รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

การผลิตก๊าซชีวภาพจากกากตะกอนเครื่องดีแคนเตอร์ของโรงงานอุตสาหกรรมผลิตน้ำมันปาล์มร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งโดยกระบวนการย่อยสลายภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน

Biogas production from decanter cake of palm oil mill factory with block rubber factory wastewater using anaerobic digestion

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ธนิยา เกาศล

สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมโยธา

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

โครงการวิจัยนี้ได้รับทุนสนับสนุนจากงบประมาณแผ่นดินมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ประเภทโครงการวิจัยเดี่ยว ประจำปี 2554-2556

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(1)
กิตติกรรมประกาศ	(2)
บทความที่ตีพิมพ์แล้ว	(3)
บทคัดย่อ	(4)
Abstract	(5)
บทที่ 1 บทนำ	1
บทที่ 2 วิธีการทดลอง	19
บทที่ 3 ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง	25
บทที่ 4 สรุปผลการทดลอง	79
บรรณานุกรม	80
ภาคผนวก ก ผลผลิตเชิงองค์ความรู้	87

กิตติกรรมประกาศ

โครงการวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดีจากการสนับสนุนและช่วยเหลือจากหลายๆ ท่าน ก่อนอื่นขอขอบคุณเจ้าหน้าที่ห้องปฏิบัติการ วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมโยธา มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ สำหรับหรับคำแนะนำและความช่วยเหลือในการทำการทดลองและการใช้ห้องปฏิบัติการ

ขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมโยธา มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ สำหรับความเอื้อเฟื้อในการใช้ห้องปฏิบัติการ และอุปกรณ์ทดลองต่างๆ

ขอขอบคุณบริษัท ไทยอินโดปาล์มออยล์ จำกัด ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการเข้าไปเก็บตัวอย่าง และข้อมูลต่างๆ ที่ใช้ในการทำวิจัยนี้

ขอขอบคุณคุณวีระพงศ์ เลิศรัตนเทวี นักศึกษาปริญญาเอก สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมโยธา คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ช่วยดำเนินการทดลอง วิเคราะห์และอภิปรายผลการทดลอง

ขอขอบคุณคุณพ่อและคุณแม่ รวมทั้งเพื่อนๆ พี่ๆ น้องๆ ทุกคน ที่ให้คำปรึกษา และเป็นกำลังใจให้ด้วยดีมาตลอด

ประโยชน์ที่ได้รับจากงานวิจัยนี้ขอมอบความดีทั้งหมดให้แก่ผู้มีส่วนเกี่ยวข้องและเป็นกำลังใจให้กับงานวิจัยนี้ดีด้วยในข้างต้นที่กล่าวมาแล้ว

ธนิยา เกาศล
ผู้วิจัย

บทความที่ตีพิมพ์แล้ว

1. บทความตีพิมพ์ในวารสารอยู่ในฐาน Scopus

Kaosol T. and Sohgrathok N., 2012. Enhancement of biogas production potential for anaerobic co-digestion of wastewater using decanter cake. American Journal of Agricultural and Biological Sciences, 7(4), 494-502. (เอกสารแนบที่ 1 ภาคผนวก ก)

2. บทความทางวิชาการนำเสนอในการประชุมวิชาการ (ระดับชาติ)

กฤติกา จันทนลักษณ์, ราตรี แก้วคง และ ธนิยา เกาศล, 2556. การศึกษาการเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพเบื้องต้นด้วยกากตะกอนดีแคนเตอร์สำหรับการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง. การประชุมวิชาการทางวิทยาศาสตร์ วิศวกรรมศาสตร์ และทรัพยากร (SER2013-Science Engineering Resource 2013), 26 มกราคม 2556, ณ อาคารเรียนรวม 5, มหาวิทยาลัยวลัยลักษณ์ อ.ท่าศาลา จ.นครศรีธรรมราช (Poster Presentation) (เอกสารแนบที่ 2 ภาคผนวก ก)

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ของโรงงานอุตสาหกรรมผลิตน้ำมันปาล์ม โดยกระบวนการย่อยสลายภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนโดยใช้การหมักแบบวัสดุหมักร่วมทั้งสองชนิด จากผลการศึกษาศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนระหว่างน้ำเสียโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์พบว่า อัตราส่วนที่เหมาะสมที่สุดในการหมักร่วมคือ น้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง 200 มิลลิลิตรร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ 5 กรัม ซึ่งให้ศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนที่ดีที่สุดที่ 87.8 มิลลิลิตรต่อกรัมของ COD ที่ถูกกำจัด หลังจากนั้นดำเนินการหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องเป็นเวลา 150 วัน ที่ระยะเวลาเก็บกัก 10, 20 และ 30 วัน และระยะเวลาการกวนผสม 12 และ 24 ชั่วโมง สามารถสรุปได้ว่า สภาวะการเดินระบบการหมักร่วมระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ดีที่สุดคือ ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน และระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง ซึ่งส่งผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ในรูป COD, ของแข็งทั้งหมด และของแข็งระเหยได้ทั้งหมด เท่ากับ ร้อยละ 99.6-99.8, 87.5-91.1 และ 89.3-95.4 ตามลำดับ อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเท่ากับ 870-1,088 มิลลิลิตร/วัน และองค์ประกอบของก๊าซมีเทนเท่ากับ ร้อยละ 47.5-56.8

ABSTRACT

This research studies a biogas production from the block rubber wastewater and the decanter cake from the palm oil mill factory using an anaerobic digestion. The objective of this research is to study the methane production potential for the anaerobic co-digestion. The result of the methane production potential shows that the suitable ratio for the anaerobic digestion is 200 mL of the block rubber wastewater and 5 g of the decanter cake. This ratio provides the best methane production potential which is 87.8 mL/g $COD_{removed}$. Therefore this ratio is operated in the continuously anaerobic digestion for 150 days at 10, 20 and 30 day of the retention time and 12 and 24 hours of the mixing time. It can be concluded that the best condition for anaerobic digestion operation is 30 days of retention time and 24 hours of mixing time. This condition provides 99.6-99.8%, 87.5-91.1% and 89.3-95.4% of COD, TS and TVS removal efficiencies, respectively. The biogas production rate is 870-1,088 mL/day and the methane gas component is 47.5-56.8%.

บทที่ 1
บทนำ

1.1 ความสำคัญและที่มาของงานวิจัย

กากตะกอนจากดีแคนเตอร์ เป็นผลพลอยได้จากโรงงานอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มซึ่งมีอยู่จำนวนมาก โดยทั่วไปกากตะกอนจากดีแคนเตอร์จะคิดเป็นร้อยละ 4 ของวัตถุดิบ (พูนสุข, 2542) ส่วนใหญ่ทางโรงงานนำไปกำจัดโดยนำไปทิ้งไว้ในโรงงาน ซึ่งวิธีการนี้ก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมและไม่ได้สร้างมูลค่าเพิ่ม หรือนำไปเป็นอาหารเสริมในการเลี้ยงสัตว์และทำปุ๋ยหมัก กากตะกอนจากดีแคนเตอร์เป็นแหล่งที่อุดมไปด้วยสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ และมีศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพ แต่เนื่องจากกากตะกอนจากดีแคนเตอร์มีปริมาณไนโตรเจนในปริมาณน้อย จึงไม่เหมาะแก่การนำมาผลิตก๊าซชีวภาพอย่างเดียว ทางผู้วิจัยจึงมีแนวคิดที่จะนำตะกอนจากดีแคนเตอร์มาหมักร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งซึ่งมีปริมาณไนโตรเจนสูง เพื่อทำการเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพ ได้ก๊าซมีเทนเป็นผลิตผลจากกระบวนการหมักแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งเป็นพลังงานทดแทน และเป็นแนวทางในการจัดการวัสดุเหลือใช้อย่างยั่งยืน อีกทั้งยังเป็นการนำน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งมาใช้ประโยชน์ได้อีกด้วย

อีกทั้งปัจจุบันรัฐบาลได้มีการส่งเสริมให้ขยายพื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมันทั้งในภาคใต้และภาคตะวันออกเพื่อสกัดน้ำมันปาล์มเป็นพลังงานทดแทนน้ำมันเชื้อเพลิงที่มีราคาแพง ซึ่งจะทำให้มีผลพลอยได้จากการสกัดน้ำมันปาล์มมากขึ้น โดยปกติการบำบัดน้ำเสียของโรงงานผลิตยางแท่งใช้ระบบบ่อบำบัดน้ำเสีย (Pond System) ซึ่งน้ำเสียไม่ได้มีการนำกลับมาใช้ประโยชน์ สมมุติฐานที่ว่าหากสามารถนำกากตะกอนจากดีแคนเตอร์มาทำการหมักแบบไร้อากาศร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งได้ จะเป็นการผลิตก๊าซชีวภาพและได้นำไปผลิตกระแสไฟฟ้าต่อไป ซึ่งเป็นแนวทางในการจัดการวัสดุเหลือใช้และน้ำเสียอย่างเกิดประโยชน์และมีความคุ้มค่าอีกด้วย โดยปัจจุบันยังไม่มีเทคโนโลยีในการผลิตก๊าซชีวภาพ สำหรับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง เนื่องจากน้ำเสียของโรงงานมีค่าความสกปรกในรูป COD ไม่สูงมาก ดังนั้นงานวิจัยนี้จะทำการศึกษาศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนจากวัสดุหมักร่วมโดยใช้น้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง และกากตะกอนจากดีแคนเตอร์มาช่วยในการผลิตก๊าซชีวภาพ ทำให้ได้พลังงานกลับมาใช้ใหม่

1.2 บทตรวจเอกสาร

1.2.1 ทฤษฎีและหลักการ

<u>1.2.1.1 กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน</u>

การย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้ออกซิเจนเป็นกระบวนการทางชีววิทยาของแบคทีเรียในสภาพปราศจากออกซิเจนอิสระเพื่อเปลี่ยนสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซอื่นๆ ดังแสดงในสมการที่ 1 โดยสารอินทรีย์ที่ถูกย่อยสลายแล้วจะมีมวลลดลงและมีสภาพคงตัวมากขึ้น กระบวนการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนมีแบคทีเรียที่เกี่ยวข้องอยู่ 2 กลุ่ม ที่ทำงานร่วมกัน คือ แบคทีเรียที่สร้างกรด (Acidogenic Bacteria) และแบคทีเรียที่สร้างมีเทน (Methanogenic Bacteria)

$$\text{Organic matter} \xrightarrow{\text{Anaerobic Digestion}} CH_4 + CO_2 + H_2 + NH_3 + H_2S \qquad (1)$$

หลักการของระบบนี้ คือ แบคทีเรียจะย่อยสลายสารอินทรีย์ในวัสดุหมักที่มีโมเลกุลขนาดใหญ่ให้เป็นสารที่มีโมเลกุลขนาดเล็กลงเพื่อที่จะผ่านเข้าสู่เซลล์ เมื่อสารอินทรีย์อยู่ในเซลล์แล้วจะถูกออกซิไดซ์หลายครั้งจนในที่สุดกลายเป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ก๊าซมีเทน และก๊าซอื่นๆ ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจนดังแสดงในภาพที่ 1 สามารถแบ่งขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาได้เป็น 4 ขั้นตอนคือ

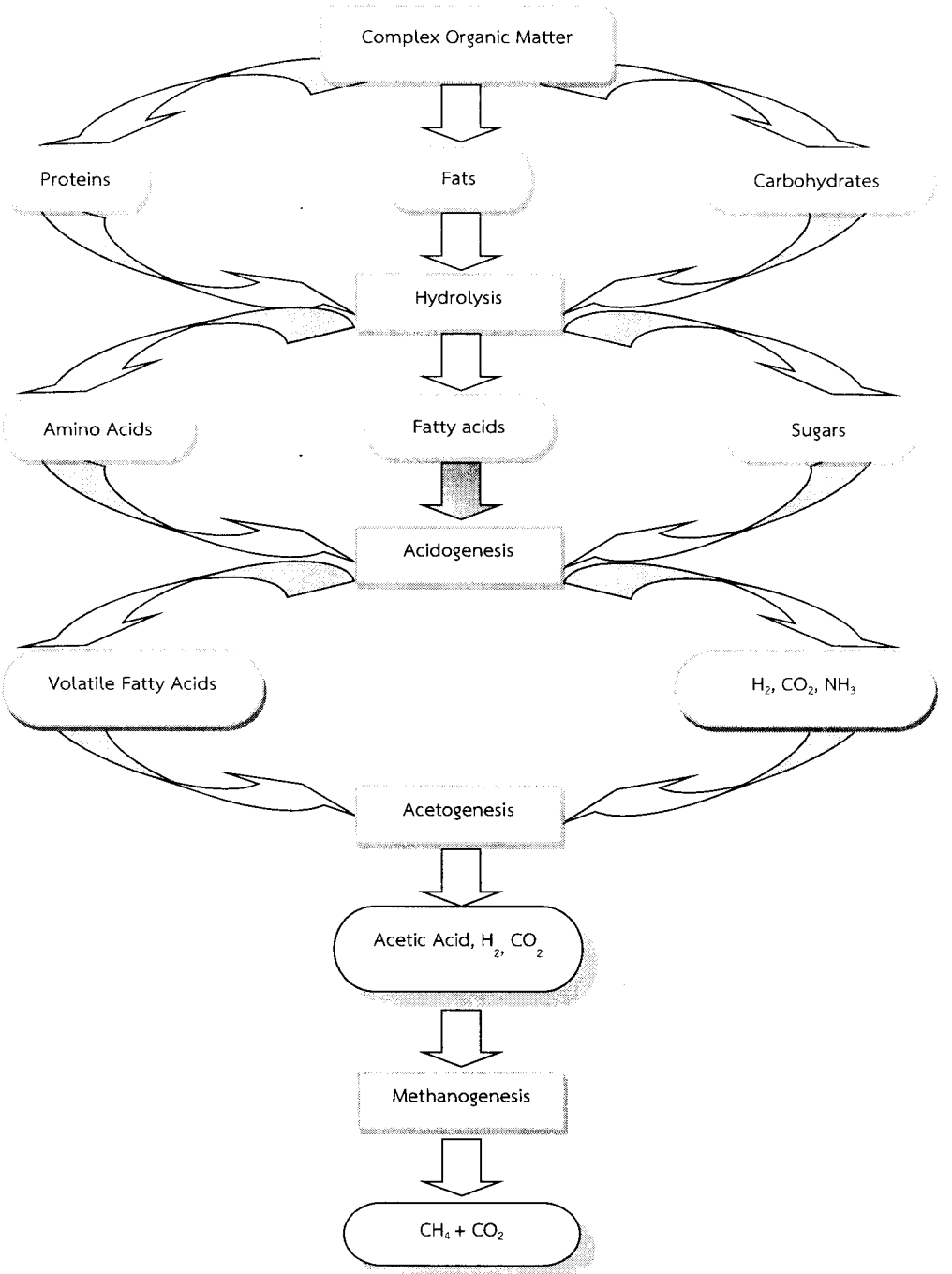
ขั้นที่ 1 การย่อยสลายสารอินทรีย์ (Hydrolysis)

ขั้นตอนนี้อาจเรียกอีกอย่างหนึ่งว่า กระบวนการแตกสลายโพลิเมอร์ (Polymer Break-down) สารอินทรีย์ที่มีโครงสร้างซับซ้อนและมีขนาดโมเลกุลใหญ่ (Polymer) ทั้งที่สามารถละลายน้ำและไม่ละลายน้ำ เช่น โปรตีน คาร์โบไฮเดรต และไขมัน ถูกทำให้ละลายน้ำโดยปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส ซึ่งใช้เอนไซม์ที่ขับออกมาสู่ภายนอกเซลล์ (Extracellular Enzyme) ของแบคทีเรียจำพวก Hydrolytic Bacteria เช่น Proteolytic Enzyme, Cellulolytic Enzyme และ Lipolytic Enzyme เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาได้สารอินทรีย์ที่มีโครงสร้างไม่ซับซ้อนเป็นโมเลกุลเดี่ยว (Monomer) ที่ละลายน้ำได้ เช่น กลูโคส กรดอะมิโน กรดไขมันและกลีเซอรอล ในขั้นตอนนี้เป็นเพียงการเปลี่ยนสารประกอบอินทรีย์ที่ซับซ้อนไปเป็นสารประกอบอินทรีย์อย่างง่ายเท่านั้น ยังไม่มีการลดสารอินทรีย์แต่อย่างใด

การเปลี่ยนแปลงในขั้นตอนนี้สังเกตได้ยากเนื่องจากมีบางโมเลกุลเกิดการดูดซับเอนไซม์ทำให้เกิดการแตกสลายภายในโมเลกุลได้ ปฏิกิริยาในขั้นตอนนี้จะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารอินทรีย์ จำนวนแบคทีเรียและสภาพแวดล้อมของระบบ เช่น ค่าความเป็นกรด-ด่างและอุณหภูมิ เป็นต้น

ขั้นที่ 2 การหมักกรดอินทรีย์ระเหย (Acidogenesis)

สารประกอบอินทรีย์ที่มีโครงสร้างของโมเลกุลไม่ซับซ้อนในขั้นตอนแรกและละลายน้ำได้ดีที่สร้างขึ้นโดยปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสจะถูกแบคทีเรียพวกสร้างกรด (Acidogenic Bacteria) ประเภทที่สามารถดำรงชีพอยู่ได้ทั้งสภาพมีและไม่มีออกซิเจนดูดซึมผ่านเยื่อหุ้มเซลล์เข้าสู่เซลล์เพื่อใช้เป็นแหล่งคาร์บอนและพลังงานโดยกระบวนการหมัก (Fermentation) ผลของปฏิกิริยาจะได้กรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่มีคาร์บอนไม่เกิน 5 อะตอม เช่น กรดอะซิติก (Acetic Acid) กรดฟอร์มิค (Formic Acid) กรดบิวทิริค (Butyric Acid) กรดโพรพิโอนิค (Propionic Acid) กรดไอโซบิวทิริค (Isobutyric Acid) กรดวาเลอริค (Valeric Acid) กรดไอโซวาเลอริค (Isovaleric Acid) เป็นต้น (Banerjee และคณะ, 1998) นอกจากนี้ยังจะได้แอลกอฮอล์ ก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์อีกด้วย โดยชนิดของแบคทีเรียพวกสร้างกรดนั้นจะแตกต่างกันไปขึ้นอยู่กับชนิดของสารอินทรีย์ นอกจากนี้ยังขึ้นอยู่กับความเข้มข้นและสภาพแวดล้อมของปฏิกิริยาด้วย



รูปที่ 1 ขั้นตอนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาพไร้ออกซิเจน

ขั้นที่ 3 การเปลี่ยนกรดอินทรีย์ระเหยง่ายเป็นกรดอะซิติก (Acetogenesis)

กรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่เกิดขึ้นจากกระบวนการอะซิโดเจเนซิส (Acidogenesis) จะถูกเปลี่ยนโดยแบคทีเรียโฮโมอะซิโตเจนิค (Homoacetogenic Bacteria) ให้กลายเป็นกรดอะซิติกในขั้นตอนสุดท้ายดังสมการที่ 2 และ 3 ซึ่งเรียกรวมกันว่ากรดอินทรีย์ระเหยง่าย รวมทั้งยังเกิดก๊าซไฮโดรเจน (H_2) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ในการย่อยสลายด้วย ซึ่งเป็นสารประกอบสำคัญในการสร้างก๊าซมีเทน ซึ่งขั้นตอนนี้ถือว่าเป็นขั้นตอนที่สำคัญในการหลีกเลี่ยงการสะสมของกรดอินทรีย์ระเหยง่าย แต่หากไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นมีปริมาณที่สูงเกินไปจะยับยั้งกระบวนการสร้างก๊าซมีเทนได้

$$CH_3CH_2COOH\ (\text{Propionic Acid}) + 2H_2O \xrightarrow{\text{Acetogenic Bacteria}} CH_3COOH + 3H_2O \qquad (2)$$

$$CH_3CH_2CH_2COOH\ (\text{Butylic Acid}) + 2H_2O \xrightarrow{\text{Acetogenic Bacteria}} CH_3COOH + 2H_2O \qquad (3)$$

แบคทีเรียกลุ่มนี้อาจเรียกว่า แบคทีเรียสร้างไฮโดรเจน (Hydrogen Forming Bacteria) เนื่องจากแบคทีเรียที่สร้างไฮโดรเจนมักสร้างกรดอินทรีย์ได้ แต่ชนิดที่สร้างกรดได้อาจไม่สามารถสร้างไฮโดรเจนได้ จึงถือว่าแบคทีเรียที่สร้างไฮโดรเจนเป็นชนิดหนึ่งของแบคทีเรียที่สร้างกรด แบคทีเรียทั้งสองชนิดอาจรวมเรียกได้ว่าเป็นแบคทีเรียที่ไม่สร้างมีเทน (Non-Methanogenic Bacteria)

ไฮโดรเจนเป็นตัวกลางที่สำคัญและเป็นแร่ธาตุที่ควบคุมการเปลี่ยนกรดอินทรีย์ระเหยง่ายไปเป็นกรดอะซิติก ถ้าไฮโดรเจนสูงกว่า 10-4 atm จะเกิดสภาพที่ไม่เหมาะสมต่อการเปลี่ยนกรดอินทรีย์ระเหยง่ายไปเป็นกรดอะซิติกซึ่งจะเกิดขึ้นเมื่อระยะเวลาเก็บกักต่ำกว่า 10 วัน ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส (Frostell, 1985) และในถังปฏิกรณ์โดยปกติทั่วไปจะพบไฮโดรเจน 60-200 ส่วนในล้านส่วน (Stering Jr และคณะ, 2001)

ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบซึ่งได้แก่ เนื้อเยื่อสัตว์ พืชและสิ่งปฏิกูลจากสัตว์ เช่น สารอินทรีย์ในกลุ่มโปรตีน จะเกิดก๊าซแอมโมเนียเป็นผลิตภัณฑ์ เรียกว่า กระบวนการสร้างแอมโมเนีย (Ammonification) ดังแสดงในสมการที่ 4 ปริมาณของก๊าซแอมโมเนียที่จะเกิดขึ้นอยู่ในสัดส่วนของไนโตรเจนของวัสดุที่ใช้หมัก หากมีก๊าซแอมโมเนียเกิดขึ้นในระบบมากจะเกิดการยับยั้งปฏิกิริยา โดยระดับความเป็นพิษของแอมโมเนียจะเกิดขึ้นเมื่อมีความเข้มข้น 1,500-3,000 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร (อภิสิทธิ์, 2545) การเกิดก๊าซแอมโมเนียในขั้นตอนนี้เกิดได้หลายวิธีขึ้นอยู่กับชนิดของเอนไซม์ในระบบ สารประเภทกลูโคสจะถูกย่อยสลายด้วยปฏิกิริยาไกลโคไลซิส (Glycolysis) กรดไขมันจะถูกย่อยสลายด้วยปฏิกิริยาเบต้าออกซิเดชัน (Beta-Oxidation) และสารประเภทกรดอะมิโนจะถูกย่อยสลายด้วยปฏิกิริยาดิอะมิเนชัน (Deamination)

$$\text{Organic Nitrogen} \xrightarrow{\text{Microorganism}} NH_3/NH_4^+ \qquad (4)$$

ทั้งนี้อัตราการย่อยสลายโมเลกุลของปฏิกิริยาในขั้นตอนการสร้างกรดและชนิดของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจะขึ้นอยู่กับลักษณะสมบัติของสารที่ป้อนเข้าสู่ระบบและสภาพแวดล้อมของระบบด้วย

Yilmazer และ Yenigun (1999) รายงานว่ากรดอินทรีย์ระเหยที่เกิดขึ้นส่วนใหญ่ในถังหมักกรดได้แก่ กรดอะซิติก (Acetic Acid) มีกรดโพรพิโอนิค (Propionic Acid) กรดบิวทิริค (Butyric Acid) และกรดไอโซวาเลอริค (Isovaleric Acid) เพียงเล็กน้อย ซึ่งเท่ากับร้อยละ 52, 14, 27 และ 7 ตามลำดับ

ขั้นที่ 4 การสร้างก๊าซมีเทน (Methanogenesis)

ผลิตภัณฑ์จากขั้นตอนการสร้างกรด คือ อะซิเตท ฟอร์เมท ก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ จะถูกใช้เพื่อสร้างก๊าซมีเทนโดยแบคทีเรียพวกสร้างก๊าซมีเทน (Methanogenic Bacteria) ย่อยสลายแล้วเปลี่ยนให้เป็นก๊าซต่างๆ ซึ่งก๊าซที่สำคัญได้แก่ ก๊าซมีเทน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ประมาณสองในสามของก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นทั้งหมดมาจากการใช้อะซิเตท (Polprasert, 1983) โดยการทำงานของ Acetoclastic Bacteria ดังสมการที่ 5 และส่วนที่เหลือเกิดจากปฏิกิริยาชีวเคมีระหว่างก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซไฮโดรเจนโดยการทำงานของกลุ่มแบคทีเรียชนิดไฮโดรเจนยูทิไลซิ่งมีเทน (Hydrogen-Utilizing Methane Bacteria) โดยที่ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นจากการย่อยสลายในขั้นตอนการสร้างกรดจะละลายอยู่ในน้ำและทำปฏิกิริยากับไฮดรอกไซด์ไอออน (OH^-) ในระบบซึ่งเกิดจากปฏิกิริยาของแอมโมเนียจากการย่อยสลายโปรตีนเมื่อทำปฏิกิริยากับน้ำจะได้ไฮดรอกไซด์ไอออนซึ่งเป็นแหล่งไฮดรอกไซด์ไอออนที่สำคัญ ดังสมการที่ 6 ซึ่งการทำปฏิกิริยาระหว่างก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์กับไฮดรอกไซด์ไอออนในระบบจะเกิดกรดคาร์บอนิก ซึ่งจะทำปฏิกิริยากับก๊าซไฮโดรเจนโดยจุลินทรีย์ชนิดไฮโดรเจนยูติไลซิงมีเทนเป็นก๊าซมีเทนดังสมการที่ 7

$$CH_4COO^- + H_2O \longrightarrow CH_4 + HCO_3^- + \text{พลังงาน} \qquad (5)$$

$$NH_3 + H_2O \rightleftharpoons NH_4^+ + OH^- \qquad (6)$$

$$H_2CO_3 + 4H_2 \longrightarrow CH_4 + 3H_2O \qquad (7)$$

ก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นนี้ไม่ละลายน้ำ จึงสามารถที่จะเก็บแล้วนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงที่เป็นประโยชน์ได้ ส่วนคาร์บอนไดออกไซด์บางส่วนจะออกไปในรูปของก๊าซ และบางส่วนก็ละลายน้ำแล้วทำปฏิกิริยากับไฮดรอกไซด์อิออน (OH^-) ในระบบเกิดเป็นไบคาร์บอเนตอิออน (HCO_3^-) ผลจากการหมุนเวียนคาร์บอนไดออกไซด์นี้ทำให้เกิดมีผลต่อองค์ประกอบต่างๆ ในระบบ เช่น ค่าความเป็นกรด-ด่าง ความเข้มข้นของไบคาร์บอเนต อุณหภูมิ และความเข้มข้นของสารอาหาร เป็นต้น ซึ่งแบคทีเรียพวกที่สร้างกรดจะทนต่อการเปลี่ยนแปลงของค่าความเป็นกรด-ด่าง อุณหภูมิและมีอัตราการเจริญเติบโตที่เร็วกว่ากลุ่มที่สร้างมีเทนมาก ความแตกต่างของอัตราการเจริญเติบโตนี้รวมทั้งการไวต่อปัจจัยสิ่งแวดล้อม ทำให้แบคทีเรียที่สร้างมีเทนเป็นตัวหลักในการควบคุมปฏิกิริยาทั้งหมดใน ถังหมัก เรียกว่า Rate-Limiting Step ของกลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาพไร้ออกซิเจน เมื่อสิ้นสุดการ ย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนแล้วจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นก๊าซมีเทน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซอื่นๆ อีกเล็กน้อย เช่น ไนโตรเจน ไฮโดรเจนซัลไฟด์ และสารอาหารจะถูกทำให้คงตัวอย่างสมบูรณ์ สมการทั่วไปของการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนเพื่อคำนวณปริมาณสารในระบบแสดงดังสมการที่ 8 (Gelegenis และคณะ, 2007)

$$C_cH_hO_oN_n + \left(4c - h - 2o + 3n\right)H_2O \longrightarrow \left(\frac{4c + h - 2o - 3n}{8}\right)CH_4 + \left(\frac{4c - h + 2o + 3n}{8}\right)CO_2 + nNH_3 \quad (8)$$

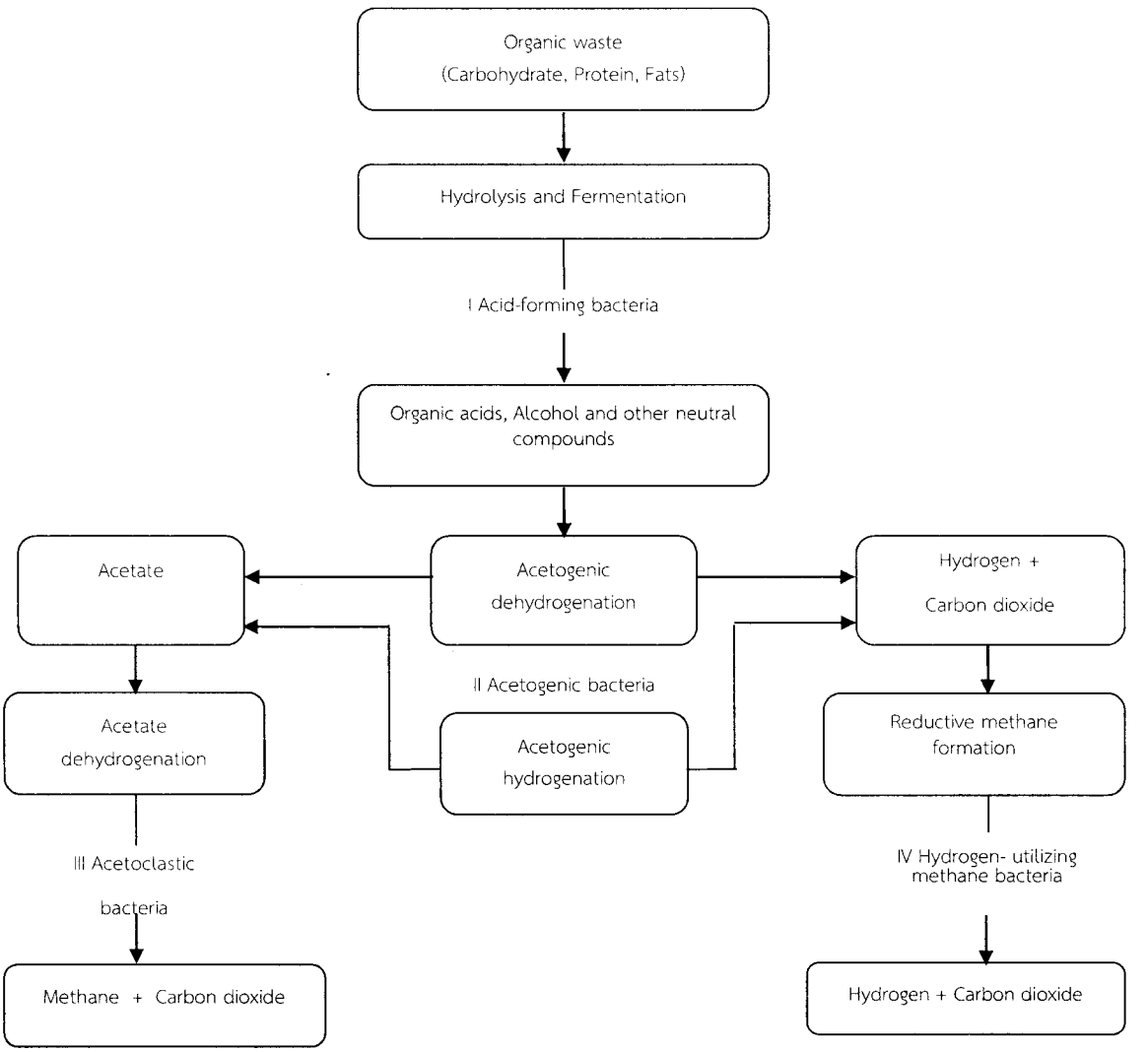
อัตราการเปลี่ยนกรดอินทรีย์ระเหยง่ายไปเป็นก๊าซมีเทนจะเป็นตัวจำกัดการเพิ่มอัตราการป้อนสารอินทรีย์ เนื่องจากว่าการเพิ่มความเข้มข้นของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายจะทำให้ค่าความเป็นกรด-ด่างลดต่ำลง และเกิดระบบล้มเหลวได้ แต่การกวนผสมก็เป็นสิ่งสำคัญอย่างหนึ่งในการที่จะช่วยรักษาความสมดุลในการเปลี่ยนกรดอินทรีย์ระเหยต่างๆ ไปเป็นก๊าซมีเทน

แบคทีเรียสร้างไฮโดรเจนและแบคทีเรียสร้างมีเทนเป็นแบคทีเรียที่อยู่ได้ในสภาพไร้ออกซิเจนเท่านั้น และจะไม่สามารถเจริญเติบโตได้ดี ถ้า Potential Redox ในสารละลายตัวกลางมีค่าต่ำกว่า -500 mV ขั้นตอนของการเปลี่ยนแปลงสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนด้วยปฏิกิริยาชีวเคมีแบบไร้ออกซิเจนแสดงในรูปที่ 2 และปริมาณก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นจากกระบวนการย่อยสลายแสดงในรูปที่ 3

1.2.1.2 อุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์ม

อุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์มมีการขยายตัวอย่างรวดเร็ว จากข้อมูลทุติยภูมิพบว่าในปี พ.ศ. 2538 ประเทศไทยมีโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มทั้งหมด 49 โรงงาน โดยเป็นโรงงานแบบมาตรฐาน 17 โรงงาน ที่สกัดน้ำมันโดยนึ่งผลปาล์มด้วยไอน้ำและแยกเมล็ดในปาล์มออก แล้วสกัดน้ำมันจากส่วนเปลือก มีกำลังการผลิตรวมมากกว่าร้อยละ 60 ของกำลังการผลิตทั้งหมด ทั้งนี้ค่าเฉลี่ยของกำลังการผลิตต่อชั่วโมงนั้นจะแปรเปลี่ยนไปตามฤดูกาลของผลผลิตจากสวนปาล์มและขนาดของโรงงาน และในปีพ.ศ. 2545 พบว่าโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มทั้งหมด 66 โรงงาน สำหรับกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มดิบ มีหลายแบบ อาจแบ่ง

ง่ายๆ เป็น 2 ประเภท คือ การผลิตแบบมาตรฐานหรือแบบใช้น้ำ ซึ่งมีทั้งระบบที่ใช้เครื่องแยกน้ำมันแบบ Decanter และแบบ Separator

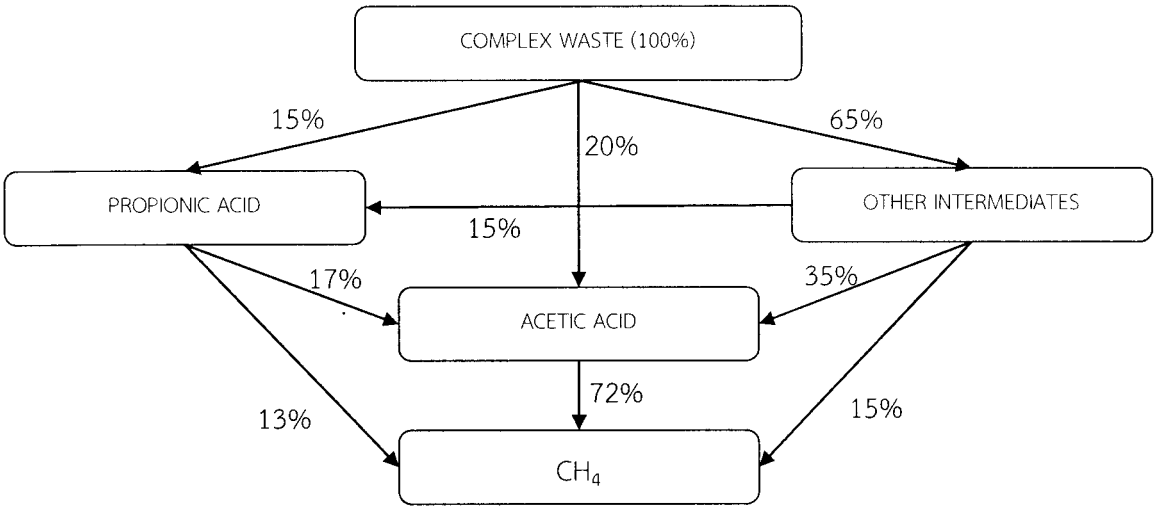


รูปที่ 2 การทำงานของจุลินทรีย์เพื่อย่อยสลายสารอินทรีย์ให้เกิดก๊าซมีเทน

ที่มา: Polprasert (1989)

การผลิตแบบไม่ใช้น้ำหรือแบบแห้ง ในการอบทะลายหรือผลปาล์ม เพื่อยับยั้งปฏิกิริยาเอนไซม์ไลเปสของผลปาล์มที่จะเปลี่ยนน้ำมันเป็นกรดไขมันอิสระ ทำให้วัตถุดิบและน้ำมันที่ได้มีคุณภาพด้อยลง จากกระบวนการผลิตเหล่านี้ก่อให้เกิดวัสดุเหลือทิ้งจำนวนมาก ได้แก่ ทะลายปาล์มเปล่า (Empty Bunches) เส้นใยปาล์ม (Pericarp Fiber) กะลาผลปาล์ม (Palm Shell) กากเนื้อผลปาล์ม (Palm Kernel Cake) หรือกากดีแคนเตอร์หรือเค้ก ซึ่งพบร้อยละ 20, 11, 6 และ 4 ของทะลายปาล์มสด ตามลำดับ และน้ำทิ้ง

(Palm Oil Mill Effluent, POME) ซึ่งความแตกต่างของวัสดุ เศษเหลือจะขึ้นอยู่กับคุณภาพของวัตถุดิบ (Fries, 1990)



รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงของสารอินทรีย์ไปเป็นก๊าซมีเทนด้วยปฏิกิริยาชีวเคมีแบบไร้ออกซิเจน

ที่มา: McCarty (1964)

1.2.1.3 แหล่งผลิตปาล์มน้ำมัน

ปาล์มน้ำมันเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญชนิดหนึ่ง ซึ่งเหมาะสมกับสภาพอากาศร้อนชื้น จัดอยู่บริเวณใกล้เคียงกับเส้นศูนย์สูตร ดังนั้นปาล์มน้ำมันจึงเจริญเติบโตได้ดีในภาคใต้ของประเทศไทยบริเวณพื้นที่ที่ปลูกปาล์มน้ำมันมากที่สุด คือ จังหวัดกระบี่ สุราษฎร์ธานี ชุมพร สตูล และตรัง โดยจังหวัดกระบี่ปลูกมากที่สุด จำนวน 537,637 ไร่ คิดเป็นร้อยละ 39.40 และรองลงมาได้แก่จังหวัดสุราษฎร์ธานี 405,213 ไร่ และจังหวัดชุมพร 216,798 ไร่ คิดเป็นร้อยละ 29.70 และ 15.89 ของพื้นที่ปลูกทั้งประเทศ ตามลำดับ ทั้งนี้เนื่องจากผลตอบแทนการปลูกปาล์มน้ำมันดีกว่าการปลูกพืชชนิดอื่น เช่น ยางพาราและการทำนาข้าว จึงเป็นแรงจูงใจให้เกษตรกรขยายพื้นที่ปลูกปาล์มทั่วประเทศ คาดว่าปริมาณความต้องการน้ำมันปาล์มภายในเพิ่มขึ้นมาก ทั้งนี้เพราะราคาน้ำมันปาล์มในตลาดโลกมีแนวโน้มสูงขึ้น ทำให้ความแตกต่างของราคาภายในและภายนอกประเทศไม่จูงใจให้มีการลักลอบนำเข้ามา การบริโภคทั้งหมดมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นสูงเช่นกัน โดยในปีพ.ศ. 2539 ส่วนแบ่งของน้ำมันปาล์มต่อการบริโภครวมของโลกเท่ากับร้อยละ 15.42 เพิ่มขึ้นเป็นร้อยละ 17.81, 22.00 และ 25.39 ในปีพ.ศ. 2543, 2553 และ 2563 ตามลำดับ

ในด้านการผลิต ในปีพ.ศ. 2540 ปาล์มน้ำมันมีเนื้อที่ให้ผลผลิต 1,047,612 ไร่ ผลผลิตปาล์มสดทั้งทะลาย 2.78 ล้านตัน ส่วนปีพ.ศ. 2541 คาดว่าพื้นที่ให้ผลผลิตเพิ่มขึ้นประมาณ 60,000 ไร่ เป็นพื้นที่ให้ผลผลิต 1,109,245 ไร่ ให้ผลผลิตประมาณ 2,794,367 ตัน ผลผลิตปาล์มน้ำมันดังกล่าวสามารถผลิตเป็นน้ำมันปาล์มได้ประมาณ 475,042-530,929 ตัน (คิดที่อัตราแปลงร้อยละ 17-19) ปาล์มน้ำมันเป็นพืชที่ปลูกมากในจังหวัดภาคใต้ของไทย ซึ่งถือว่าเป็นเขตเศรษฐกิจปาล์มน้ำมัน ได้แก่ จังหวัดกระบี่ สุราษฎร์ธานี ชุมพร สตูล ตรัง ประจวบคีรีขันธ์ ระนอง นครศรีธรรมราช สงขลา และพังงา โดยมีพื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมันทั้งสิ้นประมาณ 1,364,332 ไร่ (สมพงษ์, 2549)

