการทดลองดำเนินต่อไปจนถึงสภาวะคงที่ โดยกำหนดจากค่า COD ของน้ำเสียที่เข้าและออกจากระบบให้มีค่าเบี่ยงเบนไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์ ทั้งนี้ น้ำเสียที่ออกจากระบบจะทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ด้วยวิธีดังแสดงในตารางที่ 2.1

2.3.3.2 ศึกษาผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่มีต่อประสิทธิภาพของถังหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์ม

เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงที่หลังจากเริ่มต้นระบบแล้ว จากนั้นเริ่มป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบหมักไร้อากาศแบบตรึงฟิล์มที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่ 1 3 และ 6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน ภายใต้อุณหภูมิและสภาวะปกติของห้องปฏิบัติการ การดำเนินการทดลองดำเนินต่อไปจนถึงสภาวะคงที่ โดยกำหนดจากค่า COD ของน้ำเสียที่เข้าและออกจากระบบให้มีค่าเบี่ยงเบนไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์ ทั้งนี้ น้ำเสียที่ออกจากระบบจะทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ด้วยวิธีดังแสดงในตารางที่ 2.1

ระบบบำบัดจะถูกวิเคราะห์คุณลักษณะน้ำเสีย เพื่อตรวจสอบประสิทธิภาพของระบบบำบัด โดยความถี่ในการวิเคราะห์แสดงได้ดังตารางที่ 2.4

จากสภาวะดำเนินการที่กล่าวไว้ข้างต้น แก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นจากระบบที่รวบรวมอยู่ในบอลลูน จะมีการเก็บตัวอย่างและวิเคราะห์ตัวอย่างแก๊สชีวภาพด้วย Gas Chromatography-Thermal Conductivity Detector (GC-TCD) และการทดลองจะสิ้นสุดเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว โดยดูจากประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์และอัตราการเกิดแก๊สชีวภาพ ให้มีค่าใกล้เคียงกันและเปลี่ยนแปลงไม่เกิน ± 10 เปอร์เซ็นต์ เป็นระยะเวลาประมาณ 3-5 วันติดต่อกัน

ตารางที่ 2.4 ความถี่ในการวิเคราะห์คุณลักษณะน้ำเสียเพื่อตรวจสอบประสิทธิภาพของระบบ

พารามิเตอร์	ความถี่สำหรับศึกษา ผลระยะเวลาการกักเก็บของเหลว (HRT)	ความถี่สำหรับศึกษา ผลของอัตราภาระบรรทุก สารอินทรีย์ (OLR)
ความเป็นกรด – ด่าง	ทุกวัน	ทุกวัน
อุณหภูมิ	ทุกวัน	ทุกวัน
ความเข้มข้น COD	ทุกวัน	สัปดาห์ละ 3 ครั้ง
สภาพค่า	ทุกวัน	สัปดาห์ละ 3 ครั้ง
กรดไขมันระเหยง่าย	ทุกวัน	สัปดาห์ละ 3 ครั้ง
ของแข็งแขวนลอย	ทุกวัน	สัปดาห์ละ 3 ครั้ง
เจลาห์ลในโตรเจน	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง	เริ่มต้นและ สิ้นสุดการทดลอง
Mix Liquor Suspended Solid	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง	เริ่มต้นและ สิ้นสุดการทดลอง
Mix Liquor Volatile Suspended Solid	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง	เริ่มต้นและ สิ้นสุดการทดลอง

2.3.4 การศึกษาแก๊สชีวภาพ

การศึกษาแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นจะวัดปริมาณที่เกิดขึ้นด้วยการแทนที่น้ำ ซึ่งจะทำให้การวัดทุกวัน และการศึกษาองค์ประกอบของแก๊สชีวภาพซึ่งจะทำการตรวจวัดเฉพาะแก๊สมีเทนด้วยเครื่อง Gas Chromatography (GC) ยี่ห้อ Hewlette Packard รุ่น HP6890 โดยใช้ Thermal Conductivity Detector (TCD) เป็น Detector ใช้แก๊สฮีเลียมเป็นแก๊สนำพา



ภาพประกอบที่ 2.9 ชุดอุปกรณ์การวัดปริมาณแก๊สที่เกิดขึ้นด้วยวิธีการแทนที่น้ำ

บทที่ 3

ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 คุณลักษณะของน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

ลักษณะน้ำเสียจำแนกออกเป็น 3 ลักษณะคือ ลักษณะทางกายภาพ ลักษณะทางชีวภาพและลักษณะทางเคมี ซึ่งแต่ละลักษณะจะมีพารามิเตอร์ที่สำคัญที่บ่งบอกถึงคุณภาพของน้ำเสีย เช่น ปริมาณของแข็งทั้งหมด ซึ่งใช้เป็นตัวบ่งชี้ถึงความสกปรกและความหนาแน่นของน้ำเสียได้ และยังสามารถบอกถึงประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียต่างๆ ที่เลือกใช้ในการบำบัดได้ นอกจากนี้ความต้องการออกซิเจนทางเคมี (COD) เป็นค่าที่ใช้วัดปริมาณสารอินทรีย์ที่มีในน้ำ ซึ่งในน้ำเสียแต่ละแหล่งจะมีลักษณะน้ำเสียที่แตกต่างกัน

ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมยาง ไทยฮ้วยยางพารา จำกัด เป็นโรงงานผลิตน้ำยางข้น ยางแผ่นรมควัน เป็นต้น ซึ่งน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองเป็นน้ำเสียจากบ่อพักก่อนเข้าสู่ระบบแบบตะกอนเร่ง โดยพิจารณาค่าของอุณหภูมิ, ความเป็นกรด-ด่าง, สภาพต่าง, กรดไขมันระเหยง่าย, ความเข้มข้น COD, ของแข็งแขวนลอย และ เจลคาห์ลในโตรเจนทั้งหมด ซึ่งมีรายละเอียดแสดงดังตารางที่ 3.1

จากผลการทดลองพบว่าน้ำเสียมีอุณหภูมิอยู่ในช่วงภูมิอากาศปกติของประเทศไทยนั่นคืออยู่ในช่วง 29-32 องศาเซลเซียส ส่วนค่าความเป็นกรด-ด่าง (pH) ของน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยางจะมีค่าอยู่ในช่วง 4.89-5.64 ซึ่งน้ำเสียมีลักษณะค่อนข้างเป็นกรด เนื่องจากในกระบวนการผลิตน้ำยางข้นมีการเติมกรดซัลฟิวริก (H_2SO_4) เพื่อให้น้ำยางจับตัวเป็นก้อน และทำการวัดความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในรูปของ COD ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 5,196-11,548 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งจากข้อมูลพบว่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยางมีค่าสูง นั่นคือ มีปริมาณสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้สูง ซึ่งจะเห็นได้ว่าน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมยางมีความเหมาะสมที่จะใช้ในการบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพแบบไม่ใช้ออกซิเจน เพราะมีสารอินทรีย์ที่เพียงพอและเหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจน และในระหว่างการทดลองตัวอย่างน้ำเสียจะถูกนำไปวิเคราะห์หาค่าความเป็นกรด - ด่าง ปริมาณ COD ปริมาณของแข็งแขวนลอย ปริมาณกรด

ไขมันระเหยง่าย และสภาพความเป็นด่าง ซึ่งพารามิเตอร์ทั้งหมดนี้จะถูกนำไปเป็นข้อมูลในการประเมินประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสีย รวมถึงกระบวนการเกิดแก๊สมีเทนด้วย

ตารางที่ 3.1 ผลการวิเคราะห์คุณลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

พารามิเตอร์	ค่าการวิเคราะห์
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	29-32
ความเป็นกรด-ด่าง	4.89-5.64
สภาพด่าง (มิลลิกรัม/ลิตร ในรูป CaCO_3)	850-975
กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (มิลลิกรัม/ลิตร ในรูป CH_3COOH)	2,362-2,880
ความเข้มข้น COD (มิลลิกรัม/ลิตร)	5,196-11,548
ของแข็งแขวนลอย (มิลลิกรัม/ลิตร)	257-1213
เจลดาคัลใน ไตรเจนทั้งหมด (มิลลิกรัม/ลิตร)	463-585
ซัลเฟต (มิลลิกรัม/ลิตร)	1,337-2,885

3.2 ผลของระยะเวลาการกักเก็บที่มีต่อประสิทธิภาพการบำบัดของถังหมักไม้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม

ระยะเวลาในการกักเก็บสารอินทรีย์ในถังหมักขึ้นอยู่กับปริมาณและประเภทของสารอินทรีย์ที่เติมเข้าไปซึ่งมีลักษณะและคุณสมบัติที่แตกต่างกันไป รวมถึงรูปแบบของถังหมัก หากระยะเวลาในการกักเก็บสั้นไปก็จะไม่พอสำหรับจุลินทรีย์ที่จะผลิตแก๊สชีวภาพ นอกจากนี้จุลินทรีย์ยังจะถูกถ่ายออกจากระบบเร็วเกินไปส่งผลให้จุลินทรีย์ลดลง ขณะเดียวกันการที่ระยะเวลาการกักเก็บนานเกินไป จะทำให้เกิดตะกอนของสารอินทรีย์ที่จุลินทรีย์ย่อยสลายแล้วสะสมอยู่ในถังหมัก ดังนั้นปัจจัยของระยะเวลาการกักเก็บของเหลวจึงควรเลือกที่สภาวะที่เหมาะสมกับระบบ

3.2.1 ประสิทธิภาพการกำจัด COD

การศึกษาผลของระยะเวลาการกักเก็บสำหรับการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานน้ำยางชันที่มีต่อประสิทธิภาพการกำจัด COD และลักษณะการเกิดแก๊สชีวภาพ โดยปริมาณของ COD ที่วัดได้ในแต่ละระยะเวลาการกักเก็บสามารถบ่งบอกถึงประสิทธิภาพของระบบหมักและปริมาณของแก๊สที่เกิดขึ้นได้ โดยศึกษาระยะเวลาการกักเก็บที่ต่างกันคือ 15 10 และ 5 วัน จากการทดลองแสดงให้เห็นว่า เมื่อ

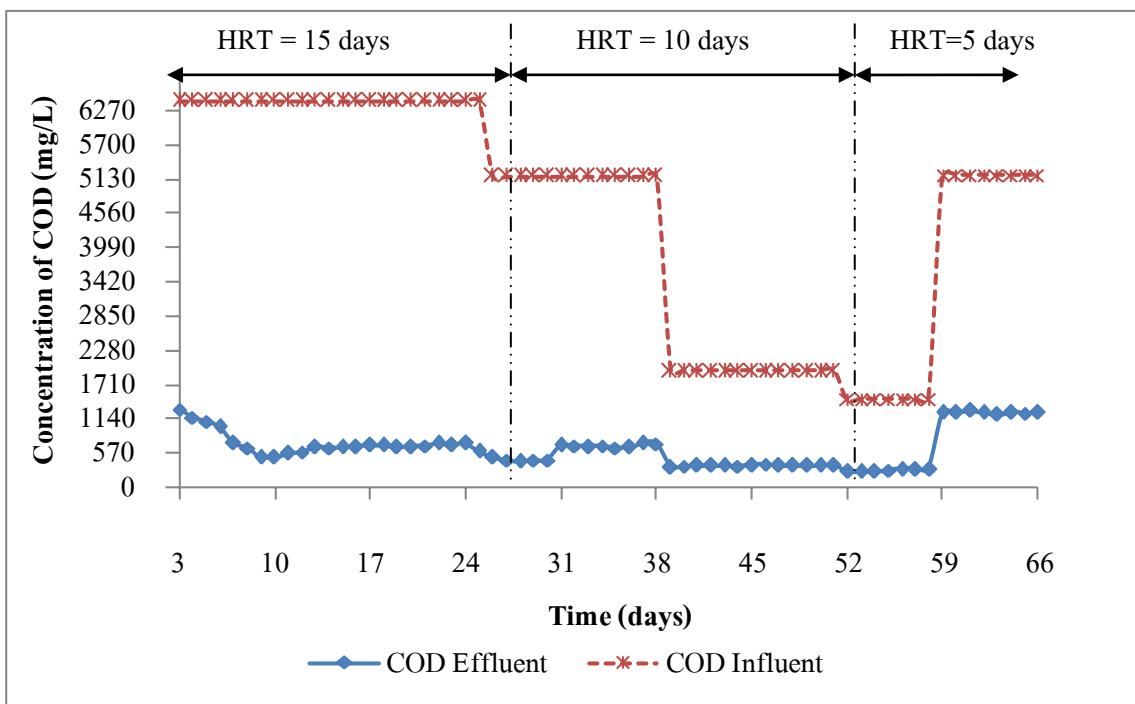
ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวลดลง ประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลง ซึ่งจากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพในการกำจัด COD เฉลี่ยที่ระยะเวลาการกักเก็บของเหลว 15 10 และ 5 วัน เป็น 89.06, 81.04, และ 76.28 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ รายละเอียดแสดงในตารางที่ 3.2

ตารางที่ 3.2 ผลการทดลองเฉลี่ยของพารามิเตอร์ต่างๆ ที่ความแตกต่างของระยะเวลาการกักเก็บภายใต้สภาวะคงตัว

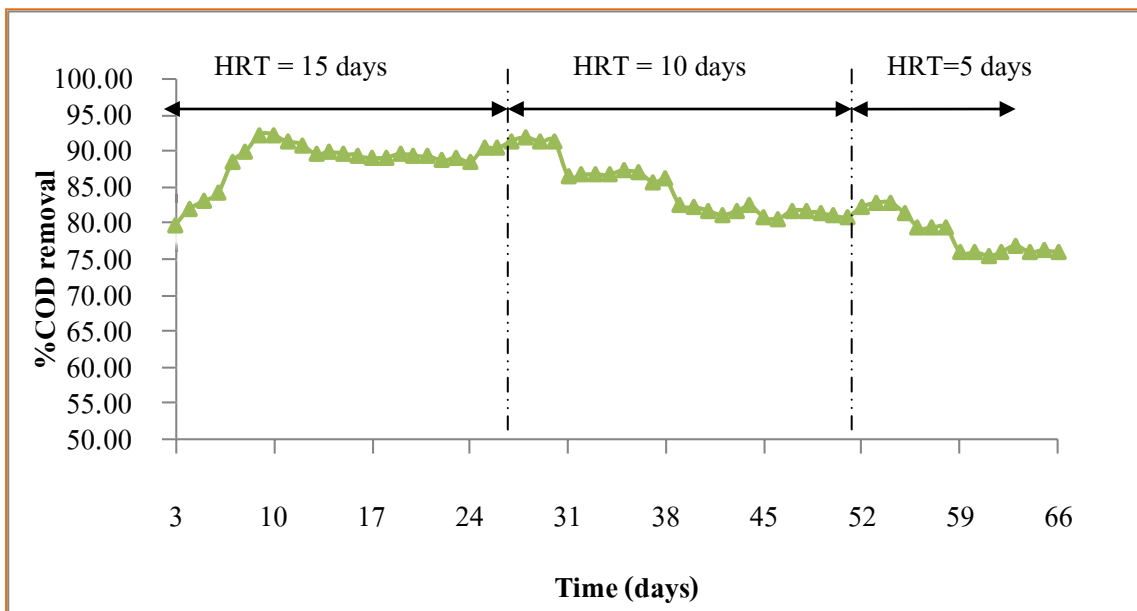
พารามิเตอร์	ระยะเวลาการกักเก็บของเหลว (วัน)			ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน
	15	10	5	
ความเข้มข้น COD ทั้งหมดที่เข้า (มิลลิกรัม/ลิตร)	6,426.48	1,924.8	5,196.96	406.72-1,841.63
ความเข้มข้น COD ทั้งหมดที่ออก (มิลลิกรัม/ลิตร)	688.68	345.74	1,232.79	166.57-466.52
ประสิทธิภาพการกำจัด COD (%)	89.06	81.04	76.28	2.00-3.17
ความเป็นกรด-ด่าง	7.48	7.59	6.85	0.12-0.28
กรดไขมันระเหยง่าย (มิลลิกรัม/ลิตร ในรูป CH ₃ COOH)	157.5	436.46	624	54.08-108.25
สภาพด่าง (มิลลิกรัม/ลิตร ในรูป CaCO ₃)	1,560	1,470.45	1,510	54.49-78.67
อัตราส่วนของกรดระเหยง่ายต่อสภาพด่าง	0.10	0.30	0.41	0.05-0.11

ความเข้มข้นของ COD และประสิทธิภาพการกำจัด COD ที่ความแตกต่างของระยะเวลาการกักเก็บ 15 10 และ 5 วัน (ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 0.43 1.04 และ 0.52 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน ตามลำดับ) ซึ่งแสดงข้อมูลดังกล่าวประกอบที่ 3.1 และ 3.2 จะเห็นได้ว่าที่ระยะเวลาการกักเก็บ 15 วัน จะให้ประสิทธิภาพการกำจัด COD สูงสุด เมื่อเทียบกับประสิทธิภาพการกำจัด COD ที่ระยะเวลาการกักเก็บ 10 และ 5 วัน ซึ่งจากผลการทดลองสามารถบ่งบอกได้ว่าที่ระยะการกักเก็บ 15 และ 10 วันจะเป็นระยะเวลาที่เหมาะสม กล่าวคือสามารถให้ประสิทธิภาพการกำจัด COD ได้ดีอยู่ในช่วง 80 – 90 เปอร์เซ็นต์ และแนวโน้มของข้อมูลประสิทธิภาพการกำจัด COD จะลดลงเมื่อ

ระยะเวลาการกักเก็บของเหลวในถัง แสดงให้เห็นว่าเวลาที่ใช้ในการบำบัดไม่ควรต่ำกว่า 5 วัน ซึ่งเป็นไปตามข้อสรุปของวิบูลลักษณ์ (2540)



ภาพประกอบที่ 3.1 ความเข้มข้น COD ที่ทางออกของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบครึ่งฟิล์ม ที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ



ภาพประกอบที่ 3.2 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของถังหมักไม้อัดออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม ที่ระยะเวลาพักเก็บต่างๆ

3.2.2 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพและผลได้ของก๊าซมีเทน

ผลจากความแตกต่างของระยะเวลาพักเก็บที่ 15 10 และ 5 วัน จะให้ค่าผลได้แก๊สมีเทนเป็น 0.11 0.21 และ 0.09 มิลลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด ตามลำดับ ดังแสดงในตารางที่ 3.3 ซึ่งเมื่อพิจารณาผลการวิเคราะห์แก๊สมีเทนที่เกิดขึ้นกับปริมาณแก๊สมีเทนในทางทฤษฎีซึ่งได้จากการคำนวณจากสมการ (McCarty, 1964)

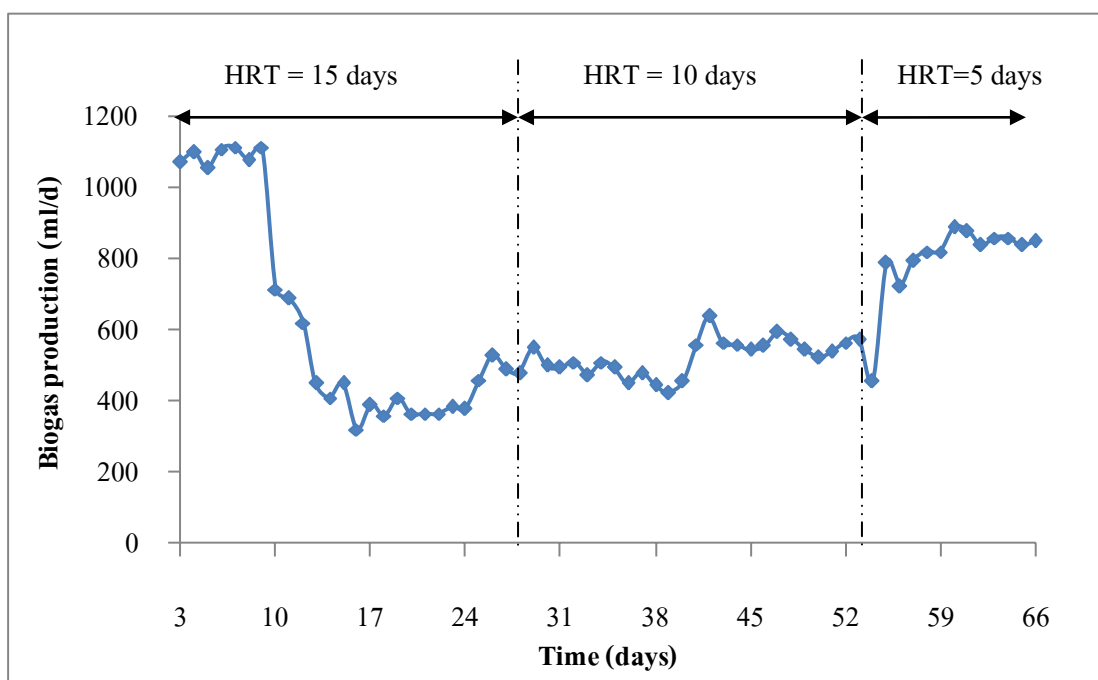
$$\text{ผลได้แก๊สมีเทน} \left(\frac{\text{มล.แก๊สมีเทน}}{\text{มก. COD ที่ถูกบำบัด}} \right) = \frac{\text{อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพ (มล./วัน)} \times \text{ร้อยละแก๊สมีเทน}}{(\text{COD ที่เข้า} - \text{COD ที่ออก}) (\text{มก./ล.}) \times \text{อัตราการป้อน (ล./วัน)}}$$

ซึ่งจะเทียบกับปริมาณแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้นมีค่าเท่ากับ 350 มิลลิตรต่อ COD ที่ถูกบำบัดไป 1 กรัม จากผลการทดลองหาปริมาณแก๊สมีเทนในแต่ละระยะเวลาพักเก็บแสดงดังตารางที่ 3.3 ซึ่งให้เห็นว่าระยะเวลาพักเก็บ 10 วัน ที่อัตราการป้อน 0.89 ลิตรต่อวัน มีความเหมาะสมสำหรับการผลิตแก๊สมีเทนและสรุปได้ว่าที่ระยะเวลาพักเก็บที่ 10 วัน มีประสิทธิภาพเป็นที่ยอมรับได้ทั้งการกำจัด COD และการเกิดแก๊สมีเทน ซึ่งเมื่อเทียบกับผลการทดลองของ เมธิ (2546) โดยได้ศึกษาแบบจำลองฟิล์ม

ชีวะในถังปฏิกรณ์แบบกรองไร้อากาศโดยการใช้น้ำเสียสังเคราะห์ ได้รายงานไว้ว่า ประสิทธิภาพในการกำจัด COD ที่ระยะเวลาพักเก็บ 10 7 5 และ 4 วัน (อัตราการระบรทุกสารอินทรีย์เป็น 0.6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน) เท่ากับ 94.3 78.7 65.0 และ 59.7 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ โดยได้สรุปไว้ว่าประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลง เมื่อระยะเวลาพักเก็บลดลง

ตารางที่ 3.3 ผลการเกิดแก๊สมีเทนเฉลี่ยที่ระยะเวลาพักเก็บต่างๆ ภายใต้สภาวะคงตัว

ระยะเวลาพักเก็บ (วัน)	อัตราการป้อน (ลิตร/วัน)	อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพ (มิลลิลิตร/วัน)	%แก๊สมีเทน	ผลได้แก๊สมีเทน (มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด)
15	0.59	621.15 @ 304.36	60.85 @ 16.33	0.11
10	0.89	521.54 @ 53.07	56.82 @ 15.07	0.21
5	1.78	1170.00 @ 45.27	55.28 @ 18.04	0.09

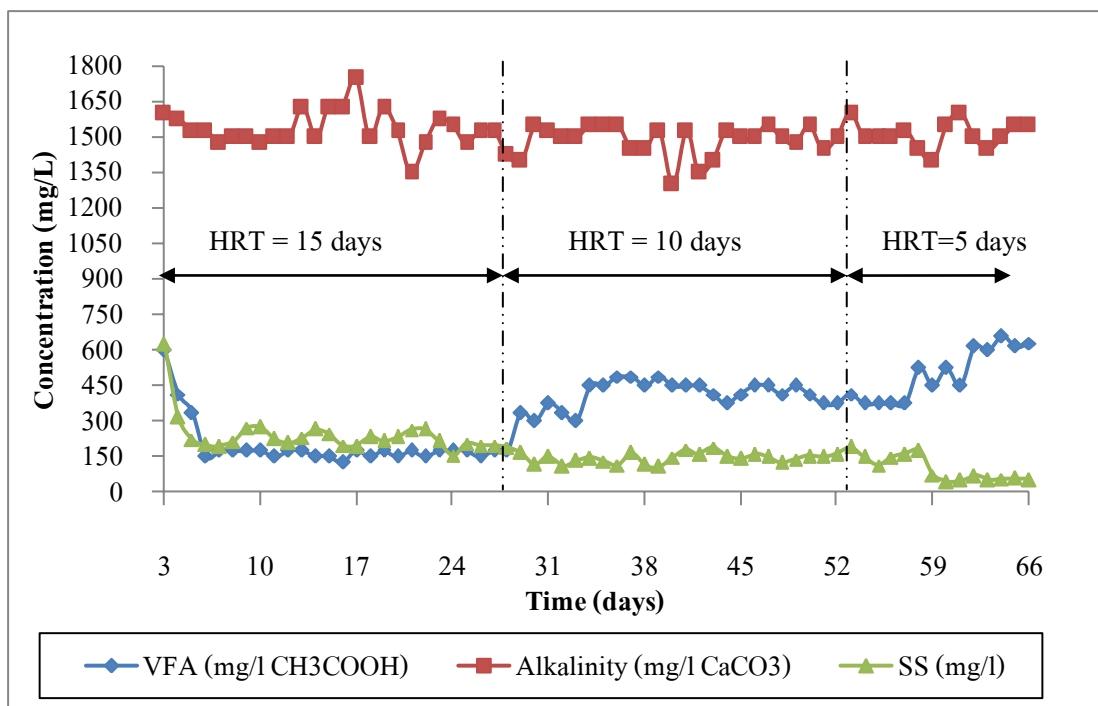


ภาพประกอบที่ 3.3 ปริมาณแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้ของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลาพักเก็บต่างๆ

ปริมาณแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นตลอดการทดลองที่ระยะเวลาพักเก็บเท่ากับ 15 10 และ 5 วัน ตามลำดับ แสดงดังภาพประกอบที่ 3.3 ปริมาณแก๊สชีวภาพทั้งหมดวัดโดยปริมาตรน้ำที่ถูกแทนที่ในแต่ละวันจะได้ปริมาณแก๊สชีวภาพในหน่วยมิลลิลิตรต่อวัน พบว่าระยะเวลาพักเก็บเท่ากับ 15 วัน ให้ปริมาณแก๊สชีวภาพสูงสุดเท่ากับ 1,115 มิลลิลิตร/วัน และเกิดการลดลงต่ำสุดที่ระยะเวลาพักเก็บเดียวกัน เนื่องจากจุลินทรีย์ถูกยับยั้งด้วยปริมาณ COD ในน้ำเสียซึ่งที่ระยะเวลาพักเก็บ 15 วัน น้ำเสียมีปริมาณความเข้มข้นเริ่มต้นสูงสุดส่งผลทำให้เกิดการปรับสภาพของจุลินทรีย์ทำให้ปริมาณแก๊สชีวภาพลดต่ำลงอย่างรวดเร็ว แต่เมื่อลดระยะเวลาพักเก็บ 10 และ 5 วัน ปริมาณแก๊สชีวภาพค่อยๆเพิ่มขึ้น เป็นผลมาจากที่ระยะเวลาพักเก็บที่ 10 และ 5 วัน น้ำเสียมีปริมาณความเข้มข้น COD เริ่มต้น ต่ำกว่าที่ 15 วัน ทำให้จุลินทรีย์ปรับสภาพกับน้ำเสียได้ง่ายกว่า และทำให้ลดสภาวะการยับยั้งจุลินทรีย์ได้ จึงสรุปได้ว่าในเชิงของการผลิตแก๊สชีวภาพปัจจัยที่สำคัญนอกเหนือจากระยะเวลาในการพักเก็บของเหลวที่เหมาะสมแล้ว ปริมาณความเข้มข้น COD เริ่มต้นก็มีผลสำคัญต่อความเสถียรของระบบเช่นเดียวกัน

3.2.3 ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile fatty acid, VFA)

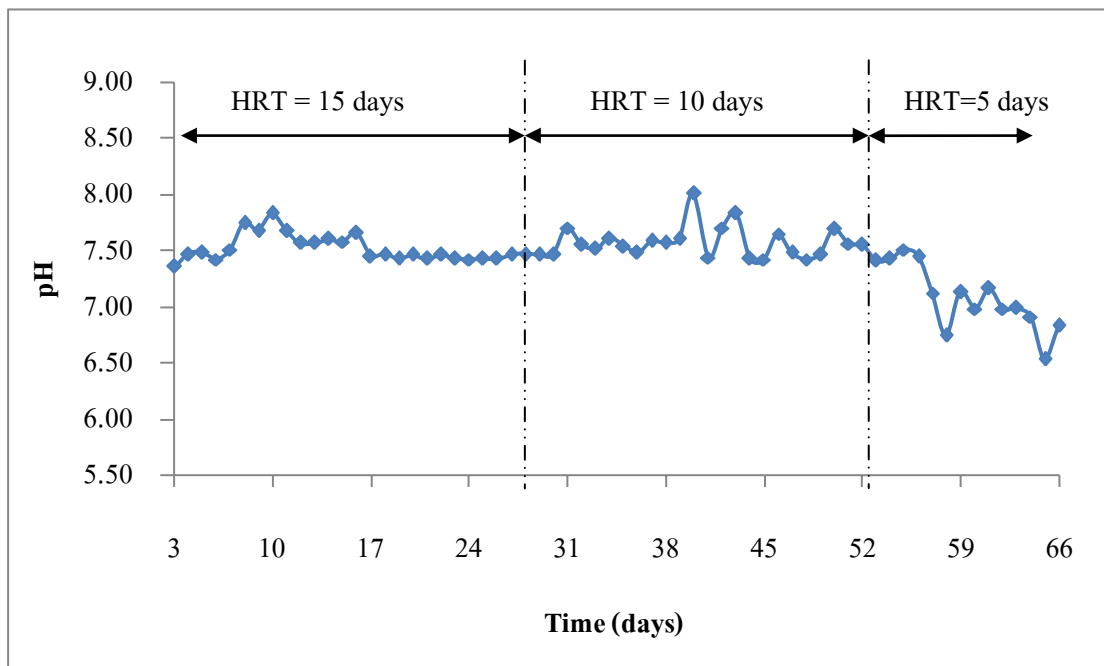
ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่วิเคราะห์นี้จะวิเคราะห์อยู่ในรูปของกรดอะซิติก (CH_3COOH) ซึ่งผลของปริมาณของกรดไขมันระเหยง่ายและความเป็นกรด-ด่าง จะเป็นค่าความบ่งชี้ถึงความเสถียรของประสิทธิภาพดังปฏิกรณ์ ในระหว่างเกิดกระบวนการย่อยสลายกรดและการเกิดแก๊สมีเทนนั้น ที่สภาวะความเป็นกรด-ด่างเป็นกลางจะเหมาะสมสำหรับการเกิดกระบวนการผลิตแก๊สมีเทน โดยทั่วไปแล้วหากความเป็นกรด-ด่างน้อย จุลินทรีย์ที่ผลิตมีเทนจะถูกยับยั้งส่งผลทำให้ปริมาณของกรดไขมันระเหยง่ายเพิ่มขึ้นและทำให้ค่าความเป็นกรด-ด่างต่ำลง (Kumar *et al.*, 2008) จากผลการทดลองได้แสดงความเข้มข้นของกรดไขมันระเหยง่ายถูกแสดงดังภาพประกอบที่ 3.4 ในช่วงเวลา 3 ถึง 66 วัน พบว่าที่ระยะเวลาการพักเก็บ 15 วัน มีความเข้มข้นของกรดไขมันระเหยง่ายสะสมอยู่ในระดับต่ำสุดอยู่ในช่วง 150 ถึง 175 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งพบว่ามีค่าอยู่ในช่วงที่เหมาะสมคือ 50-500 มิลลิกรัม/ลิตร เมื่อเทียบกับที่ระยะเวลาพักเก็บ 10 และ 5 วัน ซึ่งพบว่าเมื่อระยะเวลาในการพักเก็บของเหลวลดลง แนวโน้มของค่าความเข้มข้นของกรดไขมันระเหยง่ายจะเพิ่มสูงขึ้นถึง 660 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งเกินช่วงที่เหมาะสม ทั้งนี้ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายสูงสุดที่ยอมรับได้คือ 2,000 มิลลิกรัม/ลิตร (กัลยา, 2543)



ภาพประกอบที่ 3.4 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย สภาพต่าง และปริมาณของแข็งแขวนลอยของถังหมักไม้อัดออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลาเก็บเก็บต่างๆ

จากผลการทดลองพบว่าให้ค่าความเป็นกรด-ด่างมีแนวโน้มลดลงอยู่ในช่วง 6.85-7.59 ดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.5 ซึ่งเป็นไปในทิศทางเดียวกับการเพิ่มขึ้นของกรดไขมันระเหยง่าย ประกอบกับค่าสภาพด่างมีแนวโน้มคงที่ ส่งผลให้ที่ระยะเวลาการกักเก็บ 5 วันมีอัตราส่วนของกรดไขมันระเหยง่ายต่อสภาพด่างมากกว่า 0.4 แสดงในตารางที่ 3.2 ซึ่งเป็นสถานะที่จุลินทรีย์สร้างมีเทนลดจำนวนลง ทำให้ประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลงด้วย

ค่าของความเป็นกรด-ด่างที่ได้จากการทดลองแสดงให้เห็นถึงความมีเสถียรภาพของระบบและกิจกรรมของ Methanogenic bacteria ซึ่งอยู่ในช่วงที่เหมาะสมที่จุลินทรีย์ที่สร้างแก๊สมีเทนสามารถดำรงชีวิตอยู่ได้และเหมาะสมต่อการย่อยสลายภายใต้สถานะไม้อัดออกซิเจนเพราะการเกิดแก๊สชีวภาพจะเกิดขึ้นได้ดีที่ความเป็นกรด-ด่างที่ 6.0-8.0 (Acharya *et al.*, 2007) ในระยะสุดท้ายของการทดลองค่าความเป็นกรด-ด่างมีค่าต่ำกว่า 7.00 เนื่องจากระยะเวลาเก็บลดลง ทำให้อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มขึ้น



ภาพประกอบที่ 3.5 ความเป็นกรด-ด่างของถังหมักไม้อื้อออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม ที่ระยะเวลาเก็บเก็บต่างๆ

นอกจากนี้ยังพบว่า เมื่อระยะเวลาเก็บลดลงในแต่ละระยะของการทดลอง ค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบจะลดต่ำลงเล็กน้อย ซึ่งค่าความเป็นกรด-ด่างในถังหมักไม้อื้อควรต่ำกว่า 6.6 เพราะจะทำให้เกิดการยับยั้งจุลินทรีย์ในระบบ และถ้าค่าความเป็นกรด-ด่างต่ำกว่า 5.3 จะเกิดการหลุดของจุลินทรีย์ออกจากระบบทำให้ระบบล้มเหลวได้ (Wildenauer and Winter, 1985)

3.2.4 สภาพด่าง (Alkalinity)

สภาพด่างของน้ำเสียที่เข้าและออกจากกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์แบบตรึงฟิล์ม ที่ระยะเวลาเก็บเก็บต่างๆ แสดงได้ดังตารางที่ 3.2 และภาพประกอบที่ 3.4 ซึ่งค่าสภาพด่างที่วิเคราะห์นี้คิดในรูปของแคลเซียมคาร์บอเนต (CaCO_3) ซึ่งพบว่าค่าเฉลี่ยของสภาพด่างของน้ำเสียในระบบแต่ละระยะเวลากักเก็บอยู่ในช่วง 1,470 – 1,560 มิลลิกรัม/ลิตร ในรูป CaCO_3 ซึ่งมีค่าเพิ่มขึ้นจากสภาพน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบ ทั้งนี้เนื่องจากกรดอินทรีย์ระเหยง่ายถูกย่อยโดยแบคทีเรียพวก Methanogenesis ทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นและทำให้แอมโมเนียในระบบมีมากขึ้น เมื่อทำปฏิกิริยากับน้ำเกิดเป็นไบคาร์บอเนตไอออน (HCO_3^-) หรือเกิดเป็นแอมโมเนียไบคาร์บอเนต (NH_4HCO_3) (Raynal *et al.*, 1998) ตามชีวเคมีของการเกิดแก๊สมีเทนที่ได้กล่าวไว้แล้วใน

บทที่ 1 และจากการทดลองพบว่าค่าสภาพด่างมีค่าอยู่ในช่วงค่าที่เหมาะสมต่อการเกิดแก๊สชีวภาพ คือมีค่าอยู่ในช่วง 1,000-5,000 มิลลิกรัม/ลิตร ในรูป CaCO_3 (กัลยา, 2543) แสดงให้เห็นว่าในระบบ เกิดบัฟเฟอร์ ซึ่งป้องกันให้แบคทีเรียพวกสร้างมีเทนให้สามารถทนต่อกรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่เกิดขึ้นได้ อีกทั้งยังแสดงถึงความสามารถในการรักษาเสถียรภาพของระบบ และอาจดูได้จาก อัตราส่วนระหว่างกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อสภาพด่างที่กล่าวไว้แล้วข้างต้น ซึ่งถ้ามีค่ามากกว่า 0.4 ระบบจะล้มเหลวหรือเสียเสถียรภาพได้ง่าย เนื่องจากมีการสะสมและเกิดกรดอินทรีย์ในปริมาณสูง (Borja *et al.*, 2002) แต่จากข้อมูลผลการทดลองในงานวิจัยพบว่าอัตราส่วนระหว่างกรดอินทรีย์ระเหยง่ายต่อสภาพด่าง อยู่ในช่วง 0.10-0.41

3.2.5 ปริมาณของแข็งแขวนลอย (Suspended solid, SS)

ปริมาณของแข็งแขวนลอยในน้ำเสียตอนเริ่มต้นและน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ ตลอดจนการทดลองที่ระยะเวลาเก็บของถังหมักแก๊สเท่ากับ 15 10 และ 5 วัน ตามลำดับ แสดงดังตารางที่ 3.2 และภาพประกอบที่ 3.4 พบว่าปริมาณของแข็งแขวนลอยที่ระยะเวลาเก็บ 15 วัน ลดลงอยู่ในช่วง 190 – 626 มิลลิกรัม/ลิตร และเมื่อระยะเวลาเก็บลดลงที่ 5 วัน ปริมาณของแข็งแขวนลอยลดลงอยู่ในช่วง 46 – 115 มิลลิกรัม/ลิตร สรุปได้ว่าเมื่อระยะเวลาเก็บลดลงจะส่งผลทำให้ปริมาณของแข็งแขวนลอยลดลง เนื่องจากที่ระยะเวลาเก็บ 5 และ 10 วัน ความเร็วของน้ำเสียที่ผ่านเข้าสู่ระบบจะสูงกว่าที่ระยะเวลาเก็บเป็น 15 วัน มีผลทำให้จุลินทรีย์หลุดออกจากระบบมากในช่วงแรก แต่เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว ปริมาณจุลินทรีย์ที่ออกจากระบบจะมีแนวโน้มลดลง ซึ่งเกิดจากจุลินทรีย์หลุดออกจากระบบน้อยส่งผลมาจากข้อดีของระบบ Immobilized cell (Chua *et al.*, 1997) ซึ่งเกิดจากจุลินทรีย์ถูกตรึงอยู่บนผิวของตัวกลางกรอง ทำให้ของแข็งแขวนลอยที่วัดได้มีปริมาณลดลง ซึ่งสอดคล้องกับการทดลองของ เมธี (2546)

3.2.6 อุณหภูมิ

สำหรับในระบบการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจน อุณหภูมิมีอิทธิพลต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์และการผลิตแก๊สเป็นอย่างมาก อุณหภูมิที่เหมาะสมในการเกิดแก๊สชีวภาพสำหรับจุลินทรีย์ที่อยู่ในช่วงอุณหภูมิ Mesophilic จะอยู่ในช่วง 35-37 องศาเซลเซียส (Kim *et al.*, 2006) จากตารางที่ 3.4 พบว่าตลอดการทดลองที่ระยะเวลาเก็บ 15 10 และ 5 วัน อุณหภูมิของระบบอยู่ในช่วง 29.75 ถึง 0.75-32.19 ถึง 0.75 องศาเซลเซียส อย่างไรก็ตาม ที่ระยะเวลาเก็บ 15 วัน มีอุณหภูมิของระบบสูงสุดเท่ากับ 32.19 ถึง 0.75 องศาเซลเซียส ซึ่งมีค่าใกล้เคียงช่วงของอุณหภูมิ

