

ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบยูเอเอสบีจากกระบวนการจับตัว
เนื้อมายในทางน้ำยางด้วยพอลิเมอร์ A 702

Efficiency of UASB Treating Wastewater from Natural Rubber Skim
Aggregating Process with Polymer A 702

ต้นสนีย์ วงศ์ชนะ

Sunsanee Wongchana

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of
Master of Science in Environmental Management
Prince of Songkla University

2553

๑ ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

เลขที่	TO 756 P/63 2553 ผ.2
Sub Key	544646
	2.0 ส.ย. 2554

(1)

ชื่อวิทยานิพนธ์	ประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียด้วยระบบยูเอเอสบีจากกระบวนการจับตัว เนื้อเยื่อในทางน้ำยางด้วยพอลิเมอร์ A 702
ผู้เขียน	นางสาวศันสนีย์ วงศ์ชนะ
สาขาวิชา	การจัดการสิ่งแวดล้อม
ปีการศึกษา	2552

บทคัดย่อ

อุตสาหกรรมการผลิตน้ำยางข้นมีการใช้กรดซัลฟูริกในกระบวนการจับตัวทางน้ำยางเพื่อผลิตยางสติกม ก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ต่อมาได้มีการใช้สารพอลิเมอร์ทดแทนกรดซัลฟูริกในการจับตัวทางน้ำยาง ในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาลักษณะน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ และเพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมจากการใช้ระบบบำบัดไร้อากาศในการบำบัดน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ โดยในการทดลองที่ 1 เติมน้ำระบบหมักแบบกะด้วยชุดขวดหมักไร้อากาศด้วยขวดหมักที่มีปริมาตรการใช้งาน 0.5 ลิตร โดยใช้ น้ำเสียจากกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์และปรับพีเอชให้มีค่าต่างๆ คือ 6.5, 7.0, 7.5 และไม่มี การปรับพีเอช (9.3) ร่วมกับหัวเชื้อจุลินทรีย์ที่กำหนดความเข้มข้น MLSS เริ่มต้นเท่ากับ 20,000 มิลลิกรัมต่อลิตร หมักเป็นเวลา 12 วัน พบว่าที่ระดับพีเอช 7.0 มีประสิทธิภาพในการบำบัดซีโอดีร้อยละ 63.39 ± 2.89 และสามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ 0.49 ± 0.08 L/gCOD ซึ่งสูงกว่าระดับพีเอชอื่นและมีค่าแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$) หลังจากนั้นทำการศึกษาต่อในการทดลองที่ 2 ด้วยระบบบำบัดแบบยูเอเอสบีเปรียบเทียบระหว่างระบบที่รับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์และกรดซัลฟูริก น้ำที่ป้อนเข้าระบบจะถูกเตรียมโดยผสมน้ำเสียน้ำล้างในอัตราส่วน 1:2 และปรับพีเอชให้มีค่าเป็น 7.0 (ผลจากการทดลองที่ 1) หลังจากนั้นเติมน้ำที่ค่าระยะเวลาเก็บกักต่างๆ คือ 7, 5.5 และ 3 วัน พบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 7 วัน ระบบยูเอเอสบีทั้งสองระบบยังอยู่ในช่วงปรับตัว แต่เมื่อเติมน้ำที่ค่าระยะเวลาเก็บกัก 5.5 และ 3 วัน ทั้งสองระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดซีโอดีไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$) โดยระบบยูเอเอสบีที่รับน้ำเสียพอลิเมอร์มีประสิทธิภาพการบำบัดไม่แตกต่างจากระบบที่รับน้ำเสียกรดซัลฟูริก โดยสามารถบำบัดซีโอดีทั้งหมดเฉลี่ยในช่วงร้อยละ 73-77 และมีอัตราการผลิตก๊าซมีเทนเท่ากับ 0.24 ± 0.01 L/g COD (ก๊าซมีเทนร้อยละ 77.4) และ 0.11 ± 0.01 L/g COD (ก๊าซมีเทนร้อยละ 73.5) ตามลำดับ โดยการใช้พอลิเมอร์ทำให้ซีโอดีทั้งหมดของน้ำเสียเพิ่มขึ้นเป็น $15,367 \pm 1,190$ mg/L จากเดิมใช้กรดซัลฟูริก $8,720 \pm 550$ mg/L ทำให้ได้ก๊าซชีวภาพในปริมาณเพิ่มขึ้นแสดงถึงผลประโยชน์ส่วนเพิ่มในการใช้พอลิเมอร์ทดแทนกรดซัลฟูริกในอุตสาหกรรมน้ำยางข้น

Thesis Title Efficiency of UASB Treating Wastewater from Natural Rubber Skim
Aggregating Process with Polymer A 702

Author Miss Sunsanee Wongchana

Major Program Environmental Management

Academic Year 2552

ABSTRACT

The concentrated natural rubber latex industry typically uses sulfuric acid in recovering rubber particles to produce a by-product called skim rubber. This sulfuric acid used in this process creates environmental impact to nearby community, particularly a strong rotten egg smell and undesirably low pH. Recently, polymers become potential alternatives for sulfuric acid. This research aims to study the characteristics of polymer-applied wastewater and its effects on the anaerobic treatment. In the first experiment, batch test was performed by 0.5-liter working volume bottles at different pH's 6.5, 7.0, 7.5 and no pH adjustment (9.3). Each bottle was inoculated with seed sludge at final MLSS concentration of 20,000 mg/L. After 12 days, it was found that bottle at pH 7 has COD removal efficiency of $63.39 \pm 2.89\%$ and biogas yield of 0.49 ± 0.08 L/gCOD which were statistically ($p < 0.05$) higher than pH 6.5 and 7.5. In the second experiment, polymer-applied wastewater (WP) and sulfuric acid-applied wastewater (WS) in mix with process wash water at 1:2 ratio were fed to two different UASB reactors. The pH of the wastewaters were adjusted to 7.0 (result from the first experiment) prior to feeding. The systems were started up with HRT 7 days and reduced to 5.5 and 3 days, in order. Both reactors could remove TCOD at 73-77 percent on average and produce biogas with comparable methane percentage (around 75%). However, methane yield from UASB receiving WP (0.24 ± 0.01 L/gCOD) was more than two times higher than that receiving WS (0.11 ± 0.01 L/gCOD). The application of polymer in the process clearly increased TCOD of the wastewater from $8,720 \pm 550$ mg/L to $15,367 \pm 1,190$ mg/L and results in increasing the biogas production. This could be perceived as an additional benefit of polymer use in place of sulfuric acid in concentrated rubber latex industry.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดีเนื่องด้วยความกรุณาอย่างสูงในการให้คำปรึกษา คำแนะนำ จากอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลักและอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม คือ ผศ.ดร.สุเมธ ไชยประพัทธ์ ดร.วิรัช ทวีปรีดา และ ดร.สุรพิชญ ลอยกุลนันท์ ขอขอบพระคุณ รศ.ดร.ดวงพร คันทน์โชติ และรศ.ดร.วิระศักดิ์ ทองลิ้มปี กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ที่ได้ให้ข้อเสนอแนะและตรวจแก้ไขเพิ่มเติมเพื่อให้วิทยานิพนธ์มีความสมบูรณ์มากยิ่งขึ้น ขอขอบคุณอาจารย์ทุกท่านในคณะกรรมการจัดการสิ่งแวดล้อมที่ได้ให้ความรู้ทางด้านวิชาการและข้อคิดเห็นที่เป็นประโยชน์ต่อการทำวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณศูนย์โลหะและวัสดุแห่งชาติ สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ สำหรับความอนุเคราะห์ในส่วนของการขอพอลิเมอร์

ขอขอบคุณบริษัททองอุตสาหกรรมน้ำแข็ง จำกัด อำเภอจะนะ จังหวัดสงขลา ที่กรุณาอนุเคราะห์ข้อมูลและอำนวยความสะดวกในการเก็บตัวอย่างน้ำเสียเป็นอย่างดี

ขอขอบคุณบัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ให้ทุนสนับสนุนในการทำวิทยานิพนธ์ในครั้งนี้ และขอขอบคุณเจ้าหน้าที่ห้องปฏิบัติการ คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ได้ให้คำแนะนำในการวิเคราะห์ข้อมูลทางห้องปฏิบัติการ

ขอขอบคุณ คุณรัญลักษณ์ หลีกแหลม คุณอุมาพร ปรีชา คุณบุษยมาศ เหมณี คุณจิตราวดี วุฒินันทกร คุณวิภารัตน์ ชัยเพชร คุณภาณุพงศ์ เกิดทิพย์ คุณพิริภรณ์ ปรีชาเลิศมิตร และอื่นๆ เพื่อนๆ น้องๆ ทุกคนที่คอยช่วยเหลือในการทำวิทยานิพนธ์ และได้ให้กำลังใจมาตลอด

สุดท้ายนี้ขอขอบพระคุณ สมาชิกทุกคนในครอบครัว “วงศ์ชนะ” ที่คอยเป็นแรงบันดาลใจ และคอยให้กำลังใจในการต่อสู้กับปัญหาและอุปสรรคต่างๆ จนสามารถทำให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้ สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดี

คันสนีย์ วงศ์ชนะ

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(6)
รายการตาราง	(8)
รายการตารางภาคผนวก	(10)
รายการภาพประกอบ	(12)
สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ	(15)
บทที่	
1 บทนำ	1
1.1 บทนำตั้งเรื่อง	1
1.2 การตรวจเอกสาร	2
1.2.1 กรรมวิธีการผลิตน้ำยางข้น	2
1.2.2 น้ำเสียจากกระบวนการผลิตน้ำยางข้น	6
1.2.3 การบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ	7
1.2.4 จุลินทรีย์ที่เกี่ยวข้องในกระบวนการบำบัดแบบไร้อากาศ	9
1.2.5 ปัจจัยที่มีผลต่อระบบบำบัดแบบไร้อากาศ	12
1.2.6 ระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)	19
1.2.7 พอลิเมอร์ที่ใช้เพื่อการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น	23
1.3 วัตถุประสงค์	29
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	29
1.5 ขอบเขตการวิจัย	29
2 วิธีการวิจัย	
2.1 ศึกษาลักษณะน้ำเสียของโรงงานผลิตน้ำยางข้น	31
2.1.1 การเก็บตัวอย่างน้ำเสีย	31
2.1.2 ตัวอย่างน้ำเสียสำหรับการศึกษา	32
2.2 วัสดุและอุปกรณ์ที่ใช้ในการวิเคราะห์ในห้องปฏิบัติการ	33
2.3 ระบบบำบัดแบบไร้อากาศในระดับห้องปฏิบัติการ	34
2.3.1 การทดลองที่ 1 ศึกษาระดับ pH ที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์	34

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.3.2 การทดลองที่ 2 ศึกษาประสิทธิภาพและศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบ UASB ของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์	36
2.4 การตรวจวิเคราะห์คุณภาพน้ำและปริมาณก๊าซระหว่างเดินระบบ	39
3 ผลและวิจารณ์ผลการวิจัย	42
3.1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง	42
3.2 การเตรียมตัวอย่างน้ำเสีย	43
3.3 การทดลองที่ 1 ศึกษาระดับ pH จากกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์โดยใช้การหมักแบบกะ (Batch)	45
3.4 การทดลองที่ 2 ศึกษาประสิทธิภาพและศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบยูเอสบีของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์	58
3.5 ผลการประเมินค่าใช้จ่ายในการผลิตยางสติกม	82
4 บทสรุปและข้อเสนอแนะ	84
4.1 บทสรุป	84
4.2 ข้อเสนอแนะ	85
บรรณานุกรม	86
ภาคผนวก	95
ภาคผนวก ก ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้ง	96
ภาคผนวก ข วิธีวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสีย	121
ภาคผนวก ค ผลการวิเคราะห์ข้อมูลทางสถิติ	132
ภาคผนวก ง ข้อมูลคุณสมบัติสารพอลิเมอร์	139
ประวัติผู้เขียน	144

รายการตาราง

ตาราง	หน้า
1-1 องค์ประกอบน้ำยางธรรมชาติ	3
1-2 ปริมาณผลผลิตและปริมาณน้ำเสียที่เกิดขึ้นจากกระบวนการผลิตน้ำยางชั้น เปรียบเทียบกับผลิตภัณฑ์ชนิดอื่น	6
1-3 คุณสมบัติของน้ำเสียที่ได้จากกระบวนการผลิตน้ำยางชั้น	6
1-4 ปริมาณสารพิษที่มีผลต่อระบบการย่อยสลายของสารอินทรีย์ในน้ำเสีย	14
1-5 ความเข้มข้นของอ็อกซิเจนบวกที่กระตุ้นและยับยั้งปฏิกิริยา	15
1-6 ปริมาณโลหะหนักที่มีผลต่อระบบบำบัดแบบไร้อากาศ	15
1-7 ผลของแอมโมเนียต่อระบบบำบัดน้ำเสียแบบ ไร้อากาศ	17
1-8 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการเดินระบบ UASB	21
2-1 วิธีวิเคราะห์ลักษณะน้ำเสีย	31
2-2 สภาพะการทำงานของระบบ	39
2-3 การควบคุมการทำงานของ Timer และ Pump	39
2-4 ความถี่ในการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบหมักแบบ ไร้อากาศ แบบกะ	40
2-5 ความถี่ในการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบหมักแบบ ไร้อากาศ แบบ UASB	41
3-1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง	43
3-2 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการเดินระบบ UASB หลังจากปรับ pH	44
3-3 ผลการวิเคราะห์ก๊าซชีวภาพจากชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้น ต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	56
3-4 ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD, ซัลเฟต และอัตราส่วน $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัว	73
3-5 TKN ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน	75

รายการตาราง (ต่อ)

ตาราง		หน้า
3-6	TCOD:TKN ของน้ำเสียและน้ำทิ้งของงานวิจัยของอาแอสေး เต็นคารา และระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน	76
3-7	NH_4^+ -N ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดของระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน	77
3-8	BOD_5 : TCOD ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัด BOD_5 จากระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน	78
3-9	การเปรียบเทียบผลการวิเคราะห์ก๊าซมีเทนในห้องปฏิบัติการที่เกิดขึ้นจากการบำบัดน้ำเสียของระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน	81
3-10	ปัจจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการผลิตขางสกิน	82

รายการตารางภาคผนวก

ตารางผนวก		หน้า
ก-1	ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และปริมาณก๊าซชีวภาพในการทดลองที่ 1 คือ ศึกษาระดับ pH จากกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์โดยใช้การหมักแบบกะ (Batch)	96
ก-2	ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และปริมาณก๊าซชีวภาพ ในการทดลองที่ 2 คือ ศึกษาประสิทธิภาพและศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบยูเอเอสบีของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์ภายใต้ HRT 7 วัน	97
ก-3	ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และปริมาณก๊าซชีวภาพ ในการทดลองที่ 2 คือ ศึกษาประสิทธิภาพและศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบยูเอเอสบีของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์ภายใต้ HRT 5.5 วัน	105
ก-4	ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และปริมาณก๊าซชีวภาพ ในการทดลองที่ 2 คือ ศึกษาประสิทธิภาพและศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบยูเอเอสบีของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์ภายใต้ HRT 3.0 วัน	115
ข-1	ช่วงค่า BOD ₅ และวิธีการเจือจาง	129
ค-1	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ ชุดขวดหมักไร้อากาศที่ระดับ pH ต่างๆ	132
ค-2	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของระบบ ชุดขวดหมักไร้ อากาศที่ระดับ pH ต่างๆ	132
ค-3	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SS ของระบบชุดขวดหมักไร้อากาศที่ ระดับ pH ต่างๆ	133
ค-4	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด TKN ของระบบชุดขวดหมักไร้อากาศที่ ระดับ pH ต่างๆ	133
ค-5	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด NH ₄ ⁺ -N ของระบบชุดขวดหมักไร้อากาศที่ระดับ pH ต่างๆ	133

รายการตารางภาคผนวก (ต่อ)

ตารางผนวก		หน้า
ค-6	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SO_4^{2-} ของระบบชุดขวดหมักไร้อากาศที่ระดับ pH ต่างๆ	134
ค-7	วิเคราะห์ข้อมูลทางสถิติของคุณภาพน้ำทิ้งในพารามิเตอร์ต่างๆ ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	134
ค-8	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของค่า pH ของระบบระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลอง ชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	135
ค-9	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของค่า Alkalinity ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลอง ชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	135
ค-10	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของค่า VFA ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	135
ค-11	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	136
ค-12	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	136
ค-13	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SS ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	136
ค-14	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SO_4^{2-} ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	137
ค-15	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด TKN ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	137
ค-16	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด NH_4^+-N ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	137
ค-17	ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของ Biogas Production ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว	138
ง-1	คุณสมบัติสารพอลิเมอร์	139

รายการภาพประกอบ

ภาพประกอบ	หน้า
1-1 กรรมวิธีการผลิตน้ำยางข้นด้วยวิธีการปั่น	5
1-2 ลักษณะชั้นตอนของปฏิกิริยาไร้ออกซิเจน	7
1-3 ลักษณะโครงสร้างของพอลิเมอร์ HPMC	26
2-1 แบบจำลองระบบหมักแบบ ไร้อากาศแบบกะ (Batch) ในห้องปฏิบัติการ	35
2-2 ลักษณะชุดอุปกรณ์ประกอบของระบบหมักแบบ ไร้อากาศแบบกะ (Batch) ในห้องปฏิบัติการ	35
2-3 แบบจำลองระบบ UASB ในห้องปฏิบัติการ	37
2-4 ลักษณะชุดอุปกรณ์ประกอบระบบ UASB ในห้องปฏิบัติการ	38
3-1 pH ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักแบบ ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	46
3-2 VFA ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักแบบ ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	47
3-3 Alkalinity ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักแบบ ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	48
3-4 VFA/Alkalinity ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักแบบ ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	49
3-5 TCOD ของน้ำ WP จากชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	50
3-6 SCOD ของน้ำ WP จากชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	51
3-7 ประสิทธิภาพการบำบัด COD ในชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	51
3-8 SS ของน้ำ WP จากชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	52
3-9 ประสิทธิภาพการบำบัด SS ในชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน	53

รายการภาพประกอบ (ต่อ)

ภาพประกอบ	หน้า
3-10 ปริมาณ SO_4^{2-} ของน้ำ WP จากชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน	54
3-11 ประสิทธิภาพการบำบัด SO_4^{2-} ของน้ำ WP จากชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน	55
3-12 ปริมาณก๊าซชีวภาพสะสมของจากชุดขวดหมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน	56
3-13 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพและประสิทธิภาพการบำบัด TCOD จากชุดขวด หมัก ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน	57
3-14 pH น้ำเสีย และน้ำทิ้งเฉลี่ยของระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน	59
3-15 pH น้ำเสีย และน้ำทิ้งเฉลี่ยของระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	59
3-16 VFA ของน้ำเสีย และน้ำทิ้งจากระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน	60
3-17 VFA ของน้ำเสีย และน้ำทิ้งจากระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	60
3-18 Alkalinity ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบ UASB-P และ UASB-S	62
3-19 อัตราส่วนของกรดไขมันระเหยง่ายต่อสภาพต่างและ pH ของน้ำทิ้ง	63
3-20 TCOD น้ำเสีย น้ำทิ้ง และ ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน	64
3-21 TCOD น้ำเสีย น้ำทิ้ง และ ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	65
3-22 ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	65
3-23 SCOD น้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัด SCOD จากระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน	67
3-24 SCOD น้ำเสีย น้ำทิ้ง และ ประสิทธิภาพการบำบัด SCOD จากระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	67
3-25 ประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	68

รายการภาพประกอบ (ต่อ)

ภาพประกอบ	หน้า
3-26 SS ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน	69
3-27 SS ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	70
3-28 ประสิทธิภาพการบำบัด SS ของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	70
3-29 ซัลเฟตของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน	72
3-30 ซัลเฟต ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน	73
3-31 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพของน้ำทิ้งเฉลี่ยที่ HRT ต่างๆ	79

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ

- Alk = Alkalinity คือ ความสามารถของน้ำในการรับอนุภาคโปรตอน ส่วนใหญ่เกิดจากองค์ประกอบของสารละลายคาร์บอเนต และไบคาร์บอเนต
- BOD₅ = Biochemical Oxygen Demand คือ ปริมาณออกซิเจนที่จุลินทรีย์ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ชนิดที่ย่อยสลายได้ด้วยวิธีการทางชีวภาพที่ระยะเวลา 5 วัน
- Eff = Effluent คือ น้ำเสียที่ออกจากระบบ
- HPMC = Hydroxypropyl Methyl Cellulose คือ พอลิเมอร์ที่ผลิตมาจากอนุพันธ์ของเซลลูโลส
- HRT = Hydraulic Retention Time คือ ระยะเวลาที่น้ำถูกกักพังกอยู่ในถังปฏิกรณ์
- H₂S = Hydrogen Sulfide คือ ไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่สามารถอยู่ในรูปละลายน้ำหรืออยู่ในรูปของก๊าซซึ่งไม่แตกตัวเป็นไอออน มีกลิ่นเหม็นหรือที่เรียกว่าก๊าซไข่เน่า
- Inf = Influent คือ น้ำเสียที่เข้าระบบ
- MLSS = Mixed Liquor Suspended Solids คือ ปริมาณหรือความเข้มข้น โดยประมาณของตะกอนจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์
- MPB = Methane Producing Bacteria คือ กลุ่มจุลินทรีย์ที่ผลิตมีเทนจากการใช้กรดไขมันระเหยง่ายเป็นสารอาหาร ได้มีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็นผลผลิตสุดท้าย
- NH₄⁺-N = แอมโมเนียไนโตรเจน
- OLR = Organic Loading Rate คือ ปริมาณสารอินทรีย์ที่ป้อนเข้าสู่ระบบในแต่ละวัน

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ (ต่อ)

SCOD	= Soluble Chemical Oxygen Demand คือ ปริมาณออกซิเจนทั้งหมดที่ใช้ในการออกซิไดซ์สารอินทรีย์ด้วยวิธีทางเคมีในรูปที่ละลายอยู่ในน้ำ
SD	= ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน
SS	= Suspended Solids คือ ส่วนของของแข็งที่ไม่ละลายน้ำและแขวนลอยอยู่ในน้ำได้
SO ₄ ²⁻	= อนุมูลซัลเฟต
SRB	= Sulfate Reducing Bacteria คือ กลุ่มจุลินทรีย์ที่รีดิวซ์ซัลเฟต โดยสามารถใช้ซัลเฟตเป็นตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้าย และได้ซัลไฟด์เป็นผลผลิตสุดท้ายของปฏิกิริยา
TCOD	= Total Chemical Oxygen Demand คือ ปริมาณออกซิเจนทั้งหมดที่ใช้ในการออกซิไดซ์สารอินทรีย์ด้วยวิธีทางเคมีทั้งในรูปของแข็งและรูปที่ละลายอยู่ในน้ำ
TKN	= Total Kjeldahl Nitrogen คือ ปริมาณไนโตรเจนที่ประกอบด้วยอินทรีย์ไนโตรเจนและแอมโมเนียไนโตรเจน
TP	= Total Phosphorus คือ ฟอสฟอรัสทั้งหมด
UASB	= Upflow Anaerobic Sludge Blanket คือ ถังปฏิกรณ์ที่มีทิศทางการไหลของน้ำเสียจากด้านล่างขึ้นด้านบน โดยไม่ใช่ตัวกลาง แบคทีเรียจะถูกเลี้ยงให้จับตัวกันเป็นเม็ดขนาดใหญ่ และมีอุปกรณ์ที่มีหน้าที่แยกเม็ดตะกอนและก๊าซชีวภาพออกจากน้ำเรียกว่า GSS (Gas Solids Separator)
UASB-P	= ระบบ UASB ที่รับน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์
UASB-S	= ระบบ UASB ที่รับน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริก

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ (ต่อ)

- VFA = Volatile Fatty Acid คือ กรดอินทรีย์ที่มี C อะตอมไม่เกิน 6
น้ำหนักโมเลกุลต่ำ สามารถละลายน้ำได้ สามารถกลั่นได้ด้วยความดันบรรยากาศ
- WA = Wash Water คือ น้ำล้าง
- WP = Wastewater Treated with Polymer คือ น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วย
พอลิเมอร์
- WS = Wastewater Treated with Sulfuric Acid คือ น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วย
กรดซัลฟูริก
- WPW = น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ผสมน้ำล้าง
- WSW = น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริกผสมน้ำล้าง
- \bar{x} = ค่าเฉลี่ย

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำด้านเรื่อง

ยางพาราเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญของประเทศไทย ปัจจุบันมีพื้นที่เพาะปลูกในประเทศไทยประมาณ 14 ล้านไร่ และมีแนวโน้มที่จะขยายตัวเพิ่มขึ้น โดยในปี 2551 มีมูลค่าการส่งออกสินค้ายางพาราเป็นเงิน 223,628 ล้านบาท (สมาคมยางพาราไทย, 2552) จึงส่งผลให้มีอุตสาหกรรมเกี่ยวกับยางพาราเกิดขึ้นเป็นจำนวนมาก เช่น โรงงานผลิตยางแท่ง ยางแผ่นรมควัน ยางเครพ และน้ำยางข้น เป็นต้น โดยอุตสาหกรรมที่สำคัญ คือ อุตสาหกรรมการผลิตน้ำยางข้น ซึ่งถือว่าการแปรรูปยางพาราเป็นวัตถุดิบในอุตสาหกรรมอื่นๆ เช่น ถุงมือยาง ถุงยางอนามัย ที่นอนฟองน้ำ และเครื่องมือทางการแพทย์ เป็นต้น ในกระบวนการผลิตน้ำยางข้นมีการใช้กรดซัลฟูริก ในการจับตัวอนุภาคยางในทางน้ำยาง ซึ่งส่งผลให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่ไม่มีคุณภาพ นอกจากนี้ยังก่อให้เกิดปัญหาต่อสิ่งแวดล้อม เนื่องจากทำให้น้ำเสียมีปริมาณซัลเฟตสูง และมีผลให้ SRB (Sulfate Reducing Bacteria) สามารถใช้ซัลเฟตเป็นตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้าย และกลายเป็นก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ซึ่งเป็นก๊าซที่สามารถยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดแบบไร้อากาศกลุ่มที่สร้างมีเทน (Methanogenic Bacteria) นอกจากนี้ปัญหาดังกล่าวแล้ว ก๊าซ H_2S ยังก่อให้เกิดปัญหาเรื่องกลิ่น การระคายเคืองต่อระบบทางเดินหายใจ และผิวหนัง หากมีความเข้มข้นสูง อาจเป็นอันตรายถึงแก่ชีวิตได้ จากปัญหาข้างต้น จึงได้มีแนวคิดในการหาสารเคมีอื่นมาใช้ทดแทนกรดซัลฟูริก พอลิเมอร์เป็นทางเลือกหนึ่งที่ถูกนำมาใช้ในกระบวนการจับตัวอนุภาคยางในทางน้ำยาง โดยอาศัยหลักการที่อนุภาคยางเบากว่าน้ำ หากตั้งทิ้งไว้อนุภาคยางจะลอยขึ้นสู่ด้านบน หลังจากนั้นจึงทำการเติมสารที่ทำให้เกิดครีม (Creaming Agent) ลงไป เพื่อให้สารดังกล่าวเกิดการรวมตัวกับอนุภาคยางอย่างหลวมๆ ทำให้อนุภาคยางมีขนาดใหญ่และเกิดการแยกออกจากกันได้เร็วขึ้น (ปรีชา ป้องภัย และคณะ, 2543) ซึ่งกระบวนการทางเคมีดังกล่าวทำให้เกิดปรากฏการณ์ที่เรียกว่า Creaming จากคุณสมบัติดังกล่าว พอลิเมอร์จึงเป็นแนวทางหนึ่งสำหรับการแก้ปัญหาจากการใช้กรดซัลฟูริกในอุตสาหกรรมการผลิตน้ำยางข้น

อุตสาหกรรมการผลิตน้ำยางข้นเป็นอุตสาหกรรมที่มีน้ำเสียเกิดขึ้นในปริมาณสูง จึงเหมาะกับการใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ ซึ่งนิยมใช้กันมากในการบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม เนื่องจากเป็นระบบที่ไม่ต้องเสียค่าใช้จ่ายในการเติมอากาศให้กับระบบ และมีก๊าซชีวภาพเป็นผลพลอยได้ ก๊าซชีวภาพสามารถนำมาผลิตเป็นพลังงานความร้อนเพื่ออบยาง และผลิตกระแสไฟฟ้า

ภายในอุตสาหกรรม ระบบบำบัดประเภทนี้จึงเป็นระบบที่ประหยัดพลังงานในการเดินระบบมากกว่าระบบบำบัดแบบใช้อากาศ เหมาะกับน้ำเสียที่มีภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่สูง โดยระบบบำบัดแบบไร้อากาศที่นิยมใช้ได้แก่ ระบบบ่อหมัก (Anaerobic pond) ถังกรองไร้อากาศ (Anaerobic filter) ASBR (Anaerobic Sequencing Batch Reactor) ถังหมักไร้อากาศ (Anaerobic digester) และ UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) เป็นต้น

ระบบ UASB เป็นระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศประเภทหนึ่งที่มีประสิทธิภาพในการบำบัดสูง มีความทนทาน และใช้พื้นที่ก่อสร้างน้อย สะดวกต่อการควบคุมระบบ ตะกอนส่วนเกินของระบบเกิดขึ้นน้อย เมื่อต้องการหยุดการใช้งานก็สามารถหยุดได้ และพร้อมที่จะทำงานต่อได้ทันทีอย่างมีประสิทธิภาพ เป็นระบบที่มีทิศทางไหลของน้ำเสียจากด้านล่างขึ้นด้านบนโดยไม่มีตัวกลาง แต่จุลินทรีย์จะถูกเลี้ยงให้จับตัวกันเป็นเม็ด และสามารถตกตะกอนได้ดี ระบบนี้สามารถรับภาระอินทรีย์ได้สูงกว่าระบบบำบัดแบบไร้อากาศแบบอื่นๆ สามารถผลิตน้ำทิ้งที่มีคุณภาพสูงได้ เนื่องจากสามารถป้องกันมิให้จุลินทรีย์หลุดออกจากระบบได้ดีกว่าแบบอื่น (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2545) ดังนั้นผู้วิจัยจึงมีความสนใจในการศึกษาประสิทธิภาพของชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะ และระบบบำบัดแบบ UASB ในการบำบัดน้ำเสียที่มาจากการใช้พอลิเมอร์ในการจับตัวอนุภาคขางแทนการใช้กรดซัลฟูริก ซึ่งเป็นวิธีการมาตรฐานของโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางขึ้น เพื่อเป็นแนวทางใหม่ที่น่าจะมีประสิทธิภาพ ทั้งนี้เพื่อใช้เป็นแนวทางในการพัฒนา และนำไปสู่การประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมน้ำยางขึ้น

1.2 การตรวจเอกสาร

1.2.1 กรรมวิธีการผลิตน้ำยางขึ้น

น้ำยางธรรมชาติมีลักษณะเป็นของเหลวข้นคล้ายน้ำมัน มีอนุภาคขนาด 0.05-0.5 ไมครอน น้ำยางธรรมชาติมีปริมาณเนื้อยางแห้ง (Dry Rubber Content: DRC) ประมาณร้อยละ 25-45 ขึ้นอยู่กับสายพันธุ์ อายุ ฤดูกาล และกรรมวิธีการรีดยาง (พัฒน์วรรณ วิทย์กุล, 2544) ดังแสดงในตารางที่ 1-1

ตารางที่ 1-1 องค์ประกอบน้ำยางธรรมชาติ

ส่วนประกอบ	ร้อยละโดยน้ำหนัก
สารที่เป็นของแข็งทั้งหมด (Total Solid Content:TSC)	36
เนื้อยางแห้ง (Dry Rubber Content : DRC)	33
สารประเภทโปรตีน	1.0-1.5
สารเรซิน	1.0-2.5
เถ้า	สูงถึง 1
น้ำตาล	1
น้ำ...ในปริมาณที่รวมกับสารอื่นๆ แล้วเป็น	...100

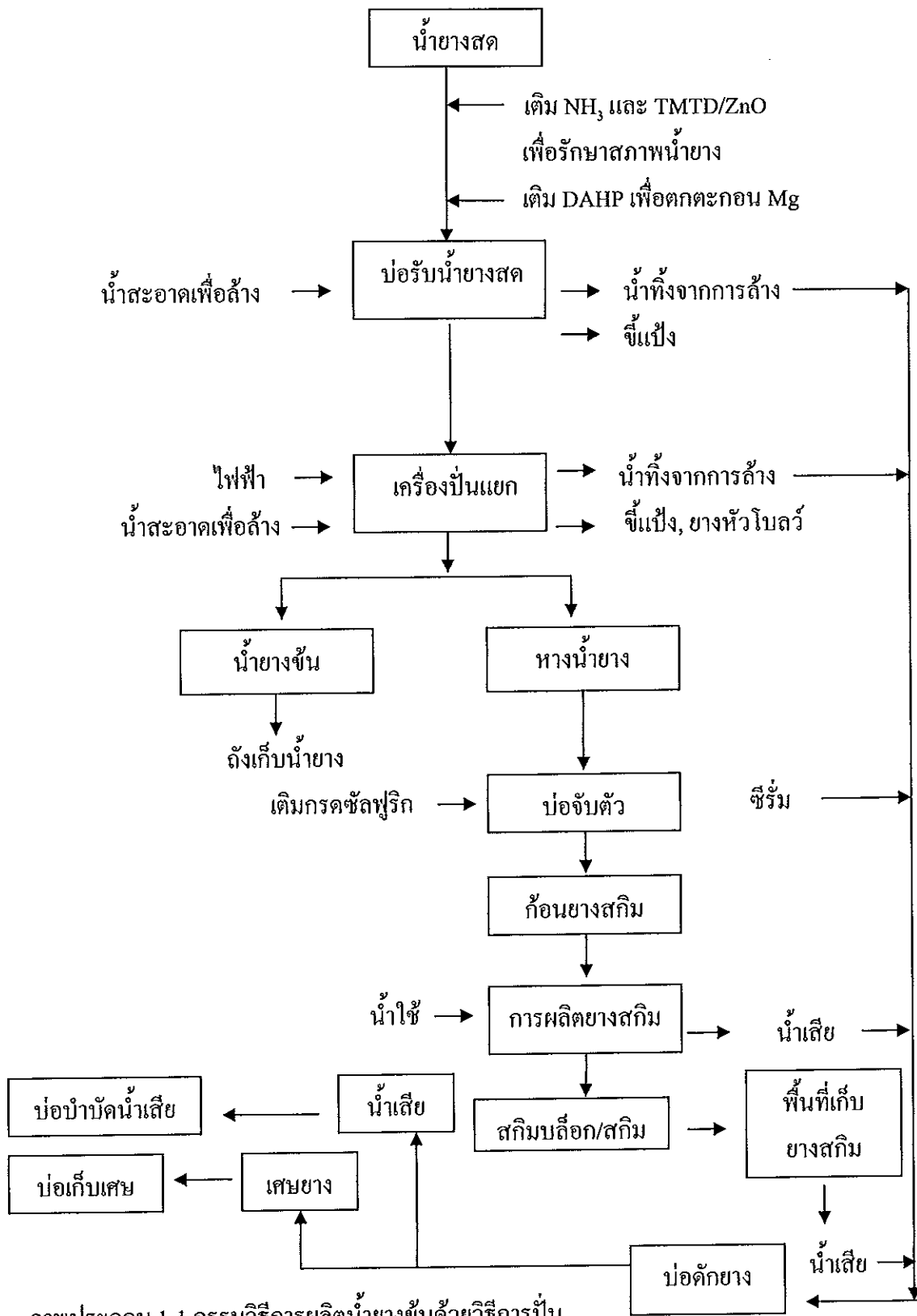
ที่มา: วราภรณ์ ขจรไชยกูล (2549)

น้ำยางข้นคือ น้ำยางที่มีเนื้อยางแห้งไม่ต่ำกว่าร้อยละ 60 และในการผลิตน้ำยางข้นจะมีผลพลอยได้ คือ หางน้ำยางซึ่งมีเนื้อยางอยู่ปริมาณร้อยละ 8 ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับประสิทธิภาพและการปรับเครื่องปั่นน้ำยาง (กรมควบคุมมลพิษ, 2548) หางน้ำยางเหล่านี้จะถูกแปรรูปเป็นยางดิบแห้งชนิดสกินบล็อก (Skim Block) หรือสกินเครพ (Skim Crape) ซึ่งขั้นตอนการผลิตเริ่มจากการรักษาสภาพน้ำยางสดที่ได้จากสวนยาง เนื่องจากจะมีการเสียดสภาพได้ง่ายจากการจับตัวภายในเวลาเพียงไม่กี่ชั่วโมงหลังจากกรีดยาง ซึ่งการเสียดสภาพดังกล่าวเกิดขึ้นเองตามธรรมชาติ เนื่องจากปฏิกิริยาของจุลินทรีย์กับสารอื่นๆ ที่มีอยู่ในน้ำยาง ดังนั้นก่อนที่จะนำน้ำยางสดไปผลิตเป็นน้ำยางข้นจึงจำเป็นต้องมีการเติมสารเคมีเพื่อรักษาสภาพ ที่ใช้โดยทั่วไปคือ แอมโมเนียร่วมกับสารบางชนิด เช่น Zinc Diethyl Dithiocarbonate (ZDC), ZnO, Sodium pentachlorophenate (SPP), Tetramethyl Thiram Disulfide (TMTD) และ Boric Acid เป็นต้น ซึ่งจะช่วยป้องกันการเพิ่มปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายทำให้สามารถยืดระยะเวลาการเก็บได้นานขึ้น

กรรมวิธีการผลิตน้ำยางข้นมีได้หลายวิธี ได้แก่ วิธีระเหยด้วยน้ำ (Evaporation) วิธีทำให้เกิดครีม (Creaming) วิธีปั่นแยก (Centrifuging) และวิธีแยกด้วยไฟฟ้า (Electrodecantation) วิธีแรกเป็นการระเหยหรือเอาแต่ส่วนของน้ำเพียงอย่างเดียวออกจากน้ำยาง ดังนั้นปริมาณของสารที่ไม่ใช่ยาง (ที่นอกเหนือจากน้ำ) จึงยังคงอยู่ในน้ำยางข้น และอนุภาคต่างๆของยางที่กระจัดกระจายอยู่ในน้ำยางยังคงเหมือนเดิม ส่วนอีกสามวิธีหลัง เป็นวิธีการแยกเอาส่วนอื่นๆ ที่ไม่ใช่ยางออก อนุภาคนขนาดต่างๆ ได้ถูกแยกออกไประหว่างกรรมวิธีการผลิตน้ำยางข้น ส่วนหางน้ำยางเมื่อออกจากเครื่องปั่นจะผ่านการไล่แอมโมเนียโดยวิธีการปล่อยให้หางน้ำยางไหลไปตามรางรองรับ หางน้ำยางควรเหลือ

แอมโมเนียประมาณร้อยละ 0.2 ต่อน้ำหนักหางน้ำยาง (วารสารณ์ ขจรไชยกูล, 2531) หลังจากนั้นจึงทำการเติมกรดซัลฟูริก (ภาพประกอบ 1-1) เพื่อให้หางน้ำยางจับตัวกันเป็นก้อน และนำไปผ่านการตัดย่อย อบอัดแท่งเป็นสกีมบล็อก หรือเข้าเครื่องรีดเครพ ผึ่งอัดก้อนเป็นสกีมเครพ

บุญธรรม นิธิอุทัย และคณะ (2531) กล่าวถึง กรรมวิธีการผลิตน้ำยางข้นโดยวิธี Creaming Method ซึ่งเป็นทฤษฎีที่อาศัยหลักการที่ว่า อนุภาคเม็ดคางเบากว่าน้ำ ถ้าตั้งทิ้งไว้นานๆ อนุภาคเหล่านั้นจะค่อยๆ ลอยขึ้นมาที่ผิวหน้าของน้ำยาง และถ้าจะให้อนุภาคเม็ดคางแยกออกจากซีรัมอย่างรวดเร็วก็ควรเพิ่มขนาดของอนุภาคให้ใหญ่ขึ้น ซึ่งทำได้โดยใส่สารที่เรียกว่า Creaming Agent ได้แก่ Sodium Alginate, Ammonium Alginate และ Pectin เป็นต้น สารเหล่านี้มีสมบัติคล้ายคลึงกัน คือเป็นคอลลอยด์ที่ชอบน้ำ เมื่อใส่ลงในน้ำจะเกิดการขยายตัว วิธีการทำจะเริ่มจากการนำน้ำยางสดที่รักษาสภาพด้วยแอมโมเนียแล้วมาเติม Creaming Agent ในปริมาณร้อยละ 0.3 (แต่ปริมาณที่แท้จริงขึ้นอยู่กับปริมาณสารที่ใช้รวมทั้งความเข้มข้นของเนื้อยางแห้งที่มีอยู่) กวนให้ Creaming Agent ละลาย แล้วตั้งทิ้งไว้อย่างน้อย 2 วัน จนกระทั่งได้ความเข้มข้นของเนื้อยางในน้ำยางตามที่ต้องการแล้วค่อยๆ ปล่อยชั้นน้ำออก แล้วจึงปรับความเข้มข้นของแอมโมเนียและเนื้อยางภายหลัง นอกจากนี้ในการผลิตน้ำยางข้นโดยวิธี Creaming ยังต้องคำนึงถึงปัจจัยต่างๆ ดังนี้ คือ อายุของน้ำยาง ถ้าเป็นน้ำยางที่เก็บไว้แล้ว 2-3 วัน แล้วใส่ Creaming Agent จะเกิดการแยกตัวได้เร็วกว่าน้ำยางสด อุณหภูมิถ้ายิ่งเพิ่มสูงขึ้น จะทำให้การแยกตัวเกิดได้เร็วขึ้นค่า pH ที่เหมาะสมในการแยกตัวได้เร็วที่สุดจะอยู่ในช่วง pH 10.8-11.8 และการผสมที่นานพอ จะทำให้เกิดการผสมกันอย่างทั่วถึง จะทำให้เกิดการแยกชั้นได้เร็วขึ้น ข้อดีของการผลิตน้ำยางข้นโดยวิธีการ Creaming (Blackley, 1996) เป็นวิธีการที่ง่าย ไม่ยุ่งยาก ค่าแรงงานต่ำ ลดการสูญเสียเนื้อยาง ต้องการแรงงานน้อย และสะดวกในการควบคุมไม่จำเป็นต้องมีความรู้ในการบำรุงรักษามากนัก ส่วนข้อเสียการผลิตน้ำยางข้นโดยวิธีการ Creaming เป็นกระบวนการที่ไม่แน่นอน ต้องอาศัยสภาวะดินฟ้าอากาศและอุณหภูมิ อาจใช้เวลานาน นอกจากนี้ปริมาณ Creaming Agent ที่เหลือในน้ำยาง อาจมีผลต่อคุณสมบัติของยาง จึงส่งผลให้ไม่นิยมใช้วิธีนี้ในการผลิตน้ำยางข้น



ภาพประกอบ 1-1 กรรมวิธีการผลิตน้ำยางข้นด้วยวิธีการปั่น
ที่มา: กรมควบคุมมลพิษ (2548)

1.2.2 น้ำเสียจากกระบวนการผลิตน้ำยางข้น

ในอุตสาหกรรมการแปรรูปยาง อาจทำให้มีน้ำเสียเกิดขึ้นในปริมาณสูง โดยเฉพาะในกระบวนการผลิตที่มีปริมาณผลผลิตต่อวันสูง ดังตารางที่ 1-2 ในกรรมวิธีการผลิตน้ำยางข้น อาจมีน้ำเสียจากส่วนต่างๆ ได้แก่ น้ำทิ้งจากกระบวนการผลิต น้ำล้างอุปกรณ์ และน้ำล้างพื้น ซึ่งมีปริมาณสารอินทรีย์ในรูป COD สูง (ตารางที่ 1-3) เนื่องจากน้ำเสียดังกล่าวมีเนื้อเยื่อ น้ำชีวม และสารเคมีต่างๆ ที่ช่วยในกระบวนการผลิตเป็นองค์ประกอบ

ตารางที่ 1-2 ลักษณะน้ำเสียจากกระบวนการต่างๆ ของอุตสาหกรรมการผลิตน้ำยางข้น

ประเภทกรรม วิธีการผลิต	ปริมาณผลผลิต (ton/d)	ปริมาณน้ำเสียที่เกิดขึ้น (m ³ /day)	อัตราการเกิดน้ำเสียต่อการผลิต (m ³ /ton)
น้ำยางข้น	15.56-52.74	55.76-215.30	3.58-4.08
ยางสกิมเมอร์	0.78-3.56	26.63-206.18	34.14-57.92
ยางแท่ง STR 5L	11.23-27.40	44.35-1,012.74	3.95-36.96
ยางแท่ง STR 20	32.98	2,361.03	71.59
ยางแผ่นรมควัน	52.74	93.31	1.77

ที่มา: กัลยา ศรีสุวรรณ (2540)

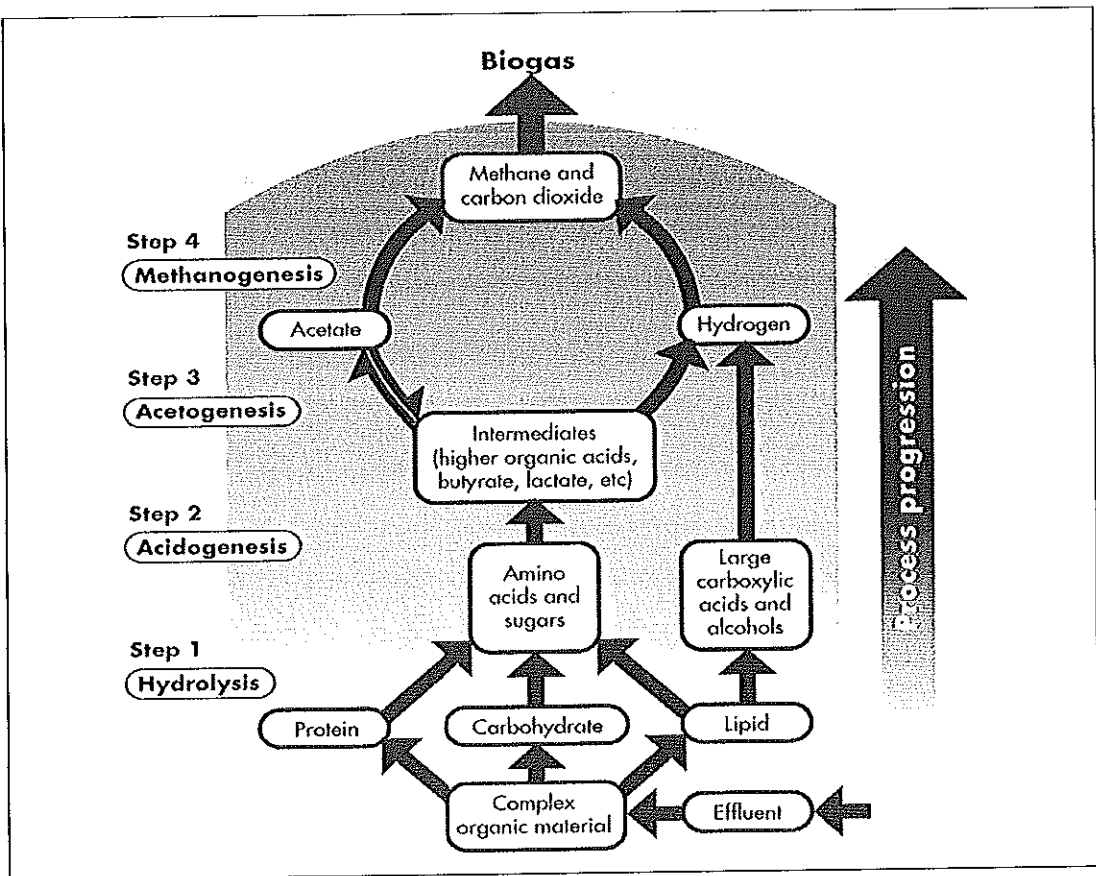
ตารางที่ 1-3 คุณสมบัติของน้ำเสียจากกระบวนการผลิตน้ำยางข้น

พารามิเตอร์	ความเข้มข้น
พีเอช	5.72
อุณหภูมิ (°C)	30.0
บีโอดี (mg/L)	4,430
ซีโอดี (mg/L)	7,996
ของแข็งแขวนลอย (mg/L)	1,128
ซัลไฟด์ทั้งหมด (mg/L)	< 1
ซัลไฟด์ที่ละลายน้ำ (mg/L)	< 1
ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (mg/L)	< 1
ซัลเฟต (mg/L)	1,102

ที่มา: กรมควบคุมมลพิษ (2548)

1.2.3 การบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ

ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศเป็นกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพที่อาศัยจุลินทรีย์ชนิดที่ไม่ใช้ออกซิเจนในการย่อยสลายมลสารต่างๆ ที่มีอยู่ในน้ำเสียให้มีความสกปรกน้อยลง มลสารที่อยู่ในน้ำเสียจะถูกเปลี่ยนเป็นจุลินทรีย์เซลล์ใหม่ คาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซมีเทน ระบบบำบัดอาจจะมีลักษณะเป็นถังหมักหรือเป็นบ่อ วิธีนี้เริ่มนิยมใช้กันอย่างแพร่หลายมากขึ้นเพราะประหยัดพลังงานไม่ต้องเติมอากาศ และในระบบถังหมักยังได้พลังงานจากก๊าซชีวภาพ ซึ่งมีก๊าซมีเทนเป็นองค์ประกอบสามารถนำไปใช้เชื้อเพลิงในกระบวนการผลิต หลักการของระบบนี้ คือ ทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียที่มีโมเลกุลใหญ่ๆ ไปเป็นสารที่มีโมเลกุลเล็กลงเรื่อยๆ โดยอาศัยปฏิกิริยาชีวเคมี ซึ่งแบ่งเป็น 4 ขั้นตอนดังนี้ (สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย, 2545) ดังภาพประกอบที่ 1-2



ภาพประกอบ 1-2 ลักษณะขั้นตอนของปฏิกิริยาไร้อากาศ
ที่มา: Wheatley (1997) อ้างถึงใน กรมควบคุมมลพิษ (2546๗)

1.2.3.1 กระบวนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis)

ในขั้นตอนนี้สารประกอบอินทรีย์ประเภทซับซ้อนที่ไม่ละลายน้ำ เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน จะถูกทำให้ละลายน้ำโดยปฏิกิริยา Hydrolysis ซึ่งเอนไซม์ที่จับออกมาสู่ภายนอก เซลล์ของจุลินทรีย์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ผลของปฏิกิริยาได้สารประกอบอินทรีย์ที่ไม่ซับซ้อนและละลายน้ำได้ เช่น น้ำตาลกลูโคส กรดอะมิโน กรดไขมัน ในขั้นตอนนี้เป็นเพียงการเปลี่ยนแปลงสารอินทรีย์ที่ซับซ้อนไปเป็นสารประกอบอินทรีย์อย่างง่าย

1.2.3.2 กระบวนการอะซิโดจีเนซิส (Acidogenesis)

สารประกอบอินทรีย์ที่ละลายน้ำได้ ซึ่งเกิดจากกระบวนการ Hydrolysis จะถูกจุลินทรีย์ประเภทที่ดำรงชีวิตอยู่ได้ทั้งที่มีออกซิเจนและไม่มีออกซิเจน (Facultative Bacteria) ใช้เป็นแหล่งคาร์บอนและพลังงานโดยกระบวนการหมัก ผลของปฏิกิริยานี้จะได้กรดไขมันระเหยง่ายที่มีคาร์บอนไม่เกิน 5 อะตอม เช่น กรดอะเซติก, กรดโพรพิโนอิก, กรดบิวทิริก และกรดแลคติก จุลินทรีย์กลุ่มนี้เป็นจุลินทรีย์พวกที่สร้างกรด (Acid Form หรือ Non-Methanogenic Bacteria) ซึ่งชนิดความเข้มข้นของสารอินทรีย์ และสภาพแวดล้อมจะเป็นปัจจัยที่กำหนดชนิดของจุลินทรีย์

1.2.3.3 กระบวนการอะซิโตเจเนซิส (Acetogenesis)

จุลินทรีย์สร้างอะซิเตด (Acetogenic Bacteria) มีบทบาทสำคัญในการเชื่อมต่อการสร้างกรดและก๊าซมีเทน ซึ่งในการสร้างก๊าซมีเทนต้องการสารอาหารที่มีความเฉพาะเจาะจงมาก ได้แก่ กรดอะเซติก, กรดฟอร์มิก, ไฮโดรเจน และเมทานอล โดยกรดไขมันระเหยง่ายที่มีคาร์บอนไม่เกิน 5 อะตอม ไม่อาจใช้เป็นสารอาหารในการผลิตก๊าซมีเทนได้โดยตรง ดังนั้นจุลินทรีย์สร้างอะซิเตดจึงทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ดังกล่าวให้กลายเป็น กรดอะเซติก, คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจน (มันสิน ตันกุลเวศน์, 2542 อ้างถึงใน ขนิษฐา หทัยสมิทธิ์, 2547)

1.2.3.4 กระบวนการสร้างมีเทน (Methanogenesis, Methane Formation)