1.2.1.4 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มมีหลายรูปแบบขึ้นกับชนิดของวัตถุดิบที่ใช้ เริ่มตั้งแต่การรับวัตถุดิบ การสกัด และทำให้บริสุทธิ์จนบริโภคเป็นผลิตภัณฑ์ชนิดต่างๆ ได้แก่ ประกอบด้วยขั้นตอนต่างๆ (Middlebroks, 1979) ดังต่อไปนี้ การรับและการเก็บรักษาวัตถุดิบ การสกัดน้ำมัน การทำให้บริสุทธิ์ และการฟอกสี การเติมไฮโดรเจนหรือกระบวนการไฮโดรจีเนชัน การกำจัดกลิ่น การแยกไขมัน เอสเทอริฟิเคชัน และอินเตอร์เอสเทอร์ริฟิเคชัน การทำสบู่ การแยกส่วนไขมันและกรดไขมัน การทำให้เป็นโพลิเมอร์ ไฮโซเมอไรเซชัน และการทำให้เป็นอิมัลชัน และในส่วนของกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มดิบของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม สรุปได้ดังนี้ คือ

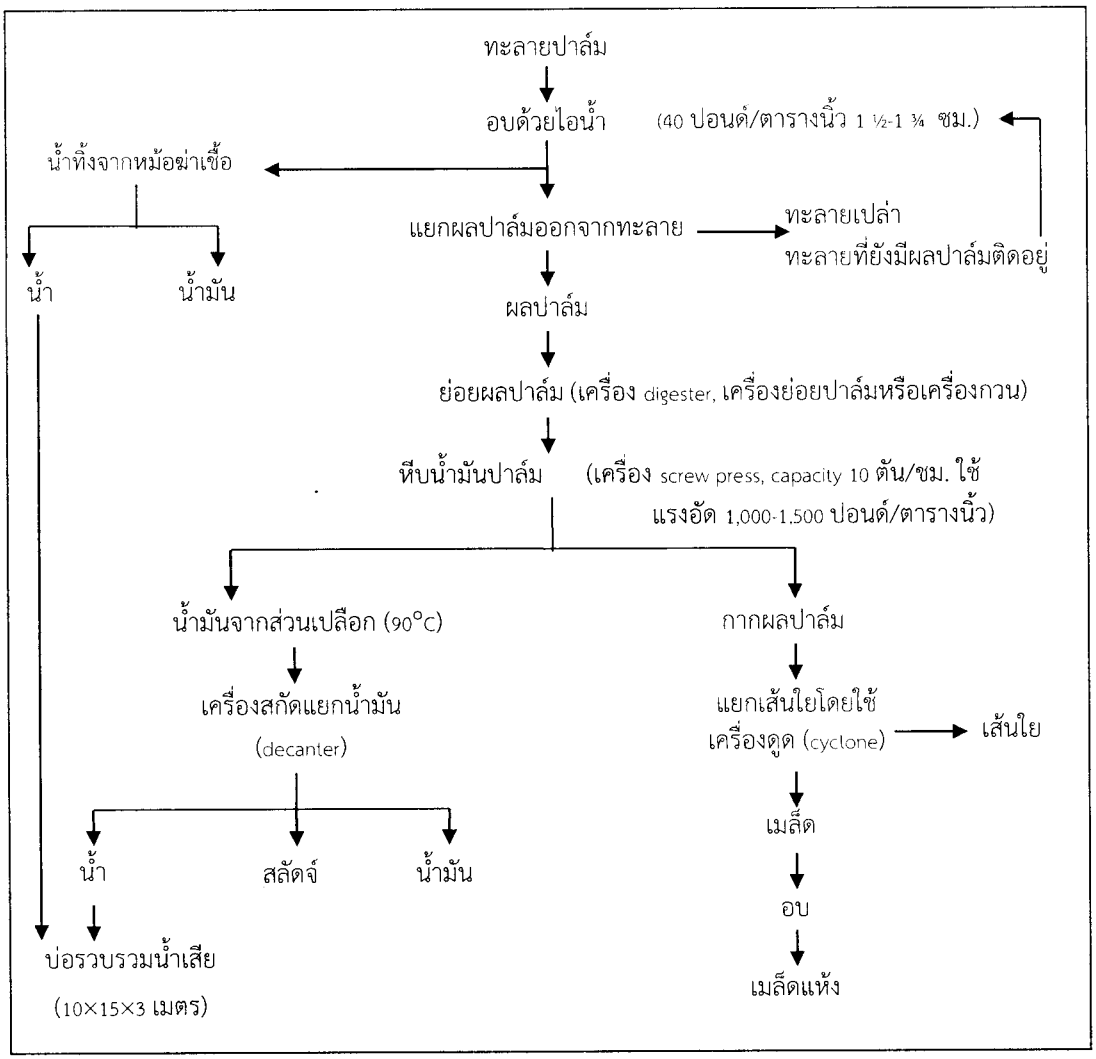
(1) อบไอน้ำทะลายปาล์มสด ใช้เวลาประมาณ 40 ถึง 70 นาที

(2) นำทะลายปาล์มที่อบแล้วส่งเข้าเครื่องนวด เพื่อทำให้ปาล์มหลุดออกจากทะลายปาล์มเปล่า ทะลายปาล์มเปล่าที่แยกออกไปนี้ โดยทั่วไปมีปริมาณร้อยละ 25 โดยน้ำหนัก

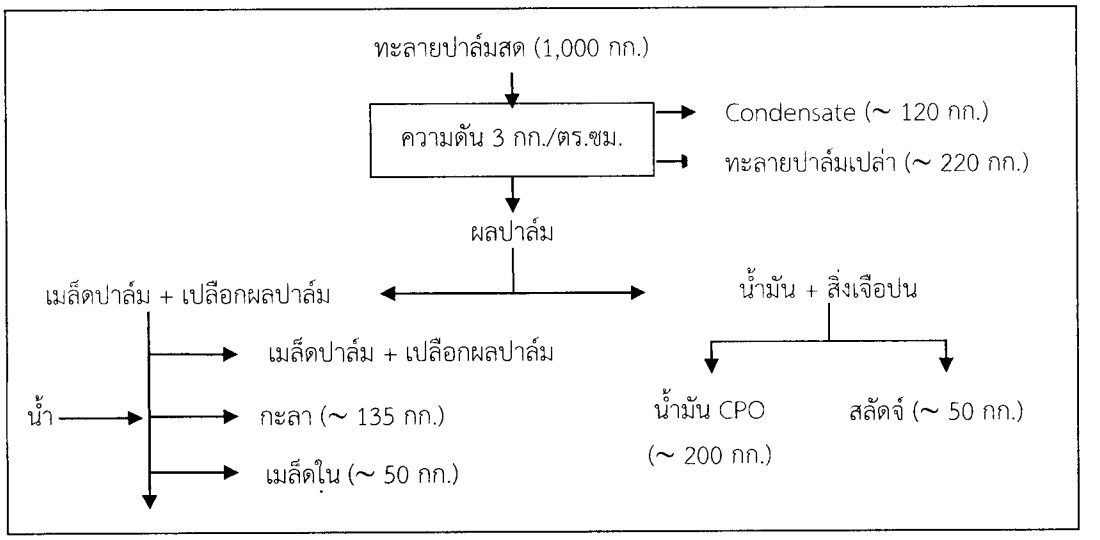
(3) ผลปาล์มที่ถูกปลิดออกจากทะลายแล้ว จะถูกส่งไปยังเครื่องย่อยบดซึ่งทำหน้าที่ย่อยเปลือกออกจากเมล็ด ในส่วนนี้มีเมล็ด เปลือก และน้ำมันดิบเกิดขึ้น เมล็ดในของปาล์มจะถูกแยกออกและผ่านกระบวนการต่างๆ ดังนี้ เมล็ดในถูกส่งเข้าเครื่องกะเทาะเมล็ด (Nut Crusher) เพื่อแยกชั้นของกะลาออกจากส่วนของเนื้อใน (Kernel) เนื้อในปาล์มจะถูกส่งไปยังเครื่องทำให้แห้ง แล้วหลังจากนั้นจะถูกส่งไปเก็บไว้ที่เก็บกาก สำหรับน้ำมันที่เกิดขึ้นจะไปสู่กระบวนการสกัด ส่วนกะลาเปล่าจะถูกแยกออกจากส่วนของเนื้อในโดยเครื่องแยกและถูกส่งไปที่เตาเผาหรือหม้อต้มน้ำ ขั้นตอนกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มในกระบวนการผลิตแบบใช้น้ำที่มีการใช้เครื่องสกัดแยกน้ำมัน แสดงรูปที่ 4

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มแบ่งเป็น 3 แบบ คือ กระบวนการสกัดแบบใช้น้ำหรือที่เรียกว่าแบบมาตรฐาน กระบวนการสกัดแบบย่างผลปาล์ม และกระบวนการสกัดแบบทอดผลปาล์ม (พูนสุข และคณะ, 2533) แต่วิธีการสกัดที่สามารถรองรับวัตถุดิบได้ในปริมาณมากและให้ผลผลิตในรูปน้ำมันปาล์มดิบที่มีคุณภาพคือ กระบวนการสกัดแบบใช้น้ำ ซึ่งเป็นวิธีที่เหมาะสมสำหรับโรงงานขนาดใหญ่และกลาง แต่กระบวนการสกัดก่อให้เกิดน้ำเสีย

กระบวนการสกัดแบบใช้น้ำแบ่งย่อยเป็น 2 ลักษณะคือ แบบที่ใช้เครื่องสกัดแยกน้ำมันที่เรียกว่า Decanter (รูปที่ 5) และแบบที่ใช้เครื่องสกัดแยกน้ำมันที่เรียกว่า Separator



รูปที่ 4 กระบวนการผลิตน้ำมันปาล์ม (พูนสุข และคณะ, 2533)



รูปที่ 5 ขั้นตอนการสกัดจ์น้ำมันปาล์มแสดงให้เห็นของเสียที่เกิดขึ้นในแต่ละขั้นตอน (ธีระพงศ์, 2551)

1.2.1.5 กากตะกอนดีแคนเตอร์ (Decanter Cake)

กากตะกอนดีแคนเตอร์ หรือเค้ก เป็นวัสดุเศษเหลือจากกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์ม ซึ่งมาจากส่วนของเนื้อผลปาล์มมีน้ำมันอยู่ร้อยละ 50 เมื่อสกัดน้ำมันจะเกิดกาก ซึ่งเรียกว่า กากดีแคนเตอร์ ซึ่งมีคาร์โบไฮเดรต โปรตีน อยู่ร้อยละ 48 และ 19 กรัมต่อกรัมน้ำหนักแห้ง ตามลำดับ (Onwueme และ Sinha, 1991) ซึ่งคุณลักษณะที่สำคัญของกากดีแคนเตอร์แสดงดังตารางที่ 1 จากการศึกษาการทำปุ๋ยหมักจากวัสดุเศษเหลืออื่นๆ เพื่อหาค่าคาร์บอนต่อไนโตรเจน บรรเจิดและมนตรี (2542) พบว่า หลักการหมัก 50 วัน ปุ๋ยที่มีค่าสัดส่วนคาร์บอนต่อไนโตรเจนต่ำกว่า 20 (ค่ามาตรฐาน) และเป็นปุ๋ยหมักที่มีคุณสมบัติดีคือ ปุ๋ยหมักที่ประกอบด้วยกากปาล์มผสมหญ้าขน และจากการศึกษาพบว่าปุ๋ยทุกกองสามารถนำมาใช้ประโยชน์ได้

1.2.1.6 อุตสาหกรรมผลิตยางแท่ง STR20

ยางแท่ง (Block Rubber) เป็นผลิตภัณฑ์ที่ผลิตขึ้นด้วยกรรมวิธีที่ได้มาตรฐาน เริ่มต้นด้วยการสรรหาและควบคุมวัตถุดิบอย่างเข้มงวดก่อนที่จะเข้าสู่กระบวนการผลิต จนกระทั่งผลิตเสร็จ และมีการทดสอบคุณภาพด้วยห้องทดลองที่มีมาตรฐาน ซึ่งให้ผลทดสอบที่มีความละเอียดแม่นยำสูงรวมไปถึงกระบวนการขนส่งที่รับประกันได้ว่าสินค้าทั้งหมดส่งถึงมือลูกค้าตรงตามความต้องการเงื่อนไข และมาตรฐานที่กำหนดยางแท่งมาตรฐาน STR (Standard Thai Rubber) แบ่งเป็น 4 ประเภทใหญ่ๆ คือ STR10, STR20, STR5L และ STR CV เป็นผลิตภัณฑ์ที่ใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตสินค้าอื่นๆ ยางแท่ง STR20 เป็นยางสีคล้ำ มักใช้กับงานที่ผสมกับสารตัวเติม เช่น พวกเขม่าดำ โดยเฉพาะยางแท่งรมควัน โดยผลิตภัณฑ์ของยางแท่ง STR20 ได้แก่ ยางล้อรถยนต์ ยางหล่อดอก ยางอะไหล่ สายพานต่างๆ ยางรองพื้น ยางรองคอสะพาน ยางกันกระแทก ยางที่ใช้ในงานวิศวกรรม และใช้ในโรงงานอุตสาหกรรมทั่วไป เป็นต้น คุณสมบัติของยางแท่ง STR20 โดยทั่วไปสามารถใช้ทดแทนกันได้กับยางแผ่นรมควัน ชั้น 3

ตารางที่ 1 คุณลักษณะของกากตะกอนจากเครื่องดีแคนเตอร์

พารามิเตอร์	หน่วย	Decanter cake
Moisture	ร้อยละ	76.70
Volatile Solids	ร้อยละน้ำหนักแห้ง	83.40
COD	กรัมต่อกิโลกรัมแห้ง	880
TOC	กรัมต่อกิโลกรัมแห้ง	470
Carbon	ร้อยละน้ำหนักแห้ง	43.60
Hydrogen	ร้อยละน้ำหนักแห้ง	5.79
Nitrogen	ร้อยละน้ำหนักแห้ง	2.21
Oxygen	ร้อยละน้ำหนักแห้ง	31.70
Sulfur	ร้อยละน้ำหนักแห้ง	0.15
TKN	กรัมต่อกิโลกรัมแห้ง	21.50
NH_3-N	กรัมต่อกิโลกรัมแห้ง	0.69
Oil & Grease	ร้อยละน้ำหนักแห้ง	4.62

ที่มา: Nuntiya และคณะ (2009)

1.2.1.7 กระบวนการผลิตและน้ำเสียจากกระบวนการผลิต

กระบวนการผลิตยางแท่ง STR 20 เป็นกระบวนการผลิตยางแท่งจากยางแห้งซึ่งคุณภาพและชั้นยางขึ้นอยู่กับคุณภาพของยางแห้ง และสัดส่วนระหว่างยางแห้งและยางแผ่นดิบที่ป้อนเข้ากระบวนการผลิต ยางแห้งที่กล่าวถึงนี้ได้แก่ ขี้ยางรูปแบบต่างๆ เช่น ยางก้นถ้วย (Cup lump) ยางตามรอยกรีด (Tree lace) ยางแห้งตามเปลือกไม้ ยางแห้งตามพื้นดิน (Bark scrap, earth scrap) ยางกาเต็งหรือยางคีบ (คือเศษยางจากการขลิบส่วนของยางแผ่นรมควันที่เป็นรอยตำหนิต่างๆ ในขณะการจัดชั้นยาง) และยางแผ่นรมควันที่เก็บไว้นาน เป็นต้น (รูปที่ 6) นอกจากนี้ในการผลิตจะนำยางแผ่นดิบมาใช้ผสมด้วย เพื่อให้ได้ยางแท่งมาตรฐานตามข้อกำหนดของ STR (Standard Thai Rubber specification) โดยกระบวนการผลิตมีดังนี้

1) นำวัตถุดิบ เศษยางก้อน และยางแผ่นดิบ มาผสมรวมกันตามอัตราส่วนที่กำหนด จากนั้นส่งเก็บบ่อพักเพื่อสเปรย์น้ำ และล้างสิ่งสกปรก

2) นำเข้าผ่านการรีดยาง และตัดย่อยยาง ด้วยเครื่องจักรรีดยางให้มีขนาด ลักษณะเม็ดพริก และฝอย

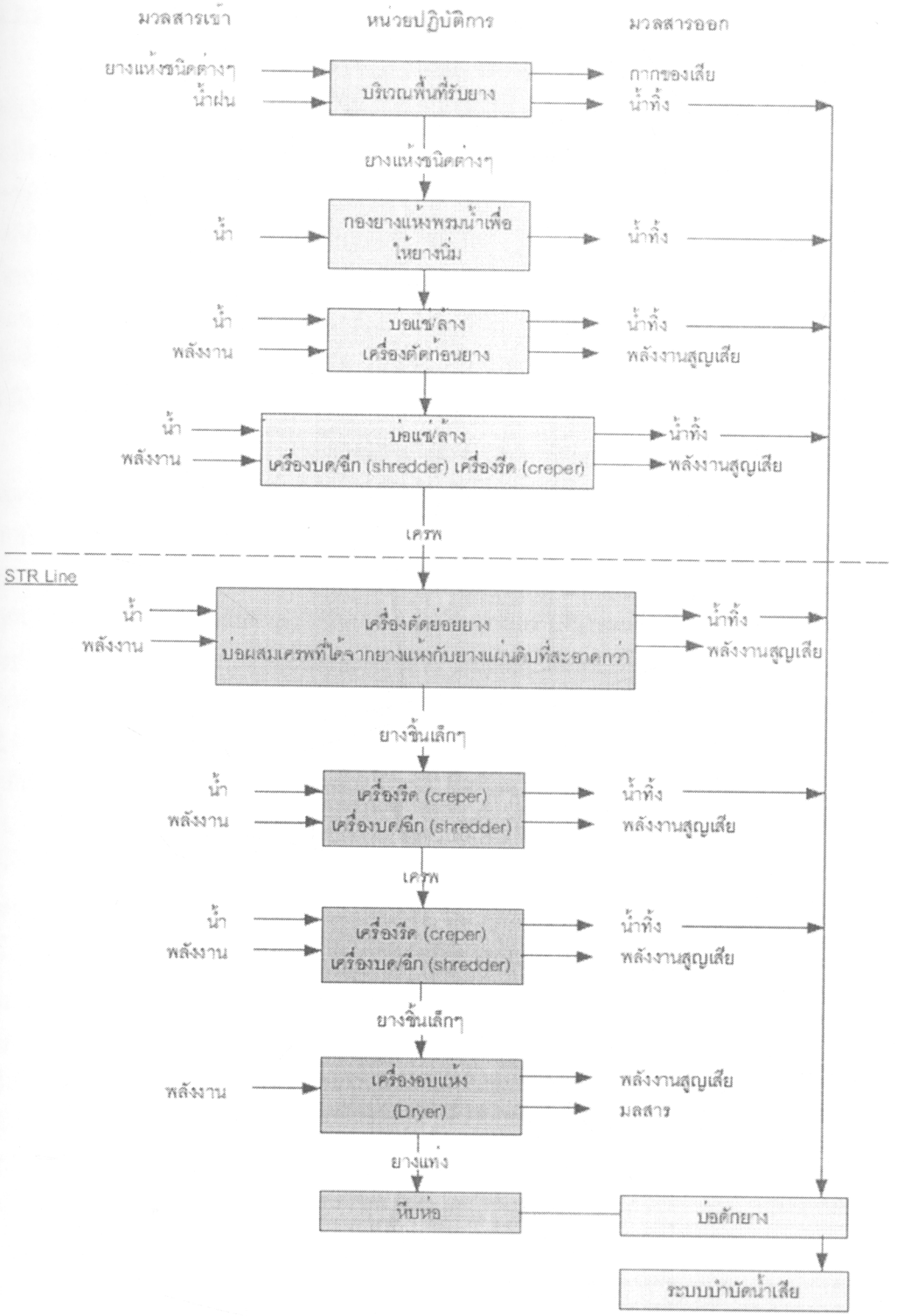
3) นำบรรจุลงในตะกองเพื่อเข้าเตาอบแห้งด้วยอุณหภูมิที่ 115 - 130 องศาเซลเซียส ใช้เวลาอบแห้งประมาณ 3 - 35 ชั่วโมง

4) นำยางที่ผ่านการอบแล้ว ชั่งน้ำหนัก 35 กก. ต่อก้อน การนำไปอัดแท่งให้มีขนาดตามมาตรฐานกำหนดชั่ง ทุกๆ 10 แท่ง จะมีการตัดตัวอย่าง 1 ตัวอย่างนำไปทดสอบที่ห้องตรวจสอบคุณภาพยาง ของฝ่ายโรงงาน

5) บรรจุหีบห่อด้วยถุงพลาสติก และนำเข้าเก็บในพาเลทที่จัดเตรียมไว้ จากนั้นนำส่งมอบโกดัง เพื่อรอการจัดสรรจำหน่ายต่อไป

น้ำเสียจากกระบวนการผลิตส่วนใหญ่มาจากกระบวนการกองยางแห้งพรมน้ำเพื่อให้ยางนิ่ม น้ำทิ้งจากบริเวณพื้นที่รับยาง น้ำทิ้งจากบ่อแช่/ล้าง น้ำทิ้งจากกระบวนการตัดย่อยยาง และเครื่องรีดยาง เป็นต้น จะเห็นได้ว่าเกือบทุกขั้นตอนในกระบวนการผลิตในรูปที่ 6 จะส่งผลให้เกิดน้ำเสียทั้งนั้น แต่น้ำเสียที่มีความสกปรกสูงที่สุดจะเป็นน้ำเสียในขั้นตอนการกองยางแห้งพรมน้ำ เพื่อให้ยางมีลักษณะนิ่มอยู่ตลอดเวลา

รูปที่ 6 ยางแท่ง STR 20



รูปที่ 7 กระบวนการผลิตยางแท่งที่ทำจากยางแห้ง (กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2544)

1.2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Budiyono และคณะ (2553) ได้ทำการศึกษาการย่อยสลายในสภาวะไร้ออกซิเจนของการเปลี่ยนของเสียอินทรีย์ให้อยู่ในรูปก๊าซชีวภาพและได้ผลิตภัณฑ์ที่เสถียรสำหรับประยุกต์ใช้กับดินโดยไม่มีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อวิเคราะห์อิทธิพลของปริมาณของแข็งทั้งหมดต่อผลผลิตก๊าซชีวภาพจากมูลวัวที่ใช้เชื้อจากของเหลวของกระเพาะสัตว์ ชุดการทดลองในห้องปฏิบัติการใช้ถังหมักขนาด 400 มิลลิลิตร ใช้วิธีการเดินระบบแบบ Batch เติมมูลวัวสดปริมาณ 100 กรัม ในแต่ละถังและผสมกับของเหลวจากกระเพาะสัตว์ 50 มิลลิลิตร และใช้น้ำในปริมาณที่แตกต่างกัน และใช้ปริมาณของแข็งทั้งหมดแตกต่างกัน 6 ตัวอย่าง คือ ร้อยละ 2.6, 4.6, 6.2, 7.4, 9.2, 12.3 และ 18.4 จากการศึกษาพบว่าก๊าซชีวภาพเกิดขึ้นดีที่สุดที่ปริมาณของแข็งทั้งหมด ร้อยละ 7.4 และ 9.2 โดยเกิดก๊าซชีวภาพ 184.09 และ 186.28 มิลลิลิตรต่อกรัม VS ตามลำดับ จากการสังเกตหลังจากระยะเวลา 90 วัน

Nuntiya และคณะ (2552) ได้ทำการศึกษาศักยภาพของมีเทนจากวัสดุชีวภาพสำหรับผลิตก๊าซชีวภาพ วัสดุที่ใช้ได้แก่ วัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตร (แกลบ), ของเสียจากโรงงานอุตสาหกรรม 4 ชนิด คือ กากมันสำปะหลัง, เปลือกสับปะรด, ตะกอนจากดีแคนเตอร์และทะลายปาล์มเปล่า และวัชพืช 2 ชนิด คือ กกและผักตบชวา จากการประเมินวัสดุที่ใช้สำหรับผลิตก๊าซชีวภาพจากการวิเคราะห์ศักยภาพในการเกิดก๊าซมีเทนมีความแตกต่างกันจาก 0.34-0.40 ลูกบาศก์เมตร CH_4 ต่อกิโลกรัม VS_{added} อัตราการเกิดมีเทนสูงสุดเปรียบเทียบระหว่างขนาดและการย่อยสลายของวัสดุแต่ละชนิดพบว่า เปลือกสับปะรดเกิดขึ้น 36.77 มิลลิลิตร CH_4 ต่อวัน, กากมันสำปะหลังเกิดขึ้น 36.57 มิลลิลิตร CH_4 ต่อวัน, ตะกอนจากดีแคนเตอร์เกิดขึ้น 32.86 มิลลิลิตร CH_4 ต่อวัน, ทะลายปาล์มเปล่าเกิดขึ้น 13.48 มิลลิลิตร CH_4 ต่อวัน, กกเกิดขึ้น 11.63 มิลลิลิตร CH_4 ต่อวัน, ผักตบชวาเกิดขึ้น 11.57 มิลลิลิตร CH_4 ต่อวัน และแกลบเกิดขึ้น 10.98 มิลลิลิตร CH_4 ต่อวัน ค่าที่ได้ขึ้นอยู่กับองค์ประกอบและคุณสมบัติในการย่อยสลายของวัสดุตั้งต้นที่ประกอบด้วยองค์ประกอบของลิกโนเซลลูโลส จากการทดลองในการผลิตก๊าซชีวภาพทั้งหมดดำเนินการโดยใช้เวลามากกว่า 90 วัน จนได้ผลผลิตสุดท้าย

จารุวรรณี (2551) ได้ทำการศึกษาความเป็นไปได้ในเชิงเทคนิคและเศรษฐศาสตร์ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยทางเทคนิคศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพ โดยศึกษาผลของค่าความเป็นกรด-ด่างเริ่มต้นแบบกะเท่ากับ 6.0, 6.5, 7.0 และ 7.5 ในระดับห้องปฏิบัติการ ใช้ถังปฏิกรณ์แบบปิดขนาด 10 ลิตร ใช้น้ำเสียทั้งสิ้น 5 ลิตร จากนั้นศึกษาผลของปริมาณไนโตรเจนที่อัตราส่วน COD:N เท่ากับ 100:1, 100:0.8, 100:0.5 และไม่มีการเติมแหล่งไนโตรเจน (100:0.07) จากนั้นจึงศึกษาผลของอัตราภาระสารอินทรีย์ที่เหมาะสม เท่ากับ 2, 3, 4 และ 5 กรัม COD ต่อลิตรต่อวัน และจากนั้นจึงศึกษาผลร่วมของระยะเวลาเก็บกักและอัตราภาระสารอินทรีย์ที่เหมาะสมในระดับ 3, 2, 1.5 และ 1 วัน ซึ่งมีค่าอัตราภาระสารอินทรีย์จะเท่ากับ 3, 4.5, 6 และ 9 กรัม COD ต่อลิตรต่อวัน ตามลำดับ จากการทดลองพบว่าค่าความเป็นกรด-ด่างที่ระดับ 7.0 อัตราส่วน COD:N เท่ากับ 100:1 อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 6 กรัม COD ต่อลิตรต่อวัน และระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียเท่ากับ 1.5 วัน เป็นสภาวะที่เหมาะสมต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ

อังสนา (2550) ศึกษาและรวบรวมข้อมูลของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศของโรงงานกลั่นสุรา ที่ใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบ รวมทั้งศึกษาประสิทธิภาพของการผลิตก๊าซชีวภาพของโรงงาน 12 โรงงาน ผลจากการศึกษาพบว่า กลุ่มตัวอย่างจำนวน 11 โรงงานที่ใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบชั้นตะกอนจุลินทรีย์ไร้อากาศแบบไหลขึ้น (UASB) มีอัตราภาระอินทรีย์อยู่ในช่วง 1.0-3.8 กิโลกรัม COD ต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ประสิทธิภาพ การบำบัดอยู่ในช่วงร้อยละ 47-70 และมีโรงงานที่ใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบถังย่อยแบบสัมผัส จำนวน 1 โรงงาน มีอัตราภาระอินทรีย์ที่ 2.3 กิโลกรัม COD ต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน ประสิทธิภาพการบำบัดร้อยละ 46 จากการศึกษาประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพ พบว่า โรงงานทั้งหมดเดินระบบบำบัดน้ำเสียด้วยค่าอัตราภาระอินทรีย์ต่ำกว่าที่ออกแบบไว้ซึ่งเท่ากับ 15 และ 5 กิโลกรัม COD ต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน สำหรับระบบ UASB และถังย่อยแบบสัมผัสตามลำดับ เนื่องจากไม่ได้ทำการเจือจางน้ำเสียตามเงื่อนไขที่กำหนดไว้ ทำให้โรงงานที่ใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบ UASB ผลิตก๊าซชีวภาพได้1,376-3,995 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน เทียบกับที่ออกแบบไว้ 21,000 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน ส่วนระบบบำบัดน้ำเสียแบบถังย่อยแบบสัมผัส ผลิตก๊าซชีวภาพได้ 4,743 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน เทียบกับที่ออกแบบไว้ 70,780 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน

ปริญญา (2548) ได้ศึกษาประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพและการบำบัดน้ำเสีย จากหม้อต้มน้ำก๋วยเตี๋ยว โดยใช้ถังย่อยสลายแบบไม่ใช้อากาศ โดยใช้ระยะเวลากักเก็บน้ำที่ 20, 25, 30 และ 35 วัน ผลการศึกษาพบว่า ถังย่อยสลายสามารถทำงานได้โดยไม่ต้องเติมสารอาหารใดๆ แก่ระบบ และยังไม่ต้องเติมด่างเพื่อปรับสภาพอีกด้วย และพบว่าถังย่อยสลายที่ควบคุมระยะเวลากักเก็บน้ำ 30 วัน มีประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตก๊าซชีวภาพและการบำบัดน้ำเสียจากหม้อต้มน้ำก๋วยเตี๋ยว โดยสามารถกำจัด COD, BOD, TVS และ TS ได้เท่ากับ ร้อยละ 89.72, 92.28, 83.34 และ 65.13 ตามลำดับ และสามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้เท่ากับ 2.684 ลูกบาศก์เมตรของก๊าซชีวภาพต่อลูกบาศก์เมตรของน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบ โดยมีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนร้อยละ 46.64

ชลิดา (2548) ได้ศึกษาองค์ประกอบของกากเหลือทิ้งของผักและผลไม้ที่พบว่าเหลือทิ้งมากบริเวณตลาดสดในการผลิตก๊าซมีเทนที่เกิดจากการย่อยสลายแบบไร้อากาศ จำนวน 15 ชนิด ได้แก่ ผักกาดหอม ผักบุ้ง ถั่วฝักยาว กะหล่ำปลี ผักกะเฉด ผักกาดขาว กะหล่ำดอก ผักคะน้า ผักกวางตุ้ง มะเขือเทศ สับปะรด แตงโม มะละกอ กล้วย และมันสำปะหลัง การทดลองเป็นการหมักแบบ Batch Process โดยควบคุมองค์ประกอบตั้งต้นของระบบให้เหมือนกัน จากการศึกษาพบว่าผักคะน้ามีศักยภาพในการผลิตมีเทนสูงที่สุดภายใต้ช่วงเวลาที่ทำการทดลองสั้นเท่ากับ 25 วัน สามารถผลิตก๊าซได้สูงมากกว่าร้อยละ 50 เทียบกับปริมาณก๊าซที่ได้จากการย่อยสลายแบบสมบูรณ์ของสารอินทรีย์จากการคำนวณ

เกษม (2546) ได้ทำการศึกษาการย่อยสลายขยะอินทรีย์ด้วยการหมักแบบไร้ออกซิเจนโดยวิธีลิชเบดและการหมักต่อโดยวิธีใช้ออกซิเจน ถังปฏิกิริยาที่ใช้ในการศึกษาทำจากท่อพีวีซีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 เซนติเมตร สูง 1.35 เมตร ขยะอินทรีย์ที่ใช้มี 4 ชนิด ได้แก่ ขยะชุมชน เศษสับปะรด เศษฝรั่ง และเศษใบยาสูบ การทดลองแบ่งออกได้เป็น 2 ช่วง ได้แก่ การหมักแบบไร้ออกซิเจนโดยวิธีลิชเบดและการหมักต่อโดยวิธีใช้ออกซิเจน ผลการทดลองการหมักแบบไร้ออกซิเจนโดยวิธีลิชเบดได้ปริมาณก๊าซชีวภาพ

และมีเทนที่เกิดขึ้นของขยะชุมชน เศษสับปะรด เศษฝรั่ง และเศษใบยาสูบ มีค่าเท่ากับ 3.68, 13,79, 8.36 และ 3.46 ลิตรต่อวัน ตามลำดับ และ 1.76, 6.03, 4.18 และ 1.06 ลิตรต่อวัน และมีอัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ Volatile Solid เท่ากับ 6.87, 7.38, 7.36 และ 8.03 กิโลกรัมต่อกิโลกรัมขยะแห้งเริ่มต้น-วัน ตามลำดับ และอัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ Organic Carbon เท่ากับ 3.57, 3.75, 4.67 และ 4.66 กิโลกรัมต่อกิโลกรัมขยะแห้งเริ่มต้น-วัน ตามลำดับ จากผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่า อัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์ของเศษใบยาสูบมีค่าสูงสุด รองลงมาคือ เศษฝรั่ง เศษสับปะรด และขยะชุมชน ในขณะที่อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพและมีเทนของเศษสับปะรดมีค่าสูงสุด รองลงมาคือ เศษฝรั่ง ขยะชุมชน และเศษใบยาสูบ ตามลำดับ

จิรวัฒน์ (2546) ได้ทำการศึกษาประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพและการกำจัดสารอินทรีย์ของวัสดุเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรมผลไม้บรรจุกระป๋องโดยใช้กระบวนการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนชนิดขั้นตอนเดียว แบบจำลองที่ใช้ในการศึกษาเป็นถังเหล็กรูปทรงกระบอกมีปริมาตรใช้งาน 250 ลิตร และมีใบพัดกวนอยู่ภายในถัง วัสดุหมักที่นำมาศึกษาเป็นเศษเปลือกและแกนสับปะรดซึ่งนำมาจากตลาดต้นพยอม อ. เมือง จ. เชียงใหม่ โดยนำมาบดให้มีขนาด 1x1 เซนติเมตร แล้วป้อนเข้าสู่ระบบด้วยอัตราการเติมวันละ 1 ครั้ง อุณหภูมิเฉลี่ยตลอดการทดลองอยู่ในช่วงเมโซฟิลิค ความดันภายในถังปฏิกรณ์ 200 มิลลิเมตรน้ำ แปรผันระยะเวลาเก็บกัก 15, 25, 40, 60 และ 90 วัน ควบคุมพีเอชไม่ให้ลดลงต่ำกว่า 7.0 โดยการเติมโซเดียมไบคาร์บอเนต จากการทดลองพบว่าการเพิ่มระยะเวลาเก็บกักจะทำให้อัตราการเกิดก๊าซต่อสารอินทรีย์ที่ใช้และสัดส่วนของก๊าซมีเทนเพิ่มขึ้น ดังจะเห็นได้จากการทดลองที่ระยะเวลาเก็บกัก 60 และ 90 วัน มีปริมาณจำเพาะของก๊าซที่เกิดขึ้น 0.302 และ 0.322 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม VSfeed ตามลำดับ และมีสัดส่วนของก๊าซมีเทนร้อยละ 40.24 และ 48.88 ตามลำดับ

อาริยา (2546) ได้ทำการศึกษาการผลิตก๊าซชีวภาพจากเศษอาหารโดยการย่อยสลายภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจนแบบสองขั้นตอนในระดับห้องปฏิบัติการ ระบบประกอบด้วยถังหมักกรดมีปริมาตรการหมัก 27.73 ลิตร และถังหมักก๊าซมีปริมาตรการหมัก 52.83 ลิตร ซึ่งถังปฏิกิริยาทั้งสองใบมีการกวนผสมกันอย่างสมบูรณ์ มีการดำเนินระบบด้วยสารละลายเศษอาหารที่มีค่าของแข็งทั้งหมดประมาณร้อยละ 4 (น้ำหนักต่อปริมาตร) ที่ระยะเวลาเก็บกักเท่ากับ 35, 30, 25 และ 20 วัน คิดเป็นอัตราการป้องสารอินทรีย์เท่ากับ 5.77, 6.39, 8.30 และ 10.27 กรัม COD ต่อลิตร-วัน ตามลำดับ ผลการศึกษาพบว่าที่ระยะเวลาเก็บกัก 35 วัน อัตราการป้อนสารอินทรีย์ 5.77 กรัม COD ต่อลิตร-วัน มีประสิทธิภาพการกำจัด COD สูงที่สุดเท่ากับร้อยละ 90.13 ปริมาณก๊าซชีวภาพทั้งหมดที่เกิดขึ้นร้อยละ 31.19 ลิตรต่อวัน โดยมีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนเป็นร้อยละ 57.32 ส่วนที่ระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน อัตราการป้อนสารอินทรีย์ 10.27 กรัม COD ต่อลิตร-วัน มีประสิทธิภาพการกำจัด COD ร้อยละ 82.11 แต่มีปริมาณก๊าซชีวภาพทั้งหมดที่เกิดขึ้นสูงสุดเท่ากับ 54.35 ลิตรต่อวัน และมีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนเท่ากับร้อยละ 61.26

อวัสดา (2545) ได้ทำการศึกษาอิทธิพลของระยะเวลาเก็บกัก อัตราการป้อนสารอินทรีย์ และความถี่ในการเติมของเหลวต่อประสิทธิภาพการกำจัดอินทรีย์สารและปริมาณก๊าซที่เกิดขึ้น ในการย่อยสลายเศษอาหารด้วยระบบถังหมักไร้อากาศ ผลการศึกษาพบว่าประสิทธิภาพการกำจัดอินทรีย์สารมีค่า

เพิ่มขึ้นเมื่อมี HRT มากขึ้น (OLR น้อยลง) และความถี่ในการเติมของเหลวมากขึ้นที่ HRT 20 วัน (OLR 7.05 กรัม COD ต่อลิตร-วัน) และมีความถี่ในการเติมของเหลว 1 วันต่อครั้ง มีปริมาณก๊าซชีวภาพเกิดขึ้นเฉลี่ย 2.60 ลิตรต่อวัน โดยมีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนร้อยละ 60.56 และมีประสิทธิภาพการกำจัด COD, TS, TVS และ VFA เท่ากับร้อยละ 56.48, 52.39, 70.38 และ 27.03 ตามลำดับ

Salminen และ Rintala (2002) ได้ทำการศึกษาผลของระยะเวลาเก็บกักและอัตราการป้อนสารอินทรีย์ของระบบย่อยสลายของเสียจากโรงฆ่าสัตว์ปีกภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจน พบว่าการย่อยสลายเกิดขึ้นได้ดีเมื่อมี HRT เท่ากับ 50-100 วัน และ OLR เท่ากับ 0.8 กิโลกรัม VS ต่อลูกบาศก์เมตร-วัน แต่ถ้า HRT ลดลง และ OLR เพิ่มขึ้น จะทำให้เกิดการสะสมของกรดไขมันสายยาวและกรดอินทรีย์ระเหยในถังหมักก๊าซมีเทนที่ผลิตได้ลดลง

1.3 วัตถุประสงค์ของโครงการ

1.3.1 เพื่อศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทน (Biochemical Methane Potential, BMP) โดยใช้กากตะกอนจากเครื่องดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งที่อัตราส่วนต่างๆ ในการผลิตก๊าซชีวภาพ

1.3.2 เพื่อศึกษาระยะเวลากักเก็บที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพโดยใช้กากตะกอนจากเครื่องดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งในการย่อยสลายภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจนด้วยการเดินระบบแบบต่อเนื่อง

1.3.3 เพื่อศึกษาผลกระทบของระยะเวลาการกวนผสมต่อระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจนด้วยการเดินระบบแบบต่อเนื่อง

1.3.4 เพื่อศึกษาความสัมพันธ์ของค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ในการเกิดก๊าซชีวภาพจากการใช้กากตะกอนจากเครื่องดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ประโยชน์ที่คาดจากงานวิจัยนี้ทำให้ได้นำไปประยุกต์ใช้ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากวัสดุเหลือใช้จากอุตสาหกรรม รวมทั้งนำผลงานวิจัยที่ได้เผยแพร่ในรูปบทความวิชาการระดับชาติและนานาชาติต่อไป รวมทั้งโรงงานอุตสาหกรรมยางแท่งสามารถนำผลงานวิจัยไปใช้ประโยชน์ได้

บทที่ 2

วิธีการทดลอง

2.1 วิธีการดำเนินการ

1) ศึกษาข้อมูลแหล่งวัตถุดิบ คือ กากตะกอนจากดีแคนเตอร์ น้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง และมูลวัว

2) จัดเตรียมวัสดุอุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิตก๊าซชีวภาพ

3) วิเคราะห์คุณสมบัติของกากตะกอนจากดีแคนเตอร์ น้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง และมูลวัว ดังแสดงในตารางที่ 2 และ 3