Mesophilic ส่งผลให้ได้เปอร์เซ็นต์แก๊สมีเทนสูงสุดที่ 60.85 ถึง 16.33 เปอร์เซ็นต์ และที่ระยะเวลาพักเก็บ 5 วัน มีอุณหภูมิของระบบต่ำสุดที่ 29.75 ถึง 0.75 และให้ปริมาณมีเทน 55.28 ถึง 18.04 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ 3.4 ผลของอุณหภูมิของถังหมักไม้อัดออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลาพักเก็บต่างๆ

ระยะเวลาพักเก็บ (วัน)	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	อัตราการเกิดแก๊ส ชีวภาพ (มิลลิลิตร/วัน)	%แก๊สมีเทน
15	32.19 ถึง 0.75	621.15 ถึง 304.36	60.85 ถึง 16.33
10	31.53 ถึง 1.27	521.54 ถึง 53.07	56.82 ถึง 15.07
5	29.75 ถึง 0.75	1170.00 ถึง 45.27	55.28 ถึง 18.04

แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิตลอดการทดลองที่ระยะเวลาพักเก็บต่างๆไม่แตกต่างกัน โดยอยู่ในช่วง 29 – 32 องศาเซลเซียส จะเห็นได้ว่ามีค่าใกล้เคียงกับอุณหภูมิเริ่มต้นของน้ำเสียที่เข้าระบบซึ่งอยู่ในช่วง 29 – 32 เช่นเดียวกัน บ่งบอกได้ว่าระบบการหมักแบบไม้อัดออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่ระยะเวลาพักเก็บต่างๆไม่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของระบบ อีกทั้งอุณหภูมิของระบบอยู่ในช่วงที่ใกล้เคียงกับอุณหภูมิ Mesophilic จะทำให้ระบบมีประสิทธิภาพในการเกิดแก๊สมีเทน ดังนั้นในงานวิจัยนี้ควรควบคุมอุณหภูมิของระบบให้อยู่ในช่วงอุณหภูมิ Mesophilic ที่ระยะเวลาพักเก็บที่เหมาะสม ซึ่งจากผลการทดลองเมื่อเทียบกับผลการทดลองของ Saritpongteeraka และคณะ (2008) ซึ่งได้ศึกษาผลสมรรถนะของกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์แบบแผ่นกั้น (Anaerobic baffle reactor, ABR) ในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางข้นและใช้หัวเชื้อจุลินทรีย์จากระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB ได้ศึกษาผลของความเป็นกรด - ด่างและอัตราส่วนรีไซเคิล (Recycle ratio) ของน้ำเสียที่ถูกปรับสภาพด้วยโซเดียมไฮดรอกไซด์ (ABR-NaOH) และเถ้า (ABR-ash) ที่ระยะเวลาพักเก็บ 10 5 2.5 1.25 วัน ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 0.66 1.16 2.26 และ 4.43 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน ตามลำดับ ซึ่งพบว่าถังแบบแผ่นกั้นจะมีประสิทธิภาพในการลด COD ได้สูงที่ระยะเวลาในการพักเก็บของเหลวที่ 10 วัน (เฉลี่ยแล้วค่าประสิทธิภาพการกำจัด COD ประมาณ 82.71 เปอร์เซ็นต์ และ 96.16 เปอร์เซ็นต์ สำหรับน้ำเสียที่ถูกปรับสภาพด้วยโซเดียมไฮดรอกไซด์ และประมาณ 80.27 เปอร์เซ็นต์และ 96.60 เปอร์เซ็นต์ สำหรับน้ำเสียที่ถูกปรับสภาพด้วยเถ้า) และยังพบว่าประสิทธิภาพในการลดสารอินทรีย์และผลได้มีเทนจะลดลง เมื่อระยะเวลาการพักเก็บลดลง ซึ่งพบการปรับสภาพด้วยโซเดียมไฮดรอกไซด์จะให้ผลดีที่สุด ดังแสดงในตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.5 การเปรียบเทียบผลการดำเนินงานของกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์แบบ
 ตรีงฟิล์ม และถังปฏิกรณ์แบบแผ่นกั้นในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมยาง
 ที่ระยะเวลาพักเก็บต่างๆ

กระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์แบบตรีงฟิล์ม (Anaerobic fixed film reactor, AFR)¹					
ระยะเวลา พักเก็บ (วัน)	อัตราการระบรทุก สารอินทรีย์ (กก. COD/ลบ.ม./ วัน)	ประสิทธิภาพ การกำจัด COD (เปอร์เซ็นต์)	อัตราการเกิด ก๊าซชีวภาพ (มล./วัน)	% แก๊ส มีเทน	ผล ได้แก๊ส มีเทน (มล.แก๊สมีเทน/ มก. COD ที่ถูก บำบัด)
15	0.43	89.06	621.15 ๓ 304.36	60.85 ๓ 16.33	0.11
10	0.52	81.04	521.54 ๓ 53.07	56.82 15.07	0.21
5	1.04	76.28	1170.00 ๓ 45.27	55.28 ๓ 18.04	0.09
กระบวนการหมักไร้ออกซิเจนจากถังปฏิกรณ์แบบแผ่นกั้น (Anaerobic baffle reactor, ABR)²					
ระยะเวลา พักเก็บ (วัน)	อัตราการระบรทุก สารอินทรีย์ (กก. COD/ลบ.ม./ วัน)	ประสิทธิภาพ การกำจัด COD (เปอร์เซ็นต์)	อัตราการเกิด ก๊าซชีวภาพ (มล./วัน)	% แก๊ส มีเทน	ผล ได้แก๊ส มีเทน (มล.แก๊ส มีเทน/ มก. COD ที่ถูก บำบัด)
	NaOH	NaOH	NaOH	NaOH	NaOH
10	0.66	82.71	-	72.2	0.29
5	1.16	75.70	-	70.3	0.24
2.5	2.26	66.84	-	69.5	0.13
1.25	4.43	48.09	-	65.1	0.07

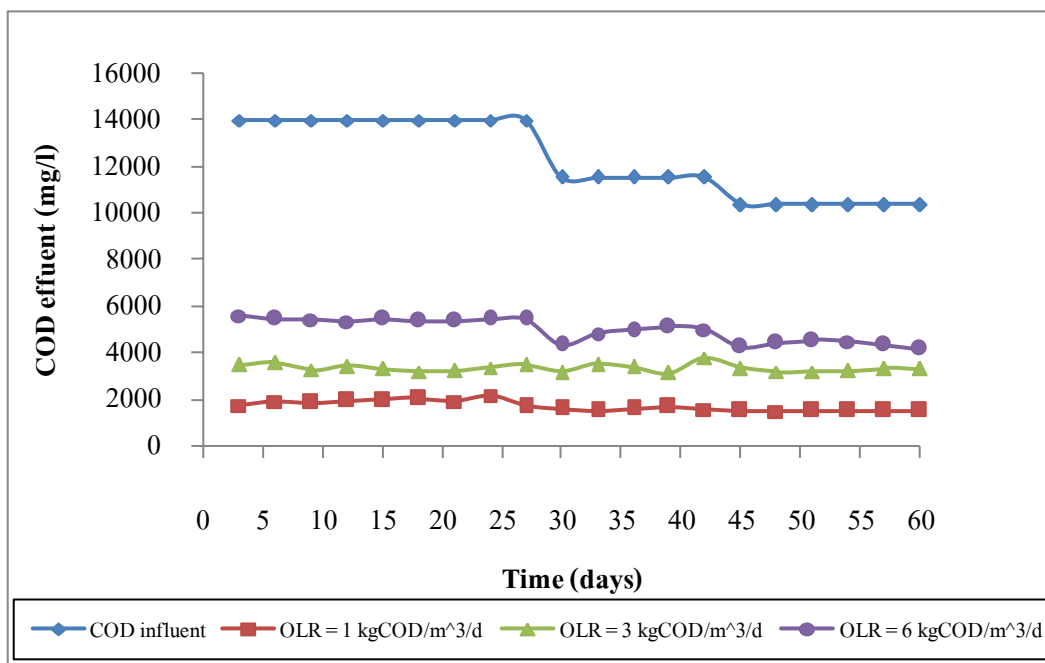
หมายเหตุ: 1 คือ ข้อมูลที่ได้จากงานวิจัยนี้

2 คือ ข้อมูลที่ได้จากงานวิจัยของ Saritpongteeraka และคณะ (2008)

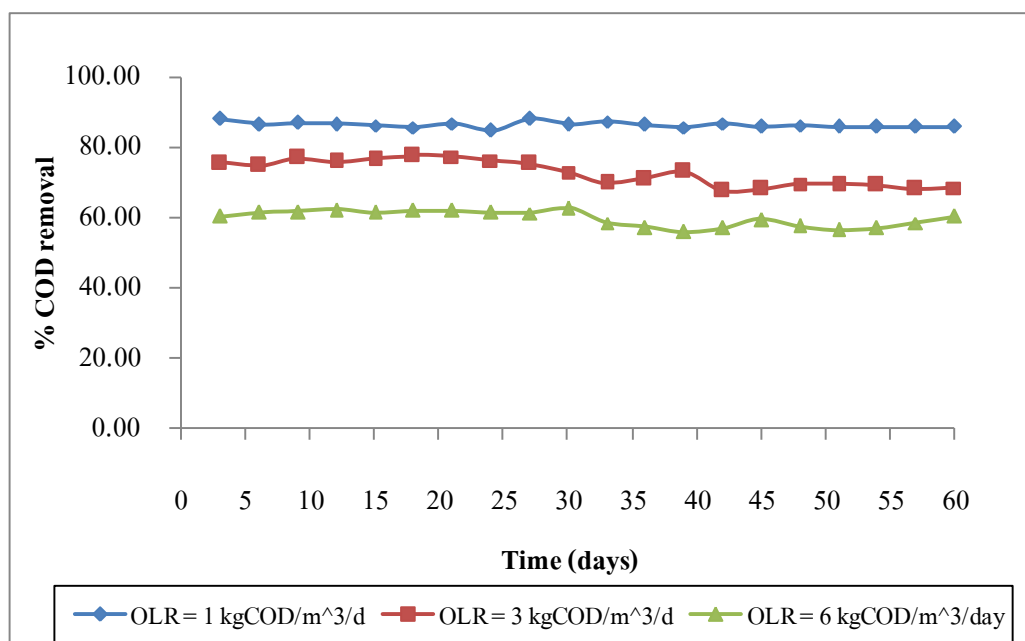
3.3 ผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่มีต่อประสิทธิภาพการบำบัดของถังหมักไม้ออกซิเจนแบบครึ่งฟิล์ม

3.3.1 ประสิทธิภาพการกำจัด COD

ในระบบบำบัดน้ำเสีย ค่าประสิทธิภาพการกำจัด COD จะเป็นพารามิเตอร์ที่สามารถบ่งบอกถึงประสิทธิภาพของระบบได้โดยตรง (Wolmarans and de Villiers, 2002) ดังตารางที่ 3.6 โดยภาพประกอบที่ 3.6 และภาพประกอบที่ 3.7 แสดงข้อมูลการทดลองที่ความแตกต่างของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่สภาวะคงตัว ซึ่งพบว่าที่อัตราภาระบรรทุกสารที่ 1.3 และ 6 กิโลกรัม COD / ลูกบาศก์เมตร/วัน มีประสิทธิภาพการกำจัด COD เฉลี่ยเท่ากับ 86.27 72.56 และ 59.57 เปอร์เซ็นต์ ทำให้สรุปได้ว่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มขึ้น จะส่งผลทำให้ประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลง ซึ่งจากผลการทดลองของ Acharya *et al.*, (2008) พบว่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่ 6.2 กิโลกรัม COD / ลูกบาศก์เมตร/วัน มีประสิทธิภาพการกำจัด COD ได้ 88 เปอร์เซ็นต์ เมื่อใช้ถ่านเป็นวัสดุตัวกลางกรอง แต่เมื่อเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์สูงขึ้นที่ 10 ถึง 30 กิโลกรัม COD / ลูกบาศก์เมตร/วัน ซึ่งแนวโน้มของประสิทธิภาพการกำจัด COD ลดลงอย่างเห็นได้ชัดโดยมีค่าประสิทธิภาพการกำจัดต่ำสุดที่ 20 เปอร์เซ็นต์ จากผลการทดลองทำให้สรุปได้ว่าค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์มีผลต่อการออกแบบระบบในเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัด COD ในน้ำเสียซึ่งมีผลยืนยันสอดคล้องกันกับการทดลองของ Acharya *et al.*, (2008) และเมธี (2546)



ภาพประกอบที่ 3.6 ความเข้มข้น COD ทางออกของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ



ภาพประกอบที่ 3.7 ประสิทธิภาพการกำจัด COD ของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

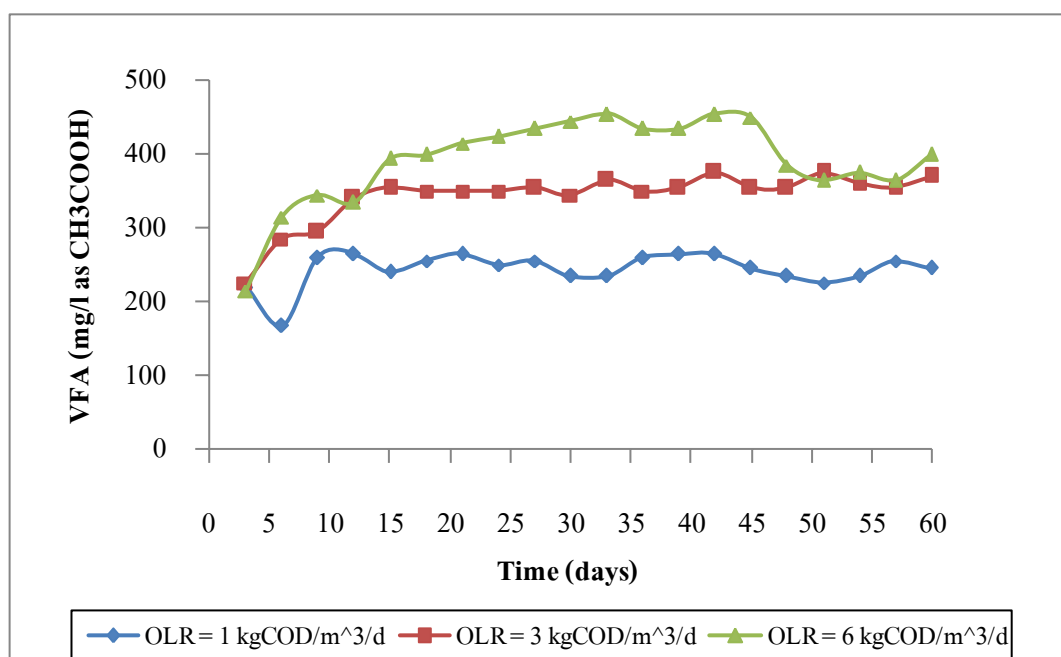
ตารางที่ 3.6 ผลการทดลองเฉลี่ยของพารามิเตอร์ต่างๆที่ความแตกต่างของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ภายใต้สภาวะคงตัว

พารามิเตอร์	อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน)			
	1	3	6	ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน
ความเข้มข้น COD ทั้งหมดที่เข้า (มิลลิกรัม/ลิตร)	1,2304.60	1,2304.60	1,2304.60	1649.96
ความเข้มข้น COD ทั้งหมดที่ ออก(มิลลิกรัม/ลิตร)	1,684.90	3,323.35	4,948.95	162.24-499.16
ประสิทธิภาพการกำจัด COD (%)	86.27	72.56	59.57	0.80-3.64
ความเป็นกรด-ด่าง	7.56	7.58	7.63	0.16-0.21
กรดไขมันระเหยง่าย (มิลลิกรัม/ ลิตร ในรูป CH ₃ COOH)	243.85	343.25	392.25	22.81-58.90
สภาพด่าง (มิลลิกรัม/ลิตร ในรูป CaCO ₃)	1,553	1,541.25	1,600	42.03-82.28
อัตราส่วนของกรดระเหยง่ายต่อ สภาพด่าง	0.16	0.22	0.25	0.02-0.04

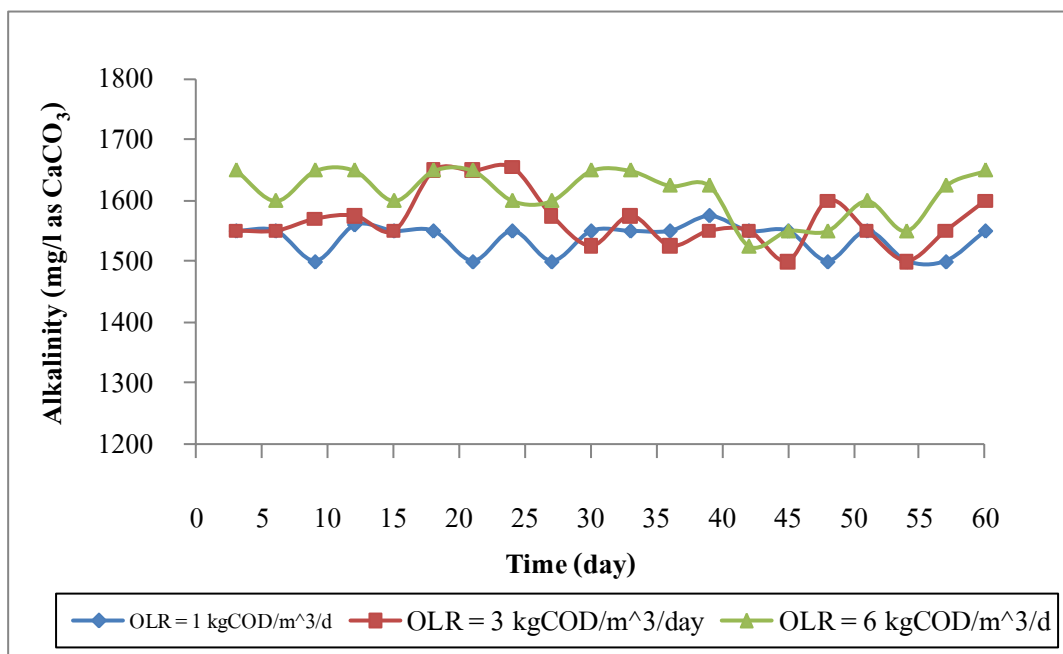
3.3.2 ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายและสภาพด่าง (Volatile fatty acid, VFA and Alkalinity)

ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 1 กิโลกรัม COD /ลูกบาศก์เมตร/วัน ให้ประสิทธิภาพการกำจัด COD สูงสุด เนื่องจากเมื่ออัตราภาระบรรทุกสารเพิ่มขึ้น จุลินทรีย์สร้างมีเทนถูกยับยั้ง ส่งผลให้เกิดการสะสมของกรดไขมันระเหยง่าย (Chua *et al.*, 1997) ทำให้กรดไขมันระเหยง่ายสะสมเพิ่มขึ้นเท่ากับ 243.85 343.25 และ 392.25 มก./ล. ตามลำดับ ดังแสดงในตารางที่ 3.6 และภาพประกอบที่ 3.8 และในขณะเดียวกันเมื่อค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มขึ้น ทำให้สภาพด่างเฉลี่ยมีค่าเพิ่มขึ้นดังนี้ 1,553 1,541.25 และ 1,600 มก./ล. ตามลำดับ ซึ่งแสดงดังภาพประกอบที่ 3.9 เป็นผลมาจากการที่มีปริมาณของกรดไขมันระเหยง่ายสะสมในระบบเพิ่มสูงขึ้น เนื่องจากการย่อยกรดไขมันระเหยง่ายจะเกิดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ขึ้น เมื่อแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ทำ