ขั้นตอนนี้เป็นการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ได้จากกระบวนการ Acid Formation ให้เปลี่ยนเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซมีเทนโดยจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน (Methanogenic) ซึ่งสามารถเจริญเติบโตได้ดีในช่วง pH 6.8-7.2 (สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย, 2545) และที่อุณหภูมิประมาณ 32°C จุลินทรีย์กลุ่มนี้มีความทนทานต่อสภาวะแวดล้อมต่ำ และดำรงชีวิตอยู่ในสภาวะไร้อากาศเท่านั้น (Obligate Anaerobic Bacteria) ส่วนปริมาณก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นใน

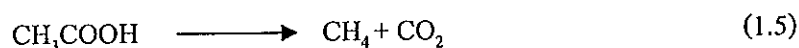
1.2.4.2 จุลินทรีย์สร้างกรดอะเซติก (Acetogenic Bacteria) สารอินทรีย์จากปฏิกิริยาของจุลินทรีย์สร้างกรดมีหลายชนิด โดยบางชนิดยังเป็นสารที่มีโมเลกุลใหญ่ ส่งผลให้จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างก๊าซมีเทน ไม่สามารถนำไปใช้เป็นสารอาหารได้ จึงต้องอาศัยจุลินทรีย์สร้างกรดอะเซติกเข้ามาช่วยในการย่อยสลายขนาดโมเลกุล ซึ่งสามารถแบ่งออกเป็น 2 กลุ่ม คือ

1) Homoacetogenic Bacteria จุลินทรีย์ชนิดนี้จะใช้คาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารรับอิเล็กตรอน และผลิตกรดอะเซติกขึ้นมา จุลินทรีย์ที่พบในกระบวนการนี้ ได้แก่ *Acetobacterium woodii* และ *Clostridium aceticum* ซึ่งสามารถใช้คาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน เพื่อเปลี่ยนเป็นกรดอะเซติก

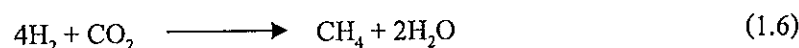
2) H₂-Producing Acetogenic Bacteria จุลินทรีย์ชนิดนี้จะใช้กรดไขมันระเหยง่าย (ที่ไม่ใช่กรดอะเซติก) หรือแอลกอฮอล์เป็นสารอาหาร แล้วสร้างกรดอะเซติกและไฮโดรเจน ซึ่งเป็นสารอาหารของจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างก๊าซมีเทน

1.2.4.3 จุลินทรีย์ที่สร้างมีเทน (Methanogenesis Bacteria) เป็นกลุ่มจุลินทรีย์ที่ผลิตก๊าซมีเทน ซึ่งต้องอยู่ในสถานะที่ไม่มีออกซิเจน จุลินทรีย์กลุ่มนี้สามารถจำแนกออกได้เป็น 3 ชนิด ตามประเภทของสารอาหารที่ใช้ ได้แก่

1) Obligate Acetoclastic Methanogen เป็นจุลินทรีย์ที่สร้างก๊าซมีเทนจากกรดอะเซติกตามสมการดังนี้

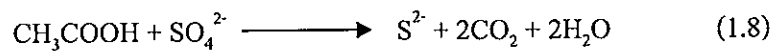
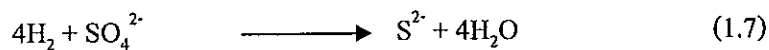


2) Obligate Hydrogenotrophic Methanogen หรือ Hydrogen Utilizer เป็นจุลินทรีย์ที่ใช้ก๊าซไฮโดรเจน ในการผลิตก๊าซมีเทนโดยใช้คาร์บอนไดออกไซด์เป็นแหล่งคาร์บอน ตามสมการดังนี้



3) Hydrogenotrophic/Acetoclastic Methanogen เป็นจุลินทรีย์ที่ใช้ก๊าซไฮโดรเจน และกรดอะเซติกในการผลิตก๊าซมีเทน

1.2.4.4 จุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate Reducing Bacteria, SRB) เป็นจุลินทรีย์ที่ไม่ใช้ออกซิเจนในการเจริญเติบโตจัดอยู่ในกลุ่มของจุลินทรีย์ชนิด Chemoheterotroph สามารถดำรงชีวิต และเจริญเติบโต โดยได้รับพลังงานจากปฏิกิริยาทางเคมีในการย่อยสลายสารอินทรีย์ต่างๆ ซึ่งเป็นแหล่งคาร์บอนและสารให้อิเล็กตรอน เช่น กรดไขมันระเหยง่ายหรือแอลกอฮอล์ ลักษณะเด่นของจุลินทรีย์กลุ่มนี้ คือการใช้สารประกอบอนินทรีย์ของซัลเฟอร์บางชนิด เช่น ซัลเฟต (SO_4^{2-}), ซัลไฟด์ (S^2) หรือไฮโดรซัลเฟต (HS^-) เป็นสารรับอิเล็กตรอนในการย่อยสลายสารอาหาร แล้วเปลี่ยนสารประกอบซัลเฟตนั้นให้อยู่ในรูปซัลไฟด์ (S^2) ซึ่งเป็นขั้นตอนสุดท้ายเช่นเดียวกับการสร้างก๊าซมีเทน ดังนั้นจึงมักพบจุลินทรีย์ชนิดนี้ร่วมกับจุลินทรีย์สร้างกรด และจุลินทรีย์สร้างก๊าซมีเทนในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศที่บำบัดน้ำเสียที่มีซัลเฟต แม้ว่ากระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน มีจุดประสงค์เพื่อผลิตมีเทน แต่ถ้าน้ำเสียที่มีซัลเฟต ปฏิกิริยาซัลเฟตรีดักชัน จะเกิดขึ้นได้เสมอ เพราะให้พลังงานมากกว่าปฏิกิริยาสร้างก๊าซมีเทน (กรมควบคุมมลพิษ, 2546) ปฏิกิริยาเกิดขึ้นดังสมการนี้



การเกิดปฏิกิริยาซัลเฟตรีดักชันและการสร้างซัลไฟด์ ก่อให้เกิดปัญหาต่างๆ (กรมควบคุมมลพิษ, 2546) ดังนี้

- 1) ทำให้ประสิทธิภาพการกำจัด Chemical Oxygen Demand (COD) ลดลง เนื่องจากมีซัลไฟด์เกิดขึ้นในระบบบำบัดของกระบวนการไม่ใช้อากาศซึ่งก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) 1 g สามารถวัดเป็น COD ได้ 2 g ทำให้จำเป็นต้องมีการบำบัดน้ำทิ้งที่มีซัลไฟด์
- 2) H_2S ในก๊าซชีวภาพ หากมีการนำไปเป็นเชื้อเพลิงจะเกิดก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) ซึ่งเป็นมลพิษทางอากาศ และกัดกร่อนเครื่องยนต์
- 3) การเกิดซัลเฟตรีดักชันต้องใช้สารอินทรีย์บางส่วนจากน้ำเสีย มีผลทำให้แหล่งคาร์บอนสำหรับกระบวนการสร้างก๊าซมีเทนลดลง
- 4) การเกิดซัลไฟด์ ส่งผลให้เกิดปัญหาการกัดกร่อนโลหะและเกิดกลิ่นเหม็น
- 5) ซัลไฟด์เป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศทำให้ประสิทธิภาพของระบบลดลง

1.2.5 ปัจจัยที่มีผลต่อระบบบำบัดแบบไร้อากาศ

1.2.5.1 อุณหภูมิ (Temperature)

ช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์สามารถแบ่งได้ดังนี้

1) Thermophillic จะมีอุณหภูมิประมาณ 50-65°C เรียกจุลินทรีย์กลุ่มนี้ว่า

Thermophillic Bacteria

2) Mesophilic มีอุณหภูมิประมาณ 20-45°C เรียกจุลินทรีย์กลุ่มนี้ว่า Mesophilic

Bacteria

3) Psychrophilic มีอุณหภูมิประมาณ 5-15°C เรียกจุลินทรีย์กลุ่มนี้ว่า Psychrophilic

Bacteria

จากการศึกษาพบว่ามีการใช้ถังปฏิกรณ์หมักของเสียจากเศษผักและผลไม้ด้วยระบบหมักแบบไร้อากาศในช่วง Psychrophilic ที่อุณหภูมิต่ำกว่า 20°C ได้อย่างมีประสิทธิภาพ (Bouallagui *et al.*, 2003) ซึ่งโดยส่วนใหญ่แล้วการหมักแบบไร้อากาศนิยมทำการหมักโดยใช้ช่วง Mesophilic และ Thermophillic ที่อุณหภูมิ 35°C และ 55°C ตามลำดับ อุณหภูมิดังกล่าวจะมีผลต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ และหากมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเพียงเล็กน้อย เช่น จาก 35°C เป็น 30°C และ 30°C เป็น 32°C จะส่งผลให้มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพลดน้อยลง (Chae *et al.*, 2008)

1.2.5.2 พีเอช (pH)

pH เป็นสิ่งสำคัญในการบ่งชี้สภาพภายในและการควบคุมระบบบำบัดแบบไร้อากาศ โดยค่า pH ที่เหมาะสมควรอยู่ในช่วง 6.6-7.6 ซึ่งเหมาะแก่การทำงานของจุลินทรีย์ที่สร้างมีเทน (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2545) หากมีค่า pH ต่ำจนอยู่ในช่วง 4.7-5.0 อาจส่งผลให้จุลินทรีย์ที่สร้างมีเทนไม่สามารถทำงานได้ (Taconi *et al.*, 2008) นอกจากนี้ อาจทำให้ระบบเกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่าปกติ และเกิดกลิ่นเหม็นของ H₂S พร้อมทั้งมีฝ้าตะกอนลอยขึ้นมา แต่เมื่อ pH มีค่าสูงกว่า 7.6 จะส่งผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์ที่สร้างมีเทน ให้ทำงานได้ช้าลงและส่งผลให้เกิดมีเทนลดน้อยลง (เกรียงศักดิ์ อุดมสิน โรจน์, 2542) การควบคุมค่า pH จึงเป็นสิ่งสำคัญเนื่องจากสภาพน้ำเสียอาจมีสภาพที่แตกต่างกันคือ อาจมีความเป็นกรดหรือด่าง การปรับสภาพน้ำเสียโดยส่วนใหญ่อาศัยวิธีการทำให้เป็นกลางทางเคมี ซึ่งปัจจัยสำคัญในการเลือกชนิดสารเคมีที่ใช้ในการปรับ pH จะขึ้นอยู่กับราคา อัตราการเกิดปฏิกิริยา วิธีการเก็บรักษา ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน และการเกิดผลผลิตสุดท้าย โดยสารเคมีที่นิยมนำมาใช้ในการปรับสภาพน้ำเสียที่มีคุณสมบัติเป็นกรด จะใช้สารที่มีคุณสมบัติเป็นด่างเพื่อให้ น้ำเสียมีคุณสมบัติเป็นกลางได้แก่ โซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) โซเดียมคาร์บอเนตหรือ โซดาแอช (Na₂CO₃) แอมโมเนียมไบคาร์บอเนต (NH₄HCO₃) โซเดียมไบคาร์บอเนต (NaHCO₃) และสารประกอบแคลเซียมออกไซด์

(CaO) เป็นต้น ส่วนน้ำเสียที่มีคุณสมบัติเป็นด่างจะใช้สารที่มีคุณสมบัติเป็นกรดมาปรับเพื่อให้มีสภาพเป็นกลาง ได้แก่ กรดซัลฟูริก (H_2SO_4) กรดไฮโดรคลอริก (HCl) กรดไนตริก (HNO_3) เป็นต้น (กัญญารัตน์ สฤกษ์พงษ์ศิริชม, 2550) จากการศึกษา พบว่าสารเคมีที่นิยมใช้โดยส่วนใหญ่ คือ $NaHCO_3$ เพื่อปรับสภาพน้ำเสีย ซึ่งในการบำบัดน้ำเสียจากการแปรรูปมันฝรั่งด้วยระบบบำบัดแบบ UASB และ APB มีการปรับ pH เริ่มต้นอยู่ที่ 7.6 พบว่าทั้ง 2 ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัด COD มากกว่าร้อยละ 90 (Parawira *et al.*, 2006) นอกจากนี้งานวิจัยของ Claudia *et al.* (2002) ได้ศึกษาการทำงานของระบบ UASB เพื่อบำบัดน้ำเสียจากโรงฆ่าสัตว์ ซึ่งต้องมีการปรับค่า pH ด้วย $NaHCO_3$ ในช่วงแรกที่ทำให้การเดินระบบได้กำหนดให้มีค่าเริ่มต้น 7.5 เนื่องจาก pH ในน้ำเสียมักอยู่ในช่วง 6.3-6.6 เพื่อให้จุลินทรีย์ในระบบสามารถทำงานได้และส่งผลให้ระบบสามารถบำบัด COD ได้ร้อยละ 77-91

1.2.5.3 สารอาหารเสริม (Nutrient)

ธาตุอาหารเสริมที่สำคัญของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศจะเหมือนกับจุลินทรีย์ทั่วไป อาหารเสริมที่สำคัญ คือ ธาตุไนโตรเจนและฟอสฟอรัส โดยมีอัตราส่วนอาหารเสริมของน้ำเสียในระบบบำบัดแบบไร้อากาศดังนี้ BOD:N:P เท่ากับ 100:1.1:0.2 หากอาหารเสริมไม่เพียงพอ จะมีผลให้การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียไม่สมบูรณ์ นอกจากอาหารเสริมหลักที่สำคัญเหล่านี้แล้วยังมีธาตุอื่นๆ อีก เช่น Ca, Mg, Mo, Co, Fe เป็นต้น แต่มีความต้องการในปริมาณที่ต่ำมาก ซึ่งโดยทั่วไปจะมีปนเปื้อนในน้ำเสียในปริมาณเพียงพออยู่แล้ว ไม่จำเป็นต้องเติมเพิ่มอีก (สันทนต์ ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549) จากการศึกษาหากมีอัตราส่วนของ COD:N:P ที่เหมาะสม อาจส่งผลให้ระบบบำบัดมีประสิทธิภาพในการบำบัดมากขึ้น ซึ่งอัตราส่วน COD:N:P ที่เหมาะสมของระบบบำบัดแบบไร้อากาศควรมีค่าเท่ากับ 350:7:1 (Speece, 1996) และ 300:5:1 (Metcalf & Eddy, 2004) ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Hussain *et al.* (2008) ซึ่งได้ศึกษาอัตราส่วนธาตุอาหารที่เหมาะสมสำหรับการบำบัดน้ำเสียที่มีองค์ประกอบของฟีนอล โดยใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB พบว่าอัตราส่วนของ COD:N:P เท่ากับ 300:1:0.1 เป็นอัตราส่วนที่เหมาะสม ส่งผลให้มีเทนเกิดขึ้นมากกว่าร้อยละ 90

1.2.5.4 ความเป็นพิษ (Toxicity)

ในระบบบำบัดน้ำเสีย อาจมีสารบางชนิดปนเปื้อนอยู่ เป็นอันตรายต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดได้ เช่น สารประกอบของโลหะ (ดังแสดงในตารางที่ 1-4) ซึ่งความรุนแรงของพิษขึ้นอยู่กับชนิดและความเข้มข้นของสารนั้นๆ

ตารางที่ 1-4 ปริมาณสารพิษที่มีผลต่อระบบการย่อยสลายของสารอินทรีย์ในน้ำเสีย

สารพิษ	ปริมาณที่มีผลต่อระบบบำบัด (mg/L)
Na ⁺	>3,500
K ⁺	>2,500
Ca ⁺	>2,500
Mg ⁺	>1,000
NH ₃ -N	>1,500

ที่มา: เกียรติศักดิ์ อุคมสิน โรจน์ (2542)

น้ำเสียที่จะบำบัดด้วยกรรมวิธีทางชีววิทยาไม่ควรมีสารที่เป็นพิษอยู่ ซึ่งสารที่เป็นพิษอาจอยู่ได้ทั้งในรูปของสารอินทรีย์หรืออนินทรีย์ ทั้งนี้ผลของสารพิษมีตั้งแต่พิษโดยตรง (Toxic) ลงไปถึงแค่เพียงยับยั้ง (Inhibit) การทำงานของจุลินทรีย์ โดยเฉพาะอย่างยิ่งผลของสารพิษที่มีต่อจุลินทรีย์ที่สร้างมีเทน เนื่องจากจุลินทรีย์สร้างมีเทนจะมีความไวต่อสิ่งที่มีารบกวน ความรุนแรงของพิษหรือการยับยั้งจะเป็นสัดส่วนโดยตรงกับความเข้มข้นของสารนั้นๆ อย่างไรก็ตามในบางกรณีสารเหล่านั้นก็อาจกระตุ้นการทำงานของจุลินทรีย์ให้มีประสิทธิภาพมากขึ้นได้ หากมีความเข้มข้นที่พอเหมาะ สารที่เป็นพิษหรือสารที่ยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำทิ้งทางชีววิทยาแบบไม่ใช้อากาศแบ่งออกได้เป็นกลุ่มๆ ดังต่อไปนี้

1) อีออนบวก

อีออนบวกที่เป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ เช่น โซเดียม (Na⁺) โพแทสเซียม (K⁺) แมกนีเซียม (Mg²⁺) และแคลเซียม (Ca²⁺) ซึ่งธาตุเหล่านี้หากมีความเข้มข้นที่พอเหมาะจะเป็นธาตุที่มีประโยชน์ต่อจุลินทรีย์ แต่ถ้ามีมากเกินไปจนเกิดความจำเป็นจะเกิดเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ได้ ปกติอีออนบวกที่มีวาเลนซ์สูง (มีประจุบวกสูง) จะมีความเป็นพิษมากกว่าอีออนบวกที่มีวาเลนซ์ต่ำ ระดับความเป็นพิษของอีออนบวกต่างๆ แสดงในตารางที่ 1-5

ตารางที่ 1-5 ความเข้มข้นของไอออนบวกที่กระตุ้นและยับยั้งปฏิกิริยา

ชนิดของไอออนบวก	ความเข้มข้น (mg/L)		
	กระตุ้น	ยับยั้งปานกลาง	ยับยั้งมาก
Na ⁺	100-200	3,500-5,500	>8,000
K ⁺	200-400	2,500-4,500	>12,000
Ca ²⁺	100-200	2,500-4,500	>8,000
Mg ²⁺	75-150	1,000-1,500	>3,000

ที่มา: McCarty (1964) อ้างถึงใน Grady (1999)

พิษของโลหะหนัก เช่น แมงกานีส, สังกะสี, แคดเมียม, นิกเกิล, โคบอลต์, ทองแดง และแคดเมียม เป็นต้น ความเป็นพิษของโลหะหนักเหล่านี้จะส่งผลให้เกิดการยับยั้งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์หรืออาจทำให้จุลินทรีย์ตายได้ ซึ่งโลหะหนักจะแตกตัวเป็นไอออน และอยู่ในรูปของสารละลาย ความเป็นพิษของโลหะหนักขึ้นอยู่กับความสามารถในการละลาย นอกจากนี้ยังพบว่าโลหะหนักที่วาเลนซ์สูงจะมีพิษมากกว่าโลหะหนักที่วาเลนซ์ต่ำ (ตารางที่ 1-6) อย่างไรก็ตามโลหะหนักบางประเภทยังมีความจำเป็นสำหรับจุลินทรีย์ แม้จะมีปริมาณเพียงเล็กน้อย (McCarty, 1964 อ้างถึงใน สุรภี เบลญปัญญาวงศ์, 2549)

ตารางที่ 1-6 ปริมาณโลหะหนักที่มีผลต่อระบบบำบัดแบบไร้อากาศ

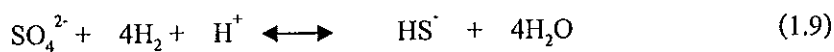
โลหะหนัก	ความเข้มข้น (mg/L)
Fe ²⁺	1,750
Zn ²⁺	163
Cd ²⁺	180
Cr ³⁺	530
Cr ⁶⁺	450
Cu ²⁺	170

ที่มา: McCarty (1964) อ้างถึงใน สุรภี เบลญปัญญาวงศ์ (2549)

จากการศึกษา พบว่าโซเดียม (Na^+) มีผลต่อการสร้างเม็ดตะกอนจุลินทรีย์จากอะซีเตทในระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB โดยกำหนดให้ความเข้มข้นของอะซีเตท และระดับ pH แตกต่างกัน ซึ่งจากการทดลองที่ระดับค่า pH 6.5-7.2 ไม่ได้มีผลให้โซเดียมเกิดการยับยั้งแต่จะมีผลยับยั้งเมื่อ pH อยู่ในระดับ 8.0 ส่วนความเป็นพิษของโซเดียมจะส่งผลให้เกิดการยับยั้งเมื่อมีความเข้มข้นอยู่ที่ 14 g/L (Rinzema *et al.*, 2002) นอกจากนี้ยังมีงานวิจัยที่ศึกษาการเติม Na^+ ที่ความเข้มข้นแตกต่างกันโดยใช้ระบบบำบัดแบบ ASBR 2 ชุด โดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์ในการเดินระบบ ซึ่งชุดการทดลองที่ 1 มีการเติมโซเดียมในความเข้มข้นที่แตกต่างกัน ส่วนชุดที่ 2 ไม่มีการเติมโซเดียมลงไป พบว่าที่ความเข้มข้น 12 g/L จะมีผลให้เกิดการยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทน (Chen *et al.*, 2003)

2) ซัลเฟต (SO_4^{2-})

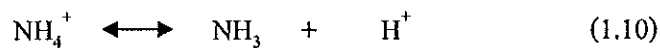
น้ำเสียที่มีปริมาณซัลเฟตสูงจะส่งผลให้จุลินทรีย์กลุ่มรีดิวซ์ซัลเฟต สามารถเปลี่ยนซัลเฟตในน้ำเสียให้กลายเป็นซัลไฟด์ได้ ดังสมการ



การย่อยสลายซัลเฟตหรือโปรตีนในน้ำทิ้ง เพื่อเปลี่ยนให้อยู่ในรูปซัลไฟด์ ซึ่งในน้ำเสียมีซัลเฟตทั้งที่อยู่ในรูปของสารที่ละลายน้ำได้และไม่ละลายน้ำ ขึ้นอยู่กับอิออนประจุบวกที่ซัลเฟตรวมอยู่ ส่วนที่รวมกับโลหะหนักจะตกตะกอน ส่วนที่เหลือจะละลายน้ำหรืออยู่ในรูปของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) และเมื่อละลายน้ำสามารถเปลี่ยนเป็นกรดซัลฟูริกได้ความเข้มข้นของซัลไฟด์ละลายน้ำที่จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนสามารถทนได้อยู่ระหว่าง 50-160 mg/L และจะเกิดความเป็นพิษขึ้นเมื่อมีความเข้มข้นมากกว่า 200 mg/L (กรมควบคุมมลพิษ, 2546ก) วิธีที่สามารถลดความเป็นพิษของซัลไฟด์ ลงได้ คือ การทำให้ตกตะกอน การเจือจางน้ำทิ้งหรือการแยกออกจากน้ำทิ้งก่อนเข้าระบบบำบัด และเพื่อให้การบำบัดน้ำเสียที่มีปริมาณซัลเฟตสูงมีประสิทธิภาพมากขึ้น จึงต้องอาศัยระบบบำบัดเข้ามาช่วย สอดคล้องกับงานวิจัยของ Silva *et al.* (2002) ได้ศึกษาการบำบัดซัลเฟตจากน้ำเสียที่มีปริมาณซัลเฟตสูง โดยใช้ระบบบำบัดแบบไร้อากาศ Fixed bed พบว่าสามารถกำจัดซัลเฟตได้ร้อยละ 97 ที่ความเข้มข้นของซัลเฟตเข้าระบบ 25,000 mg/L และจากการใช้ระบบบำบัดแบบ Anaerobic Filter พบว่าสามารถกำจัดซัลเฟตได้ร้อยละ 88 ที่ HRT 20 วันและมีค่า OLR 1.15 kgCOD/m³.d (Wang and Banks, 2007) นอกจากนี้ยังมีงานวิจัยที่ศึกษาการบำบัดน้ำเสียที่มีซัลเฟตสูง โดยเปรียบเทียบการใช้ระบบบำบัดแบบ CSTR และ UASB ภายใต้สภาวะที่เป็นกรด

พบว่าระบบ CSTR และ UASB ที่ OLR 5 g COD/ l. d และ COD/SO₄²⁻ เท่ากับ 4 สามารถกำจัดซัลเฟต ได้จากร้อยละ 43 เป็น 25 และ 95 เป็น 34 เมื่อ pH ลดลงจาก 6 เป็น 5 โดยที่ระบบ UASB สามารถทำงานได้ดีกว่า CSTR ทั้งที่ pH 6 และ 5 (Lopes *et al.*, 2008) และงานวิจัยของ Yamaguchi *et al.* (1999) ได้ศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดของระบบไร้อากาศแบบ UASB โดยใช้ตัวอย่างน้ำเสียที่มีปริมาณซัลเฟตสูงจาก โรงบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่าที่ความเข้มข้น 1.3 kgSO₄²⁻/m³.d มีประสิทธิภาพในการกำจัด COD สูงถึงร้อยละ 90

3) แอมโมเนีย ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ แอมโมเนียเกิดจากการย่อยสลายโปรตีนในน้ำเสีย ซึ่งมีไนโตรเจนรวมอยู่ในโมเลกุล ไนโตรเจนที่ปล่อยออกมาจะอยู่ในรูปแอมโมเนียมไอออน (NH₄⁺) และแอมโมเนีย (NH₃) ดังสมการ



ปริมาณแอมโมเนียมไอออนที่เกิด ขึ้นอยู่กับค่า pH คือ หาก pH ต่ำกว่า 7.2 ปฏิกิริยาจะดำเนินไปทางซ้าย ถ้า pH มากกว่า 7.2 ปฏิกิริยาจะดำเนินไปทางขวา หากมีแอมโมเนียอยู่ในระบบมากขึ้น ซึ่งเป็นพิษต่อจุลินทรีย์มากกว่าแอมโมเนียมไอออน ดังแสดงในตารางที่ 1-7 ดังนั้นการรักษา pH ให้มีค่าประมาณ 7.0 หรือต่ำกว่า จะส่งผลให้ไนโตรเจนอยู่ในรูปของแอมโมเนียมไอออน ซึ่งเป็นพิษต่อระบบน้อยกว่าแอมโมเนีย

ตารางที่ 1-7 ผลของแอมโมเนียต่อระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ

แอมโมเนีย (mg/L)	ผลต่อระบบ
50-200	ปริมาณพอเหมาะ
200-1,000	ยังไม่เกิดผลเสีย
1,500-3,000	เริ่มยับยั้งเมื่อ pH สูง
>3,000	เป็นพิษโดยตรง

ที่มา: McCarty (1964) อ้างถึงใน สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์ (2549)

1.2.5.5 สภาพด่าง (Alkalinity) ความสามารถของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศในการทนต่อการเปลี่ยนแปลงของ pH ของน้ำเสีย เมื่อมีปริมาณกรดในน้ำเสียเพิ่มขึ้น

Alkalinity มีความสำคัญมากต่อการดำเนินการลดลงของความเป็นกรดของน้ำเสียเมื่อมีปริมาณกรดอินทรีย์ในน้ำเสียสูงขึ้น Alkalinity ที่เหมาะสมจะอยู่ในช่วง 1,000-5,000 mg/L ในรูปของ CaCO_3 (Metcalf and Eddy, 2004)

1.2.5.6 กรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid: VFA) เป็นสารตั้งต้นที่สำคัญของจุลินทรีย์ในกลุ่มสร้างก๊าซมีเทน ดังนั้นอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ทั้งกลุ่มสร้างกรดและก๊าซมีเทน ต้องมีความสัมพันธ์กัน หากจุลินทรีย์ในกลุ่มสร้างกรดและสะสมในน้ำเสียมากขึ้น อาจมีผลทำให้ความเป็น pH ของน้ำเสียลดลง ซึ่งส่งผลต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน หากมีการสะสมมากขึ้นทำให้ค่า Alkalinity ลดลง และ pH จะลดลงด้วย โดยทั่วไปความเข้มข้นของ VFA ในระบบบำบัดไม่ควรจะเกิน 2,000 mg/L หากมีปริมาณความเข้มข้นสูงจะเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบไร้อากาศ จนทำให้เกิดการเสียดุลและมีผลทำให้ระบบล้มเหลว อย่างไรก็ตามถ้าค่าบัฟเฟอร์ (Buffer Capacity) ภายในถังหมักสูงพอที่จะรักษา pH ให้ใกล้เคียง 7.0 หรือเท่ากับ 7.0 ปรากฏว่า VFA ที่มีปริมาณความเข้มข้นสูงถึง 10,000 mg/L ในรูปของ CH_3COOH จะไม่เป็นพิษโดยตรงต่อแบคทีเรีย แสดงให้เห็นถึงอิทธิพลของ VFA ที่มีต่อความสามารถในการตกตะกอนของตะกอนจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์แบบไหลขึ้น (Upflow Reactor) ถ้าหากค่าบัฟเฟอร์ภายในถังหมักไม่เพียงพอ จะทำให้ pH ต่ำลง พิษของกรดไขมันระเหยง่ายสามารถแก้ไขได้โดยการเติมสารเคมีปรับสภาพ เช่น Na_2CO_3 , NaOH , Ca(OH)_2 เป็นต้น และเพิ่มระยะเวลาที่กักน้ำเสียภายในระบบให้นานขึ้นหรือลดอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ (กรมควบคุมมลพิษ, 2546)

1.2.5.7 ระยะเวลาเก็บกัก (Hydraulic Retention Time: HRT) เป็นระยะเวลาทั้งหมดที่สารอินทรีย์อยู่ในระบบ หากเป็นระยะเวลาที่เหมาะสมก็จะช่วยให้จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนในระบบสามารถเจริญเติบโตและทำงานได้ดี ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับเทคโนโลยีที่ใช้ในระบบบำบัด ลักษณะของสารอินทรีย์ในระบบ และปัจจัยอื่นๆ ที่เกี่ยวข้องกับการย่อยสลายสารอินทรีย์

1.2.5.8 อัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate: OLR) เป็นปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อการกำจัดสารอินทรีย์ หากมีการป้อนสารอินทรีย์ที่สูงเกินไป อาจส่งผลให้ในระบบบำบัดเกิดการสะสมของกรดไขมันระเหยง่าย เนื่องจากมีอัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์ในการผลิตกรดสูง และระบบไม่สามารถเปลี่ยนกรดไขมันระเหยไปเป็นมีเทนได้ทัน (Gray, 1989 อ้างถึงใน กัญญารัตน์ สฤกษ์พงศ์ทิรม, 2550) การป้อนสารอินทรีย์เข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียมี 3 ลักษณะ ซึ่งขึ้นอยู่กับลักษณะของระบบบำบัดที่ออกแบบไว้ (สมฤดี ฤทธิยากุล, 2551) ได้แก่

- 1) การป้อนสารอินทรีย์ครั้งเดียว (Batch type feeding) เป็นการป้อนสารอินทรีย์แบบครั้งเดียวในระบบบำบัดและปล่อยให้เกิดการย่อยสลายของจุลินทรีย์ในระบบ
- 2) การป้อนน้ำเสียแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi-continuous type feeding) เป็นการป้อนสารอินทรีย์แบบช่วงๆ ให้สอดคล้องกับลักษณะการทำงานของโรงงานอุตสาหกรรมหรือลักษณะน้ำเสียที่เกิดขึ้น หลังจากนั้นจึงทำการถ่ายน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดสารอินทรีย์แล้วออกจากระบบบำบัด และป้อนน้ำเสียใหม่เข้าสู่ระบบบำบัดอีกครั้ง
- 3) การป้อนน้ำเสียแบบต่อเนื่อง (Continuous type feeding) เป็นการป้อนสารอินทรีย์แบบต่อเนื่องตลอดเวลา ซึ่งเป็นการการป้อนน้ำเสียที่นิยมใช้มากในปัจจุบัน เนื่องจากเหมาะสำหรับโรงงานอุตสาหกรรมที่มีการผลิตทั้งวันและมีปริมาณน้ำเสียเกิดขึ้นตลอดเวลา

1.2.6 ระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)

1.2.6.1 ความเป็นมาและหลักการทำงานของระบบ UASB

เป็นระบบที่ถูกพัฒนาขึ้นในช่วงทศวรรษ 1970 โดย Lettinga *et al.* (1980) ที่ประเทศเนเธอร์แลนด์ โดยถูกออกแบบให้สามารถรักษา และคงปริมาณจุลินทรีย์ที่ใช้ในการหมักให้อยู่ในถังลักษณะเป็นท่อน้ำ (Lettinga *et al.*, 1980 อ้างถึงใน สุรที เบญจปัญญาวงศ์, 2549) โดยมีการป้อนสารอินทรีย์จากด้านล่างขึ้นสู่ด้านบนของถังปฏิกริยา ภายในตัวถังปฏิกริยาจะมีกลุ่มจุลินทรีย์ที่มีลักษณะเป็นกลุ่มก้อนหรือเม็ดลอยอยู่ภายในตัวถัง และเกิดการสัมผัสกันระหว่างกลุ่มจุลินทรีย์ และสารอินทรีย์ที่ถูกป้อนเข้าไป จนจุลินทรีย์มีการเพิ่มจำนวนและมีขนาดใหญ่ขึ้น ส่งผลให้เกิดการย่อยสลายอย่างรวดเร็ว ส่วนน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแล้วจะไหลล้นออกจากระบบทางด้านบน ซึ่งจะมีอุปกรณ์ที่คล้ายกับถังตกตะกอน (Gas-Solid Separation, GSS) คอยทำหน้าที่แยกเม็ดตะกอนขนาดเล็กและก๊าซชีวภาพออกจากน้ำ ก๊าซจะถูกเก็บรวบรวมไปใช้และเม็ดตะกอนถูกส่งกลับลงในถัง (กรมควบคุมมลพิษ, 2546ก) ในถังปฏิกริยาจะมีชั้นตะกอนของจุลินทรีย์อยู่ 2 ชั้น คือ ชั้นของตะกอนนอน (Sludge Bed) ซึ่งเป็นตะกอนที่อยู่ในส่วนล่าง เป็นตะกอนที่มีความสามารถในการตกตะกอนสูงและย่อยสลายได้ดี ส่วนชั้นตะกอนแขวนลอย (Sludge Blanket) เป็นตะกอนที่มีความหนาแน่นต่ำและลอยฟุ้งกระจายในถังปฏิกริยาเนื่องก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจากการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบ (สุรที เบญจปัญญาวงศ์, 2549)

ข้อดีของระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB

- 1) เป็นระบบบำบัดที่ใช้พลังงานต่ำในการเดินระบบ เนื่องจากไม่มีการเติมอากาศ
- 2) ไม่ต้องใช้สารตัวกลางสำหรับให้จุลินทรีย์เกาะ และใช้พื้นที่ก่อสร้างน้อย ทำให้ลดค่าใช้จ่าย
- 3) มีความสามารถในการรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์ได้สูงและสามารถผลิตก๊าซชีวภาพ ซึ่งมี CH_4 เป็นองค์ประกอบหลัก สามารถนำไปใช้เป็นพลังงานเชื้อเพลิงได้
- 4) สามารถหยุดระบบได้เป็นเวลานาน โดยไม่มีปัญหาและการเริ่มต้นระบบใหม่สามารถทำได้ง่าย ระบบฟื้นตัวได้เร็ว และพร้อมที่จะทำงานต่อได้อย่างมีประสิทธิภาพ จึงเหมาะกับอุตสาหกรรมที่ทำงานเป็นฤดู
- 5) สามารถรักษาความเข้มข้นของมวลชีวภาพไว้ได้สูง แม้จะมีความเร็วในการไหลของน้ำเสียและมีการผลิตก๊าซชีวภาพ
- 6) เป็นระบบที่ต้องการธาตุอาหารเสริมน้อย และตะกอนจุลินทรีย์สามารถแยกออกจากน้ำเสียได้ง่าย

ข้อเสียของระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB

- 1) ใช้เวลาในการเริ่มต้นระบบนาน ประมาณ 3-6 เดือน เนื่องจากต้องเลี้ยงจุลินทรีย์ให้จับตัวเป็นก้อนหรือเป็นเม็ด เพื่อให้มีประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ที่สูง
- 2) น้ำที่ผ่านระบบบำบัดยังไม่ผ่านมาตรฐานน้ำทิ้ง อาจต้องผ่านระบบบำบัดขั้นสุดท้าย ก่อนปล่อยทิ้งลงสู่แหล่งน้ำสาธารณะ
- 3) น้ำเสียบางประเภทไม่เอื้ออำนวยต่อการเกิดตะกอนอนุภาคของจุลินทรีย์ และตะกอนจุลินทรีย์มีความอ่อนไหวต่อการเปลี่ยนแปลงค่อนข้างสูง เช่น อุณหภูมิ สารพิษ สารยับยั้งการเจริญเติบโต
- 4) ต้องมีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพที่เหมาะสมเพื่อช่วยในการกวนภายในระบบ
- 5) ต้องควบคุมปริมาณตะกอนของจุลินทรีย์ในระบบให้เหมาะสม และควบคุมอัตราการหลุดออกของตะกอนจุลินทรีย์ให้เกิดน้อยที่สุด
- 6) จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนมีความสามารถในการเจริญเติบโตได้ดีในช่วงสภาวะเหมาะสมที่แคบ เช่น pH ประมาณ 6.8-7.2
- 7) เมื่อเกิดการสูญเสียตะกอนจุลินทรีย์ออกจากระบบ อาจส่งผลให้อัตราการเจริญเติบโตทดแทนของจุลินทรีย์ภายในระบบ ไม่เพียงพอต่อ อัตราการรับสารอินทรีย์

1.2.6.2 ปัจจัยที่มีผลต่อการทำงานของระบบ UASB

UASB เป็นระบบบำบัดแบบไร้อากาศที่ต้องอาศัยการทำงานของจุลินทรีย์หลายกลุ่ม เพื่อให้มีสถานะการทำงานเป็นไปอย่างต่อเนื่อง และอยู่ในสภาพที่สมดุล นอกจากนี้ปัจจัยก็เป็นสิ่งที่สำคัญ ที่มีผลต่อการทำงานของระบบ ได้แก่ Temperature, pH, VFA, Alkalinity, Toxicity, HRT, OLR เป็นต้น จากการศึกษาพบว่า มีงานวิจัยที่ศึกษาโดยอาศัยปัจจัยของ HRT และ OLR ที่ค่าต่างๆ เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมและให้ระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดเพิ่มมากขึ้น ทางผู้วิจัยขอ ยกตัวอย่างงานวิจัยบางส่วน ดังแสดงในตารางที่ 1-8

ตารางที่ 1-8 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการเดินระบบแบบ UASB

อ้างอิง	วิธีการวิจัย	ผลการวิจัย
Fang <i>et al.</i> (1995)	การศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดแบบ UASB ขนาด 2.8 L ในการบำบัดน้ำเสีย ที่ Propionate สูง ที่ HRT 12 h และ OLR 5-23 gCOD/L.d	พบว่าสามารถบำบัด COD ได้ร้อยละ 97-99 ที่ระดับ OLR 23 gCOD/L.d
Borja <i>et al.</i> (1996)	การศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดโดยใช้ระบบบำบัดแบบ UASB ขนาด 12 L กับน้ำเสียจากโรงงานผลิตน้ำมันปาล์ม ที่ HRT 6.5 วัน OLR 4.1-16.6 gCOD/L.d	มีประสิทธิภาพในการกำจัด COD ถึงร้อยละ 90 ที่ OLR 16.6 gCOD/L.d
Kalyuzhnyi <i>et al.</i> (1997)	ศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสีย จากอุตสาหกรรมผลิตซีเมนต์ด้วยการใช้ระบบ UASB ทั้งในระดับห้องปฏิบัติการ ขนาด 3.6 L และ Pilot scale ขนาด 10.74 m ³ ที่ HRT 2.5-10.5 วัน และ OLR 1-28 gCOD/L.d	ระบบ UASB ในระดับห้องปฏิบัติการมีประสิทธิภาพการบำบัด COD สูงในช่วง HRT 5.4-6.8 วัน ที่ OLR 7-9.5gCOD/L.d โดยมีค่าเท่ากับร้อยละ 90-94 ส่วนในระดับ Pilot scale ในช่วง HRT 3.3-12.8 วัน ที่ OLR 1-6.7 gCOD/L.d มีประสิทธิภาพการบำบัด COD สูง ถึงร้อยละ 90-95
Uemura and Harada (2000)	ศึกษาประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสีย ในมหาวิทยาลัยด้วยระบบ UASB ขนาด 21.5 L ที่ HRT 4.7 h ภายใต้ อุณหภูมิ 13-25°C	ระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดสูงสุดที่ อุณหภูมิ 25°C ซึ่งสามารถบำบัด TCOD และ SCOD ได้ร้อยละ 70 และ 50 และมีองค์ประกอบมีเทนร้อยละ 60

ตารางที่ 1-8 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการเดินระบบ UASB (ต่อ)

อ้างอิง	วิธีการวิจัย	ผลการวิจัย
Caixeta <i>et al.</i> (2002)	ใช้ระบบ UASB ขนาด 7.2 L ในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานฆ่าสัตว์ ที่ HRT 14, 18 และ 22 h	พบว่าสามารถกำจัด COD และ BOD สูงสุดที่ HRT 22 h ได้ร้อยละ 85 และ 95
Saatci <i>et al.</i> (2003)	ใช้ระบบ UASB ขนาด 33 L ในการบำบัดลิพิดและกรดไขมันจากน้ำทิ้งโรงงานผลิตน้ำมันดอกทานตะวัน ที่ HRT 2.0 และ OLR 1.6-7.8 kgCOD/m ³ .d	ระบบสามารถผลิตก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนได้สูงสุดที่ OLR 7.8 kgCOD/m ³ .d โดยมีค่าเท่ากับ 118 L และ 94.9 L และมีประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD เท่ากับร้อยละ 87
Azimi <i>et al.</i> (2004)	ใช้ระบบ UASB ในการบำบัดน้ำเสียชุมชน โดยควบคุมอุณหภูมิให้อยู่ในช่วง 22-26 °C HRT 2, 4, 6, 8 และ 10 ชั่วโมง และมีการควบคุม OLR ไว้ 2 แบบ คือ แบบแรก คือ colder period โดยกำหนด OLR ให้มีค่าเท่ากับ 0.95-5.70 kgCOD/m ³ .d และแบบที่ 2 คือ warmer period มี OLR ให้มีค่าเท่ากับ 1.35-6.40 kgCOD/m ³ .d	จากการทดลอง พบว่า ที่ HRT 8 ชั่วโมง ของ colder period ที่ OLR 1.22 kgCOD/m ³ .d มีประสิทธิภาพการบำบัด BOD ₅ และ COD เท่ากับ ร้อยละ 54 และ 46 ตามลำดับ ส่วน warmer period ที่ HRT 6 ชั่วโมง และ OLR 2.20 kgCOD/m ³ .d มีประสิทธิภาพการบำบัด BOD ₅ และ COD เท่ากับร้อยละ 71 และ 63 ตามลำดับ
Alvarez (2006)	ใช้ระบบบำบัดขนาด 25.5 m ³ ในการบำบัดน้ำเสียชุมชนที่อุณหภูมิ ต่ำ ที่ HRT 10-11 h	ระบบ UASB สามารถบำบัด TCOD ได้เท่ากับ ร้อยละ 63-73 ในช่วงอุณหภูมิ 13.5-15 °C
Sabry (2008)	การใช้ระบบ UASB ขนาด 3.75 L ในการบำบัดน้ำเสียชุมชนที่สถานะ HRT ต่างๆ คือ 4, 6, 8, 10 และ 15 h โดยเปรียบเทียบระหว่าง UASB ที่เดินระบบด้วยตะกอนแบบ Flocculent และ Granular	ระบบ UASB ที่เดินระบบด้วยตะกอนแบบ Flocculent และ Granular สามารถบำบัด COD ได้สูงสุดที่ HRT 6 h โดยมีค่าเท่ากับร้อยละ 92 และ 91

1.2.7 พอลิเมอร์ที่ใช้เพื่อการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำอย่างข้น

1.2.7.1 ความหมายของพอลิเมอร์

พอลิเมอร์ คือ สารที่มีโมเลกุลขนาดใหญ่ ประกอบด้วยหน่วยซ้ำต่อกันด้วยพันธะโควาเลนต์ สามารถเกิดขึ้นเองตามธรรมชาติหรือจากการสังเคราะห์ (ราชบัณฑิตยสถาน, 2551) โดยหน่วยที่ซ้ำกัน มีชื่อเรียกว่า โมโนเมอร์ (Monomer) คำว่าพอลิเมอร์ (Polymer) มาจากคำสองคำรวมกัน คือ Poly กับ mer “Poly” หมายถึง จำนวนมาก ส่วน “mer” หมายถึง หน่วย ดังนั้นคำว่า Polymer จึงแปลว่า หลายหน่วยมารวมกัน (พรพรรณ นิธิอุทัย, 2530)

1.2.7.2 ชนิดของพอลิเมอร์ตามแหล่งกำเนิด

1) พอลิเมอร์ที่ได้จากธรรมชาติ (Natural Organic Polymer) เป็นสารที่ขนาดโมเลกุลใหญ่ ซึ่งได้จากสิ่งมีชีวิต เช่น ยางมะตอย เซลลูโลส คาเซอิน เซลแลค และยางพารา เป็นต้น -เซลลูโลส เป็นคาร์โบไฮเดรต ซึ่งประกอบด้วยโมเลกุลของกลูโคส มาต่อกันเป็นโมเลกุลขนาดใหญ่ ในที่นี้กลูโคสคือ โมโนเมอร์ ส่วนเซลลูโลสคือ พอลิเมอร์ของกลูโคส เซลลูโลสเป็นองค์ประกอบสำคัญของไม้ ฝ้าย นุ่น และใยไม้ต่างๆ

-ยางพารา เป็นสารพอลิเมอร์ที่มีน้ำหนักโมเลกุลประมาณ 200,000 ประกอบด้วย ไอโซพรีน (C_5H_8) เป็นโมโนเมอร์ ยางพาราใช้ทำผลิตภัณฑ์มากมาย โดยเฉพาะผลิตภัณฑ์ที่เน้นความยืดหยุ่นซึ่งเป็นคุณสมบัติของมัน เช่น ใช้ทำยางรถยนต์ ยางรัดของ ที่นอน เป็นต้น

2) พอลิเมอร์ที่ได้จากการสังเคราะห์ (Synthetic Polymer) สามารถจำแนกได้ตามปฏิกิริยาการเกิดของพอลิเมอร์ ดังนี้

-Condensation polymerization หมายถึง พอลิเมอร์ที่เกิดจากการรวมของโมโนเมอร์ โดยมีการสูญเสียกลุ่มใดกลุ่มหนึ่งโดยเฉพาะไป เช่น Polyamides, Polyacetals, Polyesters

-Addition polymerization หมายถึง พอลิเมอร์ที่ได้จากการรวมกันของโมโนเมอร์โดยไม่มีการสูญเสียกลุ่มใดกลุ่มหนึ่งโดยเฉพาะไป เช่น Polyethylene, Polypropylene, Polystyrene

-Ionic polymerization เป็นวิธีพอลิเมอไรซ์ที่โมเลกุลขณะพอลิเมอไรซ์ อาจจะเป็นอออนบวกหรือลบ ถ้าหากโมเลกุลที่กำลังเติบโตเป็นอออนบวก จะเรียกวิธีพอลิเมอไรซ์แบบนี้ว่า Cationic polymerization แต่ถ้าโมเลกุลที่กำลังเติบโตเป็นอออนลบ เรียกวิธีพอลิเมอไรซ์แบบนี้ว่า Anionic polymerization วิธีพอลิเมอไรซ์แบบอออนิก จะทำให้พอลิเมอร์มีโมเลกุลสูงมาก ปฏิกิริยาเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว โมโนเมอร์ที่ใช้ในการพอลิเมอไรซ์วิธีนี้ ควรจะเป็นโมเลกุลที่มีขั้วและ

กลไกของปฏิกิริยาการพอลิเมอไรซ์จะขึ้นอยู่กับความมีขั้วของโมโนเมอร์ เช่น โมโนเมอร์ที่มีกลุ่มที่สามารถส่งอิเล็กตรอนเข้าไปในโมเลกุล โมโนเมอร์นี้จะทำให้เกิดความเสถียร ดังนั้นปฏิกิริยาในการพอลิเมอไรซ์ควรจะเป็นแบบ Cationic

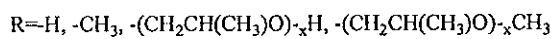
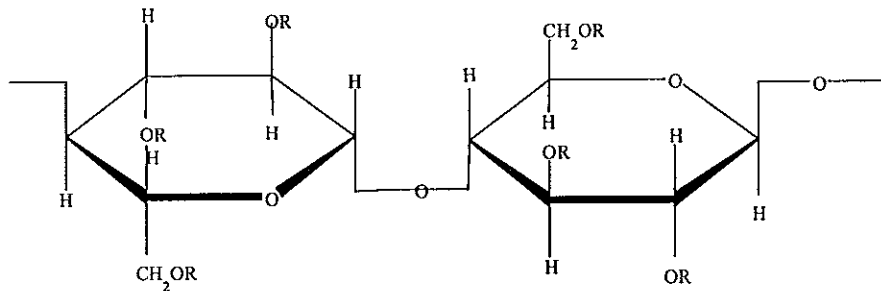
-Cationic polymerization และ Anionic polymerization เป็นปฏิกิริยาการเปลี่ยนโมโนเมอร์ที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำ ไปเป็นพอลิเมอร์ที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูง โดยมักจะมีตัวคะตาไลต์ร่วมอยู่ด้วยเสมอ เพื่อลดพลังงานในการพอลิเมอไรซ์โดยมีกลไกการเกิดปฏิกิริยาทั้งหมด 3 ขั้นตอน คือ ระยะเริ่มต้น ระยะชน ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่โมเลกุลของโมโนเมอร์เข้าไปรวมกับอออนที่กำลังเติบโต กลายเป็นอออนคู่ใหม่ที่มีลักษณะเหมือนเดิม แต่แตกต่างกันที่มีโมเลกุลใหญ่กว่าเพียง 1 โมโนเมอร์ และปฏิกิริยาขั้นสุดท้ายคือ ระยะสิ้นสุดปฏิกิริยา ซึ่งการสิ้นสุดปฏิกิริยาอาจจะมาจากคุณสมบัติของอออนเองหรืออาจจะเป็นเพราะสารที่เติมลงไปส่งผลให้โมเลกุลหมดความสามารถในการทำงาน (พรพรรณ นิธิอุทัย, 2530)

1.2.7.3 การประยุกต์ใช้งานพอลิเมอร์ทางด้านสิ่งแวดล้อม จากการศึกษา พบว่างานวิจัยที่มีการนำพอลิเมอร์มาประยุกต์ใช้ทางด้านสิ่งแวดล้อมอยู่หลายกลุ่ม ซึ่งสามารถจำแนกได้ดังนี้

1) Polymer Membrane เช่น Polycarbonate, Polyethylene เป็นการนำพอลิเมอร์ดังกล่าวมาใช้เป็นเมมเบรน ซึ่งจากการศึกษาของ Shimizu *et al.* (1996) ในการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียชุมชนด้วยถังปฏิกรณ์ Submerged Membrane (ผลิตมาจาก Polyethylene) ขนาด 0.45 m³ พบว่ามีประสิทธิภาพในการบำบัด BOD ร้อยละ 80 และจากงานวิจัย Ueda and Hata (1999) มีการใช้ถังปฏิกรณ์ Submerged Membrane (ผลิตมาจาก Polyethylene) ขนาด 3.12 m³ ในการบำบัดน้ำเสียชุมชน พบว่ามีประสิทธิภาพในการบำบัด BOD, TOC, SS, TN และ TP เท่ากับร้อยละ 99, 93, 100, 79 และ 74

2) Cationic Polymer เช่น Polyacrylamide และ Polyamine ส่วนใหญ่นิยมนำไปประยุกต์ใช้ในการบำบัดน้ำเสียขั้นต้น สอดคล้องกับงานวิจัยของ Haydar *et al.* (2009) ซึ่งได้ทำการศึกษาเปรียบเทียบการใช้สารร่วมกับการใช้ Cationic Polymer (Polyacrylamide) ในการบำบัดน้ำเสียขั้นต้นจากโรงงานฟอกหนัง พบว่าสามารถลดความขุ่น, TSS และ TCOD ได้ร้อยละ 97.0, 93.5 และ 36.2 ตามลำดับ และมีการศึกษาผลการใช้พอลิเมอร์ Cationic polymer (Polyacrylamide) กับระบบ UASB ในการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ โดยเปรียบเทียบกับระบบ UASB ที่ไม่มีการเติมพอลิเมอร์ที่มีค่า OLR อยู่ในช่วง 0.93-3.60 kgCOD/m³.d โดยพบว่าที่ OLR 3.60

พอลิเมอร์ที่ไวต่อความร้อน A 702 ซึ่งสารพอลิเมอร์ดังกล่าว เป็นอนุพันธ์ของเมทิลเซลลูโลสชนิดหนึ่ง มีคุณสมบัติของพอลิเมอร์ แสดงในภาคผนวก ง และมีโครงสร้างทั่วไปดังแสดงในรูปที่ 1-3