ตารางที่ 2 การวิเคราะห์คุณสมบัติของกากตะกอนจากดีแคนเตอร์และน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์	อ้างอิง
ความชื้น	Gravimetric Method	เทคนิคการวิเคราะห์น้ำเสียและขยะมูลฝอย (อุดมผล, 2546)
ค่าความเป็นกรด-ด่าง	pH meter	คู่มือการวิเคราะห์ดินและพืช (จำเป็น, 2547)
ปริมาณของแข็งทั้งหมด	Gravimetric Method	เทคนิคการวิเคราะห์น้ำเสียและขยะมูลฝอย (อุดมผล, 2546)
ปริมาณของแข็งระเหยง่าย	Gravimetric Method	เทคนิคการวิเคราะห์น้ำเสียและขยะมูลฝอย (อุดมผล, 2546)
อินทรีย์คาร์บอน	Walkley & Black Method	คู่มือการวิเคราะห์ดินและพืช (จำเป็น, 2547)
ไนโตรเจน	Kjeldahl Method	คู่มือการวิเคราะห์ดินและพืช (จำเป็น, 2547)
อัตราส่วน C/N	การคำนวณ	-

ตารางที่ 3 การวิเคราะห์คุณสมบัติของน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์	อ้างอิง
ซีโอดี	Closed Reflux	APHA, AWWA and WEF, 2005
ค่าความเป็นกรด-ด่าง	pH Meter	APHA, AWWA and WEF, 2005
สภาพด่างทั้งหมด	Titration Method	APHA, AWWA and WEF, 2005
กรดอินทรีย์ระเหยง่าย	Titration Method	APHA, AWWA and WEF, 2005
ปริมาณของแข็งทั้งหมด	Gravimetric Method	APHA, AWWA and WEF, 2005
ปริมาณของแข็งระเหยง่าย	Gravimetric Method	APHA, AWWA and WEF, 2005
ไนโตรเจน	Kjeldahl Method	APHA, AWWA and WEF, 2005

สำนักทรัพยากรการเรียนรู้ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

4) การทดลอง

ชุดการทดลองที่ 1

วัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทน (Biochemical Methane Potential, BMP) โดยใช้กากตะกอนจากดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งที่อัตราส่วนต่างๆ ในการผลิตก๊าซชีวภาพ

โดยในการทดลองจะนำวัสดุหมักทั้งสองตามอัตราส่วนที่ทำการศึกษา คือ น้ำเสียโรงงานผลิตยางแท่งต่อกากตะกอนจากดีแคนเตอร์ โดยปริมาณตะกอนดีแคนเตอร์ 0, 1, 5, 8, 10 และ 15 กรัม ตามลำดับ และเติมเชื้อเพียงอย่างเดียวเพื่อใช้เป็นชุดควบคุม นำวัสดุหมักที่ได้มาทดลองหาศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทน ทำการทดลอง 2 ซ้ำ ในขวดปริมาตร 1,000 มิลลิลิตร (ปริมาตรการหมัก 800 มิลลิลิตร) และเติมเชื้อตั้งต้นปริมาตร 100 มิลลิลิตร จากนั้นปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นให้ได้ปริมาตร 800 มิลลิลิตร และเติม $NaHCO_3$ ในปริมาณ 2.4 กรัม ปรับ pH ให้อยู่ในช่วง 6.8-7.2 ทำการไล่ก๊าซออกซิเจนด้วยก๊าซไนโตรเจนบริสุทธิ์ 99.99% เป็นเวลา 3 นาที ก่อนปิดขวดทดลอง แล้วจึงนำไปต่อเข้ากับอุปกรณ์วัดก๊าซมีเทน ทำการวัดปริมาณก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นทุกวัน จนสิ้นสุดปฏิกิริยาคือ ไม่มีก๊าซมีเทนเพิ่มขึ้น เมื่อสิ้นสุดการทดลองนำตัวอย่างที่ได้ไปทำการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ดังตารางที่ 4

ตารางที่ 4 การวิเคราะห์วัสดุหมักผสมเริ่มต้นการหมักจนสิ้นสุดระยะเวลาการหมัก

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์	ความถี่ในการวิเคราะห์
อุณหภูมิ	Thermometer	ทุกวัน
ค่าความเป็นกรด-ด่าง	pH Meter	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง
สภาพด่างทั้งหมด	Direct Titration Method	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง
กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (ชนิดและปริมาณ)	Direct Titration Method	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง
ปริมาณของแข็งทั้งหมด	Gravimetric Method	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง
ปริมาณของแข็งระเหยง่าย	Gravimetric Method	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง
ซีโอดี	Closed Reflux	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง
แอมโมเนียไนโตรเจน	Titrimetric Method	เริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลอง
ก๊าซชีวภาพ - ปริมาณก๊าซ - องค์ประกอบของก๊าซ	-การแทนที่น้ำ - Gas Chromatography Analysis	ทุกวัน

<u>การวิเคราะห์ข้อมูล</u>

ผลการทดลองสามารถนำมาวิเคราะห์หาศักยภาพในการผลิตก๊าซมีเทนของวัสดุหมักตามอัตราส่วนที่แตกต่างกัน โดยใช้ปริมาณก๊าซมีเทนที่วัดได้ในแต่ละวันมาเขียนกราฟแสดงปริมาณก๊าซมีเทนสะสมตามระยะเวลาที่ทำการทดลองและนำค่าปริมาณก๊าซมีเทนสะสมทั้งหมดลบด้วยปริมาณก๊าซมีเทนสะสมทั้งหมดที่เกิดจากเชื้อตั้งต้นเพียงอย่างเดียว เพื่อนำปริมาณก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นจริงมาคำนวณหาค่า Total Specific

Methane Yield ของวัสดุหมักในรูปของ Volatile Solid ที่ป้อนเข้าระบบ ซึ่งผลการวิเคราะห์ส่วนผสมในขวดทดลองเริ่มต้นและสิ้นสุดการทดลองเป็นค่าที่ใช้ประเมินประสิทธิภาพของระบบ ดังสมการต่อไปนี้

$$\text{Biochemical Methane Potential (BMP)} = \frac{\text{ปริมาณก๊าซมีเทนสะสมทั้งหมด (มล.)}}{\text{กรัมของ Volatile Solid ที่ป้อนเข้า}} \qquad (9)$$

ชุดการทดลองที่ 2

วัตถุประสงค์เพื่อหาระยะเวลากักเก็บที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซชีวภาพของกากตะกอนจากเครื่อง Decanter ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งโดยการเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสมที่ 24 ชั่วโมง

โดยในการทดลองนำอัตราส่วนของกากตะกอนจากดีแคนเตอร์ ต่อน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งที่ดีที่สุดจากชุดการทดลองที่ 1 มาทำการทดลองเพื่อหาระยะเวลากักเก็บที่เหมาะสม โดยทำการผสมอัตราส่วนวัสดุหมักในอัตราส่วนที่ดีที่สุด เริ่มต้นการเดินระบบการทดลองโดยวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ของวัสดุหมัก ดังแสดงในตารางที่ 5 เริ่มทำการเดินระบบด้วยเชื้อตั้งต้นปริมาณ 30% เติมวัสดุหมักในอัตราส่วนที่ต้องใช้ในการเดินระบบด้วยถังปฏิกิริยาแบบ CSTR จากนั้นเริ่มป้อนของเสียเข้าถังปฏิกิริยาทุกวัน โดยทำการป้อนวัสดุหมักเข้าระบบเพียงครั้งเดียวในหนึ่งวัน เริ่มต้นเดินระบบจะทำการป้อนวัสดุหมักร่วมตามระยะเวลาเก็บกักในแต่ละถังปฏิกิริยา ทำการกวนผสมอย่างต่อเนื่อง เมื่อถึงระยะเวลากักเก็บที่กำหนดทำการเก็บตัวอย่างน้ำและก๊าซไปวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ ดังตารางที่ 5 โดยทำการทดลองทั้งหมด 4 ถังปฏิกิริยา ที่ระยะเวลากวนผสม 24 ชั่วโมง โดย R1 คือ การหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งอย่างเดียว ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน R2 คือ การหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ที่ระยะเวลาเก็บกัก 10 วัน R3 คือ การหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ที่ระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน และ R4 คือ การหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ทำการทดลองในทุกถังปฏิกิริยาจนระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเข้าสู่สภาวะคงที่ (Steady state)

ตารางที่ 5 การวิเคราะห์วัสดุหมักผสมเริ่มต้นการหมักจนสิ้นสุดระยะเวลาการหมัก

พารามิเตอร์	วิธีการวิเคราะห์	ความถี่ในการวิเคราะห์
อุณหภูมิ	Thermometer	ทุกวัน
ค่าความเป็นกรด-ด่าง	pH Meter	ทุกวัน
สภาพด่างทั้งหมด	Direct Titration Method	3 วันต่อครั้ง
กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (ชนิดและปริมาณ)	Direct Titration Method	3 วันต่อครั้ง
ปริมาณของแข็งทั้งหมด	Gravimetric Method	3 วันต่อครั้ง
ปริมาณของแข็งระเหยง่าย	Gravimetric Method	3 วันต่อครั้ง
ซีโอดี	Closed Reflux	3 วันต่อครั้ง
แอมโมเนียไนโตรเจน	Titrimetric Method	1 สัปดาห์ต่อครั้ง
ก๊าซชีวภาพ - ปริมาณก๊าซ - องค์ประกอบของก๊าซ	 -การแทนที่น้ำ - Gas Chromatography Analysis	 ทุกวัน 1 สัปดาห์ต่อครั้ง

ชุดการทดลองที่ 3

วัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาผลกระทบของระยะเวลาการกวนผสมต่อระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจนด้วยการเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

โดยในการทดลองนำอัตราส่วนของกากตะกอนจากดีแคนเตอร์ ต่อน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งที่ดีที่สุดจากชุดการทดลองที่ 1 มาทำการทดลองเพื่อหาระยะเวลากักเก็บที่เหมาะสม โดยทำการผสมอัตราส่วนวัสดุหมักในอัตราส่วนที่ดีที่สุด เริ่มต้นการเดินระบบการทดลองโดยวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ของวัสดุหมัก ดังแสดงในตารางที่ 5 เริ่มทำการเดินระบบด้วยเชื้อตั้งต้นปริมาณ 30% เติมวัสดุหมักในอัตราส่วนที่ต้องใช้ในการเดินระบบด้วยถังปฏิกิริยาแบบ CSTR จากนั้นเริ่มป้อนของเสียเข้าถังปฏิกิริยาทุกวัน โดยทำการป้อนวัสดุหมักเข้าระบบเพียงครั้งเดียวในหนึ่งวัน เริ่มต้นเดินระบบจะทำการป้อนวัสดุหมักร่วมตามระยะเวลาเก็บกักในแต่ละถังปฏิกิริยา ทำการกวนผสมอย่างต่อเนื่อง เมื่อถึงระยะเวลากักเก็บที่กำหนดทำการเก็บตัวอย่างน้ำและก๊าซไปวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ ดังตารางที่ 5 โดยทำการทดลองทั้งหมด 4 ถังปฏิกิริยา ที่ระยะเวลากวนผสม 12 ชั่วโมง โดย R5 คือ การหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งอย่างเดียวที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน R6 คือ การหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ระยะเวลาเก็บกัก 10 วัน R7 คือ การหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน และ R8 คือ การหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ทำการทดลองในทุกถังปฏิกิริยาจนระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องเข้าสู่สภาวะคงที่ (Steady state)

5) ศึกษาปริมาณและองค์ประกอบของก๊าซชีวภาพ

6) วิเคราะห์และสรุปผลการทดลอง

7) เขียนรายงาน

8) นำผลที่ได้มาเขียนเป็นบทความทางวิชาการและนำเสนอผลงานทางวิชาการ

บทที่ 3

ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

3.1 ผลการทดลองระบบ Biochemical Methane Potential (BMP)

3.1.1 ลักษณะของวัสดุหมัก

จากผลการวิเคราะห์คุณสมบัติของวัสดุที่ใช้หมักในการทดลองนี้ ซึ่งประกอบด้วย กากตะกอนดีแคนเตอร์ น้ำเสียและหัวเชื้อ พบว่า กากตะกอนดีแคนเตอร์ ค่า pH เท่ากับ 4.67 ซึ่งมีสภาพเป็นกรดเล็กน้อย และปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เท่ากับ 11,348 mg/g dry ซึ่งมีความสกปรกค่อนข้างสูงมาก ส่วนน้ำเสียมีค่าความเป็นกรด-ด่างเท่ากับ 7.23 ซึ่งมีสภาพเป็นด่างเล็กน้อย และปริมาณอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เท่ากับ 1,436 mg/l ซึ่งมีค่าน้อยกว่ากากตะกอนดีเตอร์ ดังนั้นการศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่า น้ำเสียมีความเหมาะสมในการหมักร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ซึ่งในการหมักร่วมยังมีหัวเชื้อ (มูลวัว) เพื่อช่วยให้มีประสิทธิภาพในการเกิดก๊าซมีเทนเร็วขึ้น

หัวเชื้อ (มูลวัว) 200 g นำมาผสมกับน้ำกลั่น 1 L โดยผ่านการกรอง ซึ่งได้ค่า pH เท่ากับ 7.10 ซึ่งมีสภาพเป็นด่างเช่นเดียวกับน้ำเสีย และปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เท่ากับ 1,641 mg/L โดยลักษณะและคุณสมบัติของกากตะกอนดีแคนเตอร์ น้ำเสียและหัวเชื้อ แสดงดังตารางที่ 6

ตารางที่ 6 ลักษณะและคุณสมบัติของกากตะกอนดีแคนเตอร์ น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งและหัวเชื้อ

พารามิเตอร์	กากตะกอนดีแคนเตอร์	น้ำเสีย	หัวเชื้อ
1. พีเอช (pH)	4.67	7.23	7.10
2. กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA)	23 (mg/g dry as $CaCO_3$)	275	35 (mg/L as $CaCO_3$)
3. ปริมาณความเป็นด่างทั้งหมด (Alkalinity)	30 (mg/g dry as $CaCO_3$)	509	110 (mg/L as $CaCO_3$)
4. ปริมาณอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD)	11,348 (mg/g dry)	1,436 (mg/L)	1,641 (mg/L)
5. ปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD)	10,867 (mg/g dry)	1,056 (mg/L)	1,231 (mg/L)

ตารางที่ 6 ลักษณะและคุณสมบัติของกากตะกอนดีแคนเตอร์ น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งและหัวเชื้อ (ต่อ)

พารามิเตอร์	กากตะกอนดีแคนเตอร์	น้ำเสีย	หัวเชื้อ
6. ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS)	207.8 (mg/g wet)	1,390 (mg/L)	1,323 (mg/L)
7. ปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS) (mg/L)	176.3 (mg/g wet)	890 (mg/L)	1,202 (mg/L)
8. อินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) (mg/L)	51 (mg/g dry)	106 (mg/L)	-
9. แอมโมเนียไนโตรเจน (NH_3-N) (mg/L)	16 (mg/g dry)	34 (mg/L)	-

3.1.2 ผลการทดลองระบบ BMP

การทดลองนี้เป็นการศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง เพื่อเปรียบเทียบปริมาณมีเทนที่ได้จากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียในสภาวะที่ไม่มีการกวนผสม และทำการทดลองระบบการหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งมีอัตราส่วนของวัสดุหมักร่วมระหว่างกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียในอัตราส่วนที่แตกต่างกัน แสดงดังตารางที่ 7

ตารางที่ 7 อัตราส่วนวัสดุหมักร่วมระหว่างกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งสภาวะที่ทดลอง

วัสดุที่ใช้ในการหมัก	ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์					
	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
กากตะกอนดีแคนเตอร์ (g)	ไม่มี	1	5	8	10	15
น้ำเสีย (ml)	200	200	200	200	200	200
หัวเชื้อ (ml)	40	40	40	40	40	40

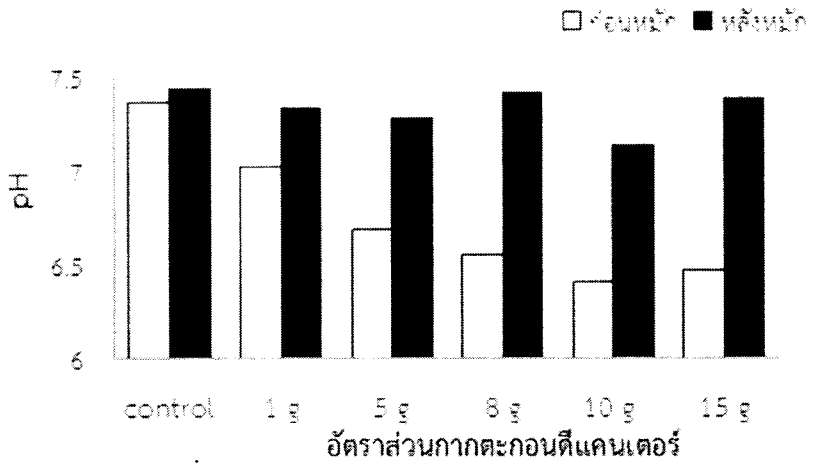
3.1.2.1 ค่าความเป็นกรด-ด่าง (pH)

จากการวิเคราะห์หาค่า pH เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 3 จากการทดลองพบว่าเมื่อเพิ่มปริมาณของกากตะกอนดีแคนเตอร์เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่า pH ของระบบลดลง ทั้งนี้เนื่องจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ทำการวิเคราะห์มีสภาพค่อนข้างเป็นกรดเล็กน้อย ค่า pH ที่เหมาะสมกับการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าอยู่ระหว่าง 6.8-7.2 (Budiyono et al., 2010) แต่จากชุดการทดลองพบว่ามีค่าอยู่ในช่วงที่เหมาะสม แต่มีบางชุดการทดลองที่ค่า pH ต่ำกว่าช่วงที่เหมาะสมเล็กน้อย ซึ่งหากค่า pH ของระบบมีค่าสูงกว่าหรือต่ำกว่านี้มากจะพบว่า เมื่อทำการเดินระบบประสิทธิภาพการหมักแบบไร้ออกซิเจนของระบบจะลดลงอย่างรวดเร็ว เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่าค่า pH มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ (มีค่าความเป็นด่างมากขึ้น) จากค่า pH เริ่มต้น ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจน

ตารางที่ 8 ค่า pH เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ค่า pH ก่อนเดินระบบหมัก	7.36	7.02	6.69	6.55	6.41	6.47
ค่า pH หลังเดินระบบหมัก	7.44	7.33	7.28	7.42	7.13	7.38

ค่า pH ของวัสดุการหมักมีค่าเพิ่มมากขึ้นในทุกชุดการทดลอง ซึ่งแสดงให้เห็นว่า ระบบมีการทำงานการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนของแบคทีเรียในขั้นตอนของ Hydrolysis และ Acidogenesis เกิดการเพิ่มขึ้นของสภาพความเป็นด่างจากไบคาร์บอเนตที่เกิดจากการออกซิไดส์กรดอะซิติก (Acetic acid) และก๊าซไฮโดรเจน (H_2) เป็นก๊าซมีเทน (CH_4) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ของแบคทีเรียกลุ่มหนึ่งซึ่งเรียกว่า Methanogens หรือ Methane Forming Bacteria หรือเรียกว่าแบคทีเรียที่สร้างมีเทน และเกิดสารแอมโมเนียมไบคาร์บอเนต (Ammonium bicarbonate) ซึ่งเกิดจากการรวมตัวระหว่างแอมโมเนียกับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน เพื่อให้สามารถรองรับปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid: VFA) ที่เกิดจากการย่อยสลายของแบคทีเรียทีกลุ่มหนึ่งซึ่งเรียกว่า Acid Forming Bacteria หรือแบคทีเรียที่สร้างกรด เมื่อสภาพความเป็นด่างที่เกิดขึ้นนั้นสูงเพียงพอที่จะสามารถรองรับสภาพความเป็นกรดที่เกิดขึ้นได้ จึงช่วยทำให้ระบบมีค่าความเป็นกรด-ด่างค่อนข้างคงที่



รูปที่ 8 เปรียบเทียบค่า pH ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก

3.1.2.2 ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid - VFA)

จากการวิเคราะห์หาปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA) เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 9 เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งเมื่อสิ้นสุดการหมัก พบว่าปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA) จะมีค่าลดลง จากปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA) เริ่มต้น

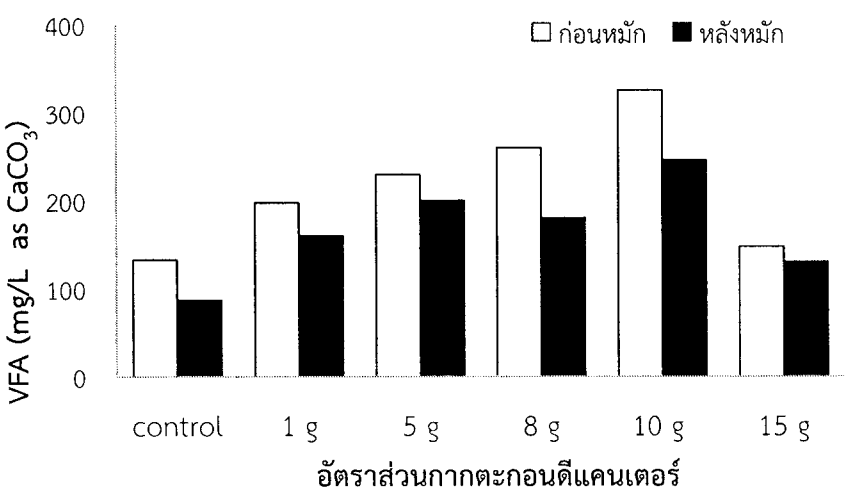
ตารางที่ 9 ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA) เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA) ก่อนเดินระบบหมัก (mg/L as $CaCO_3$)	132.5	197.5	230	260	325.6	147.5
ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA)หลังเดินระบบหมัก (mg/L as $CaCO_3$)	87	160	200	180	246	130
ประสิทธิภาพของระบบ (%)	34	18	13	30	24	11

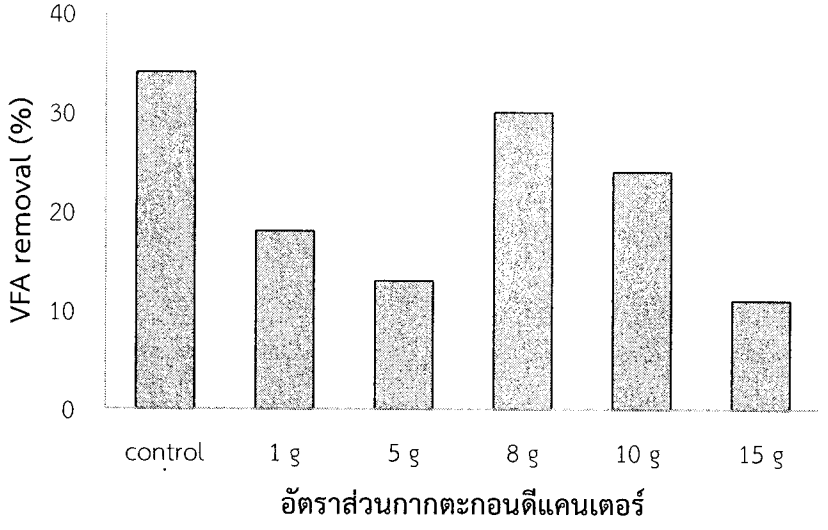
ในการหมักทุกชุดการทดลองพบว่า ปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (VFA) เริ่มต้นมีค่าอยู่ในช่วง 132.5 – 325.6 mg/L as CH_3COOH ซึ่ง Halbert ได้กล่าวไว้เมื่อปี 1981 ว่าปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายสำหรับระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่เหมาะสมควรมีค่าอยู่ระหว่าง 50 – 500 mg/L as CH_3COOH ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับทุกชุดการทดลองพบว่า ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายในทุกชุดการทดลองอยู่ในช่วงที่เหมาะสม

เมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ชุดการทดลองทุกชุดจะมีค่าปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid : VFA) ลดลง ดังแสดงที่รูปที่ 9 เพราะความเป็นกรดส่วนใหญ่ของน้ำในธรรมชาติ เกิดจากคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งทำปฏิกิริยากับน้ำแล้วทำให้เปลี่ยนเป็นกรดคาร์บอนิก กรดไขมันระเหยง่ายนี้เกิดจากการทำงานของแบคทีเรียกลุ่มพวกสร้างกรดนี้ ซึ่งจะถูกนำไปใช้โดยแบคทีเรียพวกสร้างก๊าซมีเทน แต่ถ้าหากว่าแบคทีเรียพวกสร้างมีเทนใช้ไม่ทันจะเกิดการสะสมของกรดไขมันระเหยง่ายส่งผลให้ค่า pH ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนลดลง จะส่งผลทำให้เกิดอันตรายต่อแบคทีเรียกลุ่มที่สร้างก๊าซมีเทน เนื่องจากแบคทีเรียกลุ่มที่สร้างก๊าซมีเทนมีความอ่อนไหวต่อสภาพความเป็นกรด และไม่สามารถทนสภาพความเป็นกรดในระบบมากได้ จึงอาจจะทำให้ส่งผลต่อการเกิดก๊าซมีเทนของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนได้ เพราะแบคทีเรียกลุ่มที่สร้างก๊าซมีเทนถูกยับยั้งการทำงานนั่นเอง

เมื่อสิ้นสุดการทดลอง ได้ทำการวิเคราะห์หาค่าปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (VFA) ซึ่งสามารถกำจัดปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (VFA) ได้ในช่วง 11% - 34% ซึ่งชุดการทดลองปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์ 0 g (control) สามารถกำจัดปริมาณกรดไขมันระเหยง่าย (VFA) ได้ดีที่สุดคือ 34% (รูปที่ 10)



รูปที่ 9 เปรียบเทียบปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA) ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก



รูปที่ 10 ประสิทธิภาพการบำบัดปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยง่าย(VFA)

3.1.2.3 ปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity)

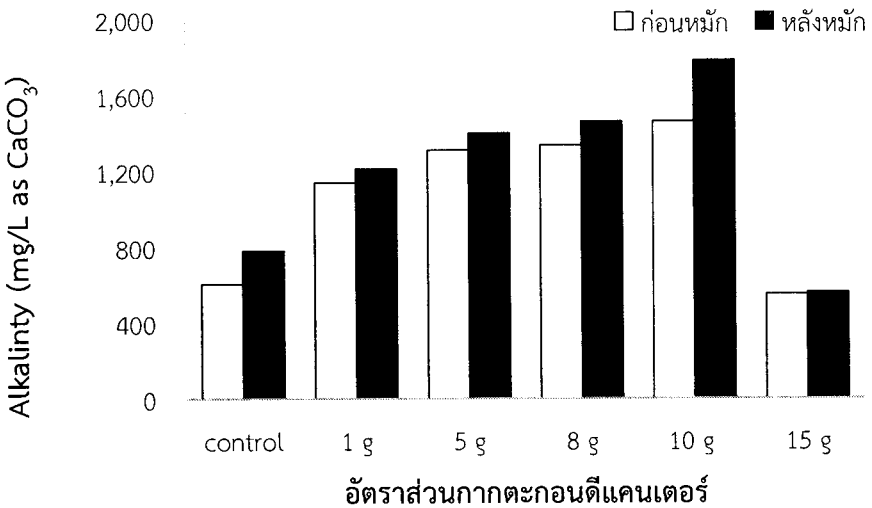
จากการวิเคราะห์หาปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 10 เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่า ปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) สิ้นสุดจะมีค่าเพิ่มขึ้นจากปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) เริ่มต้น โดยชุดการทดลองที่ไม่มีการเติมกากตะกอนดีแคนเตอร์ จะมีค่าปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) ต่ำกว่าชุดการทดลองที่มีการเติมกากตะกอนดีแคนเตอร์

ตารางที่ 10 ปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) ก่อนเดินระบบหมัก (mg/L as $CaCO_3$)	604	1,139	1,310	1,335	1,460	550
ปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) หลังเดินระบบหมัก (mg/L as $CaCO_3$)	780	1,210	1,398	1,460	1,780	560

เมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ชุดการทดลองทุกชุดมีค่าความเป็นด่าง (Alkalinity) เพิ่มขึ้น ดังแสดงที่รูปที่ 11 แสดงว่า ระบบมีการทำงานการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนของแบคทีเรียในขั้นตอนของ Hydrolysis และ Acidogenesis ทำให้เกิดการเพิ่มขึ้นของสภาพความเป็นด่างจากไบคาร์บอเนตที่เกิดจากการออกซิไดซ์ของกรดอะซิติก (Acetic Acid) และก๊าซไฮโดรเจน (H_2) เป็นก๊าซมีเทน (CH_4) และ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เนื่องจากเมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ค่า pH มีค่าเพิ่มขึ้น น้ำที่มี pH สูงกว่า 4.3 จะมีค่าความเป็นด่างเสมอ pH ยิ่งสูงจะมีสภาพความเป็นด่างมากขึ้น และความเป็นด่างของน้ำเกิดจากไฮโดรอกไซด์คาร์บอเนต และไบคาร์บอเนต เมื่อสภาพความเป็นด่าง (Alkalinity) ที่เกิดขึ้นนั้นสูงเพียงพอที่จะสามารถรองรับสภาพความเป็นกรด (Alkalinity) ที่เกิดขึ้นได้ จึงช่วยทำให้ระบบมีค่า pH ค่อนข้างคงที่

นอกจากนี้จากการวิเคราะห์ปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) พบว่า ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์ 0g (control) 1g, 5g, 10g และ 15g จะอยู่ในช่วง 500-1,800 mg/L as $CaCO_3$ ซึ่งปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่สูงสุดคือ 10g มีค่าเท่ากับ 1,780 mg/L as $CaCO_3$



รูปที่ 11 เปรียบเทียบปริมาณความเป็นด่าง (Alkalinity) ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก

3.1.2.4 ปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD)

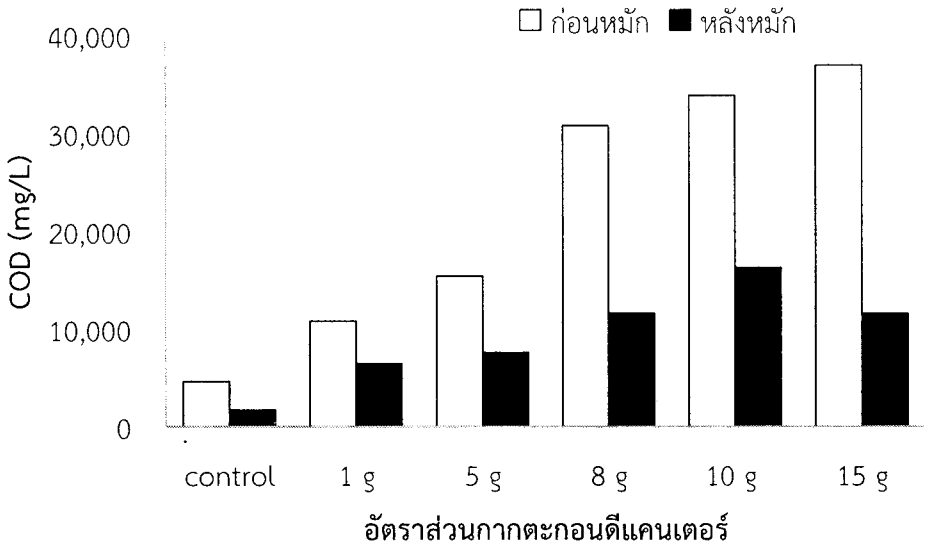
จากการวิเคราะห์หาปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 11 เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่า ปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) สิ้นสุด จะมีค่าลดลงจากปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เริ่มต้น โดยชุดการทดลองที่มีการใส่ตะกอนดีแคนเตอร์จะมีปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) สูงกว่าที่ไม่ได้ใส่กากตะกอนดีแคนเตอร์

เมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ชุดการทดลองทุกชุดจะมีปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) ลดลง แสดงว่า วัสดุหมักมีปริมาณของสารอินทรีย์ลดลง ดังแสดงที่รูปที่ 12 เนื่องจากการทดลองนี้เป็นระบบการหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งไม่ได้มีการเติมวัสดุหมักเพิ่มในระหว่างการเดินระบบ มีการเติมวัสดุหมักเพียงครั้งเดียวในวันเดินระบบวันแรก จึงทำให้ปริมาณของสารอินทรีย์ที่มีในวัสดุหมักถูกย่อยสลายโดยแบคทีเรียอย่างต่อเนื่อง เพื่อนำไปใช้ในกระบวนการสร้างเซลล์ใหม่ของแบคทีเรีย และเกิดกระบวนการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน เพื่อเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพในที่สุด ดังนั้นจึงส่งผลให้การวิเคราะห์ปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) หลังเดินระบบหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจนมีค่าน้อยกว่าปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) ก่อนเดินระบบร่วมกันแบบไร้ออกซิเจน

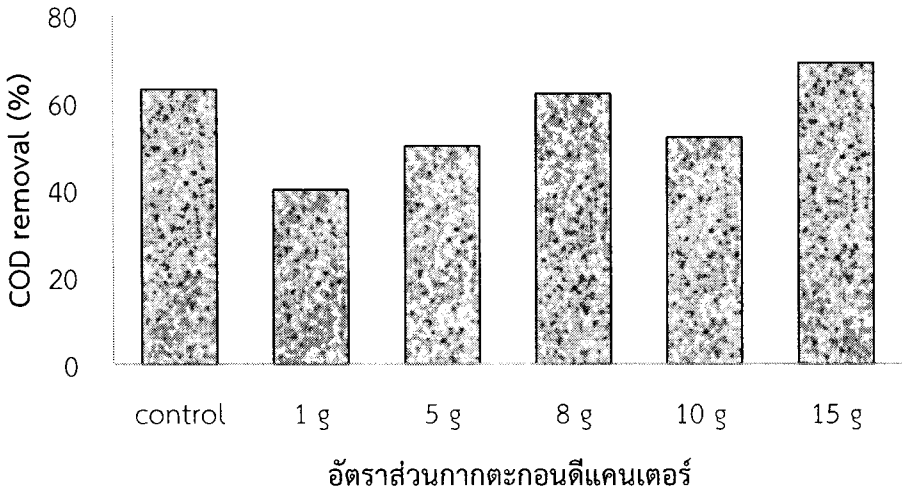
ตารางที่ 11 ปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD)ก่อนเดินระบบหมัก (mg/L)	4,608	10,775	15,384	30,768	33,844	36,921
ปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD)หลังเดินระบบหมัก (mg/L)	1,700	6,485	7,580	11,620	16,260	11,570
ประสิทธิภาพของระบบ (%)	63	40	50	62	52	69

เมื่อสิ้นสุดการทดลองได้ทำการวิเคราะห์หาปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) ซึ่งสามารถกำจัดปริมาณสารอินทรีย์ได้ในช่วง 40% - 69% ซึ่งชุดการทดลองที่มีปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์ 15g สามารถกำจัดปริมาณสารอินทรีย์ได้ดีที่สุดคือ 69% (รูปที่ 13) ซึ่งเป็นชุดการทดลองที่มีการเติมปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์มากที่สุด



รูปที่ 12 เปรียบเทียบปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก



รูปที่ 13 ประสิทธิภาพการบำบัดปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD)

3.1.2.5 ปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD)

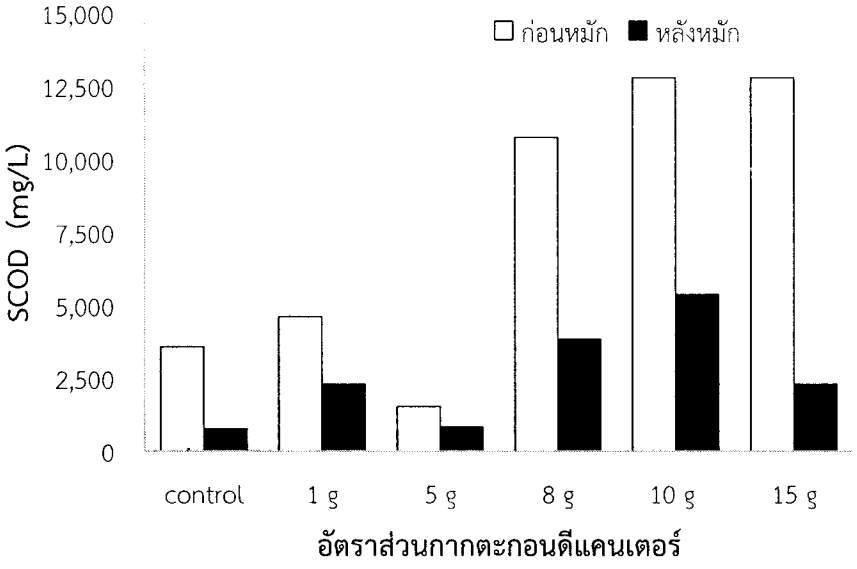
จากการวิเคราะห์หาปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 12 เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่า ปริมาณสารอินทรีย์ที่ละลายน้ำ (SCOD) เมื่อสิ้นสุดการหมักจะมีค่าลดลงจากปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) เริ่มต้น

ตารางที่ 12 ค่าปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

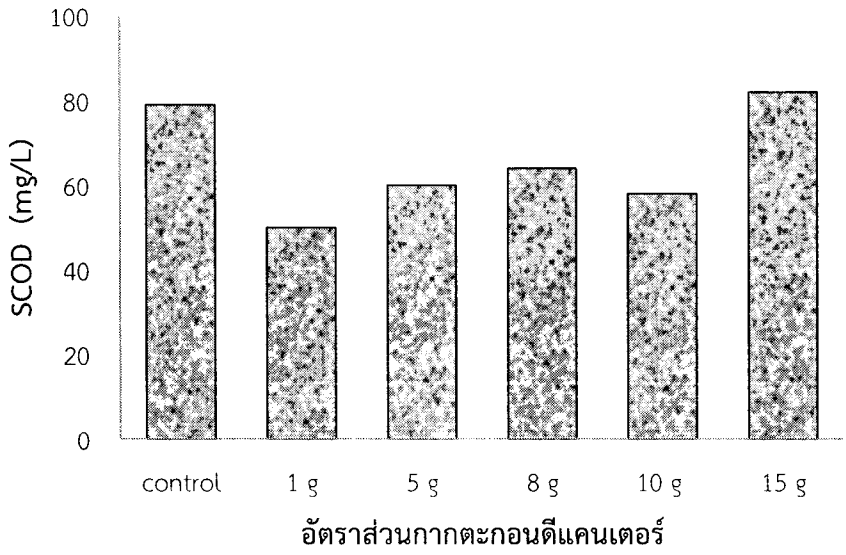
ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) ก่อนเดินระบบหมัก (mg/L)	3,584	4,608	1,536	10,750	12,800	12,800
ปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) หลังเดินระบบหมัก (mg/L)	768	2,304	840	3,840	5,376	2,304
ประสิทธิภาพของระบบ (%)	79	50	45	64	58	82

เมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ชุดการทดลองทุกชุดจะมีค่าปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) ลดลง แสดงว่าวัสดุหมักมีปริมาณของสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) ลดลง ดังแสดงที่รูปที่ 14 เนื่องจากการทดลองนี้เป็นระบบการหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งไม่ได้มีการเติมวัสดุหมักเพิ่มในระหว่างการเดินระบบ มีการเติมวัสดุหมักเพียงครั้งเดียวในวันเดินระบบวันแรก จึงทำให้ปริมาณของสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) ที่มีในวัสดุหมักถูกย่อยสลายโดยแบคทีเรียอย่างต่อเนื่อง จึงส่งผลให้ปริมาณของสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) ลดลง

เมื่อสิ้นสุดการทดลอง ได้ทำการวิเคราะห์หาปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) ซึ่งสามารถกำจัดปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำได้ในช่วง 45% - 82% ซึ่งชุดการทดลองที่มีปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์ 15g สามารถกำจัดปริมาณสารอินทรีย์ได้ดีที่สุดคือ 82% (รูปที่ 15) ซึ่งเป็นชุดการทดลองที่มีการเติมกากตะกอนดีแคนเตอร์มากที่สุดสำหรับการทดลองแบบ BMP



รูปที่ 14 เปรียบเทียบปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD) ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก



รูปที่ 15 ประสิทธิภาพการบำบัดปริมาณสารอินทรีย์ที่ละลายน้ำทั้งหมด (SCOD)

3.1.2.6 ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS)

จากการวิเคราะห์หาปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 13 เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่า ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ที่สิ้นสุดการหมักจะมีค่าลดลงจากปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) เริ่มต้น