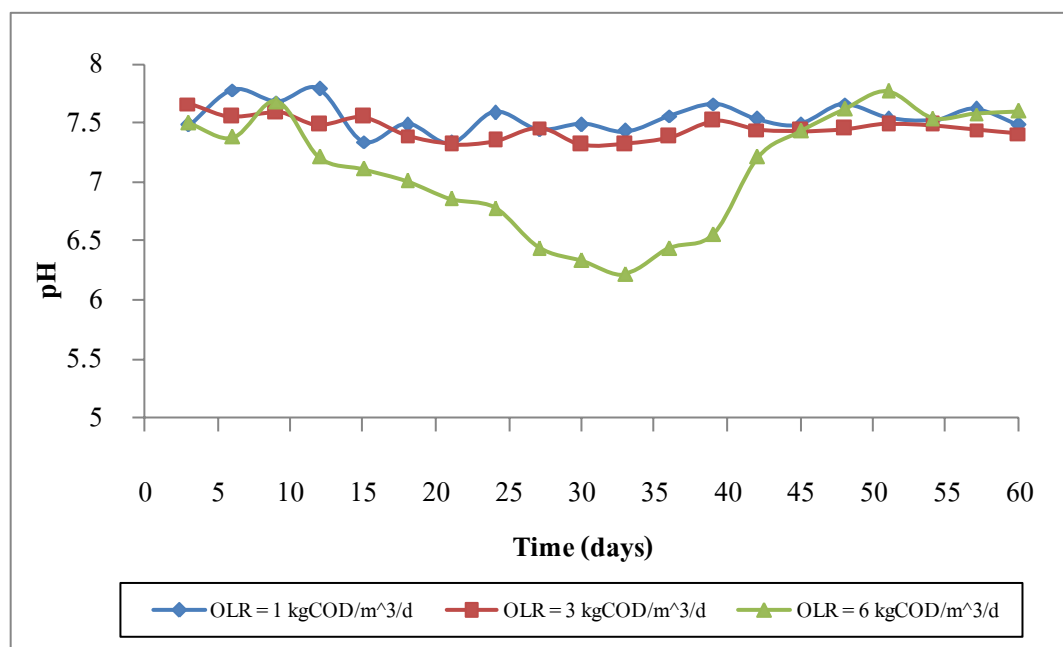
ปฏิกิริยากับน้ำจะเกิดเป็นกรดคาร์บอนิกซึ่งไม่เสถียร จากนั้นจะแตกตัวให้ไฮโดรเจนและคาร์บอเนตไอออน ทำให้สภาพด่างเฉลี่ยเพิ่มขึ้น โดยสภาพด่างจะทำหน้าที่ปรับสมดุลของระบบ เพื่อให้ค่าความเป็นกรด-ด่างเฉลี่ยมีค่าอยู่ในช่วงกลาง คือ 7.56 7.58 และ 7.63 ตามลำดับดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.10



ภาพประกอบที่ 3.8 ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายของถังหมักไม้อัดออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่อัตราภาระบรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ



ภาพประกอบที่ 3.9 สภาพต่างของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม
ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ



ภาพประกอบที่ 3.10 ความเป็นกรด-ด่างของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม
ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

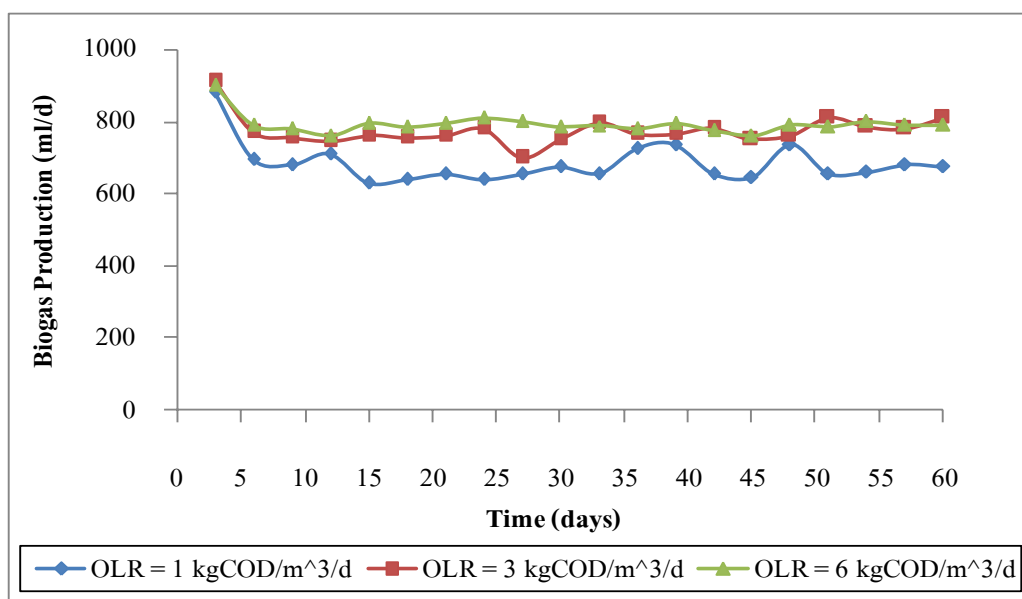
3.3.3 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพและผลได้แก๊สมีเทน

การวัดปริมาณแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นจากระบบบำบัดน้ำเสียทำได้โดยใช้หลักการแทนที่น้ำในขวดน้ำเกลือ ซึ่งประมาณแก๊สที่เกิดขึ้นในระบบเป็นตัวบ่งชี้ประสิทธิภาพของถังปฏิกรณ์ โดยอาศัยจุลินทรีย์สร้างกรดและสร้างมีเทนทำงานร่วมกันตลอดอย่างต่อเนื่อง จากการทดลองพบว่า อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพในแต่ละอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์แสดงดังตารางที่ 3.7 ซึ่งปริมาณแก๊สชีวภาพที่วัดได้ในแต่ละอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์พบว่า มีค่าค่อนข้างคงที่ตลอดการทดลอง (ภาพประกอบที่ 3.11) โดยที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 1 กิโลกรัม COD /ลูกบาศก์เมตร/วัน มีอัตราการเกิดแก๊สชีวภาพเฉลี่ยเท่ากับ 684.0 ± 56.0 มิลลิลิตร/วัน และผลได้ของมีเทนสูงที่สุดเป็น 0.08 มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด ซึ่งในช่วงเริ่มต้น (9-15 วัน) เกิดเหตุขัดข้องบางประการเกี่ยวกับอุปกรณ์การเก็บแก๊สชีวภาพทำให้ค่าที่ได้คลาดเคลื่อน จึงได้มีการปรับปรุงระบบการเก็บแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้น และเมื่อเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็น 3 กิโลกรัม COD /ลูกบาศก์เมตร/วัน นั่นคือน้ำเสียที่เข้าระบบมีความเข้มข้น COD เพิ่มขึ้น ทำให้ปริมาณแก๊สเพิ่มขึ้นด้วย เพราะมีการย่อยสลายสารอินทรีย์มีมากขึ้น เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว ปริมาณแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นเฉลี่ยที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 3 กิโลกรัม COD /ลูกบาศก์เมตร/วัน เป็น 774.25 ± 40.2 มิลลิลิตร/วัน แต่ทั้งนี้ผลได้ของแก๊สมีเทนลดลงเป็น 0.03 มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด สอดคล้องกับปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายที่แสดงในภาพประกอบที่ 3.8 เนื่องจากเมื่อเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ ปริมาณการสะสมกรดระเหยง่ายเพิ่มขึ้นส่งผลให้ความเป็นกรด – ด่างของระบบลดลงทำให้แบคทีเรียที่สร้างมีเทนถูกยับยั้ง

ตารางที่ 3.7 อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพเฉลี่ยที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่าง ๆ

อัตราภาระ บรรทุก สารอินทรีย์ (กก. COD/ลบ. ม./วัน)	ความเข้มข้น COD ที่เข้าเฉลี่ย (มิลลิลิตร/วัน)	อัตรา การป้อน (ลิตร/ วัน)	อัตราการเกิด แก๊สชีวภาพ (มิลลิลิตร/วัน)	% แก๊ส มีเทน	ผลได้แก๊ส มีเทน (มิลลิลิตร แก๊สมีเทน/ กก. COD ที่ ถูกบำบัด)
1	12,304.6 ± 1,650.0	0.72	684.0 ± 56.0	87.56 ± 10.6	0.08
3	12,304.6 ± 1,650.0	2.17	774.25 ± 40.2	82.52 ± 9.8	0.03
6	12,304.6 ± 1,650.0	4.34	792.70 ± 28.0	74.56 ± 8.3	0.02

จากนั้นทำการวัดปริมาณแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นตามปกติและเมื่อเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์สูงขึ้นเป็น 6 กิโลกรัม COD /ลูกบาศก์เมตร/วัน ทำให้ปริมาณแก๊สชีวภาพเพิ่มขึ้นด้วย แต่ทั้งนี้ผลได้ของแก๊สมีเทนลดลงเป็น 0.02 มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด เช่นเดียวกัน กล่าวคือ เมื่อเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพเพิ่มขึ้น เนื่องจากจุลินทรีย์มีการย่อยสารอินทรีย์มากขึ้น ซึ่งการเกิดแก๊สชีวภาพเกิดจากการย่อยสลายสารอินทรีย์แล้วเปลี่ยนเป็นแก๊สชีวภาพ นั่นคือส่วนต่างของความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่เข้าและออกจากระบบ แต่เมื่อเกิดการสะสมของปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายมากขึ้น จะทำให้ระบบถูกยับยั้งการสร้างมีเทน ส่งผลให้ผลได้มีเทนที่เกิดขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ลดลงซึ่งจากการทดลองพบว่า อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์สูง คือ ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 6 กิโลกรัม COD /ลูกบาศก์เมตร/วัน วัดปริมาณแก๊สที่เกิดขึ้นเฉลี่ยเท่ากับ 792.70 ± 28.0 มิลลิลิตร/วัน และผลได้ของแก๊สมีเทนเป็น 0.02 มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด



ภาพประกอบที่ 3.11 อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพของถังหมักไม่ใช้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์ม ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

3.3.4 อุณหภูมิ

จากตารางที่ 3.8 แสดงอุณหภูมิของระบบที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 1 3 และ 6 กิโลกรัม COD /ลูกบาศก์เมตร/วัน พบว่าระบบมีอุณหภูมิอยู่ในช่วง 31.25 ถึง 1.86 - 33.20 ถึง 0.62 องศาเซลเซียส ซึ่งไม่แตกต่างกันมาก แสดงให้เห็นว่าการเปลี่ยนแปลงค่าอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ไม่ส่งผลต่ออุณหภูมิของระบบ

ตารางที่ 3.8 ผลของอุณหภูมิของถังหมัก ไม่ใช่ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (กก. COD/ลบ.ม./วัน)	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพ (มิลลิลิตร/วัน)	% แก๊สมีเทน
1	31.25 ถึง 1.86	684 ถึง 55.90	87.56 ถึง 10.6
3	33.20 ถึง 0.62	774.25 ถึง 40.21	82.52 ถึง 9.8
6	32.00 ถึง 1.59	792.70 ถึง 28.03	74.56 ถึง 8.3

บทที่ 4

สรุปและข้อเสนอแนะ

4.1 สรุป

ในการศึกษาการเกิดแก๊สชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานอุตสาหกรรมยางโดยกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนการถังปฏิกรณ์แบบครึ่งฟิล์ม ได้ศึกษาผลของระยะเวลาการกักเก็บ (ที่ 15 10 และ 5 วัน) และผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (ที่ 1 3 และ 6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน) ระบบถูกควบคุมค่าความเป็นกรด – ด่าง ให้อยู่ในช่วง 6.5-7.5 และดำเนินการระบบที่ช่วงอุณหภูมิ Mesophilic คืออยู่ในช่วง 25-40 องศาเซลเซียส จากการทำงานวิจัยนี้ ปัจจัยที่ตามมาจากการศึกษาดังกล่าว คือ ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย สภาพต่าง และประสิทธิภาพการกำจัด COD ซึ่งจากการทดลองสรุปได้ดังนี้

4.1.1. ผลของระยะเวลากักเก็บ (Hydraulic retention time, HRT)

ผลของระยะเวลากักเก็บสารอินทรีย์ต่อประสิทธิภาพการกำจัด COD จะเห็นได้ว่า ที่ระยะเวลาการกักเก็บลดลงที่ 15 10 และ 5 วัน ประสิทธิภาพการกำจัด COD จะลดลง และพบว่าระยะเวลากักเก็บที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการเกิดแก๊สชีวภาพคือ ที่ 10 วัน ซึ่งจะให้ผลได้ของแก๊สมีเทนเป็น 0.21 มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด และมีประสิทธิภาพการกำจัด COD อยู่ที่ 81.04 เปอร์เซ็นต์ และนอกจากนี้พบว่าปริมาณความเข้มข้นของ COD ตอนเริ่มต้นจะส่งผลต่อความเสถียรของระบบในการเกิดแก๊สชีวภาพ

4.1.2. ผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic loading rate, OLR)

ผลของอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่อประสิทธิภาพการกำจัด COD พบว่าประสิทธิภาพการกำจัด COD จะลดลง เมื่ออัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งจากการทดลองได้ศึกษาอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่ 1 3 และ 6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน ซึ่งประสิทธิภาพการกำจัด COD ที่ดีที่สุดคือ 86.27 เปอร์เซ็นต์และผลได้แก๊สมีเทนสูงสุดเป็น 0.08 มิลลิลิตรแก๊สมีเทน/มิลลิกรัม COD ที่ถูกบำบัด ที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ 1 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน

นอกจากนี้เมื่อนำน้ำทิ้งที่ออกจากกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มมาเปรียบเทียบกับน้ำทิ้งที่สามารถปล่อยออกสู่แหล่งน้ำธรรมชาติตามมาตรฐานอุตสาหกรรมได้ ซึ่งได้แสดงดังตารางที่ 4.1 จะเห็นได้ว่าน้ำเสียที่ออกจากกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มยังมีค่าสูงกว่าที่มาตรฐานอุตสาหกรรมกำหนดไว้ ดังนั้นการนำกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มไปใช้ในระดัปรองงานจริงจึงต้องคำนึงถึงมาตรฐานอุตสาหกรรม โดยการเข้าร่วมกับขั้นตอนอื่นๆ เช่น การผ่านน้ำเสียสู่บ่อดักยางก่อนการบำบัดและการบำบัดโดยใช้อากาศ เป็นต้น ซึ่งจากการรวบรวมข้อมูลของวันชัย แก้วยอด (2540) พบว่าโรงงานอุตสาหกรรมยางจำนวน 9 โรงงาน มีการบำบัดน้ำเสียเบื้องต้นโดยใช้บ่อดักยาง โดยประสิทธิภาพของระบบบำบัดนั้นขึ้นอยู่กับการออกแบบระบบและการปรับความเป็นกรด – ด่างของน้ำเสียให้เหมาะสมพบว่ามีประสิทธิภาพการบำบัด BOD เป็น 19 เปอร์เซ็นต์ และมีการบำบัดขั้นตอนที่ 2 ด้วยระบบตะกอนเร่ง (Activated Sludge, AS) เป็นส่วนใหญ่ ระบบตะกอนเร่งนี้จะมีหลายรูปแบบ เช่น แบบการกวนสมบูรณ์ แบบปรับเสถียรสัมผัสแบบคลองวนเวียน และแบบเอสบีอาร์ เป็นต้น โดยระบบต่างๆ เหล่านี้จะต้องมีการให้ออกซิเจนแก่น้ำเสียในปริมาณสูง ซึ่งพบว่าปริมาณออกซิเจนที่ต้องให้แก่ระบบอยู่ในช่วง 0.3 – 0.5 กิโลกรัม ออกซิเจน/กิโลกรัม BOD (ระบบบำบัดน้ำเสียชุมชนขนาดใหญ่) โดยน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางชั้นจะมีค่า BOD อยู่ในช่วง 1,825-3,766 มิลลิกรัม/ลิตร (นฤเทพ, 2550) ซึ่งจะต้องให้ออกซิเจนแก่ระบบเป็น 0.3-0.5 เท่าของค่า BOD นั่นคือต้องใช้พลังงานในปริมาณที่สูง

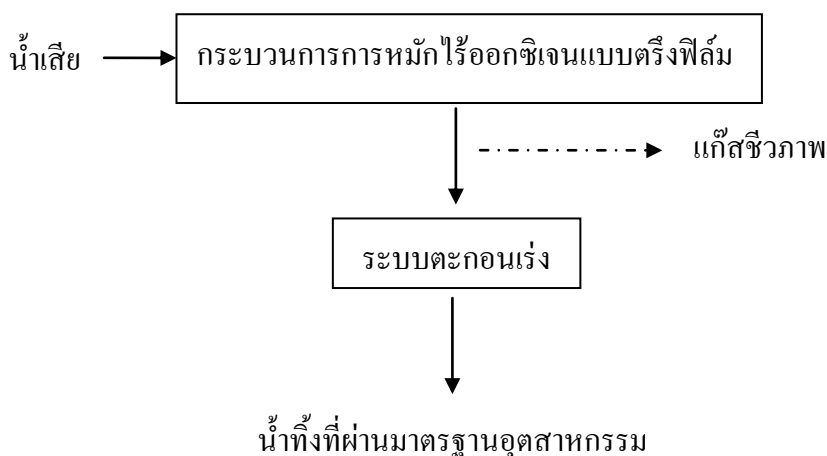
ตารางที่ 4.1 การเปรียบเทียบคุณลักษณะน้ำทิ้งที่ออกจากกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มและน้ำทิ้งที่ผ่านมาตรฐานอุตสาหกรรม

พารามิเตอร์	มาตรฐานอุตสาหกรรม*	น้ำทิ้งจากระบบ AFFR
ความเป็นกรด-ด่าง	5.5-9.0	6.8 - 8.4
อุณหภูมิ	ไม่เกิน 40 องศาเซลเซียส	29 - 33 องศาเซลเซียส
ความเข้มข้น COD	ไม่เกิน 120 มิลลิกรัม/ลิตร	345 - 4,948.95 มิลลิกรัม/ลิตร
ปริมาณของแข็งแขวนลอย	ไม่เกิน 120 มิลลิกรัม/ลิตร	46 – 626 มิลลิกรัม/ลิตร

ที่มา: *กระทรวงอุตสาหกรรม (2539)

เพื่อให้ น้ำทิ้งที่ออกจากกระบวนการนี้มีคุณลักษณะที่ผ่านมาตรฐานอุตสาหกรรม ดังนั้นหากมีการนำกระบวนการหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มไปใช้เป็นระบบบำบัดขั้นต้นซึ่งมีประสิทธิภาพกำจัด COD อยู่ในช่วง 60-70 เปอร์เซ็นต์ ก่อนที่จะนำน้ำเสียไปบำบัดในระบบตะกอนเร่งซึ่งมีการใช้งาน

กันเป็นส่วนใหญ่ในโรงงานอุตสาหกรรมน้ำอย่างขุ่น จะเห็นได้ว่านอกจากจะได้ผลพลอยได้เป็นแก๊สชีวภาพแล้วยังช่วยลดพลังงานที่ต้องใช้ในการให้ออกซิเจนแก่น้ำเสียในระบบตะกอนเร่งอีกด้วย ดังแสดงในภาพประกอบที่ 4.1 ทั้งนี้การนำไปใช้ในระดับโรงงานจริงจะต้องคำนึงถึงปัจจัยอื่นในหลายๆ ปัจจัย เช่น ตัวกลางกรอง ขนาดของถังปฏิกรณ์ เป็นต้น เพื่อให้เกิดการคุ้มทุนสูงที่สุด



ภาพประกอบที่ 4.1 แบบจำลองการนำกระบวนการการหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มไปใช้งานจริง

4.2 ข้อเสนอแนะ

4.2.1 การทดลองนี้ทำการทดลองที่อัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์สูงสุดเท่ากับ 6 กิโลกรัม COD/ลูกบาศก์เมตร/วัน ซึ่งยังไม่ใช่อัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์สูงสุดที่ถังปฏิกรณ์แบบตรึงฟิล์มจะรับได้ ดังนั้นควรมีการศึกษาเพิ่มเติมถึงความสามารถในการรองรับอัตราการบำบัดทุกสารอินทรีย์สูงสุดและติดตามปัญหาของระบบในระยะยาว โดยเฉพาะการอุดตันของตะกอนจุลินทรีย์บนตัวกลางกรอง

4.2.2 ในการทดลองพบว่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่เข้าสู่ระบบมีค่าไม่คงที่ ดังนั้นจึงต้องมีการควบคุมค่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์ โดยนำน้ำเสียจากโรงงานมาปรับค่าความเป็นกรด-ด่างให้อยู่ในช่วงที่เป็นกลางแล้วนำไปแช่ในห้องเย็นอุณหภูมิ 4 องศาเซลเซียส เพื่อยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์ในน้ำเสีย

4.2.3 เนื่องจากน้ำทิ้งจากระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบตรึงฟิล์มนี้ ยังมีปริมาณสารอินทรีย์สูงกว่าค่ามาตรฐานอุตสาหกรรมมาก จึงควรมีการศึกษารูปแบบการบำบัดขั้นต่อไป เพื่อให้น้ำทิ้งได้ตามมาตรฐานอุตสาหกรรม

4.2.4 เนื่องจากผลการทดลองที่ระยะเวลาพักเก็บของเหลวลดลงทำให้ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายเพิ่มขึ้น ทั้งนี้เนื่องจากเกิดการสะสมของปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่ายทำให้จุลินทรีย์ย่อยสลายไม่ทัน ดังนั้นเราสามารถศึกษาเพิ่มเติมในกรณีแยกถังปฏิกรณ์เป็นสองถัง คือที่ ถังปฏิกรณ์การผลิตกรดที่ระยะเวลาพักเก็บน้อย แล้วเข้าสู่ถังปฏิกรณ์การผลิตแก๊สชีวภาพ ทั้งนี้ต้องคิดมูลค่าทางเศรษฐศาสตร์ด้วย