ภาพประกอบ 1-3 ลักษณะโครงสร้างของพอลิเมอร์ HPMC

ที่มา: จูไรรัตน์ นิตยพัฒน์ (2551)

HPMC มีลักษณะทางกายภาพและลักษณะทางเคมี ดังนี้

- เป็นผงสีขาว ไม่มีกลิ่น ไม่มีรส
- อุณหภูมิที่เหมาะสมในการย่อยสลายคือ 190-220°C
- สามารถละลายได้ดีในตัวทำละลายอินทรีย์และน้ำเย็นเพื่อเปลี่ยนสภาพเป็นคอลลอยด์ แต่ไม่สามารถละลายได้ในน้ำร้อน
- เป็นสารที่สามารถทำปฏิกิริยาได้ดีที่บริเวณผิวหน้าและมีความโปร่งใสสูง

ประโยชน์ของ HPMC ที่ใช้ในทางอุตสาหกรรม

HPMC เป็นพอลิเมอร์ที่นิยมใช้อย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมต่างๆ เช่น

- อุตสาหกรรมผลิต PVC เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพและการทำงาน
- อุตสาหกรรมผลิตน้ำมัน กาว หมึก สี และเครื่องสำอางเพื่อใช้ในการเพิ่มความเข้มข้น
- อุตสาหกรรมปูนซีเมนต์เพื่อเพิ่มความเข้มข้นของปูนซีเมนต์
- อุตสาหกรรมโลหะ กระเบื้อง ด้ายขาม และกระดาษ เพื่อใช้ในการเคลือบ
- อุตสาหกรรมอาหารเพื่อรักษาความสดของผัก ผลไม้ และอาหาร เป็นต้น

จากการศึกษาของฉวีวรรณ คงแก้ว (2551) อ้างถึงใน จูไรรัตน์ นิตยพัฒน์ (2551) ในการศึกษาการครีมหางน้ำยางธรรมชาติโดยใช้พอลิเมอร์ HPMC โดยมีความเข้มข้นร้อยละ 0.1-1.0 โดยน้ำหนัก พบว่าความเข้มข้นของพอลิเมอร์ HPMC และ HPC ที่เหมาะสมในการศึกษามากที่สุดคือความเข้มข้นร้อยละ 0.4-0.7 โดยน้ำหนัก ซึ่งจะให้ปริมาณเนื้อยางแห้งประมาณร้อยละ 14-37 โดยน้ำหนัก ปริมาณเนื้อยางที่เก็บรวบรวมได้ประมาณร้อยละ 78-98 โดยน้ำหนัก และปริมาณของแข็งทั้งหมดประมาณร้อยละ 31-40 โดยน้ำหนัก และจากงานวิจัยของ Moonprasith *et al.* (2008) ได้ศึกษาผลของการใช้พอลิเมอร์ HPMC ที่ความเข้มข้นร้อยละ 0.0-1.0 โดยน้ำหนักในการแยกเนื้อยางจากหางน้ำยาง พบว่าความเข้มข้นร้อยละ 0.4-1.0 โดยน้ำหนัก มีความเหมาะสมในการแยกเนื้อยาง และหากมีการเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้นจะส่งผลให้แยกตัวได้ดีขึ้น

ในอุตสาหกรรมการผลิตน้ำยางข้น จะมีส่วนของหางน้ำยางที่ได้จากการปั่นแยกในกระบวนการผลิต ความเข้มข้นของหางน้ำยางถือได้ว่าเป็นสิ่งที่สำคัญมากในการแปรรูปเป็นผลิตภัณฑ์ประเภทต่างๆ โดยมีขนาดอนุภาคเนื้อยางอยู่ประมาณ 0.1 ไมครอน หรือประมาณร้อยละ 2.5-10 โดยน้ำหนัก และนอกจากนี้ก็ยังมีส่วนของอนุภาคที่ไม่ใช่เนื้อยาง ซึ่งมีลักษณะที่ยากต่อการดึงหรือจับตัวอนุภาคออกจากน้ำยางข้น โดยทั่วไปจึงนิยมใช้กรดเพื่อเป็นตัวเร่งให้เกิดการจับตัว แต่อนุภาคที่ได้หลังการจับตัวกลับมีคุณภาพที่น้อยลงและมีสีที่เปลี่ยนไป นอกจากนี้ยังส่งผลให้เกิดมลพิษทางอากาศ เนื่องจากก่อให้เกิดปัญหาเรื่องกลิ่น และการระคายเคืองต่อระบบทางเดินหายใจ จากปัญหาดังกล่าว Loykulnant *et al.* (2007) จึงได้ศึกษาแนวทางในการดึงหรือจับตัวเนื้อยางออกจากหางน้ำยาง เพื่อให้มีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยที่สุด โดยใช้พอลิเมอร์และอนุพันธ์ของสารสร้างตะกอน ซึ่งจากงานวิจัยดังกล่าวได้ศึกษาประสิทธิภาพการครีมของสาร *N,O*-Carboxymethyl Chitosan (CMCh) และ Hydroxypropylcellulose (HPC) ซึ่งพบว่าประสบผลสำเร็จในการครีมทั้ง 2 ชนิด (CMCh และ HPC) เนื่องจากมีการแยกชั้นระหว่างชั้นครีม และชั้นเซรัม โดยความสามารถในการแยกชั้นจะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารสร้างตะกอนและเวลาในการครีม เมื่อทดลองใช้สารดังกล่าว จะไม่เกิดการรวมตัวกันเองในชั้นครีม ซึ่งเนื้อยางในชั้นครีมจะถูกดึงหรือจับตัวโดยการเติมกรด ซึ่งสามารถแยกเนื้อยางได้มากกว่าร้อยละ 90 และในส่วนของการใช้ HPC สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้โดยอาศัยการให้ความร้อนในส่วนของเซรัมที่อุณหภูมิ 50°C วิธีการครีมหางน้ำยางด้วย CMCh จะเริ่มจากการนำ CMCh มาละลายในน้ำกลั่น 50 mL แล้วนำไปผสมกับหางน้ำยาง กวนให้เข้ากันเป็นเวลา 1 ชั่วโมง หลังจากนั้นจึงตั้งทิ้งไว้ที่อุณหภูมิห้องเป็นเวลา 3 วัน โดยขนาดของอนุภาคในชั้นครีมสามารถประมาณได้จาก Photon correlation spectroscopy โดยใช้ He-Ne laser ที่ความยาวคลื่น 488 นาโนเมตร การจับตัวในชั้นครีมจะทำได้โดยการเติมกรดซัลฟูริก ความเข้มข้นร้อยละ 2 ส่วนวิธีการครีมหางน้ำยางด้วย HPC มีวิธีการทำคล้ายคลึงกับ CMCh และส่วนการจับตัว

ในชั้นครีมจะทำได้โดยการเติม กรดซัลฟูริก ความเข้มข้นร้อยละ 2 ส่วนชั้นเซรั่มจะถูกนำไปให้ความร้อนที่ 50°C เพื่อให้ HPC ได้ตกตะกอนนำกลับมาใช้ใหม่ได้ โดยในงานวิจัยดังกล่าวได้มีการใช้ CMCh ที่มีความเข้มข้นแตกต่างกัน (1.85-9.26 g/L) ผลที่ได้พบว่า ขนาดของอนุภาคมีขนาดเล็กลงเมื่อ CMCh มีความเข้มข้นที่สูงขึ้น ผลดังกล่าวทำให้สามารถสรุปได้ว่า CMCh ไม่ได้มีผลต่อการเพิ่มขนาดอนุภาค และผลจากการใช้กรดซัลฟูริกความเข้มข้นร้อยละ 2 ในการจับตัวหางน้ำยางที่ใช้ CMCh พบว่าที่ความเข้มข้น 7.34-10.3 g/L สามารถจับตัวเนื้อยางได้มากกว่าร้อยละ 90 สำหรับการให้ HPC ที่ความเข้มข้น 3.37-11.8 g/L พบว่าสามารถจับตัวเนื้อยางได้มากกว่าร้อยละ 90 เช่นกัน และสามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้โดยการผ่านความร้อนที่อุณหภูมิ 50°C

จากวิจัยดังกล่าวถือได้ว่าเป็นการศึกษาแนวทางใหม่ในการจับตัวอนุภาคเนื้อยางโดยใช้วิธีการ Creaming ซึ่งแตกต่างกับการ Creaming วิธีเดิมๆ ที่ใช้สารครีมมิ่งพวก Sodium Alginate, Ammonium Alginate และ Pectin เป็นต้น โดยวิธีการใหม่นี้สามารถแยกน้ำยางออกเป็น 2 ส่วนได้อย่างชัดเจน ซึ่งชั้นบนเป็นส่วนของชั้นครีมและชั้นล่างเป็นส่วนของเซรั่ม ก่อนหน้านี้มีนักวิจัยหลายท่านได้ศึกษาวิธีการดังกล่าว ตัวอย่างเช่น Sakdapipanich *et al.* (1999) อ้างถึงใน Loykulnant *et al.* (2007) ได้ป้อนอนุภาคยางด้วย proteolytic enzyme ที่ 37°C เป็นเวลา 2 วัน ตามด้วยการเติม NaCl ส่งผลให้เกิดการย่อยสลายของโปรตีนปกคลุมผิวหน้าและเกิดการแยกตัวของชั้นครีมและชั้นเซรั่ม ซึ่งขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายอย่าง เช่น ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา ชนิดของเอนไซม์และความเข้มข้น ส่วน Tangboriboonrat *et al.* (1999) อ้างถึงใน Loykulnant *et al.* (2007) ได้ครีมหางน้ำยางด้วย Sodium Alginate ผลที่เกิดพบว่า อัตราส่วนการแยกชั้นขึ้นอยู่กับความเข้มข้นและระยะเวลา แต่ในการวิจัยดังกล่าวนี้เป็นการหาแนวทางใหม่ในการครีมหางน้ำยางโดยอาศัยสาร *N,O*-Carboxymethyl Chitosan (CMCh) และ Hydroxypropylcellulose (HPC) ซึ่งวัตถุดิบสำคัญในการเตรียมสารดังกล่าวก็คือ โคลโตซานซึ่งสกัดมาจากเปลือกกุ้ง

Dokkhan *et al.* (2007) ได้ทำการศึกษาคุณสมบัติของยางแห้งของหางน้ำยางที่ได้จากการครีมหางน้ำยางด้วย HPC และหางน้ำยางที่ได้จากกระบวนการผลิตน้ำยางข้นผลที่ได้พบว่า คุณสมบัติของยางแห้งที่ได้จากกระบวนการครีมมีคุณภาพดีกว่า เนื้อยางมีลักษณะที่นุ่มกว่า และยังสามารถช่วยลดปัญหาหาลพิษและอันตรายจากการใช้กรดซัลฟูริกในการจับตัวได้

นอกจากนี้ยังมีงานวิจัยของ Kongkaew *et al.* (2009) ได้ศึกษาการแยกเนื้อยางจากหางน้ำยางโดยใช้สารที่ถูกพัฒนามาจากโคลโตซาน คือ *N,O*-Carboxymethyl Chitosan (CMCh) และ *N*-(2-Hydroxy) propyl-3-trimethylammonium chitosan chloride (HTACh) ในการศึกษาใช้ CMCh ในปริมาณ 7.34-10.3 g/L และ HTACh < 3.70 g/L พบว่า HTACh สามารถแยกเนื้อยางได้มากกว่า CMCh แม้จะใช้ในปริมาณที่น้อยกว่า

1.3 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1.3.1 เพื่อศึกษาลักษณะของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของเนื้อเยื่อด้วยพอลิเมอร์

1.3.2 เพื่อศึกษาความสามารถในการย่อยสลายของน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวเนื้อเยื่อด้วยพอลิเมอร์

1.3.3 เพื่อศึกษาประสิทธิภาพ และศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบ UASB ของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของเนื้อเยื่อด้วยพอลิเมอร์

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ทราบสถานะที่มีความเป็นไปได้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์และก่อให้เกิดก๊าซชีวภาพของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์

1.4.2 ทราบประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB ในการบำบัดน้ำเสียของโรงงานผลิตน้ำยางชั้น โดยใช้พอลิเมอร์ในกระบวนการจับตัวของเนื้อเยื่อ

1.4.3 เพื่อให้โรงงานผลิตน้ำยางชั้น ใช้เป็นข้อมูลสำหรับการตัดสินใจในการเปลี่ยนแปลงวิธีการผลิตและระบบบำบัดน้ำเสีย เพื่อให้เกิดความคุ้มค่ามากขึ้น

1.5 ขอบเขตการวิจัย

1.5.1 ศึกษาระดับ pH ที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวของน้ำยางด้วยพอลิเมอร์ โดยใช้ขวดหมักแบบไร้อากาศ ขนาด 1,000 mL และปริมาตรการใช้งานจริง (Working Volume) 500 mL แต่ชุดการทดลองจะประกอบไปด้วยน้ำเสียที่ใช้พอลิเมอร์ในการจับตัว ซึ่งเป็นกลุ่มเซลลูโลส คือ HPMC โดยตัวอย่างน้ำจะผ่านการจับตัวด้วยสาร HPMC และแยกสารพอลิเมอร์ออกด้วยความร้อน ทำการปรับระดับค่า pH น้ำเสีย ด้วยการเติม HCl ให้มีค่า pH 4 ระดับคือ 6.5, 7.0, 7.5, และ 9.3 (ไม่มีการปรับ pH) และทำการหมักเป็นเวลา 12 วัน โดยศึกษาตัวแปรคุณภาพน้ำ เช่น pH, SS, TCOD, SCOD, Alkalinity, VFA และ SO_4^{2-} โดยทำการเก็บตัวอย่างทุก 4 วันและมีการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพทุกวันและหาองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ ด้วยเครื่อง Gas Chromatography (GC)

1.5.2 สร้างแบบจำลองระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศในระบบ UASB ในระดับห้องปฏิบัติการ (Laboratory Scale) ขนาด 2 L ณ คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม โดยทำการเดินระบบ UASB 2 ชุดการทดลอง เปรียบเทียบระหว่างระบบ UASB ที่รับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ผสมกับน้ำล้าง เปรียบเทียบกับระบบ UASB ที่รับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริกผสมน้ำล้าง ในอัตราส่วนที่เท่ากัน คือ 1:2 เพื่อศึกษาประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสีย

แบบไร้อากาศในระบบบำบัด UASB ทำการศึกษาลักษณะน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบ UASB โดยศึกษาตัวแปรคุณภาพน้ำ เช่น pH, SS, TCOD, SCOD, TKN, $\text{NH}_4\text{-N}$, Alkalinity, VFA, BOD_5 และ SO_4^{2-} มีการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นและหาองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ ด้วยเครื่อง Gas Chromatography (GC) ทั้งนี้จะทำการศึกษาภายใต้สภาวะการเดินระบบบำบัดที่ควบคุมค่าระยะเวลาเก็บกัก (HRT) และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่างๆ (OLR)

บทที่ 2 วิธีการวิจัย

2.1 ศึกษาลักษณะน้ำเสียของโรงงานผลิตน้ำยางข้น

2.1.1 การเก็บตัวอย่างน้ำเสีย ทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียสด (น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริก) จากถังเก็บรวบรวมน้ำเสียในกระบวนการผลิตยางสด ส่วนน้ำล้าง และทางน้ำยาง ทำการเก็บจากถังรวบรวมในกระบวนการผลิตน้ำยางข้น ของบริษัททดลองอุตสาหกรรมน้ำยางข้น จำกัด ด้วยวิธีการเก็บแบบจ้วง (Grab sampling) เพื่อนำมาวิเคราะห์หาลักษณะน้ำเสียพื้นฐาน โดยลักษณะทางกายภาพที่ทำการวิเคราะห์ทันที ได้แก่ pH และอุณหภูมิ (Temperature) ลักษณะทางเคมีที่ทำการวิเคราะห์ในห้องปฏิบัติการ ได้แก่ Alkalinity, $\text{NH}_4\text{-N}$, TCOD, SCOD, BOD, SS, SO_4^{2-} , TKN และ VFA ตามวิธี Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, AWWA and WEF, 2005) และสมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย และ World Environmental Center, 2535 ดังแสดงในตารางที่ 2-1

ตารางที่ 2-1 วิธีวิเคราะห์ลักษณะน้ำเสีย

Parameter	Method
pH	pH meter
Alkalinity	Direct Titration Method*
Total Chemical Oxygen Demand (TCOD)	Close reflux , Titrimetric Method
Soluble Chemical Oxygen Demand (SCOD)	Filter/Close reflux , Titrimetric Method
Suspended Solids (SS)	Gravimetric Method
Volatile fatty acid (VFA)	Direct Titration Method*
Ammonia Nitrogen ($\text{NH}_4\text{-N}$)	Titrimetric Method
Sulfate (SO_4^{2-})	Turbidimetric Method
Total Kjeldahl Nitrogen (TKN)	Kjeldahl Method
Biochemical Oxygen Demand (BOD_5)	5-Day BOD Test
Hydrogen Sulfide (H_2S)	Cadmium Sulfide Method
Gas Composition (CO_2 , CH_4 , N_2)	Gas Chromatography by Thermal Conductivity Detector

ที่มา : APHA, AWWA and WEF, 2005

*สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย และ World Environmental Center, 2535

2.1.2 ตัวอย่างน้ำเสียสำหรับการศึกษา

2.1.2.1 การเตรียมตัวอย่างน้ำเสีย

1) ตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ (Wastewater Treated with Polymer; WP) คือ ตัวอย่างน้ำเสียที่เตรียมโดยการนำพอลิเมอร์ HPMC (Hydroxypropyl Methyl Cellulose) ความเข้มข้นร้อยละ 0.6 โดยน้ำหนัก ผสมกับหางน้ำยางในถัง ซึ่งประกอบด้วยไบพัต สำหรับการกวนผสม หลังจากนั้นทำการกวนเป็นเวลา 1 ชั่วโมง และทิ้งไว้ให้ตกตะกอนเป็นเวลาประมาณ 24 ชั่วโมง แล้วนำของเหลวที่ได้ทั้งหมดไปให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 90°C เพื่อแยกพอลิเมอร์ที่ลอยอยู่ออก และนำส่วนใสไปใช้ในการทดลอง

2) ตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ผสมน้ำล้าง (WPW) คือ ตัวอย่างน้ำที่เตรียมจากการนำตัวอย่างน้ำเสีย WP ผสมกับน้ำล้างในอัตราส่วน 1:2 เพื่อให้ตัวอย่างน้ำเสียที่ใช้ในการศึกษา มีลักษณะใกล้เคียงกับอัตราส่วนน้ำเสียและน้ำล้างที่เกิดขึ้นจริงในกระบวนการผลิตของอุตสาหกรรม

3) ตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริกผสมน้ำล้าง (WSW) คือ ตัวอย่างน้ำที่เตรียมจากการนำตัวอย่างน้ำเสียสกิม หรือตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริก (Wastewater Treated with Sulfuric Acid; WS) ผสมกับน้ำล้างในอัตราส่วน 1:2 เช่นเดียวกับตัวอย่างน้ำเสีย WPW

2.1.2.2 การปรับ pH ตัวอย่างน้ำเสีย

1) ตัวอย่างน้ำเสียสำหรับการทดลองที่ 1 เตรียมโดยนำตัวอย่างน้ำเสีย WP มาทำการปรับสภาพ pH ให้มีค่า 6.5, 7.0, และ 7.5 ด้วยการเติมกรดไฮโดรคลอริก (HCl) 6 N

2) ตัวอย่างน้ำเสียสำหรับการทดลองที่ 2 นำตัวอย่างน้ำเสีย WPW และ WSW มาทำการปรับสภาพ pH ให้มีค่าที่เหมาะสม (ผลจากการทดลองที่ 1) ด้วยกรดไฮโดรคลอริก (HCl)

6 N

2.2 วัสดุและอุปกรณ์ที่ใช้ในการวิเคราะห์ในห้องปฏิบัติการ

24.1 สารเคมี

สารเคมีต่างๆที่ใช้ในการวิเคราะห์ TCOD, SCOD, TKN, $\text{NH}_4\text{-N}$, Alkalinity, VFA, BOD_5 และ SO_4^{2-} ตามวิธีการของ Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 21th Edition (APHA, AWWA and WEF, 2005) และสมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย และ World Environmental Center (2535)

2.4.2 อุปกรณ์

- 1) Touch mixer ผลิตรภัณ์ท์ของ Fisher Scientific รุ่น 321
- 2) เครื่องชั่ง 2 ตำแหน่ง ผลิตรภัณ์ท์ของ Mettler Toledo รุ่น PB1502
- 3) เครื่องชั่ง 4 ตำแหน่ง ผลิตรภัณ์ท์ของ Mettler Toledo รุ่น AB204
- 4) เครื่องลดปริมาตรตัวอย่าง (Rotary Evaporator) ผลิตรภัณ์ท์ของ Buchi รุ่น R-114
- 5) เครื่องวัดพีเอช (pH meter) ผลิตรภัณ์ท์ของ WTW รุ่น pH 526
- 6) ตู้อบความร้อนแห้ง (Hot air oven) ผลิตรภัณ์ท์ของ Contherm รุ่น 240M
- 7) เตาเผา (Furnace) ผลิตรภัณ์ท์ของ Thermolyne รุ่น 6000
- 8) เครื่องกวนชนิดไข่ม่มเหล็ก (Magnetic stirrer) และเตาไฟฟ้า (Hot plate) ของ Framo รุ่น

M21/1

- 9) เครื่องปั๊มคูดสุญญากาศ (Vacuum pump) ผลิตรภัณ์ท์ของ GAST รุ่น 0296
- 10) ตู้คูดความชื้น (Desicator) ผลิตรภัณ์ท์ของ Sanplatee
- 11) ตู้บ่มบีโอดี (BOD incubator) ผลิตรภัณ์ท์ภายในประเทศ
- 12) เตาย่อยสลายตัวอย่างสำหรับซีโอดีแบบปิด (Heating Blocks) ผลิตรภัณ์ท์ของ J.P Select

รุ่น R.A.T.

- 13) ชุดกลั่นแอมโมเนีย (Ammonia Distillation Apparatus) ผลิตรภัณ์ท์ของ Gerhardt รุ่น

EV 16

- 14) UV-VIS Spectrophotometer ผลิตรภัณ์ท์ Shimadzu รุ่น UV 1601

2.3 ระบบบำบัดแบบไร้อากาศในระดับห้องปฏิบัติการ

ในงานวิจัยชิ้นนี้ประกอบด้วยระบบบำบัดแบบไร้อากาศ 2 การทดลอง คือการทดลองที่ 1 ศึกษาระดับ pH ที่เหมาะสมต่อการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวของหางน้ำยางด้วยพอลิเมอร์ จากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะ และการทดลองที่ 2 ศึกษาประสิทธิภาพของระบบบำบัดแบบ UASB จากน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของหางน้ำยางด้วยพอลิเมอร์ซึ่งมีรายละเอียดดังนี้ คือ

2.3.1 การทดลองที่ 1 ศึกษาระดับ pH ที่เหมาะสมต่อการบำบัดน้ำเสีย WP โดยใช้ชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะ

เป็นการทดลองโดยใช้ตัวอย่างน้ำเสีย WP ในหัวข้อ 2.1.2.1 มาทำการหมักแบบไร้อากาศ ด้วยการหมักแบบกะ (Batch) ซึ่งทำการศึกษาที่ระดับ pH ต่างๆ เพื่อหาระดับ pH ที่เหมาะสมการบำบัดน้ำเสีย

2.3.1.1 วัสดุ และอุปกรณ์สำหรับแบบจำลองชุดขวดหมักไร้อากาศ

1) ตัวอย่างน้ำเสีย WP ที่ผ่านการปรับ pH ที่ระดับต่างๆ และไม่มีการปรับ pH (Unadjusted) และหัวเชื้อจุลินทรีย์ที่นำมาจากถังปฏิกรณ์ชนิด Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) ของระบบบำบัดน้ำเสียของบริษัท ผลิตออกสู่อุตสาหกรรมน้ำยางชั้น จำกัด

2) ชุดขวดหมักไร้อากาศ (Serum Bottle) ทำจากขวดแก้ว ขนาด 1 L ปริมาตรการใช้งานจริง (Working Volume) 0.5 L ดังแสดงในภาพประกอบ 2-1 และ 2-2

3) ขวดสำหรับแทนที่น้ำ (Displaced Liquid) ใช้ขวดแก้ว ขนาด 1 L

4) สายยางซิลิโคน (Silicone Tube) ขนาด 6x11 mm ใช้สำหรับเป็นทางลำเลียงก๊าซ

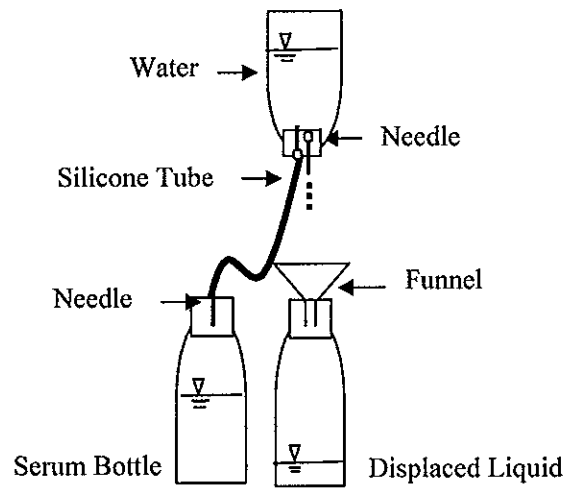
ชีวภาพ

5) ถุงเก็บก๊าซ (Gas Bag) เป็นทรงสี่เหลี่ยม ขนาด 3 L เพื่อรวบรวมก๊าซชีวภาพ

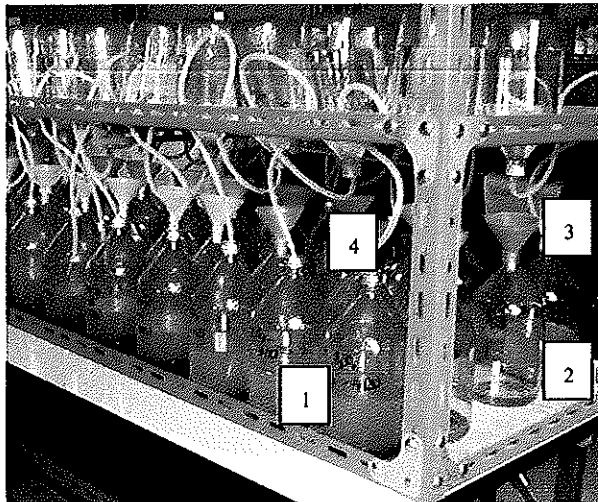
6) เข็มฉีดยา (Needle) เบอร์ 12 สำหรับเจาะขวดหมัก และขวดแทนที่น้ำ เพื่อเป็นช่องทางสำหรับถ่ายก๊าซชีวภาพ

7) ฝาอะลูมิเนียม (Aluminium Cap) แผ่นพาราฟิน (Paraffin) และจุกยาง (septum) ใช้สำหรับปิดขวดหมัก

8) กรวยกรอง (Funnel) เพื่อรองรับน้ำจากขวดแทนที่น้ำลงสู่ภาชนะ



ภาพประกอบ 2-1 แบบจำลองชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะในห้องปฏิบัติการ



- | | |
|-----------------------|------------------------------------|
| 1. ขวดหมัก (Digester) | 2. ขวดรองรับน้ำ (Displaced Liquid) |
| 3. กรวยกรอง (Funnel) | 4. สายยางซิลิโคน (Silicone Tube) |

ภาพประกอบ 2-2 ลักษณะชุดอุปกรณ์ประกอบของชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะในห้องปฏิบัติการ

2.3.1.2 การเดินระบบชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะ

1) เตรียมหัวเชื้อจุลินทรีย์สำหรับการทดลอง ซึ่งกำหนดความเข้มข้น MLSS ในขวดหมักเริ่มต้นเท่ากับ 20,000 mg/L

2) ทำการทดลองโดยการเติมตัวอย่างน้ำเสีย WP ที่ผ่านการปรับ pH ที่ระดับต่างๆ คือ 6.5, 7.0, 7.5 และ ไม่มีการปรับ pH มาเติมลงในขวดหมัก โดยมีปริมาตรน้ำเสียที่เติมเท่ากับ 307 mL และหัวเชื้อจุลินทรีย์ 193 mL ในขวดหมักขนาด 1 L ซึ่งเป็นขวดแก้วที่มีการปิดปากขวดด้วยจุกยาง (septum) พันด้วยแผ่นพาราฟิล์ม และปิดทับอีกครั้งด้วยฝาอลูมิเนียม ไล่อากาศในขวดหมัก โดยการผ่าน N_2 สู่อากาศในขวดหมักเป็นเวลา 3 นาที

3) ในการทดลองแต่ละระดับ pH มีการหมักทั้งหมด 4 ชุด (ชุดละ 3 ขวด) ทำการทดลองโดยเริ่มหมักพร้อมกันทั้ง 4 ชุด ทำการหมักเป็นเวลา 12 วัน ภายใต้อุณหภูมิห้อง ($28 \pm 4^\circ C$) และมีการควบคุมด้วยการเขย่าขวดหมักวันละ 1 ครั้ง จากนั้นทำการเก็บตัวอย่างชุดที่ 1, 2, 3 และ 4 ตามลำดับ ในวันที่ 0, 4, 8 และ 12 ตามลำดับ โดยทำการเก็บแบบสุ่มทำลาย (Destructive Sampling) มีการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพทุกวันด้วยการแทนที่น้ำ นอกจากนี้ยังมีการต่อถุงเก็บก๊าซกับขวดหมักหนึ่งใบตั้งแต่วันแรกที่ทำกรหมักจนสิ้นการสุดทดลองในแต่ละระดับ pH เพื่อเก็บก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นทั้งหมดไว้เป็นตัวแทนสำหรับนำไปวิเคราะห์องค์ประกอบก๊าซชีวภาพ เมื่อสิ้นสุดการทดลอง

2.3.2 การทดลองที่ 2 ศึกษาประสิทธิภาพของระบบบำบัดแบบ UASB จากน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวทางน้ำด้วยพอลิเมอร์

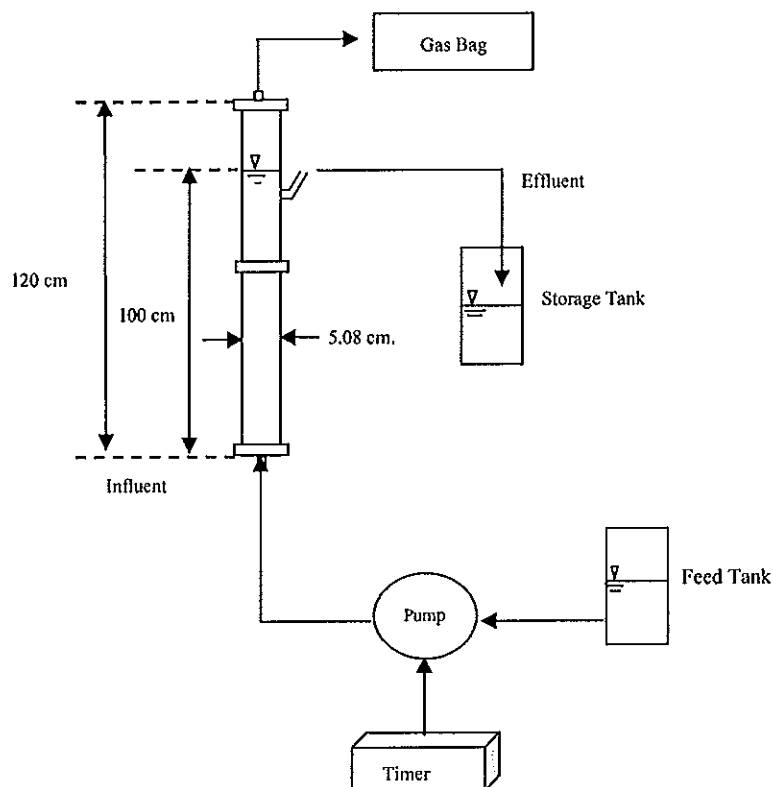
เป็นการศึกษาประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB 2 ชุดการทดลองโดยเปรียบเทียบระหว่างระบบ UASB ที่รับตัวอย่างน้ำเสีย WPW และ WSW ซึ่งได้ทำการปรับสภาพน้ำเสียก่อนป้อนเข้าสู่ระบบให้มีสภาวะ pH ที่เหมาะสม (ผลการทดลองที่ 1)

2.3.2.1 วัสดุ และอุปกรณ์สำหรับแบบจำลองระบบบำบัดแบบ UASB ในระดับห้องปฏิบัติการ

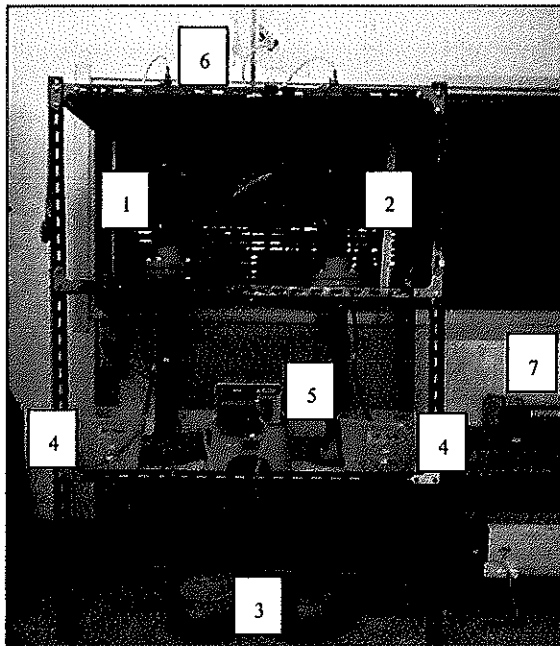
1) ตัวอย่างน้ำเสีย WPW และ WSW ที่ผ่านการปรับสภาพ pH ให้มีค่า pH ที่เหมาะสม (การทดลองที่ 1) และหัวเชื้อจุลินทรีย์ที่นำมาจากถังปฏิกรณ์ชนิด Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) ของระบบบำบัดน้ำเสียของบริษัท ผลิตอุตสาหกรรมน้ำยางข้น จำกัด

2) ถังปฏิกรณ์ UASB 2 ชุดการทดลอง ซึ่งประกอบด้วย UASB ที่รับน้ำเสีย WPW (UASB-P) และ UASB ที่รับน้ำเสีย WSW (UASB-S) มีลักษณะเป็นทรงกระบอกทำด้วยอะคริลิกมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 5.08 cm หนา 4.5 mm สูง 120 cm และมีปริมาตรการใช้งานจริง 2 L โดยมีช่องถ่ายน้ำทิ้ง และท่อถ่ายก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นอยู่บริเวณส่วนบนของถัง ดังแสดงในภาพประกอบ 2-3 และ 2-4

- 3) ป้อนคูดของเหลว (Peristaltic Pump) จำนวน 1 ตัว ซึ่งจะมีปั๊มสำหรับควบคุมความเร็ว ใช้สำหรับสูบน้ำเสียเข้า-ออกจากระบบ
- 4) นาฬิกาตั้งเปิด-ปิดเวลา (Timer) สำหรับควบคุมเวลาในการสูบน้ำของ Peristaltic Pump
- 5) ถังป้อนน้ำเสีย (Feed Tank) ใช้ถังพลาสติกขนาด 1 L จำนวน 1 ใบ เพื่อป้อนน้ำเสียเข้าระบบ
- 6) ถังเก็บน้ำทิ้ง (Storage Tank) เป็นถังพลาสติกขนาด 3 L เพื่อรองรับน้ำทิ้งที่ผ่านระบบบำบัด
- 7) ถุงเก็บก๊าซชีวภาพ (Gas Bag) เป็นทรงสี่เหลี่ยม ขนาด 3 L เพื่อรวบรวมก๊าซชีวภาพ
- 8) สายยางซิลิโคน (Silicone Tube) ขนาด 7x11 mm ใช้เป็นท่อน้ำเข้า-ออก และขนาด 6x11 mm ใช้สำหรับเป็นทางลำเลียงก๊าซชีวภาพ



ภาพประกอบ 2-3 แบบจำลองระบบ UASB ในห้องปฏิบัติการ



- | | |
|------------------------------------|-----------------------------------|
| 1. ระบบ UASB-S | 5. Peristaltic Pump |
| 2. ระบบ UASB-P | 6. ถุงเก็บก๊าซ (Gas Bag) |
| 3. ถังป้อนน้ำเสีย (Feed Tank) | 7. นาฬิกาตั้งเปิด-ปิดเวลา (Timer) |
| 4. ถังรองรับน้ำทิ้ง (Storage Tank) | |

ภาพประกอบ 2-4 ลักษณะชุดอุปกรณ์ประกอบระบบ UASB ในห้องปฏิบัติการ

2.3.2.2 การเดินระบบบำบัดแบบ UASB

1) เริ่มต้นเดินระบบ (Start-Up) โดยการป้อนหัวเชื้อจุลินทรีย์ และตัวอย่างน้ำเสีย เข้าสู่ UASB ทั้ง 2 ชุดการทดลองตามปริมาณใช้งานจริง หลังจากนั้นทำการเดินระบบด้วยอัตราการบรรทุกสารอินทรีย์ที่ต่ำกว่าก่อนเพื่อไม่ให้เกิด Shock Load และเพื่อให้จุลินทรีย์คุ้นเคยกับน้ำเสีย โดยเริ่มจากที่ HRT 7 วัน ทั้ง 2 ชุดการทดลอง ทำการเดินระบบที่สภาวะต่างๆ จนระบบเข้าสู่สภาวะคงที่ ซึ่งสภาวะที่ใช้ในการศึกษา คือ HRT 7 วัน เป็นสภาวะเดียวกับที่บริษัททดลองอุตสาหกรรมน้ำยางชัน จำกัด ใช้ในการเดินระบบบำบัดน้ำเสีย ดังนั้นในงานวิจัยชิ้นนี้ จึงได้ทำการศึกษาที่สภาวะนี้ และสภาวะอื่นที่มีค่าน้อยลง

2) เดินระบบตามสภาวะที่กำหนด ดังแสดงในตารางที่ 2-2 แต่เนื่องจากในชุดการทดลองที่ 2 มีอัตราการไหลที่น้อยประกอบด้วย Peristaltic Pump และอุปกรณ์ที่ใช้ในการสูบน้ำไม่สามารถสูบน้ำเข้าแบบต่อเนื่องได้ ผู้วิจัยจึงต้องปรับวิธีการสูบน้ำเข้าให้กลายเป็นแบบกึ่งต่อเนื่อง โดยใช้ Timer ร่วมกับการปรับอัตราเร็วในการสูบของปั๊มในการควบคุมเวลาในการสูบ โดยทำการ

ควบคุมอัตราเร็วในการสูบน้ำและปรับเวลาในการสูบ เพื่อให้ได้ปริมาณที่ต้องสูบน้ำตามที่กำหนดไว้ ดังแสดงในตาราง 2-3

ตารางที่ 2-2 สภาวะการทำงานจากระบบ

Treatment	HRT (d)	Q (L/d)	OLR (kg COD/m ³ ·d)	Up Flow Velocity (cm/hr)
UASB-P	7	0.29	2.39	0.31
	5.5	0.36	2.53	0.52
	3	0.67	5.25	0.83
UASB-S	7	0.29	1.31	0.31
	5.5	0.36	1.51	0.52
	3	0.67	2.93	0.83

ตารางที่ 2-3 การควบคุมการทำงานของ Timer และ Pump

HRT (d)	เวลาในการสูบ (นาที)	รอบการสูบน้ำ (นาที)
7	2.5	60
5.5	5	60
3	5	40

2.4 การตรวจวิเคราะห์คุณภาพน้ำ และปริมาณก๊าซชีวภาพระหว่างเดินระบบ

ในการทดลองที่ 1 เป็นการทดลองโดยใช้วิธีการหมักแบบกะในระยะเวลา 12 วัน โดยทำการเก็บตัวอย่างวิเคราะห์ลักษณะทางเคมีของน้ำทิ้งแบบสุ่มทำลาย (Destructive Sampling) คือเมื่อนำตัวอย่างใดมาวิเคราะห์ จะนำตัวอย่างนั้นทำลายทิ้ง ไม่มีการนำมาทดลองต่อ โดยจะทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่างๆ ดังแสดงในตารางที่ 2-4 ตามวิธีการของ Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 21th Edition (APHA, AWWA and WEF, 2005) และสมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย และ World Environmental Center (2535) โดยมีการควบคุมด้วยการเขย่าให้น้ำตัวอย่าง และหัวเชื้อจุลินทรีย์ผสมกัน ก่อนการเก็บตัวอย่างทุกครั้ง ส่วนก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจะถูกเก็บในขวดแทนที่น้ำ และมีการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพทุกวันจนถึงสิ้นสุด

การทดลองด้วยการแทนที่น้ำ และหาค่าประกอบของก๊าซชีวภาพ คือ CO_2 , CH_4 , N_2 และ H_2S จากก๊าซชีวภาพที่ได้จากถังเก็บ เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

สำหรับการทดลองที่ 2 จะทำการวิเคราะห์คุณภาพน้ำระหว่างการเดินระบบ ทั้งน้ำเสีย และน้ำที่ออกจากระบบ โดยวิเคราะห์พารามิเตอร์ดังแสดงในตารางที่ 2-5 นอกจากนี้มีการตรวจวัดปริมาณการเกิดก๊าซชีวภาพทุกวัน และหาค่าประกอบของก๊าซชีวภาพ คือ CO_2 , CH_4 , N_2 และ H_2S จากก๊าซชีวภาพที่ได้จากจุดเก็บตัวอย่าง เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

ในการศึกษาก๊าซชีวภาพทำการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นทุกวัน โดยวิธีการแทนที่น้ำ สำหรับองค์ประกอบก๊าซชีวภาพจะทำการตรวจวัดโดยเครื่อง Gas Chromatography (GC) ยี่ห้อ Hewlette Packard รุ่น HP 6890 สำหรับ Detector ที่ใช้คือ Thermal Conductivity Detector (TCD) โดยจะใช้ตัวอย่างก๊าซชีวภาพในระบบที่ศึกษา

ตารางที่ 2-4 ความถี่ในการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสีย และน้ำทิ้งจากระบบหมักไร้อากาศแบบกะเป็น เวลา 12 วัน

Parameters	Frequency of monitoring
pH	ทุกวัน
Temperature	ทุกวัน
Alkalinity	ทุกๆ 4 วัน
Total Chemical Oxygen Demand (TCOD)	ทุกๆ 4 วัน
Soluble Chemical Oxygen Demand (SCOD)	ทุกๆ 4 วัน
Suspended Solids (SS)	ทุกๆ 4 วัน
Volatile fatty acid (VFA)	ทุกๆ 4 วัน
Sulfate (SO_4^{2-})	ทุกๆ 4 วัน
Gas Composition (CO_2 , CH_4 , N_2)	สิ้นสุดการทดลอง
Hydrogen Sulfide (H_2S)	สิ้นสุดการทดลอง

ตารางที่ 2-5 ความถี่ในการวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสีย และน้ำทิ้งจากระบบบำบัดแบบ UASB

Parameters	Frequency of monitoring
pH	ทุกวัน
Temperature	ทุกวัน
Alkalinity	ทุกๆ 4 วัน
Total Chemical Oxygen Demand (TCOD)	ทุกๆ 4 วัน
Soluble Chemical Oxygen Demand (SCOD)	ทุกๆ 4 วัน
Suspended Solids (SS)	ทุกๆ 4 วัน
Volatile fatty acid (VFA)	ทุกๆ 4 วัน
Ammonia Nitrogen (NH ₄ -N)	ทุกๆ 4 วัน
Sulfate (SO ₄ ²⁻)	ทุกๆ 4 วัน
Total Kjeldahl Nitrogen (TKN)	ทุกๆ 4 วัน
Biochemical Oxygen Demand (BOD)	ก่อนเปลี่ยน HRT
Hydrogen Sulfide (H ₂ S)	ก่อนเปลี่ยน HRT
Gas Composition (CO ₂ , CH ₄ , N ₂)	ก่อนเปลี่ยน HRT

การวิเคราะห์ข้อมูล

เปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบบำบัดแบบ UASB ในรูปของร้อยละ ค่าเฉลี่ย ส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน และใช้ One-way ANOVA สำหรับการทดลองที่มีประสิทธิภาพใกล้เคียงกัน

บทที่ 3

ผลและวิจารณ์ผลการวิจัย

3.1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

งานวิจัยในครั้งนี้ใช้ตัวอย่างน้ำเสียทั้งหมด 3 ประเภท คือ น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ (Wastewater Treated with Polymer; WP) น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริก (Wastewater Treated with Sulfuric Acid; WS) และน้ำล้าง (Wash Water; WA) จากการศึกษาลักษณะน้ำเสีย (ดังแสดงในตารางที่ 3-1) พบว่าน้ำเสีย WP มีสภาพเป็นด่าง เนื่องจากมีค่า pH เฉลี่ย 9.27 ± 0.21 และมีค่า TCOD สูง อาจเกิดจากขั้นตอนการเตรียมตัวอย่างน้ำเสีย เกิดปฏิกิริยารีดักชันของสารอินทรีย์ระหว่างการใส่สารพอลิเมอร์ในการจับตัว จึงทำให้มีปริมาณสารอินทรีย์ในตัวอย่างน้ำเสียเพิ่มขึ้น ส่วนน้ำเสีย WS มีลักษณะเป็นกรดมีค่า pH เฉลี่ย 4.54 ± 0.25 มีค่าซัลเฟตสูงกว่าน้ำเสีย WP และ WA เนื่องจากเป็นตัวอย่างน้ำเสียจากกระบวนการผลิตยางสกิม ซึ่งมีการใช้กรดซัลฟูริกในการจับตัวเนื้อยาง ลักษณะน้ำเสียดังกล่าวมีค่าใกล้เคียงกับงานวิจัยของ Nitayapat *et al.* (2008) ในการใช้พอลิเมอร์ HPMC (A702) แยกเนื้อยาง และทำการเปรียบเทียบลักษณะน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวเนื้อยาง พบว่าลักษณะน้ำเสียมีค่า pH เท่ากับ 9.12 และมีความเข้มข้นของซัลเฟตเท่ากับ 410 mg/L ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับน้ำเสีย WP และมีค่าความเข้มข้น COD เท่ากับ 32,827 mg/L ซึ่งมีค่าสูงกว่าค่า COD ของน้ำเสีย WP ในงานวิจัยนี้ เกิดจากการรีดักชันสารอินทรีย์กลุ่มโปรตีนในหางน้ำยางระหว่างการใส่พอลิเมอร์ในการจับตัวและเกิดจากลักษณะหางน้ำยางที่ใช้ในการศึกษา เนื่องจากผู้วิจัยต้องมีการขนส่งหางน้ำยางจากโรงงานน้ำยางขึ้นไปยังห้องปฏิบัติการ ซึ่งค่อนข้างต้องใช้เวลาาน ส่งผลให้ลักษณะหางน้ำยางอาจเกิดการเปลี่ยนแปลงและมีผลให้ความเข้มข้นของ COD แตกต่างกัน สำหรับ WA เป็นตัวอย่างน้ำที่มีสภาพเป็นด่าง โดยมีค่า pH เฉลี่ย 8.43 ± 0.50 และมีปริมาณ SS ค่อนข้างสูง เนื่องจากมีเศษยางปนเปื้อนอยู่ ซึ่งเกิดจากการล้างอุปกรณ์ต่างๆ ในกระบวนการผลิต

ตารางที่ 3-1 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง

Parameters	WP	WS	WA
	$\bar{x} \pm SD$	$\bar{x} \pm SD$	$\bar{x} \pm SD$
Temperature	26.60±2.20	26.00±2.00	27.5±2.50
pH	9.27±0.21	4.54±0.25	8.43±0.50
Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)	757±150	610±114	720±109
Total Chemical Oxygen Demand (mg/L)	12,450±1,790	19,333±1,540	500±126
Soluble Chemical Oxygen Demand (mg/L)	11,653±1,349	17,440±1,233	264±90
Suspended Solids (mg/L)	543±412	1,373±632	1,125±350
Volatile fatty acid (mg/L as CH ₃ COOH)	880±358	522±189	414±143
Ammonia Nitrogen (mg/L)	187±63	410±140	4.2±0.5
Sulfate (mg/L)	581±76	2,846±640	275±82
Total Kjeldahl Nitrogen (mg/L)	303±55	420±101	14±2.5

หมายเหตุ WP คือ น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์

WS คือ น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริก

WA คือ น้ำล้าง

3.2 การเตรียมตัวอย่างน้ำเสีย

งานวิจัยชิ้นนี้ได้แบ่งการทดลองออกเป็น 2 ชุดการทดลอง คือ การทดลองที่ 1 จะใช้ตัวอย่างน้ำเสีย WP ที่ผ่านการปรับ pH ที่ระดับต่างๆ ทำการศึกษาด้วยชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะ เพื่อศึกษาความสามารถในการย่อยสลายของน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวเนื้อเยื่อด้วยพอลิเมอร์ สำหรับในการทดลองที่ 2 เป็นการศึกษาประสิทธิภาพของระบบบำบัดแบบ UASB 2 ชุดการทดลอง ซึ่งประกอบด้วยระบบ UASB-P เป็นระบบที่รับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ผสมน้ำล้าง (WPW) ส่วน UASB-S เป็นระบบที่รับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริกผสมน้ำล้าง (WSW) พบว่าลักษณะของน้ำเสียหลังจากผสมกับน้ำล้าง มีลักษณะเปลี่ยนแปลงไป (ตารางที่ 3-2) น้ำเสีย WPW ก่อนการปรับ pH มีค่า pH สูงขึ้น และมีค่า TCOD ลดลง เมื่อเปรียบเทียบกับตัวอย่างน้ำเสีย WP ซึ่งเกิดจากลักษณะน้ำล้างที่ผสมลงไปมีสภาพเป็นด่าง และเป็นการเงื่อนงำความเข้มข้นของน้ำเสียด้วยน้ำล้าง ส่วนน้ำเสีย WSW ก่อนการปรับ pH มีค่า pH สูงขึ้นจนมีสภาพเป็นกลาง และมีค่า TCOD ลดลงเช่นกัน เมื่อเปรียบเทียบกับตัวอย่างน้ำเสีย WS ซึ่งอาจจะมีผลมาจากการเงื่อนงำด้วยน้ำล้างที่ผสมเช่นกัน หลังจากนั้นทำการปรับสภาพน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบด้วยระดับ pH ที่เหมาะสม (ผลจากการทดลองที่ 1) โดยมีค่าประมาณ 7.0 และจะเห็นได้ว่าน้ำเสียทั้ง 2 ประเภท

มีลักษณะเปลี่ยนแปลงไป โดยเฉพาะค่า COD ที่สูงขึ้นหลังจากการปรับสภาพน้ำเสีย อาจเกิดจากการวิเคราะห์ COD แบบ Close Reflux โดยอาศัยสารละลายมาตรฐานโพแทสเซียมไดโครเมตในการออกซิไดส์สารอินทรีย์ภายใต้สภาวะที่เป็นกรดและอุณหภูมิที่สูง โดยมี Ag^+ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาให้โพแทสเซียมไดโครเมต ($Cr_2O_7^{2-}$) สามารถออกซิไดส์สารอินทรีย์ โดยมีสมการการเกิดปฏิกิริยาดังแสดงในสมการ 3.1 ซึ่งในการหาค่า COD สามารถหาได้จากโพแทสเซียมไดโครเมตที่หายไป แต่จากการใช้ HCl ในการปรับสภาพน้ำเสีย พบว่าไอออนของคลอไรด์ (Cl^-) จาก HCl และไอออนของคลอไรด์ ที่อยู่ในตัวอย่างน้ำเสียจะไปทำปฏิกิริยากับโพแทสเซียมไดโครเมต ส่งผลให้เกิดการรีดิวซ์โพแทสเซียมไดโครเมตทำให้ค่า COD จากการวิเคราะห์มีค่าสูงขึ้น (สมการ 3.2) จากทั้งสองสมการ จะเห็นได้ว่า มีการใช้โพแทสเซียมไดโครเมตในปริมาณที่สูง จึงมีผลให้ COD ของตัวอย่างน้ำเสีย หลังจากการปรับสภาพน้ำเสียมีสูงขึ้น (กรรณิการ์ สิริสิงห, 2545)



ตารางที่ 3-2 ลักษณะน้ำเสียที่ใช้ในการเดินระบบ UASB หลังจากปรับ pH

Parameters	WPW		WSW	
	ก่อนปรับ pH	หลังปรับ pH	ก่อนปรับ pH	หลังปรับ pH
	$\bar{x} \pm SD$	$\bar{x} \pm SD$	$\bar{x} \pm SD$	$\bar{x} \pm SD$
Temperature	27.20±3.0	26.60±2.50	27.10±2.0	26.60±3.60
pH	9.80±0.36	6.96±0.18	7.65±0.30	6.95±0.16
Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)	733±98	1,131±120	683±87	1,099±99
Total Chemical Oxygen Demand (mg/L)	8,483±502	15,367±1,190	6,778±320	8,720±550
Soluble Chemical Oxygen Demand (mg/L)	5,030±230	11,369±732	4,989±220	7,444±843
Suspended Solids (mg/L)	492±113	629±125	1,208±253	1,468±199
Volatile fatty acid (mg/L as CH ₃ COOH)	569±121	799±198	675±167	538±136
Ammonia Nitrogen (mg/L)	58±8	62±10	129±75	54±9
Sulfate (mg/L)	539±58	616±151	1,132±230	774±161
Total Kjeldahl Nitrogen (mg/L)	90±5	116±19	62±5	75±10