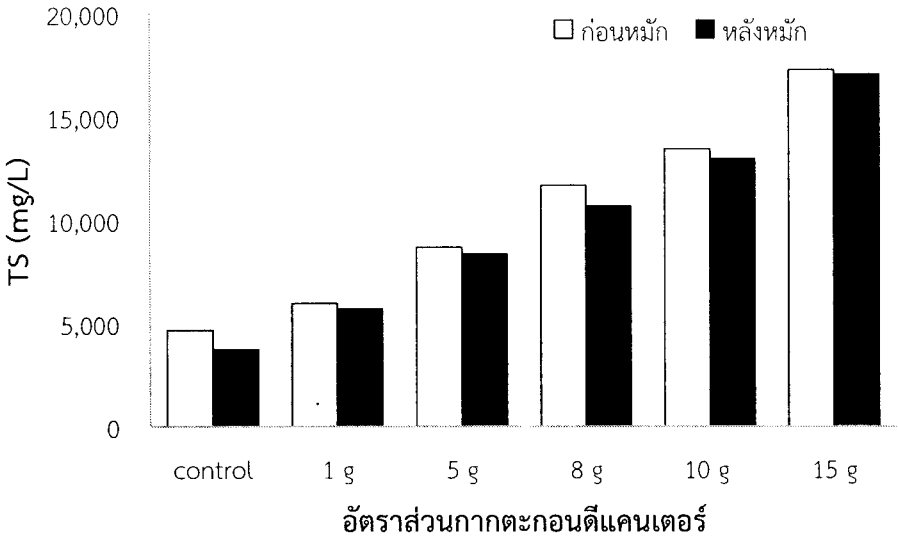
ตารางที่ 13 ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ก่อนเดินระบบหมัก (mg/L)	4,680	5,971	8,693	11,683	13,444	17,269
ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) หลังเดินระบบหมัก (mg/L)	3,745	5,710	8,370	10,680	12,985	17,060
ประสิทธิภาพของระบบ (%)	20	11	4	11	3	1

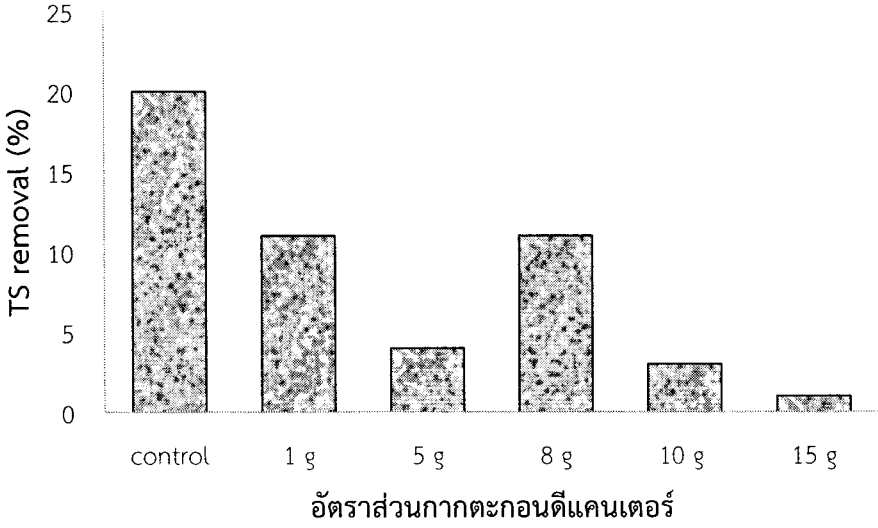
เมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ชุดการทดลองทุกชุดจะมีค่าปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ลดลง แสดงว่าวัสดุหมักมีปริมาณของสารอินทรีย์ลดลง ดังแสดงที่รูปที่ 16 เนื่องจากปริมาณของสารอินทรีย์ที่มีในวัสดุหมักถูกย่อยสลายโดยแบคทีเรียอย่างต่อเนื่อง ดังนั้นจึงส่งผลให้การวิเคราะห์หาค่าปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) หลังเดินระบบหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจนมีค่าน้อยกว่าค่าปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ก่อนเดินระบบร่วมกันแบบไร้ออกซิเจน

เนื่องจากการทดลองนี้เป็นระบบการหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจนยิ่งวัสดุหมักมีค่าปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) มาก แสดงว่า สารอินทรีย์ยังอยู่ในรูปโมเลกุลใหญ่ไม่สามารถย่อยสลายได้ทันที จำเป็นที่จะต้องมีการทำให้เกิดการแตกตัวเป็นโมเลกุลเล็กเสียก่อน โดยมีแบคทีเรียปล่อยเอนไซม์มาช่วยเร่งการแตกตัวของโมเลกุลจึงต้องใช้ระยะเวลาในการย่อยสลายมากกว่าวัสดุหมักที่มีค่าปริมาณของแข็งทั้งหมดน้อย ดังนั้น กระบวนการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนในขั้นตอนไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) ระยะเวลาในการเกิดจะแตกต่างกันไป

เมื่อสิ้นสุดการทดลอง ได้ทำการวิเคราะห์หาของแข็งทั้งหมด (TS) ซึ่งสามารถกำจัดปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ได้ในช่วง 1% - 20% ซึ่งชุดการทดลอง control สามารถกำจัดปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ได้ดีที่สุดคือ 20% (รูปที่ 17)



รูปที่ 16 เปรียบเทียบปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก



รูปที่ 17 ประสิทธิภาพการบำบัดปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS)

3.1.2.7 ปริมาณของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (Volatile Solids: VS)

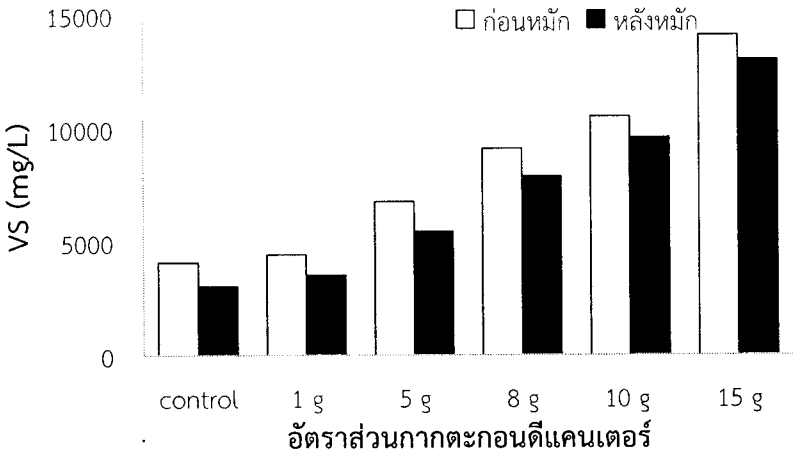
จากการวิเคราะห์หาปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS) เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 14 เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่า ปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS) สิ้นสุด จะมีค่าลดลงจากปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS) เริ่มต้นเหมือนกันในทุกชุดการทดลอง

ตารางที่ 14 ปริมาณของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (VS) เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

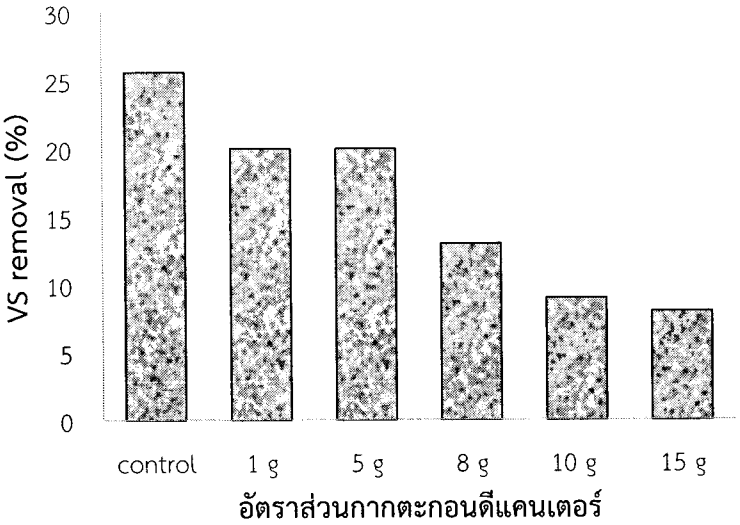
ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (VS) ก่อนเดินระบบหมัก (mg/L)	4,095	4,428	6,764	9,098	10,508	14,084
ของแข็งระเหยง่ายทั้งหมด (VS) หลังเดินระบบหมัก (mg/L)	3,045	3,535	5,440	7,875	9,590	13,010
ประสิทธิภาพของระบบ (%)	25.6	20	20	13	9	8

เมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ชุดการทดลองทุกชุดจะมีค่าปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS) ลดลง แสดงว่าวัสดุหมักมีปริมาณของสารอินทรีย์ลดลง ดังแสดงที่รูปที่ 18 เนื่องจากปริมาณของสารอินทรีย์ที่มีในวัสดุหมักถูกย่อยสลายโดยแบคทีเรียอย่างต่อเนื่อง ดังนั้นจึงส่งผลให้การวิเคราะห์หาค่าปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS) หลังเดินระบบหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจนมีค่าน้อยกว่าค่าปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS) ก่อนเดินระบบร่วมกันแบบไร้ออกซิเจน การย่อยสลายของปริมาณของแข็งระเหยง่ายสูงขึ้นในเบื้องต้นของการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน และเริ่มลดลงเมื่อปริมาณสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากเหลืออยู่ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน

เมื่อสิ้นสุดการทดลอง ได้ทำการวิเคราะห์หาของแข็งระเหยง่าย (VS) ซึ่งสามารถกำจัดปริมาณของแข็งระเหย (VS) ได้ในช่วง 8% - 25.6% ซึ่งชุดการทดลอง controlสามารกำจัดของแข็งทั้งหมด (VS) ได้ดีที่สุดคือ 25.6% (รูปที่ 19)



รูปที่ 18 เปรียบเทียบปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS) ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก



รูปที่ 19 ประสิทธิภาพการบำบัดปริมาณของแข็งระเหยง่าย (VS)

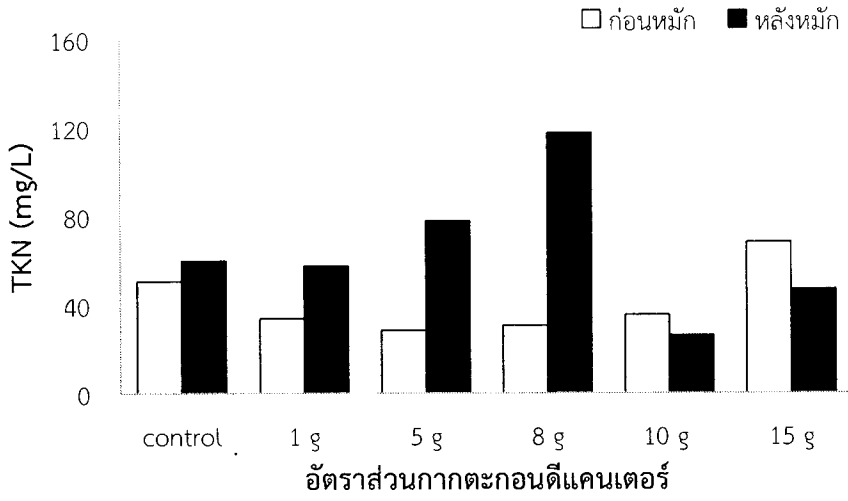
3.1.2.8 ปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (Total Kjeldahl Nitrogen: TKN)

จากการวิเคราะห์หาปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 15 เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่า ปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) จะมีค่าทั้งเพิ่มขึ้นและลดลงจากปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) เริ่มต้น

ตารางที่ 15 ปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) ก่อนเดินระบบหมัก (mg/L)	50.68	33.88	28.56	30.56	35.46	68.42
ปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) หลังเดินระบบหมัก (mg/L)	59.92	57.68	77.84	117.6	26.32	47.04

เมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ชุดการทดลองที่ไม่ใส่กากตะกอนดีแคนเตอร์และกากตะกอนดีแคนเตอร์น้อย คือ 1 g, 5 g และ 8 g จะมีค่าอินทรีย์ไนโตรเจนเพิ่มขึ้น ดังแสดงที่รูปที่ 20 แสดงว่าวัสดุหมักมีปริมาณของสารอินทรีย์ที่โมเลกุลเกิดการแตกตัวเป็นโมเลกุลขนาดเล็ก ทำให้เกิดการย่อยสลายในระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจน ส่งผลให้ธาตุอาหารบางส่วนที่เกิดจากการแตกตัวสามารถละลายในน้ำมากได้ขึ้น ทำให้มีค่าปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) มีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากปริมาณของสารอินทรีย์ที่มีในวัสดุหมักถูกย่อยสลายโดยแบคทีเรียอย่างต่อเนื่อง ดังนั้น จึงส่งผลให้การวิเคราะห์หาค่าปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) หลังเดินระบบหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจนมีค่ามากกว่าค่าปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) ก่อนเดินระบบร่วมกันแบบไร้ออกซิเจน เนื่องจากค่าปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) เป็นผลรวมของแอมโมเนียไนโตรเจนและสารประกอบของสารอินทรีย์ไนโตรเจนในวัสดุหมัก เมื่อสารอินทรีย์ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีการแตกตัวและเกิดการย่อยสลายในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน จึงส่งผลให้ธาตุอาหารละลายในน้ำมากขึ้น ส่งผลให้ความเข้มข้นของไนโตรเจนทั้งหมดมีค่าเพิ่มขึ้น ดังนั้นจะเห็นว่าค่าของปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) เพิ่มขึ้นในทุกชุดการทดลอง



รูปที่ 20 เปรียบเทียบปริมาณอินทรีย์ไนโตรเจน (TKN) ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก

3.1.2.9 ปริมาณแอมโมเนียไนโตรเจน (NH_3-N)

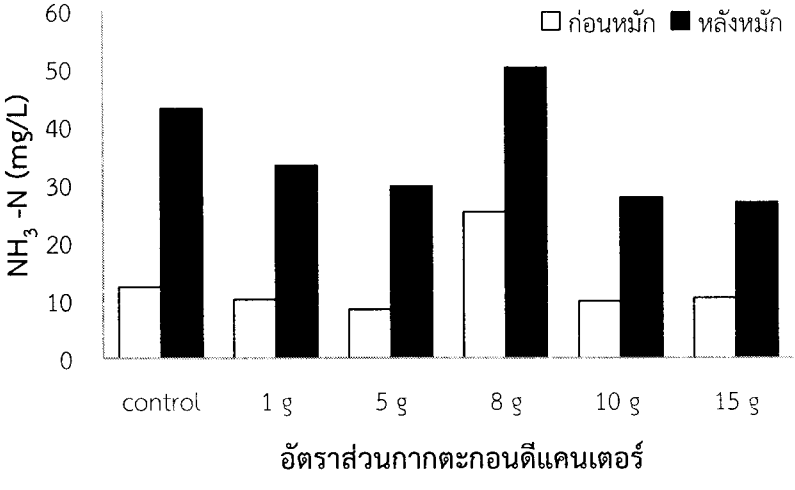
จากการวิเคราะห์หาปริมาณแอมโมเนียไนโตรเจน (NH_3-N) เริ่มต้นของวัสดุหมัก แสดงดังตารางที่ 16 เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งพบว่า ปริมาณแอมโมเนียไนโตรเจน (NH_3-N) สิ้นสุดจะมีค่าเพิ่มขึ้นจากปริมาณแอมโมเนียไนโตรเจน (NH_3-N) เริ่มต้น

ตารางที่ 16 ปริมาณแอมโมเนียไนโตรเจน (NH_3-N) เริ่มต้นของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	0 g (control)	1 g	5 g	8 g	10 g	15 g
ปริมาณแอมโมเนียไนโตรเจน (NH_3-N) ก่อนเดินระบบหมัก (mg/L)	12.3	10.1	8.4	25.2	9.8	10.4
ปริมาณแอมโมเนียไนโตรเจน (NH_3-N) หลังเดินระบบหมัก (mg/L)	43.12	33.32	29 68	50.12	27.72	26.88

จากการทดลองพบว่า ปริมาณของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนในวัสดุหมักในทุกชุดการทดลองมีค่าเพิ่มขึ้นตามปริมาณตะกอนดีแคนเตอร์ที่เติมในระบบหมัก โดยปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนเริ่มต้นมีค่าอยู่ในช่วย 8.4-12.3 mg/L ซึ่งพบว่ามีค่าอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อจุลินทรีย์ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งปกติจุลินทรีย์ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนจะมีความต้องการไนโตรเจนในปริมาณน้อย เพื่อใช้ในการเจริญเติบโตและการสร้างเซลล์ใหม่ ซึ่งค่าแอมโมเนีย-ไนโตรเจนที่เหมาะสมสำหรับระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนคือ ไม่เกิน 100 mg/L (Sterling et al., 2001) ซึ่งจะเห็นว่าในทุกชุดการทดลองมีค่าปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนที่เหมาะสม ถ้าหากปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนมีค่าสูงกว่าช่วงที่เหมาะสมจะมีผลในการยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทนในระบบได้ และทำให้เป็นพิษต่อระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนหากความเข้มข้นของปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนสูงเกินกว่า 1,500 mg/L (Osman and Delia, 2005)

เมื่อสิ้นสุดการเดินระบบ พบว่า ชุดการทดลองจะมีปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจน (NH_3-N) เพิ่มขึ้น ดังแสดงที่รูปที่ 21 แสดงว่าวัสดุหมักมีปริมาณของสารอินทรีย์ที่โมเลกุลเกิดการแตกตัวเป็นโมเลกุลขนาดเล็ก ทำให้เกิดการย่อยสลายในระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจน ส่งผลให้ธาตุอาหารบางส่วนที่เกิดจากการแตกตัวสามารถละลายในน้ำมากได้ขึ้น ทำให้มีปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจน (NH_3-N) มีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากปริมาณของสารอินทรีย์ที่มีในวัสดุหมักถูกย่อยสลายโดยแบคทีเรียอย่างต่อเนื่อง ดังนั้น จึงส่งผลให้การวิเคราะห์หาปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจน (NH_3-N) หลังเดินระบบหมักร่วมกันแบบไร้ออกซิเจนมีค่ามากกว่าปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจน (NH_3-N) ก่อนเดินระบบร่วมกันแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจน (NH_3-N) จะอยู่ในช่วง 26-44 mg/L



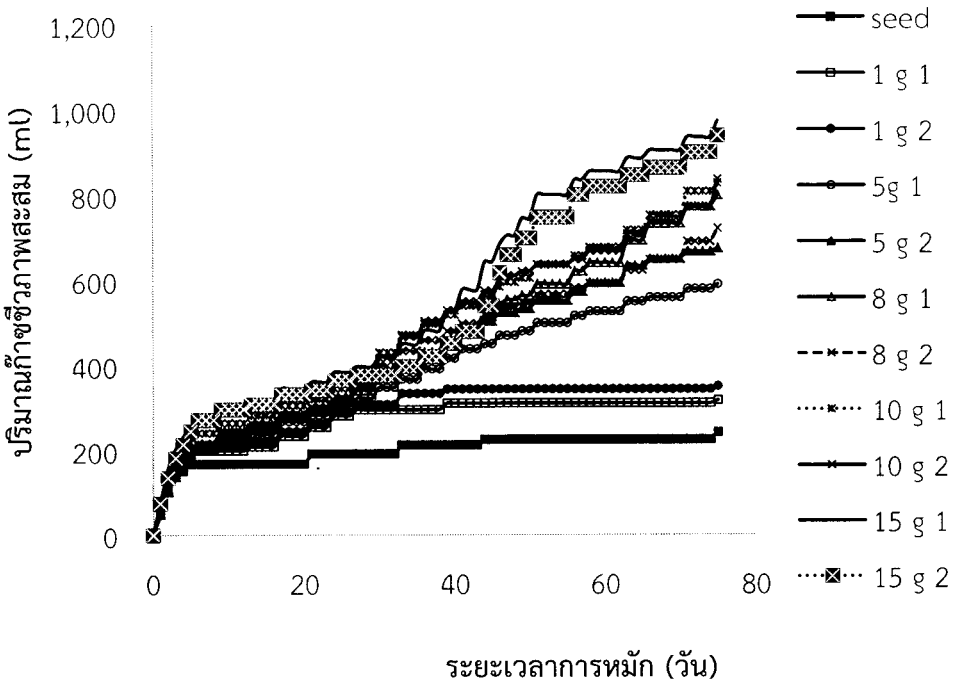
รูปที่ 21 เปรียบเทียบปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจน (NH_3-N) ของชุดการทดลองก่อนเดินระบบหมักและหลังเดินระบบหมักของวัสดุหมัก

3.1.2.10 อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas production)

เมื่อทำการเดินระบบศึกษาการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสีย พบว่า อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas production) จะมีค่าเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ โดยวัสดุหมักที่ใช้กากตะกอนดีแคนเตอร์ในอัตราส่วนที่ต่างกัน ส่งผลต่อการผลิตก๊าซชีวภาพจะมีค่าเพิ่มขึ้นมากกว่าวัสดุหมักที่ไม่ใช้กากตะกอนดีแคนเตอร์

จากการทดลองการหาอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพจะทำโดยการวัดปริมาณน้ำที่เกิดขึ้น ซึ่งเป็นการวัดปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นโดยการแทนที่น้ำ (Fluid displacement method) พบว่า ก๊าซชีวภาพที่ได้นั้นเมื่อนำไปวิเคราะห์จะประกอบด้วยก๊าซมีเทน (CH_4) ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และก๊าซไนโตรเจน (N_2) จากการเดินระบบในช่วงแรก พบว่า อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพของวัสดุหมักทุกอัตราส่วนจะมีการผลิตก๊าซชีวภาพในปริมาณมาก ซึ่งวัดได้จากปริมาณน้ำที่เพิ่มมากขึ้นในแต่ละวันของช่วงแรกในการเดินระบบก่อนจะลดปริมาณลงและเข้าสู่สภาวะคงที่ เนื่องจากระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่ใช้ในชุดการทดลองนี้เป็นระบบหมักแบบกะ (Batch) ซึ่งปริมาณสารอินทรีย์ในระบบจะค่อยๆ ถูกย่อยสลายและหมดลง จึงส่งผลให้ปริมาณก๊าซชีวภาพค่อยๆ ลดลงจนกระทั่งไม่เกิดก๊าซชีวภาพเลย ดังแสดงที่รูปที่ 22 จากกราฟการสะสมของอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นในแต่ละวันนั้น สามารถสรุปได้ว่าชุดการทดลองที่ 6 ซึ่งมีกากตะกอนดีแคนเตอร์ 15 g มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสะสมมากที่สุด หลังจากทำการปิดระบบแล้ว

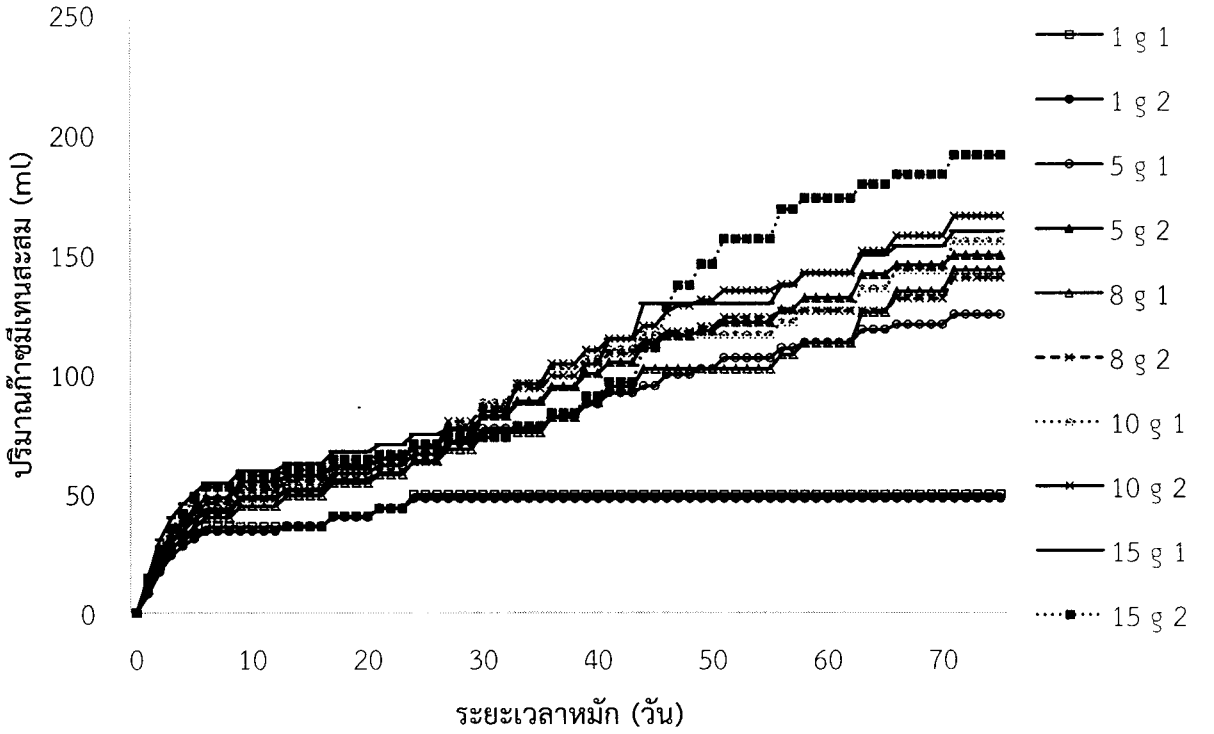
จากการทดลอง เมื่อนำก๊าซชีวภาพไปวิเคราะห์หาปริมาณเปอร์เซ็นต์มีเทนที่เกิดขึ้นทุกๆ 7 วัน จะได้ค่าช่วงเปอร์เซ็นต์มีเทน และช่วงเปอร์เซ็นต์มีเทนที่ดีที่สุดตั้งแต่เริ่มระบบจนสิ้นสุดระบบดังรูปที่ 23



รูปที่ 22 ปริมาณก๊าซชีวภาพสะสมในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่มีกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสีย

3.1.2.13 อัตราการเกิดก๊าซมีเทน

เมื่อทำการเดินระบบศึกษาการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง พบว่า ชุด control ซึ่งไม่มีการเติมกากตะกอนดีแคนเตอร์เลย เกิดก๊าซชีวภาพน้อยมาก จึงไม่สามารถวัดค่าก๊าซมีเทนได้ และชุดการทดลองปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์ 1g, 5g, 8g, 10g และ 15g นำก๊าซชีวภาพไปวิเคราะห์หาปริมาณเปอร์เซ็นต์มีเทนที่เกิดขึ้นทุกๆ 7 วัน อัตราการเกิดก๊าซมีเทนจะมีค่าเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ โดยวัสดุหมักที่ใช้กากตะกอนดีแคนเตอร์จะมีค่าเพิ่มมากขึ้นดังรูปที่ 23



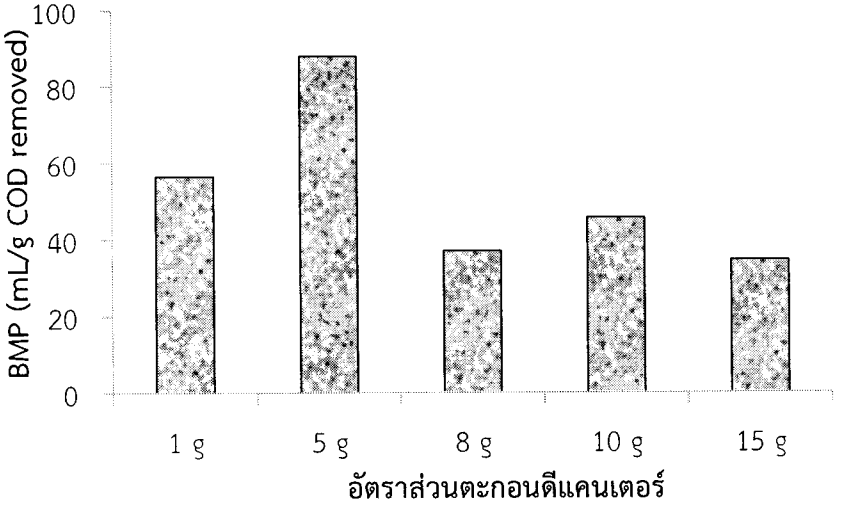
รูปที่ 23 ปริมาณก๊าซมีเทนสะสมในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่มีกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสีย

3.1.2.14 ศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทน (Biochemical Methane Potential: BMP)

เมื่อทำการเดินระบบศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียที่ออกจากระบบบำบัดของโรงงาน เมื่อปริมาณก๊าซชีวภาพสะสม และปริมาณก๊าซมีเทนสะสมคงที่ทำการคำนวณหาศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นกับระบบหมัก ซึ่งศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นนั้นพบว่า กากตะกอนดีแคนเตอร์ 5 g มีศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนดีที่สุด คือ 87.8ml/g COD removed รองลงมากากตะกอนดีแคนเตอร์ 1 g มีศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทน คือ 56.4 ml/g COD removed ดังตารางที่ 17 ศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทน (Biochemical Methane Potential: BMP) และรูปที่ 24

ตารางที่ 17 ศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทน (Biochemical Methane Potential: BMP)

ปริมาณกากตะกอนดีแคนเตอร์	1 (g)	5 (g)	8 (g)	10 (g)	15 (g)
COD ก่อนหมัก (mg/L)	10,775	15,384	30,768	33,844	36,921
COD หลังหมัก (mg/L)	6,485	7,580	11,620	16,260	11,570
COD ถูกกำจัด (mg/L)	4,290	7,804	19,148	17,584	25,351
COD ถูกกำจัด (g)	0.85	1.6	3.8	3.5	5.1
ปริมาณก๊าซมีเทนสะสม (ml)	48.4	137.1	141.7	160.6	175.3
BMP (ml/g COD removed)	56.4	87.8	37	45.6	34.6



รูปที่ 24 เปรียบเทียบศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่มีตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสีย

3.2.1.15 สรุปผลการศึกษาระบบ (Biochemical Methane Potential: BMP)

จากผลการทดลองสามารถสรุปได้ว่า เมื่อทำการปิดระบบแบบไร้ออกซิเจนแล้วนั้น วัสดุหมักที่มีอัตราส่วนของกากตะกอนดีแคนเตอร์ 0, 1, 5, 8, 10 และ 15 g มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเท่ากับ 112, 335, 633, 761, 833 และ 957 ml ตามลำดับ จะพบว่าในชุดการทดลองที่ใช้กากตะกอนดีแคนเตอร์ 15 g ให้ประสิทธิภาพการผลิตก๊าซชีวภาพที่ดีที่สุด ระบบที่มีสารอินทรีย์ในปริมาณสูงสามารถเพิ่มอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพได้มากขึ้นเนื่องจากแบคทีเรียมีการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้ออกซิเจนในระบบเพิ่มมากขึ้น

จากผลการวิเคราะห์ปริมาณก๊าซมีเทนพบว่า ปริมาณก๊าซมีเทนที่อัตราส่วนของกากตะกอนดีแคนเตอร์ 0, 1, 5, 8, 10 และ 15 g มีปริมาณก๊าซมีเทนเท่ากับ 0, 25, 70, 87, 101 และ 104 ml ตามลำดับ จะพบว่าในชุดการทดลองที่ใช้กากตะกอนดีแคนเตอร์ 15 g ให้ประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซมีเทนสูงสุด

จากการวิเคราะห์หาค่าก๊าซมีเทนพบว่าอัตราส่วนกากตะกอนดีแคนเตอร์ 5 g มีค่าประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ทั้งหมดได้น้อยที่สุดคือ 45% และมีค่าศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนมากที่สุด คือ 87.8 ml/g COD removed

3.2 ชุดการทดลองแบบ CSTR เดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง และที่ระยะเวลาเก็บกัก 10, 20 และ 30 วัน

3.2.1 ลักษณะของวัสดุหมัก

จากการวิเคราะห์กากตะกอนดีแคนเตอร์ น้ำเสียและหัวเชื้อ พบว่า กากตะกอนดีแคนเตอร์ ค่า pH เท่ากับ 5.06 ซึ่งมีสภาพเป็นกรดเล็กน้อย และปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เท่ากับ 22,716 mg/g dry ซึ่งมีความสกปรกมาก ส่วนน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง ค่า pH เท่ากับ 6.80 ซึ่งมีสภาพเป็นกลาง และปริมาณอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เท่ากับ 4,575 mg/L (ตารางที่ 18) ดังนั้นการศึกษาศักยภาพในการผลิตมีเทนจากกากตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง พบว่า น้ำเสียมีความเหมาะสมในการหมักร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ซึ่งในการหมักร่วมแบบไร้ออกซิเจนมีการเติมหัวเชื้อ (มูลวัว) เพื่อช่วยให้มีประสิทธิภาพในการเกิดก๊าซมีเทนเร็วขึ้น

หัวเชื้อ (มูลวัว) 200 g นำมาผสมกับน้ำกลั่น 1 L โดยผ่านการกรอง ซึ่งได้ค่า pH เท่ากับ 7.54 ซึ่งมีสภาพเป็นกลางเช่นเดียวกับน้ำเสีย และปริมาณสารอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD) เท่ากับ 33,624 mg/L โดยลักษณะและคุณสมบัติของกากตะกอนดีแคนเตอร์ น้ำเสียและหัวเชื้อ แสดงดังตารางที่ 18

ตารางที่ 18 ลักษณะและคุณสมบัติของกากตะกอนดีแคนเตอร์ น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งและหัวเชื้อ

พารามิเตอร์	กากตะกอนดีแคนเตอร์	น้ำเสีย	หัวเชื้อ
1. พีเอช (pH)	5.06	6.80	7.54
2. กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA)	40 (mg/g dry as CH_3COOH)	4,575 (mg/L as CH_3COOH)	1,074 (mg/L as CH_3COOH)
3. ปริมาณความเป็นด่างทั้งหมด (Alkalinity)	25 (mg/g dry as $CaCO_3$)	1,525 (mg/L as $CaCO_3$)	1,925 (mg/L as $CaCO_3$)
4. ปริมาณอินทรีย์ทั้งหมด (TCOD)	22,716 (mg/g dry)	4,380 (mg/L)	33,624 (mg/L)
5. ปริมาณสารอินทรีย์ละลายน้ำ (SCOD)	16,705 (mg/g dry)	3,554 (mg/L)	1,828 (mg/L)
6. TS	252 (mg/g)	6,120 (mg/L)	36,665 (mg/L)
7. TVS	191 (mg/g)	3,340 (mg/L)	25,930 (mg/L)
8. TKN	26.4 (mg/g dry)	692 (mg/L)	1,047 (mg/L)
9. NH_3-N	0.2 (mg/g dry)	222 (mg/L)	28.9 (mg/L)

3.2.2 ผลการศึกษาเดินระบบแบบต่อเนื่องด้วยระบบ CSTR ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

ในชุดการทดลองนี้เป็นการศึกษาหาระยะเวลาเก็บกักที่เหมาะสมเมื่อเดินระบบ CSTR แบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยเลือกระยะเวลาเก็บกัก 10, 20 และ 30 วัน ถังปฏิกิริยาขนาด 6 ลิตร ปริมาตรที่ใช้เดินระบบ 5 ลิตร เมื่อเริ่มเดินระบบใช้สัดส่วนน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งกับกากตะกอนดีแคนเตอร์เท่ากับ 200 มิลลิลิตรต่อ 5 กรัม โดยเริ่มเดินระบบด้วยวัสดุหมักร่วมและหัวเชื้อจากมูลวัว อัตราส่วน ISR เท่ากับ 1 ซึ่งเดินระบบทั้งหมด 4 ถังปฏิกิริยา คือ

ถังปฏิกิริยา R1 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งอย่างเดียว ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

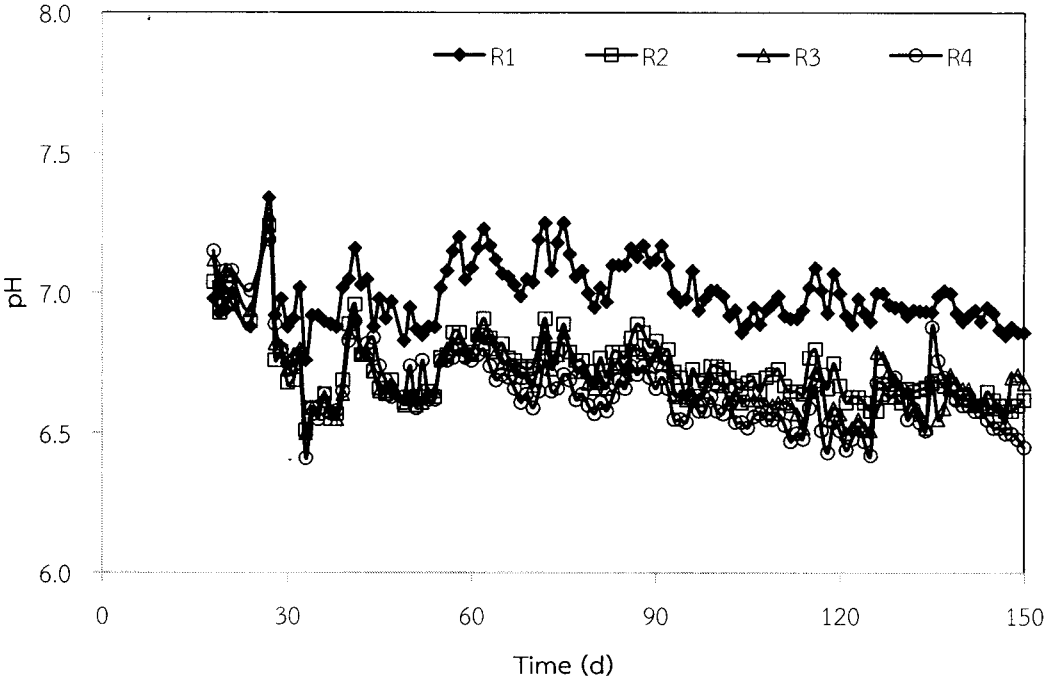
ถังปฏิกิริยา R2 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 10 วัน

ถังปฏิกิริยา R3 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน

ถังปฏิกิริยา R4 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

3.2.2.1 ค่าความเป็นกรด-ด่าง (pH)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบค่าความเป็นกรด-ด่างอยู่ในช่วงที่เหมาะสมคือ 6.98-7.15 ในทุกถังปฏิกิริยา ซึ่งเป็นช่วงที่เหมาะสม (Rajeshwari et al., 2000) ซึ่งจะส่งผลต่อการการทำงานของจุลินทรีย์ชนิดสร้างมีเทน ถ้าค่าความเป็นกรด-ด่างสูงกว่า 7.6 จะพบว่าประสิทธิภาพของระบบจะลดลงอย่างรวดเร็ว และส่งผลอันตรายต่อจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน (McCarty, 1964) จากผลการทดลองพบว่าเมื่อทำการเดินระบบค่าความเป็นกรด-ด่างอยู่ในช่วงที่เหมาะสม แต่มีค่าความเป็นกรด-ด่างลดลงจากเดิมแต่ก็ยังมีแนวโน้มอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน (รูปที่ 25) จากการเดินระบบพบว่าที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง ส่งผลให้ค่าความเป็นกรด-ด่างของทุกถังปฏิกิริยามีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกัน แม้ว่าระยะเวลาเก็บกักแตกต่างกัน ยกเว้นในถังปฏิกิริยา R1 ซึ่งหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งอย่างเดียว พบว่าค่าความเป็นกรด-ด่างมีการเปลี่ยนแปลงแตกต่างไปจากถังปฏิกิริยาที่มีการหมักร่วม R2, R3 และ R4 แต่อย่างไรก็ตามก็ยังอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเช่นกัน

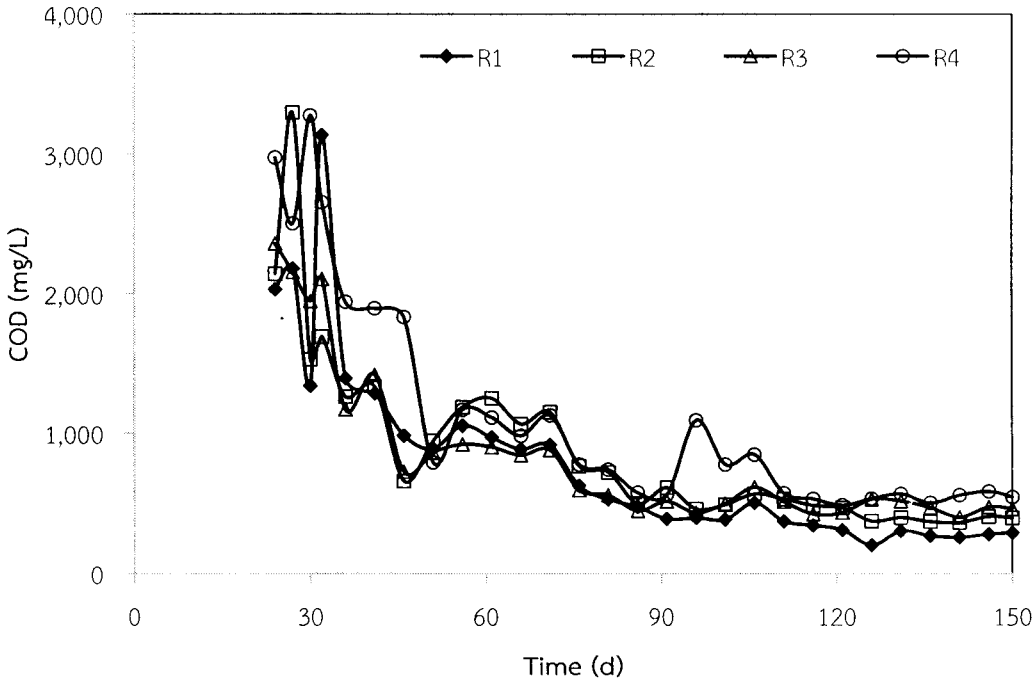


รูปที่ 25 ความเป็นกรด-ด่างของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