4.2.5 จากผลการทดลองพบว่าที่ระยะเวลาพักเก็บ 15 วันให้ประสิทธิภาพการกำจัด อัตราการเกิดแก๊สชีวภาพ ผลได้แก๊สมีเทนสูงสุด แต่ในการนำไปใช้จริงในระดับโรงงานจะพบว่าต้องใช้ขนาดถังปฏิกรณ์ขนาดใหญ่ (จากการคำนวณ ระยะเวลาพักเก็บเท่ากับ อัตราส่วนของปริมาตรต่ออัตราการป้อน) ดังนั้นอาจจะใช้ข้อมูลการออกแบบจากผลการทดลองที่ระยะเวลาพักเก็บเป็น 10 วัน แทนเนื่องจากให้ผลได้แก๊สมีเทนและอัตราการเกิดแก๊สชีวภาพใกล้เคียงกัน

4.2.6 ศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับการใช้วัสดุตัวกลางกรองชนิดอื่นเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการบำบัดและการเกิดแก๊สชีวภาพ และศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับปัจจัยของ Hydraulic shock loading ที่มีผลต่อระบบบำบัดแบบตรึงฟิล์ม

4.2.7 ศึกษาการบำบัดแก๊สชีวภาพที่เกิด เช่น การกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การกำจัดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ เป็นต้น ซึ่งหากมีการนำแก๊สชีวภาพไปใช้งาน จำเป็นต้องกำจัดแก๊สดังกล่าวเนื่องจากส่งผลเสียต่ออุปกรณ์

บรรณานุกรม

- กัลยา ศรีสุวรรณ. 2543. “การปรับปรุงระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศของโรงงานน้ำยางข้น”.
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขต
หาดใหญ่ จังหวัดสงขลา.
- ธงชัย พรรณสวัสดิ์ และวิบูลลักษณ์ วิสุทธีศักดิ์. 2540. คู่มือวิเคราะห์น้ำเสีย. กรุงเทพมหานคร:
สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย
- นฤเทพ บุญเรืองขาว. 2550. “การติดตามกาตรวจสอบประเด็นปัญหาสิ่งแวดล้อมจากอุตสาหกรรม
ยางพาราในภาคใต้ตอนล่าง”. วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการสิ่งแวดล้อม.
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตหาดใหญ่ จังหวัดสงขลา.
- เมธี วงศ์ผาสุกโชติ. 2546. “แบบจำลองฟิล์มชีวะในถังปฏิกรณ์แบบกรองไร้อากาศ”. วิศวกรรม
ศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขต
หาดใหญ่ จังหวัดสงขลา.
- วันชัย แก้วยอด. 2540. “การตรวจสอบการจัดการน้ำเสียโรงงาน: กรณีศึกษาจังหวัดสงขลา”. วิทยา
ศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการสิ่งแวดล้อม. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยา
เขตหาดใหญ่ จังหวัดสงขลา.
- A. Gangagni Rao, G., Venkata Naidu, K., Krishna Prasad, N., Chandrasekhar Rao, S., Venkata
Mohan, Annapurna Jetty and P.N. Sarma. 2005. “Anaerobic treatment of wastewater with
high suspended solids from bulk drug industry using fixed film reactor (AFFR)”.
Bioresource Technology. 96: 86-93.
- Amit Kumar, Asheesh Kumar Yadav, T. R. Sreekishnan and Santosh Satya. 2008. “Treatment of
low strength industrial cluster wastewater by anaerobic hybrid reactor”. Bioresource
Technology. 99: 3123-3129.

- APHA (American Public Health Association). 2005. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th ed. American Wastewater Association and Water Environment Federation, Washington, DC.
- Bhavik K. Acharaya, Sarayu Mohana and Datta Madamwar. 2008. "Anaerobic treatment of distillery spent wash – A study on upflow anaerobic fixed film bioreactor". *Bioresource Technology*. 99: 4621-4626.
- Borja, R., E.Gonzalez, F.Rapozo, F.Millan and A.Martin. 2002. Performance evaluation of a mesophilic anaerobic fluidized-bed reactor treating wastewater derived from the production of proteins from extracted sunflower flour. *Bioresource Technology*. 76:45-52.
- Converti, A., Oliverira, R.P.S., Torres, B.R., Lodi, A., Zilli, M. 2009. "Biogas production and valorization by means of a two-step biological process". *Bioresource Technology*. 100: 5771-5776.
- Dieter Doublein and Angelika Steinhäuser.: *Biogas from Waste and Renewable Resources*. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2008.
- Han-Qing Yu, Quan-Bao Zhao and Yong Tang. 2006. "Anaerobic treatment of winery wastewater using laboratory-scale multi- and single-fed filters at ambient temperatures". *Process Biochemistry*. 41: 2477–2481.
- Hardik Patel and Datta Madamwar. 2002. "Effect of temperature and organic loading rate on biomethanation of acidic petrochemical wastewater using an anaerobic upflow fixed-film reactor". *Bioresource Technology*. 82: 65-71.

- H. Chua et al., 1997. Responses of anaerobic fixed film reactor to hydraulic shock loading. *Bioresource Technology*. 61: 79-83.
- Kanyarat Saritpongteeraka and Sumate Chairapat. 2008. "Effect of pH adjustment by parawaood ash and effluent recycle ratio on the performance of anaerobic baffled reactors treating high sulfate wastewater". *Bioresource Technology*. 99: 8987-8994.
- Kenedy, K. J. and Lentz, E. M. 2000. "Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Wat. Res.* 14: 3640-3656.
- McCarty, P.L. 1964. "Anaerobic waste treatment fundamental", *Journal Public Work*. 9: 95; 10: 107-112; 123-126; 12: 95-99.
- McCarty, P.L. 1964a. "Anaerobic waste treatment fundamental, Part I, Chemistry and Microbiology", *Journal Public Work*. 95: 107.
- McCarty, P.L. 1964b. "Anaerobic waste treatment fundamental, Part II, Chemistry and Microbiology", *Journal Public Work*. 95: 107-112.
- Osorio, F. and Torres, J.C. 2009. "Biogas purification from anaerobic digestion in wastewater treatment plant for biofuel production". *Renewable Energy*. 34: 2164-2171
- R. del Pozo, V. Diez and S. Beltran. 2000. "Anaerobic pre-treatment of slaughterhouse wastewater using fixed-film reactors". *Bioresource Technology*. 71: 143-149.
- Raphael, M.J. and Rutendo, M. 2009. "Optimization of biogas production by anaerobic digestion for sustainable energy development in Zimbabwe". *Renewable and Sustainable Energy Review*. 13: 1116-1120.

Rodrigo del Pozo, Victorino Diez, Gonzalo Salarzar and Juan J Espinosa. 2006. "The influence of influent distribution and blood content of slaughterhouse wastewater on the performance of anaerobic fixed film reactor". *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 81: 282-288.

Raynal, J., J.P. Delegenes and R.Moletta. 1998. Two-phase anaerobic digestion of solid waste by multiple liquor fraction process. *Bioresource Technology*. 65:97-103.

Veerasak Thonglimp , Gallaya Srisuwan and Patcharaporn Jkaew. 2005. "Treatment of industrial latex wastewater by activated sludge system". PSU-UNS Interational conference on Engineering and Environment. T11-3.3: 1-7

Wolmarans, B., de Villiers, H.G., 2002. "Start-up of a UASB effluent treatment plant on distillery wastewater". *Water SA*. 28: 63-68.

Wildenauer, F. X. and J. Winter. 1985. "Anaerobic digestion of high-strength acedic whey in a pH-controlled upflow fixed-film loop reactor". *Applied Microbiological Biotechnology*. 22: 367-372.

กรมควบคุมมลพิษ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม. 2548. แนวปฏิบัติที่ดีด้านการป้องกันและลดมลพิษ อุตสาหกรรมน้ำยางขึ้น. Available online: www.pcd.go.th/count/waterdl.cfm?FileName=rubbertree.pdf. (สืบค้นเมื่อ 12 มกราคม 2553)

กระทรวงอุตสาหกรรม. 2539. ค่ามาตรฐานน้ำทิ้งที่ระบายออกจากโรงงานอุตสาหกรรม. Available online: www2.diw.go.th/PIC/download/info/water1.pdf (สืบค้นเมื่อ 15 ตุลาคม 2554)

กฤษณา สวนจันทร์ และ รณชัย เอกฉัตร. 2549. ก๊าซชีวภาพ (Biogas). กรมพัฒนาพลังงานทดแทน และอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. Available online: www.dede.go.th/dede/index (สืบค้นเมื่อ 4 มกราคม 2553)

ทฤษฎีการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน. Available online: <http://www.diw.go.th>. (สืบค้นเมื่อ 2 มีนาคม 2553)

ระบบบำบัดน้ำเสียชุมชนขนาดใหญ่. การก่อสร้างโครงการระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน และการจัดการน้ำเสียชุมชน. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์. Available online: <http://www.pe.eng.ku.ac.th/files/semimar/2010/Group10/main5.3.html> (สืบค้นเมื่อ 15 ตุลาคม 2554)

สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ ศูนย์พันธุวิศวกรรมและเทคโนโลยีชีวภาพแห่งชาติ. กิตติมา ไกรพิรพรรณ. 2551. “ก๊าซชีวภาพ” พลังงานทางเลือก. Available online: <http://www.biotec.or.th/biotechnology-th/newsdetail.asp?id=3307>. (สืบค้นเมื่อ 3 มกราคม 2553)

SPU friends. 2008. ก๊าซชีวภาพคืออะไร. Available online: <http://blog.spu.ac.th/FutureCareer/2008/01/08/entry-39>. (สืบค้นเมื่อ 26 พฤศจิกายน 2552)

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก: วิธีวิเคราะห์น้ำเสีย

1. ซีโอดี (Chemical Oxygen Demand: COD)

การวิเคราะห์หาค่าซีโอดี เป็นการวิเคราะห์หาปริมาณความต้องการออกซิเจนเพื่อใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีอยู่ในน้ำเสีย การย่อยวิธีนี้จะแตกต่างจากการย่อยแบบบีโอดี คือในการวิเคราะห์บีโอดี ตัวที่จะเป็นตัวย่อยของเสียหรือสารอินทรีย์ในน้ำคือแบคทีเรีย แต่ในการวิเคราะห์ซีโอดี ตัวที่จะทำการย่อยสลายสารอินทรีย์คือ สารเคมี ซึ่งสารเคมีที่ใช้ในการศึกษาที่นี้คือ โปตัสเซียมไดโครเมต ($K_2Cr_2O_7$) เป็นสารออกซิไดซ์ซึ่งเอเจนต์ (Oxidizing agent) มีอำนาจในการออกซิไดซ์สูง การเติมกรดซัลฟิวริกเข้มข้น เพื่อให้สารละลายมีสภาพเป็นกรดและช่วยย่อยสลายสารอินทรีย์นำไปย่อยด้วยความร้อนซึ่งเรียกว่า รีฟลักซ์ (Reflux) ไอของสารที่ระเหยออกมาจะถูกทำให้ควบแน่นตกกลับลงไปในภาชนะที่บรรจุ ไม่ระเหยออกไปภายนอก

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. ชุดเครื่องมือการกลั่นแบบไหลกลับคืน
2. เตาให้ความร้อน (Heaters)

สารเคมี

1. เมอร์คิวรัสซัลเฟต ($HgSO_4$)
2. สารละลายมาตรฐาน โปตัสเซียมไดโครเมต ($K_2Cr_2O_7$) ความเข้มข้น 0.0417 M เตรียมโดยอบแห้งโปตัสเซียมไดโครเมตที่อุณหภูมิ $103\text{ }^{\circ}C$ เป็นเวลา 2 ชั่วโมง นำมาวางให้เย็นในเดสิเคเตอร์ แล้วชั่งสาร 12.259 กรัม ละลายในน้ำกลั่น เจือจางเป็น 1 ลิตร
3. กรดซัลฟิวริกเข้มข้น (H_2SO_4) เติมซิลเวอร์ซัลเฟต (Ag_2SO_4) ลงไป 22 กรัม ต่อ กรดซัลฟิวริก 2.65 ลิตร (ปกติกรดซัลฟิวริกขนาดบรรจุขวด 9 ปอนด์ เท่ากับ 2.65 ลิตร) การเติมซิลเวอร์ซัลเฟต เพื่อเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalyst)
4. สารละลายเฟอโรอิน อินดิเคเตอร์ (Ferroun indicator solution) ละลาย 1, 10 – ฟีนานโทโรลีนโมโนไฮเดรต [1, 10- phenanthroline monohydrate ($C_{12}H_8N_2 \cdot H_2O$)] 1.485 กรัม และไอร์ออน (II) ซัลเฟตเฮปตาไฮเดรต ($FeSO_4 \cdot 7H_2O$) 0.695 กรัม ในน้ำกลั่นแล้วเจือจางเป็น 100 มล.
5. สารละลายมาตรฐานแอมโมเนียมเฟอร์รัสซัลเฟต ($Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$) เตรียมโดยชั่งผลึกแอมโมเนียมเฟอร์รัสซัลเฟต 39 กรัม ละลายในน้ำกลั่นประมาณ 100 มล. เติมกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 20 มล. คนให้สารละลาย รอให้เย็น เจือจางเป็น 1 ลิตร สารละลายนี้จะต้องหาค่ามาตรฐานทุกครั้งที่ใช้ดังนี้

นำสารละลาย $K_2Cr_2O_7$ 0.0147 M ปริมาตร 10 มล. เจือจางด้วยน้ำกลั่นประมาณ 90 มล. เติมกรดซัลฟิวริก 30 มล. ทิ้งไว้ให้เย็นในที่มืด 5 นาที หยดสารละลายเฟอโรอิน อินดิเคเตอร์ 2-3 หยด นำไปไตเตรตจนกระทั่งสารละลายเปลี่ยนจากสีเขียวแกมฟ้า เป็นสีน้ำตาลแดงเป็นจุดี คำนวณหาค่าความเข้มข้นของสารละลายแอมโมเนียมเพอร์สัลเฟตได้ดังนี้

$$\text{ความเข้มข้น (โมล/ลิตร)} = \frac{\text{มล. ของ โปตัสเซียมไดโครเมต} \times 0.0147 \times 6}{\text{มล. ของสารละลายแอมโมเนียมเพอร์สัลเฟต}}$$

วิธีวิเคราะห์

1. ใช้ขวดกลั่นขนาด 250 มล.
2. ชั่งเมอร์คิวรีซัลเฟต ($HgSO_4$) ประมาณ 0.4 กรัม ใส่ลงในขวดกลั่น
3. ปิเปิดตัวอย่างน้ำใส่ลงไป 20 มล. (หรือส่วนของตัวอย่างที่เจือจางเป็น 20 มล.) การทำแบลนค์ (Blank) ทำไปพร้อมๆ กับน้ำตัวอย่าง โดยใช้สารเคมีเช่นเดียวกับการวิเคราะห์ตัวอย่างแตกต่างตรงที่ใช้น้ำกลั่นแทนน้ำตัวอย่าง
4. ปิเปิดสารละลายโปตัสเซียมไดโครเมต 0.0147 M ปริมาตร 10 มล. ใส่ลูกแก้ว 4-5 เม็ด เพื่อช่วยให้การเดือดสมบูรณ์
5. นำขวดสารที่เตรียมไว้ในข้อ 4 ไปต่อเข้ากับคอนเดนเซอร์ของอุปกรณ์รีฟลักซ์ เปิดน้ำหล่อเย็น ป้องกันไม่ให้สารที่ต้มระเหยออกไปได้
6. ค่อยๆ เติมกรดซัลฟิวริกเข้มข้นซึ่งมีซิลเวอร์ซัลเฟตอยู่แล้วลงไป 30 มล. โดยเติมผ่านคอนเดนเซอร์ ค่อยๆ เติม เทลงไปที่ละน้อยๆ เพื่อไม่ให้เกิดความร้อนจัดในขณะเทกรด
7. เปิดเตาให้ความร้อน ต้มจนเดือดติดต่อกันเป็นเวลา 2 ชม. วางไว้ให้เย็น ใช้น้ำกลั่นฉีดล้างคอนเดนเซอร์เพื่อให้สารที่ค้างอยู่ในคอนเดนเซอร์ลงไป ในขวดกลั่น
8. เจือจางด้วยน้ำกลั่น ให้ได้ปริมาตรประมาณ 140 มล. หยดเฟอโรอินอินดิเคเตอร์ 2-3 หยด นำไปไตเตรตด้วยสารละลายมาตรฐานแอมโมเนียมเพอร์สัลเฟต จนกระทั่งจุดยุติเปลี่ยนจากสีเขียวแกมฟ้า เป็นสีน้ำตาลแดง

การคำนวณ

$$\text{ซีโอดี (COD) (mg/l)} = \frac{(a-b) \times C \times 8,000}{\text{ปริมาตรตัวอย่างที่ใช้}}$$

- เมื่อ
- a = มล. ของสารละลายแอมโมเนียมเพอร์สัลเฟตที่ใช้กับแบลงค์
 - b = มล. ของสารละลายแอมโมเนียมเพอร์สัลเฟตที่ใช้กับตัวอย่าง
 - c = มล. ความเข้มข้นของสารละลายแอมโมเนียมเพอร์สัลเฟต 0.1 M

2. ความเป็นด่าง (Alkalinity) และ กรดระเหยง่าย (Volatile fatty acid)

ความเป็นด่างของน้ำ คือความสามารถของน้ำในการที่จะรับโปรตอน สารที่ทำให้เกิดความเป็นด่างของน้ำ ได้แก่ พวกไบคาร์บอเนต (HCO_3^-) คาร์บอเนต (CO_3^{2-}) และไฮดรอกไซด์ (OH^-) การวิเคราะห์ความเป็นด่างของน้ำ โดยนำมาไตเตรตด้วยกรดที่แตกตัวให้โปรตอนสูง

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. เครื่องวัดความเป็นกรด-ด่าง (pH meter)
2. บิวเรตขนาด 50 มล. และขาตั้งบิวเรตอย่างละ 2 อัน
3. เตาไฟฟ้า (Hot plate)
4. เครื่องกวนแม่เหล็กไฟฟ้า (Magnetic stirrer)
5. บีกเกอร์ขนาด 200 มล.

สารเคมี

1. สารละลายบัฟเฟอร์ pH 7.00
2. สารละลายบัฟเฟอร์ pH 4.00
3. สารละลายกรดซัลฟิวริก (H_2SO_4) เข้มข้น 0.5 M
4. สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) เข้มข้น 0.5 M

วิธีการวิเคราะห์

1. ตวงน้ำตัวอย่าง 50 มล. ใส่บีกเกอร์ทั้ง 2 ใบ (ที่ตักตะกอนหรือนำไปเหวี่ยงรินเฉพาะส่วนใส)
2. ปรับเครื่องวัด pH ด้วยสารละลายบัฟเฟอร์ pH 7.00 และ 4.00
3. วัด pH ของตัวอย่างน้ำ
4. ไตเตรตตัวอย่างสารละลายกรดซัลฟิวริกมาตรฐาน โดยใช้เครื่องแม่เหล็กกวนตลอดเวลา จดปริมาตรกรดที่ pH 4.0 แล้วไตเตรตต่อจน pH เป็น 3.0
5. ต้มให้เดือดเบาๆ ประมาณ 3 นาที จากนั้นทิ้งไว้ให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง
6. นำมาไตเตรตด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์จน pH เป็น 4.0 โดยกวนตลอดเวลา แล้วทำการไตเตรตต่อจาก pH 4.0 จนถึง pH 7.0 จดปริมาตรต่างที่ใช้ในการไตเตรตจาก pH 4.0 จนถึง 7.0

การคำนวณ

$$\text{สภาพด่างทั้งหมด (mg/L CaCO}_3\text{)} = \frac{\text{มล. ของกรดซัลฟิวริกที่ใช้จน pH เป็น 4.0} \times 0.1 \times 50 \times 1,000}{\text{มล. ของน้ำตัวอย่าง} \times 50}$$

กรดระเหยง่าย (mg/L CH₃COOH)

$$= \frac{\text{มล. ของสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้จน pH เป็น 7.0} \times 0.1 \times 50 \times 1,000}{\text{มล. ของน้ำตัวอย่าง} \times 50}$$

3. ของแข็งแขวนลอย (Suspended solid: SS)

ของแข็งในที่นี้หมายถึง ปริมาณสารที่เหลือเป็นตะกอนหลังจากที่ระเหยออกไปและทำให้แห้ง ตะกอนเหล่านี้เกิดจากสารอินทรีย์และอนินทรีย์ที่ละลายและแขวนลอยอยู่ในน้ำ ซึ่งมีหลายรูปแบบ เช่น ของแข็งแขวนลอย ของแข็งละลาย เป็นต้น

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. กรวยกรอง อาจจะใช้กรวยกรองแบบที่เรียหรือกรวยบุชเนอร์ (Buchner funnel)
2. กระดาษกรองใยแก้วขนาด 7 ซม. (Glass microfiber filter, Whatman GF/C)
3. กระจกนาฬิกา (Watch glass) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 7 ซม.
4. เครื่องกรองสุญญากาศ
5. ตู้อบที่ควบคุมอุณหภูมิได้ที่ 103-105 °C
6. เครื่องชั่งละเอียดทศนิยม 4 ตำแหน่ง
7. โถดูดความชื้น

วิธีวิเคราะห์

1. นำกระดาษกรอง (GF/C) ซึ่งอบแห้งและปล่อยให้เย็นวางไว้ใน โถดูดความชื้น
2. ชั่งน้ำหนักกระดาษกรอง (A, กรัม) แล้วนำไปวางบนกรวยกรอง ฉีดน้ำกลั่นให้กระดาษเปียก เปิดเครื่องกรองสุญญากาศ
3. ตวงน้ำตัวอย่างด้วยกระบอกตวงปริมาตร 100 มล. เทผ่านกระดาษกรองจนกระทั่งสารที่กรองแห้ง
4. ปิดเครื่องกรองใช้คีมคีบกระดาษกรองออกจากกรวยกรอง วางบนกระจกนาฬิกานำไปอบใต้ตู้อบที่อุณหภูมิ 103-105 °C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง
5. นำไปวางให้เย็นในโถดูดความชื้น

6. ชั่งกระดาษกรองที่กรองได้ (B, กรัม)
7. ทำการทดลองซ้ำแล้วนำค่าที่ได้หาค่าเฉลี่ย

การคำนวณ

$$\text{ปริมาณสารแขวนลอย (mg/l)} = \frac{(B-A) \times 1000 \times 1000}{\text{มล. ของตัวอย่าง}}$$

เมื่อ A = น้ำหนักกระดาษกรอง (กรัม)

B = น้ำหนักกระดาษกรอง + น้ำหนักสารแขวนลอย (กรัม)

4. แอมโมเนียม-ไนโตรเจน (Ammonium-nitrogen: $\text{NH}_4^+\text{-N}$)

ปริมาณไนโตรเจนในน้ำที่เก็บมาวิเคราะห์จะมีหลายรูปแบบ ที่พบในแม่น้ำลำคลองน้ำที่มาจากโรงงานอุตสาหกรรม และน้ำที่จากอาคารครัวเรือน อยู่ในรูปของแอมโมเนียม-ไนโตรเจน, ออร์แกนิกไนโตรเจน ซึ่งการวิเคราะห์หาปริมาณแอมโมเนียม-ไนโตรเจนอาจจะมีสารรบกวนละลายอยู่ในน้ำ ซึ่งทำให้ค่าที่วิเคราะห์ได้นั้นผิดพลาดไป เช่น ถ้าตัวอย่างน้ำมีปริมาณ แคลเซียม (Ca^{2+}) มากกว่า 250 mg/l ค่าแอมโมเนียมจะน้อยกว่าความเป็นจริง เพราะแคลเซียมจะทำปฏิกิริยากับฟอสเฟตบัฟเฟอร์ให้ตะกอนแคลเซียมฟอสเฟต และเกิด H^+ ออกมา ดังนั้นจึงต้องมีการปรับ pH ให้ได้ค่าประมาณ 7.4 ก่อน

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. ชุดกลั่นเจลดาล์ (Kjeldhal flask) ขนาด 800 มล.
2. กระเปาะแก้วคอนเนคตติ้งบัลล์ (Connecting bulb)
3. คอนเดนเซอร์ชนิดตรง
4. ขวดรูปชมพู่ขนาด 250 มล.

สารเคมี

1. น้ำกลั่นปราศจากแอมโมเนียมโดยการกลั่นลงในคอลัมน์ ซึ่งมีแคทไอออนเรซินอยู่ (Cation-exchange resin)
2. สารละลายฟอสเฟตบัฟเฟอร์ (Phosphate buffer) เตรียมโดยละลายโมโนโปตัสเซียมไดไฮโดรเจนฟอสเฟต (KH_2PO_4) 14.3 กรัม และไดโปตัสเซียมไฮโดรเจนฟอสเฟต (K_2HPO_4) 68.8 กรัม ในน้ำกลั่นคนให้ละลายแล้วเจือจางเป็นหนึ่งลิตร สารละลายที่เตรียมได้จะมี pH เป็น 7.4
3. สารละลายโซเดียมซัลไฟต์ (Na_2SO_3) เตรียมโดยละลายโซเดียมซัลไฟต์ 0.9 กรัม ในน้ำกลั่นแล้วเจือจางเป็น 1 ลิตร สารละลายนี้ควรเตรียมเมื่อต้องการใช้

4. สารละลายที่ปรับ pH น้ำตัวอย่างให้เป็นกลาง ได้แก่ สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) 1 M และสารละลายกรดซัลฟิวริก 0.5 M

5. สารละลายกรดบอริก (Boric acid, H_3BO_3) 2% เตรียมโดยละลายกรดบอริก 20 กรัม ในน้ำกลั่นแล้วเจือจางเป็น 1 ลิตร

6. สารละลายมิกซ์อินดิเคเตอร์ เตรียมโดยละลายเมทิลเรดอินดิเคเตอร์ 200 มก. ในเอทิลแอลกอฮอล์ (95%) 100 มล. และละลายเมทิลลีนบลู 100 มก. ในเอทิลแอลกอฮอล์ (95%) 50 มล. แล้วผสมสารละลายทั้งสองเข้าด้วยกัน สารละลายนี้ควรเตรียมทุกๆ เดือน เมื่อหยดลงในสารละลายกรดบอริกจะได้สารละลายสีม่วง และมีแอมโมเนียกลั่นออกมาในสารละลายกรดบอริก จะได้สารละลายสีเขียว

7. สารละลายมาตรฐานกรดซัลฟิวริก (H_2SO_4) 0.01 M เตรียมโดยเจือจางกรดซัลฟิวริก 0.5 M ปริมาตร 20 มล. แล้วเจือจางเป็น 1 ลิตร นำสารละลายมาตรฐานกรดซัลฟิวริกที่เตรียมได้ไปหาค่ามาตรฐานกับสารละลายมาตรฐานโซเดียมไฮดรอกไซด์ 0.01 M

วิธีการวิเคราะห์

1. ตวงตัวอย่างที่ปรับค่า pH ให้เป็น 7.4 แล้วใส่ลงในขวดเจลาคาล์ 500 มล. (ปริมาตรขึ้นอยู่กับน้ำตัวอย่าง ถ้าค่อนข้างสกปรกอาจลดปริมาตรตัวอย่างลงเหลือ 300 หรือ 200 มล. ก็ได้) การทำแบลนด์โดยใช้รีเอเจนต์เหมือนกับตัวอย่าง นำไปกลั่นพร้อมกับตัวอย่าง

2. เติมสารละลายฟอสเฟตบัฟเฟอร์ 20 มล. ใส่ลูกแก้ว 5-6 เม็ด

3. นำขวดกลั่นต่อเข้ากับคอนเนคติ้งบัลัม แล้วต่อให้ปลายของคอนเนคเตอร์จุ่มลงในสารละลายบอริก 50 มล.

4. ให้ความร้อนแก่สารที่จะกลั่น และเปิดน้ำหล่อเย็น กลั่นและเก็บสารละลายโดยจุ่มให้ปลายคอนเนคเตอร์จุ่มลงในสารละลายบอริก รอให้ได้สารละลายทั้งหมดประมาณ 250 มล. ปิดเครื่องกลั่นพร้อมก็นำขวดกรดบอริกออกทันที

5. นำกรดบอริกที่กลั่นได้ หยดมิกซ์อินดิเคเตอร์ 2-3 หยด นำไปไตเตรตด้วยสารละลายมาตรฐานกรดซัลฟิวริก 0.01 M

การคำนวณ

$$\text{แอมโมเนีย-ไนโตรเจน (mg/l)} = \frac{(A-B) \times 1000 \times M \times 28}{\text{มล. ของน้ำตัวอย่างที่ใช้กลั่น}}$$

เมื่อ A = มล. ของกรดซัลฟิวริกที่ใช้ไตเตรตตัวอย่าง

B = มล. ของกรดซัลฟิวริกที่ใช้ไตเตรตแบลนด์

M = Molar ของกรดซัลฟิวริกที่ใช้

5. เจลดาห์ลไนโตรเจนทั้งหมด (Total kjeldhal nitrogen: TKN)

การวิเคราะห์ปริมาณไนโตรเจน วิเคราะห์ได้หลายรูปแบบ เช่น แอมโมเนีย-ไนโตรเจน, ออร์แกนิกไนโตรเจน และเจลดาห์ลไนโตรเจน ซึ่งเจลดาห์ลไนโตรเจน คือปริมาณแอมโมเนียไนโตรเจนและออร์แกนิกไนโตรเจนรวมกัน และรูปแบบอื่นๆ ของไนโตรเจน ได้แก่ ไนโตร-ไนโตรเจน (NO_2^-) ไนเตรต-ไนโตรเจน (NO_3^-)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. ชุดกลั่นเจลดาห์ล (Kjeldhal flask) ขนาด 800 มล.
2. กระจาปะแก้วคอนเนคติ้งบัลล์ (Connecting bulb)
3. คอนเดนเซอร์ชนิดตรง
4. ขวดรูปชมพู่ขนาด 250 มล.

สารเคมี

1. สารละลายฟอสเฟตบัฟเฟอร์ (Phosphate buffer) เตรียมโดยละลายโมโนโปตัสเซียมไดไฮโดรเจนฟอสเฟต (KH_2PO_4) 14.3 กรัม และไดโปตัสเซียมไฮโดรเจนฟอสเฟต (K_2HPO_4) 68.8 กรัม ในน้ำกลั่นคนให้ละลายแล้วเจือจางเป็นหนึ่งลิตร

2. สารละลายกรดบอริก (Boric acid, H_3BO_3) 2% เตรียมโดยละลายกรดบอริก 20 กรัม ในน้ำกลั่นแล้วเจือจางเป็น 1 ลิตร

3. สารละลายมิกซ์อินดิเคเตอร์ เตรียมโดยละลายเมทิลเรดอินดิเคเตอร์ 200 มก. ในเอทิลแอลกอฮอล์ (95%) 100 มล. และละลายเมทิลลิ้นบลู 100 มก. ในเอทิลแอลกอฮอล์ (95%) 50 มล. แล้วผสมสารละลายทั้งสองเข้าด้วยกัน สารละลายนี้ควรเตรียมทุกๆ เดือน เมื่อหยดลงในสารละลายกรดบอริกจะได้สารละลายสีม่วง และมีแอมโมเนียกลั่นออกมาในสารละลายกรดบอริกจะได้สารละลายสีเขียว

4. สารละลายสำหรับการย่อยสลาย (Digest solution) เตรียมโดยละลายโปตัสเซียมซัลเฟต (K_2SO_4) 134 กรัม ในน้ำกลั่น 650 มล. เติมกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 200 มล. ลงไปที่ละน้อยๆ จนสารละลายเข้ากันหมด เตรียมสารละลายเมอร์คิวรีออกไซด์ (แดง) (Mercury (II) oxide (red), Hg_2O) 2 กรัม ละลายในกรดซัลฟิวริก 3 M ปริมาตร 50 มล. นำไปเติมในสารละลายโปตัสเซียมซัลเฟตที่เตรียมไว้ตอนต้นให้เข้ากัน วางไว้ให้เย็นแล้วเจือจางเป็น 1 ลิตร

5. สารละลายมาตรฐานกรดซัลฟิวริก (H_2SO_4) 0.01 M เตรียมโดยเจือจางกรดซัลฟิวริก 0.5 M ปริมาตร 20 มล. แล้วเจือจางเป็น 1 ลิตร นำสารละลายมาตรฐานกรดซัลฟิวริกที่เตรียมได้ไปหาค่ามาตรฐานกับสารละลายมาตรฐานโซเดียมไฮดรอกไซด์ 0.01 M

6. สารละลายฟีนอล์ฟทาลีนอินดิเคเตอร์ เตรียมโดยละลายฟีนอล์ฟทาลีนไดโซเดียม 5 กรัม ในน้ำกลั่นแล้วเจือจางเป็น 1 ลิตร หรือ ละลายฟีนอล์ฟทาลีน 5 กรัม ในเอทิลแอลกอฮอล์ 95% เจือจางด้วยน้ำกลั่นเจือจางเป็น 1 ลิตร

7. สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์-โซเดียมไธโอซัลเฟต โดยละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ 500 กรัม และ โซเดียมไธโอซัลเฟต ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) 25 กรัม ในน้ำกลั่นแล้วเจือจางด้วยน้ำกลั่นเป็น 1 ลิตร

วิธีวิเคราะห์

1. ใช้ปริมาตรน้ำตัวอย่าง 300 มล. หรือส่วนของตัวอย่างที่เจือจางแล้วเป็น 300 มล. ใส่ในขวดเจลา-คาล์ เดิมสารละลายสำหรับการย่อยสลาย (Digest solution) 50 มล. ใส่ลูกแก้ว 5-6 เม็ด นำส่วนนี้ไปย่อยสลายในตู้ควัน จนกระทั่งได้สารละลายใส หากสารละลายยังไม่ใส ให้เติมสารย่อยสลายเพิ่มอีก 20 มล. ย่อยสลายต่อไปจนกระทั่งได้สารละลายใส ให้ปล่อยให้เย็นเติมน้ำกลั่นลงไป 300 มล.

2. ทำให้เป็นด่างโดยหยดฟีนอล์ฟทาลีนลงในขวดเจลาคาล์ แล้วเติมสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์-โซเดียมไธโอซัลเฟต ประมาณ 50 มล. สังเกตสีของฟีนอล์ฟทาลีนจะเป็นสีชมพู ถ้ายังไม่เปลี่ยนเป็นสีชมพูให้เติมลงไปทีละน้อยๆ จนกระทั่งเปลี่ยนเป็นสีชมพูเข้ม

3. รีบต่อเข้ากับชุดกลั่นทันที ป้องกันไม่ให้ไอของสารระเหยไป ซึ่งไอของสารนี้อาจจะมีแอมโมเนียออกมาด้วย

4. กลั่นตัวอย่างโดยให้ควบแน่นผ่านคอนเดนเซอร์แบบตรงลงในสารละลายบอริก จนกระทั่งได้สารละลายทั้งหมด 200 มล.

5. นำสารละลายที่กลั่นได้ หยดมิกซ์อินดิเคเตอร์ 2-3 หยด นำไปไตเตรตด้วยสารละลายมาตรฐานกรดซัลฟิวริก 0.01 M

การคำนวณ

$$\text{เจลาคาล์ในโตรเจนทั้งหมด (mg/l)} = \frac{(A-B) \times 1000 \times M \times 28}{\text{มล. ของน้ำตัวอย่างที่ใช้กลั่น}}$$

เมื่อ A = มล. ของกรดซัลฟิวริกที่ใช้ไตเตรตตัวอย่าง

B = มล. ของกรดซัลฟิวริกที่ใช้ไตเตรตแบลนก์

M = Molar ของกรดซัลฟิวริกที่ใช้

6. ซัลเฟต (Sulfate: SO_4^{2-})

ซัลเฟตพบอยู่ในน้ำธรรมชาติ น้ำทิ้งจากเหมืองต่างๆ และน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรม ผู้บริโภคที่ดื่มน้ำที่มีซัลเฟตปริมาณมากจะก่อให้เกิดการระคายเคืองเกิดขึ้น ในทางอุตสาหกรรมก็มีความสำคัญเนื่องจากเป็นตัวที่ทำให้เกิดตะกอนในหม้อน้ำ ก่อให้เกิดปัญหาเรื่องกลิ่นและการกัดกร่อนในท่อน้ำเสีย ปัญหาดังกล่าวเกิดจากปฏิกิริยารีดักชันของซัลเฟตเป็นซัลไฟด์ภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน วิธีวิเคราะห์ซัลเฟตมีหลายวิธี แต่ในที่นี้จะกล่าวถึงวิธีการวัดความขุ่น (Turbidimetric) ซึ่งเป็นวิธีที่ง่ายสะดวกรวดเร็วและสามารถหาซัลเฟตในปริมาณต่ำๆ ได้ดี ถ้าซัลเฟตมีปริมาณสูงสามารถวิเคราะห์ได้โดยการเจือจางตัวอย่างน้ำ

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. เครื่องกวนแม่เหล็ก (Magnetic Stirrer)
2. เครื่อง UV-visible
3. ขวดรูปกรวยขนาด 250 มล.

สารเคมี

1. คอนดิชันนิง รีเอเจนต์ (Conditioning Reagent) เตรียมโดยผสมกลีเซอรอล 50 มล. กับสารที่ประกอบด้วยกรดไฮโดรคลอริกเข้มข้น 30 มล. น้ำกลั่น 300 มล. เอทานอล 95% จำนวน 100 มล. และโซเดียมคลอไรด์ 75 กรัม
2. แบเรียมคลอไรด์ ($BaCl_2$) ชนิดเกร็ด ขนาด 20-30 mesh
3. สารละลายมาตรฐานซัลเฟต เตรียมโดยละลายโซเดียมซัลเฟตปราศจากน้ำ (Anhydrous Na_2SO_4) จำนวน 147.9 มก. ในน้ำกลั่นแล้วเจือจางเป็น 1 ลิตร หรือโดยการนำกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 0.020 N จำนวน 10.41 มล. เติมน้ำกลั่นจนได้ปริมาตร 100 มล. สารละลายมาตรฐานซัลเฟตนี้ 1.00 มล. เท่ากับ 100 ไมโครกรัมซัลเฟต

วิธีการวิเคราะห์

1. นำตัวอย่างน้ำมา 100 มล. (ถ้าตัวอย่างน้ำขุ่นควรกรองตัวอย่างน้ำก่อน) ใส่ในขวดรูปกรวย เติมคอนดิชันนิงรีเอเจนต์ 5 มล. ผสมและกวนโดยใช้เครื่องกวนแม่เหล็ก ในขณะเดียวกันก็เติมผลึกแบเรียมคลอไรด์ ประมาณ 1 ช้อน เริ่มจับเวลาทันที
2. เมื่อตั้งกวนไว้ครบ 1 นาที หยุดกวน นำไปวัดความขุ่น ภายในเวลา 10 นาที (น่าจะเจาะจงเวลาให้คงที่เท่ากันทุกครั้งทั้งที่วิเคราะห์ตัวอย่างและเตรียมกราฟมาตรฐาน) นำไปอ่านค่าปริมาณซัลเฟตจากกราฟมาตรฐาน
3. การเตรียมกราฟมาตรฐาน เตรียมสารละลายมาตรฐานซัลเฟตให้มีความเข้มข้น 500, 1000, 1500, 2000 และ 3000 ไมโครกรัม โดยเปิดสารละลายมาตรฐานซัลเฟตมา 5, 10, 15, 20, 25, และ 30 มล. ตามลำดับ ใส่ในขวดรูปกรวยแล้วเติมน้ำกลั่นจนได้ปริมาตรเป็น 100 มล. ในแต่ละขวด

การคำนวณ

$$\text{ซัลเฟต (mg/l)} = \frac{\text{ไมโครกรัมซัลเฟต}}{\text{มล. ของปริมาณตัวอย่างน้ำ}}$$

7. เอ็มแอลเอสเอส (Mixed liquor suspended solid: MLSS)

การหา MLSS วิธีการเหมือนกับการหา SS เพียงแต่ใช้น้ำตะกอนจุลินทรีย์แทนน้ำเสีย ตัวอย่าง

8. เอ็มแอลวีเอสเอส (Mixed liquor volatile suspended solid: MLVSS)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. จานระเหย
2. เตาอบแห้ง
3. เดสิคเคเตอร์
4. เครื่องชั่งละเอียด
5. เตาเผาที่อุณหภูมิ 500 ± 50 องศาเซลเซียส

วิธีการวิเคราะห์

1. เตรียมจานระเหยโดยนำไปเผาที่ 500 ± 50 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 1 ชั่วโมง และปล่อยให้เย็นในเดสิคเคเตอร์ประมาณ 30 นาที แล้วชั่งน้ำหนัก
2. นำจานระเหยที่ชั่งน้ำหนักแล้วไปหาปริมาณ MLSS
3. นำจานระเหยที่หา MLSS แล้วไปเผาที่ 500 ± 50 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที
4. ปล่อยให้เย็นในเดสิคเคเตอร์ แล้วชั่งหาน้ำหนักสารที่เหลือ

การคำนวณ

$$\text{MLVSS (mg)} = \text{ปริมาณ MLSS (mg)} - \text{ปริมาณของแข็งที่เหลือหลังการเผา}$$

ภาคผนวก ข: ผลการวิเคราะห์น้ำเสียและน้ำทิ้ง

ตารางที่ ข.1 ผลการวิเคราะห์น้ำเสียที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ

HRT (day)	Day	Temp. (°C)	pH	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)	VFA/Alkalinity
15	2		7.26	900	-	-
	3	33	7.36	600	1600	0.56
	4	33	7.47	412.5	1575	0.38
	5	32	7.48	337.5	1525	0.27
	6	33	7.42	150	1525	0.22
	7	33	7.51	175	1475	0.10
	8	33	7.75	175	1500	0.12
	9	33	7.68	175	1500	0.12
	10	32	7.83	175	1475	0.12
	11	33	7.68	150	1500	0.12
	12	32	7.57	175	1500	0.10
	13	33	7.57	175	1625	0.11
	14	30	7.6	150	1500	0.12
	15	32	7.58	150	1625	0.09
	16	31	7.66	125	1625	0.09
	17	32	7.45	175	1750	0.07
	18	32	7.47	150	1500	0.12
	19	32	7.43	175	1625	0.09
	20	32	7.46	150	1525	0.11
	21	33	7.43	175	1350	0.11
	22	32	7.46	150	1475	0.12
	23	32	7.43	175	1575	0.10

ตารางที่ ข.1 ผลการวิเคราะห์น้ำเสียที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ (ต่อ)

HRT (day)	Day	Temp. (°C)	pH	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)	VFA/Alkalinity
15	24	32	7.42	175	1550	0.11
	25	32	7.43	175	1475	0.12
	26	32	7.43	150	1525	0.11
	27	32	7.46	175	1525	0.10
	28	31	7.47	175	1425	0.12
10	29	32	7.46	337.5	1400	0.13
	30	31	7.46	300	1550	0.22
	31	32	7.7	375	1525	0.20
	32	32	7.55	337.5	1500	0.25
	33	32	7.52	300	1500	0.23
	34	29	7.61	450	1550	0.19
	35	32	7.54	450	1550	0.29
	36	32	7.48	487.5	1550	0.29
	37	32	7.59	487.5	1450	0.34
	38	32	7.57	450	1450	0.34
	39	32	7.6	487.5	1525	0.30
	40	32	8.01	450	1300	0.38
	41	33	7.44	450	1525	0.30
	42	32	7.7	450	1350	0.33
	43	32	7.83	412.5	1400	0.32
	44	33	7.43	375	1525	0.27
	45	29	7.42	412.5	1500	0.25

ตารางที่ ข.1 ผลการวิเคราะห์น้ำเสียที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ (ต่อ)

HRT (day)	Day	Temp. (°C)	pH	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)	VFA/Alkalinity
10	46	29	7.65	450	1500	0.28
	47	29	7.48	450	1550	0.29
	48	31	7.42	412.5	1500	0.30
	49	30	7.46	450	1475	0.28
	50	32	7.69	412.5	1550	0.29
	51	32	7.56	375	1450	0.28
	52	33	7.55	375	1500	0.25
	53	33	7.41	412.5	1600	0.23
	54	32	7.43	375	1500	0.28
5	55	31	7.51	375	1500	0.25
	56	29	7.45	375	1500	0.25
	57	29	7.12	375	1525	0.25
	58	29	6.74	525	1450	0.36
	59	30	7.13	450	1400	0.32
	60	30	6.98	525	1550	0.34
	61	31	7.16	450	1600	0.28
	62	30	6.98	615	1500	0.41
	63	29	6.99	600	1450	0.41
	64	29	6.91	660	1500	0.44
	65	30	6.53	615	1550	0.40
	66	30	6.83	630	1550	0.41

ตารางที่ ข.2 ผลการวิเคราะห์ค่า COD ของน้ำเสียที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ

HRT (day)	Day	SS (mg/L)	COD Influent (mg/L)	COD effluent (mg/L)	% COD removal	Biogas Production (mg/day)
15	2	-	-	-	-	-
	3	626	6426.48	1293.60	79.87	1075
	4	318	6426.48	1156.40	82.01	1100
	5	222	6426.48	1081.84	83.17	1055
	6	201	6426.48	999.60	84.45	1110
	7	195	6426.48	725.20	88.72	1115
	8	213	6426.48	646.80	89.94	1080
	9	272	6426.48	490.00	92.38	1115
	10	274	6426.48	494.00	92.31	715
	11	228	6426.48	554.80	91.37	690
	12	211	6426.48	576.80	91.02	620
	13	232	6426.48	656.40	89.79	450
	14	266	6426.48	646.60	89.94	410
	15	247	6426.48	659.80	89.73	450
	16	199	6426.48	668.00	89.61	320
	17	196	6426.48	691.20	89.24	390
	18	236	6426.48	691.20	89.24	360
	19	217	6426.48	662.80	89.69	410
	20	233	6426.48	668.00	89.61	365
	21	264	6426.48	681.60	89.39	365
	22	266	6426.48	720.00	88.80	365
	23	218	6426.48	696.00	89.17	385
	24	155	6426.48	728.00	88.67	380
	25	205	6426.48	600.00	90.66	460

ตารางที่ ข.2 ผลการวิเคราะห์ค่า COD ของน้ำเสียที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ (ต่อ)

HRT (day)	Day	SS (mg/L)	COD Influent (mg/L)	COD effluent (mg/L)	% COD removal	Biogas Production (mg/day)	
15	26	199	5178.16	488.90	90.56	530	
	27	197	5178.16	436.70	91.57	490	
	28	190	5178.16	418.40	91.92	480	
10	29	166	5178.16	446.90	91.37	550	
	30	120	5178.16	436.80	91.56	500	
	31	153	5178.16	689.70	86.68	495	
	32	113	5178.16	678.00	86.91	510	
	33	134	5178.16	670.60	87.05	475	
	34	146	5178.16	678.90	86.89	510	
	35	132	5178.16	649.60	87.46	495	
	36	115	5178.16	666.90	87.12	450	
	37	168	5178.16	735.00	85.81	480	
	38	116	5178.16	711.63	86.26	445	
	39	108	1924.8	1924.8	332.56	82.72	425
	40	148	1924.8	1924.8	339.53	82.36	455
	41	180	1924.8	1924.8	348.53	81.89	560
	42	162	1924.8	1924.8	359.16	81.34	640
	43	190	1924.8	1924.8	348.53	81.89	565
	44	154	1924.8	1924.8	335.58	82.57	560
	45	143	1924.8	1924.8	366.05	80.98	545
	46	161	1924.8	1924.8	369.46	80.81	555
	47	153	1924.8	1924.8	348.65	81.89	595
	48	126	1924.8	1924.8	349.43	81.85	575
	49	140	1924.8	1924.8	353.56	81.63	545

ตารางที่ ข.2 ผลการวิเคราะห์ค่า COD ของน้ำเสียที่ระยะเวลาการกักเก็บต่างๆ (ต่อ)

HRT (day)	Day	SS (mg/L)	COD Influent (mg/L)	COD effluent (mg/L)	% COD removal	Biogas Production (mg/day)
10	50	154	1924.8	359.54	81.32	525
	51	153	1924.8	364.69	81.05	540
	52	162	1456.6	255.69	82.45	565
	53	192	1456.6	247.69	83.00	575
	54	150	1456.6	247.27	83.02	455
5	55	115	1456.6	268.32	81.58	790
	56	149	1456.6	297.9	79.55	725
	57	163	1456.6	298.74	79.49	795
	58	179	1456.6	296.48	79.65	820
	59	73	5196.96	1237.02	76.20	820
	60	46	5196.96	1243.63	76.07	890
	61	51	5196.96	1268.64	75.59	880
	62	70	5196.96	1240.98	76.12	840
	63	54	5196.96	1200.02	76.91	860
	64	57	5196.96	1242.86	76.08	860
	65	58	5196.96	1222.86	76.47	840
	66	54	5196.96	1241.72	76.11	850

ตารางที่ ข.3 ผลการวิเคราะห์ค่า COD ของน้ำเสียที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

Day	COD Influent (mg/L)			COD effluent (mg/L)			% COD removal		
	1	3	6	1	3	6	1	3	6
3	14016	14016	14016	1696	3448	5580	87.90	75.40	60.19
6	14016	14016	14016	1890	3550	5430	86.52	74.67	61.26
9	14016	14016	14016	1840	3250	5400	86.87	76.81	61.47
12	14016	14016	14016	1900	3400	5324	86.44	75.74	62.01
15	14016	14016	14016	1950	3290	5424	86.09	76.53	61.30
18	14016	14016	14016	2024	3159	5350	85.56	77.46	61.83
21	14016	14016	14016	1880	3200	5350	86.59	77.17	61.83
24	14016	14016	14016	2150	3350	5420	84.66	76.10	61.33
27	14016	14016	14016	1690	3458	5448	87.94	75.33	61.13
30	11548	11548	11548	1561	3149	4318	86.48	72.73	62.61
33	11548	11548	11548	1488	3498	4816	87.11	69.71	58.30
36	11548	11548	11548	1582	3360	4954	86.30	70.90	57.10
39	11548	11548	11548	1672	3109	5109	85.52	73.08	55.76
42	11548	11548	11548	1541	3762	4987	86.66	67.42	56.82
45	10368	10368	10368	1467	3326	4218	85.85	67.92	59.32
48	10368	10368	10368	1448	3163	4418	86.03	69.49	57.39
51	10368	10368	10368	1488	3184	4514	85.65	69.29	56.46
54	10368	10368	10368	1476	3211	4467	85.76	69.03	56.92
57	10368	10368	10368	1483	3313	4316	85.70	68.05	58.37
60	10368	10368	10368	1472	3287	4136	85.80	68.30	60.11

ตารางที่ ข.4 ผลการวิเคราะห์อุณหภูมิและค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบที่

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ

Day	Temperature (°C)			pH		
	1	3	6	1	3	6
3	33	33	33	7.48	7.66	7.50
6	33	33	33	7.78	7.55	7.38
9	33	33	33	7.68	7.59	7.68
12	33	32	33	7.79	7.48	7.21
15	34	32	33	7.34	7.55	7.11
18	33	34	32	7.49	7.39	7.01
21	33	34	32	7.33	7.32	6.86
24	33	34	33	7.59	7.35	6.78
27	32	34	29	7.44	7.46	6.44
30	32	34	29	7.49	7.31	6.33
33	32	34	29	7.43	7.32	6.22
36	30	33	29	7.56	7.38	6.44
39	30	33	33	7.66	7.52	6.56
42	30	33	33	7.53	7.44	7.21
45	29	33	32	7.49	7.43	7.43
48	29	33	33	7.66	7.45	7.62
51	29	33	33	7.54	7.49	7.77
54	29	33	33	7.52	7.48	7.54
57	29	33	32	7.62	7.44	7.58
60	29	33	33	7.48	7.41	7.6

ตารางที่ ข.5 ผลการวิเคราะห์น้ำเสียที่อัตรากระบวนการทุกสารอินทรีย์ต่าง ๆ

Day	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)			Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)			VFA/Alkalinity		
	1	3	6	1	3	6	1	3	6
3	220	225	215	1550	1550	1650	0.142	0.145	0.130
6	167	285	315	1550	1550	1600	0.108	0.184	0.197
9	260	295	345	1500	1570	1650	0.173	0.188	0.209
12	265	340	335	1560	1575	1650	0.170	0.216	0.203
15	240	355	395	1550	1550	1600	0.155	0.229	0.247
18	255	350	400	1550	1650	1650	0.165	0.212	0.242
21	265	350	415	1500	1650	1650	0.177	0.212	0.252
24	250	350	425	1550	1655	1600	0.161	0.211	0.266
27	255	355	435	1500	1575	1600	0.170	0.225	0.272
30	235	345	445	1550	1525	1650	0.152	0.226	0.270
33	235	365	455	1550	1575	1650	0.152	0.232	0.276
36	260	350	435	1550	1525	1625	0.168	0.230	0.268
39	265	355	435	1575	1550	1625	0.168	0.229	0.268
42	265	375	455	1550	1550	1525	0.171	0.242	0.298
45	245	355	450	1550	1500	1550	0.158	0.237	0.290
48	235	355	385	1500	1600	1550	0.157	0.222	0.248
51	225	375	365	1550	1550	1600	0.145	0.242	0.228
54	235	360	375	1500	1500	1550	0.157	0.240	0.242
57	255	355	365	1500	1550	1625	0.170	0.229	0.225
60	245	370	400	1550	1600	1650	0.158	0.231	0.242

ตารางที่ ข.6 ผลของอัตราการผลิตแก๊สชีวภาพที่อัตรากระบวนการหมักสารอินทรีย์ต่าง ๆ

Day	Biogas Production (mL/day)		
	1	3	6
3	880	910	900
6	695	770	790
9	680	755	780
12	710	745	760
15	630	760	795
18	640	755	785
21	655	760	795
24	640	780	810
27	655	700	800
30	675	750	785
33	655	795	789
36	725	765	780
39	735	765	795
42	655	780	775
45	645	750	760
48	735	760	790
51	655	810	785
54	660	785	800
57	680	780	790
60	675	810	790

ภาคผนวก ค. ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ

ตารางที่ ค.1 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพที่ระยะเวลาเก็บเกี่ยวต่าง ๆ

Day	Biogas Content					
	HRT = 15 day		HRT = 10 day		HRT = 5 day	
	CH ₄	CO ₂	CH ₄	CO ₂	CH ₄	CO ₂
2	-	-	-	-	-	-
3	70.33	7.02	67.84	4.69	32.57	4.96
4	77.21	7.73	80.98	14.19	62.13	9.43
5	67.81	7.19	77.21	13.54	34.94	6.51
6	64.69	6.84	48.08	8.58	31.87	5.94
7	90.07	11.70	50.75	9.06	35.03	6.42
8	79.82	11.10	56.45	7.41	43.89	5.76
9	73.83	10.35	61.04	8.84	67.18	11.60
10	80.22	10.86	59.32	10.41	72.80	10.06
11	60.35	8.14	65.51	11.23	71.34	10.15
12	35.78	6.26	70.36	13.40	74.10	11.22
13	33.53	5.87	68.78	12.99	75.57	9.01
14	72.47	12.20	16.24	3.57	61.99	7.06
15	77.34	13.10	14.94	3.28	-	-
16	68.67	11.63	53.41	8.26	-	-
17	43.87	6.67	57.73	9.17	-	-
18	41.70	6.33	54.75	5.47	-	-
19	67.67	11.94	60.98	8.91	-	-
20	65.17	11.48	58.91	8.61	-	-
21	69.96	9.50	43.74	8.17	-	-
22	66.60	10.88	57.64	10.22	-	-
23	55.18	9.58	63.98	10.64	-	-
24	52.90	9.18	54.57	7.73	-	-

ตารางที่ ค.1 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพที่ระยะเวลาเก็บเกี่ยวต่าง ๆ (ต่อ)

Day	Biogas Content					
	HRT = 15 day		HRT = 10 day		HRT = 5 day	
	CH ₄	CO ₂	CH ₄	CO ₂		
25	43.19	7.53	58.05	9.37	-	-
26	44.76	7.71	52.24	9.17	-	-
27	50.03	7.70	66.89	11.18	-	-
28	28.87	4.87	43.82	6.49	-	-
29	-	-	-	-	-	-
30	-	-	-	-	-	-
31	-	-	-	-	-	-
32	-	-	-	-	-	-
33	-	-	-	-	-	-
34	-	-	-	-	-	-
35	-	-	-	-	-	-
36	-	-	-	-	-	-
37	-	-	-	-	-	-
38	-	-	-	-	-	-

ภาคผนวก ง. สภาวะที่ใช้ในการวิเคราะห์ห้องค้ประกอบแก๊สชีวภาพด้วย GC-TCD

```

=====
                        HP6890 GC METHOD
=====

OVEN
Initial temp: 40 'C (On)                Maximum temp: 330 'C
Initial time: 3.00 min                  Equilibration time: 1.00 min
Ramps:
  # Rate Final temp Final time
  1 8.00   120       0.00
  2  0.0(Off)
Post temp: 0 'C
Post time: 0.00 min
Run time: 13.00 min

FRONT INLET (SPLIT/SPLITLESS)
Mode: Split
Initial temp: 50 'C (Off)
Pressure: 50.00 psi (Off)
Total flow: 103.8 mL/min
Gas saver: Off
Gas type: Helium

BACK INLET (SPLIT/SPLITLESS)
Mode: Splitless
Initial temp: 100 'C (On)
Pressure: 50.00 psi (On)
Purge flow: 0.0 mL/min
Purge time: 0.00 min
Total flow: 45.0 mL/min
Gas saver: Off
Gas type: Helium

COLUMN 1
Packed Column
Model Number: Restek 19808
Shincarbon-ST
Max temperature: 330 'C
Mode: constant pressure
Pressure: 50.00 psi
Inlet: Back Inlet
Outlet: Front Detector
Outlet pressure: ambient

COLUMN 2
(not installed)

FRONT DETECTOR (TCD)
Temperature: 200 'C (On)
Reference flow: On
Makeup flow: On
Makeup Gas Type: Helium
Filament: On
Negative polarity: Off

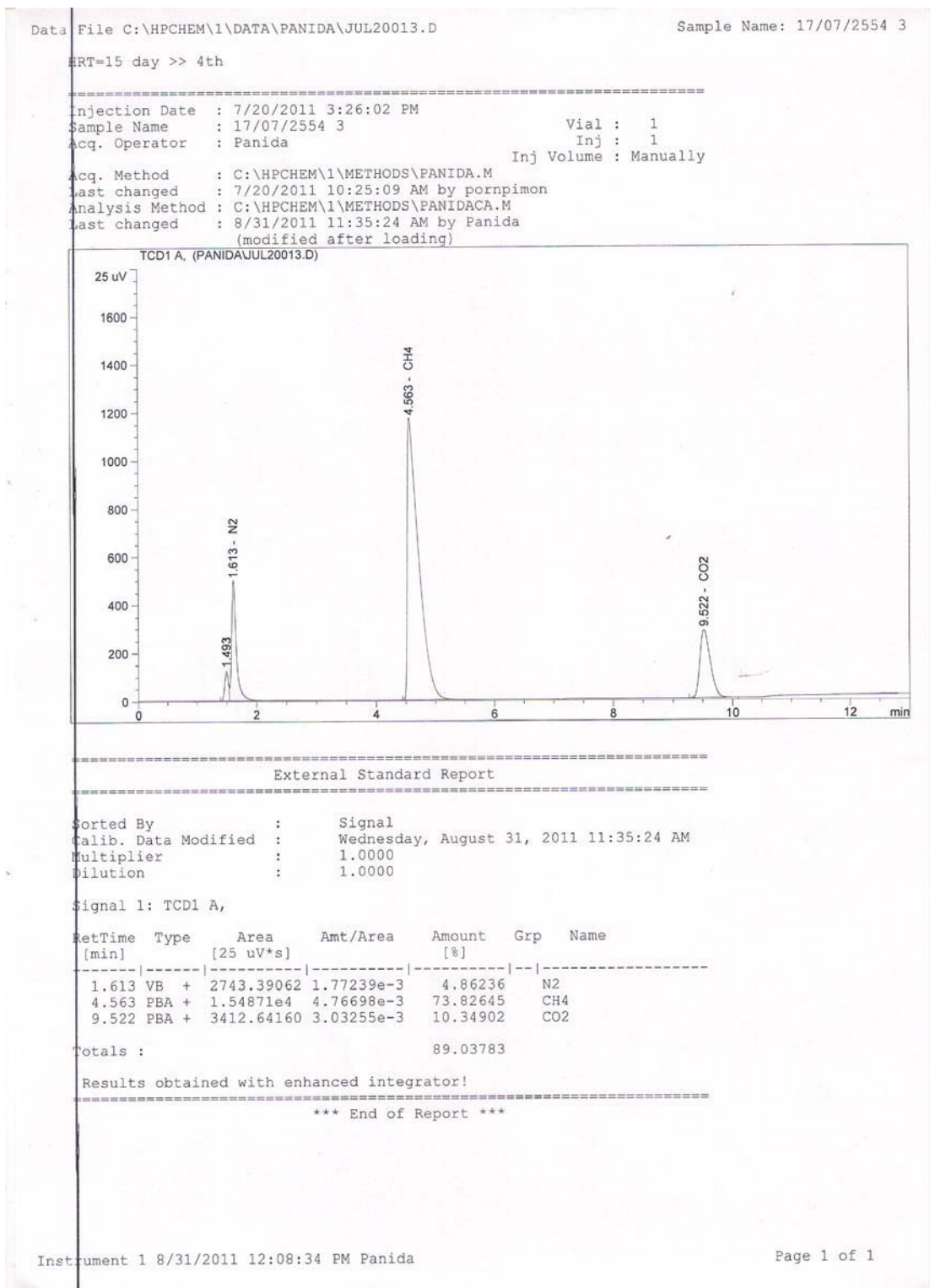
BACK DETECTOR (NPD)
Temperature: 250 'C (Off)
Hydrogen flow: Off
Air flow: Off
Makeup flow: Off
Makeup Gas Type: Nitrogen
Adjust offset: 30.00
Electrometer: Off
Bead: Off
Equilibration time: 5.00

SIGNAL 1
Data rate: 50 Hz
Type: front detector
Save Data: On
Zero: 0.0 (Off)
Range: 0
Fast Peaks: Off
Attenuation: 0

SIGNAL 2
Data rate: 20 Hz
Type: back detector
Save Data: Off
Zero: 0.0 (Off)
Range: 0
Fast Peaks: Off
Attenuation: 0

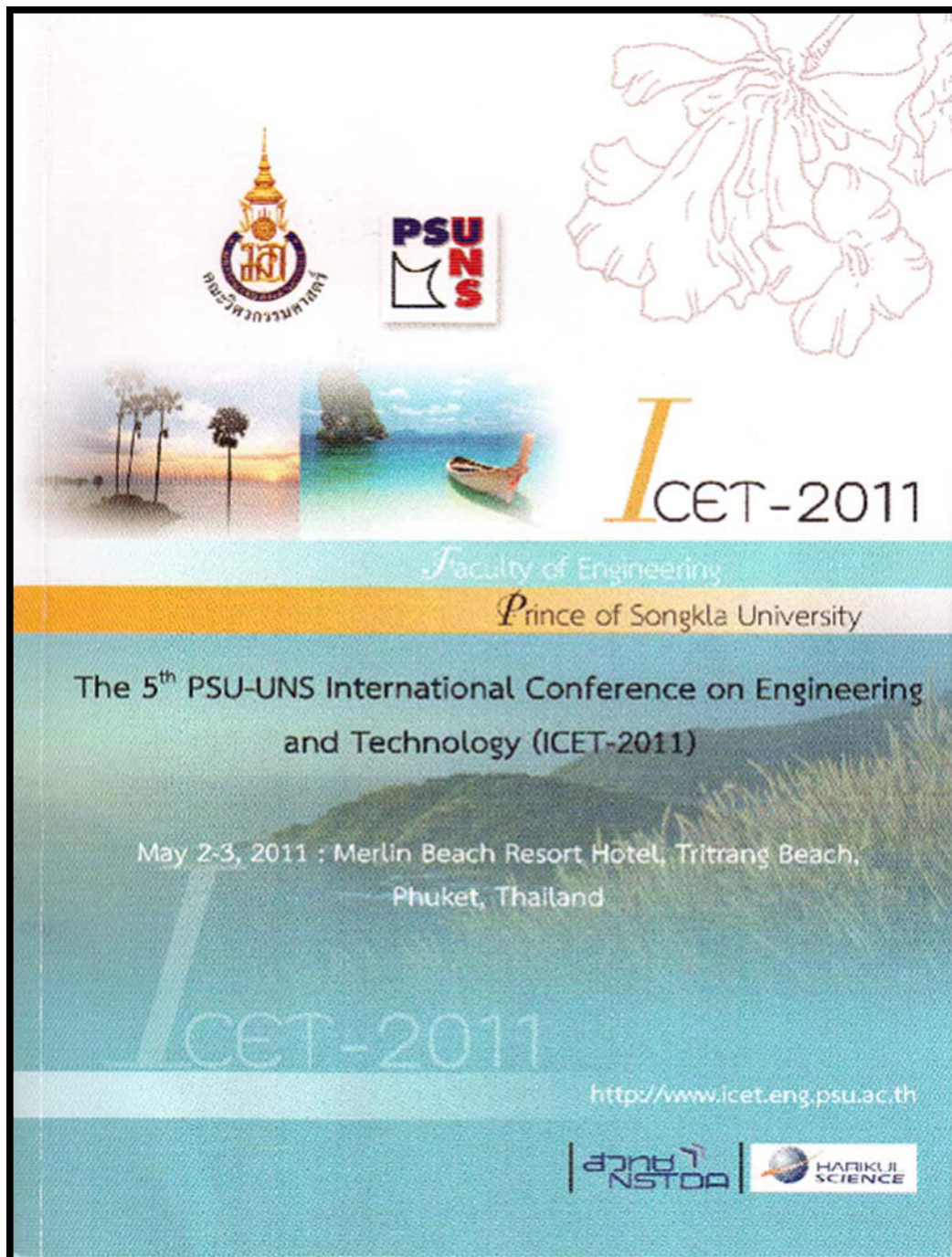
```

ภาคผนวก ง.1 ตัวอย่างการวิเคราะห์หึ่งค์ประกอบแก๊สชีวภาพด้วย GC-TCD



ภาคผนวก จ. การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

หัวข้อเรื่อง PREPARATION OF BIOGAS FORMATION FROM RUBBER INDUSTRIAL
WASTEWATER





The 5th PSU-UNS International Conference on Engineering and Technology (ICET-2011), Phuket, May 2-3, 2011
 Prince of Songkla University, Faculty of Engineering
 Hat Yai, Songkhla, Thailand 90112

PREPARATION OF BIOGAS FORMATION FROM RUBBER INDUSTRIAL WASTEWATER

Panida Longkunan^{1*}, Charongpun Musikavong², Chayanoot Sangwichien¹

¹Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Thailand

²Department of Civil Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Thailand

*Authors to correspondence should be addressed via email: panida_yb@hotmail.com

Abstract: An overview of preparation of biogas formation from rubber industrial wastewater was given in this study. A biogas formation was carried out on the treatment of wastewater from rubber industry using an anaerobic fixed film reactor (AFFR), designed in the laboratory scale. The objective of this work was to study organic loading rate (OLR) by conducting at adjustment ranged 1.5-6 kg COD/m³.d and hydraulic retention time (HRT) for 2-10 days. The average chemical oxygen demand (COD) of rubber industrial wastewater which was used as influent of the system was 14,016 mg/L. The results indicated that OLR has significant effect on biogas production. At different OLR could achieve COD removal about 60-90%. Using AFFR was found to be applicable to produce biogas from rubber industrial wastewater containing high COD.

Key Words: Biogas/ Anaerobic fixed film reactor/ Rubber industrial wastewater

1. INTRODUCTION

Rubber (*Hevea brasiliensis* Muell. Arg.) is the one of leading economic crops in southern part of Thailand. Latex from the rubber tree can be transformed and used to produce natural rubber, which is a basic component for various products. There are many types of natural rubber product but most important exported types are Standard Thai Rubber 20 (STR20), smoked sheet, skim crepe and concentrated latex. Currently, concentrated latex and skim crepe industries trend to rapidly increase as the increasing of the rubber demand [1]. Since concentrated latex is raw material for other industries such as rubber gloves and tries, etc.

This industry could generate major of pollution in all environments. Wastewater is unavoidable by-product of processing include process waste from manufacturing, wash waters and relatively uncontaminated water from heating and cooling operations [2]. On this basis, wastewater should be well treated prior to discharging in to the environment.

Anaerobic technology is one of most suitable methods for wastewater treatment, especially for

treatment high organic loading wastewater. The anaerobic wastewater process is biological process that happen naturally when bacteria breaks down organic matter and then generating useful by-product [3]. One of the important by-products of this process is a biogas. Biogas contains 60-70% methane (CH₄), 30-40% carbon dioxide (CO₂), less than 1% nitrogen (N₂) and 10-2000 ppm hydrogen sulfide (H₂S) [4].

There are several types of biogas reactor such as continuous stirred tank (CSTR), anaerobic contact reactor, fluidized bed reactor, anaerobic fixed film reactor (AFFR) and up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor [5].

The AFFR has been widely used for the treatment of various types and strengths of organic wastewater due to its effective and feasible technology for wastewater treatment. It is basically a contact process in which wastewater pass over or through biomass growing on a fixed media contained in the reactor.

In this study, biogas production from rubber industrial wastewater was investigated in AFFR on variation of different organic loading rates (OLR). The effect to biogas production was analyzed by percentage of chemical oxygen demand removal and amount of biogas production during process operation. The results obtained are presented and discussed in this paper.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1. Fermentor

To evaluate the treatment efficiency of concentrated latex wastewater, acrylic anaerobic fixed film reactor (AFFR) was used in this study. The reactor was designed in a vertical cylindrical column with a working volume of 8.9 l. The body of the reactor was 20 cm diameter and 33.3 cm height. The reactor was filled with PVC pall rings that have specific surface of 207.3 m²/m³ used as packing bed. The influent wastewater was fed using a peristaltic pump (Masterflex, Model 7520-47, Barrington Co., Illinois) with semi-continuous and effluent water was drawn from the reactor as shown in Fig.1. Biogas

production was measured daily by water displacement gas collector which connected at the top of reactor. The biogas sample was collected from a bottle for composition analysis. The reactor carried out at mesophilic condition and pH was kept constant at 6.5-7.5.

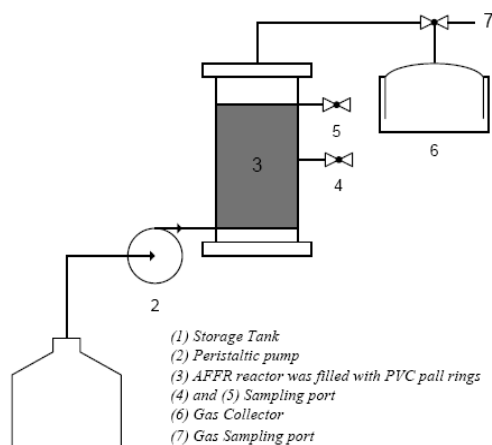


Fig. 1. Schematic diagram of the anaerobic fixed film reactor in this study.

2.2. Wastewater and seed sludge

Concentrated latex wastewater was obtained from Thai Hua Rubber Co. Ltd. which the pH was adjusted to range 6.5-7.5 by adding 6N NaOH (Sodium hydroxide) and 6N H₂SO₄ (Sulfuric acid). In later experiments the wastewater was treated without any pH adjustment. The feature and composition of this wastewater are summarized in Table 1. This present the average value from three repetitions.

The seed sludge used in this study was obtained from the UASB reactor from Kiang Huat Sea Gull Trading Frozen Food Co. Ltd., Songkhla, Thailand. The AFFR were inoculated with the mixed sludge at 20,000 mg/L MLSS. The reactor was allowed to acclimate for 24 h before starting the experiments. Both substrates were stored at 4°C until required and allowed to reach room temperature before being used.

Table 1. Characteristics of concentrate latex wastewater.

Parameter*	Influent
pH	4.84
Temperature	30
COD	14016
Alkalinity	975
VFA	2362
TSS	257
TKN	561
NH ₄ ⁺ -N	204
Sulfate	2885

*All parameters except pH are in mg/l and temperature in °C

2.3. Experimental setup

The reactor was operated at different organic loading rate (OLR). OLR selected were 1.5, 3 and 6 kgCOD/m³.d. The reactor was operated by continuous feeding of rubber industrial wastewater starting at 0.5 kgCOD/m³/d for acclimatizing of seed sludge and was sequentially increased to 1.00 kgCOD/m³/d. This acclimation period used about approximately 28 days when COD removal reached 50-70%. Influent and effluent COD was frequently analyzed to determine system performance. Biogas was collected from the top of reactor which was connected to water displacement gas meter and further analyzed for methane and carbon dioxide by GC-TCD (Gas chromatograph-Thermal conductivity detector).

2.4. Analytical methods

The following parameters were analyzed according to Standard Methods (APHA, 1998) [6], while alkalinity and volatile fatty acid were determined by direct titration method [7]. Influent and effluent samples were analyzed daily for pH and temperature. Chemical oxygen demand (COD), alkalinity, volatile fatty acid (VFA), and sulfate were analyzed for three times per week while Total suspended solid (TSS), total kjeldhal nitrogen (TKN) and ammonium nitrogen (NH₄⁺-N) analyzed for two times per week. The volume of biogas produced was measured by water displacement. Biogas compositions (CH₄ and CO₂) were measured by GC-TCD (Hewlett Packard, HP 6890: Shincarbon – ST column, Helium was used carrier gas at a flow rate 10.7 mm s⁻¹).

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1. Performance of the reactor

The process performance such as the effluent quality; COD removal efficiency and biogas production were important consideration since the final objective is to achieve higher treatment capacity and better effluent water quality. In this experiment, a start-up phase lasted for 28 days for seed sludge acclimatization and system tune-up as indicated by effluent COD. There is significant difference in effluent COD between OLR of 1.5, 3 and 6 kgCOD/m³/d.

As seen in Fig. 2, it was shown that percent of COD removal decreased from 86.8%, 76.1% and 61.4%, respectively by using OLR of 1.5, 3 and 6 kgCOD/m³/d. The data show that at start-up OLR 0.5 kgCOD/m³/d (HRT= 28 day), the removal efficiencies of the systems was lower than OLR 6 kgCOD/m³/d (HRT= 2.3 day) (Fig. 2).

For all operating conditions in this study, the average value of methane content during anaerobic digestion was 82.05% with COD removal of 74.7%. When OLR was increased from 3 to 6 kgCOD/m³/d. There was indeed a period of low COD removal and relative worse effluent.

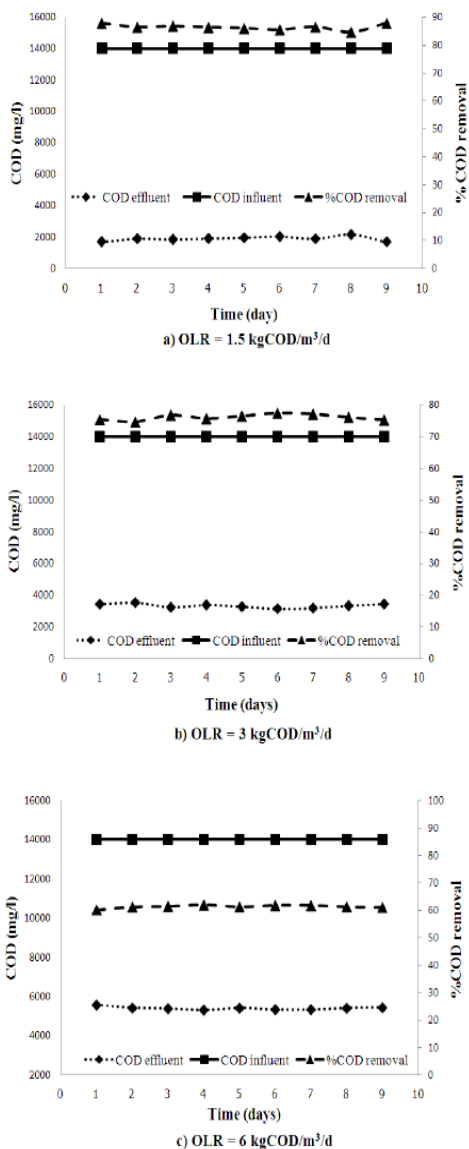


Fig. 2. Performance of the reactor showing COD effluent and COD removal efficiency of AFFR treating rubber industrial wastewater under different OLR.

The methane content in the biogas was affected by flow rate of wastewater in the feed. The performance of the reactor at steady-state is presented in Table 2 and Fig. 3.

Table 2. Operating condition and process performance during anaerobic digestion of rubber industrial wastewater in AFFR reactor.

Parameter	Experiment step			
	Start-up	1	2	3
OLR (kgCOD/m ³ /d)	0.5	1.5	3	6
HRT (day)	28	9.3	4.7	2.3
Q (L/d)	0.32	0.96	1.89	3.87
COD (mg/d)	4450	13350	26700	53400
COD removal (%)	44	86.8	76.1	61.4
Biogas production (ml/d)	176	217	430	525
Methane content (%)	36.3	77.9	80.8	87.6
Methane yield (ml/gCOD _{effluent})	32.37	14.47	17.23	13.8
pH	7.0	7.5	7.3	7.2

In this experiment, the system indicated that biogas production rate increased with OLR increased. However, COD treatment efficiency decreased with OLR increased. For all experiment conditions, the average of biogas production rate was 340 ml/d.

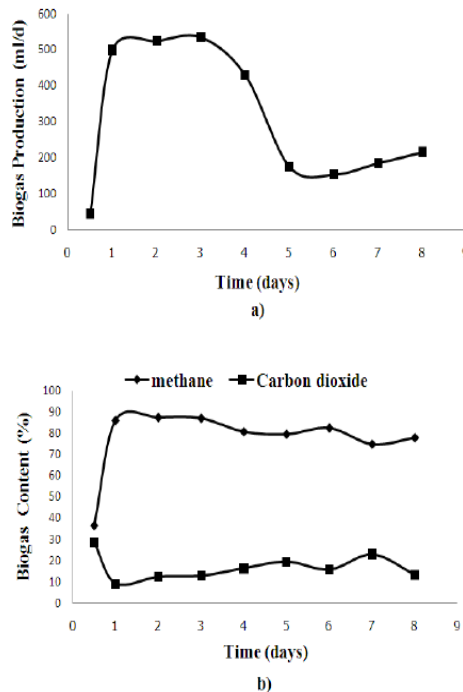


Fig. 3. Performance of the reactor showing a) biogas production rate and b) Biogas content from AFFR treating rubber industrial wastewater under different organic loading rate.

4. CONCLUSIONS

The experimental results show that concentrate latex wastewater with high organic was effectively treated by AFFR under different organic loading rates. In this study, highest average COD efficiency was 86.8% at an organic loading rate (OLR) of 1.5 kgCOD/m³/d and hydraulic retention time (HRT) of 9.3 days. However, increasing the OLR was added organics as a substrate of microorganism causing the digestion and resulting in the increasing of biogas production. Therefore, the highest biogas production rate of 525 ml/d and 87.6% of methane content were also obtained at the highest OLR (6 kgCOD/m³/d).

5. ACKNOWLEDGEMENT

The authors are grateful to the Graduate School in providing financial assistance for this research. The authors also wish to thank the Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University for their kind supports, budget year 2009.

6. REFERENCES

- [1] V. Thonglimp, G. Srisuwan and P. Jkaew, "Treatment of Industrial Latex Wastewater by Activated Sludge System", *Proc. of PSU-UNS Inter. Conf. on Eng. and Envir. 2005 :ICEE 2005*, Novi Sad, Serbia-Montenegro, May 19-21, 2005, Paper No. T11-3.3, pp.1-7.
- [2] V. Emongor, E. Nkegbe, B. Kealotswe, I. Koorapetse, S. Sankwasa and S. Keikanetwe, "Pollution Indicators in Garborone Industrial Effluent", *J. Appl. Sci.*, 2001, Vol. 5, No. 1, pp. 147-150.
- [3] S. Farhad, Y. Yoo and F. Hamdullahpur, "Effect of Fuel Processing Methods on Industrial Scale Biogas-Fuelled Solid Oxide Fuel Cell system For Operating in Wastewater Treatment Plants", *J. Power Source*, 2010, Vol. 195, pp. 1446-1453.
- [4] R. M. Jingura and R. Matengaifa, "Optimization of biogas production by anaerobic digestion for sustainable energy development in Zimbabwe", *J. Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2009, Vol. 13, pp. 1116-1120.
- [5] P. Kaparaju, M. Serrano and I. Angelidaki, "Effect of reactor configuration on biogas production from wheat straw hydrolysate", *J. Bioresource Technology*, 2009, Vol. 100, pp. 6317-6323.
- [6] American Public Health Association (APHA), American Water Work Association (AWWA) and Water Environment Federation (WEF), "Standard Method for the Examination of Water", 20th Edition Washington, DC, USA, 1998.
- [7] R. Dilallo and O. E. Alberton, "Volatile acids by direct titration", *J. Water Pollut. Con. F.*, 1961, Vol. 33, pp. 356-365

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล	นางสาวปณิดา หลงกุนัน		
รหัสประจำตัวนักศึกษา	5210120020		
วุฒิการศึกษา	วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา
	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ (วิศวกรรมเคมี)		2551

ทุนการศึกษา (ที่ได้รับในระหว่างการศึกษา)

ทุนก้านกุฎิ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ พ.ศ. 2552-2553

ทุนอุดหนุนการทำวิจัย บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ พ.ศ. 2552-2553

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

Panida Longkunan, Charongpun Musikavong and Chayanoot Sangwichien. 2011. Preparation and Characteristic of Biogas Formation from Rubber Industrial Wastewater. The 5th PSU-UNS International Conference on Engineering and Technology (ICET-2011), Phuket, Thailand, May 2-3, 2011, pp 143.