หมายเหตุ WPW คือ น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ผสมน้ำล้าง

WSW คือ น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริกผสมน้ำล้าง

3.3 การทดลองที่ 1 ศึกษาระดับ pH ที่เหมาะสมต่อการบำบัดน้ำเสียจากระบวนการจับตัวของหางน้ำยางด้วยพอลิเมอร์โดยใช้ชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะในระยะเวลา 12 วัน

จุดประสงค์ของการทดลองนี้เพื่อศึกษาระดับ pH ที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียจากระบวนการจับตัวของเนื้อเยื่อด้วยพอลิเมอร์ภายใต้สภาวะการหมักแบบไร้อากาศแบบกะ (Batch) โดยใช้ระยะเวลาในการทดลองทั้งสิ้น 12 วัน มีผลการทดลอง ดังนี้

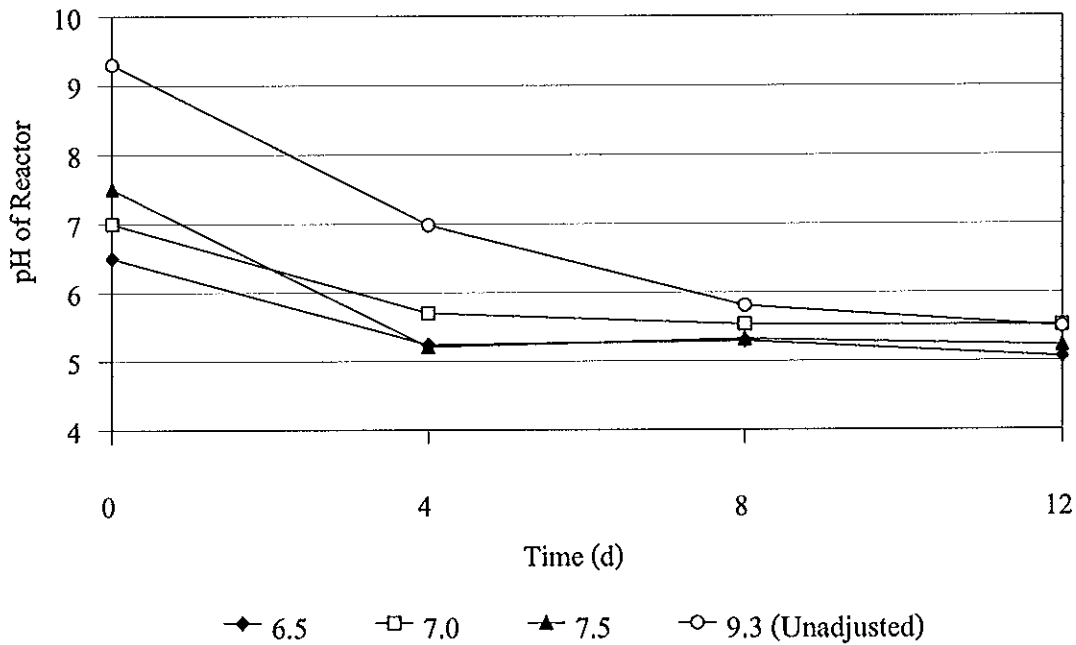
3.3.1 อุณหภูมิ (Temperature)

อุณหภูมิเป็นปัจจัยที่มีผลต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ของกลุ่มจุลินทรีย์ โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาทางชีวเคมีของจุลินทรีย์จะเพิ่มขึ้นเมื่อมีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิ ในการศึกษานี้ได้ทำการทดลองภายใต้อุณหภูมิห้อง ซึ่งมีอุณหภูมิอยู่ในช่วง 25.5-27.6°C และอุณหภูมิของน้ำ WP จากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH ต่างๆ มีค่าอยู่ในช่วง 27.3-28.5°C ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วงอุณหภูมิ Mesophilie (20-45°C) ซึ่งสามารถช่วยประหยัดค่าใช้จ่ายในการสร้างพลังงานเพื่อควบคุมอุณหภูมิ และเป็นสภาวะที่สามารถกำจัดสารอินทรีย์ได้ดีมากกว่าช่วงอุณหภูมิ Thermophilic (50-65°C) (Alastair *et al.*, 2008)

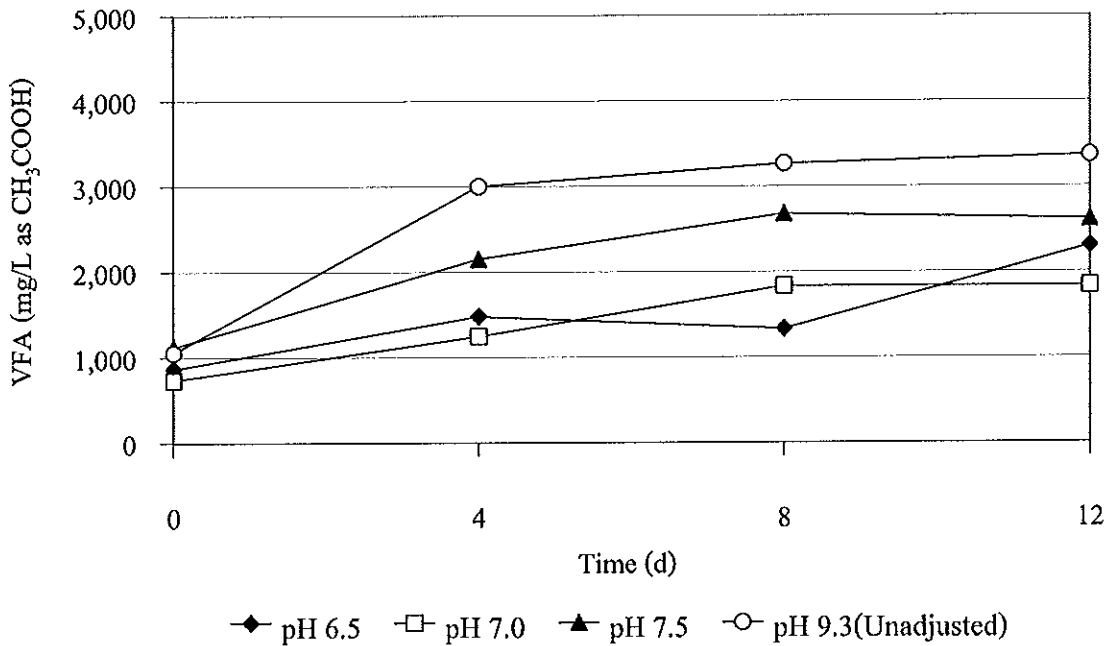
3.3.2 ความเป็นกรด-ด่าง (pH) และกรดไขมันระเหยง่าย (Volatile fatty acid: VFA)

จากผลการศึกษากการหมักแบบกะด้วยน้ำเสีย WP ที่ระดับ pH ต่างกันคือ 6.5, 7.0, 7.5 และ 9.3 พบว่า pH ในแต่ละชุดการทดลองมีแนวโน้มลดลงตามระยะเวลาการหมัก ดังภาพประกอบ 3-1 ซึ่งสังเกตได้ว่า ในช่วง 4 วันแรกมีการลดลงของ pH ในทุกชุดการทดลองอย่างรวดเร็ว เพราะในระบบมีการสะสมของ VFA ซึ่งในการหมักแบบกะเป็นการเติมวัสดุหมักเพียงครั้งเดียว จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างกรดเป็นกลุ่มแรกที่สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ให้กลายเป็น VFA เพื่อให้สามารถซึมผ่านเซลล์ของจุลินทรีย์เพื่อใช้เป็นอาหารสำหรับการเจริญเติบโต หลังจากนั้น VFA ถูกย่อยสลายให้กลายเป็นกรดอะซิติก เพื่อให้จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนใช้เป็นอาหาร และสร้างก๊าซชีวภาพ และเนื่องจากจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างกรดมีการเจริญเติบโตได้เร็วกว่าจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนจึงส่งผลให้มีการสะสมของ VFA ภายในระบบ ทำให้จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนไม่สามารถเปลี่ยน VFA เป็นก๊าซมีเทนได้ทัน ส่งผลให้ปริมาณ VFA มีค่าสูงขึ้นตามระยะเวลาการหมัก (ภาพประกอบ 3.2) และสอดคล้องกับ pH ของน้ำทิ้งในช่วงวันที่ 12 ของทุกชุดการทดลองที่มีค่าอยู่ในช่วง 5.06-5.52 ซึ่งเป็นสภาวะที่จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนทำงานได้ไม่ดี โดยสภาวะ pH ควรอยู่มีค่าในช่วง 6.6-7.6 (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2545) เพื่อให้เหมาะสำหรับการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่มนี้ นอกจากนี้ในการควบคุมระบบบำบัดแบบไร้อากาศ VFA ควรมีค่าอยู่ในช่วง 50-500 mg/L ในรูป CH_3COOH

และสามารถยอมให้มีในระบบได้เท่ากับ 2,000 mg/L ในรูป CH_3COOH (กรมควบคุมมลพิษ, 2546 ข) จากการทดลอง พบว่าที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันคือ 6.5, 7.0, 7.5 และ 9.3 มี VFA โดยเฉลี่ยในวันสุดท้ายที่ทำการทดลองเท่ากับ $2,300 \pm 100$, $1,833 \pm 58$, $2,613 \pm 23$ และ $3,363 \pm 33$ mg/L ในรูป CH_3COOH ตามลำดับ สังเกตได้ว่าที่ชุดการทดลอง pH เริ่มต้น 7.0 เป็นสถานะที่มีค่าไม่เกิน 2,000 mg/L ในรูป CH_3COOH จึงส่งผลให้จุลินทรีย์ในระบบมีประสิทธิภาพในการทำงานดีกว่าชุดการทดลองอื่นๆ



ภาพประกอบ 3-1 pH ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักแบบไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน

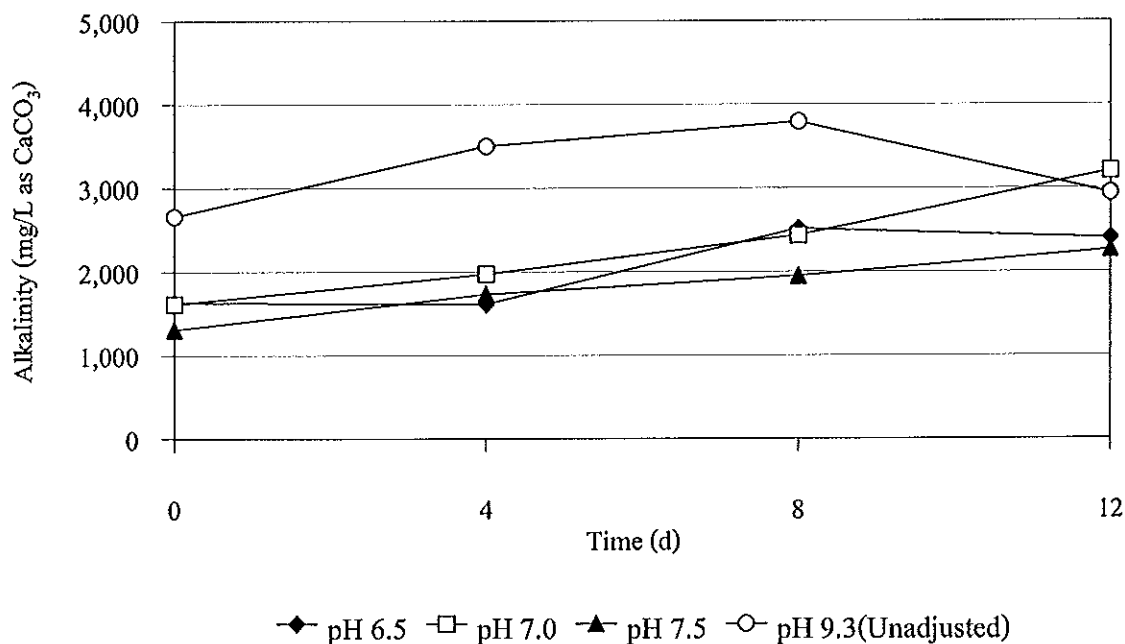
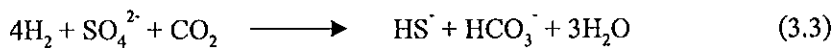
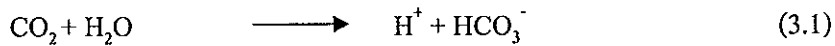


ภาพประกอบ 3-2 VFA ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักแบบ ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน

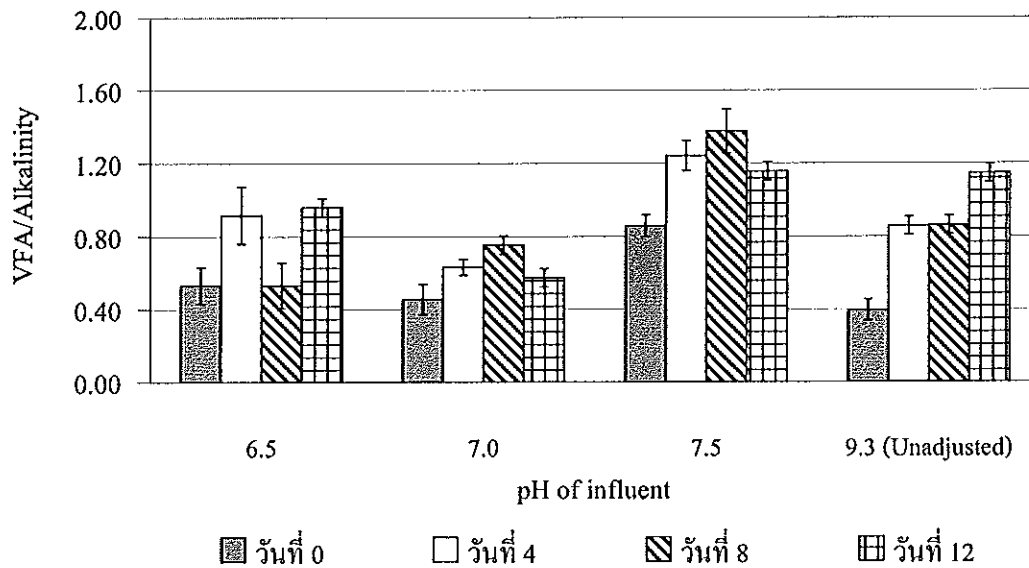
3.2.3 สภาพด่าง (Alkalinity)

สภาพด่างของน้ำ WP จากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันคือ 6.5, 7.0, 7.5 และ 9.3 พบว่าสภาพด่างมีค่าเพิ่มขึ้นตามระยะเวลาการหมัก ดังแสดงในภาพประกอบ 3-3 โดยเริ่มมีค่าเพิ่มขึ้นหลังจากวันที่ 4 ในทุกชุดการทดลอง และอยู่ในช่วงค่าที่เหมาะสมสำหรับระบบไร้อากาศ คือ อยู่ในช่วง 1,000-5,000 mg/L ในรูป CaCO_3 (Metcalf & Eddy, 2004) เนื่องจากในการย่อยสลายสารอินทรีย์จะทำให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ขึ้น ซึ่งก๊าซชนิดนี้เมื่อปฏิกิริยากับน้ำ เกิดเป็นกรดคาร์บอนิก และสามารถแตกตัวให้ไบคาร์บอเนต (HCO_3^-) ดังสมการที่ (3.1) จึงส่งผลให้ระบบมีสภาพด่างเพิ่มขึ้น (กัลยา ศรีสุวรรณ และคณะ, 2548) นอกจากนี้ระบบยังมีสภาพด่างมาจากส่วนของแอมโมเนียมไบคาร์บอเนต (NH_4HCO_3) โดยเกิดจากการรวมตัวของแอมโมเนียกับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการที่ (3.2) และในการกำจัดซัลเฟตของปฏิกิริยาซัลเฟตรีดักชัน สามารถส่งผลให้ระบบมีสภาพด่างสูงขึ้นเช่นกัน ดังสมการที่ (3.3) แต่สำหรับชุดการทดลองที่ pH 9.3 มีค่าสภาพด่างสูงกว่าชุดการทดลองอื่นในวันที่ 0-8 และเริ่มมีค่าลดลงในวันที่ 12 เนื่องจากตัวอย่างน้ำเสียเริ่มต้นก่อนเข้าระบบมีสภาพเป็นด่างสูงอยู่แล้ว จึงส่งผลให้มีสภาพด่างในระหว่างการหมักสูงกว่าชุดการทดลองอื่น

เมื่อพิจารณาอัตราส่วนของกรดไขมันระเหยง่ายต่อสภาพด่าง (VFA/Alkalinity) ซึ่งเป็นปัจจัยสำคัญในการควบคุมระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ โดยสามารถบ่งชี้กำลังบัฟเฟอร์ในการต้านทานการเปลี่ยนแปลงของ pH ได้ จากผลการทดลอง พบว่าทุกชุดการทดลองมีอัตราส่วนของ VFA/Alkalinity ของน้ำทิ้ง ดังแสดงในภาพประกอบ 3-4 สังเกตได้ว่าในวันที่ 4 ชุดการทดลอง pH 6.5, 7.5 และ 9.3 มีอัตราส่วนมากกว่า 0.8 แสดงให้เห็นว่า กำลังบัฟเฟอร์ของชุดการทดลองมีค่าต่ำ อาจส่งผลให้ pH มีค่าลดลงอย่างรวดเร็ว (กรมควบคุมมลพิษ, 2546ข) ส่วนชุดการทดลอง pH 7.0 มีอัตราส่วนอยู่ในช่วง 0.4-0.8 ซึ่งเป็นอัตราส่วนที่เหมาะสม จากผลของ VFA/Alkalinity ดังกล่าว สอดคล้องกับ pH ของน้ำทิ้งในทุกชุดการทดลอง คือ pH มีค่าลดลงอย่างรวดเร็วเช่นกัน (ภาพประกอบ 3-1)



ภาพประกอบ 3-3 Alkalinity ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักแบบไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน



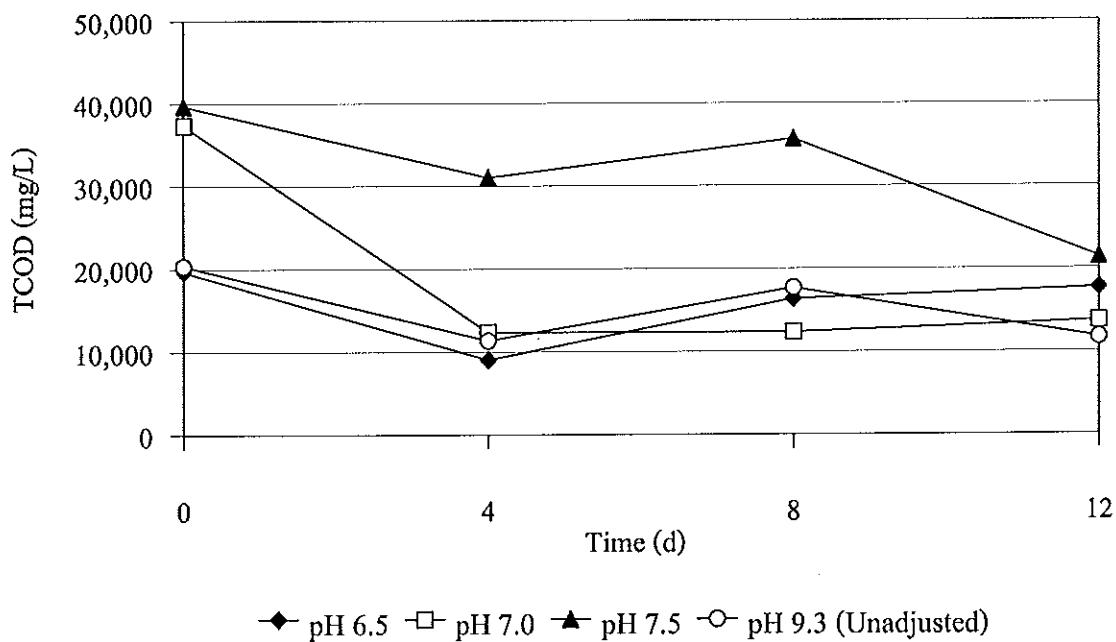
ภาพประกอบ 3-4 VFA/Alkalinity ของน้ำ WP จากชุดขวดหมัก แบบไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน

3.2.4 การกำจัด COD

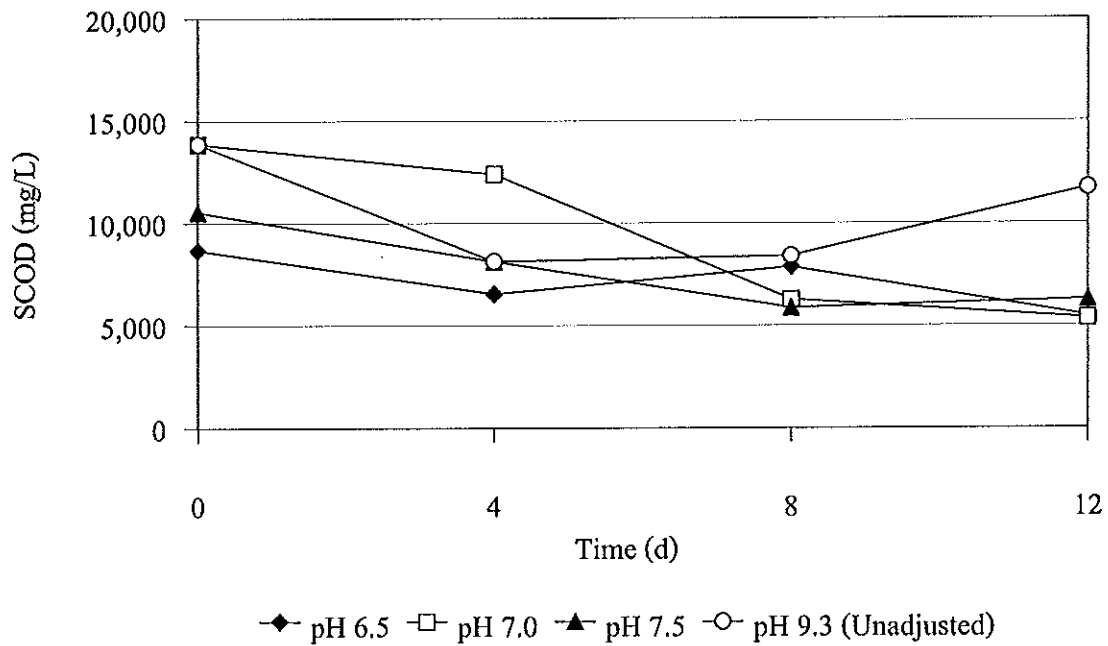
ในการศึกษาประสิทธิภาพการกำจัด COD ได้มีการวิเคราะห์ COD ทั้งหมด (Total Chemical Oxygen Demand: TCOD) และ COD ละลายน้ำ (Soluble Chemical Oxygen Demand: SCOD) ซึ่งจากการทดลองพบว่า TCOD ของทุกชุดการทดลองคือ 6.5, 7.0, 7.5 และ 9.3 มีการลดลงของสารอินทรีย์อย่างต่อเนื่องตามระยะเวลาในการหมัก (ภาพประกอบ 3-5) ทั้งนี้เนื่องจากการทดลองนี้เป็นการหมักแบบกะ มีการเติมวัสดุหมักครั้งเดียว จุลินทรีย์จึงทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ไปเรื่อยๆ เมื่อเริ่มทำการหมัก เพื่อเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพ และใช้ในการสร้างเซลล์ใหม่ ทำให้ปริมาณสารอินทรีย์ถูกใช้ไปอย่างต่อเนื่อง นอกจากนี้เมื่อพิจารณาที่วันที่ 8 พบว่า TCOD มีค่าสูงขึ้น อาจเกิดจากภายในขวดหมักมีสถานะที่ไม่เหมาะสมต่อเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทน จึงส่งผลให้ย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ไม่ดี

ส่วนค่าของ SCOD ทุกชุดการทดลอง พบว่ามีการลดลงของสารอินทรีย์อย่างต่อเนื่องตามระยะเวลาในการหมัก เช่นเดียวกับค่า TCOD ดังแสดงในภาพประกอบ 3-6 แต่เมื่อพิจารณาที่ชุดการทดลองที่ pH 9.3 พบว่า ในวันที่ 12 มีค่า SCOD ในน้ำที่สูงขึ้น อาจเนื่องจากมีตะกอนจุลินทรีย์หลุดออกมากับน้ำทิ้งในระหว่างทำการเก็บตัวอย่าง ทำให้ระบบขาดจุลินทรีย์ในการย่อยสลายสารอินทรีย์

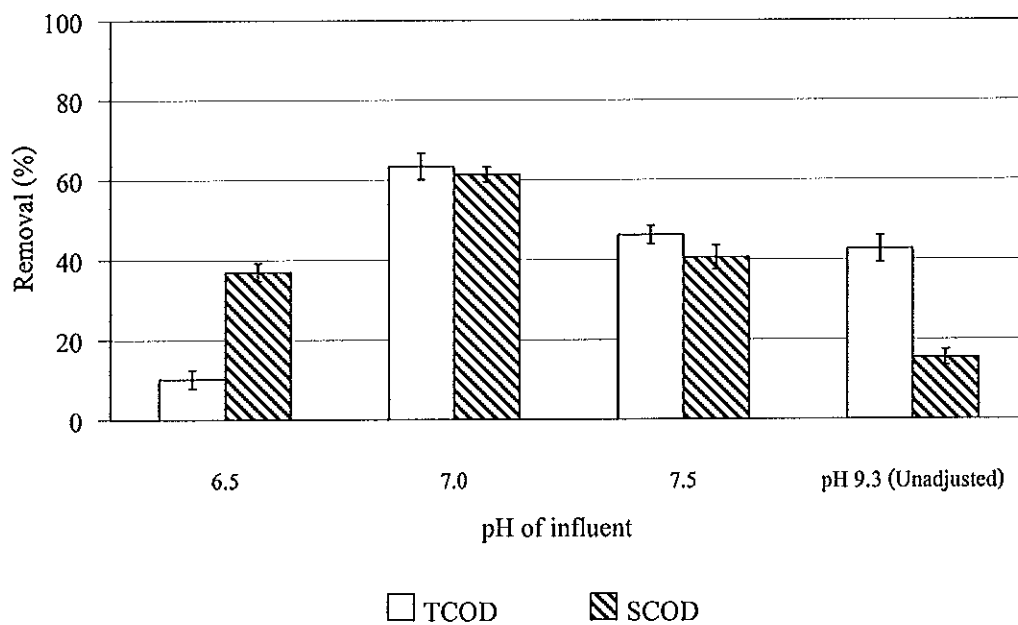
เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD และ SCOD ในการทดลองภายในระยะเวลา 12 วัน (ภาพประกอบ 3-7) พบว่า ที่ชุดการทดลองระดับ pH 7.0 มีประสิทธิภาพในการบำบัดสูงกว่าระดับอื่นๆ และมีค่าแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$) เนื่องจากสารอินทรีย์ในระบบสามารถถูกกำจัด และเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพได้ ทั้งนี้ด้วยสภาวะ pH ที่จุลินทรีย์สร้างมีเทนสามารถทำงานได้ดี และส่งผลให้มีก๊าซชีวภาพสูงสุดเมื่อเทียบกับชุดการทดลองอื่น(ตารางที่ 3-3) นอกจากนี้ จะเห็นได้ว่าชุดขวดหมักในแต่ละระดับ pH ยังมีสารอินทรีย์ที่เหลืออยู่ค่อนข้างสูง แสดงให้เห็นว่าในชุดหมักมีสารอาหารสำหรับให้จุลินทรีย์สามารถย่อยสลายต่อได้ หากทำการทดลองต่อ และหากภายในขวดหมักมีสภาวะที่เหมาะสม แต่จากการทดลอง พบว่าชุดขวดหมักมี pH ลดลง เนื่องจากมี VFA สะสมในระบบ จึงส่งผลให้ผู้วิจัยทำการทดลองเพียง 12 วัน เพื่อดูแนวโน้มของประสิทธิภาพในย่อยสลายสารอินทรีย์ และปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นของตัวอย่างน้ำเสีย WP ที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน



ภาพประกอบ 3-5 TCOD ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน



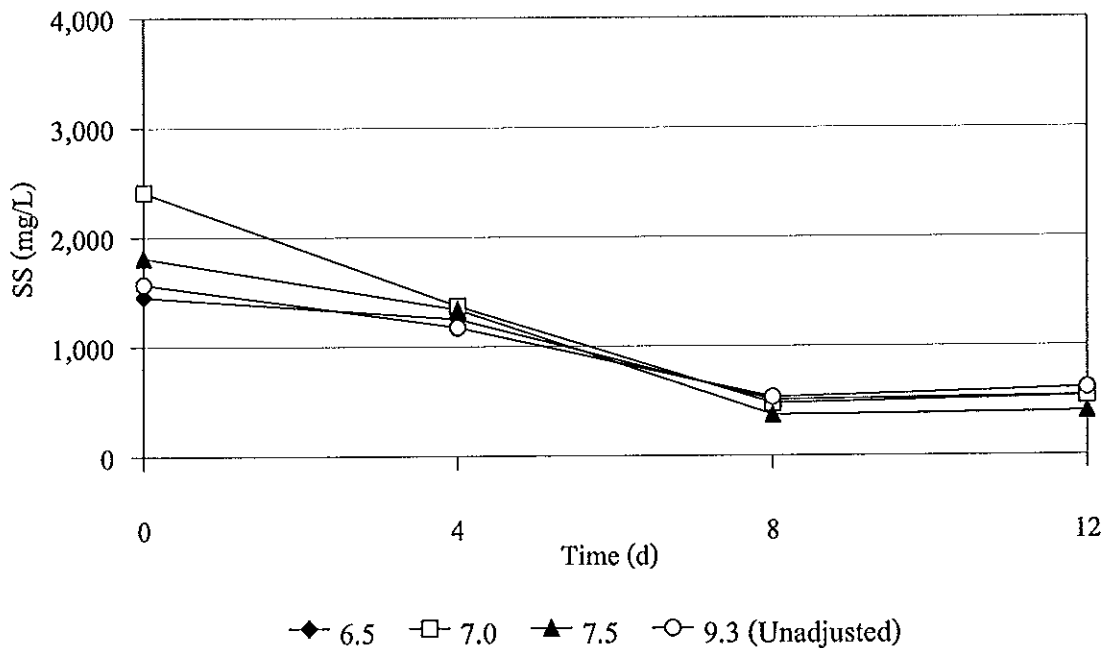
ภาพประกอบ 3-6 SCOD ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน



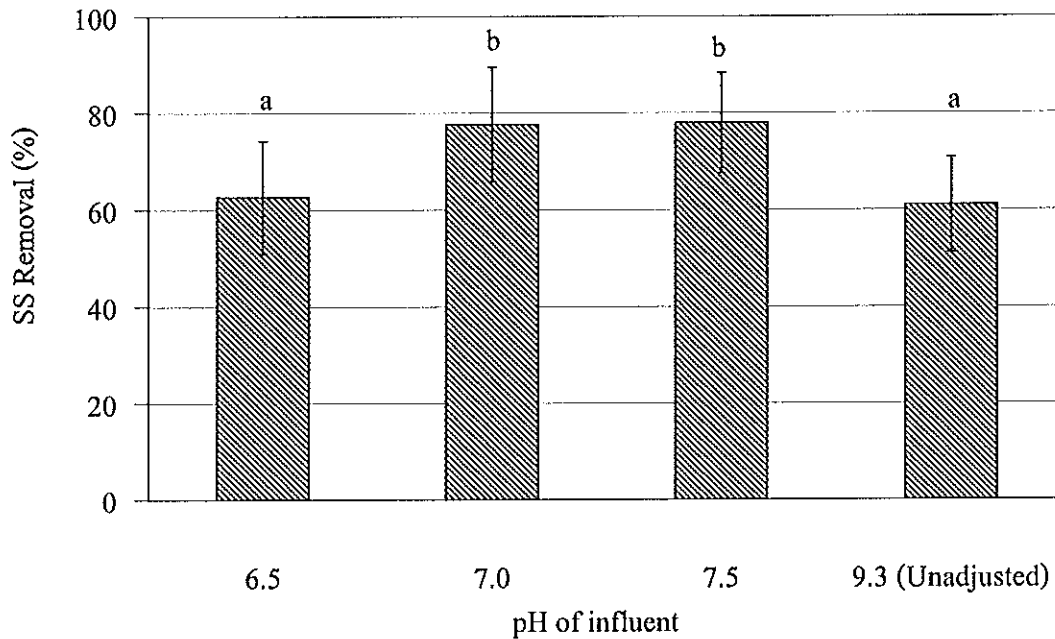
ภาพประกอบ 3-7 ประสิทธิภาพการบำบัด COD ในชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน

3.2.5 ของแข็งแขวนลอย (Suspended Solids: SS)

เมื่อพิจารณาผลการทดลอง (ภาพประกอบ 3-8) พบว่าทุกชุดการทดลองสามารถกำจัด SS ได้ดีในช่วงแรก เนื่องจากเป็นระยะเวลาในการเกิดกระบวนการ Hydrolysis ซึ่งเป็นการย่อยสลายสารอินทรีย์ให้มีขนาดเล็กลงในอัตราสูง จนมีอัตราที่ช้าลงหลังจากวันที่ 8 และค่อนข้างคงที่จนถึงสิ้นสุดการทดลองในทุกชุดการทดลอง ยกเว้นที่ชุดการทดลอง pH 7.0 ที่มีการกำจัดได้ดีในช่วง 4 วันแรก เนื่องจากที่ชุดการทดลอง pH 7.0 มีสถานะที่เหมาะสมสำหรับการย่อยสลายสารอินทรีย์ของจุลินทรีย์มากกว่าชุดการทดลองอื่นๆ จึงส่งผลให้ใช้เวลาในการย่อยสลายได้เร็วกว่า แต่พิจารณาความเข้มข้นของ SS หลังจากวันที่ 8 พบว่ามีการกำจัดได้น้อยลง เนื่องจากเป็นการหมักแบบกะที่มีการเติมวัสดุหมักเพียงครั้งเดียว เมื่อระยะการหมักผ่านไป จึงส่งผลให้มีปริมาณสารอินทรีย์ลดน้อยลงตามระยะเวลาการหมัก เนื่องจากมีการใช้ไปของจุลินทรีย์ภายในชุดขวดหมัก เมื่อสิ้นสุดการทดลองชุดการทดลองที่ pH 7.0 และ 7.5 มีประสิทธิภาพในการกำจัดสูงสุด แต่ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p > 0.05$) (ภาพประกอบ 3-9)



ภาพประกอบ 3-8 SS ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน



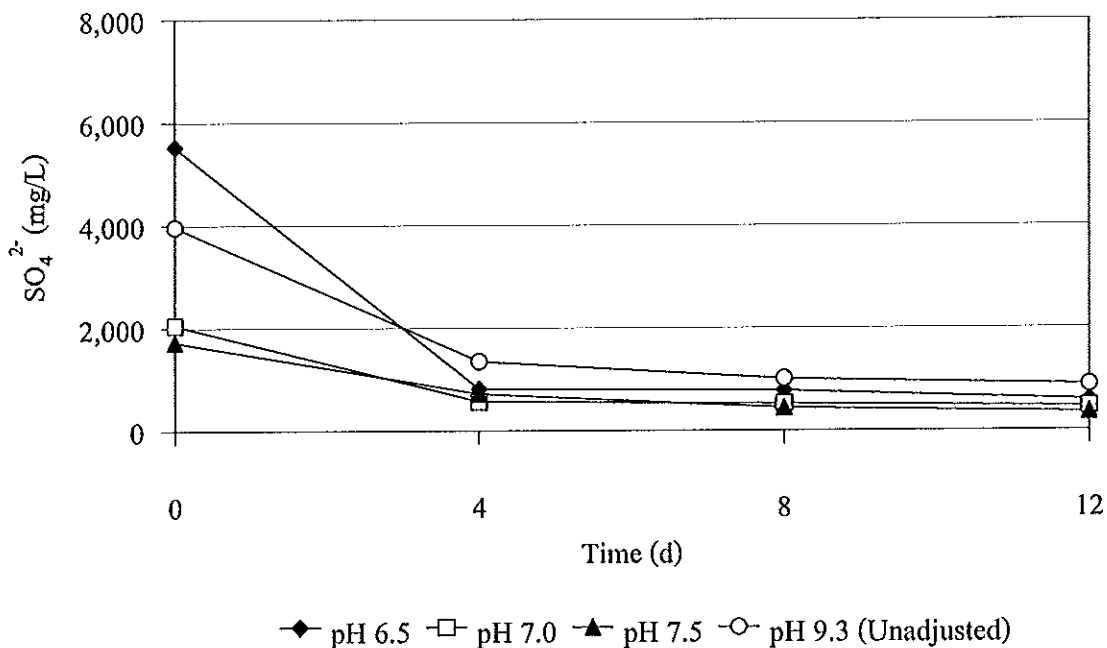
ภาพประกอบ 3-9 ประสิทธิภาพการบำบัด SS ในชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน

3.2.6 ซัลเฟต (Sulfate: SO_4^{2-})

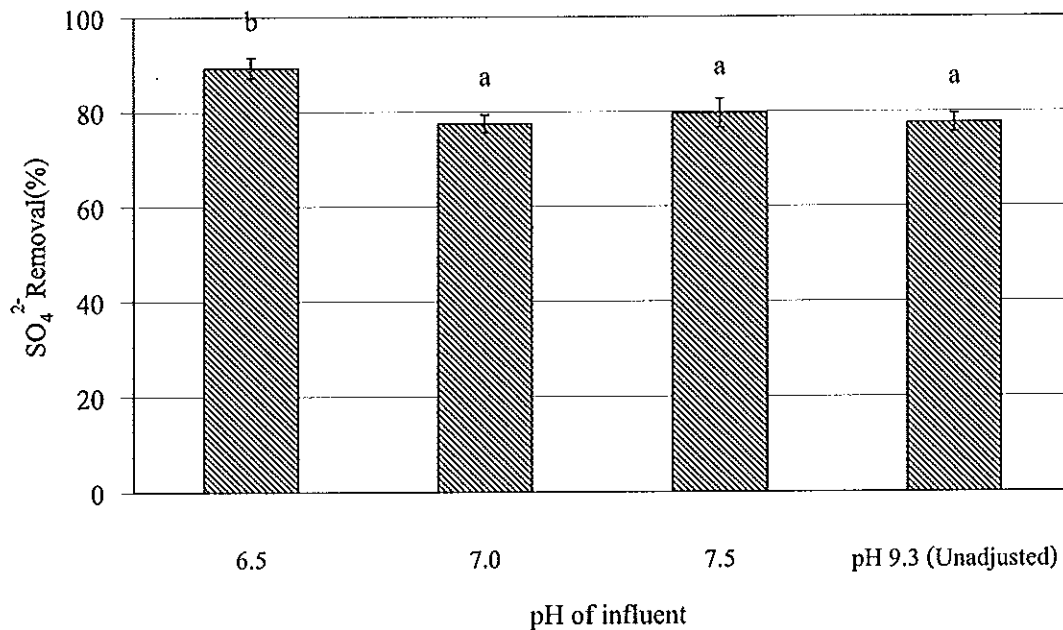
เป็นสารอาหารที่สำคัญของจุลินทรีย์บางกลุ่ม หากในตัวอย่างน้ำมีปริมาณซัลเฟตสูง อาจส่งผลให้จุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate Reducing Bacteria: SRB) สามารถรีดิวซ์ซัลเฟตให้เป็นซัลไฟด์ได้ โดยจุลินทรีย์กลุ่มนี้จะใช้ซัลเฟตเป็นตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้าย และเปลี่ยนเป็นซัลไฟด์ และส่งผลให้จุลินทรีย์สร้างมีเทนทำงานได้น้อยลง ซึ่งจากการทดลองพบว่าค่าความเข้มข้นซัลเฟตในน้ำเสียแต่ละชุดการทดลองมีค่าลดน้อยลง ดังแสดงในภาพประกอบ 3-10 และประสิทธิภาพการบำบัดซัลเฟต มีค่าสูงสุดที่ชุดการทดลอง pH 6.5 (ภาพประกอบ 3-11) โดยมีค่าแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$) เนื่องจากค่า pH ของ 4 วันแรกอยู่ในช่วงกรดอ่อน (ภาพประกอบ 3-1) ซึ่งจุลินทรีย์ SRB สามารถทำงานได้ (Willow *et al.*, 2003) ขณะที่จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนซึ่งอ่อนไหวอาจถูกยับยั้งที่สภาวะ pH ที่อยู่นอกช่วง 6.6-7.6

นอกจากนี้ชุดการทดลอง pH 6.5 ยังมีอัตราส่วนซีโอดีต่อซัลเฟต ($\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$) เริ่มต้นอยู่ที่ 1.6 ซึ่งเป็นอัตราส่วนที่ต่ำส่งผลให้ SRB สามารถเปลี่ยนซัลเฟตให้กลายเป็นซัลไฟด์ ซึ่งอยู่ในรูปของไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ได้สูง ขณะที่ชุดการทดลองที่ pH 7.0, 7.5 และ 9.3 มี $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ เท่ากับ 6.8, 6.1 และ 3.5 ตามลำดับ ซึ่งเป็นอัตราส่วนที่สูงกว่าชุดการทดลอง pH 6.5 แสดงให้เห็นว่า

มีความเข้มข้นของซัลเฟตในปริมาณน้อยเทียบกับสารอินทรีย์ในน้ำ จึงทำให้ผลิต H_2S ได้ในสัดส่วนต่ำกว่าก๊าซอื่นๆ ในก๊าซชีวภาพ และจาก COD/ SO_4^{2-} ในชุดการทดลองที่ pH 6.5 ดังกล่าวมีค่าใกล้เคียงกับงานวิจัยของ Choi *et al.* (1990) อ้างถึงใน แกมกาญจน์ รักษาพรหมณ์ (2539) ซึ่งมีอัตราส่วน COD/ SO_4^{2-} ในช่วง 1.7-2.7 โดยทำการศึกษาการแข่งขันของจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนและ SRB ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์ และน้ำเสียอุตสาหกรรมอาหารทะเล พบว่ามีการแข่งขันกันสูงมากที่อัตราส่วนดังกล่าว



ภาพประกอบ 3-10 ปริมาณ SO_4^{2-} ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน



ภาพประกอบ 3-11 ประสิทธิภาพการบำบัด SO_4^{2-} ของน้ำ WP จากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันในระยะเวลา 12 วัน

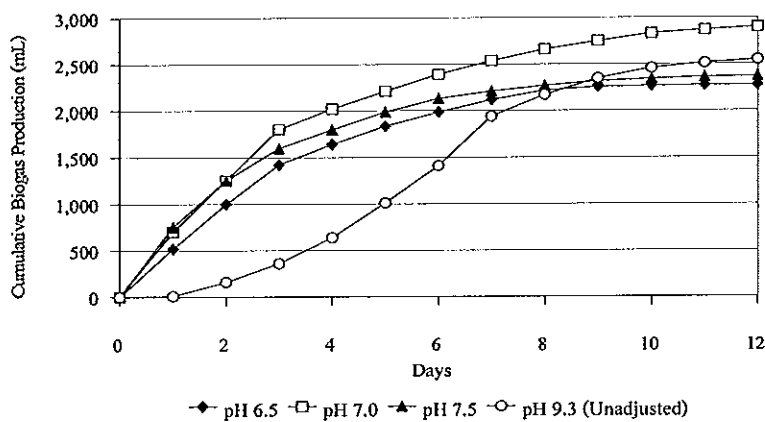
3.2.8 อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Production)

ในการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจากชุดขวดหมักทำได้โดยใช้หลักการแทนที่น้ำในขวดแก้ว เนื่องจากเป็นตัวบ่งชี้ประสิทธิภาพของชุดขวดหมัก ทั้งนี้มีปริมาณก๊าซชีวภาพตลอดระยะเวลาการทดลอง แสดงดังตารางที่ 3-3 ซึ่งสังเกตได้ว่าชุดการทดลองที่ pH 7.0 มีปริมาณก๊าซชีวภาพสูงสุด ซึ่งเห็นได้จากปริมาณก๊าซชีวภาพทั้งหมด (Total Biogas) และอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพต่อการกำจัดซีโอดีทั้งหมด (Biogas Yield) นอกจากนี้เมื่อนำตัวอย่างก๊าซชีวภาพแต่ละชุดการทดลองไปหาค่าประกอบก๊าซชีวภาพ พบว่าชุดการทดลองที่ pH 7.0 มีองค์ประกอบในส่วนของก๊าซมีเทนสูงสุดถึงร้อยละ 2.4 และมีส่วนประกอบของซัลไฟด์ในก๊าซชีวภาพ 3.7 ppm (ตารางที่ 3-3) ซึ่งมีค่าน้อยกว่าที่ระดับ pH อื่นๆ เป็นการบ่งบอกถึงประสิทธิภาพการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนในการย่อยสลายสารอินทรีย์ และเมื่อพิจารณาอัตราการผลิตก๊าซมีเทนต่อการกำจัดซีโอดีทั้งหมดของชุดขวดหมัก (Observed Methane yield) กับค่าแนะนำทางทฤษฎี ซึ่งมีค่าเท่ากับ $0.35 \text{ L}_{\text{methane}} / \text{gTCOD}_{\text{removed}}$ (MetCalf & Eddy, 2004) ตลอดทั้งการทดลอง พบว่าค่าที่ได้มีค่าน้อยกว่าค่าทางทฤษฎีมาก อาจเกิดจากระบบมีปริมาณ VFA สะสม ทำให้ pH มีค่าลดลง (ภาพประกอบ 3-1) จึงส่งผลให้จุลินทรีย์สร้างมีเทนซึ่งเป็นกลุ่มที่อ่อนไหวต่อสภาวะแวดล้อมไม่สามารถทำงานได้ดี

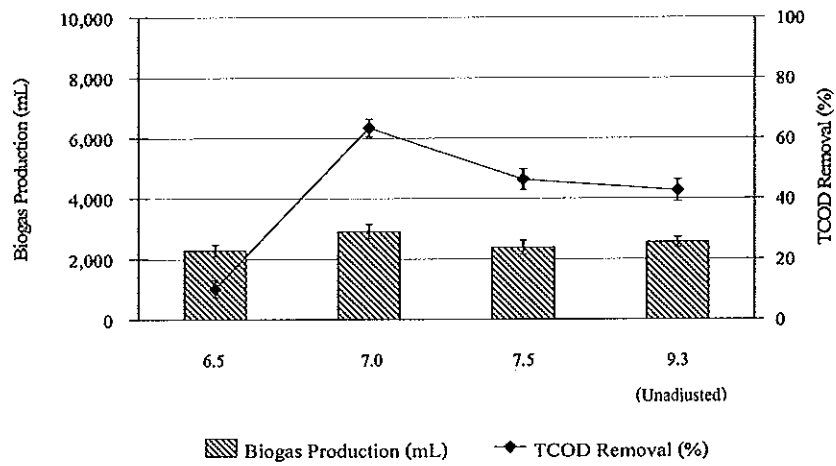
เมื่อสังเกตอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพสะสมในชุดการทดลองที่ pH 6.5, 7.0 และ 7.5 พบว่าเริ่มมีค่าคงที่หลังจากวันที่ 8 (ภาพประกอบ 3-12) เนื่องจากกรดไขมันระเหยง่ายที่สะสมในระบบทำให้ pH มีค่าลดลง (ภาพประกอบ 3-1) ส่งผลให้จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนทำงานได้น้อยลง แต่เมื่อพิจารณาชุดการทดลองที่ 9.3 พบว่าในช่วงวันที่ 1-4 มีอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพค่อนข้างต่ำ ซึ่งอาจมาจากค่า pH เริ่มต้นในการหมักเท่ากับ 9.3 เป็นสถานะที่ไม่เหมาะสมกับ จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทน แต่ในช่วงวันที่ 4-8 พบว่า อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพมีค่าสูงขึ้น เนื่องจาก pH ของน้ำในระบบมีค่าลดลงเป็นประมาณ 7.0 (ภาพประกอบ 3-1) ซึ่งเป็นสถานะที่จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนสามารถทำงานได้ดี นอกจากนี้เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพการบำบัด TCOD กับอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพในแต่ละชุดการทดลอง พบว่าที่ชุดการทดลอง pH 7.0 มีประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD สูงสุด ซึ่งสัมพันธ์กับอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพที่มีค่าสูงสุดเช่นกัน (ภาพประกอบ 3-13)

ตารางที่ 3-3 ผลการวิเคราะห์ก๊าซชีวภาพจากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน

pH	Total Biogas (mL)	Methane in Biogas (%)	Observed Methane Yield ($L_{\text{methane}} / \text{gTCOD}_{\text{removed}}$)	Biogas Yield ($(L_{\text{gas}} / \text{gTCOD}_{\text{removed}})$)	Sulfide in Biogas (ppm)
6.5	2,275±186	2.00±0.08	0.091±0.004	0.29±0.04	35.40±0.80
7.0	2,899±236	2.40±0.12	0.012±0.009	0.49±0.08	3.70±1.10
7.5	2,369±241	2.10±0.06	0.010±0.002	0.12±0.05	12.60±1.50
9.3	2,546±163	1.10±0.02	0.011±0.005	0.18±0.06	20.30±2.21



ภาพประกอบ 3-12 ปริมาณก๊าซชีวภาพสะสมของจากชุดขวดหมักไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน



ภาพประกอบ 3-13 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพและประสิทธิภาพการบำบัด TCOD จากชุดขวดหมัก
 ไร้อากาศแบบกะที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกัน ในระยะเวลา 12 วัน

3.4 การทดลองที่ 2 ศึกษาประสิทธิภาพของระบบบำบัดแบบ UASB จากน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวทางน้ำด้วยพอลิเมอร์

จุดประสงค์ของการทดลองนี้เพื่อศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียโดยใช้ระบบ UASB ซึ่งในการเดินระบบจะประกอบด้วยระบบ UASB 2 ชุด คือ ชุดที่ 1 UASB-P เป็นระบบที่รับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ผสมน้ำล้าง (WPW) และชุดที่ 2 UASB-S เป็นระบบที่รับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริกผสมน้ำล้าง (WSW) โดยทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการบำบัดภายใต้สภาวะการเดินระบบที่ค่าระยะเวลาเก็บกัก (HRT) ที่เท่ากัน

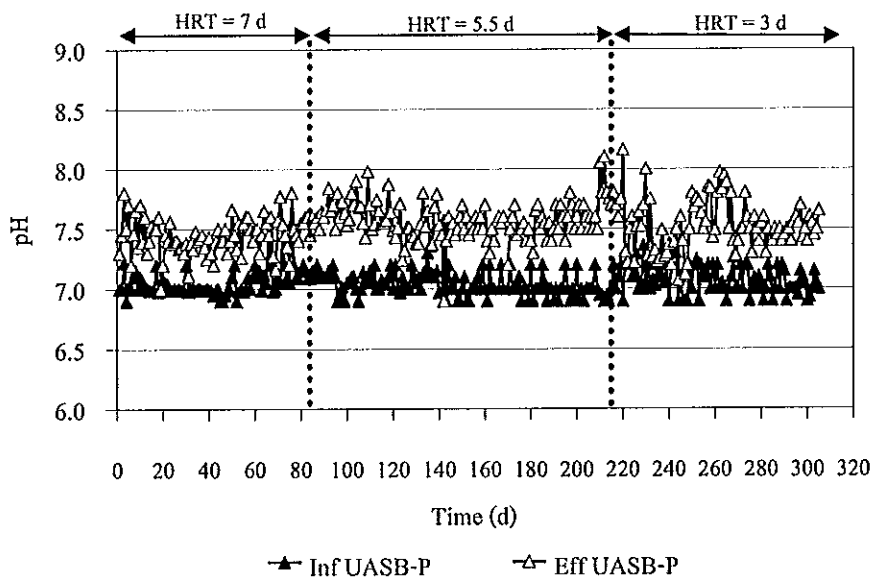
3.4.1 อุณหภูมิ (Temperature)

อุณหภูมิของน้ำเสียเข้าระบบ UASB ในแต่ละ HRT มีค่าดังนี้ คือ ระบบ UASB-P มีค่าอุณหภูมิน้ำเข้า และออกจากระบบอยู่ในช่วง 24.4-29.3°C ส่วน UASB-S มีค่าอุณหภูมิน้ำเข้า และออกจากระบบอยู่ในช่วง 24.2-29.2°C โดย UASB ทั้งสองชุด มีสภาวะอยู่ในช่วงอุณหภูมิ Mesophilic ซึ่งเป็นสภาวะที่จุลินทรีย์ในระบบสามารถทำงานได้ดี (Borja *et al.*, 2004)