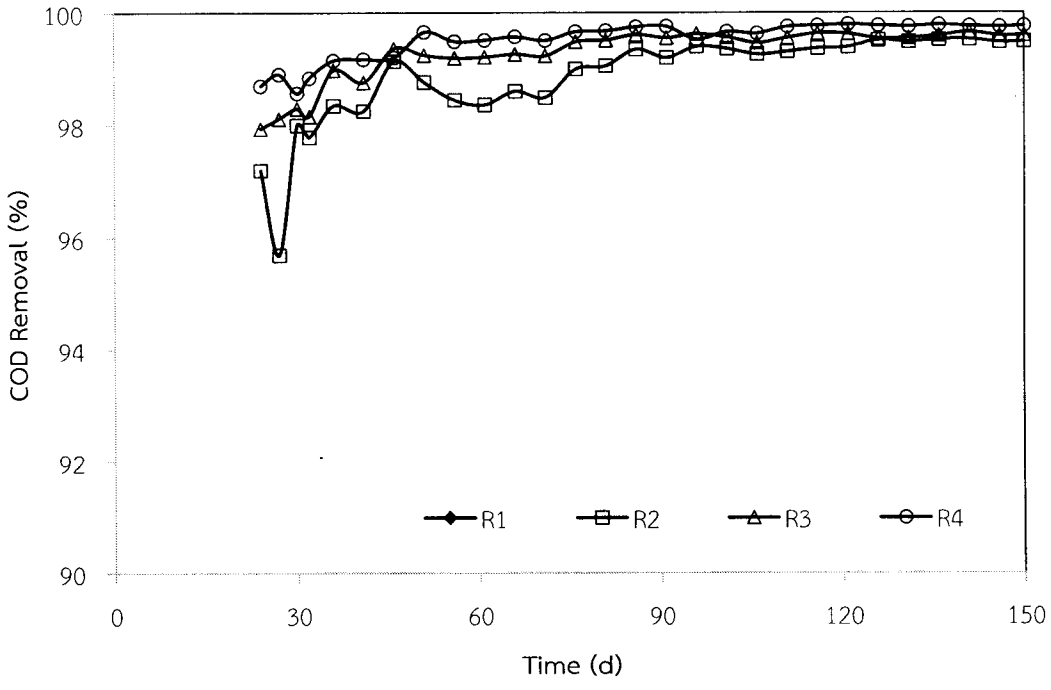
3.2.2.2 ค่าความสกปรกในรูปของ COD (Chemical Oxygen Demand)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า ค่าความสกปรกในรูปของ COD ลดลง และเมื่อเข้าสู่สภาวะสมดุล (Steady State) ค่าความสกปรกในรูป COD ของทุกถังปฏิกิริยามีค่าคงที่อยู่ในช่วง 290-545 mg/L (รูปที่ 26) แนวโน้มก็ถังปฏิกิริยาเป็นแบบเดียวกัน ซึ่งเกิดจากจุลชีพทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีอยู่ในวัสดุหมักและเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพ (Biogas) และอีกส่วนหนึ่งจุลชีพจะนำไปใช้เพื่อสร้างเซลล์ใหม่ (สมฤดี ฤทธิ์ยากุล, 2551) โดยทั่วไปจุลชีพจะใช้สารอินทรีย์ที่ย่อยสลายง่ายก่อน แล้วจึงจะทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากต่อไป ทำให้จุลชีพในระบบต้องใช้ระยะเวลาในการย่อยสลายนาน ดังนั้นจากผลการทดลองจะพบว่าค่าการบำบัดความสกปรกในรูป COD ของถังปฏิกิริยาที่มีระยะเวลาเก็บกักนานกว่าจะให้ประสิทธิภาพในการบำบัดที่ดีกว่า (รูปที่ 27) ซึ่งจะพบว่า ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ระบบหมักร่วมแบบไร้ออกซิเจนให้ประสิทธิภาพการบำบัดความสกปรกในรูปของ COD สูงสุด (ร้อยละ 99.8) รองลงมาคือระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน (ร้อยละ 99.6) และ 10 วัน (ร้อยละ 99.5) ตามลำดับ ทั้งนี้ที่ระยะเวลาเก็บกักน้อยอาจส่งผลให้ระบบเกิดสภาพของการรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์มากเกินไป ทำให้จุลชีพไม่สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ทัน เพราะต้องใช้ระยะเวลาในการย่อยสลายวัสดุหมักร่วมแบบไร้ออกซิเจน ดังนั้นจะ

เห็นว่าระยะเวลาเก็บกักมีผลต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ในรูปของ COD ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน



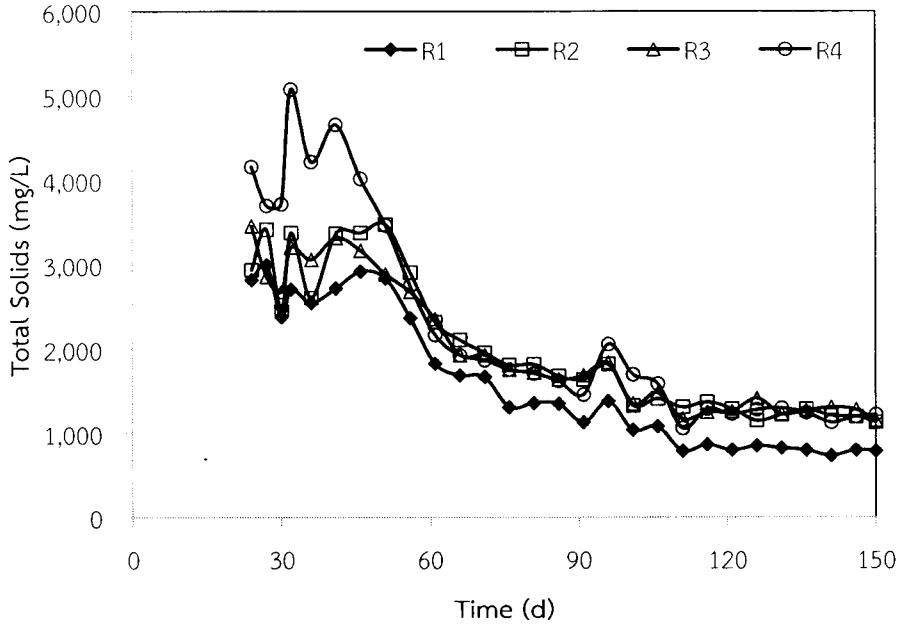
รูปที่ 26 ความสกปรกในรูปของ COD ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง



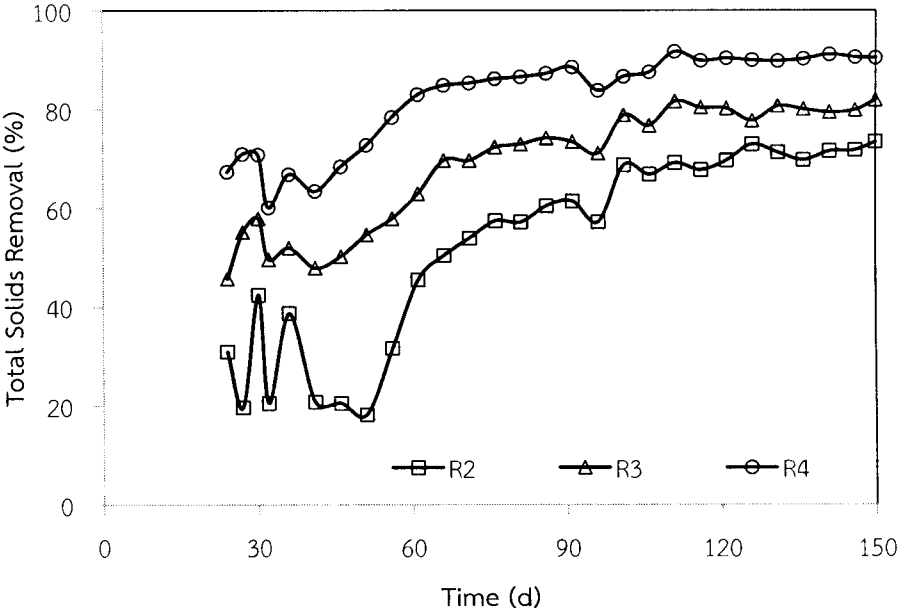
รูปที่ 27 ประสิทธิภาพการบำบัดความสกปรกในรูปของ COD ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

3.2.2.3 ของแข็งทั้งหมด (Total Solids – TS) และของแข็งระเหยได้ทั้งหมด (Total Volatile Solids – TVS)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า ของแข็งทั้งหมดและของแข็งระเหยได้ทั้งหมดมีแนวโน้มเป็นไปในทิศทางเดียวกัน โดยเมื่อเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนจนเข้าสู่สภาวะสมดุลแล้วปริมาณของแข็งทั้งหมดและของแข็งระเหยได้ทั้งหมดที่ออกจากระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าคงที่ โดยถังปฏิกิริยา R1 ซึ่งเป็นการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งอย่างเดียวพบว่า มีค่าของแข็งทั้งหมดคงที่และอยู่ในช่วงระหว่าง 735-865 mg/L ซึ่งจะมีค่าของแข็งทั้งหมดน้อยกว่าในถังปฏิกิริยา R2, R3 และ R4 ซึ่งมีค่าคงที่และอยู่ในช่วงระหว่าง 1,130-1,370; 1,150-1,415 และ 1,060-1,300 mg/L ตามลำดับ (รูปที่ 28) ประสิทธิภาพในการบำบัดของแข็งทั้งหมดพบว่า ในถังปฏิกิริยา R2, R3 และ R4 มีประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งมีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 69.2-73.4, 76.8-81.9 และ 87.5-91.1 ตามลำดับ ซึ่งพบว่า ถังปฏิกิริยา R4 เป็นการหมักวัสดุหมักร่วมระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ให้ประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งทั้งหมดที่ดีที่สุด (รูปที่ 29) ซึ่งเมื่อระยะเวลาเก็บกักที่นานพอจะส่งผลให้จุลชีพสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ทำให้ค่าของแข็งทั้งหมดลดลงด้วย

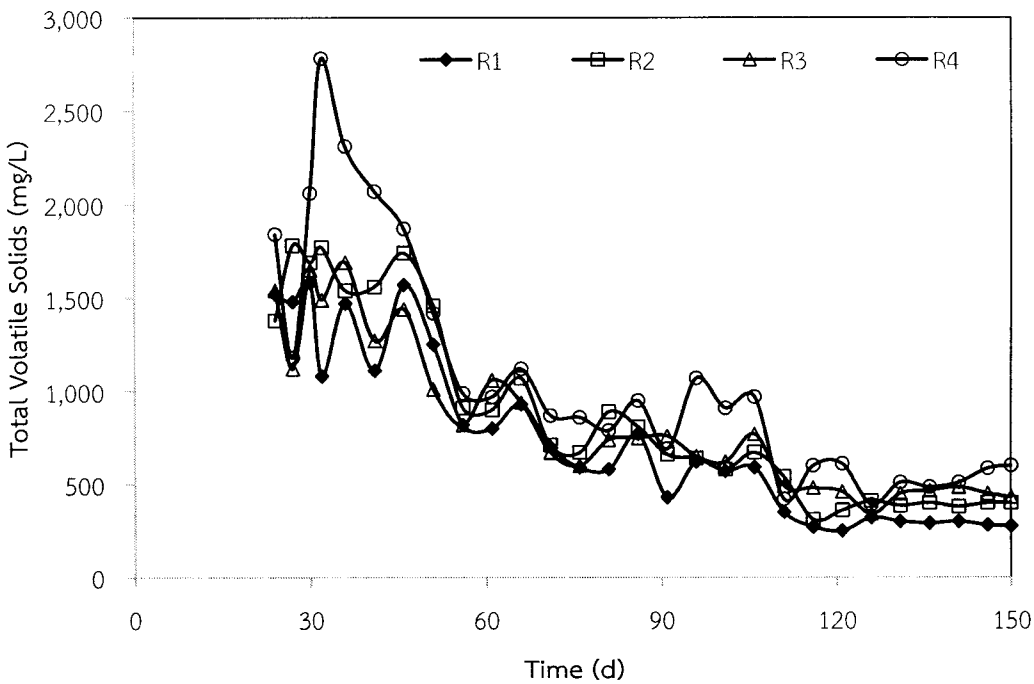


รูปที่ 28 ปริมาณของแข็งทั้งหมดของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

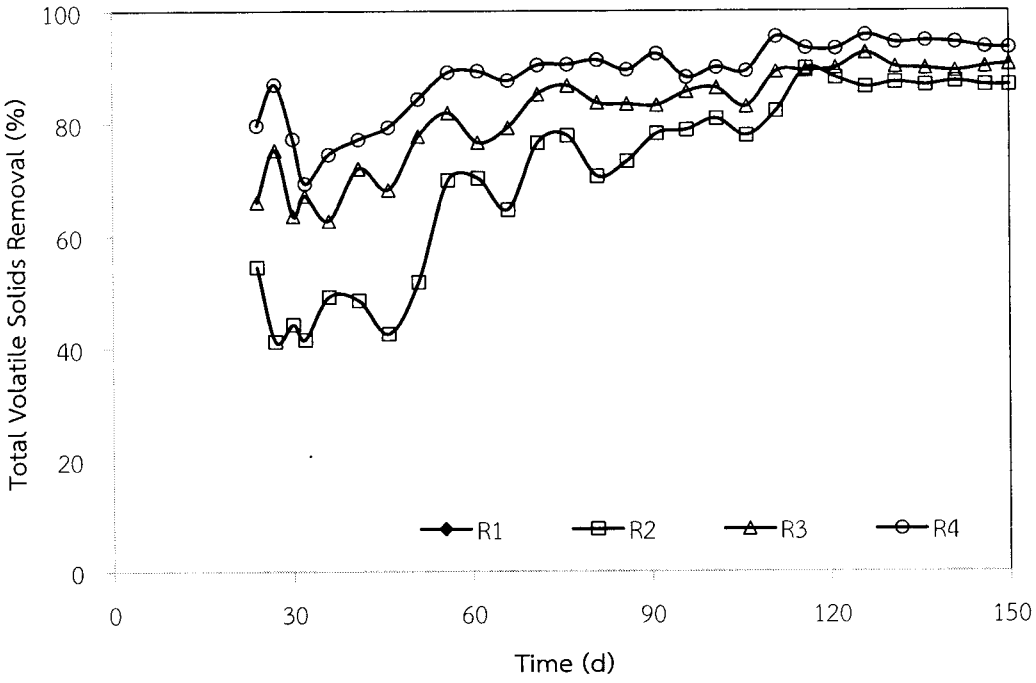


รูปที่ 29 ประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งทั้งหมดของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

ส่วนของแข็งระเหยได้ทั้งหมดมีแนวโน้มเป็นไปในทิศทางเดียวกัน โดยเมื่อเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนจนเข้าสู่สภาวะสมดุลแล้วปริมาณของแข็งระเหยได้ทั้งหมดที่ออกจากระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าคงที่ โดยถังปฏิกิริยา R1 ซึ่งเป็นการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งอย่างเดียวพบว่า มีค่าของแข็งระเหยได้ทั้งหมดคงที่และอยู่ในช่วงระหว่าง 250-320 mg/L ซึ่งจะมีค่าของแข็งทั้งหมดน้อยกว่าในถังปฏิกิริยา R2, R3 และ R4 ซึ่งมีค่าคงที่และอยู่ในช่วงระหว่าง 310-670, 340-490 และ 420-610 mg/L ตามลำดับ (รูปที่ 30) ประสิทธิภาพในการบำบัดของแข็งระเหยได้ทั้งหมดพบว่า ในถังปฏิกิริยา R2, R3 และ R4 มีประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งมีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 82.2-89.8, 83.0-90.1 และ 89.3-95.4 ตามลำดับ ซึ่งพบว่า ถังปฏิกิริยา R4 เป็นการหมักวัสดุหมักร่วมระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ให้ประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งระเหยได้ทั้งหมดที่ดีที่สุด (รูปที่ 31) ซึ่งเมื่อระยะเวลาเก็บกักที่นานพอจะส่งผลให้จุลชีพสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ทำให้ค่าของแข็งระเหยได้ทั้งหมดลดลงด้วย



รูปที่ 30 ปริมาณของแข็งระเหยได้ทั้งหมดของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

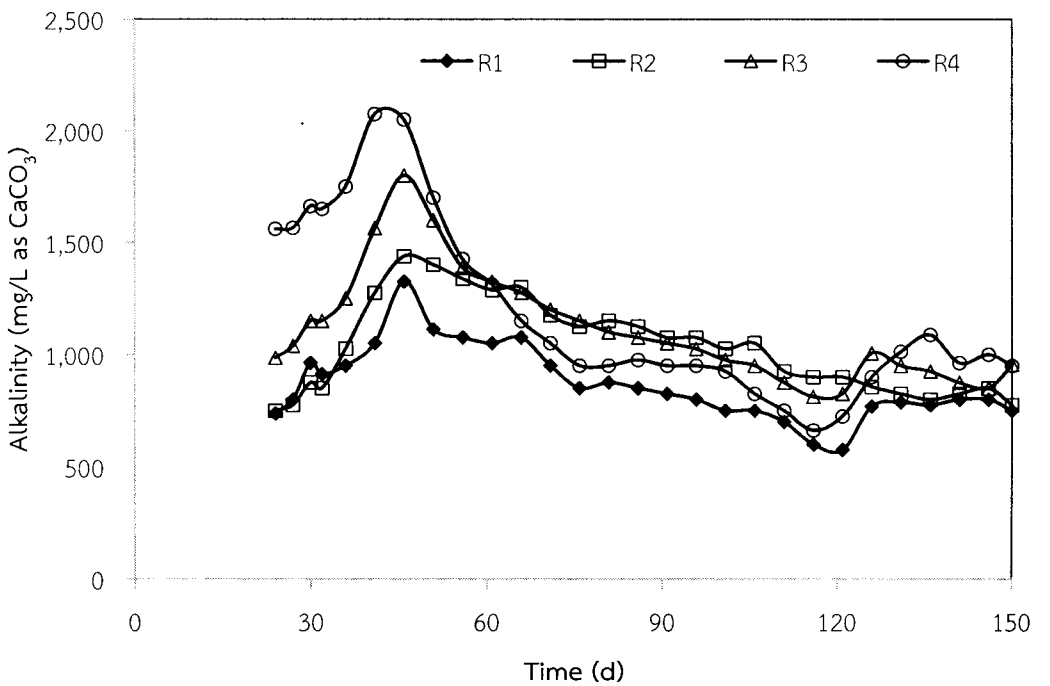


รูปที่ 31 ประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งระเหยได้ทั้งหมดของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

3.2.2.4 ค่าความเป็นด่าง (Alkalinity)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า ค่าความเป็นด่างในการเดินระบบแบบต่อเนื่องมีแนวโน้มเป็นไปในทิศทางเดียวกัน โดยค่าความเป็นด่างที่มีค่าสูงจะแสดงถึงระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจนนั้นมีกำลังบัฟเฟอร์สูง ทำให้สามารถรักษาค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจนให้มีความคงตัวได้นานเมื่อเกิดการเปลี่ยนแปลงของค่าความเป็นกรด-ด่าง แต่หากพบว่าค่าความเป็นด่างของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าต่ำ จะส่งผลให้ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีกำลังบัฟเฟอร์ต่ำโดยจะส่งผลต่อระบบคือระบบหมักแบบไร้ออกวิเจนจะไม่สามารถรักษาค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบหมักไร้ออกซิเจนให้มีความคงตัวได้ จะส่งผลสืบเนื่องให้ค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบลดลง และหากค่าความเป็นกรด-ด่างลดลงเรื่อยๆ จะส่งผลให้เกิดสภาวะการทำงานที่ไม่เหมาะสมต่อจุลชีพที่อยู่ในถังหมักแบบไร้ออกซิเจน จนอาจทำให้แบคทีเรียกลุ่มที่ทำการสร้างมีเทนไม่สามารถทำงานได้ เพราะสภาวะภายในระบบหมักไร้ออกซิเจนมีความเป็นกรดมากเกินไป และส่งผลให้การผลิตก๊าซมีเทนลดน้อยลงได้ โดยทั่วไปค่าความเป็นด่างที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลชีพในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนจะอยู่ในช่วงระหว่าง 1,000-5,000 mg/L as $CaCO_3$ (Osman and Delia, 2005) จากผลการทดลองพบว่า ค่าความเป็นด่างมีการแปรผันอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการทำงานของระบบ จะเห็นว่าในช่วงเข้าสู่สมดุลค่าความเป็นด่างอยู่ในช่วงที่จุลชีพยังทำงานได้อย่างเหมาะสม

ยกเว้นในถังปฏิกิริยา R1 ซึ่งเดินระบบด้วยน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งอย่างเดียว เมื่อเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเข้าสู่สภาวะสมดุล ค่าความเป็นด่างของ R1 อยู่ระหว่าง 575-875 mg/L as $CaCO_3$ ซึ่งพบว่าค่าความเป็นด่างต่ำกว่าเกณฑ์ที่เหมาะสมจึงส่งผลให้การผลิตก๊าซมีเทนของระบบได้ต่ำกว่าที่ควรจะเป็น (รูปที่ 32) ในขณะที่ถังปฏิกิริยา R2, R3 และ R4 สามารถรักษาสภาพความเป็นด่างได้อยู่ในเกณฑ์ที่เหมาะสมทำให้ไม่มีปัญหาในการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน และทำให้ไม่เกิดสภาวะความเป็นกรดในระบบมากจนเกินไป

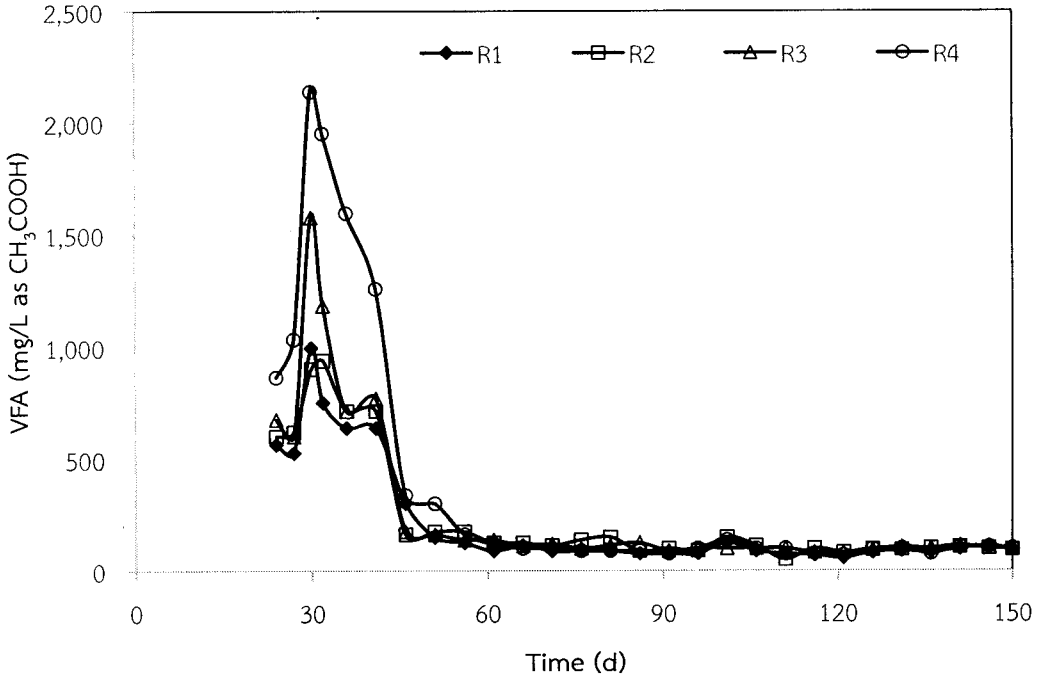


รูปที่ 32 ความเป็นด่างของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

3.2.2.5 กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid - VFA)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า กรดอินทรีย์ระเหยง่ายในช่วงแรกที่เริ่มเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนในทุกถังปฏิกิริยามีค่าสูง ดังนั้นเมื่อเริ่มเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องค่ากรดอินทรีย์ระเหยง่ายสูงกว่าค่าที่เหมาะสม ดังนั้นอาจส่งผลให้ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าความเป็นกรด-ด่างลดลงในช่วงแรกและจะส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลชีพที่สร้างมีเทนได้ ซึ่งสอดคล้องกับอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในช่วงแรกเมื่อนำไปทดสอบจะพบว่าในก๊าซชีวภาพจะมีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนต่ำ

แต่จุลชีพในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนยังสามารถดำรงชีพอยู่ไปได้ เนื่องจากอัตราส่วนของ VFA/Alkalinity ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน โดยอัตราส่วนของ VFA/Alkalinity ที่เหมาะสมต่อการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนควรอยู่ในช่วง 0.4-0.8 (ศุภกิจ ดีโสภา, 2544) เมื่อผ่านการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องได้ 45 วัน ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนจะสามารถปรับตัวให้ค่าของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการหมักแบบไร้ออกซิเจนคือ อยู่ระหว่าง 50-500 mg/L as CH_3COOH (Halbert, 1981) จากผลการเดินระบบครบ 150 วัน พบว่า กรดอินทรีย์ระเหยง่ายในถังปฏิกิริยา R1, R2, R3 และ R4 มีค่าอยู่ระหว่าง 56-125, 81-150, 81-125 และ 69-138 mg/L as CH_3COOH ตามลำดับ (รูปที่ 33)

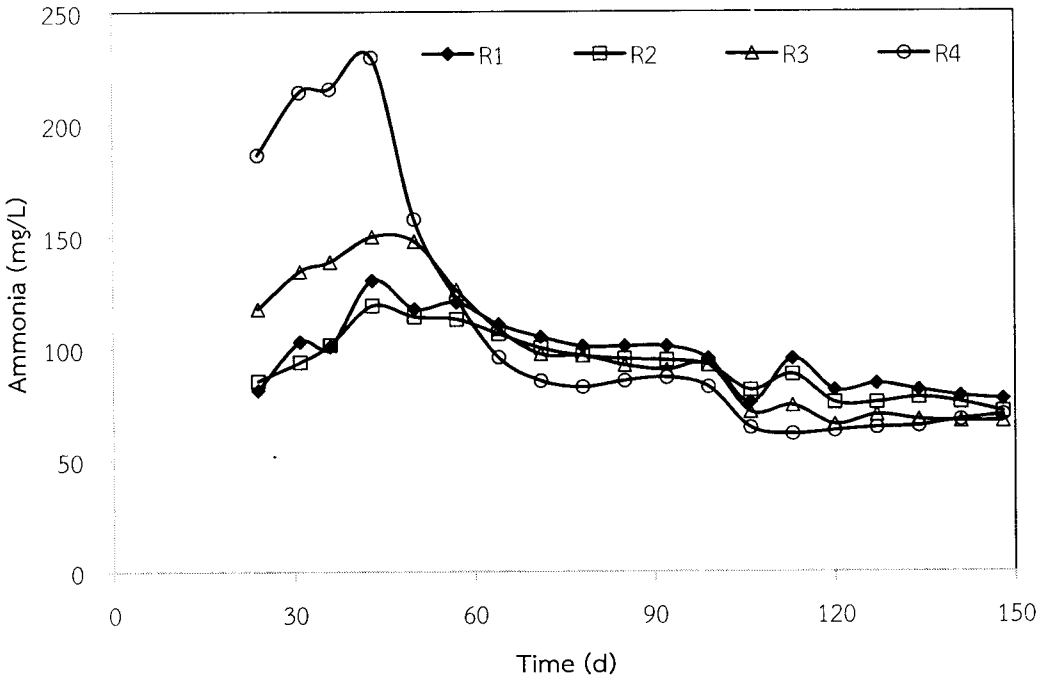


รูปที่ 33 ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยได้ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

3.2.2.6 แอมโมเนีย-ไนโตรเจน (Ammonia Nitrogen – NH_3-N)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า ปริมาณของแอมโมเนียในการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนค่าของแอมโมเนียจะเพิ่มขึ้นในทุกถังปฏิกิริยา เนื่องจากเมื่อเริ่มเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนสารอินทรีย์ไนโตรเจนจะถูกย่อยสลายและเปลี่ยนเป็นแอมโมเนีย-ไนโตรเจนในระบบทำให้ระบบหมักไร้ออกซิเจนมีค่า

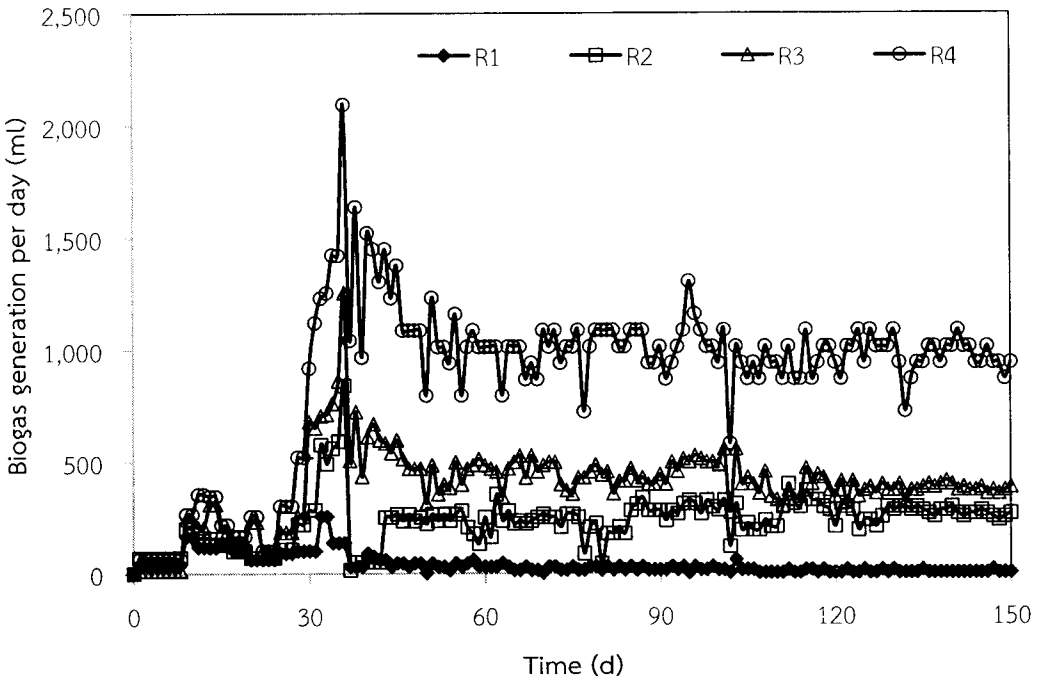
แอมโมเนีย-ไนโตรเจนเพิ่มขึ้นในช่วงแรก แต่จุลชีพในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีความต้องการไนโตรเจนในปริมาณน้อยในการสร้างเซลล์ใหม่และเพื่อการเจริญเติบโต ดังนั้นปริมาณไนโตรเจนที่มากเกินไปในระบบจะเปลี่ยนมาสะสมอยู่ในรูปของแอมโมเนีย-ไนโตรเจน จึงทำให้ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีปริมาณของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนเพิ่มขึ้นในช่วงแรก (สมฤดี ฤทธิ์ยากุล, 2551) จากผลการวิเคราะห์ช่วงเดินระบบพบว่า ในทุกถังปฏิกิริยาจะมีค่าแอมโมเนีย-ไนโตรเจนสูงกว่าค่าแอมโมเนีย-ไนโตรเจนที่เหมาะสมสำหรับการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนคือ 100 mg/L (Stering et al., 2001) ซึ่งหากปริมาณของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนสูงเกินกว่าเกณฑ์เหมาะสม ระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจนอาจส่งผลให้จุลชีพชนิดสร้างก๊าซมีเทนถูกยับยั้งการทำงาน แต่อย่างไรก็ตามปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนทุกถังปฏิกิริยายังไม่เกินจากเกณฑ์ที่ส่งผลให้เป็นพิษต่อจุลชีพในระบบ โดยหากความเข้มข้นของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนมีค่าเกิน 1,500 mg/L จะส่งผลให้เกิดความเป็นพิษต่อจุลชีพ (Osman and Delia, 2005) ซึ่งปริมาณของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนที่เหมาะสมจะส่งผลให้ระบบทำงานได้และไม่ส่งผลกระทบให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของค่าความเป็นกรด-ด่างได้จากการที่แอมโมเนียอิออนทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ทำให้เกิดเป็นแอมโมเนียมไบคาร์บอเนตควบคุมสมดุลของค่าความเป็นกรด-ด่าง และสร้างกำลังบัฟเฟอร์ให้กับระบบได้ (Shanmugam and Horan, 2009) ผลของการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องพบว่าเมื่อเดินระบบเกิน 70 วันแล้วระบบสามารถปรับตัวได้ดี และส่งผลให้ปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนในทุกถังปฏิกิริยามีค่าต่ำกว่า 100 mg/L โดยเฉพาะในช่วงเข้าสู่สภาวะสมดุลปริมาณของแอมโมเนียในถังปฏิกิริยา R1, R2, R3 และ R4 มีค่าอยู่ระหว่าง 75.6-95.2, 71.5-88.2, 65.8-71.4 และ 61.6-70.0 mg/L ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นได้ว่าทุกถังปฏิกิริยามีปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนอยู่ในเกณฑ์ที่เหมาะสม และไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ



รูปที่ 34 ปริมาณแอมโมเนียของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

3.2.2.7 อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Generation)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพในช่วงเริ่มต้นจะค่อยๆ เพิ่มสูงขึ้นในทุกถังปฏิกิริยา เนื่องจากจุลชีพจะอยู่ในช่วงที่มีการปรับตัวให้เข้ากับวัสดุหมักแบบไร้ออกซิเจน และทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ง่ายก่อน เพื่อใช้ในการเจริญเติบโตของจุลชีพและใช้สำหรับสร้างเซลล์ใหม่ หลังจากนั้นจุลชีพจะเริ่มย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ยากต่อไป โดยระบบหมักแบบไร้ออกวิเจนจะทำการย่อยสลายได้ดีและย่อยสลายสารอินทรีย์ได้หมดหรือเกือบหมดเมื่อระยะเวลาในการเก็บกักเพิ่มขึ้น ซึ่งจากผลการทดลอง จะพบว่า อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพในถังปฏิกิริยา R1, R2, R3 และ R4 มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพอยู่ระหว่าง 15.0-30.0, 250.8-280.3, 356.3-413.3 และ 870.0-1,087.5 mL/day ตามลำดับ (รูปที่ 35) จากถังปฏิกิริยาทั้งหมด พบว่าถังปฏิกิริยา R4 ที่มีระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพที่สูงที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับทุกถังปฏิกิริยา และถังปฏิกิริยา R1 ที่ทำการหมักเฉพาะน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งอย่างเดียวจะให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพที่ต่ำที่สุด

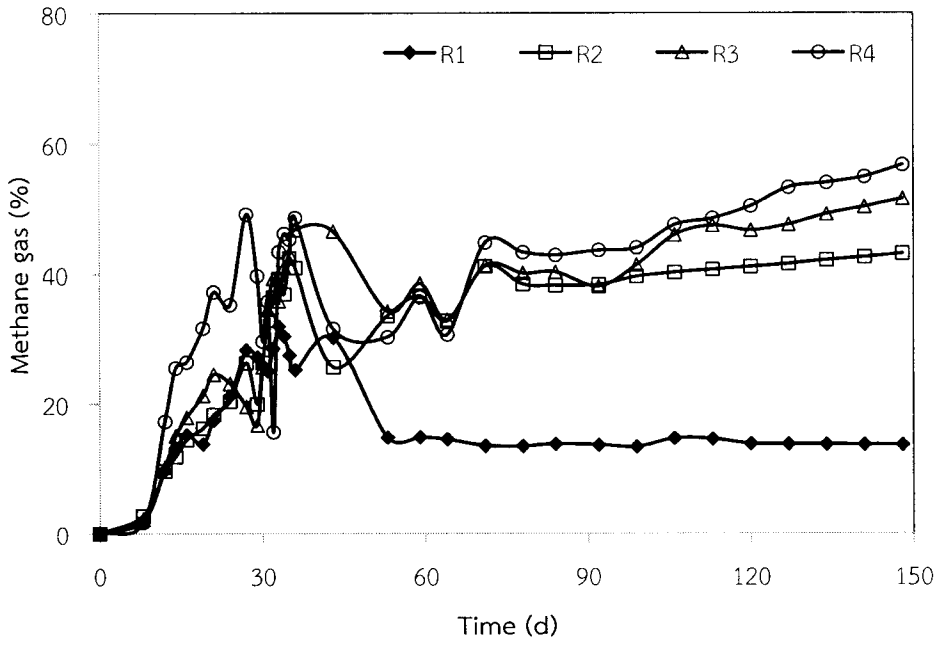


รูปที่ 35 อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

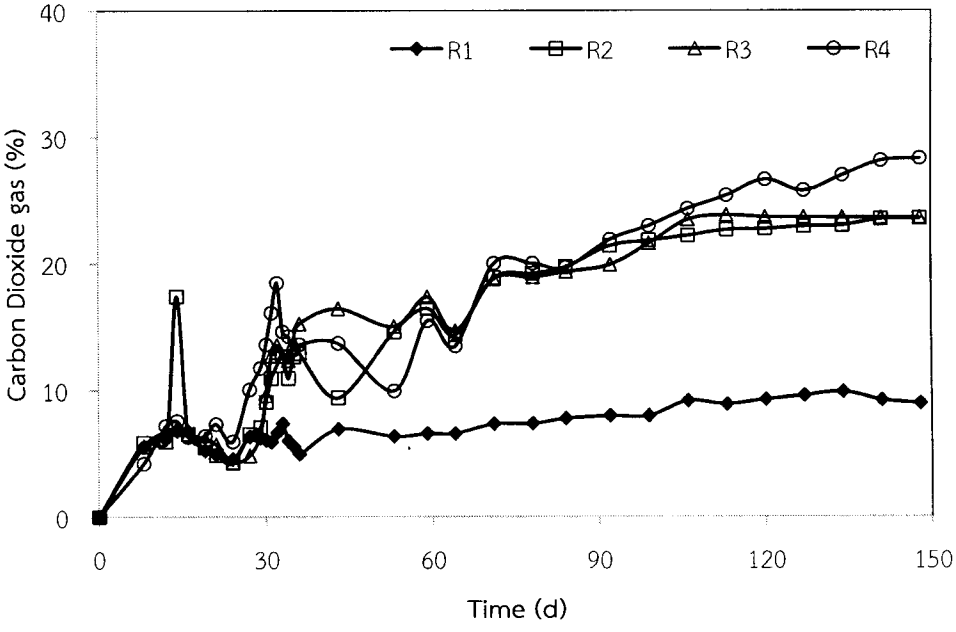
3.2.2.8 องค์ประกอบของก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพในช่วงเริ่มต้นจะค่อยๆ เพิ่มสูงขึ้นในทุกถังปฏิกิริยาจนเข้าสู่สภาวะสมดุล เมื่อทำการตรวจวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่าเมื่อเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องเป็นเวลาเกิน 80 วัน ก๊าซชีวภาพจะมีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ค่อนข้างคงที่ (รูปที่ 36 และรูปที่ 37) โดยองค์ประกอบของก๊าซมีเทนในถังปฏิกิริยา R1, R2, R3 และ R4 มีค่าอยู่ระหว่าง ร้อยละ 13.35-14.57, 38.34-43.12, 40.21-51.55 และ 47.52-56.76 ตามลำดับ (รูปที่ 36) จากผลการทดลองพบว่า องค์ประกอบของก๊าซมีเทนสูงสุดเกิดขึ้นในถังปฏิกิริยา R4 ที่มีระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

สำหรับองค์ประกอบของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะพบว่า ในถังปฏิกิริยา R1, R2, R3 และ R4 มีองค์ประกอบของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ระหว่างร้อยละ 8.89-9.87, 22.21-23.58, 23.47-23.84 และ 24.34-28.32 ตามลำดับ (รูปที่ 37)



รูปที่ 36 องค์ประกอบของก๊าซมีเทนของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง



รูปที่ 37 สัดส่วนของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 ชั่วโมง

3.3 ชุดการทดลองแบบ CSTR เดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง และที่ระยะเวลาเก็บกัก 10, 20 และ 30 วัน

3.3.1 ผลการศึกษาเดินระบบแบบต่อเนื่องด้วยระบบ CSTR ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

ในชุดการทดลองนี้เป็นการศึกษาหาระยะเวลาเก็บกักที่เหมาะสมเมื่อเดินระบบ CSTR แบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง โดยเลือกระยะเวลาเก็บกัก 10, 20 และ 30 วัน ถังปฏิกิริยาขนาด 6 ลิตร ปริมาตรที่ใช้เดินระบบ 5 ลิตร เมื่อเริ่มเดินระบบใช้สัดส่วนน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งกับกากตะกอนดีแคนเตอร์เท่ากับ 200 มิลลิลิตรต่อ 5 กรัม โดยเริ่มเดินระบบด้วยวัสดุหมักร่วมและหัวเชื้อจากมูลวัว อัตราส่วน ISR เท่ากับ 1 ซึ่งเดินระบบทั้งหมด 4 ถังปฏิกิริยา คือ

ถังปฏิกิริยา R5 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งอย่างเดียว ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