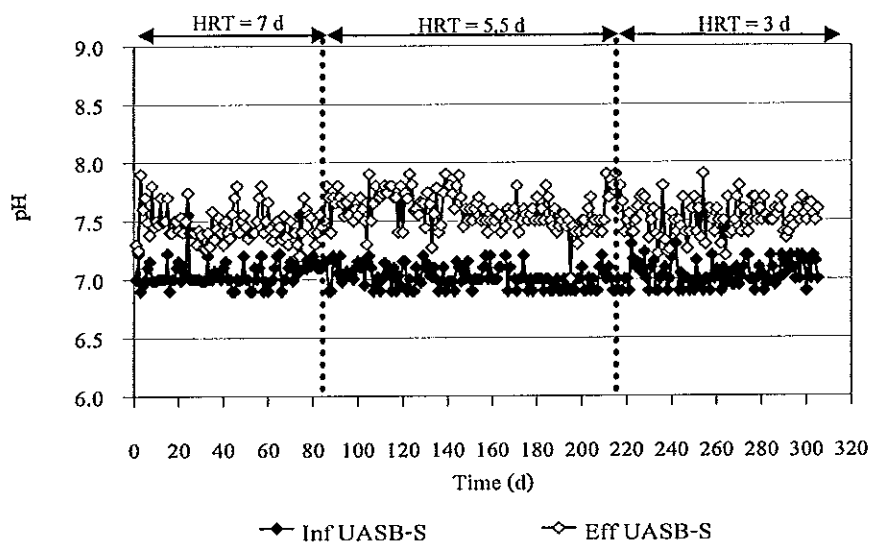
3.4.2 ความเป็นกรด-ด่าง (pH) และกรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid: VFA)

ค่า pH ของน้ำเสียก่อนเข้าระบบ UASB-P และ UASB-S มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 7.06±0.12 และ 7.03±0.11 ซึ่งเป็นสภาวะที่เหมาะสมสำหรับจุลินทรีย์ในระบบไร้อากาศ (Mosey *et al.*, 1989) เมื่อทำการเดินระบบที่สภาวะต่างๆ พบว่าระบบมี pH ที่สูงขึ้น โดยไม่มีการใช้สารเคมีในการปรับ pH ให้กับระบบ (ภาพประกอบ 3-14 และ 3-15) จนระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว pH ของน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ UASB-P ที่ HRT 7, 5.5 และ 3 วัน มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 7.49±0.07, 7.60±0.32 และ 7.54±0.08 ส่วนระบบ UASB-S มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 7.48±0.12, 7.49±0.12 และ 7.53±0.06 ซึ่งเป็น pH ที่เหมาะสมสำหรับการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบไร้อากาศ โดยค่า pH ในน้ำทิ้งที่สูงขึ้นอาจเนื่องจากระบบอยู่ในสภาวะสมดุล มีกำลังบัฟเฟอร์ในการต้านการเปลี่ยนแปลงค่า pH ที่เหมาะสม ส่งผลให้ pH มีค่าไม่ลดลง และอาจเกิดจากระบบไม่มีการสะสมของ VFA ภายในระบบ สอดคล้องกับค่า VFA ในน้ำทิ้งแต่ละระบบ ซึ่งมีค่าค่อนข้างแปรผันในช่วงแรกของแต่ละสภาวะ และเริ่มคงที่เมื่อเข้าสู่สภาวะคงตัว (ภาพประกอบ 3-16 และ 3-17) นอกจากนี้ยังพบว่า VFA น้ำทิ้งมีค่าลดลงในแต่ละ HRT แสดงให้เห็นว่า จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนสามารถย่อยสลาย VFA ภายในระบบได้ดี แต่พบว่าระบบ UASB-S มีค่า VFA ในน้ำทิ้งลดลงในปริมาณที่น้อยกว่าระบบ UASB-P บ่งชี้ให้เห็นถึงปฏิกิริยาการย่อยสลายที่เกิดขึ้นน้อย จึงส่งผลให้ UASB-P มีปริมาณก๊าซชีวภาพที่สูงกว่า (ภาพประกอบ 3-31) จากผลดังกล่าวจุลินทรีย์ภายในระบบ UASB-P สามารถย่อยสลายได้ดีกว่า

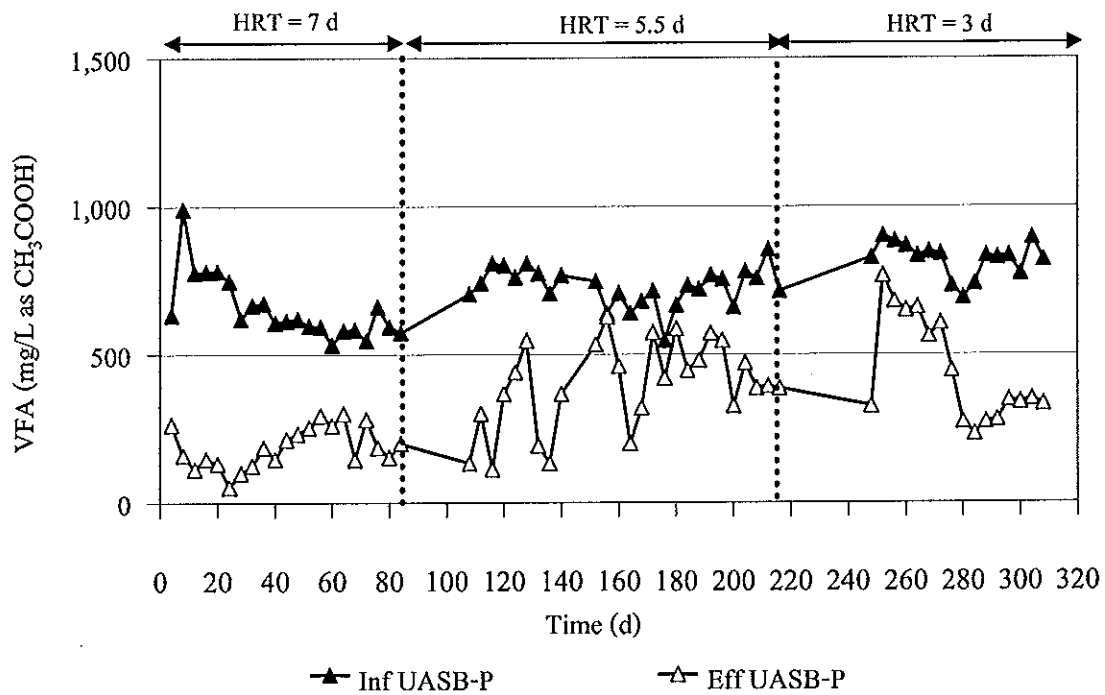
ระบบ UASB-S เนื่องจากการปรับตัวเข้ากับสภาพน้ำเสียได้ดี ซึ่งสัมพันธ์กับอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพ และส่งผลให้ไม่มีการสะสม VFA ภายในระบบ และเมื่อพิจารณา VFA ในน้ำทิ้งทุกชุดการทดลอง พบว่ามีค่าน้อยกว่า 500 mg/L ในรูป CH_3COOH ซึ่งค่า VFA ที่เหมาะสมของระบบไร้อากาศควรอยู่ในช่วง 50-500 mg/L ในรูป CH_3COOH (เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์, 2542) หากค่า VFA สูงเกินไปจะส่งผลให้ pH ของระบบลดต่ำลง และส่งผลให้เกิดการยับยั้งของจุลินทรีย์ที่สร้างมีเทนได้ (Bouallagui *et al.*, 2005)



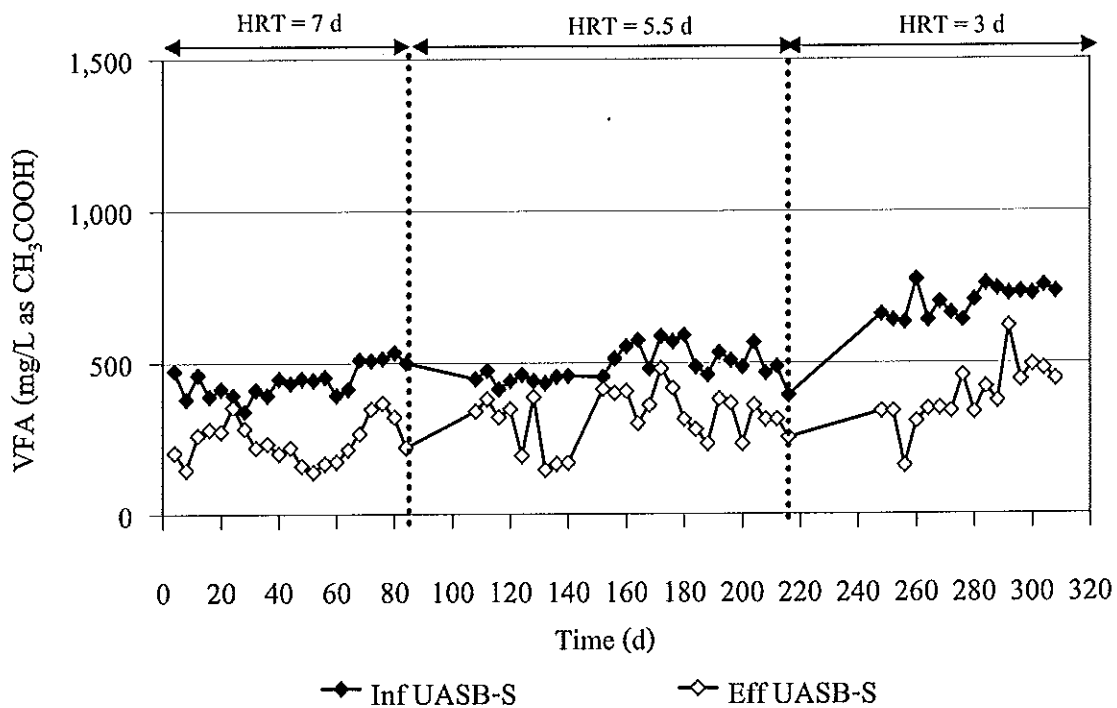
ภาพประกอบ 3-14 pH น้ำเสีย และน้ำทิ้งเฉลี่ยของระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน



ภาพประกอบ 3-15 pH น้ำเสีย และน้ำทิ้งเฉลี่ยของระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน



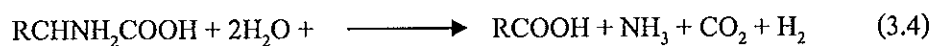
ภาพประกอบ 3-16 VFA ของน้ำเสีย และน้ำทิ้งจากระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน

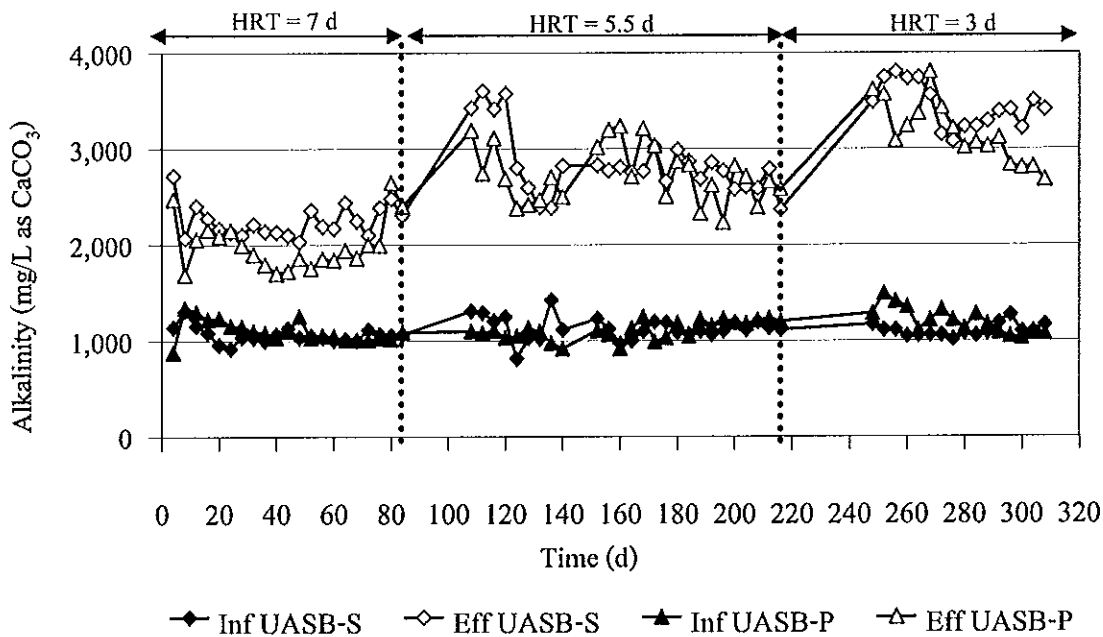


ภาพประกอบ 3-17 VFA ของน้ำเสีย และน้ำทิ้งจากระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน

3.4.3 สภาพด่าง (Alkalinity)

หลังจากทำการเดินระบบที่ HRT 7, 5.5 และ 3 วัน พบว่าระบบ UASB-P และ UASB-S มีสภาพด่างในน้ำทิ้งสูงในระยะแรกที่ทำให้การเปลี่ยน HRT และหลังจากนั้นเริ่มมีค่าลดลง และมีแนวโน้มที่คงที่ ดังแสดงในภาพประกอบ 3-18 โดยในช่วงแรกของแต่ละสภาวะอาจมีค่าที่ไม่คงที่ เนื่องจากเป็นช่วงที่จุลินทรีย์กำลังปรับตัวเข้ากับตัวอย่างน้ำเสีย เพื่อให้สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดีขึ้น โดยสภาพด่างมีค่าเพิ่มขึ้นในแต่ละ HRT เนื่องจากในตัวอย่างน้ำเสียมีโปรตีนเป็นองค์ประกอบ จึงส่งผลให้เกิดการย่อยสลายเป็นแอมโมเนีย ซึ่งสามารถรวมตัวกับน้ำและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และทำให้มีไบคาร์บอเนต (HCO_3^-) เกิดขึ้น ดังสมการ (3.4) และ (3.5) ซึ่งทำหน้าที่เป็นบัฟเฟอร์ให้กับระบบ ทำให้ระบบมีกำลังบัฟเฟอร์เพียงพอสำหรับด้านทานการเปลี่ยนแปลงของ pH จึงส่งผลให้ระบบมีสภาพด่างเพิ่มขึ้น (Speece, 1996) นอกจากนี้ในการกำจัดซัลเฟตของปฏิริยาซัลเฟตรีดักชันภายในระบบ ก็ส่งผลให้ระบบมีสภาพด่างสูงขึ้นเช่นกัน และสอดคล้องกับ pH ของน้ำทิ้งในแต่ละระบบ ซึ่งมีค่าเพิ่มขึ้นเช่นกัน (ภาพประกอบ 3-14 และ 3-15) และพบว่าทั้งสองระบบมีสภาพด่างอยู่ในช่วงที่เหมาะสมกับระบบบำบัดแบบไร้อากาศ คืออยู่ในช่วง 1,000-3,000 mg/L ในรูป CaCO_3 (กรมควบคุมมลพิษ, 2546ก) หากในระบบมีบัฟเฟอร์ไม่เพียงพอ จะส่งผลให้ค่า pH ภายในระบบลดลงอย่างรวดเร็ว และส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดลดลง (Mosey *et al.*, 1989)



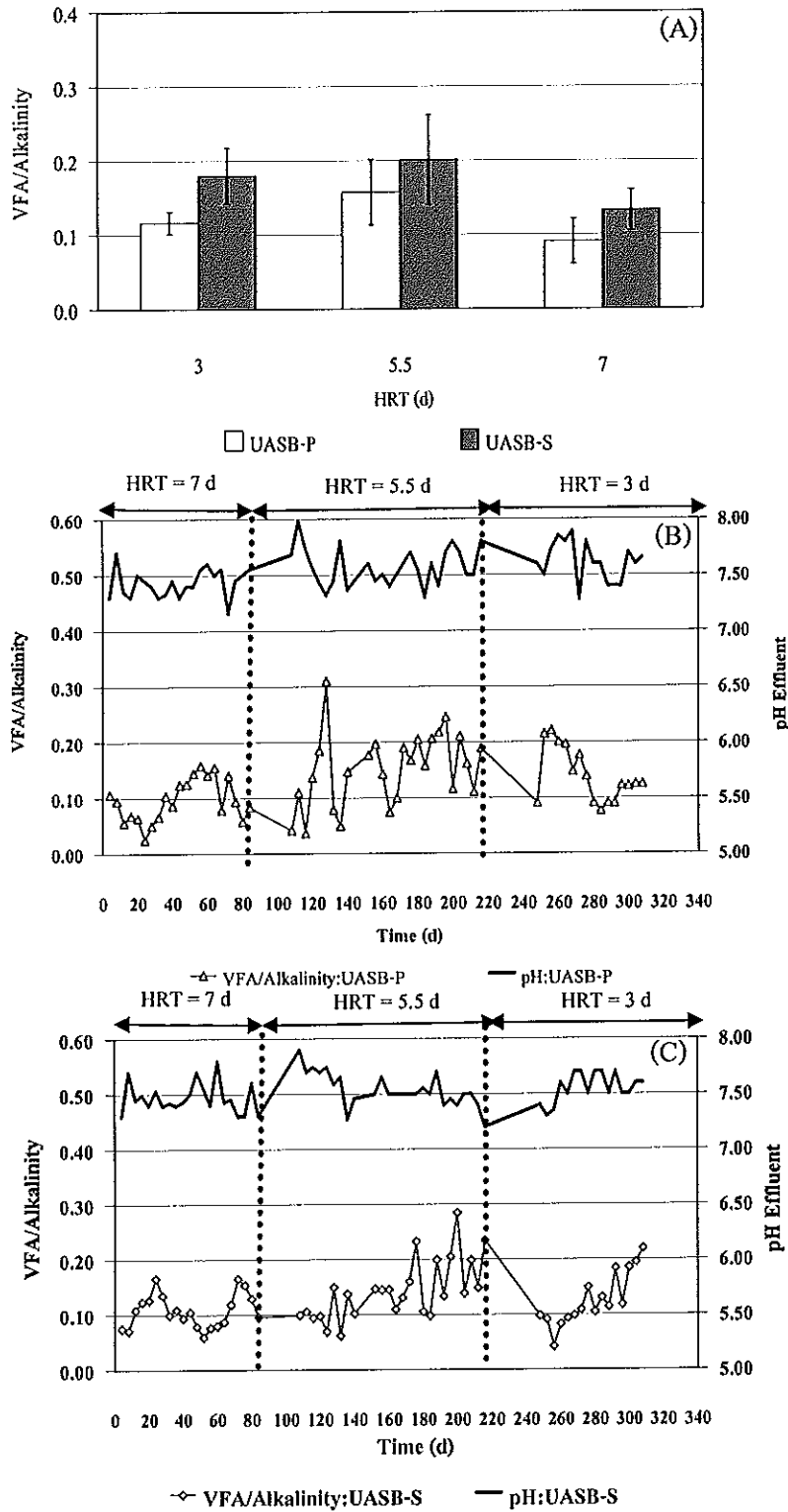


ภาพประกอบ 3-18 Alkalinity ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจากระบบ UASB-P และ UASB-S

อัตราส่วนของกรดไขมันระเหยง่ายต่อสภาพด่าง (VFA/Alkalinity)

อัตราส่วนของ VFA/Alkalinity มีความสำคัญต่อการควบคุมระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ เป็นค่าที่บ่งบอกถึงกำลังบัฟเฟอร์ของระบบ ซึ่งจากการทดลองอัตราส่วนของ VFA/Alkalinity ของน้ำทิ้งจาก UASB-P (ภาพประกอบ 3-19 (A)) ที่ HRT 3, 5.5 และ 7 วัน มีค่าเฉลี่ยที่สภาวะคงตัวเท่ากับ 0.12, 0.16 และ 0.09 ตามลำดับ ส่วน UASB-S มีอัตราส่วนของ VFA/Alkalinity ของน้ำทิ้งที่สภาวะคงตัวเท่ากับ 0.18, 0.20 และ 0.13 ตามลำดับ จากผลการทดลองในทุก HRT พบว่ามีอัตราส่วน VFA/Alkalinity ต่ำกว่า 0.4 แสดงให้เห็นว่าระบบสามารถทำงานได้ดี มีบัฟเฟอร์เพียงพอสำหรับด้านทานการเปลี่ยนแปลงของค่า pH และการสะสมของ VFA ภายในระบบ (เกรียงศักดิ์ อุดมสิน โรจน์, 2542) หากอัตราส่วนของ VFA/Alkalinity มีค่ามากกว่า 0.8 แสดงว่าระบบมีกำลังบัฟเฟอร์ต่ำมาก อาจส่งผลให้ค่า pH ลดลงอย่างรวดเร็วและอาจมีผลยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์ได้ แต่ระบบมีค่าน้อยกว่า 0.8 บ่งชี้ถึงเสถียรภาพ และความสมดุลของจุลินทรีย์ภายในระบบ รวมทั้งส่งผลให้จุลินทรีย์สร้างมีเทนสามารถปรับตัวให้สามารถย่อยสลาย VFA ได้ดี โดยไม่ก่อให้เกิดปัญหาในการเดินระบบ และสามารถรักษาระดับ pH ภายในระบบได้ (Behling *et al.*, 1997) ดังแสดงในภาพประกอบ 3-19 (B) และ (C) ซึ่งพบว่า pH น้ำทิ้งของทั้งสองระบบมีค่า

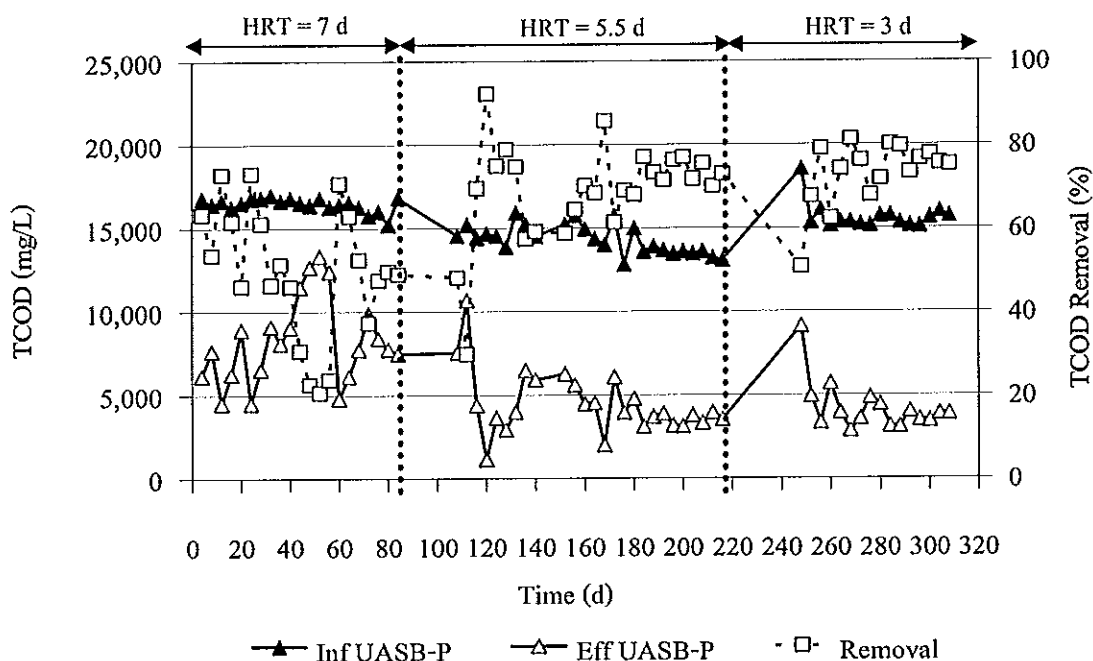
มากกว่า 7 และเมื่อพิจารณาค่า VFA/Alkalinity ตลอดทั้งการทดลอง พบว่ามีค่าค่อนข้างแปรผัน แต่ก็มีค่าน้อยกว่า 0.8 จึงส่งผลให้จุลินทรีย์ภายในระบบสามารถทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ



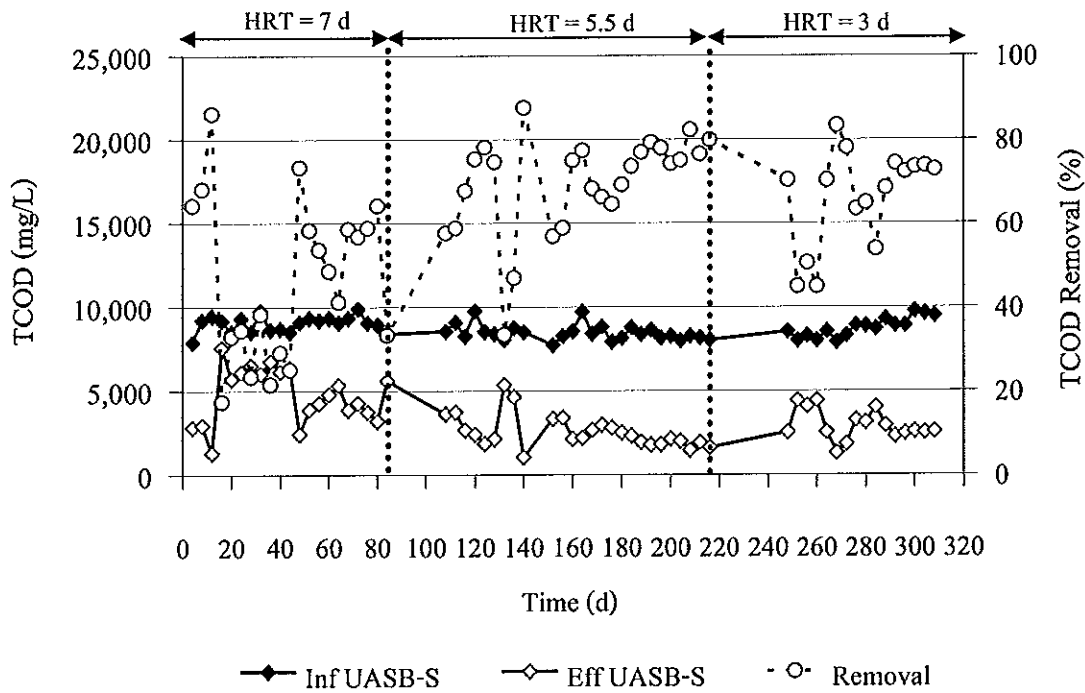
ภาพประกอบ 3-19 อัตราส่วนของกรดไขมันระเหยง่ายต่อสภาพด่างและ pH ของน้ำทิ้ง

3.4.4 การกำจัดซีโอดีทั้งหมด (TCOD) และซีโอดีละลายน้ำ (SCOD)

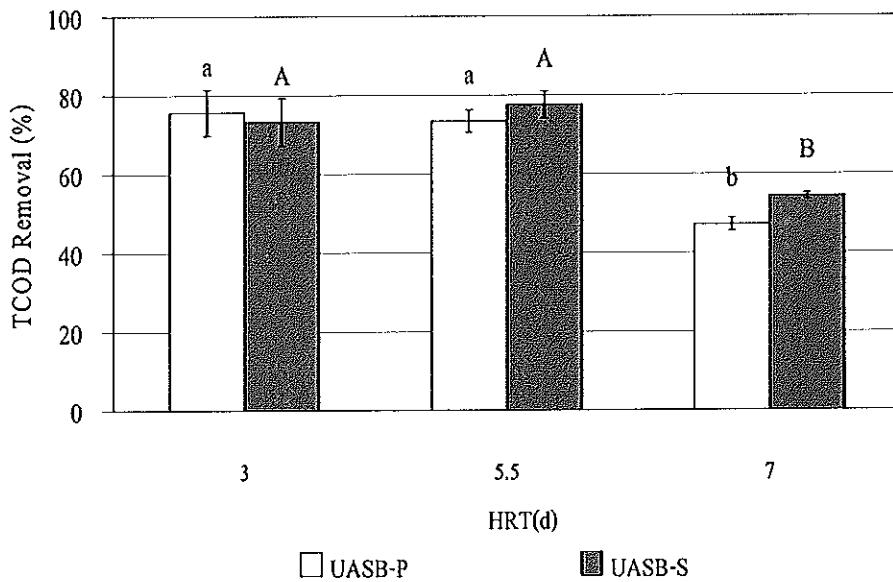
เมื่อพิจารณาระบบ UASB-P และระบบ UASB-S ในช่วง HRT 7 วัน (ภาพประกอบ 3-20 และ 3-21) พบว่า TCOD ในน้ำทิ้งจากระบบมีค่าค่อนข้างแปรผัน อาจเนื่องจากอยู่ในช่วงของการปรับตัวให้เข้ากับน้ำเสีย ส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD ได้ต่ำกว่าสถานะอื่นแต่เมื่อเดินระบบเข้าสู่ HRT 5.5 และ 3 วัน ระบบเริ่มมีความเสถียรมากขึ้น แสดงว่า TCOD ในน้ำทิ้งในช่วงแรกของแต่ละ HRT อาจมีค่าแปรผัน และค่อยๆ มีแนวโน้มที่คงที่หลังจากวันที่ 184 และเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวระบบ UASB-P และ UASB-S มีประสิทธิภาพการบำบัด TCOD เพิ่มขึ้นเมื่อ HRT ลดลง ซึ่งอาจมีสาเหตุมาจากการเดินระบบ UASB แบบกึ่งต่อเนื่อง จึงอาจส่งผลให้จุลินทรีย์ภายในระบบมีเวลาในการปรับตัว เพื่อให้คุ้นเคยกับสภาพน้ำเสีย และสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดี และอาจเกิดจากในช่วงแรกมีสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ยาก จึงต้องใช้เวลาในการย่อยสลายนาน จากผลการทดลองพบว่าประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ในแต่ละสถานะมีค่าแตกต่างกัน ซึ่งประสิทธิภาพการบำบัดทั้ง 2 ระบบที่ HRT 7 วัน มีค่าแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$) กับที่ HRT 5.5 และ 3 วัน โดยระบบ UASB-P มีประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD สูงสุดเท่ากับร้อยละ 75.67 ± 5.81 ที่ HRT 3 วัน ส่วนระบบ UASB-S มีประสิทธิภาพในการบำบัด TCOD สูงสุดเท่ากับร้อยละ 77.57 ± 3.41 ที่ HRT 5.5 วัน (ภาพประกอบ 3-22)



ภาพประกอบ 3-20 TCOD น้ำเสีย น้ำทิ้ง และ ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน



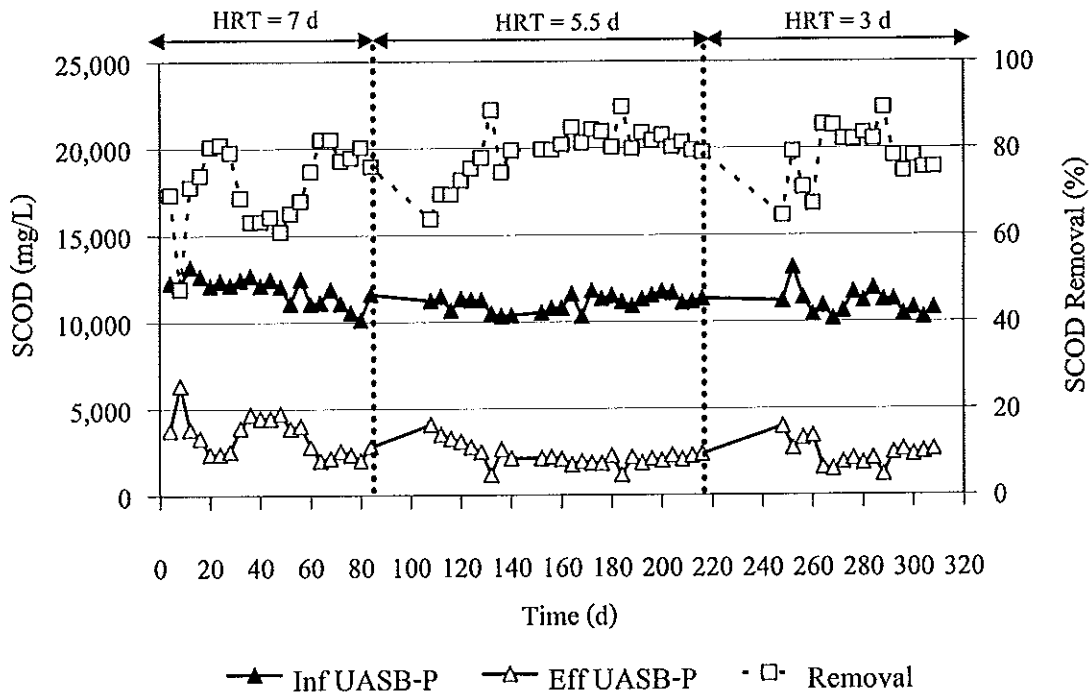
ภาพประกอบ 3-21 TCOD น้ำเสีย น้ำทิ้ง และ ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน



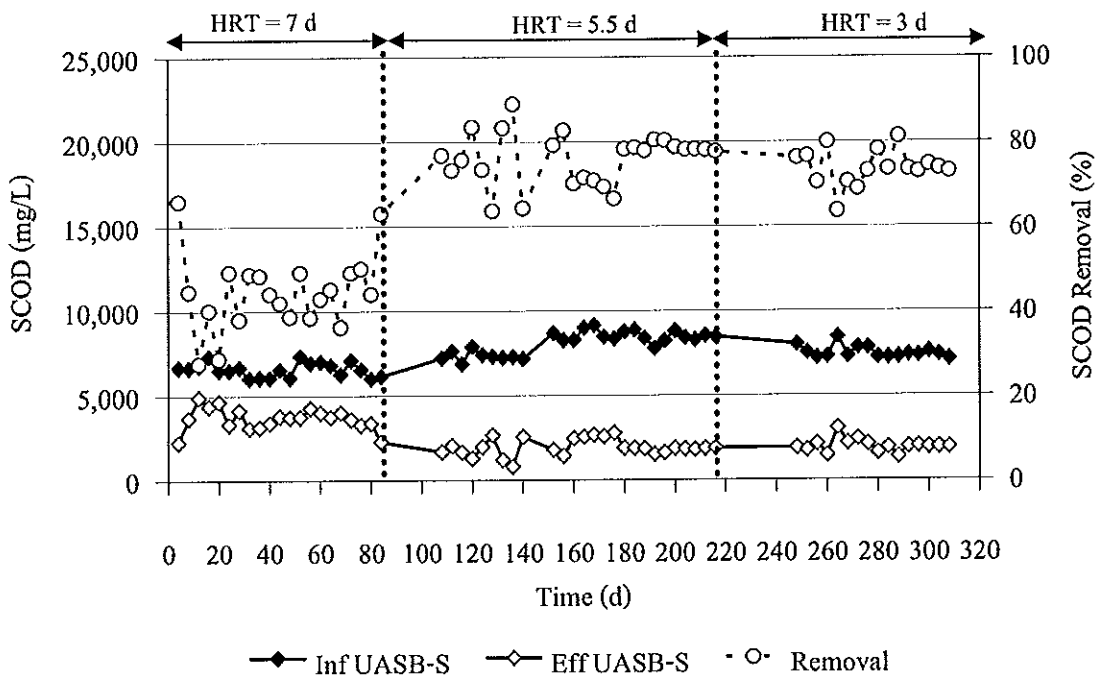
หมายเหตุ: ตัวอักษรที่ต่างกันมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$)

ภาพประกอบ 3-22 ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน

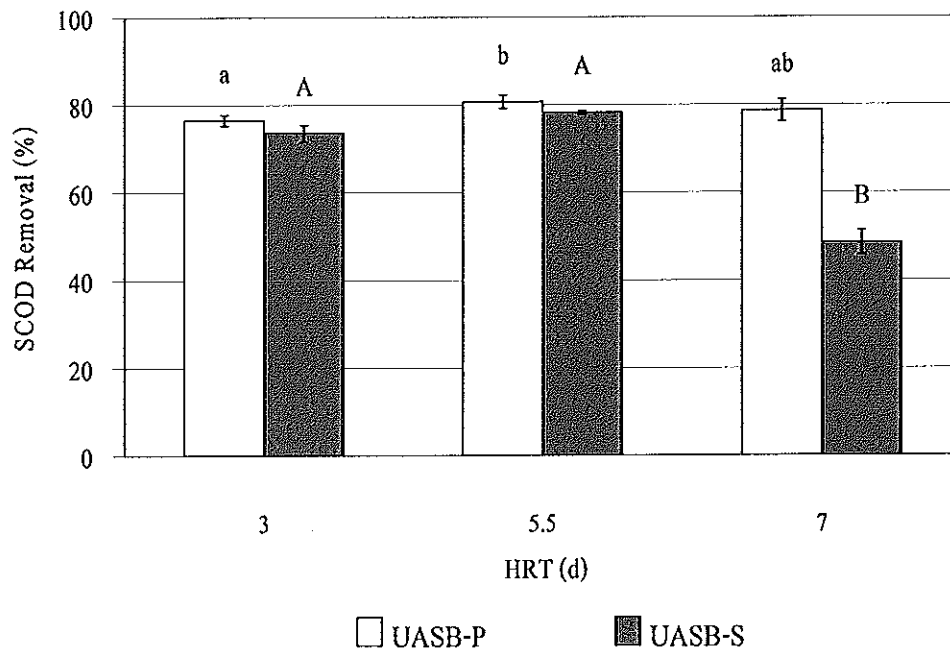
ส่วน SCOD ในน้ำทิ้งของระบบ UASB-P (ภาพประกอบ 3-23) มีค่าค่อนข้างแปรผันในช่วง HRT 7 วัน และเมื่อเข้าสู่ HRT 5.5 วัน พบว่ามี SCOD ในน้ำทิ้งมีค่าค่อยๆ ลดลงในช่วงวันที่ 100-140 หลังจากนั้นเริ่มมีค่าที่คงที่ เนื่องจากระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวและมีประสิทธิภาพในการบำบัดเท่ากับร้อยละ 80.66 ± 1.55 แต่เมื่อเข้าสู่ HRT 3.0 วัน ในช่วงแรกมีค่าแปรผันเล็กน้อย และมีแนวโน้มที่คงที่หลังจากวันที่ 260 โดยมีสาเหตุมาจากการเกิดก๊าซชีวภาพภายในระบบ ซึ่งจะมีปริมาณสูงในช่วงแรกที่เปลี่ยนสภาวะ HRT ซึ่งทำให้ชั้นของตะกอนจุลินทรีย์ภายในระบบถูกดันให้สูงขึ้น และหลุดออกมาน้ำทิ้งของระบบ ส่วนระบบ UASB-S (ภาพประกอบ 3-24) SCOD ในน้ำเสียเข้าระบบมีค่าไม่คงที่ในช่วง HRT 7.0 วัน จึงส่งผลให้ SCOD ในน้ำทิ้งมีค่าค่อนข้างแปรผันและมีประสิทธิภาพในการบำบัดที่ต่ำกว่า HRT อื่นๆ แต่เมื่อเดินระบบเข้าสู่ HRT 5.5 วัน พบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดที่สูงขึ้น และมีค่าเท่ากับร้อยละ 78.19 ± 0.40 เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพในการบำบัด SCOD ของทั้ง 2 ระบบ (ภาพประกอบ 3-25) พบว่าระบบ UASB-P มีประสิทธิภาพในการบำบัดสูงกว่าระบบ UASB-S และมีค่าแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p > 0.05$) ที่ HRT 3 และ 5.5 วัน ซึ่งเนื่องจาก UASB-P มีความเข้มข้นของ SCOD ที่สูงกว่า จึงเป็นแหล่งอาหารที่สำคัญของจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างกรด โดยจุลินทรีย์กลุ่มดังกล่าวจะได้ผลผลิตสุดท้ายเป็น CO_2 , H_2 และ CH_3COOH ซึ่งเป็นสารตั้งต้นที่จุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนใช้ในกระบวนการสร้างก๊าซมีเทน จึงส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ได้ดี



ภาพประกอบ 3-23 SCOD น้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัด SCOD จากระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน



ภาพประกอบ 3-24 SCOD น้ำเสีย น้ำทิ้ง และ ประสิทธิภาพการบำบัด SCOD จากระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน



หมายเหตุ: ตัวอักษรที่ต่างกันมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$)

ภาพประกอบ 3-25 ประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน

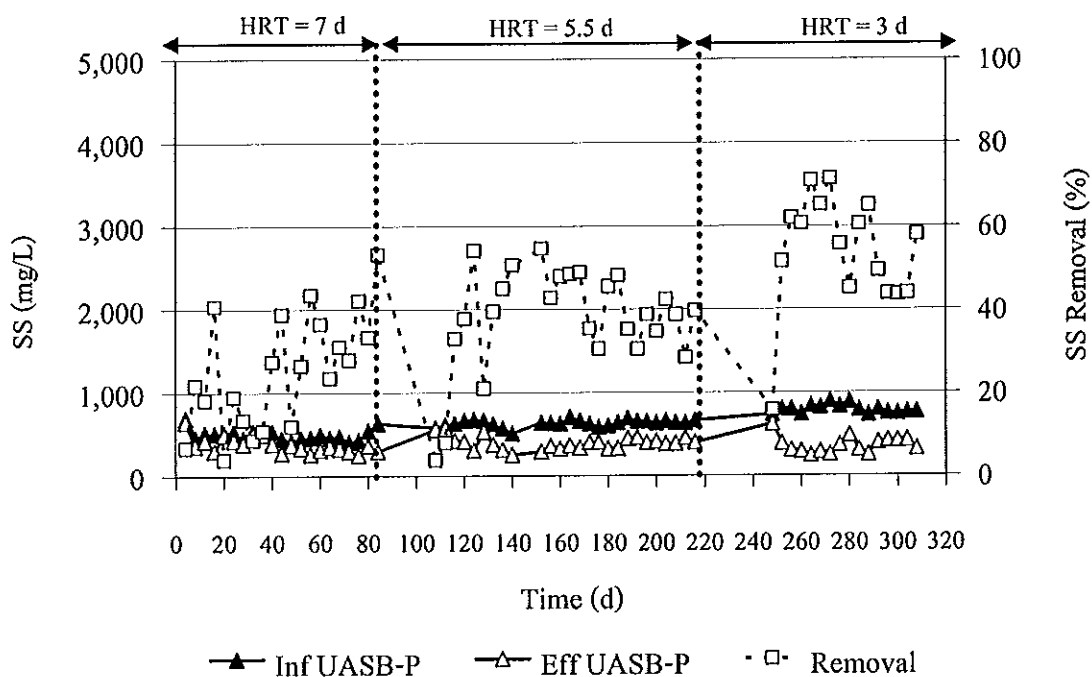
3.4.5 ของแข็งแขวนลอย (Suspended Solid: SS)

ความเข้มข้นของ SS ในน้ำเสียเข้าระบบ UASB-P ที่ HRT 3, 5.5 และ 7 วันมีค่าอยู่ในช่วง 407-893 mg/L และเมื่อพิจารณาความเข้มข้นของ SS ในน้ำทิ้งในแต่ละ HRT พบว่ามีแนวโน้มเพิ่มขึ้น เมื่อ HRT ต่ำลง (ภาพประกอบ 3-26) เนื่องจากในสถานะที่ HRT ต่ำ มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสูง ก๊าซชีวภาพและความเร็วของน้ำเสียที่เพิ่มขึ้น จึงดันชั้นตะกอนอินทรีย์หรือ SS ให้หลุดออกมาที่น้ำทิ้งสูงขึ้น ส่วนระบบ UASB-S (ภาพประกอบ 3-27) มีปริมาณ SS ในน้ำเสียเข้าระบบอยู่ในช่วง 1,210-1,740 mg/L โดยความเข้มข้นในน้ำทิ้งมีแนวโน้มลดลง และค่อนข้างคงที่ เกิดจากการย่อยสลายสารอินทรีย์ในระบบเพื่อเปลี่ยนเป็น VFA และก๊าซชีวภาพ เมื่อระบบอยู่ในสถานะ HRT ต่ำลง

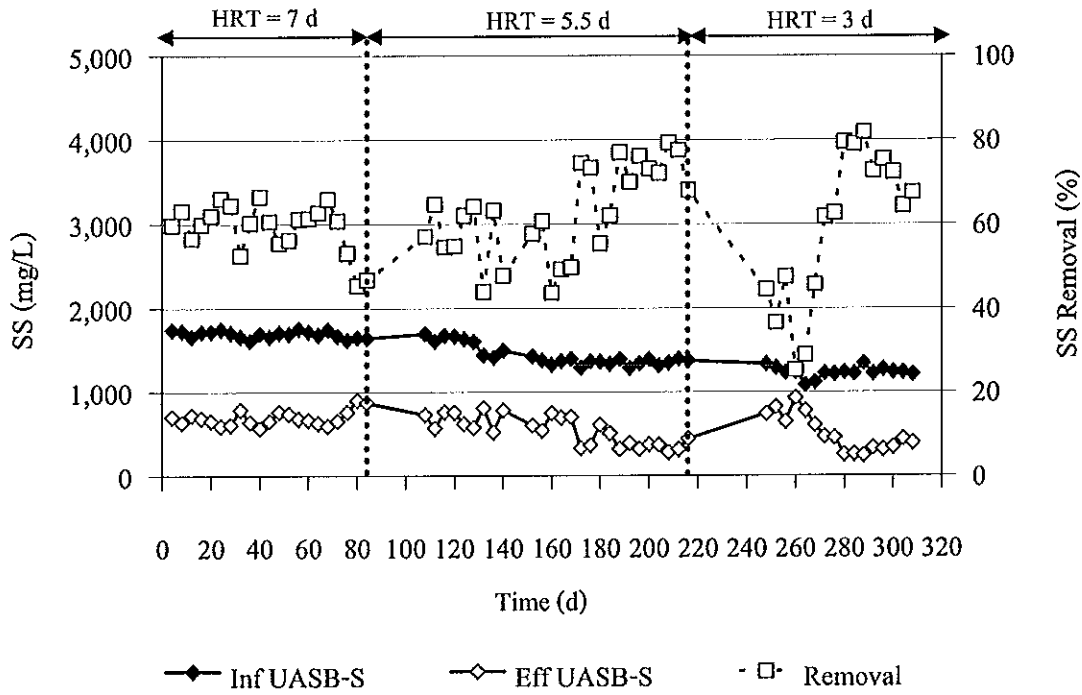
นอกจากนี้เมื่อพิจารณาในแต่ละ HRT ของระบบ UASB-P พบว่า ประสิทธิภาพในการกำจัดมีค่าสูงขึ้น และมีค่าไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p > 0.05$) (ภาพประกอบ 3-28)

ส่วนระบบ UASB-S ที่ HRT 7.0 วัน มีประสิทธิภาพในการกำจัดแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติกับที่ HRT 5.5 และ 3.0 วัน

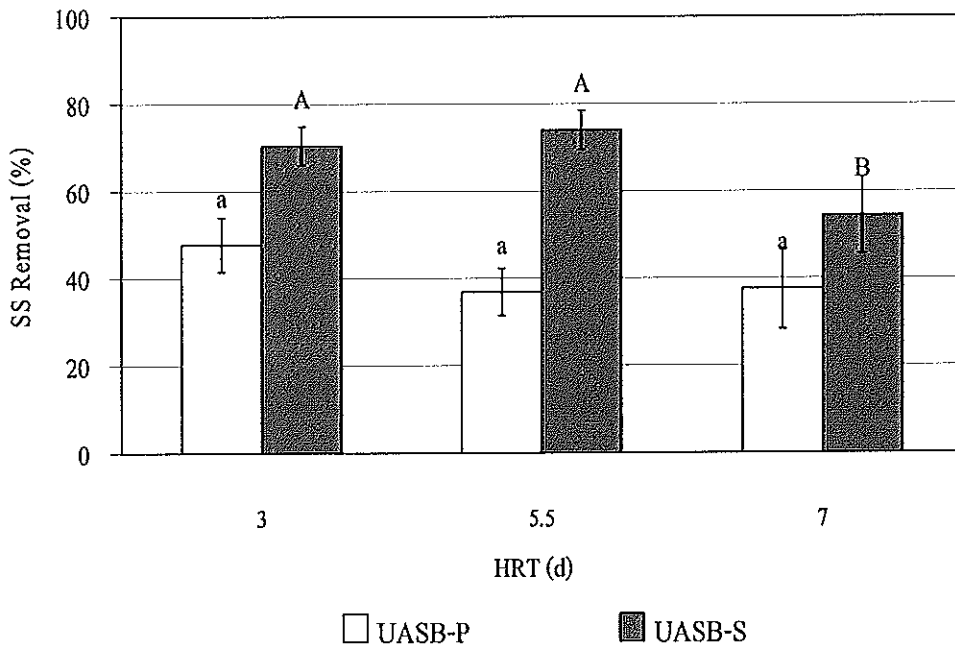
เมื่อพิจารณาทั้ง 2 ระบบ สังเกตได้ว่าประสิทธิภาพในการกำจัด SS เพิ่มขึ้นตามระยะเวลาที่ทำการทดลอง ซึ่งมีผลมาจากการเดินระบบแบบกึ่งต่อเนื่องของระบบ ส่งผลให้จุลินทรีย์มีการปรับตัวเพื่อให้มีสภาพเป็นตะกอนจุลินทรีย์ที่สมบูรณ์ เพื่อรักษาเสถียรภาพของตัวจุลินทรีย์เอง และเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการทำงานของจุลินทรีย์ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ ประกอบกับมีสภาวะภายในระบบที่มีสภาพความเป็นกรด-ด่างที่เหมาะสมกับการทำงานของกลุ่มจุลินทรีย์



ภาพประกอบ 3-26 SS ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน



ภาพประกอบ 3-27 SS ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน



หมายเหตุ: ตัวอักษรที่ต่างกันมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$)

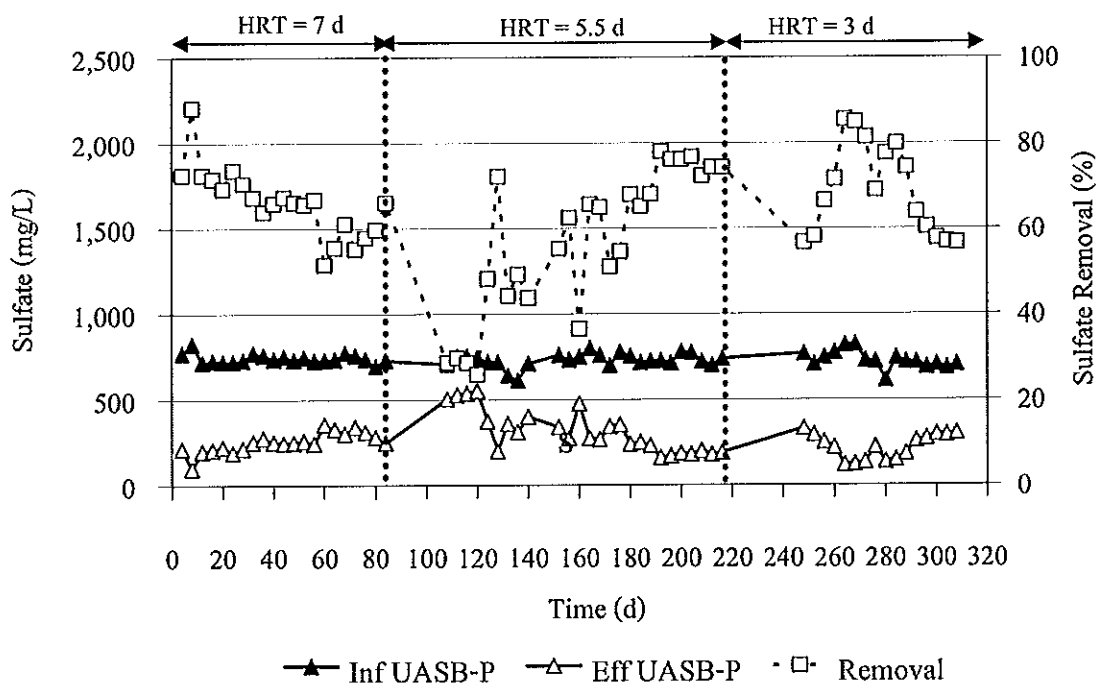
ภาพประกอบ 3-28 ประสิทธิภาพการบำบัด SS ของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน

3.4.6 การบำบัดซัลเฟต และซัลไฟด์

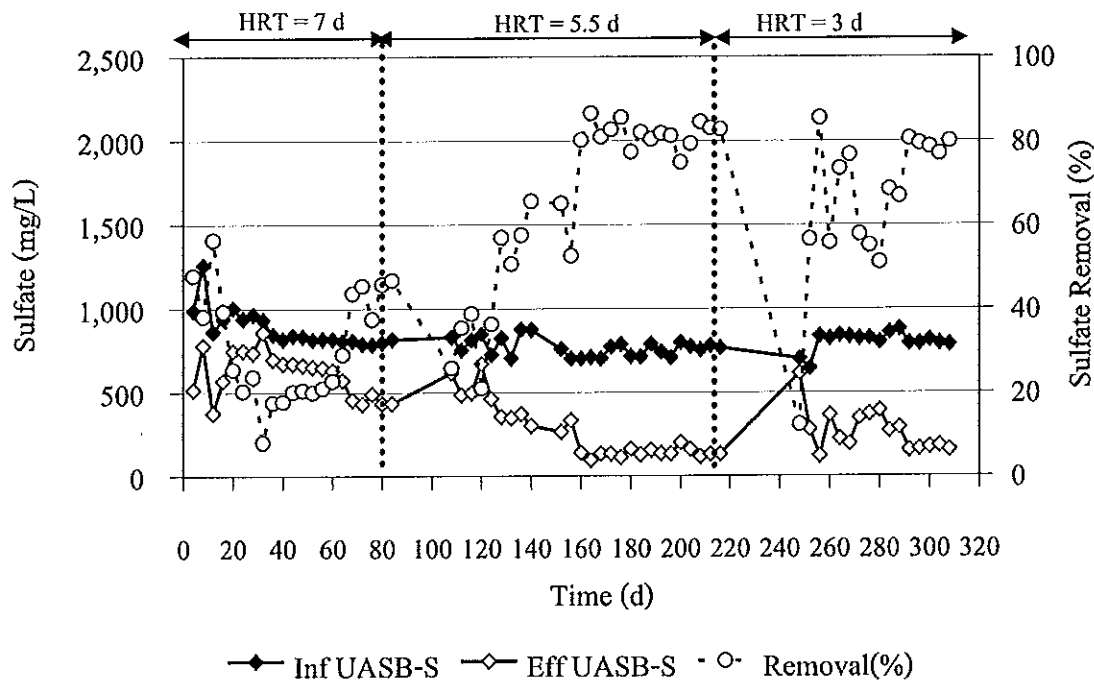
เมื่อพิจารณาระบบ UASB-P ในช่วง HRT 7 วัน พบว่าระบบสามารถบำบัดซัลเฟต ได้ดีในช่วงแรก และค่อยๆ มีค่าลดลง จนเข้าสู่สภาวะคงตัว และมีประสิทธิภาพในการบำบัดเท่ากับร้อยละ 59.39 ± 3.81 (ภาพประกอบ 3-29) หลังจากนั้นทำการเดินระบบที่ HRT 5.5 และ 3 วัน พบว่าระบบมีค่าค่อนข้างแปรผันในช่วงแรก และมีแนวโน้มที่คงที่ โดยมีประสิทธิภาพในการบำบัดสูงขึ้นที่ HRT 5.5 วัน มีค่าเท่ากับร้อยละ 74.75 ± 0.97 เนื่องจากระบบมีความเสถียรมากขึ้น และมีสภาวะ pH ในระบบที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์รีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate reduction bacteria: SRB) แต่เมื่อเดินระบบที่ HRT 3 วัน พบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดลดลงมาก คือมีค่าเท่ากับร้อยละ 59.07 ± 2.21 ซึ่งที่ HRT 5.5 วัน มีค่าแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$) กับสภาวะอื่น ส่วนระบบ UASB-S (ภาพประกอบ 3-30) มีผลการทดลองที่คล้ายคลึงกันคือ เมื่อเดินระบบที่ HRT 7 วัน พบว่าซัลเฟตในน้ำทิ้งมีค่าค่อนข้างแปรผัน และสามารถบำบัดซัลเฟตได้น้อย โดยมีค่าเท่ากับร้อยละ 43.79 ± 5.19 ซึ่งอาจเกิดจากอยู่ในช่วงของการปรับตัวของจุลินทรีย์ภายในระบบ แต่เมื่อเดินระบบเข้าสู่ HRT 5.5 วัน ระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดสูงขึ้น จนมีค่าเท่ากับร้อยละ 80.92 ± 5.88 และ มีค่าลดลงเมื่อเดินระบบเข้าสู่ HRT 3 วัน โดยมีประสิทธิภาพในการบำบัดเท่ากับ ร้อยละ 79.11 ± 1.39 จากประสิทธิภาพในการบำบัดดังกล่าว แสดงให้เห็นว่าระบบ UASB-P และ UASB-S มีความสามารถในการบำบัดซัลเฟตได้เมื่อ HRT ลดลง เนื่องจากระบบมีปริมาณสารอินทรีย์เพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาซัลเฟตรีดักชันและทำให้ซัลเฟตกลายเป็นซัลไฟด์ ซึ่งจากงานวิจัยของ Jeong *et al.* (2009) ในการบำบัดน้ำเสียที่มีซัลเฟตด้วยระบบ continuous anaerobic degradation พบว่ามีประสิทธิภาพในการบำบัดอยู่ในช่วงร้อยละ 35.50-91.53 และเมื่อ COD/ SO₄²⁻ ลดลง ทำให้เกิดการย่อยสลายจากซัลเฟตเป็นซัลไฟด์ ส่งผลให้เกิดการยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์และมีผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ลดลง

เมื่อพิจารณาอัตราส่วน COD/ SO₄²⁻ จากสภาวะคงตัวที่ HRT 7, 5.5 และ 3 วัน พบว่าน้ำทิ้งจากระบบมีอัตราส่วน COD/SO₄²⁻ แตกต่างกัน ดังแสดงในตารางที่ 3-4 สังเกตได้ว่าระบบ UASB-P มีอัตราส่วน COD/SO₄²⁻ ที่สูงกว่าระบบ UASB-S แสดงให้เห็นว่า ภายในระบบมีจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนในปริมาณที่มากกว่า SRB (กัลยา ศรีสุวรรณและคณะ, 2548) และมีความเข้มข้นของซัลเฟตในปริมาณน้อย จึงส่งผลให้จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนในระบบสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดี ซึ่งสอดคล้องกับประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ที่มีค่าสูงขึ้นเช่นกัน นอกจากนี้ยังแสดงให้เห็นว่า ในน้ำเสียมมีความเข้มข้นของ COD มากพอที่ทำให้เกิดปฏิกิริยารีดิวซ์ซัลเฟตและการสร้างก๊าซชีวภาพของจุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนควบคู่กัน ส่วนระบบ UASB-S มีอัตราส่วน COD/SO₄²⁻ ที่ต่ำกว่าระบบ UASB-P บ่งชี้ถึงปริมาณของจุลินทรีย์ SRB และความเข้มข้นซัลเฟต ที่มี

มากกว่า ทำให้ระบบมีประสิทธิภาพในการบำบัดซัลเฟตที่สูงกว่า ซึ่งจะเห็นได้ชัดเจนที่ HRT 5.5 และ 3 วัน นอกจากนี้เมื่อพิจารณาซัลไฟด์ในรูปละลายน้ำ จากการคำนวณด้วยสมการทางเคมี โดยใช้ค่าไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่หาค่าได้จากในก๊าซชีวภาพที่สภาวะคงตัว (ตาราง 3-4) พบว่าระบบ UASB-S มีค่าสูงสุดที่ HRT 3 วัน เนื่องจากเกิดการสะสมภายในระบบ และมีประสิทธิภาพในการบำบัดซัลเฟตสูงกว่าระบบ UASB-P โดยค่าซัลไฟด์ที่คำนวณได้มีค่ามากกว่า 1,000 mg/L ซึ่งเป็นค่าความเข้มข้นที่ก่อให้เกิดความเป็นพิษกับจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนได้ (Smet *et al.*, 1998 และ Isa *et al.*, 1986) และส่งผลให้ระบบ UASB-S มีปริมาณก๊าซชีวภาพเกิดขึ้นต่ำกว่าระบบ UASB-P



ภาพประกอบ 3-29 ซัลเฟตของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-P ที่ค่า HRT ต่างกัน



ภาพประกอบ 3-30 ซัลเฟต ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-S ที่ค่า HRT ต่างกัน

ตารางที่ 3-4 ประสิทธิภาพการบำบัด TCOD, ซัลเฟต และอัตราส่วน $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัว

Reactor	HRT (d)	TCOD	ซัลเฟต	$\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$	H_2S in Biogas (ppm)	H_2S in Liquid* (mg/L)
		Removal (%)	Removal (%)			
		$\bar{x} \pm \text{SD}$	$\bar{x} \pm \text{SD}$	$\bar{x} \pm \text{SD}$	$\bar{x} \pm \text{SD}$	$\bar{x} \pm \text{SD}$
UASB-P	7	47.18±1.61	59.39±3.81 ^a	21.73±0.80	4,553±627	1,782±227
	5.5	73.43±2.80	74.75±0.97 ^b	18.02±1.11	11,422±996	4,470±396
	3	75.67±5.81	59.07±2.21 ^a	22.11±0.50	9,969±778	3,901±280
UASB-S	7	54.33±0.79	43.79±5.19 ^A	11.43±0.40	10,426±623	4,081±148
	5.5	77.55±3.41	80.92±5.88 ^B	10.54±0.80	25,268±1,019	9,889±371
	3	73.27±6.00	79.11±1.39 ^B	11.74±1.40	35,386±980	13,849±780

หมายเหตุ * ได้จากการคำนวณด้วยสมการทางเคมีแสดงในภาคผนวก ข

ตัวอักษรที่ต่างกันมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$)

3.4.7 การบำบัดสารอาหาร

ในการทดลองนี้ ผู้วิจัยได้ทำการศึกษาประสิทธิภาพของระบบในการบำบัดสารอาหารต่างๆ ซึ่งเป็นสิ่งสำคัญของระบบบำบัดแบบไร้อากาศ มีผลการทดลองดังนี้ คือ

3.4.7.1 เจดาห์ไนโตรเจน (Total Kjeldahl Nitrogen: TKN)

จากผลการทดลองที่สภาวะคงตัว พบว่า TKN ในน้ำเสียของระบบ UASB-P และ UASB-S มีค่าดังแสดงในตารางที่ 3-5 เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพในการบำบัด TKN ของระบบ UASB-P และ UASB-S พบว่า มีประสิทธิภาพในการบำบัดมีค่าไม่สูงมากนัก เนื่องจากโดยปกติการบำบัดไนโตรเจนไม่สามารถกระทำได้ด้วยกระบวนการบำบัดทางชีวภาพแบบไร้อากาศเพียงอย่างเดียว แต่ต้องอาศัยระบบบำบัดแบบใช้อากาศควบคู่กันไปด้วย เมื่อพิจารณาระบบ UASB-P พบว่ามีประสิทธิภาพการบำบัดสูงสุดที่ HRT 7.0 วัน มีค่าเฉลี่ยเท่ากับร้อยละ 27.51 และมีประสิทธิภาพการบำบัดลดลงเมื่อ HRT ลดลง ส่วนระบบ UASB-S มีประสิทธิภาพการบำบัดที่ HRT 7.0 วัน เฉลี่ยร้อยละ 38.31 และมีประสิทธิภาพการบำบัดลดลงเมื่อ HRT ลดลงเช่นกัน สอดคล้องกับค่า TCOD ที่มีประสิทธิภาพการบำบัดลดลง นอกจากนี้ยังพบว่า TKN ในน้ำทิ้งมีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากเกิดการย่อยสลายโปรตีนในทางน้ำยาง จึงทำให้ปริมาณ TKN เพิ่มขึ้น และส่งผลให้ประสิทธิภาพการบำบัด TKN ลดลง

เมื่อพิจารณาอัตราส่วนธาตุอาหาร (Nutrients) ที่สำคัญในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศในรูปของ TCOD:TKN ซึ่งควรมีค่าเท่ากับ 100:1.1 (McCarty, 1964 อ้างถึงใน อติสราร วงศ์กิตติวิมล, 2543) จากตารางที่ 3-6 อัตราส่วน TCOD:TKN ในน้ำทิ้งของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ HRT 5.5 และ 3 วัน ในสภาวะคงตัวมีค่า 100:2.2, 100:2.2, 100:2.6 และ 100:2.4 ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นได้ว่า มีค่า TKN สูงกว่าค่าที่แนะนำข้างต้น ทั้งนี้เนื่องจากภายในระบบมีการย่อยสลาย TCOD ได้ดีกว่าการย่อยสลาย TKN ส่งผลให้อัตราส่วน TKN มีค่าสูง แสดงให้เห็นว่าภายในระบบมีธาตุอาหารที่เพียงพอสำหรับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ โดยไม่จำเป็นต้องมีการเติมไนโตรเจนให้กับระบบ แต่ทั้งสองระบบมีอัตราส่วน TCOD:TKN ในน้ำทิ้งที่ HRT 7 วัน ต่ำกว่าค่าที่แนะนำ โดยระบบ UASB-P มีค่าต่ำกว่าระบบ UASB-S เล็กน้อย จึงส่งผลให้จุลินทรีย์ภายในระบบมีสารอาหารที่ไม่เพียงพอ จนส่งผลต่อการทำงานของจุลินทรีย์ภายในระบบ ทำให้ต้องใช้เวลาในการปรับตัวค่อนข้างนาน เพื่อให้ระบบมีความเสถียร ซึ่งเห็นได้จากในช่วง HRT 7 วัน ระบบ UASB-P ยังอยู่ในสภาพที่ไม่เสถียร ส่งผลให้มีประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ได้น้อย และมีค่าค่อนข้างแปรผัน แต่เมื่อเปรียบเทียบกับอัตราส่วน TCOD:TKN จากการศึกษาของอาแอะเซาะ เคนดารา (2548) ซึ่งทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียจากโรงงานน้ำยางขั้นที่ตั้งอยู่ในจังหวัดสงขลาทั้งหมด 7 โรงงาน ดังแสดงในตารางที่ 3-6 พบว่า โรงงาน โดยส่วนใหญ่ มีอัตราส่วน TCOD:TKN สูงกว่าค่าที่

แนะนำ และมีค่าในน้ำทิ้งต่ำกว่าน้ำเสียเข้า แสดงให้เห็นถึงความสามารถในการใช้ไปของจุลินทรีย์
ภายในระบบ

ตารางที่ 3-5 TKN ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดจากระบบ UASB-P และ UASB-S
ในสถานะคงตัวที่ HRT ต่างกัน

Treatment	HRT (d)	TKN (mg/L)				TKN
		Influent		Effluent		Removal (%)
		Range	$\bar{x} \pm SD$	Range	$\bar{x} \pm SD$	$\bar{x} \pm SD$
UASB-P	7	102-110	106±3	75-79	77±3	27.51±2.97
	5.5	96-104	101±3	73-88	78±6	22.67±5.64
	3	100-105	102±3	81-90	84±5	17.18±4.75
UASB-S	7	68-78	73±4	42-49	45±7	38.31±7.33
	5.5	68-72	70±2	36-58	49±9	30.92±9.41
	3	85-91	87±2	54-77	61±9	29.95±9.37

ตารางที่ 3-6 TCOD:TKN ของน้ำเสียและน้ำทิ้งของงานวิจัยของอาแอสေး เค่นคารา และระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน

ลำดับ			HRT (d)	TCOD	TKN
1	โรงงานที่ 1	Inf	-	100	6.2
		Eff	-	100	4.8
2	โรงงานที่ 2	Inf	-	100	6.2
		Eff	-	100	19.7
3	โรงงานที่ 3	Inf	-	100	1.6
		Eff	-	100	1.4
4	โรงงานที่ 4	Inf	-	100	2.2
		Eff	-	100	0.4
5	โรงงานที่ 5	Inf	-	100	6.4
		Eff	-	100	4.2
6	โรงงานที่ 6	Inf	-	100	3.8
		Eff	-	100	0.9
7	โรงงานที่ 7	Inf	-	100	0.8
		Eff	-	100	0.4
8	UASB-P	Inf	7	100	0.7
		Eff	7	100	0.9
	UASB-P	Inf	5.5	100	0.8
		Eff	5.5	100	2.2
	UASB-P	Inf	3	100	0.7
		Eff	3	100	2.2
9	UASB-S	Inf	7	100	0.8
		Eff	7	100	1.1
	UASB-S	Inf	5.5	100	0.9
		Eff	5.5	100	2.6
	UASB-S	Inf	3	100	0.9
		Eff	3	100	2.4

หมายเหตุ ลำดับที่ 1-7 มาจากงานวิจัยของอาแอสေး เค่นคารา (2548)

ลำดับที่ 8-9 มาจากงานวิจัยชิ้นนี้

3.4.7.2 แอมโมเนียไนโตรเจน (Ammonia Nitrogen: $\text{NH}_4^+\text{-N}$)

จากการทดลอง $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ในน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบ UASB-S และ UASB-P ในสภาวะคงตัว ที่ HRT 7.0, 5.5 และ 3.0 วัน มีค่าแสดงดังตารางที่ 3-7 ซึ่งสังเกตได้ว่าค่า $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ในน้ำเสียของทั้งสองระบบมีค่าใกล้เคียงกัน และเมื่อพิจารณาความเข้มข้น $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ในน้ำทิ้ง พบว่าความเข้มข้นมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเมื่อ HRT ลดลง ส่วนประสิทธิภาพในการบำบัดทั้ง 2 ระบบมีค่าน้อยกว่าร้อยละ 50 (ภาพประกอบ 3-32) เนื่องจาก $\text{NH}_4^+\text{-N}$ บางส่วนอาจไปอยู่ในรูปของแอมโมเนียและสามารถรวมตัวกับน้ำ และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแอมโมเนียมไบคาร์บอเนต (NH_4HCO_3) ซึ่งเป็นบัฟเฟอร์ที่สำคัญให้กับระบบ นอกจากนี้ยังพบว่าความเข้มข้นของน้ำทิ้งจากระบบ UASB-S และ UASB-P มีความเข้มข้นที่เหมาะสมกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ คืออยู่ในช่วง 50-200 mg/L (กรมควบคุมมลพิษ, 2546ข)

ตารางที่ 3-7 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัดของระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน

Treatment	HRT (d)	$\text{NH}_4^+\text{-N}$ (mg/L)				Removal (%)
		Influent		Effluent		
		Range	$\bar{x} \pm \text{SD}$	Range	$\bar{x} \pm \text{SD}$	
UASB-P	7	54-61	58±3	36-52	47±6	19.35
	5.5	57-68	62±3	45-55	56±1	21.58
	3	57-66	70±3	54-58	55±2	10.91
UASB-S	7	44-52	48±3	32-39	36±3	23.94
	5.5	45-56	51±4	38-43	37±2	21.14
	3	67-75	70±3	54-58	55±2	21.24

3.4.7.3 บีโอดี (Biochemical Oxygen Demand: BOD_5)

BOD_5 เป็นพารามิเตอร์ที่ทำเฉพาะช่วงในสภาวะคงตัว โดยมีค่า BOD_5 ในน้ำเสียและน้ำทิ้งของระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวดังแสดงในตารางที่ 3-8 ซึ่งในกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ อัตราส่วน BOD_5 : TCOD สามารถแสดงถึงความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ทางชีวภาพ โดยจากการทดลอง พบว่าอัตราส่วน BOD_5 : TCOD ในน้ำทิ้งของทั้งสองระบบมีอัตราส่วนต่ำกว่าน้ำเสียเข้าระบบ แสดงให้เห็นว่าจุลินทรีย์สามารถใช้

สารอินทรีย์ในน้ำเสียเพื่อการเจริญเติบโตจึงมีผลให้ BOD_5 ในน้ำทิ้งมีค่าต่ำลง เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพในการบำบัด BOD_5 ของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ HRT ต่างๆ มีค่าสูงกว่าร้อยละ 90 (ตารางที่ 3-8) นอกจากนี้เมื่อ HRT ลดลง (OLR เพิ่มขึ้น) ทำให้ประสิทธิภาพในการบำบัดลดลง และพบว่า การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของ BOD_5 ของน้ำเสียและน้ำทิ้งจะสัมพันธ์กับ TCOD โดยประสิทธิภาพการบำบัด BOD_5 สูงกว่า TCOD เนื่องจากอัตราส่วน BOD_5 : TCOD ในน้ำทิ้งของทั้งสองระบบมีอัตราส่วนต่ำกว่าน้ำเสียเข้าระบบ แสดงให้เห็นว่าในน้ำเสียมีสารอินทรีย์ที่ง่ายต่อการย่อยสลายทางชีวภาพ ทำให้จุลินทรีย์สามารถใช้สารอินทรีย์เหล่านั้นได้ง่าย และสามารถเจริญเติบโตได้ดี ส่งผลให้ BOD_5 ในน้ำทิ้งมีค่าต่ำลง และมีประสิทธิภาพในการบำบัดที่สูงกว่า TCOD

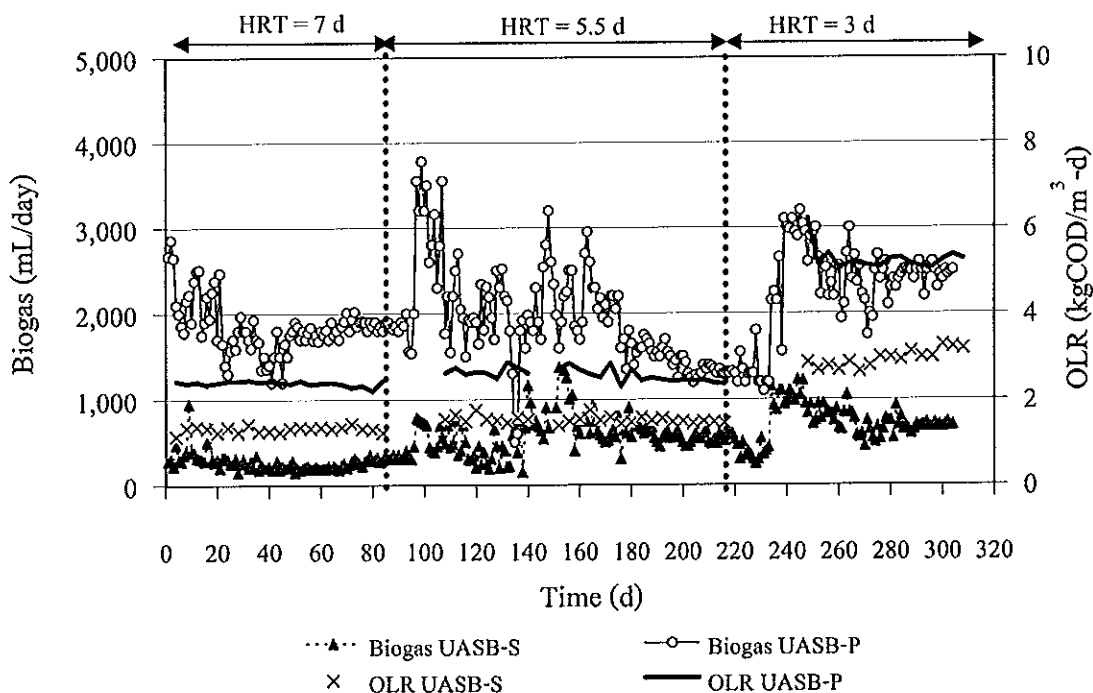
ตารางที่ 3-8 BOD_5 : TCOD ของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และประสิทธิภาพการบำบัด BOD_5 จากระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน

Treatment	HRT (d)	BOD_5 :TCOD		BOD_5 Removal (%)
		Influent	Effluent	
		$\bar{x} \pm SD$	$\bar{x} \pm SD$	
UASB-P	7	0.36±0.07	0.03±0.01	95.25±1.57
	5.5	0.45±0.02	0.06±0.01	96.40±0.08
	3	0.35±0.07	0.07±0.02	95.24±2.69
UASB-S	7	0.55±0.06	0.08±0.02	93.13±1.39
	5.5	0.62±0.03	0.23±0.04	91.56±0.24
	3	0.54±0.09	0.18±0.01	91.38±4.75

3.4.8 อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ

ในการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นในระบบ UASB-P และ UASB-S ใช้วิธีการแทนที่น้ำ โดยปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นเป็นตัวบ่งบอกถึงประสิทธิภาพของระบบบำบัด จากการทดลองพบว่า ปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นในระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ HRT 7, 5.5 และ 3 วัน ดังแสดงในภาพประกอบ 3-31 ซึ่งจากผลการทดลองดังกล่าวแสดงให้เห็นว่าระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ได้ โดยระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ HRT 3 วัน มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสูงสุด โดยมีปริมาณก๊าซชีวภาพเฉลี่ย 695 และ 2,418 mL/day เนื่องจากการลดลงของ HRT และ OLR ที่เพิ่มขึ้น ส่งผลให้สารอินทรีย์ถูกกำจัด และเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพได้อย่างรวดเร็ว

นอกจากนี้ยังสังเกตได้ว่าระบบ UASB-P มีปริมาณก๊าซชีวภาพสูงกว่าระบบ UASB-S เนื่องจากมีปริมาณ TCOD ที่เข้าระบบ UASB-P มีค่ามากกว่าระบบ UASB-S ในแต่ละ HRT ประมาณร้อยละ 69 แต่เมื่อพิจารณาที่ HRT 5.5 วัน ระบบ UASB-P มีอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพลดต่ำลง เนื่องจากน้ำเสียเข้าระบบมีค่า TCOD ลดลงในช่วงท้ายของ HRT และมีค่า SS สูง (ประสิทธิภาพในการบำบัดต่ำ) จึงเกิดการสะสมภายในระบบ ส่งผลให้สารอินทรีย์ภายในระบบไม่สามารถเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพได้ทั้งหมด นอกจากนี้ที่ HRT 5.5 วัน น่าจะเป็นสถานะที่ระบบมีความเสถียรมากกว่าที่ HRT 7.0 วัน ซึ่งเห็นได้จากประสิทธิภาพในการกำจัด TCOD ที่มีค่าสูงกว่าที่ HRT 7 วันและปริมาณก๊าซชีวภาพในช่วงที่เปลี่ยนสถานะจาก HRT 7 เป็น 5.5 วัน ยังมีความแปรผันค่อนข้างสูง เนื่องจากจุลินทรีย์ภายในระบบอยู่ในช่วงการปรับตัวให้คุ้นเคยกับสภาพน้ำเสียที่เข้าระบบ



ภาพประกอบ 3-31 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพของน้ำทิ้งเฉลี่ยที่ HRT ต่างๆ

3.4.9 องค์ประกอบก๊าซชีวภาพ

จากการบำบัดน้ำเสียของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ HRT 7, 5.5 และ 3 วัน พบว่าทั้งสองระบบมีแนวโน้มขององค์ประกอบมีเทนเพิ่มมากขึ้น และมีค่าลดลงเล็กน้อยเมื่อเข้าสู่ HRT 3 วัน (ตารางที่ 3-9) โดยทั้งสองระบบมีองค์ประกอบมีเทนสูงสุดที่ HRT 5.5 วัน เนื่องจาก OLR ที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้จุลินทรีย์ในระบบสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ดี และสอดคล้องกับปริมาณก๊าซ

ชีวภาพที่เพิ่มขึ้น (Paravira *et al.*, 2006) เมื่อพิจารณาปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ในก๊าซชีวภาพ พบว่ามีปริมาณเพิ่มขึ้นทั้งสองระบบ ซึ่งเกิดจากการย่อยสลายซัลเฟตในน้ำเสียให้กลายเป็น H_2S ในรูปก๊าซละลายน้ำ ซึ่งจากการทดลอง พบว่าระบบ UASB-S มีค่า H_2S ในแต่ละสภาวะเพิ่มขึ้น และมีค่าสูงสุดถึง 35,386 ppm ที่ HRT 3.0 วัน จนอาจจะเกิดการสะสมในระบบ ส่งผลให้จุลินทรีย์กลุ่มที่สร้างมีเทนทำงานได้น้อยลง และทำให้ระบบ UASB-S มีปริมาณก๊าซชีวภาพเกิดขึ้นน้อยกว่าระบบ UASB-P ส่วนระบบ UASB-P มีค่า H_2S สูงสุด ที่ HRT 5.5 วัน โดยมีค่าเท่ากับ 11,422 ppm ซึ่งอาจเนื่องจากระบบมีความเสถียรมากขึ้น ส่งผลให้ จุลินทรีย์ SRB ภายในระบบทำงานได้ดี และสอดคล้องกับประสิทธิภาพในการกำจัดซัลเฟต ซึ่งมีค่าสูงกว่าที่ HRT 7 และ 3 วัน

เมื่อพิจารณาอัตราการผลิตมีเทนต่อการกำจัด TCOD (Observed Methane Yield) ของระบบ UASB-P และ UASB-S ที่ HRT ต่างๆ กับค่าแนะนำทางทฤษฎีที่ว่าปริมาณก๊าซมีเทนควรมีค่าเท่ากับ $0.35 L_{\text{methane}}/g \text{ TCOD}_{\text{removed}}$ (MetCalf & Eddy, 2004) โดยการคำนวณจากสมการ (3.6) ซึ่งผลจากการทดลอง พบว่าระบบ UASB-P มีค่า Observed Methane Yield ลดลงเมื่อ HRT ลดลง (ตารางที่ 3-9) ซึ่งที่ HRT 7 วัน มีค่าสูงกว่าค่าทางทฤษฎี เนื่องมาจากระบบยังไม่มีเสถียร และมีค่าที่ค่อนข้างแปรผันจึงส่งผลให้ค่าที่คำนวณได้มีค่าข้างค่อนข้างสูง เกิดจากในสภาวะนี้มีมีค่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์น้อย แต่มีค่า HRT ที่สูงกว่าสภาวะอื่นๆ จึงส่งผลให้จุลินทรีย์ภายในระบบมีระยะเวลาในการปรับตัวและย่อยสลายนานกว่าสภาวะอื่นๆ โดยทางผู้วิจัยได้ตัดค่าการคำนวณที่วันที่ 68 ออกไป 1 ค่า (ทำให้เหลือค่าในการคำนวณแค่ 4 ค่าในช่วงสภาวะคงตัว) เนื่องจากมีค่าที่ไม่ใกล้เคียงกับค่าในวันอื่นๆ ที่สภาวะคงตัว ส่วนระบบ UASB-S พบว่ามีอัตราการผลิตมีเทนต่อการกำจัด COD มีค่าต่ำกว่าค่าทางทฤษฎี เนื่องด้วยลักษณะน้ำเสียเข้าระบบมีตะกอนของแข็งแขวนลอยปะปนอยู่ เมื่อป้อนเข้าระบบเกิดการเก็บสะสมอยู่ในระบบ กล่าวคือ ของแข็งแขวนลอยบางส่วนถูกย่อยสลายอย่างช้าๆ และอีกส่วนหนึ่งตกตะกอนและบางส่วนลอยอยู่บนผิวน้ำน้ำเสียในระบบ ทำให้ปริมาณสารอินทรีย์ที่หายไปไม่ได้ถูกเปลี่ยนไปเป็นก๊าซชีวภาพทั้งหมด (กัญญารัตน์ สดุษฎ์พงศ์ ที่รรม, 2550)

$$\text{Observed Methane Yield} \quad = \quad \frac{\text{Total biogas production (L/d)} \times \% \text{CH}_4}{[\text{COD}_{\text{inf}} (\text{g/L}) - \text{COD}_{\text{eff}} (\text{g/L})] \times Q (\text{L/d})} \quad (3.6)$$

$(L_{\text{methane}}/g\text{COD}_{\text{removed}})$

ตารางที่ 3-9 การเปรียบเทียบผลการวิเคราะห์ก๊าซมีเทนในห้องปฏิบัติการที่เกิดขึ้นจากการบำบัดน้ำเสียของระบบ UASB-P และ UASB-S ในสภาวะคงตัวที่ HRT ต่างกัน

Treatment	HRT (d)	Biogas Production	Methane	Observed Methane Yield
		Average (mL/d) $\bar{x} \pm SD$	(%)	($L_{\text{methane}} / g \text{TCOD}_{\text{removed}}$) $\bar{x} \pm SD$
UASB-P	7	1,896±96	71.51±0.18 ^a	0.53±0.13*
	5.5	1,262±58	80.47±1.67 ^b	0.31±0.02
	3	2,418±129	77.39±1.56 ^b	0.24±0.01
UASB-S	7	272±30	68.71±0.14 ^A	0.14±0.07
	5.5	550±57	76.81±1.70 ^B	0.20±0.02
	3	695±27	73.45±1.48 ^{AB}	0.11±0.01

หมายเหตุ *เป็นค่าเฉลี่ยที่สภาวะคงตัว โดยไม่คิดค่าของวันที่ 68

ตัวอักษรที่ต่างกันมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$)

3.5 ผลการประเมินค่าใช้จ่ายในการผลิตยางสกิม

ในกระบวนการผลิตของอุตสาหกรรมการผลิตน้ำยางข้น จะทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ 2 ส่วน คือ น้ำยางข้นและหางน้ำยาง ซึ่งน้ำยางข้นจะถูกนำไปแปรรูปเป็นผลิตภัณฑ์ต่างๆ ส่วนหางน้ำยางจะนำไปผลิตเป็นยางสกิม โดยอาศัยกรดซัลฟูริกในกระบวนการจับตัว จากกระบวนการผลิตยางสกิม ดังกล่าวมีปัจจัยที่เกี่ยวข้อง ดังแสดงในตารางที่ 3-10

ตารางที่ 3-10 ปัจจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการผลิตยางสกิม

ปัจจัย	กระบวนการผลิตยางสกิม	
	การจับตัวด้วยกรดซัลฟูริก	การ Creaming ด้วยพอลิเมอร์ A 702
1.ค่าสารเคมี	0.8 Baht/kg ยางแห้ง*	52.5 Baht/kg ยางแห้ง** 2.63 Baht/kg ยางแห้ง** (นำกลับมาใช้ใหม่)
2.พลังงาน		
2.1 ไฟฟ้า	98.28 kW-h***	103.51 kW-h**
2.2 เชื้อเพลิง	4.55 kg***	4.55 kg***
3.ระยะเวลา	15-30 minute	12-24 h
4.อุปกรณ์	-บ่อจับตัวหางน้ำยาง -ใบพัดสำหรับการกวนจับตัว	-ถังแยกหางน้ำยางครีมสำหรับการ Creaming -ใบพัดสำหรับการกวนผสมสาร Creaming -อุปกรณ์การให้ความร้อนสำหรับการดึงกลับสารพอลิเมอร์
5.สิ่งแวดล้อม	-ไอกรด ก่อให้เกิดการระคายเคืองต่อผิวหนังและระบบทางเดินหายใจ -ส่งผลให้มีปริมาณซัลเฟตในระบบบำบัดน้ำเสียเพิ่มขึ้น และก่อให้เกิดก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์	-มีก๊าซชีวภาพเป็นผลพลอยได้ และสามารถนำมาผลิตเป็นพลังงาน สำหรับใช้ใน โรงงาน อุตสาหกรรมได้ -ช่วยลดปริมาณซัลเฟตและก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ ในระบบบำบัดน้ำเสีย

หมายเหตุ วิธีการคำนวณแสดงในภาคผนวก ง

* ค่าคำนวณจากการใช้กรดซัลฟูริก 20.44 kg ในการผลิตและที่ราคากรดซัลฟูริก 4 Baht/kg

** ค่าคำนวณจากการใช้พอลิเมอร์ A702 0.6% โดยน้ำหนักและที่ราคา 350 Baht/kg (ราคาในช่วงเดือน กุมภาพันธ์ 2553) และในขั้นตอนการนำกลับมาใช้ใหม่จะใช้สาร A702 ใหม่ 5% + สาร A702 recovery 95%

*** ข้อมูลจากรายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์ โครงการการเสริมสร้างศักยภาพการจัดการสิ่งแวดล้อมของ อุตสาหกรรมยางพาราไทย โดยมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

จากตารางที่ 3-10 จะเห็นได้ว่า การใช้กรดซัลฟูริกในการผลิตยางสกิมมีค่าใช้จ่ายในส่วน
ของสารเคมี พลังงาน อุปกรณ์และใช้เวลาในการจับตัวน้อยกว่าการใช้สารพอลิเมอร์ แต่เมื่อ
พิจารณาในส่วนปัจจัยทางด้านสิ่งแวดล้อม พบว่าการใช้กรดซัลฟูริกก่อให้เกิดอันตรายต่อสุขภาพ
และผลกระทบต่อระบบบำบัดน้ำเสีย ทั้งนี้หากมีการใช้พอลิเมอร์ทดแทนกรดซัลฟูริก อาจส่งผล
ดีต่อระบบบำบัดน้ำเสียและพลังงานที่ใช้ เนื่องจากมีผลพลอยได้เป็นก๊าซชีวภาพ ซึ่งสามารถ
นำมาใช้ผลิตเป็นพลังงานสำหรับใช้ในโรงงานได้ ถึงแม้จะมีค่าใช้จ่ายในส่วนของสารเคมีที่
ค่อนข้างสูงและมีอุปกรณ์ที่เพิ่มมากขึ้น แต่ก็นำมามีความคุ้มค่าในระยะยาว นอกจากนี้ยังพบว่า
พอลิเมอร์ A 702 อาจยังมีข้อจำกัดในการนำไปใช้ในอุตสาหกรรม ดังนี้ คือ

ข้อจำกัดของการใช้พอลิเมอร์ A 702

1. ยังไม่มีการใช้งานในระดับอุตสาหกรรม เนื่องจากต้องมีการจัดการที่ดีเกี่ยวกับระบบการ
ใช้งานพอลิเมอร์ A 702 ซึ่งประกอบด้วยถังลอยตะกอนขนาดใหญ่ สำหรับใช้ในกระบวนการ
Creaming และระบบการให้ความร้อนเพื่อตกตะกอนพอลิเมอร์ออกจากหางน้ำยาง

2. กระบวนการ Creaming เป็นกระบวนการที่ใช้เวลา เพื่อดึงเนื้อยางแยกออกจากน้ำซีรัม
โดยใช้เวลาประมาณ 20-24 ชั่วโมง โดยสาร Creaming จะต้องมีการกระจายตัวที่ดี ดังนั้นการ
ประยุกต์ใช้งานในระดับอุตสาหกรรม นอกจากการปรับปรุงกระบวนการกวนสาร Creaming ให้
กระจายตัวได้ดีแล้ว จึงต้องมีถัง Creaming เพียงพอกับปริมาณหางน้ำยางที่มีมากกว่า 200 ตัน/วัน

3. กระบวนการดึงกลับสารพอลิเมอร์ A 702 ต้องใช้อุณหภูมิ 90 องศาเซลเซียส ในการให้
ความร้อน ซึ่งทำให้ต้องใช้พลังงานร้อนสูงในกระบวนการนี้

บทที่ 4

บทสรุปและข้อเสนอแนะ

4.1 บทสรุป

จากการศึกษาประสิทธิภาพและศักยภาพของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศในการผลิตก๊าซชีวภาพของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวเนื้อเยื่อด้วยพอลิเมอร์ (WP) ในระดับห้องปฏิบัติการภายใต้อุณหภูมิห้อง โดยแบ่งออกเป็น 2 การทดลอง คือ การทดลองที่ 1 เป็นการศึกษาในระดับ pH ที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวของเนื้อเยื่อด้วยพอลิเมอร์ (WP) ด้วยการหมักแบบกะ (Batch) ที่ระดับ pH ต่างๆ ด้วยขวดแก้ว ขนาด 1 L ปริมาตรใช้งานจริง 0.5 L และการทดลองที่ 2 เป็นการศึกษาประสิทธิภาพในการบำบัดด้วยระบบ UASB-P ที่เดินระบบโดยใช้ตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ผสมกับน้ำล้าง (WPW) เปรียบเทียบกับระบบ UASB-S ที่ใช้ตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริกจากกระบวนการผลิตยางสกินผสมกับน้ำล้าง (WSW) ที่ HRT ต่างๆ ด้วยถังปฏิกรณ์แบบ UASB จำนวน 2 ชุด ทำด้วยอะคริลิก ที่มีปริมาตรการใช้งานจริง 2 L สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

4.1.1 การทดลองที่ 1 ระดับ pH ที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวของเนื้อเยื่อด้วยพอลิเมอร์ด้วยการหมักแบบกะ (Batch) ที่ระดับ pH ต่างๆ

1) ในชุดขวดหมักที่ระดับ pH ต่างๆ pH เริ่มต้นมีแนวโน้มลดลงเรื่อยๆ ตามระยะเวลาการหมักและไม่สามารถรักษาระดับ pH ให้เป็นกลางได้ตลอดทั้งการทดลอง (12 วัน) เนื่องจากมีการสะสมของ VFA ภายในชุดขวดหมัก

2) สภาพะการทำงานของระบบที่ระดับ pH เริ่มต้นต่างกันสามารถบำบัดสารอินทรีย์ในรูปของ TCOD ที่เปลี่ยนไปเป็นก๊าซชีวภาพได้สูงสุดที่ pH 7.0 เท่ากับร้อยละ 63.39

3) มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสูงสุดเท่ากับ $2,899 \pm 236$ mL ที่ ระดับ pH 7.0 โดยมีองค์ประกอบก๊าซมีเทนเฉลี่ยที่สภาวะคงตัว ร้อยละ 2.40 ± 0.12 มีอัตราการผลิตก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพเฉลี่ยสูงสุด 0.012 L $\text{CH}_4/\text{gTCOD}_{\text{removed}}$ และสามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ 0.49 ± 0.08 L/gCOD เมื่อเปรียบเทียบกับระดับ pH เริ่มต้นอื่นๆ

4.1.2 การทดลองที่ 2 ประสิทธิภาพและศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพจากระบบยูเอสบีของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวของน้ำยาล้างด้วยกรดซัลฟูริกและพอลิเมอร์

1) จากการเดินระบบที่รับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยพอลิเมอร์ (UASB-P) และระบบรับน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับตัวด้วยกรดซัลฟูริก (UASB-S) พบว่า ทั้ง 2 ระบบสามารถรักษาระดับ pH ให้เป็นกลางได้ตลอดทั้งการทดลอง โดยไม่มีปัญหาจากการสะสมของ VFA เนื่องจากมีการปรับ pH น้ำเสียเข้าระบบให้มีค่า 7.06 ± 0.12 และ 7.03 ± 0.11 ส่งผลให้ระบบมีบัพเฟอร์ที่เพียงพอสำหรับด้านทานการเปลี่ยนแปลงภายในระบบได้

2) ความเข้มข้นของ VFA และ Alkalinity ในแต่ละ HRT มีค่าอยู่ในช่วงที่เหมาะสมสำหรับการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ และมีค่า VFA/Alkalinity ต่ำกว่า 0.4 ในทุกสถานะ ส่งผลให้ระบบมีบัพเฟอร์ในการต้านทานการเปลี่ยนแปลงของ pH ได้

3) สถานะการทำงานของระบบ UASB-P สามารถบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียในรูป TCOD สูงสุดที่ HRT 3 วัน มีค่าเท่ากับร้อยละ 75.67 ± 5.81 ส่วนระบบ UASB-S ที่สถานะคงตัวสามารถบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียในรูป TCOD สูงสุดที่ HRT 5.5 วัน โดยมีค่าเท่ากับร้อยละ 77.55 ± 3.41 โดยทั้งสองระบบไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$)

4) สถานะการทำงานที่ระบบ UASB-P และ UASB-S ที่สถานะคงตัวสามารถบำบัดสารอินทรีย์ในน้ำเสียในรูป SCOD สูงสุดที่ HRT 5.5 วัน โดยมีค่าเท่ากับร้อยละ 80.66 ± 1.55 และ 78.19 ± 0.40 ตามลำดับ ซึ่งไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$)

5) มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสูงสุดของระบบ UASB-P และ UASB-S เฉลี่ยที่สถานะคงตัวเท่ากับ $2,418 \pm 129$ และ 695 ± 27 mL/d ตามลำดับ ที่ HRT 3 วัน และองค์ประกอบก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพสูงสุดที่ HRT 5.5 วัน ซึ่งค่าเฉลี่ยที่สถานะคงตัวเท่ากับร้อยละ 80.47 ± 1.67 และ 76.81 ± 1.70 ตามลำดับ ซึ่งไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p < 0.05$)

4.2 ข้อเสนอแนะในการทำวิจัยเพิ่มเติม

1) จากการทดลองที่ 1 พบว่า pH ในชุดขวดหมักมีค่าลดลง เนื่องจากการสะสมของ VFA ตามระยะเวลาการหมักและไม่สามารถรักษาระดับ pH ได้ตลอดทั้งการทดลอง ดังนั้นน่าจะมียุทธศาสตร์ pH ในชุดขวดหมักด้วยการเติมสารเคมีเพื่อปรับ pH ในชุดขวดหมักให้มีค่าที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์ภายในชุดขวดหมัก

2) ควรศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดของระบบ UASB โดยใช้พอลิเมอร์ชนิดอื่น ๆ

บรรณานุกรม

กรมควบคุมมลพิษ. 2548. แนวปฏิบัติที่ดีด้านการป้องกันและลดมลพิษอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น (ออนไลน์). เข้าถึงได้จาก <http://infofile.pcd.go.th/water/rubbertree.pdf>. (19/10/49)

กรมควบคุมมลพิษ. 2546ก. คู่มือวิชาการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศเล่ม 1 (ออนไลน์). เข้าถึงได้จาก www.pcd.go.th/count2ptehdl.cfm?File Name=anair_manual1.pdf. (7/11/49)

กรมควบคุมมลพิษ. 2546ข. คู่มือวิชาการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศเล่ม 2 (ออนไลน์). เข้าถึงได้จาก www.pcd.go.th/count2ptehdl.cfm?File Name=anair_manual2.pdf. (4/11/49)

กรมโรงงานอุตสาหกรรม. 2545. ตำราระบบบำบัดมลพิษน้ำ ฉบับที่ 5 สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย

กัญญารัตน์ สฤกษ์พงศ์ทิธม. 2550. ผลการปรับพีเอชด้วยเถ้าไม่ยางพาราและอัตราส่วนการสูบลกลับน้ำทิ้งต่อสมรรถภาพการทำงานของถังปฏิกรณ์ไร้อากาศแบบผ่านกันในการบำบัดน้ำเสียโรงงานน้ำยางชั้น. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาการจัดการสิ่งแวดล้อม คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

กัลยา ศรีสุวรรณ. 2540. การปรับปรุงระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศของโรงงานน้ำยางชั้น. รายงานการวิจัย ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

กัลยา ศรีสุวรรณ, เกียรติศักดิ์ พันธุ์พงศ์, และ จันทิมา ชั่งสิริพร. 2548. การกำจัดซัลเฟตในกระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศแบบที่ละเท การประชุมวิชาการทางวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ครั้งที่ 4 วันที่ 8-9 ธันวาคม 2548

เกรียงศักดิ์ อุคมสินโรจน์. 2542. การบำบัดน้ำเสีย โรงพิมพ์สยามสเตชันซัพพลายส์: กรุงเทพฯ.

- แกมกาญจน์ รักษาพรหมณ์. 2539. การประเมินสภาพไฮโดรเจนซัลไฟด์ในบ่อหมักไร้อากาศของระบบบำบัดน้ำเสียโรงงานน้ำยาง, วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาการจัดการสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- ขนิษฐา หทัยสมิทธิ์. 2547. การบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางข้น โดยระบบยูเอเอสบีแบบ 2 ขั้นตอน, วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเคมีอุตสาหกรรม คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- จุไรรัตน์ นิตยพัฒน์. 2551. ผลกระทบของการใช้พอลิเมอร์ในการครีมหางน้ำยางธรรมชาติต่อคุณภาพน้ำทิ้ง, วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
- บุญธรรม นิธิอุทัย, พรพรรณ นิธิอุทัย และ ปรีชา ป็องภัย. 2531. เทคโนโลยีน้ำยางข้น หน้า 87-92.
- ปรีชา ป็องภัย, อติศัย รุ่งวิชานีวัฒน์, ทฤษฎีการเซนตริฟิวจ์และกระบวนการ, วารสารยางและพอลิเมอร์, 4(3), 2543, 1-3.
- พรพรรณ นิธิอุทัย. 2530. วิทยาศาสตร์พอลิเมอร์ คณะวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ วิทยาเขตปัตตานี
- พัฒนวรรณ วิทยกุล. 2544. การบำบัดซัลเฟตและก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ในน้ำเสียจากโรงงานน้ำยางข้นด้วยระบบไร้อากาศและระบบกรองทางชีวภาพ, วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- มันสิน คัตกุลเวศน์. 2542. เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม เล่ม 2, สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 9/9-9/35
- วราภรณ์ ขจรไชยกูล. 2531. การผลิตยางธรรมชาติ สถาบันวิจัยยาง. กรมวิชาการเกษตร.
- วราภรณ์ ขจรไชยกูล. 2549. ยางธรรมชาติ: การผลิตและการใช้งาน (Natural Rubber: Production and Application). สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.): กรุงเทพฯ

สมฤดี ฤทธิยากุล.2551. ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ และผลพลอยได้จากการผลิตหมักมูลสุกรร่วมกับ
สาหร่ายหนามจากทะเลสาบสงขลา, วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต คณะการจัดการ
สิ่งแวดล้อม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

สมาคมช่างพาราไทย. 2552. สถิติยาง (ออนไลน์). เข้าถึงได้จาก
<http://www.Thainr.com/th/index.php?detail=start-thai#>. (14/07/52)

สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย. 2545. *ตำราระบบบำบัดมลพิษน้ำ* สมาคมวิศวกรรม
สิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย. กรุงเทพฯ.

รศ.ดร.สันศักดิ์ ศิริอนันต์ไพบูลย์. 2549. *ระบบบำบัดน้ำเสีย: การเลือกใช้ การออกแบบ การควบคุม
และการแก้ไขปัญหา*. กรุงเทพฯ.

สิทธิพงษ์ เลิศสิทธิชัย ปราณี เลิศสุทธีวงศ์ และ จันทพร ผลากรกุล. 2548. เอกสารเรื่อง *ผลของโค
โตซานต่อประสิทธิภาพของระบบถังบำบัดน้ำเสียแบบ UASB* ประกอบในงาน 31st
Congress on Science and Technology of Thailand at Suranaree University of
Technology วันที่ 18 – 20 ตุลาคม 2548

สุรภี เบญจปัญญาวงศ์. 2549. ผลการเติมโพลีเมอร์ต่อการเกิดเม็ดตะกอนจุลินทรีย์และการผลิตก๊าซ
ชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มโดยใช้ระบบยูเอเอสบี, วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร
มหาบัณฑิต สาขาวิชาวิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม (สหสาขาวิชา) จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

อลิสรา วงศ์กิตติวิมล. 2543. การบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการผลิตน้ำยางข้น โดยถังปฏิกรณ์ไฮบริด
แบบไม่ใช้ออกซิเจน, วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรม
สิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

อาแอสေး เต็นคารา. 2548. ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการเกิดปัญหาตะกอนเบาไม่จมตัวอันเกิดจาก
แบคทีเรียสายใยในระบบแอกทิเวเต็ดสลัดจ์ในโรงงานน้ำยางข้นและอาหารทะเล,
วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาการจัดการสิ่งแวดล้อม
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

- Alastair J. W., Phil J. H., Peter J. H., David L. J. 2008. Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource Technology*. 99:7928-7940
- Alvarez, J. A., Ruiz, I., Gomez, M., Presas, J., and Soto, M. 2006. *Bioresource Technology*. 97:1640-1649
- APHA, AWWA and WEF. 1998. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 20th ed. Maryland: American Public Health Association.
- Azimi, A. A., and Zamanzadeh, M. 2004. Determination of design criteria for UASB reactors as a wastewater pretreatment system in tropical small communities. *Int. J. Environ. Sci. Tech.* Spring Vol. 1, No. 1, pp. 51-57
- Behling, E., Diaz, A., Colina, G., Herrera, M., Gutierrez, Z., Chacin, E., Fernandez, N. and Forster, C. F. 1997. Domestic wastewater treatment using a UASB reactor. *Bioresource Technology*. 61:239-245
- Bhunia, P. and Ghangrekar, M.M. 2008. Effects of cationic polymer on performance of UASB reactors treating low strength wastewater. *Bioresource Technology*. 99:350-358
- Blackley, D.C. 1966. Polymer Latices, Science and Technology: *Application of latices*, (3).1997.
- Borja, R., Charles, J. B., and Sinchez, E. 1996. Anaerobic Treatment of Palm Oil Mill Effluent in a Two-Stage Up-Flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) System. *Biotechnology*. 45: 125-135.
- Borja, R., Rincón, B., Raposo, F., Dominguez, J. R., Millán, F. and Martín, A. 2004. Mesophilic anaerobic digestion in a fluidised-bed reactor of wastewater from the production of protein isolates from chickpea flour. *Process Biochemistry*. 39:1913-1921

- Bouallagui, H., Ben Cheikh, R., Marouani, L., Hamdi, M. 2003. Mesophilic biogas production from fruit and vegetable waste in a tubular digester. *Bioresource Technology*. 86:85–89
- Bouallagui, H.; Touhami, Y.; Ben Cheikh, R.; Hamdi, M. 2005. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochemistry*. 40(3-4):989-995.
- Chae, K.J., Am J., Yim, S.K., Kim, I. S. 2008. The effects of digestion temperature and temperature shock on the biogas yields from the mesophilic anaerobic digestion of swine manure. *Bioresource Technol.* 99:1-6
- Caixeta, C.E.T., Cammarota, M.C., Xavier, AM.F. 2002. Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of new three-phase separation system in a UASB reator. *Bioresource Technology*. 81:61-69
- Chen, W. H., Han, S. K., and Sung, S. 2003. Sodium inhibition of thermophilic methanogens. *Environmental Engineering*. 129:506-512
- Choi, E.V. and Rim, M. J. 1990. Competition and inhibition of sulfate reducers and methane producer in anaerobic treatment. *Water Science and Technology*. 23:1259-1264
- Claudia, E.T.C., Magali, C.C., Alcina, M.F.X. 2002. Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of new three-phase separation system in a UASB reator. *Bioresource Technology*. 81:61-69
- Dokkhan, C., Taweepreda, W., Loykulant, S., Kongkaew, C., Chaikumpollert, O., and Suchiva, K. 2007. "Preparation and Properties of Dry Natural Rubber from Creamed Skim Latex" Site NSTDA March 2007.

- EL-Shafai, S. A., El-Gohary, F. A., Nasar, F. A., Peter, V. D. S., Gijzen, H. J. 2007. Nutrient recovery from domestic wastewater using a UASB-duckweed ponds system. *Bioresource Technology*. 98: 798-807
- Fang, H. H. P., Li, Y. Y., and Chui, H. K. 1995. Performance and Sludge Characteristic of UASB Process Treating Propionate-Rich Wastewater. *Water Research*. 29: 895-898.
- Grady, C.P.L., Daigger, G.T. and Lim, H.C. 1999. Biological wastewater treatment second edition, New York: Marcel Dekker Inc.
- Haydar, S. and Aziz, J.A. 2009. Coagulation–flocculation studies of tannery wastewater using combination of alum with cationic and anionic polymers. *Journal of Hazardous Materials*. 168:1035–1040
- Hussain, A., Kumar, P., Mehrotra, I. 2008. Treatment of phenolic wastewater in UASB reactor: Effect of nitrogen and phosphorous. *Bioresource Technology*. 99:8487-8503
- Isa, Z., Grusenmeyer, S and Verstraete. 1986. Sulfate Reduction Relative to Production in High-Rate Anaerobic Digestion: Technical Aspects. *Applied and Environmental Microbiology*. 51:572-579
- Jeong, H. S., Kima, Y. H., Sung H. Y., Songa, B.K., Lee, S. I., 2005. Facilitated UASB granule formation using organic–inorganic hybrid polymers. *Process Biochemistry*. 40:89–94
- Jeong, T.Y., Chung, H.K., Yeom, S.H., and Choi, S.S. 2009. Analysis of methane production inhibition for treatment of sewage sludge containing sulfate using an anaerobic continuous degradation process. *Korean J. Chem. Eng.* 26(5): 1319-1322

- Kalyuzhnyi, S. V., Martinez, E. P., and Martinez, J. R. 1997. Anaerobic Treatment of High-Strength Cheese-Whey Wastewater in Laboratory and Pilot UASB Reactor. *Bioresource Technology*. 60: 59-65
- Kongkaew, C., Loykulnant, S., Chaikmpollert, O. and Suchiva, K. 2009. Creaming of skim natural rubber latex with chitosan derivatives. *Applied Polymer Science*. 115(2):1022-1031
- Lens, P. N., Visser, A., Janssen, J. H., Huslshoff Pol, L. W., and Lettinga, G. 1998. Biotechnological Treatment of Sulfate-Rich Wastewaters. *Environmental Sciences*. 28: 41-88
- Len, P. N., Bosh, V. D., and Lettinga. 1997. Effect of Stang on Volatile Fatty Acid Degradation in a Sulfidogenic Granular Sludge Reactor. *Water Research*.32:1178-1192.
- Lopes, S.I.C., Dreissen, C., Capelab, M.I., and Lens, P.N.L. 2008. Comparison of CSTR and UASB reactor configuration for the treatment of sulfate rich wastewaters under acidifying conditions. *Enzyme and Microbial Technology*. 43: 471-479
- Loykulnant, S., Kongkaew, C., Chaikumpollert, O., and Suchiva, K. 2007 "Efficient Recovery of Skim Natural Rubber". Site The 1st Thailand-Japan Rubber Symposium. Jomtien Palm Beach Hotel, Pattaya, Chonburi, Thailand.20-22 August 2007.
- MetCalf and Eddy. 2004. *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. New York: McGraw-Hill, Inc.
- Moonprasith, N., Sa-nguanthammarong, P., Kongkaew, C. and Loykulnant, S. 2008. "Effect of Surfactant on Gelation of Hydroxypropylmethyl Cellulose in Skim Natural Rubber Latex Serum" Site Thailand Materials Science and Technology Conference: MSAT 5th; Materials Technology for Climate Change; Miracle Grand Convention Hotel, Bangkok, Thailand, September 16-19 2008.

- Mosey, F.E., Fernandes, X.A. 1989. Patterns of hydrogen in biogas from the anaerobic-digestion of milk-sugars. *Water Science and Technology*. 21:187–196
- Nitayapat, J., Loykulnant, S. and Varanusupakul, P. 2008. The quality of wastewater from creaming process of skim natural rubber latex using hydroxypropyl methyl cellulose. *KMITL Sci. J.* Vol.8 No.2 (Section B) July-December, 2008.
- Parawira, W., Murto, M., Zvauya, R., Mattiasson, B. 2006. Comparative performance of UASB reactor and an anaerobic packed-bed reactor when treating potato waste leachate. *Renewable Energy*. 31:893-903
- Rinzema, A., Lier, J. V., and Lettinga, G. 2002. Sodium inhibition of acetoclastic methanogens in granular sludge from a UASB reactor. *Enzyme and Microbial Technology*. 10: 24-32
- Saatci, Y., Arslan, E.I., and Konar, V. 2003. Removal of total lipids and fatty acids from sunflower oil factory effluent by UASB reactor. *Bioresource Technology*. 87:269–272
- Sabry, T. 2008. Application of the UASB inoculated with flocculent and granular sludge in treating sewage at different hydraulic shock loads. *Bioresource Technology*. 99: 4073-4077
- Shimizu, Y., Okuno, Y-I., Uryu, K., Ohtsubo, S. and Watanabe, A. 1996. Filtration Characteristics of Hollow Fiber Microfiltration Membranes used in Membrane Bioreactor for Domestic Wastewater Treatment. *Water Research*. 30: 2385-2392
- Silva, A. J., Varesche, M. B., Foresti, E., and Zaiat, M. 2002. Sulfate Removal from Industrial Wastewater Using a Packed-Bed Anaerobic Reactor. *Process Biochemistry*. 37: 927-935
- Smet, E., Lens, P. and Van, L.H. 1998. Treatment of Waste Gases Contaminated with Odorous Sulfur Compounds. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*. 28(1):89-117

- Speece, R.E. 1996. *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Nashville, TN:Archae Press.
- Taconic, K.A., Zappi, M.E., French, W.T. and Brown, L.R. 2008. Methanogenesis under acidic pH conditions in a semi-continuous reactor system. *Bioresource Technology*. 99: 8075-8081
- Tiwari, M. K., Guha, S., Harendranath, C.S. and Tripathi, S. 2005. Enhanced granulation by natural ionic polymer additives in UASB reactor treating low-strength wastewater. *Water Research*. 39:3801-3810
- Ueda, T. and Hata, K. 1999. Domestic Wastewater Treatment by a Submerged Membrane Bioreactor with Gravitational Filtration. *Water Research*. 33: 2888-2892
- Uemura, S., and Harada, H. 2000. Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. *Bioresource Technology*. 72: 275-282
- Wang, Z., and Banks, C.J. 2007. Treatment of a high-strength sulphate-rich alkaline leachate using an anaerobic filter. *Waste Management*. 27: 359-366
- Willow, M.A., and Cohen, R.R.H. 2003. pH, dissolved oxygen, and adsorption effects on metal removal in anaerobic bioreactors. *J. Environ. Qual.* 32:1212-1221
- Yamaguchi, T., Harada, H., Yamazaki, S., and Hisano, T. 1999. Process Behavior of UASB Reactor Treating a Wastewater Containing High Strength Sulfate. *Water Research*. 33: 3182-3190

ภาคผนวก

ตารางภาคผนวก ก-1 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสีย น้ำทิ้ง และปริมาณก๊าซชีวภาพในการทดลองที่ 1 คือ ศึกษาระดับ pH จากกระบวนการจับตัวของ
 น้ำยาดักไขมันโดยใช้การหมักแบบกะ (Batch)

Days	Reactor	Parameter													หมายเหตุ	
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	Biogas (mL)	CH ₄ In Biogas (%)	CH ₄ yield (L CH ₄ /gCOD removed)		Sulfide (ppm)
0	6.5	6.50	26.3	867	1,633	19,667	8,667	1,453	1,479	933	5,520	-	-	-	-	
	7.0	7.00	26.5	733	1,613	37,333	13,867	2,413	1,083	1,134	2,048	-	-	-	-	
	7.5	7.50	26.3	1,120	1,307	39,667	10,533	1,813	1,050	952	1,722	-	-	-	-	
	9.3	9.30	26.3	1,053	2,660	20,333	13,867	1,570	1,465	1,157	3,962	-	-	-	-	
4	6.5	5.24	27.3	1,480	1,613	9,000	6,533	1,250	1,227	1,043	808	220	-	-	-	
	7.0	5.70	27.4	1,247	1,973	12,333	12,400	1,370	929	1,036	564	220	-	-	-	เครื่องหมัก - คือไม่ได้มีการวิเคราะห์
	7.5	5.21	27.2	2,150	1,733	31,000	8,133	1,337	919	831	716	200	-	-	-	
	9.3	6.98	27.2	3,000	3,500	11,333	8,133	1,173	1,279	910	1,348	279	-	-	-	
8	6.5	5.29	27.3	1,333	2,513	16,333	7,867	510	1,167	597	777	230	-	-	-	
	7.0	5.54	27.3	1,833	2,433	12,333	6,267	477	910	933	525	98	-	-	-	
	7.5	5.32	27.2	2,680	1,950	35,667	5,867	373	1,027	457	440	123	-	-	-	
	9.3	5.81	27.2	3,267	3,793	17,667	8,400	533	971	499	1,010	60	-	-	-	
12	6.5	5.06	26.8	2,300	2,400	17,667	5,467	543	1,251	490	594	35	2.00 *	0.091 *	31.00 *	
	7.0	5.52	27.3	1,833	3,200	13,667	5,360	540	982	849	462	5	2.40 *	0.012 *	2.45 *	
	7.5	5.22	27.5	2,613	2,260	21,333	6,267	400	1,036	373	351	30	2.03 *	0.010 *	12.90 *	
	9.3	5.50	27.3	3,363	2,937	11,667	11,733	613	1,297	397	888	10	1.05 *	0.011 *	20.40 *	

ผลดีที่ชี้ชัดจากกระบวนการบำบัดของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการบำบัดด้วยพอลิเมอร์ภายใต้ HRT 7 วัน

Days	Parameter													
	pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)		
30	Influent	26.00	633.33	880.00	16,773.33	12,266.67	693.33	118.30	73.03	717.17	-	2,670		
	Effluent	26.00	262.67	2,473.00	6,160.00	3,760.00	646.67	72.80	71.87	211.82	-			
	% Removal	-	-	-	63.28	69.35	6.73	38.46	1.60	72.53	-			
34	Influent	26.00	473.33	1,136.67	7,893.33	6,667.67	1,740.00	68.13	46.20	987.27	-	280		
	Effluent	26.3	203.33	2,716.67	2,826.67	2,267.67	700.00	43.87	43.87	515.20	-			
	% Removal	-	-	-	64.19	66.00	59.77	35.62	5.05	47.82	-			
38	Influent	26.00	989.33	1,340.00	16,426.67	12,133.33	460.00	120.87	69.53	822.86	-	2,000		
	Effluent	26.00	160.00	1,687.00	7,626.67	6,346.67	360.00	28.00	60.67	96.73	-			
	% Removal	-	-	-	53.57	47.69	21.74	76.83	12.75	88.24	-			
38	Influent	26.00	380.00	1,306.67	9,200.00	6,640.00	1,726.67	67.20	47.13	1,257.66	-	300		
	Effluent	26.00	146.67	2,066.67	2,933.33	3,680.00	636.67	28.00	28.00	778.27	-			
	% Removal	-	-	-	68.12	44.58	63.13	58.33	40.60	38.12	-			
38	Influent	26.20	776.00	1,300.00	16,640.00	13,173.33	513.33	105.23	72.33	715.88	-	2,220		
	Effluent	26.30	113.33	2,056.00	4,506.67	3,813.33	420.00	72.10	53.20	197.07	-			
	% Removal	-	-	-	72.92	71.05	18.18	31.49	26.45	72.47	-			

หมายเหตุ UASB-P: A, เครื่องหมาย - คือ ไม่มีการวิเคราะห์
 UASB-H: B, เครื่องหมาย * คือ วิเคราะห์ที่สภาวะคงตัว

Days	Parameter												
	pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
B	Influent	6.99	26.00	460.00	1,153.33	9,400.00	6,773.33	1,660.00	67.43	44.33	862.95	950	
	Effluent	7.45	26.00	260.00	2,403.33	1,306.67	4,906.67	720.00	49.23	30.33	376.80		
	% Removal	-	-	-	-	86.16	27.56	56.63	26.99	31.58	56.34		
42	A	Influent	25.80	778.67	1,220.00	16,240.00	12,640.00	506.67	102.43	63.93	722.86	2,510	
	Effluent	7.30	26.00	147.00	2,157.00	6,240.00	3,306.67	300.00	81.90	57.40	205.63		
	% Removal	-	-	-	-	61.38	73.84	40.79	20.05	10.22	71.55		
B	Influent	7.00	25.80	390.00	1,083.33	9,173.33	7,306.67	1,713.33	77.23	39.67	937.73	310	
	Effluent	7.49	25.80	280.00	2,273.33	7,573.33	4,373.33	686.67	44.10	23.33	569.37		
	% Removal	-	-	-	-	17.44	40.15	59.92	42.90	41.18	39.28		
46	A	Influent	26.70	780.00	1,233.00	16,506.67	12,106.67	513.33	89.13	70.47	719.26	1,940	
	Effluent	7.50	26.70	133.00	2,087.00	8,906.67	2,373.33	493.33	69.00	54.60	221.40		
	% Removal	-	-	-	-	46.04	80.40	3.90	22.59	22.52	69.22		
B	Influent	7.00	27.00	413.33	956.67	8,506.67	6,506.67	1,720.00	69.77	48.53	1,001.01	680	
	Effluent	7.40	26.80	273.33	2,166.67	5,706.67	4,640.00	653.33	25.43	43.87	746.40		
	% Removal	-	-	-	-	32.92	28.69	62.02	63.55	9.62	25.44		
50	A	Influent	26.70	746.67	1,153.00	16,773.33	12,373.33	526.67	108.50	67.67	720.38	2,470	
	Effluent	7.45	26.30	53.00	2,147.00	4,506.67	2,373.33	426.67	81.00	54.37	189.86		
	% Removal	-	-	-	-	73.13	80.82	18.99	20.35	19.66	73.64		

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
B	Influent	6.99	26.30	393.33	920.00	9,306.67	6,506.67	1,746.67	59.50	47.60	939.64	-	200	
	Effluent	7.53	26.30	353.33	2,133.00	6,106.67	3,306.67	593.33	24.97	40.37	748.54	-		
	% Removal	-	-	-	-	34.38	49.18	66.03	58.04	15.20	20.34	-		
54	Influent	7.00	26.90	620.00	1,147.00	16,800.00	12,133.33	446.67	109.90	65.80	729.39	-	1,570	
	Effluent	7.40	26.90	100.00	1,997.00	6,533.33	2,533.33	386.67	69.00	55.53	214.86	-		
	% Removal	-	-	-	-	61.11	79.12	13.43	37.22	15.60	70.54	-		
B	Influent	7.00	26.90	340.00	1,036.67	8,533.33	6,666.67	1,706.67	63.00	38.27	963.29	-	250	
	Effluent	7.40	26.90	283.33	2,100.00	6,533.33	4,133.33	606.67	38.97	32.67	735.02	-		
	% Removal	-	-	-	-	23.44	38.00	64.45	38.15	14.63	23.67	-		
58	Influent	6.99	25.70	666.67	1,100.00	16,960.00	12,426.67	540.00	112.23	67.90	770.96	-	1,970	
	Effluent	7.30	25.70	126.00	1,900.00	9,093.33	3,893.33	493.33	73.00	53.90	252.48	-		
	% Removal	-	-	-	-	46.38	68.67	10.84	34.97	20.62	67.25	-		
B	Influent	7.00	25.70	410.00	1,033.33	9,760.00	6,026.67	1,660.00	67.90	44.57	933.00	-	250	
	Effluent	7.42	25.70	220.00	2,213.00	6,026.67	3,093.33	786.67	48.30	25.90	857.66	-		
	% Removal	-	-	-	-	38.25	48.67	52.61	28.87	41.90	8.08	-		
62	Influent	7.00	25.70	673.33	1,080.00	16,640.00	12,666.67	553.00	104.77	60.90	707.56	-	1,600	
	Effluent	7.33	26.00	186.00	1,793.00	8,106.67	4,666.67	386.67	73.00	63.23	273.42	-		
	% Removal	-	-	-	-	51.28	63.16	27.45	30.32	-3.83	61.36	-		

Days	Parameter												
	pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
66	Influent	25.70	393.33	1,000.00	8,640.00	6,066.67	1,613.33	76.30	51.33	845.02	-	280	
	Effluent	25.70	233.00	2,140.00	6,773.33	3,133.33	640.00	40.00	31.03	696.62	-		
	% Removal	-	-	-	21.60	48.35	60.33	47.58	39.55	17.56	-	-	
70	Influent	26.60	607.00	1,033.00	16,800.00	12,106.67	533.00	104.53	60.43	735.57	-	1,350	
	Effluent	26.60	147.00	1,700.00	9,066.67	4,453.33	386.67	68.60	59.00	250.90	-		
	% Removal	-	-	-	46.03	63.22	27.45	34.38	2.36	65.89	-	-	
74	Influent	26.70	447.00	1,066.67	8,693.33	6,053.33	1,693.33	71.63	43.40	916.75	-	240	
	Effluent	26.50	200.00	2,133.00	6,160.00	3,386.67	566.67	35.00	28.70	671.62	-		
	% Removal	-	-	-	29.14	44.05	66.54	46.43	33.87	26.74	-	-	
76	Influent	26.60	613.33	1,097.00	16,533.33	12,453.33	447.00	109.20	59.27	748.97	-	1,200	
	Effluent	26.60	213.00	1,727.00	11,466.67	4,453.33	273.33	57.87	49.00	245.05	-		
	% Removal	-	-	-	30.65	64.24	38.85	47.01	17.32	67.28	-	-	
78	Influent	26.70	433.00	1,126.67	8,506.67	6,520.00	1,660.00	71.87	51.33	839.52	-	180	
	Effluent	26.70	220.00	2,100.00	6,373.00	3,786.67	653.33	40.00	33.13	670.72	-		
	% Removal	-	-	-	25.08	41.92	60.64	44.34	35.45	20.11	-	-	
80	Influent	24.80	620.00	1,253.00	16,373.33	12,053.33	420.00	102.67	61.13	730.41	-	1,200	
	Effluent	24.80	233.00	1,860.00	12,666.67	4,720.00	370.00	49.93	56.00	247.75	-		
	% Removal	-	-	-	22.64	60.84	11.90	51.36	8.40	66.08	-	-	

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
B	Influent	6.90	25.00	446.67	1,033.33	9,093.33	6,066.67	1,706.67	65.33	51.33	832.90	-	220	
	Effluent	7.70	25.00	160.00	2,033.33	2,426.67	3,720.00	760.00	35.00	33.13	662.39	-		
	% Removal	-	-	-	-	73.31	38.68	55.47	46.43	35.45	20.47	-		
78 A	Influent	7.00	26.10	596.00	1,027.00	16,800.00	11,067.00	453.00	94.97	59.73	735.05	-	1,800	
	Effluent	7.40	26.10	253.00	1,753.00	13,333.33	3,867.00	333.00	54.83	55.87	256.53	-		
	% Removal	-	-	-	-	20.63	65.06	26.49	42.26	6.46	65.10	-		
B	Influent	7.22	26.10	443.00	1,047.00	9,333.00	7,333.00	1,693.00	68.37	51.80	814.09	-	280	
	Effluent	7.55	26.10	220.00	2,360.00	3,890.00	3,733.00	740.00	42.47	32.67	651.13	-		
	% Removal	-	-	-	-	58.32	49.09	56.29	37.88	36.93	20.02	-		
82 A	Influent	6.98	25.20	593.00	1,053.00	16,266.67	12,467.00	460.00	100.80	68.13	725.43	-	1,800	
	Effluent	7.55	25.20	293.33	1,853.00	12,400.00	4,000.00	260.00	70.47	56.47	241.67	-		
	% Removal	-	-	-	-	23.77	67.92	43.48	30.09	17.11	66.69	-		
B	Influent	6.90	25.20	453.00	1,033.00	9,200.00	6,933.00	1,753.00	62.53	52.73	817.35	-	200	
	Effluent	7.40	25.20	167.00	2,193.00	4,267.00	4,267.00	680.00	53.67	32.67	645.72	-		
	% Removal	-	-	-	-	52.62	38.45	61.21	14.18	38.04	21.00	-		
86 A	Influent	7.10	25.70	533.00	1,047.00	16,400.00	11,067.00	493.33	105.47	61.13	730.24	-	1,690	
	Effluent	7.60	25.70	260.00	1,840.00	4,800.00	2,800.00	313.33	70.47	51.80	354.05	-		
	% Removal	-	-	-	-	70.73	74.70	36.49	30.01	15.26	51.52	-		

Days	Parameter												
	pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
B	Influent	25.70	393.33	1,003.30	9,333.00	7,000.00	1,720.00	67.67	48.07	816.15	-	200	
	Effluent	25.70	173.33	2,173.30	4,800.00	4,000.00	664.67	46.20	32.27	630.86	-		
	% Removal	-	-	-	48.57	42.86	61.36	31.72	32.87	22.71	-		
90	Influent	26.3	580.00	1,007.00	16,533.00	11,133.00	453.33	107.80	60.67	733.59	-	1,750	
	Effluent	26.30	300.00	1,940.00	6,133.00	2,000.00	346.67	79.80	54.13	326.80	-		
	% Removal	-	-	-	62.90	82.04	23.53	25.97	10.78	55.45	-		
B	Influent	26.30	413.33	1,013.30	9,067.00	6,800.00	1,680.00	66.73	51.80	804.81	-	220	
	Effluent	26.30	213.33	2,440.00	5,333.30	3,733.30	626.67	52.27	37.80	571.17	-		
	% Removal	-	-	-	41.18	45.10	62.70	21.68	27.03	29.03	-		
94*	Influent	25.10	583.00	1,007.00	16,266.70	11,866.67	473.33	109.90	61.13	739.80	5,500.00	1,750	
	Effluent	25.10	146.00	1,860.00	7,733.33	2,133.00	326.67	75.00	51.18	320.90	235.56		
	% Removal	-	-	-	52.46	82.03	30.99	31.76	16.28	56.62	-		
B	Influent	25.10	510.00	1,000.00	9,333.33	6,266.67	1,740.00	68.13	49.47	807.04	4,799.00	220	
	Effluent	25.10	266.67	2,250.00	3,866.67	4,000.00	593.33	43.00	35.93	455.00	283.00		
	% Removal	-	-	-	58.57	36.17	65.90	36.89	27.37	43.62	-		
98*	Influent	25.30	546.00	1,007.00	15,733.30	11,066.67	406.67	108.03	56.47	735.70	4,940.00	1,910	
	Effluent	25.30	280.00	2,000.00	9,866.67	2,533.00	293.33	77.00	47.30	301.60	355.54		
	% Removal	-	-	-	37.29	77.11	27.87	28.72	16.24	59.01	-		

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
102*	B	Influent	7.10	25.30	507.00	1,110.00	9,866.67	7,066.70	1,666.67	70.47	47.13	787.37	4,759.00	250
		Effluent	7.30	25.30	346.67	2,100.00	4,266.67	3,600.00	653.33	44.00	37.80	430.00	441.00	
		% Removal	-	-	-	-	56.76	49.06	60.80	37.56	19.80	45.39	-	
106*	A	Influent	7.20	26.10	660.00	1,026.70	16,000.00	10,533.00	426.67	107.30	60.90	734.26	7,666.00	2,020
		Effluent	7.45	26.10	186.67	1,996.67	8,400.00	2,333.33	246.67	78.00	52.03	270.06	221.00	
		% Removal	-	-	-	-	47.50	77.85	42.19	27.31	14.56	63.22	-	
110*	B	Influent	7.05	26.10	513.33	1,066.67	9,066.67	6,533.30	1,620.00	77.70	46.20	783.56	4,897.00	310
		Effluent	7.30	26.10	366.67	2,386.70	3,733.30	3,266.67	760.00	42.00	32.20	490.00	342.00	
		% Removal	-	-	-	-	58.82	50.00	53.09	45.95	30.30	37.46	-	
110*	A	Influent	7.20	25.30	593.33	1,016.67	15,200.00	10,133.33	540.00	102.67	57.87	694.63	5,550.00	1,900
		Effluent	7.50	25.20	153.33	2,646.67	7,733.33	2,000.00	360.00	79.00	48.07	252.19	279.00	
		% Removal	-	-	-	-	49.68	80.26	33.33	23.05	16.94	63.69	-	
110*	B	Influent	7.09	25.20	533.33	1,053.33	8,933.30	6,000.00	1,646.67	74.20	51.80	796.60	4,999.00	280
		Effluent	7.60	25.20	320.00	2,480.00	3,200.00	3,360.00	900.00	45.00	39.20	432.00	309.00	
		% Removal	-	-	-	-	64.18	44.00	45.34	39.35	24.32	45.77	-	
110*	A	Influent	7.20	25.30	573.33	1,086.67	16,800.00	11,600.00	626.67	102.20	54.13	727.52	5,406.00	1,900
		Effluent	7.55	25.30	200.00	2,400.00	7,466.67	2,800.00	293.33	74.90	36.40	247.26	287.00	
		% Removal	-	-	-	-	48.96	75.86	53.19	26.71	32.76	66.01	-	

Days	Parameter													
	pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)		
110*	B	Influent	7.15	25.30	500.00	1,067.67	8,400.00	6,133.33	1,640.00	71.87	44.33	814.69	5,489.00	300
		Effluent	7.30	25.30	220.00	2,310.00	5,600.00	2,266.67	873.33	49.00	36.40	434.00	338.00	
		% Removal	-	-	-	-	33.33	63.04	45.75	31.82	17.89	46.73	-	-

ผลดีที่ชีวภาพจากระบบยูเอเอสบีของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการบำบัดของน้ำเสียด้วยพอลิเมอร์ภายใต้ HRT 5.5 วัน

Days		Parameter													
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)		
134	A	Influent	6.90	25.90	703.33	1,110.00	14,560.00	11,226.70	577.78	109.67	63.47	707.14	-	2,300	
		Effluent	7.68	25.90	133.33	3,186.67	7,546.67	4,073.30	555.56	94.50	51.57	504.42	-		
		% Removal	-	-	-	-	48.17	63.72	3.85	13.83	18.75	28.67	-		
	B	Influent	7.20	25.90	446.67	1,306.67	8,560.00	7,213.30	1,693.33	74.90	42.47	829.59	-	450	
		Effluent	7.90	25.90	340.00	3,423.33	3,626.67	1,673.30	726.67	73.73	32.67	615.31	-		
		% Removal	-	-	-	-	57.63	76.80	57.09	1.55	23.08	25.83	-		
138	A	Influent	7.05	26.00	740.00	1,076.67	15,200.00	11,466.70	611.11	108.03	59.97	751.23	-	2,200	
		Effluent	7.98	26.00	300.00	2,740.00	10,667.67	3,500.00	562.22	87.73	53.20	527.57	-		
		% Removal	-	-	-	-	29.82	69.48	8.00	18.79	11.28	29.77	-		
	B	Influent	7.02	26.00	473.33	1,290.33	9,066.67	7,600.00	1,606.67	70.47	39.67	751.23	-	700	
		Effluent	7.70	26.00	380.00	3,413.33	3,733.33	2,033.30	566.67	54.13	37.80	485.17	-		
		% Removal	-	-	-	-	58.82	73.25	64.73	23.18	4.71	35.42	-		
142	A	Influent	7.00	25.70	806.67	1,106.67	14,400.00	10,666.70	626.67	109.20	61.60	752.45	-	2,500	
		Effluent	7.74	25.70	113.33	3,106.67	4,386.67	3,266.70	420.00	104.53	56.47	537.00	-		
		% Removal	-	-	-	-	69.54	69.38	32.98	4.27	8.33	28.63	-		
	B	Influent	7.05	25.70	413.33	1,203.33	8,266.67	6,866.70	1,673.33	73.27	42.70	739.71	-	750	
		Effluent	7.74	25.70	320.00	3,413.33	2,667.67	1,666.70	760.00	57.87	39.90	496.45	-		
		% Removal	-	-	-	-	67.74	75.73	54.58	21.02	6.56	32.89	-		

Days	Parameter												
	pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
146	Influent	7.04	26.02	800.00	1,033.33	14,667.00	11,333.30	664.44	121.80	60.20	743.94	-	1,500
	Effluent	7.57	26.20	366.67	2,686.67	1,137.25	3,100.00	413.33	101.03	52.73	550.76	-	
	% Removal	-	-	-	-	92.25	72.65	37.79	17.05	12.40	25.97	-	
150	Influent	6.90	26.20	440.00	1,246.67	9,733.33	7,866.70	1,666.67	71.63	39.67	846.21	-	500
	Effluent	7.70	26.20	346.67	3,573.33	2,400.00	1,300.00	753.33	35.00	38.97	668.75	-	
	% Removal	-	-	-	-	75.34	83.47	54.80	51.14	1.77	20.97	-	
154	Influent	7.20	26.10	760.00	1,046.67	14,533.00	11,266.70	668.89	106.40	57.87	720.05	-	1,900
	Effluent	7.43	26.20	440.00	2,380	3,640.00	2,766.70	306.67	97.06	54.60	373.09	-	
	% Removal	-	-	-	-	74.95	75.44	54.15	8.27	5.65	48.19	-	
154	Influent	7.15	26.20	460.00	816.67	8,533.33	7,400.00	1,633.33	74.20	45.73	722.97	-	200
	Effluent	7.74	26.30	193.33	2,800.00	1,866.67	1,966.70	620.00	58.57	45.73	460.70	-	
	% Removal	-	-	-	-	78.12	73.42	62.04	21.07	0	36.28	-	
154	Influent	7.00	25.40	806.67	1,130.00	13,867.00	11,240.00	666.67	100.00	58.80	720.05	-	2,310
	Effluent	7.32	25.20	746.67	2,413.33	2,933.33	2,486.70	526.67	91.93	55.07	200.00	-	
	% Removal	-	-	-	-	78.85	77.88	21.00	8.07	6.35	72.22	-	
154	Influent	6.90	24.40	440.00	1,026.67	8,400.00	7,306.70	1,600.00	75.37	52.27	663.51	-	240
	Effluent	7.59	25.10	386.67	2,593.33	2,133.33	2,653.30	573.33	52.27	48.53	354.62	-	
	% Removal	-	-	-	-	74.60	63.69	64.17	30.65	7.14	46.55	-	

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
158	A	Influent	7.10	26.10	773.33	1,100.00	15,893.00	10,480.70	620.00	107.80	60.67	641.67	-	2,500
		Effluent	7.44	26.00	193.33	2,466.67	4,013.00	1,173.30	375.00	93.33	54.60	358.02	-	
		% Removal	-	-	-	-	74.75	88.80	39.52	13.42	10.00	44.21	-	
162	B	Influent	7.20	26.00	433.33	1,020.00	8,033.33	7,226.70	1,440.00	64.40	47.13	703.21	-	450
		Effluent	7.65	26.00	146.67	2,393.33	5,360.00	1,206.70	806.67	44.33	40.13	647.76	-	
		% Removal	-	-	-	-	33.44	83.30	43.98	31.16	14.85	7.89	-	
166	A	Influent	7.13	26.60	706.67	973.33	15,227.00	10,346.70	570.00	100.57	61.83	611.86	-	1,800
		Effluent	7.80	26.60	366.67	2,700.00	6,480.00	2,640.00	313.33	100.57	55.30	310.58	-	
		% Removal	-	-	-	-	57.44	74.48	45.03	13.42	10.57	49.24	-	
166	B	Influent	7.02	26.60	453.33	1,420.00	8,746.67	7,280.00	1,413.33	70.93	51.57	675.64	-	220
		Effluent	7.27	26.60	326.67	2,386.67	4,640.00	806.67	520.00	57.86	44.57	371.63	-	
		% Removal	-	-	-	-	46.95	88.92	63.21	18.42	13.57	45.00	-	
166	A	Influent	7.13	26.00	766.67	920.00	14,507.00	10,386.70	510.00	108.50	57.17	710.26	-	1,800
		Effluent	7.45	26.00	366.67	2,500.00	5,920.00	2,126.70	251.67	94.96	51.10	399.36	-	
		% Removal	-	-	-	-	59.19	79.53	50.65	12.47	10.61	43.77	-	
166	B	Influent	6.98	26.00	456.67	1,116.67	8,506.67	7,173.30	1,493.33	65.80	55.77	720.75	-	750
		Effluent	7.46	26.00	286.67	2,820.00	1,053.33	2,560.00	780.00	53.67	44.10	300.08	-	
		% Removal	-	-	-	-	87.62	64.31	47.77	18.44	20.92	58.37	-	

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
170	A	Influent	6.97	26.90	-	-	-	-	-	-	-	-	1,700	
		Effluent	7.45	26.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
		% Removal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	B	Influent	6.98	27.00	-	-	-	-	-	-	-	-	630	
		Effluent	7.80	27.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
		% Removal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
174	A	Influent	7.00	26.00	710.20	1087.00	-	-	-	-	-	-	2,600	
		Effluent	7.46	26.00	320.10	2904.00	-	-	-	-	-	-	-	
		% Removal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	B	Influent	7.10	26.20	525.30	1,125.55	-	-	-	-	-	-	670	
		Effluent	7.89	26.10	310.20	2,744.00	-	-	-	-	-	-	-	
		% Removal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
178	A	Influent	6.90	26.50	746.67	1,106.67	15,200.00	10,533.30	640.00	116.90	56.47	759.94	1,900	
		Effluent	7.60	26.00	533.33	3,013.33	6,266.67	2,133.30	290.00	82.37	51.33	340.06	-	
		% Removal	-	-	-	-	58.77	79.75	54.69	12.47	9.09	55.25	-	
	B	Influent	7.15	26.50	453.33	1,226.67	7,733.33	8,666.70	1,426.67	81.90	50.40	757.56	720	
		Effluent	7.50	26.00	413.33	2,826.67	3,333.30	1,800.00	603.33	72.10	31.03	264.71	-	
		% Removal	-	-	-	-	56.90	79.23	57.71	11.97	38.43	65.06	-	

Days		Parameter														Biogas (mL)
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)				
182	A	Influent	6.90	26.00	640.00	1,066.67	15,733.33	10,800.00	631.67	111.07	61.13	730.79	-	-	2,500	
		Effluent	7.45	26.70	626.67	3,193.33	5,600.00	2,200.00	361.00	78.87	32.67	274.29	-	-		
		% Removal	-	-	-	-	64.41	79.63	42.85	28.99	46.56	62.47	-	-		
	B	Influent	7.00	26.20	513.33	1,120.00	8,267.00	8,266.70	1,376.67	75.13	51.80	702.22	-	-	1,050	
		Effluent	7.65	26.50	400.00	2,773.33	3,400.00	1,433.30	540.00	65.80	33.13	332.70	-	-		
		% Removal	-	-	-	-	58.87	82.66	60.77	12.42	36.04	52.62	-	-		
186	A	Influent	7.10	26.50	706.67	916.67	14,933.33	10,800.00	626.67	114.80	55.07	748.43	-	-	1,900	
		Effluent	7.50	26.50	460.00	3,233.33	4,466.67	2,066.70	326.00	81.20	37.80	475.16	-	-		
		% Removal	-	-	-	-	70.09	80.86	47.98	29.27	31.36	36.51	-	-		
	B	Influent	7.20	26.30	553.33	970.00	8,533.30	8,266.70	1,326.67	70.93	53.20	601.34	-	-	780	
		Effluent	7.50	26.20	406.67	2,806.67	2,133.30	2,466.70	746.67	53.20	40.13	138.99	-	-		
		% Removal	-	-	-	-	75.00	70.16	43.72	25.00	24.56	76.89	-	-		
190	A	Influent	6.90	26.50	640.00	1,126.67	14,346.67	11,600.00	704.44	112.46	58.80	798.75	-	-	2,300	
		Effluent	7.40	25.20	200.00	2,706.67	4,533.33	1,766.70	363.00	79.8	53.67	274.61	-	-		
		% Removal	-	-	-	-	68.40	84.77	48.47	29.05	8.73	65.62	-	-		
	B	Influent	7.00	26.50	573.33	1,000.00	9,706.67	8,986.70	1,366.67	76.53	55.07	608.49	-	-	930	
		Effluent	7.50	25.20	300.00	2,753.33	2,200.00	2,560.00	693.33	69.07	58.57	95.02	-	-		
		% Removal	-	-	-	-	77.34	71.51	49.27	9.76	-6.36	84.30	-	-		

Days		Parameter													Biogas (mL)
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)			
196	A	Influent	6.95	26.80	680.00	1,246.67	14,000.00	10,333.30	657.78	113.86	54.13	759.62	-	1,950	
		Effluent	7.40	26.70	320.00	3,206.67	2,000.00	1,933.30	336.00	80.73	47.13	266.40	-		
		% Removal	-	-	-	-	85.71	84.77	48.92	29.10	12.93	64.93	-		
198	B	Influent	6.90	26.00	480.00	1,100.00	8,400.00	9,133.30	1,393.33	79.33	51.80	600.68	-	540	
		Effluent	7.40	25.20	360.00	2,766.67	2,667.60	2,666.70	700.00	81.20	58.33	133.20	-		
		% Removal	-	-	-	-	68.25	70.80	49.76	-2.35	-12.61	77.83	-		
202	A	Influent	6.95	26.80	713.33	993.33	15,716.80	11,787.60	624.44	109.20	52.73	699.17	-	2,200	
		Effluent	7.40	27.00	573.33	3,033.00	6,072.40	1,845.50	403.33	87.73	42.47	342.44	-		
		% Removal	-	-	-	-	61.36	84.34	35.41	19.66	19.47	51.02	-		
	B	Influent	6.90	26.90	586.67	1,193.33	8,810.93	8,453.70	1,292.67	70.00	54.13	570.00	-	640	
		Effluent	7.56	25.70	480.00	3,020.00	2,976.67	2,589.70	330.00	67.20	42.47	132.92	-		
		% Removal	-	-	-	-	66.22	69.37	74.47	4.00	21.55	76.68	-		
	A	Influent	6.90	27.00	546.67	1,033.33	12,800.00	11,340.00	584.44	113.40	54.13	775.83	-	1,700	
		Effluent	7.70	27.10	419.20	2,503.33	3,960.00	1,830.00	406.00	84.47	42.93	352.78	-		
		% Removal	-	-	-	-	69.06	83.86	30.53	25.51	20.69	54.53	-		
	B	Influent	7.00	26.30	570.00	1,186.67	7,920.00	8,340.00	1,363.33	70.00	51.33	685.57	-	630	
		Effluent	7.50	26.50	616.67	2,660.00	2,808.00	2,790.00	363.33	66.27	35.47	112.85	-		
		% Removal	-	-	-	-	64.55	66.55	73.35	5.33	30.91	83.50	-		

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
206	A	Influent	7.00	26.40	666.67	1,183.33	14,976.00	11,508.00	600.00	107.33	56.47	752.75	-	1,400
		Effluent	7.55	26.40	586.67	2,866.67	4,788.00	2,266.70	326.67	87.97	47.13	241.10	-	
		% Removal	-	-	-	-	68.03	80.30	45.56	18.04	16.53	67.69	-	
	B	Influent	7.05	26.00	590.00	1,086.67	8,136.00	8,748.00	1,360.00	71.40	53.67	716.10	-	680
		Effluent	7.55	25.50	313.33	2,986.67	2,508.00	1,900.00	606.67	61.37	42.00	161.81	-	
		% Removal	-	-	-	-	69.17	78.28	55.39	14.05	21.74	77.40	-	
210	A	Influent	6.90	26.50	733.33	1,050.00	13,572.30	11,148.00	636.67	111.53	57.40	715.81	-	1,750
		Effluent	7.30	26.50	446.67	2,833.33	3,120.00	1,164.00	330.00	82.13	42.47	249.57	-	
		% Removal	-	-	-	-	77.01	89.56	48.17	26.36	26.02	65.13	-	
	B	Influent	7.05	26.20	486.67	1,066.67	8,773.00	8,853.30	1,333.33	68.60	56.47	512.54	-	600
		Effluent	7.50	25.70	280.00	2,866.67	2,320.00	1,893.30	363.33	62.53	42.00	127.64	-	
		% Removal	-	-	-	-	73.56	78.61	62.00	8.84	25.62	75.10	-	
214	A	Influent	7.20	27.00	720.00	1,223.33	13,896.00	10,920.00	690.00	106.87	54.13	724.64	-	1,500
		Effluent	7.60	26.90	480.00	2,326.67	3,708.00	2,193.30	446.67	81.20	41.53	231.91	-	
		% Removal	-	-	-	-	73.32	79.91	35.27	24.02	23.28	68.00	-	
	B	Influent	7.00	27.00	460.00	1,100.00	8,376.00	8,388.00	1,386.67	65.33	56.47	487.46	-	550
		Effluent	7.70	26.40	533.33	2,686.67	1,933.30	1,854.00	320.00	69.53	42.47	154.20	-	
		% Removal	-	-	-	-	76.92	77.90	76.92	-6.43	24.79	68.37	-	

Days		Parameter													
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)		
218	A	Influent	7.05	26.70	766.67	1,153.33	13,656.00	11,320.00	656.67	104.07	54.13	726.07	-	1,700	
		Effluent	7.40	26.70	570.00	2,620.00	3,888.00	1,860.00	456.67	82.60	41.53	159.69	-		
		% Removal	-	-	-	-	71.53	83.57	30.46	20.63	23.28	78.01	-		
	B	Influent	7.00	26.00	533.33	1,066.67	8,616.00	7,788.00	1,286.67	70.47	51.80	542.31	-	600	
		Effluent	7.40	26.00	380.00	2,853.33	1,788.00	1,524.00	386.67	60.20	36.87	135.04	-		
		% Removal	-	-	-	-	79.25	80.43	69.95	14.57	28.83	75.10	-		
222	A	Influent	7.00	27.00	753.33	1,226.67	13,440.00	11,533.00	653.33	104.07	65.33	712.82	-	1,450	
		Effluent	7.70	27.00	546.67	2,233.33	3,180.00	2,100.00	400.00	75.63	40.83	126.35	-		
		% Removal	-	-	-	-	76.34	81.79	38.78	26.46	37.50	76.15	-		
	B	Influent	6.90	27.00	506.67	1,100.00	8,160.00	8,220.00	1,340.00	72.33	58.80	407.26	-	600	
		Effluent	7.45	27.00	566.67	2,770.00	1,800.00	1,620.00	320.00	62.53	38.73	132.76	-		
		% Removal	-	-	-	-	77.94	80.29	76.12	13.55	13.54	67.40	-		
226*	A	Influent	6.90	27.00	660.00	1,186.67	13,600.00	11,733.30	633.33	101.27	61.83	779.56	6,033.03	1,300	
		Effluent	7.80	27.00	326.67	2,820.00	3,133.00	2,000.00	413.33	87.73	55.07	186.00	221.04		
		% Removal	-	-	-	-	76.96	82.95	34.74	13.36	10.94	76.14	-		
	B	Influent	6.90	27.00	486.67	1,180.00	8,266.67	8,800.00	1,386.67	71.40	49.47	596.15	5,430.44	480	
		Effluent	7.40	27.10	733.33	2,576.67	2,133.33	1,866.70	373.33	35.70	41.07	199.92	421.85		
		% Removal	-	-	-	-	74.19	78.79	73.08	50.00	16.98	66.46	-		

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
230*	A	Influent	6.90	26.70	780.00	1,176.67	13,466.70	11,666.70	660.00	100.33	65.80	773.45	5,900.03	1,320
		Effluent	7.70	26.70	570.00	2,710.00	3,800.00	2,300.00	380.00	75.60	51.33	180.00	214.02	
		% Removal	-	-	-	-	71.78	80.29	42.42	24.65	21.99	76.73	-	
	B	Influent	6.90	27.00	566.67	1,113.33	8,000.00	8,400.00	1,313.33	67.67	51.80	473.73	4,697.75	600
		Effluent	7.50	27.10	360.00	2,603.33	2,000.00	1,833.30	366.67	57.87	37.80	159.82	418.43	
		% Removal	-	-	-	-	75.00	78.17	72.08	14.48	27.03	66.26	-	
234*	A	Influent	7.05	27.00	756.67	1,213.33	13,600.00	11,106.70	636.67	102.67	68.13	721.37	5,908.00	1,200
		Effluent	7.50	26.50	386.67	2,393.33	3,333.30	2,066.70	390.00	76.53	47.13	200.00	208.00	
		% Removal	-	-	-	-	75.49	81.39	38.74	25.45	30.82	72.27	-	
	B	Influent	7.00	27.40	466.67	1,193.33	8,266.67	8,266.70	1,346.67	68.60	44.80	553.42	5,321.00	470
		Effluent	7.50	27.40	513.33	2,586.67	1,466.67	1,800.00	280.00	41.53	38.73	116.60	442.00	
		% Removal	-	-	-	-	82.26	78.23	79.21	39.46	13.54	78.93	-	
238*	A	Influent	7.00	26.50	833.33	1,233.33	13,200.00	11,160.00	633.33	95.67	56.70	700.48	6,233.00	1,290
		Effluent	7.50	26.50	293.33	2,660.00	3,960.00	2,280.00	453.33	73.27	45.27	180.00	229.00	
		% Removal	-	-	-	-	70.00	79.57	28.42	23.41	20.16	74.30	-	
	B	Influent	7.05	27.50	486.67	1,113.33	8,160.00	8,520.00	1,393.33	71.87	49.93	577.14	5,120.00	400
		Effluent	7.50	27.50	413.33	2,786.67	1,920.00	1,866.70	313.33	54.13	38.27	131.67	416.00	
		% Removal	-	-	-	-	76.47	78.09	77.51	24.68	23.36	77.19	-	

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
242*	A	Influent	6.95	28.10	713.33	1,200.00	13,080.00	11,340.00	663.33	95.67	68.13	739.29	5,988.00	1,200
		Effluent	7.80	28.10	486.67	2,576.67	3,540.00	2,370.00	400.00	69.53	51.80	190.00	209.00	
		% Removal	-	-	-	-	72.94	79.10	39.70	27.32	23.97	74.30	-	
	B	Influent	7.05	28.00	393.99	1,113.33	8,040.00	8,460.00	1,373.33	71.87	56.47	465.03	4,842.00	800
		Effluent	7.85	27.90	533.33	2,366.67	1,620.00	1,890.00	440.00	53.20	42.47	131.67	439.00	
		% Removal	-	-	-	-	79.85	77.66	67.96	25.97	24.79	71.69	-	

ผลดีที่ชีวภาพจากระบบยูเอเอสซีของน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการบำบัดของน้ำยาล้างด้วยพอลิเมอร์ภายใต้ HRT 3.0 วัน

Days		Parameter													
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)		
274	A	Influent	7.10	26.10	826.67	1,286.67	18,533.33	11,200.00	736.67	85.40	70.23	767.55	-	3,200	
		Effluent	7.60	26.50	326.67	3,616.67	9,133.33	3,966.70	620.00	68.13	66.97	332.45	-		
		% Removal	-	-	-	-	50.72	64.58	15.84	20.22	4.65	56.69	-		
	B	Influent	6.90	26.50	900.00	1,173.33	8,533.33	8,533.30	1,333.33	97.53	68.60	700.15	-	1,050	
		Effluent	7.70	26.50	340.00	3,490.00	2,533.33	1,900.00	740.00	112.47	60.20	613.64	-		
		% Removal	-	-	-	-	70.31	77.73	44.50	-15.31	12.24	12.36	-		
278	A	Influent	7.20	28.00	883.33	1,493.33	15,336.00	13,128.00	803.33	89.13	69.53	707.31	-	2,900	
		Effluent	7.50	28.00	766.67	3,566.67	4,968.00	2,724.00	389.89	70.00	64.63	295.91	-		
		% Removal	-	-	-	-	67.61	79.25	51.59	21.47	7.05	58.16	-		
	B	Influent	6.98	28.00	640.00	1,116.67	8,016.00	7,536.00	1,293.33	96.13	61.60	644.37	-	940	
		Effluent	7.60	28.00	340.00	3,746.67	4,416.00	1,764.00	820.00	95.67	60.20	279.82	-		
		% Removal	-	-	-	-	44.91	76.59	36.60	0.49	2.27	56.57	-		
282	A	Influent	6.90	28.10	883.33	1,410.00	16,104.00	11,412.00	800.00	101.27	51.33	748.19	-	2,220	
		Effluent	7.73	28.10	680.00	3,083.33	3,372.00	3,306.00	304.44	84.47	69.07	250.83	-		
		% Removal	-	-	-	-	79.06	71.03	61.94	16.59	-34.55	66.48	-		
	B	Influent	6.95	28.00	633.33	1,110.00	8,293.33	7,224.00	1,233.33	90.07	68.60	835.18	-	780	
		Effluent	7.35	28.00	160.00	3,803.33	4,104.00	2,136.00	646.67	83.53	62.53	120.79	-		
		% Removal	-	-	-	-	50.51	70.43	47.57	7.25	8.84	85.84	-		

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
286	A	Influent	7.20	27.10	886.67	1,353.33	15,144.00	10,452.00	740.00	94.50	50.40	774.07	-	2,350
		Effluent	7.85	27.30	650.00	3,236.67	5,712.00	3,426.00	291.11	89.13	68.13	220.06	-	
		% Removal	-	-	-	-	62.28	67.22	60.66	5.68	-35.19	71.57	-	
290	B	Influent	6.90	27.50	773.33	1,046.67	8,016.00	7,296.00	1,240.00	93.80	63.47	822.22	-	840
		Effluent	7.60	27.50	306.67	3,733.33	4,416.00	1,464.00	926.67	94.73	55.53	363.89	-	
		% Removal	-	-	-	-	44.91	79.93	25.27	-1.00	12.50	55.74	-	
294	A	Influent	7.20	28.10	833.33	1,116.67	15,384.00	10,932.00	840.00	116.20	70.00	816.77	-	1,940
		Effluent	7.80	26.70	660.00	3,366.67	3,972.00	1,596.00	244.44	93.80	68.83	118.52	-	
		% Removal	-	-	-	-	74.18	85.40	70.90	19.28	1.67	85.49	-	
294	B	Influent	7.03	28.40	640.00	1,053.00	8,544.00	8,424.00	1,086.67	87.27	74.00	841.20	-	650
		Effluent	7.50	28.40	456.67	3,740.00	2,544.00	3,066.00	773.33	65.10	56.00	223.46	-	
		% Removal	-	-	-	-	70.22	63.60	28.83	25.40	24.32	73.44	-	
294	A	Influent	6.90	28.10	846.67	1,213.33	15,360.00	10,200.00	823.33	107.80	70.00	821.83	-	2,400
		Effluent	7.89	28.10	563.33	3,803.33	2,880.00	1,506.00	286.67	93.80	69.53	123.60	-	
		% Removal	-	-	-	-	81.25	85.24	65.18	12.99	0.67	80.83	-	
294	B	Influent	7.00	28.10	700.00	1,060.00	7,920.00	7,320.00	1,116.67	84.70	69.53	831.86	-	840
		Effluent	7.70	28.10	350.00	3,560.00	1,320.00	2,160.00	606.67	71.87	56.47	193.51	-	
		% Removal	-	-	-	-	83.33	70.49	45.67	15.15	18.79	76.74	-	

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
298	A	Influent	7.00	28.70	840.00	1,323.33	15,216.00	10,632.00	893.33	100.33	74.00	727.64	-	2,220
		Effluent	7.28	28.00	606.67	3,430.00	3,612.00	1,896.00	255.56	91.47	68.13	135.40	-	
		% Removal	-	-	-	-	76.26	82.17	71.39	8.84	7.93	81.39	-	
	B	Influent	7.10	28.00	663.33	1,056.67	8,304.00	7,824.00	1,220.00	89.13	68.13	822.36	-	600
		Effluent	7.70	28.00	340.00	3,146.67	1,824.00	2,436.00	466.67	74.20	61.13	347.49	-	
		% Removal	-	-	-	-	78.03	68.87	61.75	16.75	10.27	57.74	-	
302	A	Influent	7.20	28.30	733.33	1,216.67	15,144.00	11,712.00	833.33	127.17	62.07	722.13	-	1,950
		Effluent	7.80	29.20	446.67	3,213.33	4,872.00	2,106.00	368.89	83.77	57.87	224.09	-	
		% Removal	-	-	-	-	67.83	82.02	55.73	34.13	6.77	68.97	-	
	B	Influent	7.20	27.50	640.00	1,013.33	8,904.00	7,812.00	1,213.33	91.00	64.40	825.07	-	550
		Effluent	7.50	27.50	456.67	3,073.33	3,264.00	2,106.00	453.33	68.60	55.07	370.59	-	
		% Removal	-	-	-	-	63.34	73.04	62.64	24.62	14.49	55.08	-	
306	A	Influent	7.09	28.30	693.33	1,130.00	15,720.00	11,220.00	886.67	117.13	62.53	613.17	-	2,500
		Effluent	7.60	28.10	273.33	3,013.33	4,440.00	1,848.00	486.67	64.17	56.47	137.54	-	
		% Removal	-	-	-	-	71.76	83.53	45.11	45.22	9.70	77.57	-	
	B	Influent	6.90	28.40	706.67	1,076.67	8,880.00	7,260.00	1,233.33	92.40	69.30	800.00	-	650
		Effluent	7.70	28.40	336.67	3,226.67	3,120.00	1,590.00	253.33	58.33	67.20	391.32	-	
		% Removal	-	-	-	-	64.38	78.10	79.46	36.87	3.03	51.09	-	