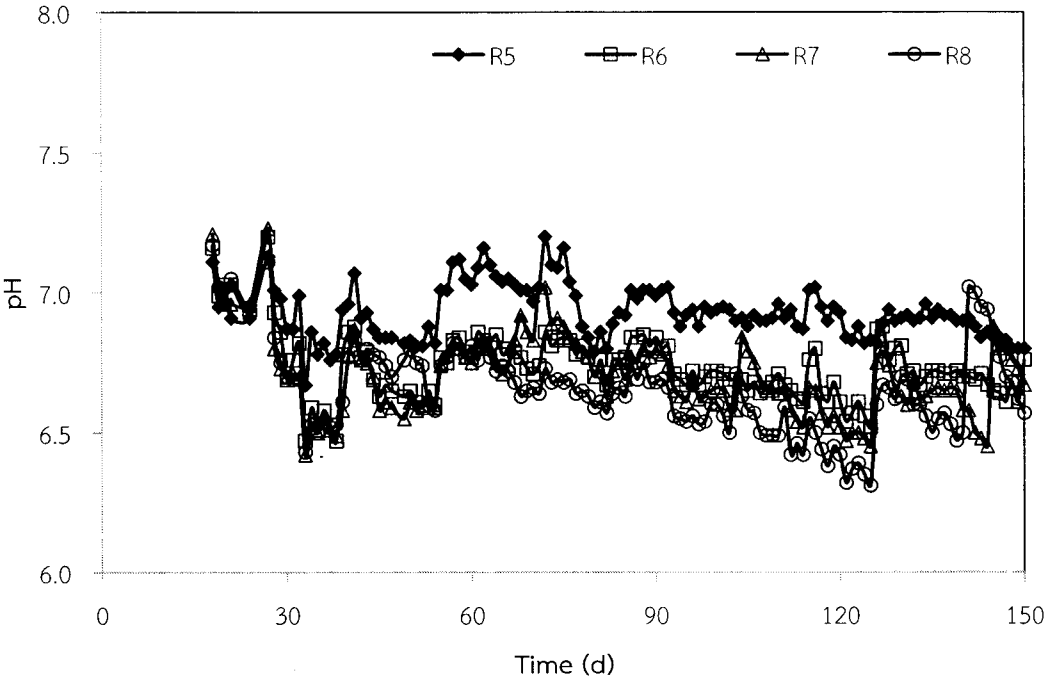
ถังปฏิกิริยา R6 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 10 วัน

ถังปฏิกิริยา R7 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน

ถังปฏิกิริยา R8 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

3.3.1.1 ค่าความเป็นกรด-ด่าง (pH)

จากการทดลองเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่อง ถังปฏิกิริยา R5, R6, R7 และ R8 โดยใช้ระยะเวลากวนผสม 12 ชั่วโมง และผันแปรระยะเวลาเก็บกัก 10, 20 และ 30 วัน เมื่อทำการเดินระบบค่าความเป็นกรด-ด่างอยู่ในช่วงที่เหมาะสมคือ 7.01-7.25 ในทุกถังปฏิกิริยา ซึ่งเป็นช่วงที่เหมาะสม (Rajeshwari et al., 2000) ซึ่งจะส่งผลต่อการการทำงานของจุลินทรีย์ชนิดสร้างมีเทน ถ้าค่าความเป็นกรด-ด่างสูงกว่า 7.6 จะพบว่าประสิทธิภาพของระบบจะลดลงอย่างรวดเร็ว และส่งผลอันตรายต่อจุลินทรีย์กลุ่มสร้างมีเทน (McCarty, 1964) จากผลการทดลองพบว่า เมื่อทำการเดินระบบค่าความเป็นกรด-ด่างอยู่ในช่วงที่เหมาะสม แต่มีค่าความเป็นกรด-ด่างลดลงจากเดิมแต่ก็ยังมีแนวโน้มอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน (รูปที่ 38) จากการเดินระบบพบว่าที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง ส่งผลให้ค่าความเป็นกรด-ด่างของทุกถังปฏิกิริยามีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกัน แม้ว่าระยะเวลาเก็บกักแตกต่างกัน ยกเว้นในถังปฏิกิริยา R1 ซึ่งหมักน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งอย่างเดียว พบว่าค่าความเป็นกรด-ด่างมีการเปลี่ยนแปลงแตกต่างไปจากถังปฏิกิริยาที่มีการหมักร่วม R2, R3 และ R4 แต่อย่างไรก็ตามก็ยังอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเช่นกัน

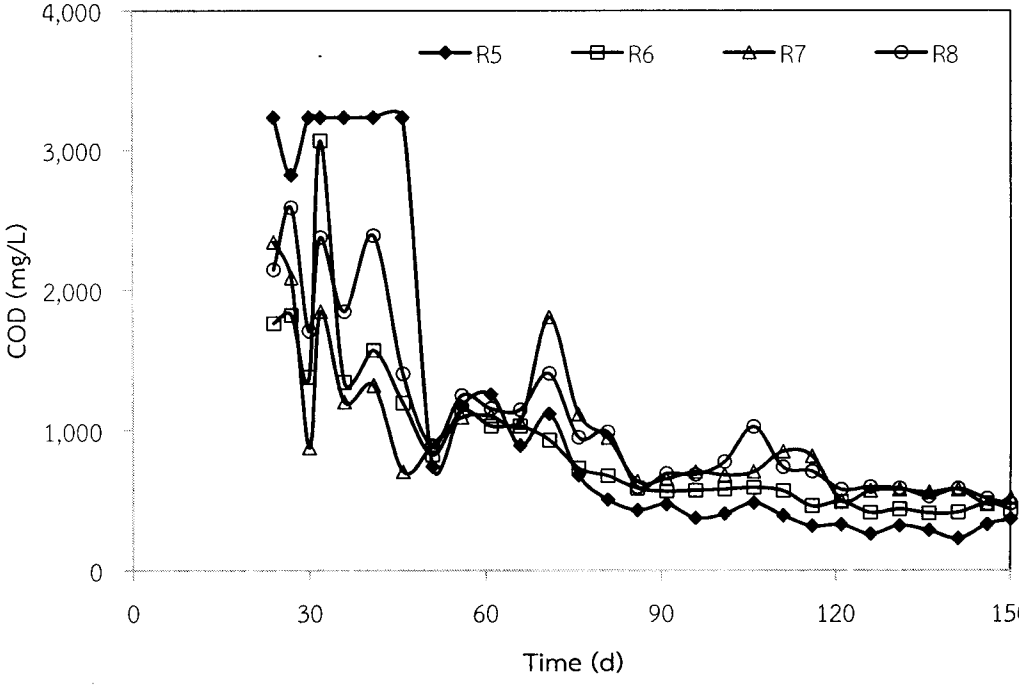


รูปที่ 38 ความเป็นกรด-ด่างของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

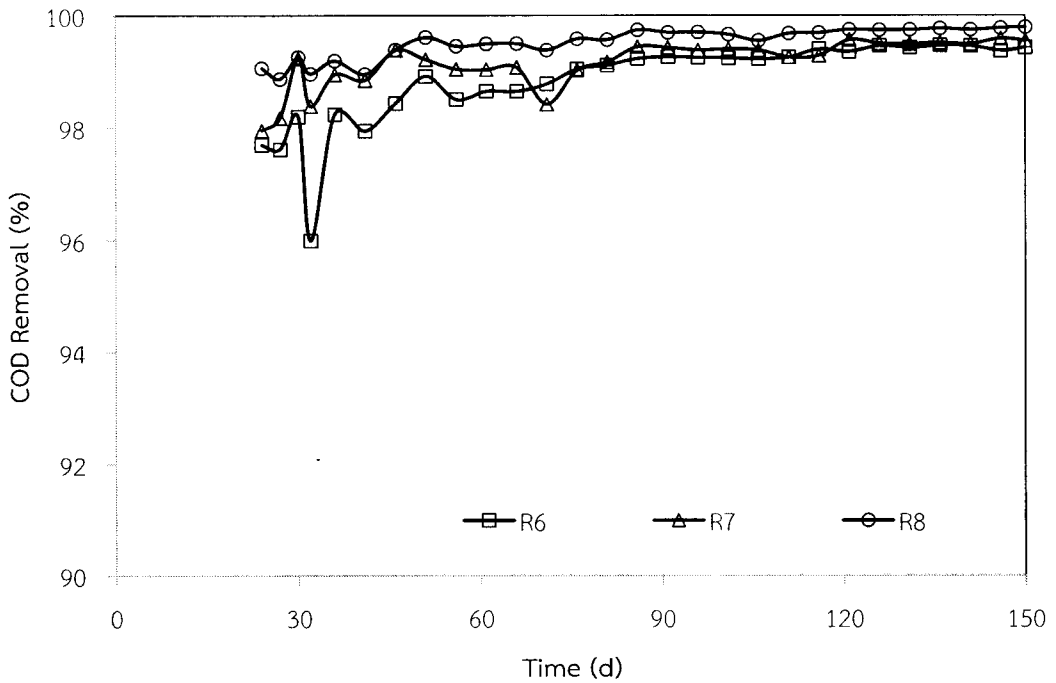
3.3.1.2 ค่าความสกปรกในรูปของ COD (Chemical Oxygen Demand)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า ค่าความสกปรกในรูปของ COD ลดลง และเมื่อเข้าสู่สภาวะสมดุล (Steady State) ค่าความสกปรกในรูป COD ของทุกถังปฏิกิริยามีค่าคงที่ โดยถังปฏิกิริยา R5, R6, R7 และ R8 มีค่าความสกปรกในรูป COD อยู่ในระหว่าง 260-481, 409-569, 471-850 และ 477-1,025 mg/L ตามลำดับ (รูปที่ 39) แนวโน้มก็ถังปฏิกิริยาเป็นแบบเดียวกัน ซึ่งเกิดจากจุลชีพทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีอยู่ในวัสดุหมัก และเปลี่ยนเป็นก๊าซชีวภาพ (Biogas) และอีกส่วนหนึ่งจุลชีพจะนำไปใช้เพื่อสร้างเซลล์ใหม่ (สมฤดี ฤทธิ์ยากุล, 2551) โดยทั่วไปจุลชีพจะใช้สารอินทรีย์ที่ย่อยสลายง่ายก่อนแล้วจึงจะทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยากต่อไป ทำให้จุลชีพในระบบต้องใช้ระยะเวลาในการย่อยสลายนาน ดังนั้นจากผลการทดลองจะพบว่าค่าการบำบัดความสกปรกในรูป COD ของถังปฏิกิริยาที่มีระยะเวลาเก็บกักนานกว่าจะให้ประสิทธิภาพในการบำบัดที่ดีกว่า (รูปที่ 40) ซึ่งจะพบว่า ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน (ถังปฏิกิริยา R8) ระบบหมักร่วมแบบไร้ออกซิเจนให้ประสิทธิภาพการบำบัดความสกปรกในรูปของ COD สูงสุด โดยมีประสิทธิภาพการบำบัดความสกปรกในรูปของ COD เท่ากับร้อยละ 99.6-99.8 รองลงมาคือระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน (ถังปฏิกิริยา R7) โดยมีประสิทธิภาพการบำบัดความสกปรกในรูป

ของ COD เท่ากับร้อยละ 99.3-99.6 และระยะเวลาเก็บกัก 10 วัน (ถังปฏิกิริยา R6) โดยมีประสิทธิภาพการบำบัดความสกปรกในรูปของ COD เท่ากับร้อยละ 99.1-99.5 ตามลำดับ ทั้งนี้ที่ระยะเวลาเก็บกักน้อยอาจส่งผลให้ระบบเกิดสภาพของการรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์มากเกินไป ทำให้จุลชีพไม่สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ทัน เพราะต้องใช้ระยะเวลาในการย่อยสลายวัสดุหมักร่วมแบบไร้ออกซิเจน ดังนั้นจะเห็นว่าระยะเวลาเก็บกักมีผลต่อประสิทธิภาพการบำบัดสารอินทรีย์ในรูปของ COD ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน



รูปที่ 39 ความสกปรกในรูปของ COD ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

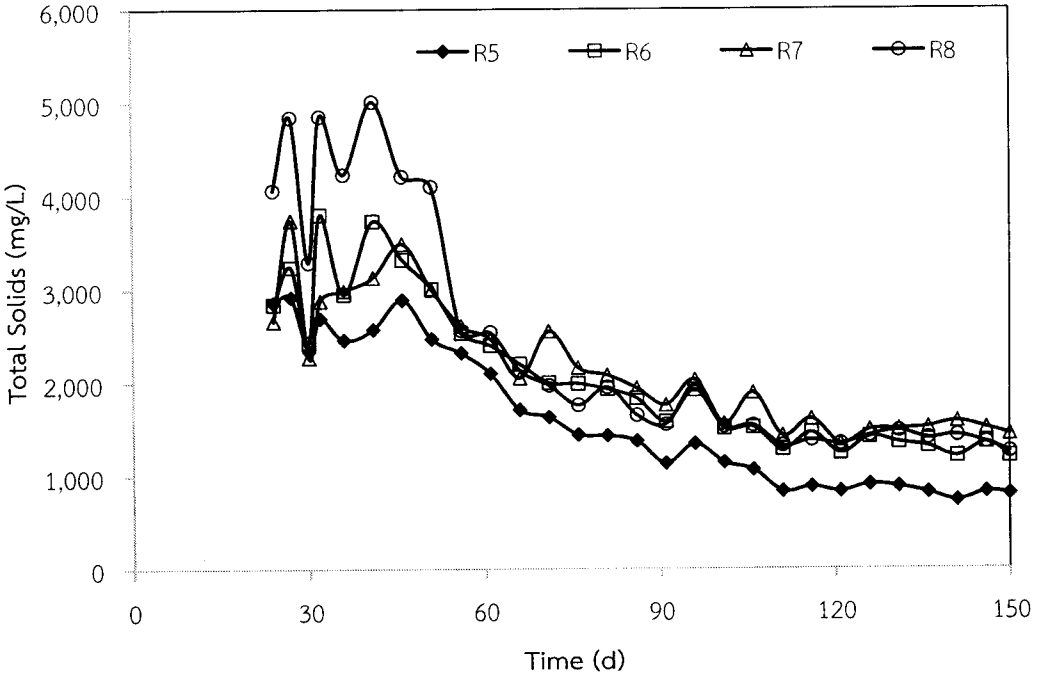


รูปที่ 40 ประสิทธิภาพการบำบัดความสกปรกในรูปของ COD ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

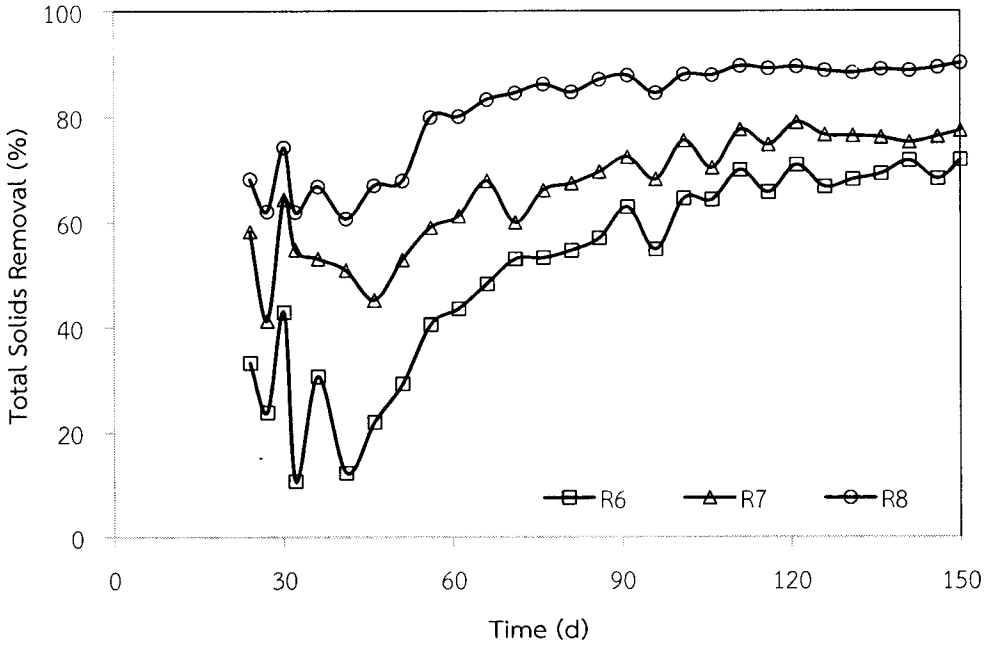
3.3.1.3 ของแข็งทั้งหมด (Total Solids – TS) และของแข็งระเหยได้ทั้งหมด (Total Volatile Solids – TVS)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า ของแข็งทั้งหมดและของแข็งระเหยได้ทั้งหมดมีแนวโน้มเป็นไปในทิศทางเดียวกัน โดยเมื่อเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนจนเข้าสู่สภาวะสมดุลแล้วปริมาณของแข็งทั้งหมดและของแข็งระเหยได้ทั้งหมดที่ออกจากระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าคงที่ โดยถังปฏิกิริยา R5 ซึ่งเป็นการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งอย่างเดียวพบว่า มีค่าของแข็งทั้งหมดคงที่และอยู่ในช่วงระหว่าง 730-1,340 mg/L ซึ่งจะมีค่าของแข็งทั้งหมดน้อยกว่าในถังปฏิกิริยา R6, R7 และ R8 ซึ่งมีค่าคงที่และอยู่ในช่วงระหว่าง 1,200-1,460, 1,340-1,610 และ 1,250-1,540 mg/L ตามลำดับ (รูปที่ 41) ประสิทธิภาพในการบำบัดของแข็งทั้งหมดพบว่า ในถังปฏิกิริยา R6, R7 และ R8 มีประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งมีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 65.7-71.8, 70.3-79.0 และ 87.9-90.2 ตามลำดับ ซึ่งพบว่า ถังปฏิกิริยา R4 เป็นการหมักวัสดุหมักร่วมระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ให้ประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งทั้งหมดที่ดีที่สุด (รูปที่ 42) ซึ่งเมื่อระยะเวลาเก็บกักที่นานพอจะส่งผลให้จุลชีพสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ทำให้ค่าของแข็งทั้งหมดลดลงด้วย

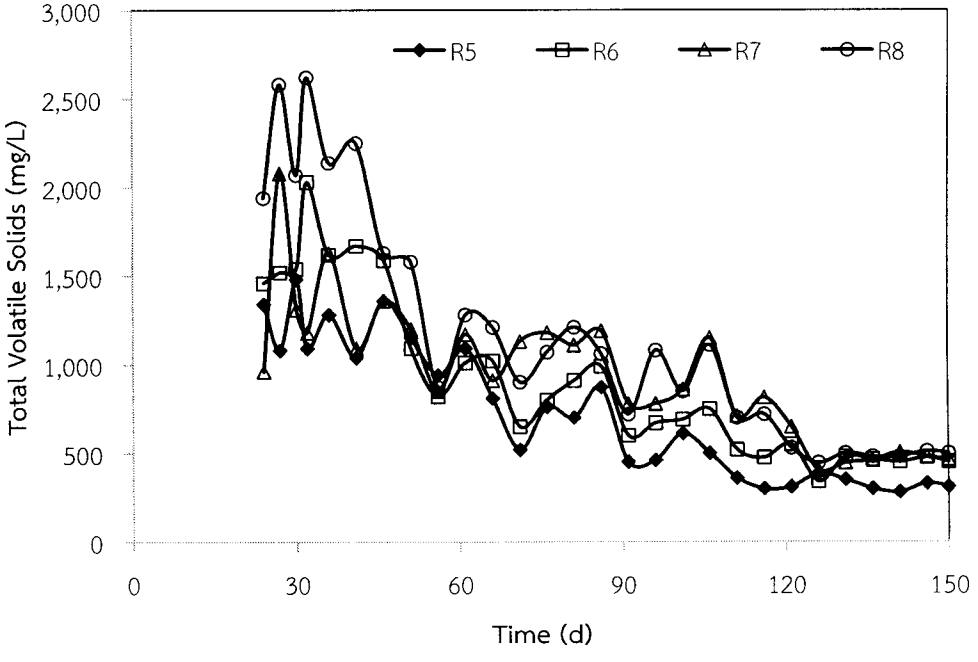
ส่วนของแข็งระเหยได้ทั้งหมดมีแนวโน้มเป็นไปในทิศทางเดียวกัน โดยเมื่อเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาเก็บกักต่างกัน จนเข้าสู่สภาวะสมดุลแล้วปริมาณของแข็งระเหยได้ทั้งหมดที่ออกจากระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องมีค่าคงที่ โดยถังปฏิกิริยา R5 ซึ่งเป็นการหมักโดยใช้น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งอย่างเดียวพบว่า มีค่าของแข็งระเหยได้ทั้งหมดคงที่และอยู่ในช่วงระหว่าง 280-385 mg/L ซึ่งจะมีค่าของแข็งทั้งหมดน้อยกว่าในถังปฏิกิริยา R6, R7 และ R8 ซึ่งมีค่าคงที่และอยู่ในช่วงระหว่าง 340-550, 405-810 และ 445-720 mg/L ตามลำดับ (รูปที่ 43) ประสิทธิภาพในการบำบัดของแข็งระเหยได้ทั้งหมดพบว่า ในถังปฏิกิริยา R6, R7 และ R8 มีประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งมีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 77.2-88.8, 82.0-91.1 และ 87.8-95.1 ตามลำดับ ซึ่งพบว่า ถังปฏิกิริยา R8 เป็นการหมักวัสดุหมักร่วมระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ให้ประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งระเหยได้ทั้งหมดที่ดีที่สุด (รูปที่ 44) ซึ่งเมื่อระยะเวลาเก็บกักที่นานพอจะส่งผลให้จุลชีพสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ทำให้ค่าของแข็งระเหยได้ทั้งหมดลดลงด้วย



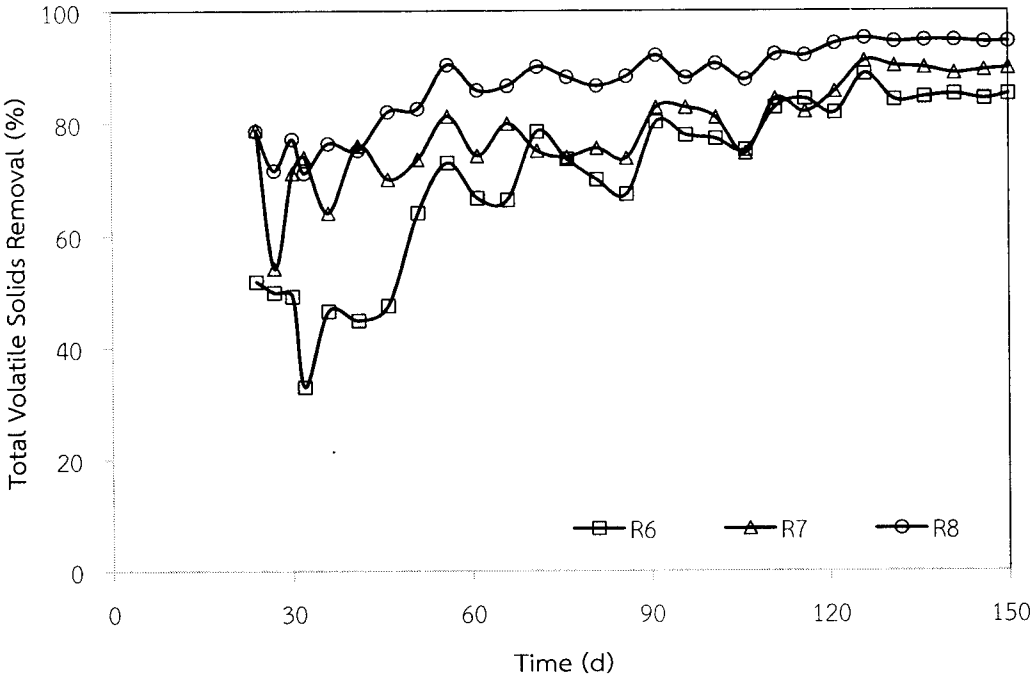
รูปที่ 41 ปริมาณของแข็งทั้งหมดของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง



รูปที่ 42 ประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งทั้งหมดของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง



รูปที่ 43 ปริมาณของแข็งระเหยได้ทั้งหมดของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

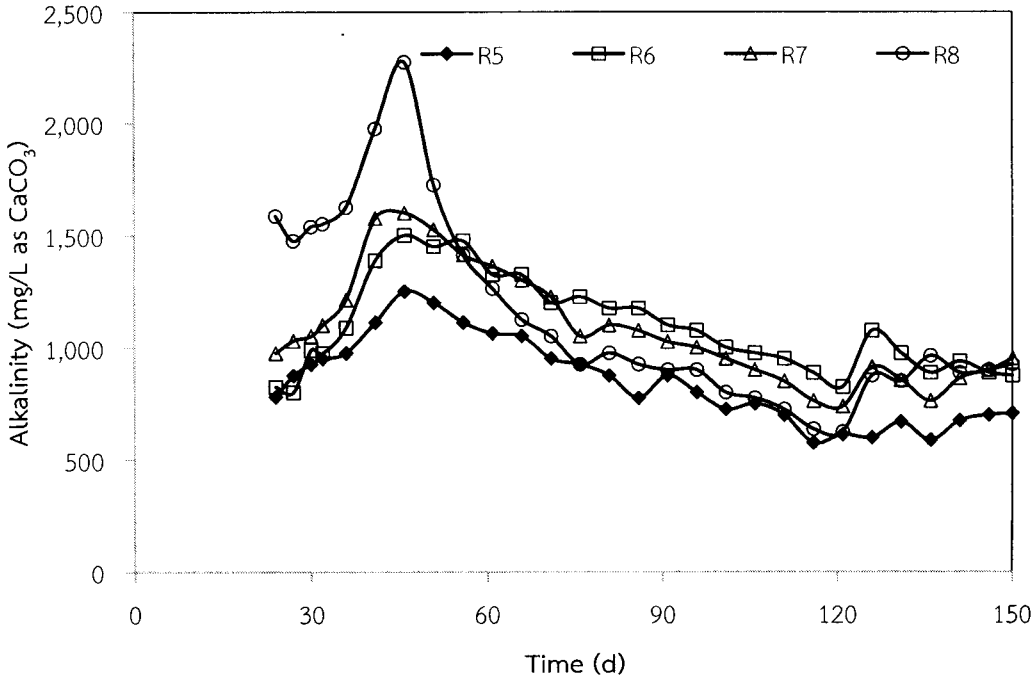


รูปที่ 44 ประสิทธิภาพการบำบัดของแข็งระเหยได้ทั้งหมดของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

3.3.1.4 ค่าความเป็นด่าง (Alkalinity)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า ค่าความเป็นด่างในการเดินระบบแบบต่อเนื่องมีแนวโน้มเป็นไปในทิศทางเดียวกัน โดยค่าความเป็นด่างที่มีค่าสูงจะแสดงถึงระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจนนั้นมีกำลังบัฟเฟอร์สูง ทำให้สามารถรักษาค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจนให้มีความคงตัวได้นานเมื่อเกิดการเปลี่ยนแปลงของค่าความเป็นกรด-ด่าง แต่หากพบว่าค่าความเป็นด่างของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าต่ำ จะส่งผลให้ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีกำลังบัฟเฟอร์ต่ำโดยจะส่งผลต่อระบบคือระบบหมักแบบไร้ออกวิเจนจะไม่สามารถรักษาค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบหมักไร้ออกซิเจนให้มีความคงตัวได้ จะส่งผลสืบเนื่องให้ค่าความเป็นกรด-ด่างของระบบลดลง และหากค่าความเป็นกรด-ด่างลดลงเรื่อยๆ จะส่งผลให้เกิดสภาวะการทำงานที่ไม่เหมาะสมต่อจุลชีพที่อยู่ในถังหมักแบบไร้ออกซิเจน จนอาจทำให้แบคทีเรียกลุ่มที่ทำการสร้างมีเทนไม่สามารถทำงานได้ เพราะสภาวะภายในระบบหมักไร้ออกซิเจนมีความเป็นกรดมากเกินไป และส่งผลให้การผลิตก๊าซมีเทนลดน้อยลงได้ โดยทั่วไปค่าความเป็นด่างที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลชีพในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนจะอยู่ในช่วงระหว่าง 1,000-5,000 mg/L as $CaCO_3$ (Osman and Delia, 2005) จากผลการทดลองพบว่า ค่าความเป็นด่างมีการแปร

ผันอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการทำงานของระบบ จะเห็นว่าในช่วงเข้าสู่สมดุลค่าความเป็นด่างอยู่ในช่วงที่จุลชีพยังทำงานได้อย่างเหมาะสม ยกเว้นในถังปฏิกิริยา R5 ซึ่งเดินระบบด้วยน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งอย่างเดียว เมื่อเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเข้าสู่สภาวะสมดุล ค่าความเป็นด่างของ R5 อยู่ระหว่าง 575-750 mg/L as $CaCO_3$ ซึ่งพบว่าค่าความเป็นด่างต่ำกว่าเกณฑ์ที่เหมาะสมจึงส่งผลให้การผลิตก๊าซมีเทนของระบบได้ต่ำกว่าที่ควรจะเป็น (รูปที่ 45) ในขณะที่ถังปฏิกิริยา R6, R7 และ R8 สามารถรักษาสภาพความเป็นด่างได้อยู่ในเกณฑ์ที่เหมาะสมทำให้ไม่มีปัญหาในการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน และทำให้ไม่เกิดสภาวะความเป็นกรดในระบบมากจนเกินไป

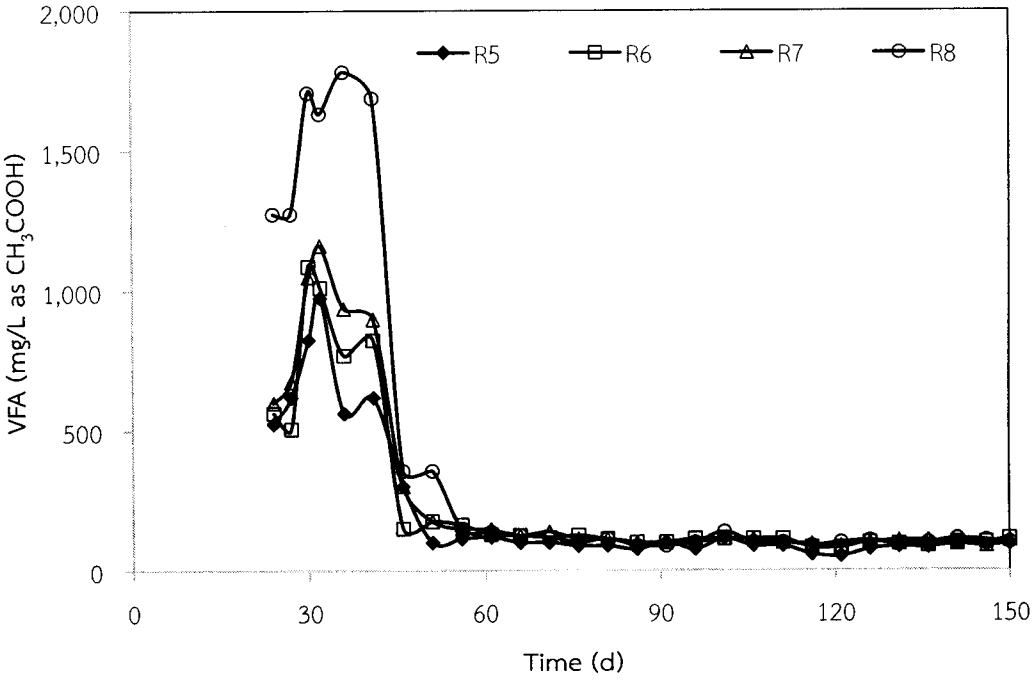


รูปที่ 45 ความเป็นด่างของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

3.3.1.5 กรดอินทรีย์ระเหยง่าย (Volatile Fatty Acid - VFA)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า กรดอินทรีย์ระเหยง่ายในช่วงแรกที่เริ่มเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนในทุกถังปฏิกิริยามีค่าสูง ดังนั้นเมื่อเริ่มเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องค่ากรดอินทรีย์ระเหยง่ายสูงกว่าค่าที่เหมาะสม ดังนั้นอาจส่งผลให้ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าความเป็นกรด-

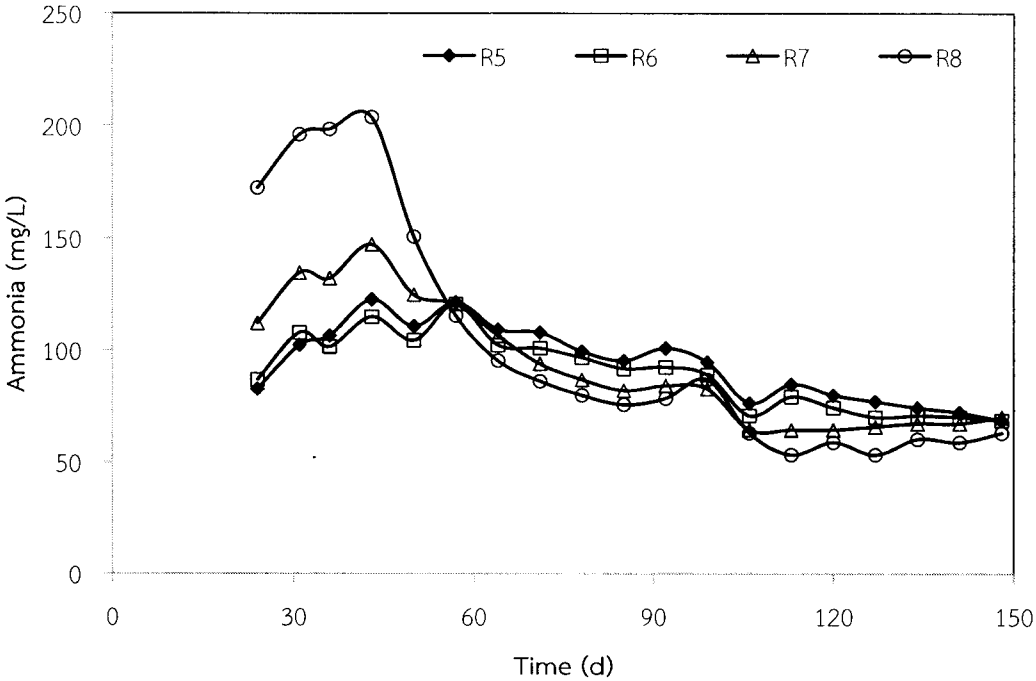
ด่างลดลงในช่วงแรก และจะส่งผลกระทบต่อการทำงานของจุลชีพที่สร้างมีเทนได้ ซึ่งสอดคล้องกับอัตราการเกิดก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในช่วงแรกเมื่อนำไปทดสอบจะพบว่าในก๊าซชีวภาพจะมีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนต่ำ แต่จุลชีพในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนยังสามารถดำรงชีพอยู่ไปได้ เนื่องจากอัตราส่วนของ VFA/Alkalinity ในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน โดยอัตราส่วนของ VFA/Alkalinity ที่เหมาะสมต่อการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนควรอยู่ในช่วง 0.4-0.8 (ศุภกิจ ดีโสภา, 2544) เมื่อผ่านการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องได้ 60 วัน ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนจะสามารถปรับตัวให้ค่าของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายอยู่ในช่วงที่เหมาะสมต่อการหมักแบบไร้ออกซิเจนคือ อยู่ระหว่าง 50-500 mg/L as CH_3COOH (Halbert, 1981) จากผลการเดินระบบครบ 150 วัน พบว่า กรดอินทรีย์ระเหยง่ายในถังปฏิกิริยา R5, R6, R7 และ R8 มีค่าอยู่ระหว่าง 50-94, 81-113, 87-113 และ 87-138 mg/L as CH_3COOH ตามลำดับ (รูปที่ 46) ส่งผลให้การเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีความเหมาะสม



รูปที่ 46 ปริมาณกรดอินทรีย์ระเหยได้ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

3.3.1.6 แอมโมเนีย-ไนโตรเจน (Ammonia Nitrogen – NH_3-N)

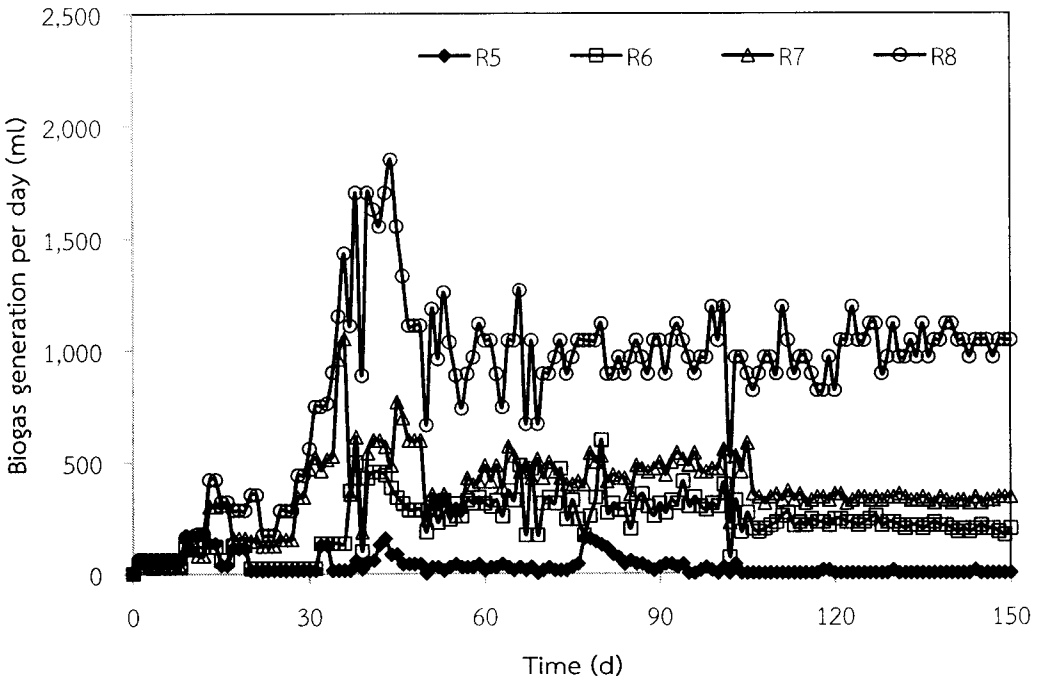
จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่ต่างกัน พบว่า ปริมาณของแอมโมเนียในการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนค่าของแอมโมเนียจะเพิ่มขึ้นในทุกถังปฏิกิริยา เนื่องจากเมื่อเริ่มเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจน สารอินทรีย์ไนโตรเจนจะถูกย่อยสลายและเปลี่ยนเป็นแอมโมเนีย-ไนโตรเจนในระบบทำให้ระบบหมักไร้ออกซิเจนมีค่าแอมโมเนีย-ไนโตรเจนเพิ่มขึ้นในช่วงแรก แต่จุลชีพในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีความต้องการไนโตรเจนในปริมาณน้อยในการสร้างเซลล์ใหม่และเพื่อการเจริญเติบโต ดังนั้นปริมาณไนโตรเจนที่มากเกินไปในระบบจะเปลี่ยนมาสะสมอยู่ในรูปของแอมโมเนีย-ไนโตรเจน จึงทำให้ระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีปริมาณของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนเพิ่มขึ้นในช่วงแรก (สมฤดี ฤทธิ์ยากุล, 2551) จากผลการวิเคราะห์ช่วงเดินระบบพบว่า ในทุกถังปฏิกิริยาจะมีค่าแอมโมเนีย-ไนโตรเจนสูงกว่าค่าแอมโมเนีย-ไนโตรเจนที่เหมาะสมสำหรับการเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนคือ 100 mg/L (Stering et al., 2001) ซึ่งหากปริมาณของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนสูงเกินกว่าเกณฑ์เหมาะสม ระบบการหมักแบบไร้ออกซิเจนอาจส่งผลให้จุลชีพชนิดสร้างก๊าซมีเทนถูกยับยั้งการทำงาน แต่อย่างไรก็ตามปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนในระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนทุกถังปฏิกิริยายังไม่เกินจากเกณฑ์ที่ส่งผลให้เป็นพิษต่อจุลชีพในระบบ โดยหากความเข้มข้นของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนมีค่าเกิน 1,500 mg/L จะส่งผลให้เกิดความเป็นพิษต่อจุลชีพ (Osman and Delia, 2005) ซึ่งปริมาณของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนที่เหมาะสมจะส่งผลให้ระบบทำงานได้และไม่ส่งผลกระทบให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของค่าความเป็นกรด-ด่างได้จากการที่แอมโมเนียอิออนทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ทำให้เกิดเป็นแอมโมเนียมไบคาร์บอเนตควบคุมสมดุลของค่าความเป็นกรด-ด่าง และสร้างกำลังบัฟเฟอร์ให้กับระบบได้ (Shanmugam and Horan, 2009) ผลของการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องพบว่าเมื่อเดินระบบเกิน 100 วันแล้วระบบสามารถปรับตัวได้ดี และส่งผลให้ปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนในทุกถังปฏิกิริยามีค่าต่ำกว่า 100 mg/L โดยเฉพาะในช่วงเข้าสู่สภาวะสมดุลปริมาณของแอมโมเนีย-ไนโตรเจนในถังปฏิกิริยา R5, R6, R7 และ R8 มีค่าอยู่ระหว่าง 68.6-84.7, 68.6-79.1, 64.4-70.0 และ 53.2-63.0 mg/L ตามลำดับ (รูปที่ 47) ซึ่งจะเห็นได้ว่าทุกถังปฏิกิริยามีปริมาณแอมโมเนีย-ไนโตรเจนอยู่ในเกณฑ์ที่เหมาะสม และไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ



รูปที่ 47 ปริมาณแอมโมเนียของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

3.3.1.7 อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ (Biogas Generation)

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่แตกต่างกัน อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพในช่วงเริ่มต้นจะค่อยๆ เพิ่มสูงขึ้นในทุกถังปฏิกิริยา เนื่องจากจุลชีพจะอยู่ในช่วงที่มีการปรับตัวให้เข้ากับวัสดุหมักแบบไร้ออกซิเจน และทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ง่ายก่อน เพื่อใช้ในการเจริญเติบโตของจุลชีพและใช้สำหรับสร้างเซลล์ใหม่ หลังจากนั้นจุลชีพจะเริ่มย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ยากต่อไป โดยระบบหมักแบบไร้ออกวิเจนจะทำการย่อยสลายได้ดีและย่อยสลายสารอินทรีย์ได้หมดหรือเกือบหมดเมื่อระยะเวลาในการเก็บกักเพิ่มขึ้น ซึ่งจากผลการทดลอง จะพบว่า อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพในถังปฏิกิริยา R5, R6, R7 และ R8 มีอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพอยู่ระหว่าง 14.3-28.5, 171.0-228.0, 313.5-356.3 และ 968.5-1,117.5 mL/day ตามลำดับ (รูปที่ 48) จากถังปฏิกิริยาทั้งหมด พบว่าถังปฏิกิริยา R8 ที่มีระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพที่สูงที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับทุกถังปฏิกิริยา และถังปฏิกิริยา R5 ที่ทำการหมักเฉพาะน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งอย่างเดียวจะให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพที่ต่ำที่สุด

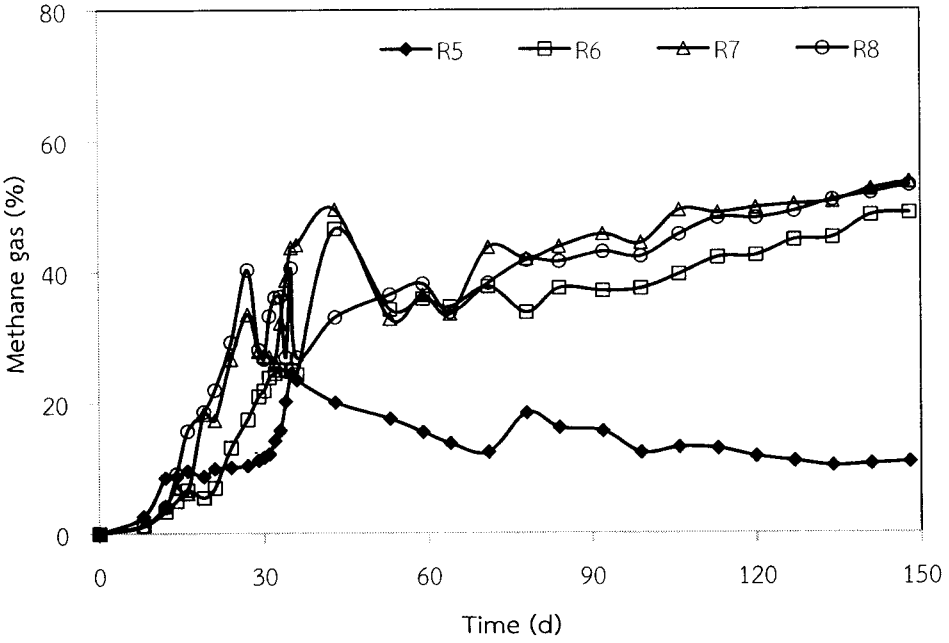


รูปที่ 48 อัตราการเกิดก๊าซชีวภาพของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

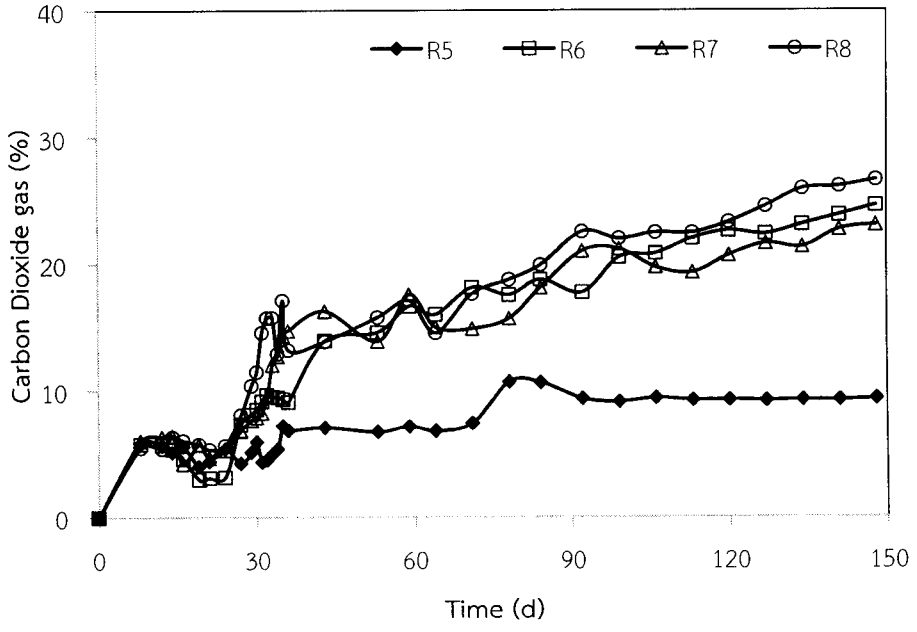
3.3.1.8 องค์ประกอบของก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่แตกต่างกัน พบว่า อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพในช่วงเริ่มต้นจะค่อยๆ เพิ่มสูงขึ้นในทุกถังปฏิกิริยาจนเข้าสู่สภาวะสมดุล เมื่อทำการตรวจวิเคราะห์องค์ประกอบของก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า เมื่อเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องเป็นเวลาเกิน 100 วัน ก๊าซชีวภาพจะมีองค์ประกอบของก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ค่อนข้างคงที่ (รูปที่ 49 และรูปที่ 50) โดยองค์ประกอบของก๊าซมีเทนในถังปฏิกิริยา R5, R6, R7 และ R8 มีค่าอยู่ระหว่าง ร้อยละ 10.33-18.50, 33.86-48.97, 43.83-53.67 และ 43.09-53.16 ตามลำดับ (รูปที่ 49) จากผลการทดลองพบว่าองค์ประกอบของก๊าซมีเทนสูงสุดเกิดขึ้นในถังปฏิกิริยา R7 และ R8 ที่มีระยะเวลาเก็บกัก 20 และ 30 วัน โดยให้ค่าใกล้เคียงกัน

สำหรับองค์ประกอบของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะพบว่า ในถังปฏิกิริยา R5, R6, R7 และ R8 มีองค์ประกอบของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ระหว่างร้อยละ 9.11-10.67, 17.55-24.61, 18.11-23.06 และ 18.74-26.63 ตามลำดับ (รูปที่ 50)



รูปที่ 49 สัดส่วนของก๊าซมีเทนของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง



รูปที่ 50 สัดส่วนของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนเดินระบบแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 ชั่วโมง

3.4 การเปรียบเทียบผลในการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 และ 24 ชั่วโมง ระยะเวลาเก็บกัก 10, 20 และ 30 วัน

ในชุดการทดลองนี้เป็นการศึกษาหาระยะเวลาเก็บกักที่เหมาะสมเมื่อเดินระบบหมักไร้ออกวิเจนแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 และ 24 ชั่วโมง โดยเลือกระยะเวลาเก็บกัก 10, 20 และ 30 วัน ถังปฏิกิริยาขนาด 6 ลิตร ปริมาตรที่ใช้เดินระบบ 5 ลิตร เมื่อเริ่มเดินระบบใช้สัดส่วนน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งกับกากตะกอนดีแคนเตอร์เท่ากับ 200 มิลลิลิตรต่อ 5 กรัม โดยเริ่มเดินระบบด้วยวัสดุหมักร่วมและหัวเชื้อจากมูลวัว อัตราส่วน ISR เท่ากับ 1 ซึ่งเดินระบบทั้งหมด 8 ถังปฏิกิริยาคือ

ถังปฏิกิริยา R1 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งอย่างเดียว ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

ถังปฏิกิริยา R2 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 10 วัน

ถังปฏิกิริยา R3 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน

ถังปฏิกิริยา R4 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

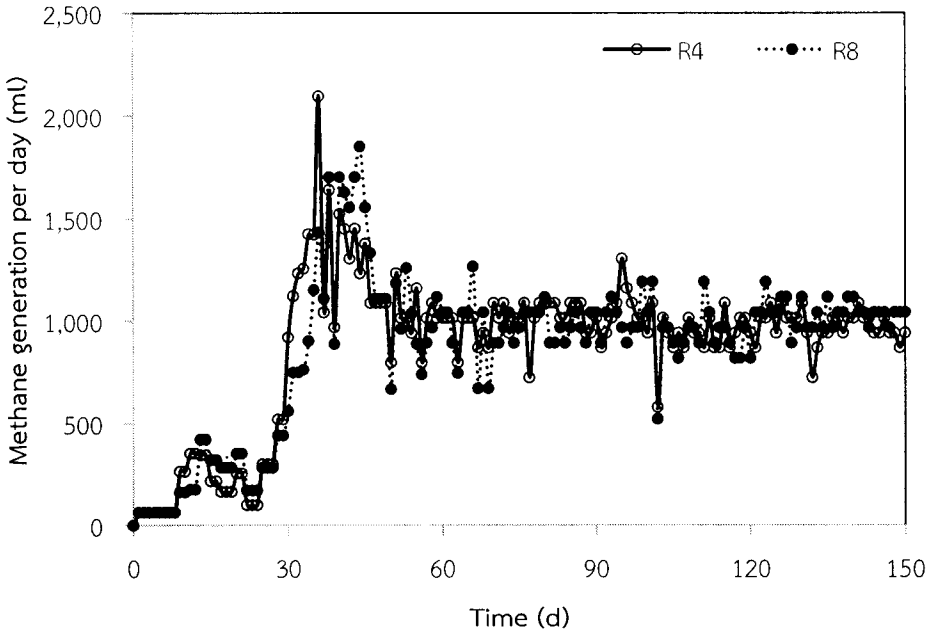
ถังปฏิกิริยา R5 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งอย่างเดียว ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

ถังปฏิกิริยา R6 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 10 วัน

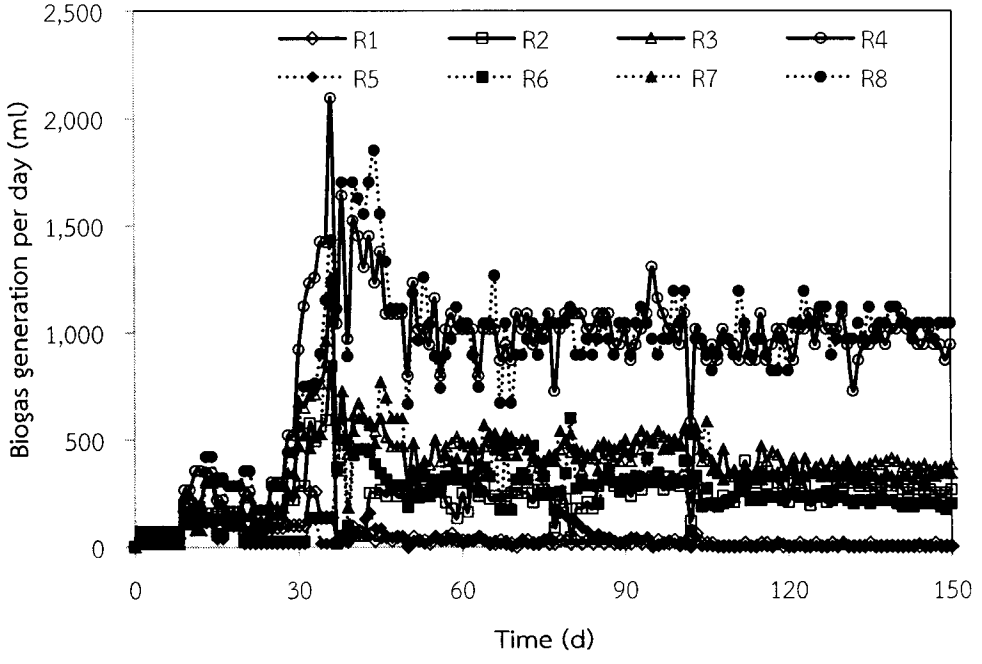
ถังปฏิกิริยา R7 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 20 วัน

ถังปฏิกิริยา R8 น้ำเสียจากโรงงานยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน

จากผลการทดลองเมื่อทำการเปรียบเทียบระบบการหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่อง พบว่า ที่ระยะเวลาเก็บกักแตกต่างกันมีผลต่ออัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ โดยที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ของถังปฏิกิริยา R4 และ R8 ซึ่งเป็นการหมักร่วมระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ที่ระยะเวลาการกวนผสม 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ ให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพต่อวันสูงที่สุด และมีค่าใกล้เคียงกันทั้งสองถังปฏิกิริยา (รูปที่ 51) ในขณะที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 และ 24 ชั่วโมง ไม่ส่งผลต่ออัตราการผลิตก๊าซมีเทนอย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากผลการทดลอง (รูปที่ 52) จะพบว่าที่ระยะเวลาการกวนผสมแตกต่างกัน จะให้ผลที่ใกล้เคียงกัน ดังนั้นจึงไม่จำเป็นต้องกวนผสมเป็นระยะเวลา 24 ชั่วโมง เนื่องจากไม่คุ้มค่าไฟฟ้า และเป็นการสิ้นเปลืองไฟเมื่อเปรียบเทียบกับผลการผลิตก๊าซมีเทนที่ได้ต่อวัน

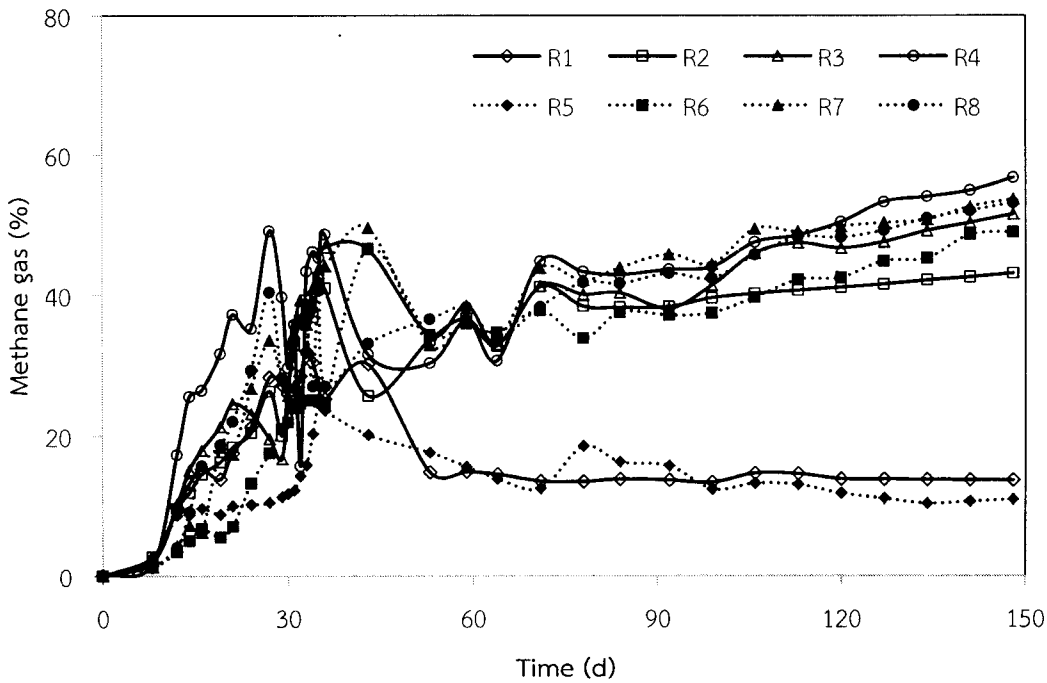


รูปที่ 51 เปรียบเทียบศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่มีตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 และ 24 ชั่วโมง

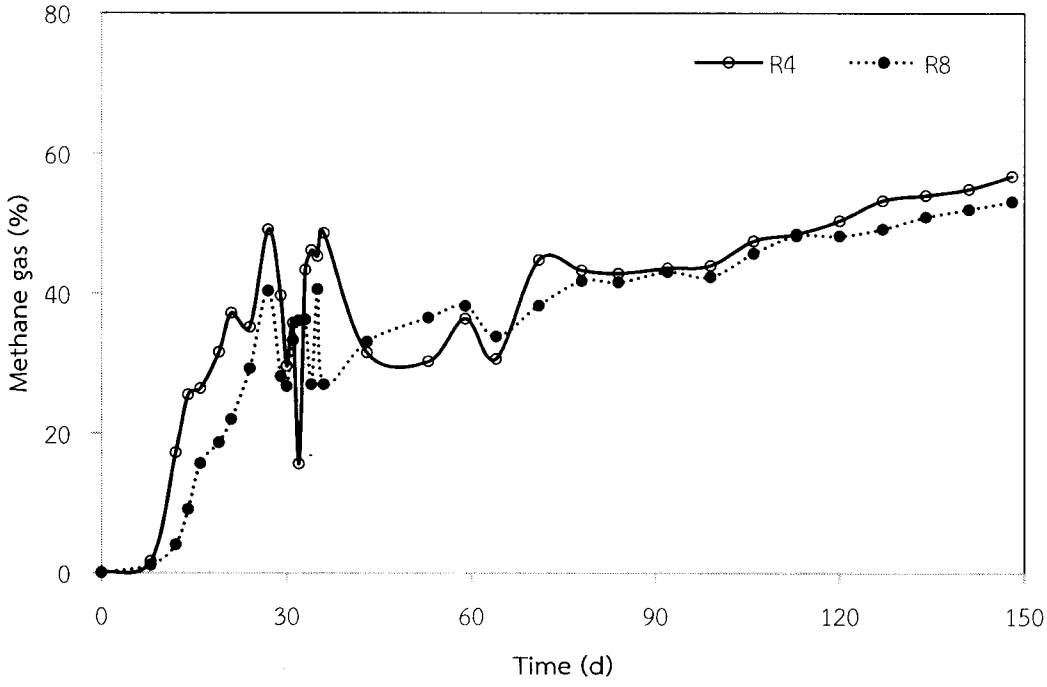


รูปที่ 52 เปรียบเทียบศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่มีตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียแบบต่อเนื่อง ที่การแปรผันของระยะเวลาการกวนผสมและระยะเวลาเก็บกัก

จากการทดลองเมื่อทำการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่องที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 และ 24 ชั่วโมง โดยแปรผันระยะเวลาเก็บกักที่แตกต่างกัน พบว่า องค์ประกอบของก๊าซมีเทนเมื่อเดินระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนมีค่าเพิ่มขึ้น จนอยู่ในช่วงประมาณร้อยละ 40-55 ซึ่งถือได้ว่าเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนได้อย่างมีประสิทธิภาพ (รูปที่ 53) และเมื่อเปรียบเทียบในถังปฏิกิริยาที่ให้สัดส่วนของก๊าซมีเทนสูงที่สุดคือในถังปฏิกิริยา R4 และ R8 โดยมีระยะเวลากวนผสมที่ 24 และ 12 ชั่วโมง ตามลำดับ แต่มีระยะเวลาเก็บกักเท่ากันคือ 30 วัน โดยถังปฏิกิริยา R4 ให้สัดส่วนของก๊าซมีเทนที่สูงกว่าถังปฏิกิริยา R8 เล็กน้อย (รูปที่ 54)



รูปที่ 53 เปรียบเทียบศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่มีตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียแบบต่อเนื่อง ที่การแปรผันของระยะเวลาการกวนผสมและระยะเวลาเก็บกัก



รูปที่ 54 เปรียบเทียบศักยภาพการเกิดก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นของระบบหมักแบบไร้ออกซิเจนที่มีตะกอนดีแคนเตอร์ร่วมกับน้ำเสียแบบต่อเนื่อง ที่ระยะเวลาการกวนผสม 12 และ 24 ชั่วโมง

บทที่ 4

สรุปผลการทดลอง

4.1 สรุปผลการทดลอง

จากผลการทดลองหมักร่วมระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์ โดยใช้อัตราส่วนระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่ง 200 มิลลิลิตรต่อกากตะกอนดีแคนเตอร์ 5 กรัม ด้วยระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่อง ด้วยระยะเวลาการกวนผสม 12 และ 24 ชั่วโมง และระยะเวลาเก็บกักที่ 10, 20 และ 30 วัน ทำการเดินระบบเป็นเวลา 150 วันหรือ 5 เดือน จากผลการทดลองสามารถสรุปได้ว่า การหมักร่วมระหว่างน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์สามารถเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพได้อย่างดี และสภาวะการทำงานที่เหมาะสมในการเดินระบบหมักไร้ออกซิเจนแบบต่อเนื่อง สำหรับน้ำเสียจากโรงงานผลิตยางแท่งร่วมกับกากตะกอนดีแคนเตอร์คือ เดินระบบที่ระยะเวลาเก็บกัก 30 วัน ระยะเวลาในการกวนผสม 24 ชั่วโมง โดยให้ประสิทธิภาพในการบำบัดสารอินทรีย์ในรูป COD เท่ากับ ร้อยละ 99.6-99.8 ประสิทธิภาพในการบำบัดของแข็งทั้งหมดและของแข็งระเหยได้ทั้งหมด เท่ากับ ร้อยละ 87.5-91.1 และ 89.3-95.4 ตามลำดับ อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพเท่ากับ 870.0-1,087.5 มิลลิลิตร/วัน และองค์ประกอบของก๊าซมีเทนเท่ากับ ร้อยละ 47.52-56.76

4.2 ข้อเสนอแนะ

4.2.1 ควรทำการเดินระบบแบบต่อเนื่อง และแปรผันรูปแบบการกวนผสม

4.2.2 ไม่ควรเก็บหลอดเก็บก๊าซชีวภาพไว้นานเกินไป ควรทำการวิเคราะห์องค์ประกอบก๊าซชีวภาพทันที

บรรณานุกรม

กรมควบคุมมลพิษ. 2548. แนวปฏิบัติที่ดีด้านการป้องกันและลดมลพิษอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่เยือกแข็ง: ประเภทปลา. กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม สถาบันสิ่งแวดล้อมไทย. กรุงเทพฯ.

กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2544. หลักปฏิบัติเพื่อการป้องกันมลพิษ (เทคโนโลยีการผลิตที่สะอาด) สำหรับอุตสาหกรรมรายสาขา. อุตสาหกรรมน้ำยางข้น อุตสาหกรรมยางแท่งมาตรฐาน เอสทีอาร์ 20, กรมโรงงานอุตสาหกรรม.

เกษม ทิพย์สุนทรศักดิ์. 2546. การย่อยสลายขยะอินทรีย์ด้วยการหมักแบบไร้ออกซิเจนโดยวิธีลิชเบดและการหมักต่อโดยวิธีใช้ออกซิเจน. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต.มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.

เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์. 2543. วิศวกรรมการบำบัดน้ำเสีย เล่มที่ 4. พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพฯ.

จารุวรรณี เรืองคง. 2551. การศึกษาความเป็นไปได้เชิงเทคนิคและเศรษฐศาสตร์ในการผลิตก๊าซชีวภาพจากน้ำเสียกระบวนการผลิตไบโอดีเซล. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

จิรวัฒน์ ชาลีวรรณ. 2546. ผลของระยะเวลาเก็บกักต่อการเกิดก๊าซชีวภาพในการหมักแบบไร้ออกซิเจนอัตราการย่อยสูงของวัสดุเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรมผลไม้บรรจุกระป๋อง. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.

จำเป็น อ่อนทอง, 2547. คู่มือการวิเคราะห์ดินและพืช. คณะทรัพยากรธรรมชาติ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์, สงขลา.

ชลิดา อู่ตะเภา. 2548. ศักยภาพของขยะผักผลไม้ในการผลิตมีเทนแบบไร้อากาศ. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

ธีระพงศ์ จันทรนิยม. 2551. กระบวนการไร้ของเสียในอุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์ม. สถานวิจัยพืชกรรมปาล์มน้ำมัน. คณะทรัพยากรธรรมชาติ. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์. วารสารหาดใหญ่วิชาการ 6 (2)

นุกูล อินทระสังขา, มาลี แก้วชนิด, ปนัดดา พรหมรักษ์ และธวัฒน์ชัย เทพนวล. 2548. ปัญหาน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมชีวภาพในจังหวัดสงขลาและพัทลุง. สงขลา: ภาควิชาชีววิทยา คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยทักษิณ.

บรรเจิด จีนบุญ และมนตรี อินทรมณี. 2542. การทำปุ๋ยหมักจากวัสดุเศษเหลือของโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม. โครงงานนักศึกษา คณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ปริญญา มาลัยลอย. 2548. การศึกษาผลของการบำบัดเบื้องต้นแบบกายภาพ-เคมี ต่อประสิทธิภาพการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตน้ำมันปาล์ม โดยถังปฏิกิริยาแบบยูเอเอสบี. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

เพ็ญศิริ ประชากิตติกุล. 2551. ผลของอุณหภูมิและสารอาหารเสริมต่อการผลิตก๊าซชีวภาพของกากตะกอนปาล์มจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

พูนสุข ประเสริฐสรรพ์ เสาวลักษณ์ จิตรบรรเจิดกุล และอรัญ หันพงศ์กิตติกุล. 2533. กระบวนการผลิต การใช้ประโยชน์วัสดุเหลือทิ้งและคุณลักษณะของน้ำทิ้งจากโรงงานน้ำมันปาล์ม. ว. สงขลานครินทร์. 12 (2). 169-176.

เภสัชรัตน์ กชกรจารุพงศ์, 2550. การกำจัดไนโตรเจนในน้ำทิ้งโรงงานแปรรูปอาหารทะเลแช่แข็งด้วยการบำบัดโดยดิน. วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

มั่นสิน ตันทุลเวศม์. 2542. เทคโนโลยีบำบัดน้ำเสียอุตสาหกรรม เล่ม 1. ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

รังสรรค์ ธนะพรพันธุ์. 2548. ข้อพิพาทการค้าระหว่างประเทศ: สินค้าเกษตร. ครั้งที่ 1. กรุงเทพฯ: โรงพิมพ์มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์ท่าพระจันทร์.

วรินยุพา บุณยรัตพันธ์. 2551. การทดสอบประสิทธิภาพถังคัดพันธุ์เพื่อปรับปรุงระบบบำบัดแอกติเวเต็ดสลัดจ์ในโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง. วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

วิภารัตน์ ชัยเพชร. 2551. การบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมอาหารทะเลกระป๋องโดยใช้กระบวนการหมักแบบไร้อากาศสองขั้นตอนในถังสร้างกรดแบบไร้อากาศและถังปฏิกรณ์แบบ ยูเอเอสบี. วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

วีระศักดิ์ ทองลิมป์. 2540. การบำบัดน้ำเสียของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็งโดยวิธีเอสบีอาร์. ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมเคมี. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ศูนย์วิจัยเพื่อเพิ่มผลผลิตทางการเกษตร คณะเกษตรศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่. 2543. สถานการณ์การผลิตและการค้ากุ้งโลก. เชียงใหม่: ศูนย์วิจัยเพื่อเพิ่มผลผลิตทางการเกษตร คณะเกษตรศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.

สมพงษ์. บัวล้อมใบ. 2549. ปาล์มน้ำมัน.สืบค้นเมื่อ 11 ตุลาคม 2548 จาก http://vetdept.rta.mi.th/15870/palm.htm

สมฤดี ฤทธิ์ยากุล, 2551. ศักยภาพการผลิตก๊าซชีวภาพและผลพลอยได้จากการหมักมูลสุกรร่วมกับสาหร่ายหนามจากทะเลสาบสงขลา. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาวิชาการจัดการสิ่งแวดล้อม คณะการจัดการสิ่งแวดล้อม, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทยและ World Environmental Center. 2535. คู่มือวิเคราะห์น้ำเสีย. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. กรุงเทพฯ.

สุรพล สายพานิช. 2540. การศึกษากระบวนการคอนแทกต์สเตบิไลเซชันไร้อากาศแบบกวนสมบูรณ์. สถาบันวิจัยและพัฒนาคณะวิศวกรรมศาสตร์. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

สุธี รัตนะ. 2545. ศักยภาพการนำตะกอนในกระบวนการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตอาหารทะเล แช่แข็งด้วยไคโตซานมาเป็นวัตถุดิบผลิตอาหารไก่กระทง. วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ศุภกิจ ดีโสภา. 2544. การศึกษาสมรรถนะการหมักมูลฝอยชุมชนแบบไร้ออกซิเจนชนิดสองขั้นตอนที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ของถังสร้างกรดต่างกัน. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.

อภิสิทธิ์ แสนคำ. 2545. สมรรถนะเครื่องกรองไร้อากาศชนิดไหลขึ้นของการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานกระดาษสา. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.

อวัสดา ฉลานุวัฒน์. 2545. อิทธิพลของระยะเวลาเก็บกักและอัตราการป้อนอินทรีย์สารต่อการผลิตก๊าซชีวภาพจากเศษอาหาร. วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง.

อังสนา ทองอำไพ. 2550. ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศของโรงงานกลั่นสุรา จากกากน้ำตาล ในประเทศไทย. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

อาริยา วิรัชวรกุล. 2546. การผลิตก๊าซชีวภาพจากเศษอาหารโดยกระบวนการย่อยสลายภายใต้สภาวะไร้ออกซิเจนแบบสองขั้นตอน. วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

อุดมผล พืชน์ไพบูลย์, 2546. เทคนิคการวิเคราะห์น้ำ น้ำเสีย และขยะมูลฝอย. ภาควิชาวิศวกรรมโยธา คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์, สงขลา.

องค์พัฒน์ วรรณกลัด. 2552. การควบคุมอัตราส่วนซีโอดีต่อทีเคเอ็นที่เหมาะสมสำหรับสภาวะไซมอลทาเนียส ไนตริฟิเคชัน-ดีไนตริฟิเคชันในอุตสาหกรรมอาหารทะเลแช่แข็ง.วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

Ahn, J-H and C.F. Forster. 2002. The effect of temperature variations on the performance of mesophilic and thermophilic anaerobic filters treating a simulated papermill wastewater. Process Biochemistry. 37: 589-594.

APHA, AWWA and WEF. 2005. Standard methods for the examination of water and wastewater, 21st edition, American Public Health Association, New York.

Banerjee, A., P. Elefsiniotis and D. Tuhtar. 1998. Effect of HRT and temperature on the acidogenesis of municipal primary sludge and industrial wastewater. Wat. Sci. Tech. 38 (8-9): 417-423.

Bishop, G. C. 2010. Evaluation of Laboratory Biochemical Methane Potentials as a Predictor of Anaerobic Dairy Manure Dairy Manure Digester Biogas Production.

Budiyono, I. N. Widiasa, S. Johari and Sunarso. 2010. The Influence of Total Solid Contents on Biogas Yield from Cattle Manure Using Rumen Fluid Inoculum. Energy Research Journal 1 (1): 7-12.

Chavalparit O, Rulkens WH, Mol APJ and Khaodhair S. 2006. Options for environmental sustainability of the crude palm oil industry in Thailand through enhancement of industrial ecosystems. Environment. Development and Sustainability. 8: 271-87.

Chevakidagran, P. 2005. Improving Removal Capacities of Existing Activated Sludge Treatment Plants in Southern Thailand: Second Phase for Surrogate Parameters for Rapid Monitoring of Contaminant Removal in Activated Sludge Treatment Plants in Southern Thailand. Songkhla. Faculty of Environmental Management.

Fries. D. 1990. Study on Waste in the plam oil Industry (oil / water Separation). Environmental Advisory Assistance for Agricultural Industry. Technical Corporation. Commissioned by GTZ.

Frostell B., 1985. Process Control in Anaerobic Wastewater Treatment. Water Science Technology, 17, 173-189.

Grady, C.P.L., JR.G.T. Daigger and H.C. Lim. 1999. Biological Wastewater Treatment. Marcel Dekker Inc., New York.

Gelegenis, J., D. Georgakakis, L Angelidaki and V. Mavris, 2007. Optimixation of biogas production by co-digesting whey with diluted poultry manure. Renew. Energy, 32: 2147-2160. DOI: 10. 1016/j. apenergy. 2006. 12.001

Gray NF. 1989. Biology of wastewater treatment. New York: Oxford University Press.

Guangxue Wu, Mark Gerard Healy, Xinmin Zhan. 2009. Effect of the solid content on anaerobic digestion of meat and bone meal. 4326-4331.

Halbert, E. J. 1981. Process operation and monitoring; C. poison and inhibitors. Proceeding of the 1st ASEAN Seminar Workshop on Biogas Technology, ASEAN Committce on Scilnce and Technology Manila. Philippines. 369-385.

Hayes, T.P. and T.L. Theis. 1978. The distribution of heavy metals in anaerobic digestion. Wat. Poll. Control Fed. 50 (1): 307-313.

Izarail, S. and Mathai, P. K. 2006. Wastewater sludge processing. 1st ed. USA: John Wiley & Sons,Inc.

Jia Lin, Jiane Zuo, Lili Gan, Peng Li, Fenglin Liu, Kaijun Wang, Lei Chen and Hainan Gan. 2011. Effects of mixture ratio on anaerobic co-digestion with fruit and vegetable waste and food waste of China. Journal of Environmental Sciences. 23(8): 1403-1408. John, G.H., R.K. Noel, H.A.S. Peter, T.S. James and T.W. Stanley. 1994. Bergey's Manual of Determinative Bacteriology. nineth edition. Williams and Wilkins, New York.

Kim, M., Y.H. Ahn and R.E. Speece. 2002. Comparative process stability and efficiency of anaerobic digestion; mesophilic vs. thermophilic. Wat. Res. 1-17.

Macleod, F.A., S.R. Guiot and J.W. Costeron. 1990. Layered structure and bacterial aggregates produced in an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. Appl. Environ. Microbiol. 55 (6): 1589-1607

Mahendra, K.J., J.G. Zeikus and L. Bhatnagar. 1991. Methanogen, pp. 226-246. In P.N. Levett, ed. Anaerobic Microbiology. Oxford University, New York.

Marchaim, U. and C. Krause. 1993. Propionic to acetic acid ratios in overloaded anaerobic digestion. Bioresource Technology. 43: 195-203.

McCarty, P.L. 1964. Anaerobic waste treatment fundamental part I, II, III and IV. Process Design. Journal Public Works; 95.

Nuntiya Paepatung, Annop Nophratana and Warinthorn Songkasiri, Bio-Methane Potential of Biological Solid Materials and Agricultural Wastes, Asian Journal on Energy and Environment, 2009, 10, 19-27.

Onwueme, I.C. and Sinha, T.D.1991. Field crop production in tropical Africa. CTA (TheTechnical Centre for Agricultural and Rural Co-operation), Ede, The Netherlands,1-480.

Osman, N.A. and Delia, T.S. 2005. Effect of alkalinity on the performance of a simulated landfill. bioreactor digesting organic solid wastes. Chemosphere. 59: 871–879.

Paepatung N, Noppharatana A and Songkasiri W. 2009. Bio-methane potential of biological solid materials and agricultural wastes. Asian Journal on Energy and Environment. 10(01): 19-27.

Pagilla, K.R., H. Kim and T. Cheunbarn. 2000. Aerobic thermophilic and anaerobic mesophilic treatment of swine waste. Wat. Res. 34 (10): 2747-2753.

Polprasert C. 1989. Organic waste recycling. New York: John Wiley and Sons.

Prasertsan, P., Wattijumnong, P., Sophanodora, P. and Coorit, W. 1988. Seafood processing industries within Songkhla-Hat Yai region the survey of basic data emphasis on waste. Songkhla Journal of Science and Technology 10: 193-200.

Rajeshwari, K.V., M. Balakrishnan, A. Kansal, K. Lata and V.V.N. Kishore. 2000. State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. Renew. Sustain. Energy Rev 4: 135-156.

Rao, M.S., S.P. Singh, A.K. Singh and M.S. Sodha. 2000. Bioenergy conversion studies of the organic fraction of MSW: assessment of ultimate bioenergy production potential of municipal garbage. Applied Energy. 66: 75-87.

Raposo F., C. J. Banks, I. Siegert, S. Heaven and R. BorJa. 2006. Influence of inoculums to substrate ratio on the biochemical methane potential of maize in batch tests. Process Biochemistry 41. 1444-1450.

Salminen, E.A. and J.A. Rintala. 2002. Semi-continuous anaerobic digestion of solid poultryslaughterhouse waste: effect of hydraulic retention time and loading. Wat. Res. 1-8.

Sastry, C. A. and Vickineswaty, S. 1995. Anaerobic Waste Treatment Plants. In Waste Treatment Plants. Edited by Sastry. C. A., Hashim, M. A. and Agamothu, P., New Delhi, Narosa Publishing House.

Schuchardt, F, Darnoko, D and Guritno, P. 2002. Composting of empty oil palm fruit bunch (EFB) with simultaneous evaporation of oil mill wastewater (POME). Proceedings of the International Oil Palm Conference. Organized by Indonesian Agency for Agricultural Research and Development. Nusa Dua. Bali. Indonesia. July 8-12: pp. 1-9.

Sirianuntapiboon, and Srikul, M. 2005. Reducing Red Color Intensity of Seafood Wastewater in Facultastive Pond, Bioresource Technology. (Article in Press).

Stering Jr., M. C., Lacey, R.E., Engler, C. R. and Ricke, S. C. 2001. Effect of Amonia Nitrogen on H2 and CH4 during Anaerobic Digestion of Dairy Cattle Manure. Bioresource Technology, 77, 9-18.

Sung, S. and T. Liu. 2003. Ammonia inhibition on thermophilic anaerobic digestion. Chemosphere. 1-10.

Tchobonoglous, G. and Burton, F. L. 1991. Wastewater Engineering Treatment, Disposal and Reuse. McGraw Hill ing. New York.

Wen, C., X. Huang and Y. Qian. 1999. Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. Process Biochemistry. 35: 335-340.

Wong, M.H. and Y.H. Cheung. 1995. Gas production and digestion efficiency of sewage sludge containing elevated toxic metals. Bioresource Technology. 54: 261-268.

Yen H W, Brune D E. 2007. Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane. Bioresource Technology, 98(1): 130-134.

Yilmazer, G. and O. Yenigun. 1999. Two-phase anaerobic treatment of cheese whey. Wat. Sci. Tech. 40 (1): 289-295.

Zinder, S.H. and T. Anguish. 1992. Carbondioxide, hydrogen and formate metabolism during methanogenesis from acetate by thermophilic culture of Methanosarcina and Methanotrix strains. Appl. Environ. Microbiol. 58 (10): 3323-3329.

Zupancic, G.D. and M. Ros. 2003. Heat and energy requirements in thermophilic anaerobic sludge digestion. Renewable Energy. 28: 2255-2267.

ภาคผนวก ก
ผลผลิตเชิงองค์ความรู้

1. บทความทางวิชาการ

1.1 บทความตีพิมพ์ในวารสารอยู่ในฐาน Scopus

Kaosol T. and Sohgrathok N., 2012. Enhancement of biogas production potential for anaerobic co-digestion of wastewater using decanter cake. American Journal of Agricultural and Biological Sciences, 7(4), 494-502. (เอกสารแนบที่ 1)

1.2 บทความทางวิชาการนำเสนอในการประชุมวิชาการ (ระดับชาติ)

กฤติกา จันทนลักษณ์, ราตรี แก้วคง และ ธนิยา เกาศล, 2556. การศึกาการเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพเบื้องต้นด้วยกากตะกอนดีแคนเตอร์สำหรับการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง. การประชุมวิชาการทางวิทยาศาสตร์ วิศวกรรมศาสตร์ และทรัพยากร (SER2013-Science Engineering Resource 2013), 26 มกราคม 2556, ณ อาคารเรียนรวม 5, มหาวิทยาลัยวลัยลักษณ์ อ.ท่าศาลา จ.นครศรีธรรมราช (Poster Presentation) (เอกสารแนบที่ 2)

เอกสารแนบที่ 1

American Journal of Agricultural and Biological Sciences, 2012, 7 (4), 494-502
ISSN: 1557-4989
©2012 Science Publication
doi:10.3844/ajabssp.2012.494.502 Published Online 7 (4) 2012 (http://www.thescipub.com/ajabs.toc)

ENHANCEMENT OF BIOGAS PRODUCTION POTENTIAL FOR ANAEROBIC CO-DIGESTION OF WASTEWATER USING DECANTER CAKE

Thaniya Kaosol and Narumol Sohgrathok

Department of Civil Engineering, Faculty of Engineering,
Environmental Engineering Program, Prince of Songkla University, Songkhla, 90110, Thailand

Received 2012-09-25, Revised 2012-11-25; Accepted 2012-12-10

ABSTRACT

The wastewater from agro-industry treated with the biological treatment cannot produce the biogas because of its low COD level and its low organic content. In this research, the co-digestion with decanter cake will improve the biogas yield and biogas production of wastewater. The effect of three parameters (i.e., type of wastewater, mixing and mesophilic temperature) will be evaluated in batch digesters under anaerobic condition. Moreover, the study determines the biogas production potential of several mixtures and that of wastewater alone. The co-digestion of decanter cake with rubber block wastewater of the R4 (wastewater 200 mL with decanter cake 8 g) produces the highest biogas yield 3.809 mL CH_4/g COD removal and the percentage maximum methane gas is 66.7%. The experimental result shows that the mixing and mesophilic temperature have no significant effect on the biogas potential production. The co-digestion of decanter cake with rubber block wastewater provides the highest biogas yield potential production in the ambient temperature. The experimental results reveal that the decanter cake can be potential sources for biogas production.

Keywords: Decanter Cake, Anaerobic Co-Digestion, Palm Oil Mill Industry, Biogas, Wastewater

1. INTRODUCTION

Biochemical methane potential test can determine the methane yield of an organic matter substrate by anaerobic digestion under specific condition and media. The BMP test was initially developed in the seventies (Owen *et al*., 1979). Several studies in the 1970s reported the Biochemical Methane Potential (BMP) of crop species, wastes and other forms of biomass (Gunaseelan, 1997). The BMP test is widely applied to determine the anaerobic biodegradability of wastes. Also, the BMP test is a common parameter for waste characterization to determine the quantity of methane (l methane/g COD removed) that the waste can potentially produce in anaerobic conditions (Angelidaki *et al*., 2009; Kirkeby *et al*., 2006).

A Biochemical Methane Potential (BMP) assay provides a measure of an anaerobic digestibility of a given substrate. The use of BMP's provides a relatively inexpensive and repeatable method for relative comparisons of the anaerobic digestibility and potential biogas production among various substrates. The BMP can be used to determine the amount of organic carbon in a given material that can be anaerobically converted to methane. Thus, the BMP can evaluate the potential biogas production efficiency of the anaerobic process on a given material. The BMP assay process was first established by Owen *et al*. (1979) as a simple and inexpensive procedure to monitor relative anaerobic biodegradability of substrate.

In Thailand, a "Strategic plan for renewable energy development" has been established since 2003. It aims to increase the share of renewable energy to 19,700 ktoe per year, by the year 2022 (Paepatung *et al*., 2009). Source of biogas production in Thailand cover a wide range of feedstocks including animal wastes, household

Corresponding Author: Thaniya Kaosol, Department of Civil Engineering, Faculty of Engineering, Environmental Engineering Program, Prince of Songkla University, Songkhla, Thailand, 90110, Thailand

wastes, crop residues, sewage sludge, wastewater, industrial waste, agro-industrial waste and landfill (Pipatmanomai *et al*., 2009). The anaerobic digestion of biomass feedstock or the organic waste from factory is widely recognized as a mature and cost-effective process for producing biogas, which is a valuable renewable primary-energy source. Increasing interests in renewable energy production and in reduction of the greenhouse gas emissions associated with fossil fuels has made anaerobic digestion of plant biomass an attractive option.

Biogas can be categorized as one solution for this renewable energy promotion scheme as well as an alternative for reduction of greenhouse gases emissions. Biogas, a clean and renewable from of energy can be a good substitution of conventional sources of energy (fossil fuels, oil) which are causing ecological-environmental problems and at the same time depleting at a faster rate (Yadvika *et al*., 2004). Biogas is the combustible gas produced through an anaerobic digestion at low-temperature and without oxygen. Thus, its application includes electricity, heating and cooking. Biogas is a product of anaerobic degradation of organic substrates, which is one of the oldest processes used for the treatment of agro-industry wastes. Normally, the anaerobic fermentation is a slow process. In conventional biogas plants, a large HRT of 30-50 days is used. However, this slow process leads to a large volume of the digester and hence high cost of the system. Typically, the biogas from anaerobic digestion consists of 55-80% Methane gas, 20-45% Carbon dioxide, less than 3% Hydrogen sulfide with trace amount of Ammonia and other impurities (Truong and Abatzoglou, 2005; Koblitsch *et al*., 2008).

Palm oil mills produce significant quantities of wastes such as empty fruit bunches, decanter cake, cake slurry, shell, fibers and ash from boilers. These wastes could reduce environmental and lifestyle qualities in nearby communities (Yahya *et al*., 2010). Decanter cake is an agro-industry waste from palm oil mill industry. Decanter cake was estimated to be 0.27 million tons a year (Chavalparit *et al*., 2006). Decanter cake is currently utilized as fertilizers and soil cover materials in palm oil plantation areas. The low waste load of decanter cake in each factory may not be sufficient to make a biogas plant cost-effective.

An interesting option for improving yields of anaerobic digestion of solid wastes is co-digestion. The benefits of co-digestion include: dilution of potential toxic compounds, improving balance of nutrients, synergistic effect of microorganisms, increasing load of biodegradable organic matter and better biogas yield. Addition advantages include hygienic stabilization and increased digestion rate (Sosnowski *et al*., 2003). Co-digestion of different materials may enhance the anaerobic digestion process due to better carbon and nutrient balance (Yen and Brune, 2007; Parawira *et al*., 2007). Thus, co-digestion of decanter cake with other wastewater offers some interesting alternative such as, decanter cake co-digestion with frozen food wastewater and rubber block wastewater.

In this study, the biogas yield of decanter cake and wastewater as co-anaerobic digestion is evaluated using the BMP test. The biogas and methane gas will be analyzed daily to determine the effect of the co-anaerobic digestion. Two wastewater sources (i.e., frozen seafood industry and rubber block industry) will be used to co-digest with the decanter cake. Additionally, different operating conditions are also evaluated.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1. Raw Materials

Decanter cake is obtained from a palm oil mill industry in Krabi province (**Fig. 1**). Frozen seafood wastewater is obtained from a frozen seafood industry in Songkhla province. Rubber block wastewater is obtained from a rubber block industry in Songkhla province also. Elemental composition of substrates expressed as Carbon, Hydrogen, Nitrogen and Sulfur (CHNS) dry weight content was determined by means of Elemental Analyzer. The oxygen content was calculated.

Fig. 1. Decanter cake from palm oil mill industry

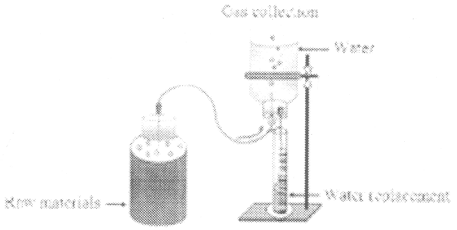


Fig. 2. Schematic of laboratory batch assessment of anaerobic digestion

2.2. Experimental Setup

The BMP test is conducted using the method of Owen *et al.* (1979). Duplicate bottles are assayed by BMP using various concentrations of decanter cake and the amount of wastewater sample of 200 mL. A working volume of 200 mL is used in each serum vial. The vials are flushed with nitrogen gas before sealing. All cumulative biogas production is measured via water displacement method. All experiments are run in duplicates. Two parameters are evaluated including (1) varying type of wastewater and (2) varying operating condition.

2.3. BMP Assay

The BMP assays are conducted in 250 mL serum bottles with rubber stoppers which are filled with the volumes of inoculums and substrate. Nitrogen gas is used in flushing over the headspace for 2 min to remove traces of oxygen to insure anaerobic conditions (Fig. 2). In each run, the control reactors contained only the wastewater are set up in order to measure the gas production of seeding. For experiment III, each bottle is placed on an orbital shaker at 180 rpm and incubated at 38±1°C, until less than 5% of biogas production is detected.

Experiment I

In the first experiment, the decanter cake and rubber block wastewater are fed into the BMP reactors. This batch process is conducted under ambient temperature. Inoculum is taken from the methane fermentation stage of the UASB, frozen seafood industry in Songkhla province.

Experiment II

In the second experiment, the decanter cake and frozen seafood industry wastewater are fed into the BMP reactors. This batch process is conducted under ambient temperature. Inoculum is taken from the methane fermentation stage of the UASB, frozen seafood industry in Songkhla province.

Experiment III

In the third experiment, the decanter cake and frozen seafood industry wastewater are fed into the BMP reactors. This batch process is conducted under 38±1°C temperature (Mesophilic phase). Inoculum is taken from the methane fermentation stage of the UASB, frozen seafood industry in Songkhla province.

Each experiment consists of 6 reactors. Each reactor contains different amount of decanter cake. The detail of each reactor is following below:

R1 = wastewater alone 200 ml
R2 = wastewater 200 mL + decanter cake 2 g
R3 = wastewater 200 mL + decanter cake 5 g
R4 = wastewater 200 mL + decanter cake 8 g
R5 = wastewater 200 mL + decanter cake 10 g
R6 = wastewater 200 mL + decanter cake 20 g

2.4. Gas Production

The biogas is collected daily by the displacement of water to bottle. The biogas production is measured daily by inserting the needle of a gas syringe through the rubber septum and letting the biogas displace the wetted barrel of the syringe. The biogas is analyzed for methane using a Gas Chromatography (GC) analyzer (GC7890A, Agilent technology, USA) with Thermal Conductivity Detector (TCD).

2.5. Calculating the Results

The biogas production is recorded daily as the volume of biogas produced. The methane content is recorded as percentage of methane:

$$BMP = \frac{\text{maximum cumulative methane gas (ml)}}{\text{g COD removed}} \quad (1)$$

2.6. Monitoring Parameters

During the experimental period, the amount of biogas in each reactor is monitored to evaluate the biogas yield.

2.7. Analysis

In all experiments, the following data are determined: biogas content, pH, Total Solids (TS), COD and alkalinity. All analytical procedures are performed in accordance with APHA (1971).

3. RESULTS

3.1. Raw Material Characteristics

Table 1 presents the determined characteristics of selected potential raw materials for biogas production. The decanter cake is characterized by high percentage of moisture (>75%) and has a high biodegradability (Chavalparit *et al*., 2006; Yahya *et al*., 2010).

3.2. Operation Results

The results presented in this study are an average from the two repeated experiments. All three experiments perform for a period of 100 days. **Figure 3** shows the BMP test data according to the various mixing ratio of co-digestion, types of wastewater and various amount of decanter cake.

The biogas and methane generation level off after 60 days indicating that the organic conversion is more or less completed. The maximum cumulative methane production is 380-1,673 mL under Experiment I, compared with 29-417 ml and 23-344 mL under Experiment II and Experiment III, respectively. However, the rates of methane production differ significantly according to the type of wastewater and various mixing ratio of co-digestion. The typical composition of methane is 55-75% (Karellas *et al*., 2010). The maximum percentage of methane gas obtained from all three experiments ranges from 50.6 to 66.7%, which is in the typical range (Karellas *et al*., 2010).

Figure 4 shows the comparison of COD influent, COD effluent and COD removal in Experiment I and Experiment II (various type of wastewater). While, **Fig. 5** shows the comparison of the same measures in Experiment II and Experiment III (various operated condition). The results of Experiment II and Experiment III show similar trend of COD removal. That is, the highest COD removal percentage is observed from R4. While, the highest COD removal percentage is observed from R3 in Experiment I.

Figure 6 shows the comparison of TS influent, TS effluent and TS removal in Experiment I and Experiment II (various the type of wastewater). **Figure 7** shows the comparison of TS influent, TS effluent and TS removal in Experiment II and Experiment III (various they operated conditions). The highest TS removal percentage is indicated in the R5 in both Experiment II and Experiment III.

Table 1. Characteristics of raw materials

Parameters	Units	DC	SW	RW
pH		4.94	5.31	
TS	%	23.96	0.27	0.38
TVS	%	20.71	0.20	0.20
COD	mg L^{-1} (SW, RW) g/kg dry (DC)	1,335	4,000	2,581.00
Alkalinity	mg L^{-1} as $CaCO_3$	25.00	598	420
VFA	mg L^{-1} as $CaCO_3$	40.00	355	350
Moisture content	%	76.27		

*; Remark: DC = Decanter Cake, SW = Seafood Wastewater, RW = Rubber block Wastewater

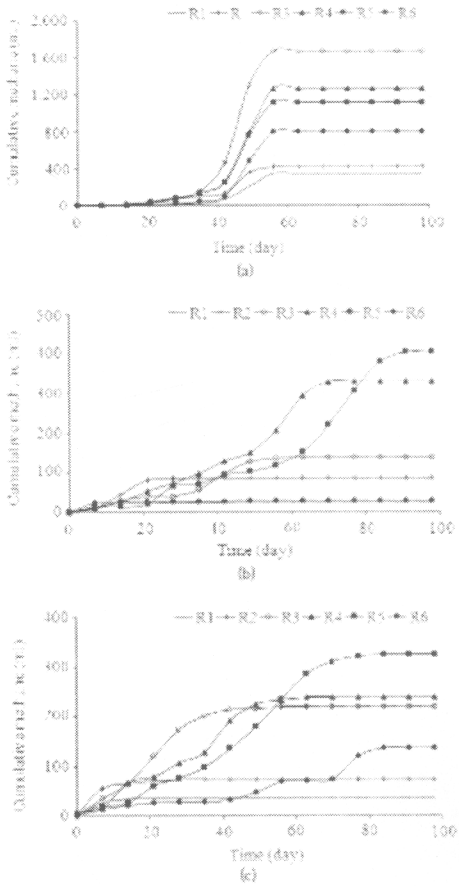


Fig. 3. Cumulative methane production (a) Experiment I, (b) Experiment II and (c) Experiment III

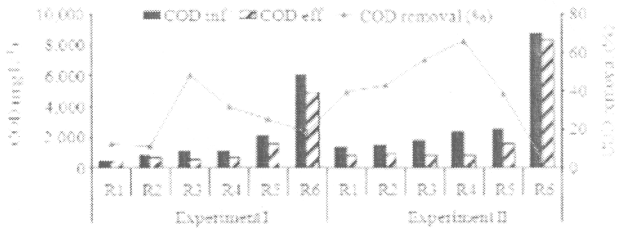


Fig. 4. Comparison of COD influent, COD effluent and COD removal in Experiment I and Experiment II\

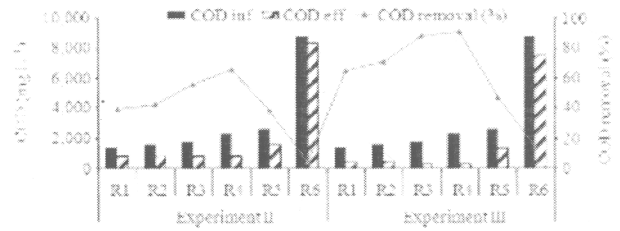


Fig. 5. Comparison of COD influent, COD effluent and COD removal in Experiment II and Experiment III

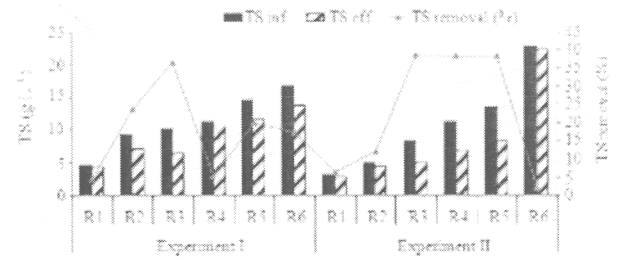


Fig. 6. Comparison of TS influent, TS effluent and TS removal in Experiment I and Experiment II

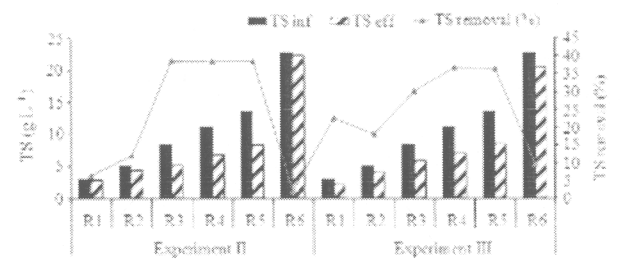


Fig. 7. Comparison of TS influent, TS effluent and TS removal in Experiment II and Experiment III

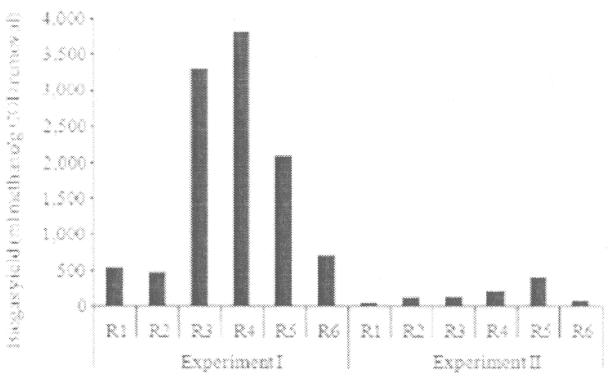


Fig. 8. Biogas yield in Experiment I and Experiment II

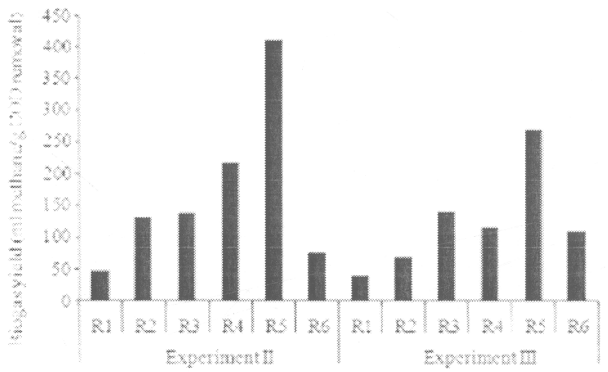


Fig. 9. Biogas yield in Experiment II and Experiment III

Figure 8 shows the biogas yield in Experiment I and Experiment II. This set compares the performance of the two different wastewater sources in co-digesting with the decanter cake under the same condition (without mixing and at ambient temperature). The clear tread from this graph is that the biogas yield values observed in all reactors of Experiment I (rubber block wastewater and decanter cake) are higher than those observed in all reactors of Experiment II (frozen seafood waste water and decanter cake).

Figure 9 shows the biogas yield in Experiment II and Experiment III. This set compares the effect of different temperatures by using the ambient temperature in Experiment II and the mesophilic temperature in Experiment III. Both experiments use the same co-digestion between frozen seafood wastewater and decanter cake. The highest biogas yield is observed in R5 in both experiments.

4. DISCUSSION

The ultimate biogas yield of organic substrates, such as the potential extent and rate of conversion of biomass and wastes to methane, can be determined using the BMP assay. The strong characteristic of the BMP method is its quickness and low cost. The methane yield is based from g COD removed.

4.1. Effects of the Type of Wastewater

Experiment I and Experiment II are carried out in batch tests and methane production is followed for 100 days (**Fig. 3**). The biogas production started immediately in all reactors and reached its maximum cumulative methane value after 60 days. After 60 days of observations, the biogas and methane production tend to decrease. However, this phenomenon is predictable due to the stationary phase of microorganism growth (Torres-Castillo *et al*., 1995). A wide range of co-digestion with decanter cake and various wastewaters has been considered as potential sources for methane production. Increasing amount of decanter cake in the mixture ratio can improve the biogas potential production. However, too large amount decanter cake can cause the biogas potential production to decrease because the microorganisms in the system cannot consume all the food. Rubber block wastewater shows higher methane production and biogas yield than frozen seafood wastewater for co-digestion with decanter cake (**Fig. 3 and 8**). These results may be concluded that the rubber block wastewater is an easily biodegradable substrate for co-digestion process.

According to the experimental results, if the type of raw materials changed, the biogas yield is estimated to significantly increase. By using the frozen seafood wastewater in the raw materials, the maximum biogas yield increases 8 times (R1 and R5 in Experiment II). By using the rubber block wastewater in the raw materials, the maximum biogas yield increases 7.6 times (R1 and R4 in Experiment I). These increasing values mean that more organic has to be handled in the biogas experiment and as digestate.

As to anaerobic digestion, the biogas yield can be affected by the digestion technology (co-digestion) and type of raw materials. The maximum methane percentage of the biogas obtained from all the experiment is ranged from 50.6% to 66.7%. Such values are in the range reported in the literature depending on the biomass type (60-75%) (Nayono *et al*., 2010). All the reactors of Experiment I have shown biogas yield values higher than those observed from using frozen seafood wastewater in Experiment II.

The biogas yield is range 500-3,809 and 58-422 mL methane/g COD removal for Experiment I and II (**Fig. 8**), respectively. The highest biogas yield is 3,809 ml methane/g COD removal.

The best results are obtained when the co-digestion is done with the rubber block wastewater. Improved co-digestion performance in terms of waste stabilization is achieved. The highest methane yield value of 3,809 mL methane/g COD removal is shown in R4 of Experiment I. The best result is displayed by R4 in Experiment I.
In this study, a large variation in biogas yield values is observed. This may cause by the variation in composition of the raw materials and the digestion conditions. However, the co-digestion of decanter cake with rubber block wastewater provides the high methane content biogas.

4.2. Effects of the Temperature and Mixing for Operated Condition

Similar to the first set of experiments, Experiment II and Experiment III are carried out in batch with 100-day methane production monitoring (**Fig. 3**). Immediately, the biogas production started in all reactors. The production reached its maximum cumulative methane value after 60 days. However, the biogas and methane production does not show any significant increment after the 60-day mark. This phenomenon is predicted due to the stationary phase of the microorganism growth (Torres-Castillo *et al*., 1995). Many researchers have showed the methane yields at the thermophilic range (55-65°C) were higher than those at the mesophilic range (30-40°C) in batch studies (Gunaseelan, 1997; Holm-Nielsen *et al*., 2009). In this study, no significant difference in biogas production and methane yield in Experiment II and Experiment III were noticed. The biogas yield is 58-422 and 23-344 mL methane/g COD removal for Experiment II and Experiment III, respectively (**Fig. 9**). For the stoichiometric conversion, the methane production is directly related to organic degradation; 395 mL methane equals 1 g COD removal (Speece, 1996). The temperature of digestion condition can not improve the potential of biogas production because Thailand is a tropical country. The temperature is almost 25-28°C which is suitable for anaerobic bacteria. However, the R5 (wastewater 200 mL and decanter cake 10 g) shows the highest of the methane yield and biogas production in both experiments.

The biogas yield shows no significant difference in the mixing and incubated at 38±1°C between the Experiment II and Experiment III (**Fig. 9**). The methane yield is more or less similar in all reactors of the Experiment II and Experiment III.

Nevertheless, the co-digestion between decanter cake and various wastewaters should be taken into consideration, for scale-up purposes, in operating at industrial scale with continuous system.

5. CONCLUSION

The aim of this study is to analyze the effect of the biogas yield performance in biogas production using various parameters. The three main parameters in this study are the raw materials, the mixing and the temperature. The effect of wastewater and solid content to biogas yield was studied by performing the BMP batch experiments. There are large variations among the raw materials studied regarding degradability. These high biogas yields are obtained only by co-digestion with other raw materials.

The co-digestion of decanter cake with wastewater has a stimulatory effect on methane gas productions and methane percentages in BMP test. The co-digestion of decanter cake with rubber block wastewater of reactor 4 (R4 of Experiment I) gave the highest biogas yield at 3,809 mL methane/g COD removal. This result indicates that co-digestion processes at a higher efficiency than that of wastewater alone. This study shows that anaerobic co-digestion of decanter cake with wastewater is a feasible process in the stabilization of the waste and in the increasing potential of wastewater to biogas production.

6. ACKNOWLEDGEMENT

Reachers are grateful to the annual government statement of expenditure 2011, National Research Council of Thailand (NRCT), Thailand for the financial support for carrying out this study.

7. REFERENCES

Angelidaki, I., M. Alves, D. Bolzonella, L. Borzacconi and J.L. Campos *et al.*, 2009. Defining the Biomethane Potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: A proposed protocol for batch assays. Water Sci. Technol., 59: 927-934. DOI: 10.2166/wst.2009.040

APHA, 1971. Standard Method for the Examination of Water and Wastewater. 13th Edn., American Public Health Association, Washington, pp: 874.

Torres-Castillo, R., P. Llabrés-Luengo and J. Mata-Alvarez, 1995. Temperature effect on anaerobic digestion of bedding straw in a one phase system at different inoculum concentration. Agric. Ecosyst. Environ., 54: 55-66. DOI: 10.1016/0167-8809(95)00592-G

Chavalparit, O., W.H. Rulkens, A.P.J. Mol and S. Khaodhair, 2006. Options for environmental sustainability of the crude palm oil industry in Thailand through enhancement of industrial ecosystems. Environ. Devel. Sustainability, 8: 271-287. DOI: 10.1007/s10668-005-9018-z

Gunaseelan, V.N., 1997. Anaerobic digestion of biomass for methane production: A review. Biomass Bioenergy, 13: 83-114. DOI: 10.1016/S0961-9534(97)00020-2

Holm-Nielsen, J.B., T. Al Seadi and P. Oleskowicz-Popiel, 2009. The future of anaerobic digestion and biogas utilization. Bioresource Technol., 100: 5478-5484. DOI: 10.1016/j.biortech.2008.12.046

Karellas, S., I. Boukis and G. Kontopoulos, 2010. Development of an investment decision tool for biogas production from agricultural waste. Renew. Sustainable Energy Rev., 14: 1273-1282. DOI: 10.1016/j.rser.2009.12.002

Kirkeby, J.T., H. Birgisdottir, T.L. Hansen, T.H. Christensen and G.S. Bhander *et al.*, 2006. Evaluation of environmental impacts from municipal solid waste management in the municipality of Aarhus, Denmark (EASEWASTE). Waste Manage. Res., 24: 16-26. DOI: 10.1177/0734242X06062598

Koblitsch, P., C. Pfeifer and H. Hofbauer, 2008. Catalytic steam reforming of model biogas. Fuel, 87: 701-706. DOI: 10.1016/j.fuel.2007.06.002

Nayono, S.E., C. Gallert and J. Winter, 2010. Co-digestion of press water and food waste in a biowaste digester for improvement of biogas production. Bioresource Technol., 101: 6987-6993. DOI: 10.1016/j.biortech.2010.03.123

Owen, W.F., D.C. Stuckey, J.B. Healy Jr., L.Y. Young and P.L. McCarty, 1979. Bioassay for monitoring biochemical methane potential and anaerobic toxicity. Water Res., 13: 485-492. DOI: 10.1016/0043-1354(79)90043-5

Paepatung, N., A. Nopharatana and W. Songkasiri, 2009. Bio-methane potential of biological solid materials and agricultural wastes. Asian J. Energy Environ., 10: 19-27.

Parawira, W., M. Murto, J.S. Read and B. Mattiasson, 2007. A study of two-stage anaerobic digestion of solid potato waste using reactors under mesophilic and thermophilic conditions. Environ. Technol., 28: 1205-1216. DOI: 10.1080/09593332808618881

Pipatmanomai, S., S. Kaewluan and T. Vitidsant, 2009. Economic assessment of biogas-to-electricity generation system with H_2S removal by activated carbon in small pig farm. Applied Energy, 86: 669-674. DOI: 10.1016/j.apenergy.2008.07.007

Sosnowski, P., A. Wieczorek and S. Ledakowicz, 2003. Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes. Adv. Environ. Res., 7: 609-616. DOI: 10.1016/S1093-0191(02)00049-7

Speece, R.E., 1996. Anaerobic Biotechnology: For Industrial Wastewaters. Archae Press, Nashville, ISBN-10: 0965022609, pp: 394.

Truong, L.V.A. and N. Abatzoglou, 2005. A H_2S reactive adsorption process for the purification of biogas prior to its use as a bioenergy vector. Biomass Bioenergy, 29: 142-151. DOI: 10.1016/j.biombioe.2005.03.001

Yadvika, Santosh, T.R. Sreekrishnan, S. Kohli and V. Rana, 2004. Enhancement of biogas production from solid substrates using different techniques-a review. Bioresource Technol., 95: 1-10. DOI: 10.1016/j.biortech.2004.02.010

Yahya, A., C.P. Sye, T.A. Ishola and H. Suryanto, 2010. Effect of adding palm oil mill decanter cake slurry with regular turning operation on the composting process and quality of compost from oil palm empty fruit bunches. Bioresource Technol., 101: 8736-8741. DOI: 10.1016/j.biortech.2010.05.073

Yen, H.W. and D.E. Brune, 2007. Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane. Bioresource Technol., 98: 130-134. DOI: 10.1016/j.biortech.2005.11.010

เอกสารแนบที่ 2

การศึกษาการเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพเบื้องต้นด้วยถากตะกอนดีแคนเตอร์ สำหรับการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง

กฤติกา พันธนสิทธิ์, ราตรี แก้วเพง และ ณัชชา เกาะอ่อ *

สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมโยธา คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

*Corresponding author (thanya.k@psu.ac.th)

บทคัดย่อ

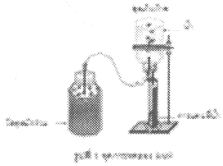
งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพเบื้องต้นด้วยถากตะกอนดีแคนเตอร์ สำหรับการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่ง โดยการศึกษาจะแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ส่วนที่ 1 เป็นการศึกษาหาค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุด (Ultimate COD removal) ของตะกอนดีแคนเตอร์ ที่ได้จากการทดลองในขวดซีรั่ม (Serum bottle) ที่ปริมาตรทำงาน 100 มิลลิลิตร ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ในสภาวะไม่มีอากาศ ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 5 10 15 20 และ 25 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ ซึ่งผลการทดลองพบว่าที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 20 กรัมต่อลิตร ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,335 มิลลิกรัมต่อลิตร และมีค่าสูงสุดเท่ากับ 74% ซึ่งผลการทดลองในการทดลองนี้จะนำไปใช้ในการหาปริมาณของตะกอนดีแคนเตอร์ที่เหมาะสมในการเติมลงในน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งในการทดลองส่วนที่ 2 ต่อไป ส่วนที่ 2 เป็นการศึกษาการเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพเบื้องต้นด้วยถากตะกอนดีแคนเตอร์ ในการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งในขวดซีรั่ม (Serum bottle) ที่ปริมาตรทำงาน 250 มิลลิลิตร ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ในสภาวะไม่มีอากาศ ซึ่งการทดลองแบ่งออกเป็น 6 ชุดการทดลอง ดังนี้ ชุดที่ 1 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 2 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 3 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 4 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 5 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร และชุดที่ 6 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ตามลำดับ ซึ่งแต่ละชุดการทดลองจะมีการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 5 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 2 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 10 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 3 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 15 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 4 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 20 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 5 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 25 กรัมต่อลิตร และชุดที่ 6 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 30 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ ซึ่งผลการทดลองพบว่า ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 15 กรัมต่อลิตร ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และมีค่าสูงสุดเท่ากับ 55% ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับการทดลองในส่วนที่ 1 แล้ว พบว่าการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งลงในตะกอนดีแคนเตอร์ ทำให้ความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดลดลง ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งลงในตะกอนดีแคนเตอร์ ทำให้ความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดลดลง

บทนำ

ปัจจุบันนี้เป็นยุคที่มีการพัฒนาอย่างรวดเร็วทั้งในด้านเทคโนโลยีและการดำรงชีวิตประจำวันของมนุษย์ ซึ่งการพัฒนาดังกล่าวนี้ส่งผลให้มีการใช้พลังงานเพิ่มขึ้นอย่างมาก ทั้งในด้านการผลิตกระแสไฟฟ้า การขนส่ง และการใช้ในครัวเรือน ซึ่งแหล่งพลังงานที่สำคัญในปัจจุบันนี้ก็คือ น้ำมันเชื้อเพลิง ซึ่งเป็นพลังงานที่ได้จากซากดึกดำบรรพ์ ซึ่งเป็นพลังงานที่ใช้แล้วหมดไป ไม่สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้ ดังนั้นจึงทำให้ในปัจจุบันนี้ทั่วโลกต่างก็ให้ความสนใจกับการหาพลังงานทดแทนที่สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้ เพื่อลดการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงลง ซึ่งพลังงานทดแทนที่ได้รับความสนใจในปัจจุบันนี้ก็คือ พลังงานชีวภาพ (Biomass energy) ซึ่งเป็นพลังงานที่ได้จากสิ่งมีชีวิตต่างๆ ที่มีอยู่ในธรรมชาติ ไม่ว่าจะเป็นพืช สัตว์ หรือจุลินทรีย์ ซึ่งพลังงานชีวภาพที่ได้รับความสนใจในปัจจุบันนี้ก็คือ ก๊าซชีวภาพ (Biogas) ซึ่งเป็นก๊าซที่ได้จากกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไม่มีอากาศ (Anaerobic digestion) ซึ่งก๊าซชีวภาพที่ได้จากกระบวนการนี้ส่วนใหญ่จะประกอบไปด้วยก๊าซมีเทน (CH4) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO2) เป็นหลัก ซึ่งก๊าซมีเทนที่ได้จากกระบวนการนี้สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้ในหลายๆ ด้าน ไม่ว่าจะเป็นการนำไปใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้า การนำไปใช้ในครัวเรือน หรือการนำไปใช้ในการขนส่ง เป็นต้น ดังนั้นจึงทำให้ในปัจจุบันนี้มีการนำเอาเทคโนโลยีการผลิตก๊าซชีวภาพมาใช้ในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมต่างๆ กันอย่างแพร่หลาย (Metcalf and Eddy, 2003)

วิธีการดำเนินการทดลอง

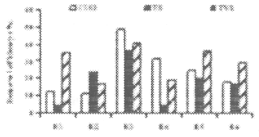
ในการทดลองนี้ เป็นการทดลองในขวดซีรั่ม ซึ่งจะมีการทดลองทั้งหมด 2 ส่วน ด้วยกัน ซึ่งในการทดลองส่วนที่ 1 นั้น เป็นการทดลองหาค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุด (Ultimate COD removal) ของตะกอนดีแคนเตอร์ ที่ได้จากการทดลองในขวดซีรั่ม (Serum bottle) ที่ปริมาตรทำงาน 100 มิลลิลิตร ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ในสภาวะไม่มีอากาศ ซึ่งการทดลองแบ่งออกเป็น 5 ชุดการทดลอง ดังนี้ ชุดที่ 1 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร ชุดที่ 2 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร ชุดที่ 3 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร ชุดที่ 4 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร และชุดที่ 5 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร ตามลำดับ ซึ่งแต่ละชุดการทดลองจะมีการเติมตะกอนดีแคนเตอร์ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 5 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 2 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 10 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 3 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 15 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 4 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 20 กรัมต่อลิตร และชุดที่ 5 เป็นชุด 100 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 25 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ ซึ่งผลการทดลองพบว่า ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 15 กรัมต่อลิตร ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,335 มิลลิกรัมต่อลิตร และมีค่าสูงสุดเท่ากับ 74% ซึ่งผลการทดลองในการทดลองนี้จะนำไปใช้ในการหาปริมาณของตะกอนดีแคนเตอร์ที่เหมาะสมในการเติมลงในน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งในการทดลองส่วนที่ 2 ต่อไป ส่วนที่ 2 เป็นการศึกษาการเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพเบื้องต้นด้วยถากตะกอนดีแคนเตอร์ ในการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งในขวดซีรั่ม (Serum bottle) ที่ปริมาตรทำงาน 250 มิลลิลิตร ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ในสภาวะไม่มีอากาศ ซึ่งการทดลองแบ่งออกเป็น 6 ชุดการทดลอง ดังนี้ ชุดที่ 1 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 2 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 3 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 4 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 5 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร และชุดที่ 6 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ตามลำดับ ซึ่งแต่ละชุดการทดลองจะมีการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 5 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 2 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 10 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 3 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 15 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 4 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 20 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 5 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 25 กรัมต่อลิตร และชุดที่ 6 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 30 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ ซึ่งผลการทดลองพบว่า ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 15 กรัมต่อลิตร ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และมีค่าสูงสุดเท่ากับ 55% ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับการทดลองในส่วนที่ 1 แล้ว พบว่าการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งลงในตะกอนดีแคนเตอร์ ทำให้ความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดลดลง ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งลงในตะกอนดีแคนเตอร์ ทำให้ความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดลดลง



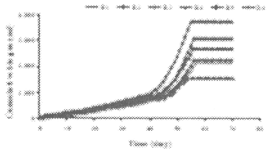
รูปที่ 1 ชุดการทดลอง BMP

ผลการทดลอง

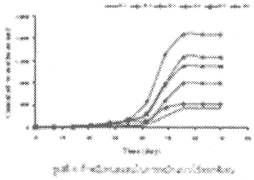
ผลการทดลองหาค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุด (Ultimate COD removal) ของตะกอนดีแคนเตอร์ ที่ได้จากการทดลองในขวดซีรั่ม (Serum bottle) ที่ปริมาตรทำงาน 100 มิลลิลิตร ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ในสภาวะไม่มีอากาศ ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 5 10 15 20 และ 25 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ ซึ่งผลการทดลองพบว่าที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 20 กรัมต่อลิตร ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,335 มิลลิกรัมต่อลิตร และมีค่าสูงสุดเท่ากับ 74% ซึ่งผลการทดลองในการทดลองนี้จะนำไปใช้ในการหาปริมาณของตะกอนดีแคนเตอร์ที่เหมาะสมในการเติมลงในน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งในการทดลองส่วนที่ 2 ต่อไป ส่วนที่ 2 เป็นการศึกษาการเพิ่มศักยภาพในการผลิตก๊าซชีวภาพเบื้องต้นด้วยถากตะกอนดีแคนเตอร์ ในการหมักน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งในขวดซีรั่ม (Serum bottle) ที่ปริมาตรทำงาน 250 มิลลิลิตร ที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ในสภาวะไม่มีอากาศ ซึ่งการทดลองแบ่งออกเป็น 6 ชุดการทดลอง ดังนี้ ชุดที่ 1 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 2 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 3 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 4 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ชุดที่ 5 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร และชุดที่ 6 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ตามลำดับ ซึ่งแต่ละชุดการทดลองจะมีการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 5 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 2 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 10 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 3 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 15 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 4 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 20 กรัมต่อลิตร ชุดที่ 5 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 25 กรัมต่อลิตร และชุดที่ 6 เป็นชุด 200 มิลลิลิตร ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 30 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ ซึ่งผลการทดลองพบว่า ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ 15 กรัมต่อลิตร ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และมีค่าสูงสุดเท่ากับ 55% ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับการทดลองในส่วนที่ 1 แล้ว พบว่าการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งลงในตะกอนดีแคนเตอร์ ทำให้ความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดลดลง ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าการเติมน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งลงในตะกอนดีแคนเตอร์ ทำให้ความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดลดลง



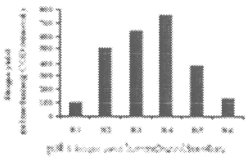
รูปที่ 2 การหาค่า COD, TS และ TVS ในการทดลองในขวดซีรั่ม



รูปที่ 3 ก๊าซชีวภาพสะสมในการทดลองในขวดซีรั่ม



รูปที่ 4 ก๊าซมีเทนสะสมในการทดลองในขวดซีรั่ม



รูปที่ 5 Biogas yield ในการทดลองในขวดซีรั่ม

สรุปผลการทดลอง

ผลการทดลองจากการทดลองนี้สรุปได้ว่า เมื่อนำน้ำเสียจากโรงงานยางแท่งมาเติมลงในตะกอนดีแคนเตอร์ ที่ความเข้มข้นของตะกอนดีแคนเตอร์ ชุดที่ 1 ได้ปริมาตรน้ำเสีย 100 ml ซึ่งมีการทดลองเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 5 g ได้ปริมาตร 50 ml, ชุดที่ 2 ได้ปริมาตรน้ำเสีย 100 ml ซึ่งมีการทดลองเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 10 g ได้ปริมาตร 100 ml, ชุดที่ 3 ได้ปริมาตรน้ำเสีย 100 ml ซึ่งมีการทดลองเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 15 g ได้ปริมาตร 150 ml, ชุดที่ 4 ได้ปริมาตรน้ำเสีย 100 ml ซึ่งมีการทดลองเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 20 g ได้ปริมาตร 200 ml และชุดที่ 5 ได้ปริมาตรน้ำเสีย 100 ml ซึ่งมีการทดลองเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 25 g ได้ปริมาตร 250 ml ซึ่งจากการทดลองพบว่าที่ชุดการทดลองที่ 4 ซึ่งมีการเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 20 g ได้ปริมาตรน้ำเสีย 200 ml ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,335 mg/l ซึ่งเป็นค่าที่สูงที่สุดในการทดลองนี้ ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าที่ชุดการทดลองที่ 4 ซึ่งมีการเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 20 g ได้ปริมาตรน้ำเสีย 200 ml ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,335 mg/l ซึ่งเป็นค่าที่สูงที่สุดในการทดลองนี้ ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าที่ชุดการทดลองที่ 4 ซึ่งมีการเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 20 g ได้ปริมาตรน้ำเสีย 200 ml ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,335 mg/l ซึ่งเป็นค่าที่สูงที่สุดในการทดลองนี้ ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าที่ชุดการทดลองที่ 4 ซึ่งมีการเติมตะกอนดีแคนเตอร์ 20 g ได้ปริมาตรน้ำเสีย 200 ml ให้ค่าความสามารถในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในรูปของ COD สูงสุดเท่ากับ 1,335 mg/l ซึ่งเป็นค่าที่สูงที่สุดในการทดลองนี้

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้ได้รับการสนับสนุนจากบัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ปีงบประมาณ 2554

เอกสารอ้างอิง

[1] Metcalf & Eddy, Inc., Tchobanoglous G., Burton F.L., and Stensel H.D. 2003. Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 4th Edition, McGraw-Hill Book Company, New York.

[2] APHA, AWWA, and WEF. 2005. Standard methods for the examination of water and wastewater, 21st edition, American Public Health Association, New York.