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
310	A	Influent	6.90	27.50	740.00	1,276.67	15,765.33	11,956.00	793.33	95.67	54.13	774.64	-	2,400
		Effluent	7.60	27.50	233.33	3,063.33	3,136.00	2,129.07	313.33	77.00	49.00	150.00	-	
		% Removal	-	-	-	-	80.11	82.16	60.50	19.51	9.48	79.86	-	
	B	Influent	6.90	27.50	760.00	1,053.33	8,725.33	7,242.67	1,220.00	91.93	63.00	858.24	-	550
		Effluent	7.70	27.50	420.00	3,230.00	4,032.00	1,914.00	256.67	59.50	49.00	270.69	-	
		% Removal	-	-	-	-	53.79	73.57	78.96	35.28	22.22	68.46	-	
314	A	Influent	6.90	27.50	833.33	1,173.33	15,333.33	11,266.67	733.33	101.73	67.67	720.65	-	2,500
		Effluent	7.40	27.50	273.33	3,026.67	3,133.33	1,200.00	256.67	68.00	54.60	184.92	-	
		% Removal	-	-	-	-	79.57	89.35	65.00	33.16	19.31	74.43	-	
	B	Influent	7.10	27.20	743.33	1,080.00	9,280.00	7,266.67	1,340.00	85.87	64.00	877.40	-	650
		Effluent	7.50	27.20	373.33	3,286.67	2,933.33	1,366.67	243.33	57.87	53.20	291.06	-	
		% Removal	-	-	-	-	68.39	81.19	81.84	32.61	16.88	66.83	-	
318*	A	Influent	7.20	28.00	826.67	1,086.67	15,144.00	11,292.00	796.67	105.00	63.00	718.69	5,500.00	2,400
		Effluent	7.40	28.00	280.00	3,113.33	4,032.00	2,450.00	403.33	81.00	54.13	133.25	190.00	
		% Removal	-	-	-	-	73.38	78.30	49.37	22.86	14.07	81.46	-	
	B	Influent	7.20	27.80	727.70	1,186.67	8,904.00	7,392.00	1,220.00	90.53	71.00	791.30	5,009.00	650
		Effluent	7.70	27.80	620.00	3,386.67	2,292.00	1,960.00	333.33	54.13	54.13	153.90	441.74	
		% Removal	-	-	-	-	74.26	73.48	72.68	40.21	23.76	80.55	-	

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
322*	A	Influent	7.00	28.00	833.33	1,046.67	15,096.00	10,476.00	753.33	99.87	62.00	690.65	5,804.00	2,200
		Effluent	7.40	28.00	346.67	2,833.33	3,528.00	2,646.00	423.33	86.00	55.53	273.74	388.00	
		% Removal	-	-	-	-	76.63	74.74	43.81	13.89	10.43	60.36	-	
	B	Influent	7.20	28.00	733.33	1,266.67	8,904.00	7,356.00	1,270.00	85.87	75.00	792.52	5,312.00	700
		Effluent	7.50	28.00	400.00	3,406.67	2,472.00	1,995.00	313.33	55.53	54.13	162.94	435.64	
		% Removal	-	-	-	-	72.24	72.88	75.33	35.33	27.82	79.44	-	
326*	A	Influent	7.15	28.00	773.33	1,033.33	15,624.00	10,812.00	750.00	104.53	56.87	705.69	5,093.00	2,500
		Effluent	7.70	28.00	340.00	2,806.67	3,492.00	2,348.00	423.33	89.53	55.07	298.54	192.00	
		% Removal	-	-	-	-	77.65	78.28	43.56	14.35	4.84	57.70	-	
	B	Influent	7.00	28.00	800.00	1,093.33	9,744.00	7,572.00	1,240.00	84.47	69.07	811.87	1,806.00	720
		Effluent	7.50	28.00	593.33	3,213.33	2,592.00	1,926.00	343.33	60.20	57.87	173.50	423.00	
		% Removal	-	-	-	-	73.40	74.56	72.31	28.73	16.22	76.63	-	
330*	A	Influent	6.93	28.00	893.33	1,080.00	15,984.00	10,272.00	766.67	99.87	65.80	686.91	5,200.00	2,500
		Effluent	7.60	28.00	350.00	2,813.33	3,912.00	2,516.00	430.00	84.00	57.87	296.42	250.00	
		% Removal	-	-	-	-	75.53	75.51	43.91	15.89	12.06	56.85	-	
	B	Influent	7.15	28.10	753.33	1,100.00	9,624.00	7,392.00	1,233.33	88.00	67.20	793.24	5,066.00	710
		Effluent	7.60	28.10	680.00	3,500.00	2,532.00	1,946.00	440.00	57.87	56.00	182.77	454.00	
		% Removal	-	-	-	-	73.69	73.67	64.32	34.24	16.67	76.96	-	

Days		Parameter												
		pH	Temp. (°C)	VFA (mg/L as CH ₃ COOH)	Alk (mg/L as CaCO ₃)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SS (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	Biogas (mL)	
334*	A	Influent	7.00	27.50	820.00	1,073.33	15,720.00	10,800.00	770.00	101.00	63.93	705.85	5,869.00	2,490
		Effluent	7.65	27.40	333.33	2,680.00	3,900.00	2,632.00	323.33	81.90	55.53	306.18	288.00	
		% Removal	-	-	-	-	75.19	75.63	58.01	18.91	13.14	56.62	-	
	B	Influent	7.00	27.50	733.33	1,163.33	9,480.00	7,140.00	1,210.00	87.03	69.00	784.63	5,015.00	695
		Effluent	7.60	27.40	746.67	3,406.67	2,580.00	1,930.00	393.33	77.23	54.00	157.32	435.00	
		% Removal	-	-	-	-	72.78	72.97	67.49	11.26	21.74	79.95	-	
			-	-	-	-								

ภาคผนวก ข
วิธีวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสีย

1. ซีโอดีทั้งหมด (Total Chemical Oxygen Demand: TCOD)

โดยวิธี Dichromate Closed Reflux Method (APHA, AWWA and WEF, 2005)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. Direction vessel: ให้ใช้หลอดเพาะเชื้อที่ทำด้วย borosilicate glass ขนาด 16×100 mL 20×150 mL หรือ 25×150 mL พร้อมด้วยฝาเกลียวปิดซึ่งภายในเป็น TFE

2. Block heater หรือเครื่องมืออื่นๆ ที่คล้ายกันซึ่งสามารถให้ความร้อนที่ 150 ± 0.2 °C พร้อมกับช่อง block สำหรับใส่หลอด ไม่ควรใช้ oven เพราะตัวอย่างอาจจะรั่วซึ่งจะเกิดการกัดกร่อนและอาจจะเปิดได้ ในกรณีที่ต้องใช้ oven ให้ผสมตัวอย่างในหลอดให้เข้ากันดีก่อนจึงจะนำเข้า oven

3. microburet

สารเคมี

1. สารละลายมาตรฐานเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต (FAS) 0.10 M เตรียมโดยละลาย $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 39.2 g ในน้ำกลั่น เติม conc. H_2SO_4 20 mL ทิ้งให้เย็นแล้วปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นจนปริมาตรรวมเป็น 1 L สารละลายนี้จะต้องนำมาหาความเข้มข้นที่แน่นอนในแต่ละวัน ด้วยสารละลายมาตรฐานโปตัสเซียมไดโครเมต

การหาความเข้มข้นของสารละลายมาตรฐานเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต (FAS)

นำสารละลายมาตรฐานโปตัสเซียมไดโครเมต 5 mL เติมน้ำกลั่น 10 mL ทิ้งให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง เติมเฟอร์โรอินอินดิเคเตอร์ 1-2 หยด แล้วนำมาไทเทรตกับเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต (FAS) 0.10 M จุดยุติเปลี่ยนจากน้ำเงินแกมเขียวเป็นสีน้ำตาลแดง

การคำนวณ

โมลาริตีของ FAS = $[\text{ปริมาณ } \text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 \text{ (mL)} \times 0.25] / \text{ปริมาณ FAS ที่ใช้ (mL)}$

2. สารละลายมาตรฐานโปตัสเซียมไดโครเมต 0.01667 M เตรียมโดยละลาย $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ (อบแห้งที่อุณหภูมิ 103 °C เป็นเวลา 2 ชั่วโมง) 4.903 g ในน้ำกลั่นประมาณ 500 mL, conc. H_2SO_4 167 mL และ HgSO_4 33.3 g ละลายเข้าด้วยกัน จากนั้นปล่อยให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง แล้วปรับปริมาตรรวมเป็น 1 L

3. สารละลายกรด H_2SO_4 เตรียมโดยทำการผสม Ag_2SO_4 และ conc. H_2SO_4 ด้วยสัดส่วน Ag_2SO_4 5.5 g ต่อ conc. H_2SO_4 1 kg ตั้งทิ้งไว้ 1-2 วัน ให้ Ag_2SO_4 ละลายก่อนนำมาใช้

4. สารละลายเฟอร์โรอินอินดิเคเตอร์ เตรียมโดยละลาย 1,10-phenanthroline monohydrate 1.485 g และ $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 695 mg ในน้ำกลั่นจนได้ปริมาตรรวม 100 mL

5. สารละลายมาตรฐานโพแทสเซียมไฮโครเจนพทาเลท (KHP, $\text{HOOC}_6\text{H}_4\text{COOK}$) เตรียมโดยบด KHP และทำให้แห้งที่ 110 °C ชั่งมา 425 mg ละลายในน้ำกลั่นแล้วปรับปริมาตรจนได้ 1,000 mL สารละลายนี้จะอยู่ตัวถ้าเก็บในตู้เย็นแต่ไม่ตลอคไป

วิธีการวิเคราะห์

1. ตวงตัวอย่างปริมาตร 10 มิลลิลิตร ใส่ในหลอดสำหรับหาค่า COD
2. เติมสารละลายมาตรฐาน โพตัสเซียมไดโครเมต 0.01667 M จำนวน 6 mL
3. เติมสารละลายกรด H_2SO_4 (ผสม Ag_2SO_4) 14 mL ผสมให้เข้ากัน
4. ปิดฝาหลอด COD ให้แน่นพอดีและนำหลอดไปเหยียงให้สารผสมกัน
5. วางหลอดลงใน block digester ที่ pre heat ไว้ที่อุณหภูมิ 150 °C ก่อนแล้วรีฟลักซ์ทิ้งไว้ 2 ชั่วโมง ปลดปล่อยให้เย็นในอุณหภูมิห้อง จากนั้นนำหลอดลงใส่ใน test tube rack
6. จากนั้นนำมาไทเทรตด้วยสารละลาย FAS 0.10 M โดยใช้สารละลายเฟอร์โรอิน 2-3 หยด เป็นอินดิเคเตอร์ จุดยุติเปลี่ยนจากน้ำเงินแกมเขียวเป็นสีน้ำตาลแดง
7. ทำแปลงค์โดยใช้ น้ำกลั่น ในปริมาตรที่เท่ากับน้ำตัวอย่าง ทำการรีฟลักซ์เหมือนตัวอย่างทุกประการ รวมทั้งสารเคมีที่ใช้ก็ต้องเท่ากันด้วย

การคำนวณ

$$COD (mg/L) = [(A-B) \times M \times 8,000] / \text{ปริมาณตัวอย่าง (mL)}$$

$$\text{โดยที่ COD} = \text{ค่า Chemical Oxygen Demand}$$

$$A = \text{ปริมาณ FAS ที่ใช้สำหรับแปลงค์ (mL)}$$

$$B = \text{ปริมาณ FAS ที่ใช้สำหรับตัวอย่าง (mL)}$$

$$M = \text{โมลาริตีของ FAS}$$

2. ของแข็งแขวนลอย (Suspended Solid: SS)

โดยวิธี Gravimetric Method (APHA, AWWA and WEF, 2005)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. Glass Filler Disks (whatman GF/C หรือ gelman type A) ซึ่งไม่มีสารอินทรีย์ติดอยู่
2. เครื่องมือสำหรับกรอง
 - 2.1 filter older ใช้ gooch crucible adapter หรือ membrane filter funnel
 - 2.2 ถ้วยกรองความจุ 25 mL สำหรับ Glass Filter ขนาด 2.2 cm
3. ขวดดูด (suction flask) ความจุ 500 mL
4. เครื่องดูดสุญญากาศ

วิธีการวิเคราะห์

1. อบกระดาษกรองที่วางในอะลูมิเนียมฟรอย ให้แห้งที่อุณหภูมิ 103-105 °C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง ทั้งให้เย็นในเดสิคเคเตอร์ประมาณ 30 นาที แล้วชั่งน้ำหนัก
2. เลือกปริมาณน้ำตัวอย่างที่ได้ปริมาณของแข็งแขวนลอยไม่น้อยกว่า 1.5 mg/L วางกระดาษกรองบนกรวยที่ต่อกับเครื่องดูดสุญญากาศ
3. ใช้น้ำกลั่นฉีดกระดาษกรองให้เปียก แล้วเปิดเครื่องดูดสุญญากาศ เพื่อให้กระดาษกรองติดกับกรวย
4. กรองตัวอย่างที่ผสมเข้ากันดีแล้ว โดยอาศัยแรงดึงจากเครื่องดูดอากาศ

5. ปิดเครื่องดูดสูญญากาศ ใช้คีบคีบกระดาษกรอง แล้วนำไปใส่อะลูมิเนียมฟรอยอันเดิม จากนั้นนำไปอบแห้งที่อุณหภูมิ 103-105 °C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง

6. ทิ้งให้เย็นในเดสิคเคเตอร์ประมาณ 30 นาที แล้วชั่งหาน้ำหนักที่เพิ่มขึ้น

การคำนวณ

Suspended Solid (mg/l) = [(A-B) × 1000] / mL sample

โดยที่ A = น้ำหนักกระดาษกรองก่อนการวิเคราะห์ (mg)

B = น้ำหนักกระดาษกรองหลังการวิเคราะห์ (mg)

3. เอ็มแอลวีเอสเอส (Mixed Liquor Volatile Suspended Solid: MLVSS)

โดยวิธี Gravimetric Method (APHA, AWWA and WEF, 2005)

เครื่องมือและอุปกรณ์

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

วิธีการวิเคราะห์

1. เตรียมจานระเหย โดยนำไปเผาที่ 500 ± 50 °C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง และปล่อยให้เย็นในเดสิคเคเตอร์ประมาณ 30 นาที แล้วชั่งหาน้ำหนัก

2. นำจานระเหยที่ชั่งน้ำหนักแล้วไปหาปริมาณ MLSS

3. นำจานระเหยที่หา MLSS แล้วไปเผาที่ 500 ± 50 °C เป็นเวลา 30 นาที

4. ปล่อยให้เย็นในเดสิคเคเตอร์ แล้วชั่งหาน้ำหนักสารที่เหลือ

การคำนวณ

MLVSS (mg) = ปริมาณ MLVSS (mg) – ปริมาณของแข็งที่เหลือหลังการเผา (mg)

4. สภาพด่างทั้งหมด (Total alkalinity: Alk) และกรดระเหยง่าย (Volatile fatty acid : VFA)

โดยวิธี Titration Method (สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทยและ World Environment Center,

2535)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. เครื่องวัดความเป็นกรดด่าง (pH)
2. บิวเรตขนาด 50 mL และขวดบิวเรต อย่างละ 2 อัน
3. เตาไฟฟ้า (hot plate)
4. เครื่องกวนแม่เหล็กไฟฟ้า (magnetic stirrer)
5. ปีกเกอร์ขนาด 200 mL

สารเคมี

1. สารละลายบัฟเฟอร์ พีเอช 7.00
2. สารละลายบัฟเฟอร์ พีเอช 4.00
3. สารละลายกรด H_2SO_4 ที่ความเข้มข้น 0.1 N
4. สารละลาย NaOH ที่ความเข้มข้น 0.1 N

วิธีวิเคราะห์

1. ตั้งตัวอย่างให้ตกตะกอนหรือนำไปหมุนเหวี่ยงรินเฉพาะส่วนใส
2. ตวงส่วนใสใส่บีกเกอร์ 2 ใบ ใบละ 50 mL
3. ปรับเครื่องวัด pH ด้วยสารละลายบัฟเฟอร์พีเอช 7.00 และ 4.00
4. วัด pH ของตัวอย่างน้ำ
5. ไทเทรตตัวอย่างด้วยสารละลายกรด H_2SO_4 มาตรฐาน โดยใช้เครื่องกวนแม่เหล็กกวนตลอดเวลา จดปริมาตรกรดที่ pH 4.5 แล้วไทเทรตต่อจน pH เป็น 3.0
6. ต้มให้เดือดเบาๆ ประมาณ 3 นาที จากนั้นทิ้งให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง
7. นำมาไทเทรตด้วยสารละลาย NaOH จน pH เป็น 4.0 โดยกวนตลอดเวลา แล้วทำการไทเทรตต่อจาก pH 4.0 จนถึง pH 7.0 จดปริมาตรค่าที่ใช้ในการไทเทรตจาก pH 4.0 จนถึง pH 7.0

การคำนวณ

สภาพด่างทั้งหมด (total alkalinity) (mg/L ในรูป $CaCO_3$)

$$= [(mL \text{ ของกรด } H_2SO_4 \text{ ที่ใช้จน pH เป็น 4.50}) \times 0.1 \times 50 \times 1,000] / mL \text{ ของตัวอย่าง} \times 50$$

ความเป็นด่างเนื่องจากกรดระเหย (Volatile acids alkalinity) (mg/L ในรูป $CaCO_3$)

$$= [(mL \text{ ของกรด } H_2SO_4 \text{ ที่ใช้จน pH เป็น 4.00}) \times 0.1 \times 50 \times 1,000] / mL \text{ ของตัวอย่าง} \times 50$$

5. การวิเคราะห์เจดาคาร์บอนไนโตรเจน (Total Kjeldahl Nitrogen: TKN)

โดยวิธี Macro kjeldahl method (APHA, AWWA and EF, 2005)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. เครื่องมือในการย่อยสลาย ประกอบด้วยเครื่องดูดอากาศเพื่อดูดไอน้ำออกทิ้ง
2. เครื่องกลั่น ชุดเดียวกับการหาแอมโมเนียไนโตรเจน

สารเคมี

1. สารละลายสำหรับการย่อย (digestion solution) เตรียมโดยละลายโพแทสเซียมซัลเฟต (K_2SO_4) 134 g และ 7.3 g $CuSO_4$ ผสมกันในน้ำกลั่นประมาณ 800 mL จากนั้นเติม 134 mL ของ conc. H_2SO_4 ด้วยความระมัดระวัง และทิ้งให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง จากนั้นจึงปรับปริมาตรให้เป็น 1 L ผสมให้เข้ากัน เก็บไว้ที่อุณหภูมิสูงกว่า $14^\circ C$ เพื่อป้องกันการตกผลึก
2. สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์-โซเดียมไฮโอซัลเฟต เตรียมโดยละลาย NaOH 500 g และ โซเดียมไฮโอซัลเฟตเพนตะไฮเดรต ($Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O$) จำนวน 25 g ในน้ำกลั่นแล้วปรับปริมาตรจนเป็น 1 L

วิธีการวิเคราะห์

1. เลือกปริมาตรของน้ำตัวอย่างให้เหมาะสม จากนั้นเติมน้ำกลั่นที่ปราศจากแอมโมเนียจนปริมาตรรวมเป็น 300 mL
2. เติมหาสารถะลายสำหรับการย่อยสลายลงไป 50 mL
3. ต้มเคี้ยวจนได้สารละลายใส เกี่ยวต่ออีก 20–30 นาที ให้หมกควันมีแต่ส่วนใส จากนั้นทิ้งให้เย็นแล้วปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นให้เป็น 300 mL
4. ทำให้เป็นค่าด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์-โซเดียมโซอซิลเฟต 50 mL จากนั้นนำไปกลั่นโดยใช้สารละลายอินดิเคตติ้งบอริกเอซิก 50 มิลลิลิตร เป็นตัวจับแอมโมเนียจนได้ปริมาตรรวมทั้งหมกเป็น 250 มิลลิลิตร
5. จากนั้นนำส่วนที่กลั่นได้ 250 mL ตั้งทิ้งให้เย็น นำมาไทเทรตกับสารละลายกรด H_2SO_4 0.02 N จนกลายเป็นสีม่วงอ่อน

การคำนวณ

$$TKN \text{ (mg/L)} = [(A - B) \times N \times 14 \times 1000] / V$$

โดยที่

- A = ปริมาตรของกรด H_2SO_4 ที่ใช้ในการไทเทรตตัวอย่าง (mL)
 B = ปริมาตรของกรด H_2SO_4 ที่ใช้ในการไทเทรต Blank (mL)
 N = ความเข้มข้นของกรด H_2SO_4 ที่ใช้ในการไทเทรต (N)
 V = ปริมาตรน้ำตัวอย่างที่ใช้ (mL)

6. การวิเคราะห์แอมโมเนียไนโตรเจน (Ammonia Nitrogen: $NH_4^+ - N$)

โดยวิธี Phenate Method (APHA, AWWA and WEF, 2005)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. เครื่องที่ใช้ในการกลั่น ซึ่งประกอบด้วย Kjeldahl Flask, Condenser และ Heaters
2. เครื่องวัดพีเอช

สารเคมี

1. น้ำกลั่นปราศจากแอมโมเนีย
2. สารละลายฟอสเฟตบัฟเฟอร์ (Phosphate buffer) เตรียมโดยสารละลาย KH_2PO_4 14.3 g และ K_2HPO_4 68.8 g ในน้ำกลั่นปราศจากแอมโมเนีย แล้วปรับปริมาตรเป็น 1000 mL หรือละลายบอเรตบัฟเฟอร์ (Borate buffer) ซึ่งเตรียมโดยเติม NaOH 0.01 N 88 mL ลงใน Sodium tetraborate solution 0.025 M 500 mL (ละลาย anhydrous $Na_2B_4O_7$, 5.0 g ด้วยน้ำกลั่น 1 L) แล้วปรับปริมาตรจนได้ 1 L
3. สารละลายอินดิเคเตอร์ เตรียมโดยละลาย Methyl red 200 mg ใน ethyl หรือ isopropyl alcohol 95 เปอร์เซ็นต์ 100 mL ละลาย Methyl blue 100 mL ใน ethyl หรือ isopropyl alcohol 95 เปอร์เซ็นต์ 50 mL รวมสารละลายสองอย่างเข้าด้วยกัน เตรียมใช้ในแต่ละเดือน

4. กรดบอริก+อินดิเคเตอร์ เตรียมโดยสารละลาย H_3BO_3 20 g ในน้ำกลั่นที่ปราศจากแอมโมเนียเติมอินดิเคเตอร์ 10 mL แล้วปรับปริมาตรจนได้ 1 L เตรียมใช้ในแต่ละเดือน

5. สารละลาย Standard sulfuric 0.02 N เตรียมโดยใช้กรด conc. H_2SO_4 2.8 mL ผสมกับน้ำกลั่นปราศจากแอมโมเนียจนได้ 1 L จะได้กรด H_2SO_4 เข้มข้น 0.1 N จากนั้นปรับปริมาตรเป็น 200 mL ของกรด H_2SO_4 0.1 N ด้วยน้ำกลั่นปราศจากแอมโมเนียจนได้ 1 L กรดที่ได้เข้มข้นสุดท้ายนี้จะมีค่าความเข้มข้นประมาณ 0.02 N หาความเข้มข้นของกรด H_2SO_4 โดยไทเทรตกับสารละลายมาตรฐานโซเดียมคาร์บอเนต 0.02 N

6. สารละลายมาตรฐานโซเดียมคาร์บอเนตมาตรฐาน 0.02 N เตรียมโดยละลาย Na_2CO_3 1.060 g (อบที่อุณหภูมิ 125 °C เป็นเวลา 4 ชม.) ในน้ำกลั่นแล้วปรับปริมาตรเป็น 1 L

7. สารละลายใช้ในการปรับ pH

7.1 สารละลาย NaOH 1 N เตรียมโดยละลาย NaOH 40 g ในน้ำกลั่นปราศจากแอมโมเนียแล้วปรับปริมาตรเป็น 1 L

7.2 สารละลาย H_2SO_4 0.1 N เตรียมโดยละลาย H_2SO_4 เข้มข้น 28 mL ในน้ำกลั่นปราศจากแอมโมเนีย 500 mL ปลดปล่อยให้เย็นแล้วเจือจางเป็น 1 L

7.3 สารละลาย NaOH 6 N เตรียมโดยละลาย NaOH 240 g ในน้ำกลั่นปราศจากแอมโมเนียแล้วปรับปริมาตรเป็น 1 L

วิธีการวิเคราะห์

1. เลือกใช้ปริมาตรน้ำตัวอย่าง 500 mL เติมสารละลายบอริกบัฟเฟอร์ 25 mL แล้วปรับ pH ด้วยกรด H_2SO_4 หรือ NaOH ให้มีค่า pH เท่ากับ 9.5

2. นำตัวอย่างใส่ในขวดกลั่น โดยเติมลูกแก้ว 5-6 เม็ด แล้วนำกลั่นและเก็บ Distillate 250 mL โดยใช้กรดบอริก+อินดิเคเตอร์ 50 mL รวมเป็น 300 mL

3. นำ Distillate ไปไทเทรตกับสารละลายกรดมาตรฐานกรด H_2SO_4 0.02 N จนกระทั่งถึงจุดยุติกลายเป็นสีม่วงอ่อนสำหรับ Blank ทำเหมือนตัวอย่างทุกประการแต่ใช้น้ำกลั่นแทน

การคำนวณ

$$NH_4^+ - N \text{ (mg/L)} = [(A - B) \times N \times 14 \times 1000] / V$$

โดยที่

A = ปริมาตรของกรด H_2SO_4 ที่ใช้ในการไทเทรตตัวอย่าง (mL)

B = ปริมาตรของกรด H_2SO_4 ที่ใช้ในการไทเทรต Blank (mL)

N = ความเข้มข้นของกรด H_2SO_4 ที่ใช้ในการไทเทรต (N)

V = ปริมาตรน้ำตัวอย่างที่ใช้ (mL)

7. การวิเคราะห์ซัลเฟต (Sulfate: SO_4^{2-})

โดยวิธี Turbidimetric Method (APHA, AWWA and WEF, 2005)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. เครื่องกวนแม่เหล็ก

2.สเปคโตรโฟโตมิเตอร์ ใช้ที่ 420 nm

3.นาฬิกาจับเวลา

4.ช้อนตวงที่มีความจุ 0.2-0.3 mL

สารเคมี

1.สารละลายบัฟเฟอร์ A เตรียมโดยละลาย $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ 30 g , $CH_3COONa \cdot 3 H_2O$ 5 g , KNO_3 1 g และ CH_3COOH (99%) 20 mL ในน้ำกลั่น 500 mL เจือจางจนได้ปริมาตร 1,000 mL

2.แบเรียมคลอไรด์ ($BaCl_2$) ที่เป็นผลึก

3.สารละลายมาตรฐานซัลเฟต เตรียมโดยละลาย anhydrous Na_2SO_4 0.1479 g ในน้ำกลั่น เจือจางจนได้ 1,000 mL

วิธีการวิเคราะห์

1.นำตัวอย่างมา 100 mL มาเติมน้ำกลั่นจนเป็น 100 mL ใส่ในขวดรูปกรวยขนาด 250 mL เติมสารละลายบัฟเฟอร์ 20 mL ผสมและคน โดยใช้เครื่องกวน ซึ่งในขณะที่คน ค่อยๆเติม $BaCl_2$ 1 ช้อนและเริ่มจับเวลาทันที คนประมาณ 60 ± 2 วินาที ด้วยความเร็วคงที่ เมื่อถึงเวลาให้หยุดคนทันที

2.เทสารละลายลงใน absorption cell ของโฟโตมิเตอร์ วัดความขุ่นที่ 5 ± 0.5 นาที

3.เตรียมสารละลายมาตรฐานซัลเฟตที่มีความเข้มข้น 0, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35, 40 mg/L โดยปิเปต 0, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35, 40 mL ของสารละลายซัลเฟตที่เตรียมไว้ใส่ในขวดรูปกรวย แล้วเติมน้ำกลั่นจนได้ปริมาตรแต่ละขวดเป็น 100 mL และทำทุกอย่างเหมือนตัวอย่าง และทำ Blank เหมือนตัวอย่างแต่ไม่ต้องเติม $BaCl_2$

การคำนวณ

$$SO_4^{2-} \text{ (mg/L)} = [(mg SO_4^{2-} \times 1,000)] / mL \text{ Sample}$$

8.การวิเคราะห์ บีโอดี (Biochemical Oxygen Demand : BOD)

โดยวิธี 5-Day BOD Test (APHA, AWWA and WEF, 2005)

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. Incubation Bottle ขนาด 250-300 mL พร้อมจุกปิดสนิท

2. บิวเรตขนาด 50 mL และขาตั้งบิวเรต

3. กระจกตวงขนาด 1 L

4.ปิเปตขนาด 10 mL

5.ตู้ควบคุมอุณหภูมิที่ 20 °C

สารเคมี

1.น้ำกลั่นที่มีคุณภาพสูง

2.สารละลายฟอสเฟตบัฟเฟอร์ เตรียมโดยละลาย KH_2PO_4 8.5 g $Na_2HPO_4 \cdot 7H_2O$ 33.4 g K_2HPO_4 21.75 g และ NH_4Cl 1.7 g ในน้ำกลั่น 500 mL แล้วปรับปริมาตรเป็น 1 L

3. สารละลายแมกนีเซียมซัลเฟต เตรียม โดยละลาย $\text{MgSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ 22.5 g ในน้ำกลั่นแล้วปรับปริมาตรเป็น 1 L

4. สารละลายแคลเซียมคลอไรด์ เตรียม โดยละลาย anhydrous CaCl_2 27.5 g ในน้ำกลั่นปรับปริมาตรเป็น 1 L

5. สารละลายเฟอร์ริกคลอไรด์ เตรียม โดยละลาย $\text{FeCl}_3 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}$ 0.25 g ในน้ำกลั่นปรับปริมาตรเป็น 1 L

6. สารละลายกรดและด่าง 1 N เพื่อปรับ pH

7. สารละลายโซเดียมซัลไฟท์ 0.025 N ละลาย Na_2SO_4 1.575 g ในน้ำกลั่น แล้วปรับปริมาตรเป็น 1 L
สารละลายนี้ต้องเตรียมในวันที่จะวิเคราะห์เท่านั้น

8. การเตรียมน้ำสำหรับใช้เจือจาง

1.1 ตรวจสอบน้ำกลั่นให้มากกว่าปริมาตรที่จะใช้ 1 L ใส่ในภาชนะที่สะอาด

1.2 เติมสารละลายฟอสเฟตบัฟเฟอร์ แมกนีเซียมซัลเฟต แคลเซียมคลอไรด์ เฟอร์ริกคลอไรด์ โดยเติมสารแต่ละชนิด 1 mL ต่อน้ำสำหรับใช้เจือจาง 1 L

1.3 เติมอากาศเพื่อเพิ่มปริมาณออกซิเจนในน้ำอย่างน้อย 1 ชั่วโมง

9. การเตรียมตัวอย่างที่จะวิเคราะห์

1.4 ต้องปรับ pH ให้เป็น 6.5-7.5 ด้วยกรดหรือด่าง

1.5 ต้องกำจัดคลอรีนหรือโลหะหนักก่อน

10. วิธีการทำเจือจาง

10.1 เลือกเปอร์เซ็นต์น้ำตัวอย่างมาทำการเจือจางที่คาดว่าจะให้ค่า BOD_5 อยู่ในช่วงที่กำหนด แล้วเลือกเปอร์เซ็นต์ที่สูงกว่าและต่ำกว่า (ตารางภาคผนวก ข-1)

10.2 ค่อยๆ รินน้ำสำหรับเจือจาง 700-800 mL ลงในกระบอกตวงขนาด 1 L พยายามอย่าให้มีฟองอากาศ

10.3 เติมน้ำตัวอย่างตามจำนวนที่ต้องการ แล้วเติมน้ำสำหรับทำการเจือจางจนได้ปริมาตร 1 L

10.4 ผสมให้เข้ากันแล้วใส่ในขวด BOD_5 ปิดจุกให้แน่นแล้วนำไปเก็บไว้ในตู้ควบคุมอุณหภูมิที่ $20^\circ\text{C} \pm 2$ ขวด เป็นเวลา 5 วัน แล้วนำมาหาปริมาณ DO ส่วนที่เหลืออีก 1 ขวด นำไปหาค่า DO ทันที

11. การพิจารณาผลเพื่อคำนวณค่า

ผลที่น้ำเชื้อถือ จะต้องมียค่า DO อย่างน้อย 1 mg/L และต้องมีการลดปริมาณ DO ลงไปอย่างน้อย 2 mg/L ของตัวอย่างน้ำที่ทำการเจือจางจึงจะทำให้ค่า BOD_5 ออกมาถูกต้อง

ตารางภาคผนวก ข-1 ช่วงค่า BOD₅ และวิธีการเจือจาง

ช่วงค่า BOD ₅	ร้อยละของน้ำตัวอย่าง
20,000-70,000	0.01
10,000-35,000	0.02
4,000-14,000	0.05
2,000-7,000	0.1
1,000-3,500	0.2
400-1,400	0.5
200-700	1.0
100-350	2.0
40-140	5.0
20-70	10.0
10-35	20.0
4-14	50.0
0-7	100

9. การวิเคราะห์ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์

โดยวิธี Cadmium Sulfide Method

เครื่องมือและอุปกรณ์

1. ถังเก็บก๊าซชีวภาพขนาด 3 L
2. กระบอกจลิตยาขนาด 25 mL
3. เครื่องกวนชนิดใช้แม่เหล็ก

สารเคมี

1. สารละลายแคดเมียมคลอไรด์ (CdCl₂) เตรียมโดยละลาย (CdCl₂) 20 g ในน้ำกลั่น 900 mL และเติม 0.5 N NaOH 20 mL
2. กรดไฮโดรคลอริก (HCl)
3. สารละลายไอโอดีน 0.005 N เตรียมโดยละลายโพแทสเซียมไอโอไดด์ (KI) ในน้ำกลั่นเล็กน้อย เติมไอโอดีน 3.2 g ปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นให้ครบ 1 L Standardize ด้วยสารละลายมาตรฐานโซเดียมไธโอซัลเฟต (Na₂S₂O₃) 0.025 N จะได้สารละลายไอโอดีน 0.025 N เจือจางให้เป็น 0.005 N และ Standardize ด้วย (Na₂S₂O₃) 0.005 N

4. สารละลายมาตรฐาน โซเดียมไทโอซัลเฟต 0.005 N เตรียมโดยละลาย $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ 6.205 g ในน้ำกลั่น แล้วเติม NaOH 0.4 g เจือจางด้วยน้ำกลั่นจนได้ปริมาตร 1 L ทำการ Standardize ด้วยสารละลายมาตรฐาน โปตัสเซียมไบโอไอโอดेट 0.025 N จะได้สารละลายมาตรฐาน $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 0.025 N เจือจางให้เป็น 0.005 N และ Standardize สารละลายมาตรฐาน โปตัสเซียมไบโอไอโอดेट

5. น้ำแป้ง อินดิเคเตอร์ เตรียมโดยละลาย Soluble Starch 5 g ในน้ำกลั่นที่ต้มประมาณ 800 mL คนให้เข้ากันแล้วปรับปริมาตรให้ได้ 1 L ต้มให้เดือดประมาณ 2-3 นาที ตั้งค้างคืนไว้ ใช้แต่น้ำใสๆ ข้างบน เติม Salicylic acid 1.25 g ต่อน้ำแป้ง 1 L หรือ Toluene 2-3 หยด เพื่อป้องกันการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์

6. กลอโรฟอร์ม

วิธี Standardize สารละลายไอโอดีน 0.025 N

1. ปิเปตสารละลายไอโอดีน 5 mL

2. เติมน้ำกลั่น 20 mL เติม conc.HCl 20 mL

3. ไตเตรทด้วยสารละลาย $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 0.025 N * เติมน้ำแป้ง จุดยุติสีน้ำเงินจะหายไป

การคำนวณ

$$\text{นอร์มัลสารละลายไอโอดีน} = \frac{[\text{นอร์มัลสาร } \text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 (0.025) \times \text{mL ของไอโอดีน (5)}]}{\text{ปริมาตรที่ไตเตรท}}$$

* หมายเหตุ กรณี Standardize สารละลายไอโอดีน 0.005 N ให้ใช้สารละลาย $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 0.005 N

วิธี Standardize $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 0.025 N

1. ชั่ง KI 2 g เติมน้ำกลั่น 150 mL เติม conc. H_2SO_4 1 mL

2. เติมสารละลายมาตรฐาน โปตัสเซียมไบโอไอโอดेट 0.025 N 20 mL

3. ไตเตรทด้วยสารละลาย $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 0.025 N * เติมน้ำแป้ง จุดยุติสีน้ำเงินจะหายไป

* หมายเหตุ กรณี Standardize $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 0.005 N ให้ใช้สารละลาย $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 0.005 N

การคำนวณ

$$\text{นอร์มัลสารละลาย} = \frac{[\text{นอร์มัลของสารละลายโปตัสเซียมไบโอไอโอดेट (0.025)} \times \text{mL สารละลายโปตัสเซียมไบโอไอโอดेट (20)}]}{\text{ปริมาตรที่ไตเตรท}}$$

วิธีการวิเคราะห์

1. ผ่านก๊าชภายใต้สารละลายแคดเมียมลอไรด์ 100 mL จะปรากฏเป็นสีเหลืองอ่อนเมื่อมีแคดเมียมซัลไฟด์

2. เติมกรดไฮโดรคลอริกเข้มข้น 20 mL

3. เติมสารละลายไอโอดีน 0.005 N ลงในขวดรูปชมพู่ โดยใช้ปริมาณที่มากเพียงพอที่จะทำปฏิกิริยากับซัลไฟด์

4. เติมกลอโรฟอร์ม 5 mL

5. ไตเตรทด้วยสารละลายโซเดียมไทโอซัลเฟต 0.005 N โดยใช้ น้ำเป้งเป็นอินดิเคเตอร์ จุดยุติสีน้ำเงินจะหายไป

การคำนวณ

$$1 \text{ mL } 0.005 \text{ N ของสารละลายไอโอไดน์} = 0.0846 \text{ mg ของ } \text{H}_2\text{S}$$

ถ้าสารละลายไอโอไดน์ที่เติมลงไป- ปริมาตรที่ไตเตรท = ? mg ของ H_2S / ปริมาตรก๊าซที่ผ่านภายใต้สารละลาย แคคเมียมคลอไรด์

สูตรการเปลี่ยนหน่วย mg/L เป็น ppm

$$C_{\text{ppm}} = \frac{CRT}{PM} \times 10^6$$

เมื่อ C = ความเข้มข้น g/m^3

R = ค่าคงที่ $8.21 \times 10^{-5} \text{ m}^3 \text{ atm/Mole K}$

P = 1 atm

M = มวลโมเลกุล H_2S

T = อุณหภูมิ (K)

10. การคำนวณค่า Sulfide ในรูปก๊าซละลายน้ำ

กฎของเฮนรี (Henry's Law)

$$\rho_g = \left[\frac{H}{P_T} \right] X_g$$

เมื่อ ρ_g = โมลของ gas ,mole gas/mole of air

H = Henry's Law constant , atm $\frac{\text{(mole gas/mole air)}}{\text{(mole gas/mole water)}}$

P_T = ความดัน, 1 atm

X_g = โมลของ gas ในน้ำ, mole gas/mole water

$$= \frac{\text{mole gas } (n_g)}{\text{mole gas } (n_g) + \text{mole water } (n_w)}$$

ภาคผนวก ค
ผลการวิเคราะห์ข้อมูลทางสถิติ

1.การทดลองที่ 1 ศึกษาระดับ pH ที่เหมาะสมต่อการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการจับตัวหางน้ำยางด้วยพอลิเมอร์โดยใช้ชุดขวดหมักไร้อากาศ

ตารางภาคผนวกที่ ค-1 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ ชุดขวดหมักไร้อากาศที่ระดับ pH ต่างๆ

Treatment	Subset for alpha = 0.05			
	1	2	3	4
6.5	10.18			
7.0				63.39
7.5			46.20	
9.3		42.62		

ตารางภาคผนวกที่ ค-2 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของระบบ ชุดขวดหมักไร้อากาศที่ระดับ pH ต่างๆ

Treatment	Subset for alpha = 0.05		
	1	2	3
6.5		36.87	
7.0			61.31
7.5		40.46	
9.3	14.38		

ตารางภาคผนวกที่ ก-3 ผลการจับกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SS ของระบบชุดขวดหมักไร้อากาศที่
ระดับ pH ต่างๆ

Treatment	Subset for alpha = 0.05	
	1	2
6.5	62.54	
7.0		77.61
7.5		78.04
9.3	60.87	

ตารางภาคผนวกที่ ก-4 ผลการจับกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด TKN ของระบบชุดขวดหมักไร้อากาศที่
ระดับ pH ต่างๆ

Treatment	Subset for alpha = 0.05		
	1	2	3
6.5			15.5
7.0		9.2	
7.5	1.3		
9.3		11.5	11.5

ตารางภาคผนวกที่ ก-5 ผลการจับกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ของระบบชุดขวดหมักไร้อากาศที่ระดับ pH ต่างๆ

Treatment	Subset for alpha = 0.05		
	1	2	3
6.5		47.4	
7.0	25.0		
7.5			60.8
9.3			65.7

ตารางภาคผนวกที่ ค-6 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SO_4^{2-} ของระบบชุดขวดหมักไร้อากาศ
ที่ระดับ pH ต่างๆ

Treatment	Subset for alpha = 0.05		
	1	2	3
6.5			89.2
7.0	77.5		
7.5		79.7	
9.3	77.6		

2. การทดลองที่ 2 ศึกษาประสิทธิภาพของระบบบำบัดแบบ UASB จากน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการจับ
ตัวทางน้ำด้วยพอลิเมอร์

ตารางภาคผนวกที่ ค-7 ผลการวิเคราะห์ข้อมูลทางสถิติของคุณภาพน้ำทิ้งในพารามิเตอร์ต่างๆ ของระบบ
UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

Parameter	p-value	
	UASB-P	UASB-S
pH	0.703	0.292
VFA	0.000	0.000
Alkalinity	0.002	0.000
TCOD Removal (%)	0.000	0.001
SCOD Removal (%)	0.000	0.000
SS Removal (%)	0.075	0.001
Sulfate Removal (%)	0.000	0.000
TKN Removal (%)	0.048	0.080
NH_4^+ -N Removal (%)	0.050	0.04
BOD_5 Removal (%)	0.001	0.026
TP Removal (%)	0.231	0.000
Biogas Production	0.000	0.000

ตารางภาคผนวกที่ ก-8 ผลการจับกลุ่มค่าเฉลี่ยของค่า pH ของระบบระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลอง
ชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S	
	Subset for alpha = 0.05			
7	7.49		7.48	
5.5	7.55		7.49	
3	7.60		7.58	

ตารางภาคผนวกที่ ก-9 ผลการจับกลุ่มค่าเฉลี่ยของค่า Alkalinity ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลอง
ชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S		
	Subset for alpha = 0.05				
	1	2	1	2	3
7	2,180.67		2,305.34		
5.5	2,632.00		2,584.00		
3	2,849.33		3,382.67		

ตารางภาคผนวกที่ ก-10 ผลการจับกลุ่มค่าเฉลี่ยของค่า VFA ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุด
ต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S	
	Subset for alpha = 0.05			
	1	2	1	2
7	193.20		294.40	
5.5	392.47		304.00	
3	330.00		496.40	

ตารางภาคผนวกที่ ค-11 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด TCOD ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S	
	Subset for alpha = 0.05			
	1	2	1	2
7	47.18		54.33	
5.5		73.43		77.55
3		75.68		73.27

ตารางภาคผนวกที่ ค-12 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SCOD ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S		
	Subset for alpha = 0.05				
	1	2	1	2	3
7	78.62	78.62	48.45		
5.5		80.66		78.19	78.19
3	76.49			73.51	

ตารางภาคผนวกที่ ค-13 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SS ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S	
	Subset for alpha = 0.05			
	1		1	2
7	37.51		54.38	
5.5	36.80			70.43
3	47.73			73.97

ตารางภาคผนวกที่ ค-14 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด SO_4^{2-} ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S	
	Subset for alpha = 0.05			
	1	2	1	2
7	59.93		43.79	
5.5		74.75		79.11
3	59.07			80.92

ตารางภาคผนวกที่ ค-15 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด TKN ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S	
	Subset for alpha = 0.05			
	1	2	1	1
7		27.51		38.31
5.5	22.67	22.67		30.92
3	17.18			29.95

ตารางภาคผนวกที่ ค-16 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของประสิทธิภาพการบำบัด NH_4^+ -N ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P		UASB-S	
	Subset for alpha = 0.05			
	1	2	1	1
7	17.18			29.95
5.5	22.67	22.67		30.92
3		27.51		38.31

ตารางภาคผนวกที่ ก-17 ผลการจัดกลุ่มค่าเฉลี่ยของ Biogas Production ของระบบ UASB-P และ UASB-S ในการทดลองชุดต่างๆ ที่สภาวะคงตัว

HRT (d)	UASB-P			UASB-S		
	Subset for alpha = 0.05					
	1	2	3	1	2	3
7		1,896.00		272.00		
5.5	1,262.00				450.00	
3			2,418.00			695.00

ภาคผนวก ง
ข้อมูลคุณสมบัติสารพอลิเมอร์

ชื่อสารเคมี : Hydroxypropyl Methyl Cellulose (HPMC)

ชื่อทางการค้า : A 702

เลขที่คำขอสิทธิบัตร : 0601000409

ชื่อสิ่งประดิษฐ์ : กรรมวิธีการแยกเนื้อเยื่อออกจากหางน้ำยางธรรมชาติโดยใช้พอลิเมอร์ที่ไวต่อความร้อน

ผู้ขอจดสิทธิบัตร : สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ

ผู้ประดิษฐ์/ออกแบบ : นายสุรพิชญ ลอยกุลนันท์ และนางฉวีวรรณ คงแก้ว

ตารางภาคผนวกที่ ง-1 คุณสมบัติสารพอลิเมอร์

Building and PVC suspension polymerization

Product		MC		HPMC		
		MA	HP	HG	HJ	HK
Methoxy	Content (%)	27.0 ~ 32.0	27.0 ~ 30.0	28.0 ~ 30.0	16.5 ~ 20.0	19.0 ~ 24.0
	Degree of substitution	1.7 ~ 1.9	1.7 ~ 1.9	1.8 ~ 2.0	1.1 ~ 1.6	1.1 ~ 1.6
Hydroxyl propoxy	Content (%)		4.0 ~ 7.5	7.5 ~ 12.0	23.0 ~ 32.0	4.0 ~ 12.0
	Degree of substitution		0.1 ~ 0.2	0.2 ~ 0.3	0.7 ~ 1.0	0.1 ~ 0.3
Water content (Wt %)		≤5.0				
Ash content (Wt %)		≤1.0				
PH		5.0 ~ 7.5				
Appearance		milk white or white granules or powder				
Fineness		80 meshes, 100 mesh, 120 mesh				
Viscosity (mPa.s)		See viscosity spec.				

ที่มา: http://www.herculestianpu.com/cgi/search.cgi?f=product_en_1_&t=product_en_1_&id=458005

ตารางภาคผนวกที่ ง-1 คุณสมบัติสารพอลิเมอร์ (ต่อ)

Pharmacy, food and cosmetics

Product		MC	HPMC
Methoxy	Content (%)	27.0 ~ 32.0	19.0 ~ 30.0
	Degree of substitution	1.7 ~ 1.9	1.1 ~ 1.9
Hydroxyl propoxy	Content (%)		4.0 ~ 12.0
	Degree of substitution		0.1 ~ 0.3
Water content (Wt %)		≤ 5.0	
Ash content (Wt %)		≤ 1.0	
pH		5.0 ~ 7.5	
Heavy metal(ppm)		≤ 20	
Arsenic salt(ppm)		≤ 2	
Appearance		milk white or white granules or powder	
Finess		100 meshes, 120 meshes	
Viscosity (mPa.s)		See viscosity spec.	

ที่มา: http://www.herculestianpu.com/cgi/searcen.cgi?f=product_en_1_&t=product_en_1_&id=458005

ตารางภาคผนวกที่ ง-1 คุณสมบัติสารพอลิเมอร์ (ต่อ)

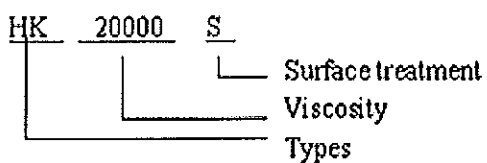
Viscosity spec.

Spec.	Viscosity range (mPa.s)
50	40~60
100	75~130
400	300~500
800	650~1000
1500	1200~1800
2500	2000~3000
4M	3500~5000
7M	6000~8000
10M	8000~12000
15M	12000~18000
25M	21000~29000
40M	34000~46000
55M	46000~63000
70M	≥60000

ที่มา: http://www.herculestianpu.com/cgi/searchen.cgi?f=product_en_1_&t=product_en_1_&id=458005

B# rotational viscometer, 2% water solution, 20°C.

Notes: Example of products type



Products can be classified into: industrial grade, pharmaceutical grade and food grade

วิธีการคำนวณค่าต่างๆ จากตารางที่ 3-10

1. การคำนวณค่าสารเคมี

1.1 กรดซัลฟูริก

จากข้อมูล พบว่ามีการใช้กรดซัลฟูริก 20% ต่อยางแห้ง 1 kg

ยางแห้ง 1 kg ต้องใช้กรดซัลฟูริก 20% kg

ยางแห้ง 100 kg ต้องใช้กรดซัลฟูริก 20 kg

โดย กรดซัลฟูริก 1 kg ราคา 4 Baht

ยางแห้ง 100 kg กรดซัลฟูริกราคา $20 \times 4 = 80$ Baht

ยางแห้ง 1 kg กรดซัลฟูริกราคา 0.8 Baht/kg ยางแห้ง

ดังนั้น กรดซัลฟูริกราคา 0.8 Baht/kg ยางแห้ง

1.2 พอลิเมอร์ A702

จากข้อมูล พบว่าใช้พอลิเมอร์ A702 0.6% โดยน้ำหนัก

น้ำยาง 100 kg ต้องใช้พอลิเมอร์ 0.6 g

น้ำยาง 100 kg ต้องใช้พอลิเมอร์ 0.6 kg

โดยพอลิเมอร์ 1 kg ราคา 350 Baht และในกระบวนการจับตัวเนื้อยางปริมาณ 100 kg จะได้เนื้อยาง 4 kg

ยางแห้ง 4 kg พอลิเมอร์ราคา $0.6 \times 350 = 210$ Baht

ยางแห้ง 1 kg พอลิเมอร์ราคา 52.5 Baht/kg ยางแห้ง

ดังนั้น พอลิเมอร์ A702 ราคา 52.5 Baht/kg ยางแห้ง

สำหรับกระบวนการนำสารพอลิเมอร์กลับมาใช้ใหม่จะต้องใช้สารพอลิเมอร์ A702 ใหม่ 5% + สารสารพอลิเมอร์ A702 recovery 95% ดังนั้นค่าใช้จ่ายในการใช้สารพอลิเมอร์ A702 ใหม่สามารถคำนวณได้ดังนี้คือ

สารพอลิเมอร์ A702 ใหม่ 5% = $5\% \times 0.6$ kg

$$= 0.03 \text{ kg}$$

โดยพอลิเมอร์ 1 kg ราคา 350 Baht และในกระบวนการจับตัวเนื้อยางปริมาณ 100 kg จะได้เนื้อยาง 4 kg

ยางแห้ง 4 kg พอลิเมอร์ราคา $0.03 \times 350 = 210$ Baht

ยางแห้ง 1 kg พอลิเมอร์ราคา 2.63 Baht/kg ยางแห้ง

ดังนั้น ในการนำสารกลับมาใช้ใหม่ พอลิเมอร์ A702 ราคา 2.63 Baht/kg ยางแห้ง

2. การคำนวณพลังงานความร้อนในกระบวนการดึงกลับสารพอลิเมอร์ A 702

จากสูตร $Q = MC \Delta t$

โดย $M =$ มวลของน้ำ (g)

$C =$ ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำ = $1 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$

$\Delta t = 90 \text{ } ^\circ\text{C}$

หากน้ำ 1 ton จะมีมวลเท่ากับ 10^6 g

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น } Q &= 10^6 \text{ g} \times 1 \text{ cal/g } ^\circ\text{C} \times 90^\circ\text{C} \\ &= 90 \times 10^6 \text{ cal} \end{aligned}$$

โดย 1 BTU เท่ากับ 252.16 cal

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น } 252.16 \text{ cal} & \text{ เท่ากับ } 1 \text{ BTU} \\ 90 \times 10^6 \text{ cal} & \text{ เท่ากับ } 356,916.24 \text{ BTU} \end{aligned}$$

โดย 1 BTU เท่ากับ 0.00029 kW-h

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น } 1 \text{ BTU} & \text{ เท่ากับ } 0.00029 \text{ kW-h} \\ 356,916.24 \text{ BTU} & \text{ เท่ากับ } 103.51 \text{ kW-h} \end{aligned}$$

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล	นางสาวศันสนีย์ วงศ์ชนะ		
รหัสประจำตัวนักศึกษา	4910920040		
วุฒิการศึกษา			
วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา	
วิทยาศาสตร์บัณฑิต (เทคโนโลยีและการจัดการ)	มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์	2548	

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

ศันสนีย์ วงศ์ชนะ สุเมธ ไชยประพัทธ์ วิรัช ทวีปรีดา และสุรพิชญ ลอยกุลนันท์. 2552. "ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพและผลของพีเอชในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางข้นที่ใช้พอลิเมอร์ทดแทนกรดซัลฟูริก". ในการประชุมเสนอผลงานวิจัยระดับบัณฑิตศึกษาแห่งชาติ ครั้งที่ 14 ระหว่างวันที่ 10-11 กันยายน 2552. ณ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ.