

สำนักหอสมุดกลาง พระจอมเกล้าลาดกระบัง

รายงานการวิจัย

เรื่อง

การออกแบบการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิกสำหรับน้ำทิ้งจากโรงอาหาร

DESIGN FOR AN ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM FOR REFECTORY
WASTEWATER

โดย

นายมงคล เพ็ญสายใจ



T034412

RCH

TD

๗๕๕

๘/๑๑/๕๖

ภาควิชาชีววิทยาประยุกต์ คณะวิทยาศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีงบประมาณ ๒๕๔๐

เลขหมู่.....

เลขทะเบียน 34412

วัน, เดือน, ปี - 1 พ.ย. ๒๕๔๒

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่จัดทำไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทคัดย่อ

การศึกษานี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการออกแบบการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิก โดยใช้ระบบหมักชนิด upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASBR) สำหรับวัสดุเหลือทิ้งในโรงอาหาร ในระดับห้องปฏิบัติการ ระบบ UASBR ที่ใช้มีถึงขนาด 6.72 ลิตร สูง 1 เมตร เส้นผ่าศูนย์กลาง 0.1 เมตร ศึกษาการย่อยสลายน้ำทิ้งจากโรงอาหาร ที่มีปริมาณสารอินทรีย์ในรูป COD ประมาณ 3,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิห้อง โดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบ UASBR ทั้ง 2 ถึง โดยน้ำเสียที่เข้าสู่ถังที่ 1 และ 2 จะถูกบำบัด

ดำเนินระบบโดยใช้ hydraulic retention time (HRT) 96, 48, 24, และ 12 ชั่วโมง ซึ่งเทียบได้กับ organic loading rate (OLR) 0.75, 1.5, 3.0 และ 6.0 กก.COD /ม³ .วัน ตามลำดับ ผลการศึกษาพบว่า UASBR สามารถลด COD ได้มากกว่า 90 เปอร์เซ็นต์ ที่ HRT 24 ชั่วโมง ก๊าซชีวภาพที่เกิดจากระบบมีค่าระหว่าง 187-246 ลิตร/กก. COD ที่เข้าสู่ระบบ (ปริมาตรก๊าซสถานะมาตรฐาน, STP) โดยมีส่วนประกอบของก๊าซมีเทนประมาณ 60 เปอร์เซ็นต์ ของปริมาณก๊าซทั้งหมด ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่า ระบบ UASBR สามารถย่อยสลายวัสดุเหลือทิ้งในโรงอาหารได้อย่างมีประสิทธิภาพ

Abstract

This study was carried out to assess the feasibility and efficiency in the design for anaerobic digestion system for refectory wastewater by a laboratory scale upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASBR). Four 6.72 liter UASB reactors, each of 1.0 m. height and 0.1 m. diameter were employed. The reactors were used to treat influent of about 3,000 mg/l. Chemical oxygen demand (COD) per liter at ambient temperature. Two reactors were fed with sludge starter from biogas reactor.

Both reactor were operated with a hydraulic retention time (HRT) of 96, 48, 24 and 12 hrs, corresponding to organic loading rate (OLR) of 0.75, 1.5, 3.0 and 6.0 kg COD /m³.d respectively. Over 90 percent COD removal was achieve within 24-96 hrs. Total gas production rate was found to be between 185-246 l/kg COD (added) (at STP) and the percentage of methane content were 60% (v/v)

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ก
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	ข
สารบัญ	ค
บทที่ 1 บทนำ	1
บทที่ 2 การตรวจเอกสาร	3
บทที่ 3 อุปกรณ์และวิธีการ	9
บทที่ 4 ผลทงและวิจารณ์	13
บทที่ 5 สรุป	24
เอกสารอ้างอิง	25
ภาคผนวก	30



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 1

บทนำ

กิจกรรมการอุปโภคของมนุษย์ ไม่ว่าจะตามบ้านเรือนหรือร้านอาหารจะเป็นสาเหตุให้เกิด วัสดุเหลือทิ้ง เช่น เศษอาหารและน้ำล้างจานขามปริมาณมาก ซึ่งถ้าทำการกำจัดโดยไม่ใช้ เทคโนโลยี จะทำให้เกิดมลพิษในสิ่งแวดล้อมขึ้นได้ตลอดเวลา วัสดุเหลือทิ้งเหล่านี้จะถูกกำจัด โดยไม่ใช้เทคโนโลยี จึงควรที่จะมีการค้นคว้าหาวิธีการกำจัดที่ถูกต้อง วิธีที่ได้รับความนิยมมาก วิธีหนึ่ง คือการนำมาเป็นวัตถุดิบในการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิก เนื่องจากมีการพัฒนารูป แบบการทำงานให้ง่าย มีประสิทธิภาพสูงสามารถรับภาระของเสียได้ในอัตราสูง โดยมีค่าใช้จ่ายต่ำ ตลอดจนการควบคุมดูแลระบบ ไม่ยุ่งยากมากนัก นอกจากนี้ยังสามารถใช้ได้กับน้ำเสียที่มีความ สกปรกทั้งต่ำและสูงได้ ทำให้เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสีย ในสภาวะแอนแอโรบิกเป็นที่นิยมใช้ อย่างแพร่หลายในประเทศไทย

ระบบ upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASBR) เป็นเทคโนโลยีในการกำจัด น้ำเสีย ในสภาวะแอนแอโรบิกที่ได้รับการพัฒนา ให้มีข้อดีคือ มี solid retention time (SRT) ของจุลินทรีย์เพิ่มขึ้น เนื่องจากไม่มีการดึงตะกอนจุลินทรีย์ออกจากของเหลวที่ออกจากถังหมัก (effluent) การที่ retention time ของจุลินทรีย์นานขึ้น มีผลให้ของเหลวใช้ระยะเวลาอยู่ในถังหมัก (hydraulic retention time, HRT) ลดลง เมื่อเทียบกับระบบ conventional แล้ว ระบบ UASBR จึง สามารถกำจัดของเสียได้อย่างมีประสิทธิภาพทำให้ปริมาตรของถังหมักมีขนาดเล็กลง และราคาค่า ก่อสร้างจะต่ำลงด้วย (Louis, 1987)

ดังนั้นการศึกษาเพื่อพัฒนาเกี่ยวกับการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิก โดยใช้วัสดุเหลือ ทิ้งในโรงอาหาร จึงเป็นแนวทางหนึ่งในการกำจัดของเสีย เพื่อลดปัญหาสิ่งแวดล้อมเป็นพิษ และ ยังจะได้พลังงานในรูปแบบก๊าซชีวภาพอีกด้วย (สำนักงานพลังงานแห่งชาติ, 2527) การทดลองนี้จึงได้ ทำการศึกษาการย่อยสลายวัสดุเหลือทิ้งในโรงอาหารในสภาวะแอนแอโรบิก ด้วยระบบ UASBR โดยใช้แหล่งเชื้อจุลินทรีย์เริ่มต้นเป็นเชื้อจากถังหมักก๊าซชีวภาพที่มีจุลินทรีย์ EM ผสมอยู่ เปรียบ เทียบกับเชื้อจุลินทรีย์เริ่มต้นจากถังหมักก๊าซชีวภาพที่ไม่มีจุลินทรีย์ EM ผสม เพื่อดูประสิทธิภาพ การย่อยสลายสารอินทรีย์ การลดปริมาณของแข็งประเภทต่าง ๆ และปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้ ในแต่ละวัน

เอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

วัตถุประสงค์

1. เพื่อศึกษาประสิทธิภาพของระบบ Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASBR)
2. เพื่อศึกษาระยะเวลาที่เก็บน้ำเสีย (HRT) และอัตราการสัมผัสสารอินทรีย์ (OLR) ที่เหมาะสมในระบบหมัก
3. เพื่อศึกษาปริมาณก๊าซชีวภาพที่ได้ที่ HRT และ OLR ต่างๆ



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 2

การตรวจเอกสาร

1. ลักษณะของน้ำทิ้งจากโรงอาหาร

น้ำทิ้งจากโรงอาหารหรือภัตตาคาร เกิดจากการล้างภาชนะ การปรุงอาหาร และการทำความสะอาดพื้น เป็นน้ำทิ้งที่มีความสกปรกสูง ตัวอย่างเช่น น้ำทิ้งจากร้าน ส. กุ้งเผา ซึ่งเป็นร้านอาหารขนาด 80 โต๊ะ พื้นที่จำหน่ายอาหาร 40x20 ตารางเมตร มีน้ำเสียจากการล้างภาชนะ และการประกอบอาหารประมาณ 8 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน มีบีโอดี 2,424.41 มิลลิกรัมต่อลิตร และมีค่าสารแขวนลอยเท่ากับ 1,057.65 มิลลิกรัมต่อลิตร (บุญส่ง, 2534)

ธงชัยและคณะ (2530) ได้รายงานลักษณะของน้ำเสียจากอาคารประเภทต่าง ๆ เช่น หอพัก ภัตตาคาร โรงพยาบาล ตลาดสด อาคารสำนักงาน พบว่า น้ำทิ้งจากภัตตาคาร มีค่า บีโอดี เฉลี่ย 1,377 มิลลิกรัมต่อลิตร และค่า SS เฉลี่ย 659 มิลลิกรัมต่อลิตร และมีอัตราการไหลของน้ำทิ้งที่เกิดขึ้นประมาณ 58.09 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน เมื่อเปรียบเทียบลักษณะน้ำเสียของอาคารประเภทต่าง ๆ ของแหล่งชุมชนแล้ว จะเห็นได้ว่าน้ำทิ้งจากโรงอาหารหรือภัตตาคาร มีความสกปรกสูง ควรที่จะได้รับการบำบัดอย่างจริงจังก่อนปล่อยลงสู่แหล่งน้ำตามธรรมชาติต่อไป

2 กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะแอนแอโรบิก (anaerobic digestion)

2.1 ชีวิตเคมีของการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิก (Marty, 1984; Hoeland และคณะ, 1987; Lowe และคณะ, 1993)

กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะแอนแอโรบิก ซึ่งเป็นสภาวะที่ไร้ออกซิเจนและไม่มียีสออกซิเจน สารอินทรีย์ซึ่งมีขนาดโมเลกุลใหญ่จะถูกย่อยสลายให้มีขนาดเล็กและเป็นก๊าซมีเทนในที่สุด ซึ่งแบ่งขั้นตอนการเปลี่ยนแปลงทางชีวเคมีเป็น 3 ขั้นตอนดังนี้

ขั้นที่ 1 กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์เป็นสารมอนอเมอร์ และการหมักมอนอเมอร์

เอกสารนี้เป็นทรัพย์สินของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ในขั้นตอนนี้สารอินทรีย์ที่มีโครงสร้างซับซ้อนและมีขนาดโมเลกุลใหญ่ (polymer) ซึ่งไม่สามารถละลายน้ำได้ เช่น คาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน จะถูกทำให้ละลายน้ำโดยปฏิกิริยาจะได้สารมอนอเมอร์ (monomer) มีโครงสร้างขนาดเล็กที่สามารถละลายน้ำได้ เช่น น้ำตาลกลูโคส กรดอะมิโน และกรดไขมัน เป็นต้น จากนั้นสารมอนอเมอร์ จะถูก acid forming bacteria ใช้เป็นแหล่งคาร์บอนและพลังงาน โดยกระบวนการเฟอร์เมนเตชัน ผลของปฏิกิริยาจะได้กรดอินทรีย์ต่างๆ เช่น กรดฟอร์มิก กรดอะซิติก กรดไพรูวอิก กรดบิวทิริก และกรดวาเลอิก เป็นต้น นอกจากนี้จะได้แอลกอฮอล์ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซไฮโดรเจนอีกด้วย

ขั้นที่ 2 กระบวนการเปลี่ยนกรดอินทรีย์เป็นกรดอะซิติก (acetogenesis) (Marty, 1984; Holland และคณะ, 1987)

ขั้นตอนนี้ acetogenic bacteria จะเปลี่ยนกรดอินทรีย์ต่างๆ ซึ่งส่วนใหญ่เป็นกรดระเหยมีคาร์บอนไม่เกิน 5 ตัว เป็นอะซิเตท ฟอร์มเมท ก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นสารประกอบสำคัญในการสร้างก๊าซมีเทน กระบวนการนี้ถือเป็นกระบวนการสำคัญที่หลีกเลี่ยงการสะสมของกรดอินทรีย์ และไฮโดรเจน ในปริมาณที่สูงพอจะยับยั้งกระบวนการสร้างก๊าซมีเทนได้

ขั้นที่ 3 กระบวนการสร้างก๊าซมีเทน (methanogenesis)

อะซิเตท ฟอร์มเมท ก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากขั้นที่ 3 จะถูก methanogenic bacteria ย่อยสลาย แล้วเปลี่ยนให้เป็นก๊าซต่างๆ ได้แก่ ก๊าซมีเทน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ก๊าซมีเทนประมาณ 70 เปอร์เซ็นต์ จะเกิดจากกรดอะซิติก ส่วนที่เหลือจะเกิดจากปฏิกิริยารีดักชันของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Barker, 1985) นอกจากนี้อาจเกิดจากฟอร์มเมท เมทริลเอมีน และเมทานอล (Batch และคณะ, 1979)

2.2 จุลินทรีย์ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะแอนแอโรบิก (Marty, 1984)

แต่ละชั้นตอนของกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ ในสภาวะไร้ออกซิเจนนั้น ต้องอาศัยการทำงานที่แตกต่างกันของจุลินทรีย์หลายชนิด โดยแบ่งจุลินทรีย์ที่เกี่ยวข้องได้เป็น 3 กลุ่มใหญ่ดังนี้

2.2.1 *Hydrolitic fermentative microorganisms*

เป็นกลุ่มแบคทีเรียที่พบในกระบวนการย่อยสลายในขั้นที่ 1 และ 2 (*hydrolytic* และ *acidogenic bacteria*) แบคทีเรียกลุ่มนี้มีความสามารถทนต่อการเปลี่ยนแปลงของสภาพแวดล้อมต่าง ๆ ได้ดี เจริญในช่วงพีเอช 4.0-4.5 และมีอัตราการเจริญเติบโตสูง (Johnes และคณะ, 1987) แบคทีเรียกลุ่มนี้ทั้งพวก *aerobe*, *facultative anaerobe* และ *strictly anaerobe* แบคทีเรียดังกล่าว ได้แก่ แบคทีเรียใน family *Streptococcaceae*, *Bacillaceae*, *Lactobacilloaceae*, *Enterobacillaceae* และแบคทีเรียในสกุล *Actinomyces*, *Eubacterium*, *Bacteriodes*, *Peptococcus*, *Actinomyces* และ *Staphylococcus* (Hobson, 1981; Innotti และคณะ, 1982; Holland และคณะ, 1987) แบคทีเรียเหล่านี้มีอยู่ประมาณ 10^8 - 10^9 เซลล์ต่อมิลลิลิตรในตะกอนน้ำโสโครก (ESCAP, 1984)

2.2.2 *Acetogenic bacteria*

Acetogenic bacteria หรือ *acetogens* เป็นกลุ่มแบคทีเรียที่พบในกระบวนการเปลี่ยนกรดอินทรีย์เป็นกรดอะซิติก (*acetogenesis*) แบ่งได้เป็น 2 กลุ่มคือ *Hydrogen producing acetogenic bacteria* และ *homoacetogenic bacteria* (Novaes, 1986)

Hydrogen producing acetogenic bacteria เป็นแบคทีเรียที่สามารถย่อยสลายกรดอินทรีย์ที่มีคาร์บอนหลายอะตอม หรือแอลกอฮอล์ให้เป็นกรดอะซิติก ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซไฮโดรเจน (Bryant, 1979; Macleod และคณะ, 1990) ซึ่งก๊าซไฮโดรเจนนั้นมีบทบาทสำคัญในการควบคุมปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในระบบ โดยถ้ามีก๊าซไฮโดรเจนเกิดขึ้นปริมาณมาก ทำให้ H^+ เพิ่มมากขึ้น ถ้าพีเอชในถังหมักจึงเป็นกรดเข้มข้นขึ้น ซึ่งในที่สุดจะมีผลยับยั้งการเจริญเติบโต

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ของ hydrogen producing acetogenic bacteria แต่ถ้าในระบบมี methanogens อยู่ด้วย ก๊าซไฮโดรเจนจะถูกใช้ไปในการสร้างก๊าซมีเทน จึงทำให้ในถังหมักมีปริมาณก๊าซมีเทนไม่สูงมากถึงระดับที่เป็นพิษได้ แบคทีเรียในกลุ่มนี้ได้แก่ *Desulfovibrio*, *Selenomonas*, *Ruminococcus*, *Syntrophomonas*

Homoacetogenic bacteria เป็นแบคทีเรียที่สามารถใช้สารประกอบที่มีคาร์บอนหลายอะตอม เช่น น้ำตาลกลูโคส ไพรูเวท แลคเตท หรือสารประกอบที่มีหนึ่งคาร์บอน เช่น ฟอर्मท ก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ แบคทีเรียกลุ่มนี้ได้แก่ *Clostridium thermoaceticum*, *Acetobacterium carbinolium*, *Acetoanaerobicum naterae*, *Eubacterium limosum* (Sharak – Genthner และคณะ, 1981; Eichler และ Schink, 1984; Sleat และคณะ, 1985; Novaes, 1986) แบคทีเรียกลุ่มนี้มีอยู่ประมาณ 10^5 เซลล์ต่อมิลลิลิตร ในตะกอนที่มีอุณหภูมิปานกลาง (Bruan และคณะ, 1979)

2.2.3 Methanogenic bacteria

Methanogenic bacteria หรือ methanogens เป็นแบคทีเรียกลุ่มท้ายสุดที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะแอนแอโรบิกให้ได้ก๊าซมีเทน แบคทีเรียกลุ่มนี้จัดเป็นพวกที่ไม่ต้องการอากาศอย่างแท้จริง (strictly anaerobe) เนื่องจากออกซิเจนจะเป็นพิษต่อแบคทีเรียหลายชนิดที่สร้างก๊าซมีเทน (Jarrel, 1985) แบคทีเรียกลุ่มนี้เจริญได้ดีในอุณหภูมิที่ต่างช่วงกัน คือพวกที่เป็น mesophile เจริญได้ดีที่อุณหภูมิ 15-40°C ในขณะที่พวก thermophile เจริญได้ดีที่อุณหภูมิ 55-65°C (Novaes, 1986) อัตราการเจริญของ methanogens จะช้ากว่าแบคทีเรียชนิดอื่นในกระบวนการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิก โดยต้องใช้เวลา 3-5 วันในการแบ่งเซลล์เพิ่มจำนวนเป็น 2 เท่า และมีความทนทานต่อการเปลี่ยนแปลงของสภาวะแวดล้อมได้น้อย สามารถเจริญได้ดีในพีเอชที่เป็นกลางประมาณ 6.8-7.2 (Huser และคณะ, 1982) นอกจากนี้ยังมีข้อจำกัดเกี่ยวกับการใช้สารอาหารจำนวนน้อยชนิด และต้องมีโครงสร้างที่ไม่ซับซ้อน เช่น กรดอะซิติก และสารประกอบที่มีคาร์บอนหนึ่งอะตอมเท่านั้น เช่น ฟอर्मท เมทานอล และเมทิลเอมีน (Ferguson และ Mah, 1983)

การจัดจำแนก methanogens ได้อาศัยหลักการใช้สารอาหารที่แตกต่างกันของแบคทีเรีย (Mahendra และคณะ, 1991) โดยแบ่งออกเป็น 2 กลุ่มคือ acetoclastic methanogens และ CO₂ reducing methanogens

acetoclastic methanogens เป็นแบคทีเรียที่สร้างก๊าซมีเทนขึ้นจากหมู่เมทิลในโมเลกุลอะซิเตท โดยพบว่าก๊าซมีเทนในถังหมักมากกว่า 70 เปอร์เซ็นต์ เกิดขึ้นจากการใช้อะซิเตทของแบคทีเรีย (Zinder และ Anguish, 1992)

CO₂ reducing methanogens หรือ hydrogen oxidizing methanogens เป็นแบคทีเรียที่สร้างมีเทนจากการรีดิวซ์ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยก๊าซไฮโดรเจน โดยพบว่ามากกว่า 20 เปอร์เซ็นต์ ของก๊าซมีเทนในถังหมักเกิดขึ้นโดยแบคทีเรียกลุ่มนี้ (Speece, 1983) methanogens ที่สำคัญ ได้แก่ แบคทีเรียในสกุล *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanococcus*, *Methanomicrobium*, *Methanopirillum* และ *Methanothrix* (Taylor, 1982; Archer และ Kirsop, 1991; Koga และคณะ, 1993) แบคทีเรียกลุ่มนี้มีอยู่ในตะกอนน้ำโสโครก 10⁶-10⁹ เซลล์ต่อมิลลิลิตร (ESCAP, 1984)

2.3 การอยู่ร่วมกันของจุลินทรีย์ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะแอนแอโรบิก (Marty, 1984)

เสถียรภาพของระบบหมักก๊าซชีวภาพนั้น ขึ้นอยู่กับสมดุลของจุลินทรีย์ที่สร้างกรด และสร้างก๊าซมีเทนโดยจุลินทรีย์กลุ่ม fermentative bacteria และ acetogens มีความสำคัญในการย่อยสลายสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ให้เป็นสารที่มีโมเลกุลเล็กลง ซึ่ง methanogens สามารถนำไปใช้ในการเจริญเติบโต และผลิตก๊าซมีเทน นอกจากนี้ยังมีความสำคัญในการปรับสภาวะถังหมักให้เหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของ methanogens อีกด้วย เนื่องจากเป็นพวกที่ไม่ต้องการออกซิเจน ซึ่งจุลินทรีย์ที่สร้างกรดจะเป็นตัวช่วยปลดออกซิเจนที่มีอยู่ในถังหมัก จากการสร้างสภาวะรีดิวซ์จากการผลิตกรดอินทรีย์ และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

ขณะเดียวกัน methanogens ที่อยู่ในระบบจะมีความสำคัญเป็นอย่างยิ่ง สำหรับพวก fermentative bacteria และ acetogens เพราะไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นในช่วง acid fermentation จะมีผลยับยั้งการเจริญของจุลินทรีย์ที่สร้างกรดเอง ดังนั้น methanogens ที่มีอยู่ในระบบหมัก จึงทำ
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่นับผูกพันไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

หน้าที่เป็นตัวดึงไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นไปใช้ สำหรับสร้างก๊าซมีเทน ทำให้ความเข้มข้นของไฮโดรเจนในระบบลดต่ำลง จนถึงระดับที่ไม่เป็นอันตรายต่อจุลินทรีย์ที่สร้างกรด



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 3

อุปกรณ์และวิธีการ

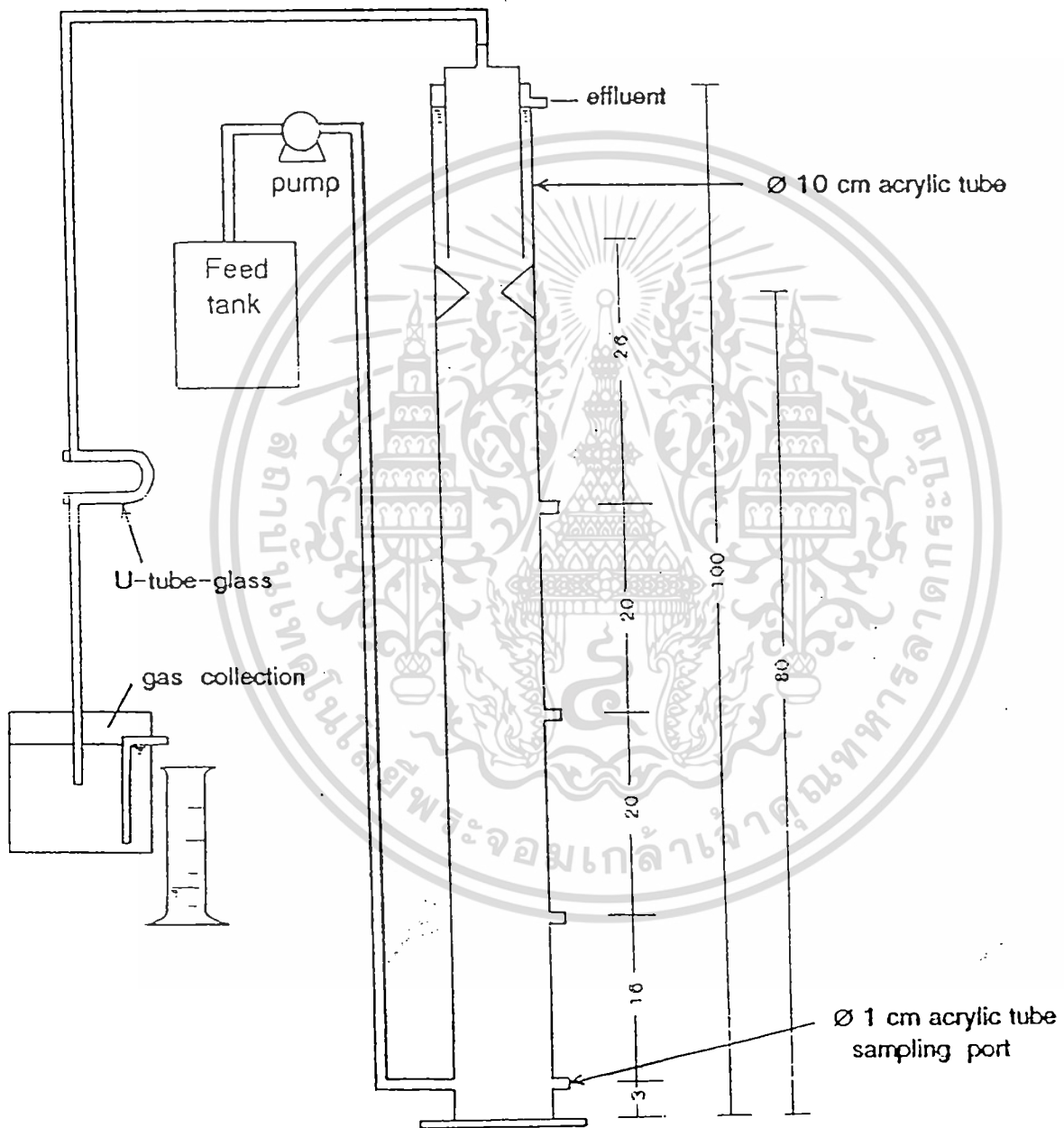
อุปกรณ์

1. แหล่งของวัสดุเหลือทิ้ง

วัสดุเหลือทิ้งที่ใช้เป็นน้ำทิ้งจากโรงอาหาร ประเภทน้ำล้างจาน ชาม โดยตั้งทิ้งไว้ให้เกิดการตกตะกอน นำส่วนที่เป็นของเหลวมาทำการทดลอง

2. ระบบหมัก

ใช้ระบบหมักชนิด Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASBR) ขนาด working volume 6.72 ลิตร ทำด้วยท่ออะคริลิกสูง 100 เซนติเมตร มีเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 10 เซนติเมตร ทุกถัง ภายในส่วนบนของถังมีส่วนที่แยกก๊าซและของแข็งออกจากกัน ทำให้ก๊าซที่เกิดขึ้นแยกออกจากเม็ดตะกอนจุลินทรีย์ตกกลับมาสู่ก้นถัง น้ำเสียจะถูกปั๊มเข้าสู่ด้านล่างของถัง โดยใช้ peristaltic pump และไหลออกทางส่วนบนของถัง เมื่อผ่านการบำบัดแล้ว ตำแหน่งที่เก็บตัวอย่างของเหลวภายในแต่ละถังเป็นช่องมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 1 เซนติเมตร มี 4 จุด ที่ความสูง 3, 19, 39, และ 59 เซนติเมตร ก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจะผ่านท่อยางและท่อแก้วรูปตัวยู ซึ่งใช้เป็นตำแหน่งในการเก็บตัวอย่างก๊าซไปวิเคราะห์ หางค์ประกอบและวัดปริมาณก๊าซที่เกิดขึ้นโดยการแทนที่น้ำระบบหมักชนิด UASBR แสดงดังภาพที่ 3.1



ภาพที่ 3.1 ถังหมักแบบ Upflow Anaerobic Sludge Blanket ความจุ 6.72 ลิตร

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

วิธีการ

1. การเตรียมน้ำทิ้งจากโรงอาหารเข้าถัง UASBR

ของเหลวที่ใช้ป้อนเข้าระบบ UASBR เป็นของเหลวที่เตรียมขึ้นจากน้ำทิ้งจากโรงอาหารผสมน้ำประปา เพื่อให้มี COD ประมาณ 3,000 มิลลิกรัมต่อลิตร เก็บไว้ที่ 4°C ของเหลวที่เข้าสู่ระบบ UASBR จะถูกเติมด้วยจุลินทรีย์ที่มาจากถังหมักก๊าซชีวภาพของมูลสุกร

2. การเริ่มต้นดำเนินระบบและสถานะในการดำเนินระบบ

การเริ่มต้นดำเนินระบบและสถานะในการดำเนินระบบ UASBR ทำการทดลองเหมือนกันทั้ง 2 ถัง โดยใส่จุลินทรีย์เริ่มต้นจำนวน 1 ลิตรต่อ 1 ถัง UASBR ที่มีปริมาตรความจุของเหลว 6.72 ลิตร อัตราการสัมผัสสารอินทรีย์ (organic loading rate, OLR) เริ่มต้น เท่ากับ 1 กก. COD/ม³.วัน การทดลองนี้แบ่งเป็น 4 ระยะ ตามลำดับของอัตราการรับสารอินทรีย์ ดังตารางที่ 3.1 ในการทดลองอัตราการรับสารอินทรีย์ถูกควบคุม โดยระยะกักเก็บน้ำเสีย (Hydraulic retention time, HRT) ซึ่งกำหนดให้ความเข้มข้นของน้ำเสียที่เข้าสู่ถัง UASBR มีค่าคงที่และต่อเนื่อง

ตารางที่ 3.1 ระยะดำเนินการในการทดลองแบบ UASBR

พารามิเตอร์	ระยะที่ 1	ระยะที่ 2	ระยะที่ 3	ระยะที่ 4
ช่วงเวลา (วัน)	1-60	61-68	89-104	105-110
HRT (ชั่วโมง)	96	48	24	12
อัตราการรับสารอินทรีย์ (กก. COD/ม ³ .วัน)	0.75	1.5	3.0	6.0
อัตราการไหล (ลิตร/วัน)	1.68	3.36	6.72	13.44
COD ของน้ำเสียที่เข้าถัง (มก./ลิตร)	3000	3000	3000	3000

3. การวิเคราะห์ในห้องปฏิบัติการ

ตัวอย่างน้ำเสียที่เข้าถัง (influent) และออกจากถัง (effluent) ระหว่างการทดลองถูกนำไปวิเคราะห์ดังนี้

3.1 pH

3.2 Suspended solids (SS)

3.3 Total solids (TS)

3.4 Total volatile solids (TVS)

3.5 Chemical Oxygen Demand (COD)

3.6 Biochemical Oxygen Demand (BOD)

วิธีการวิเคราะห์ ตามหนังสือ standard method for examination of water and waste water (AFHA, 1992) ปริมาตรของก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น วัดโดยการแทนที่น้ำและคำนวณเป็น ปริมาตรก๊าซที่สภาวะมาตรฐาน (standard temperature and pressure, STP) การวิเคราะห์ห้องค์ ประกอบของก๊าซ โดยการดูดก๊าซจากจุดเก็บตัวอย่างรูปตัวยู เก็บเข้าในหลอดสูญญากาศ แล้วนำไปวิเคราะห์ห้องค์ประกอบของก๊าซ โดยเครื่องก๊าซโครมาโตกราฟฟี (Shimadzu GC9A) ใช้ คอลัมน์ Porapak Q และ Molecular Sieve 5A

บทที่ 4

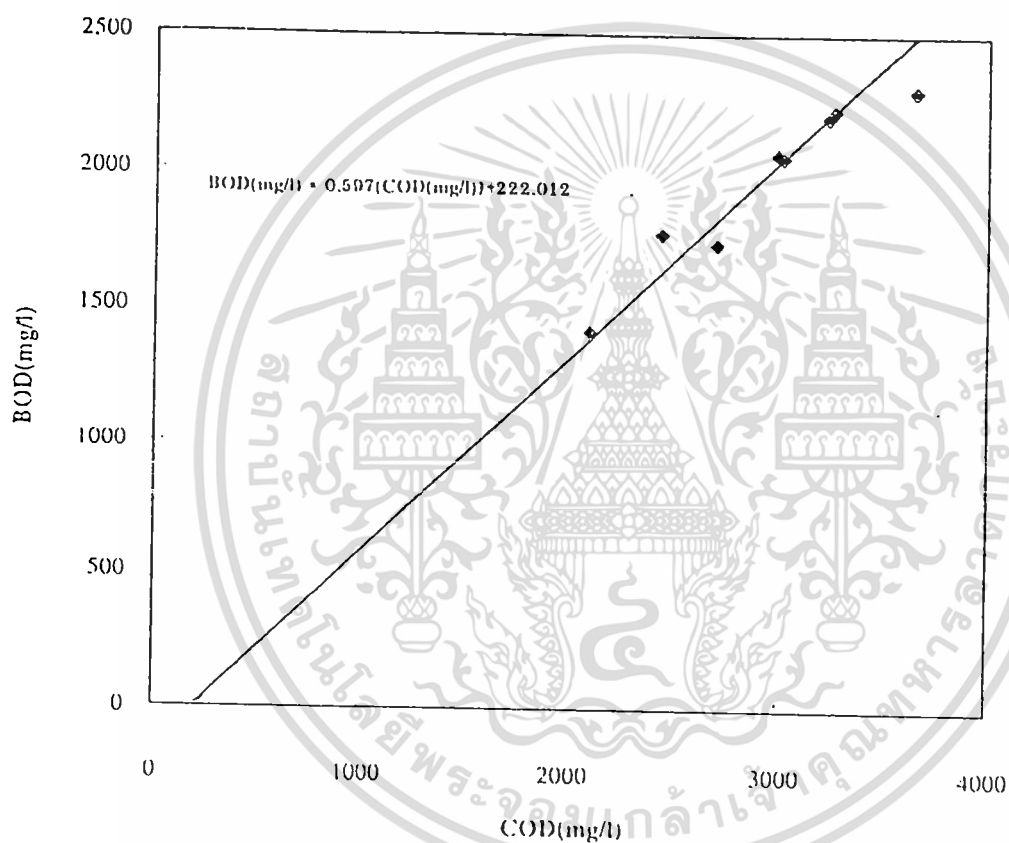
ผลและวิจารณ์

1. คุณลักษณะน้ำทิ้งจากโรงอาหาร

น้ำทิ้งจากโรงอาหาร มีอัตราส่วนระหว่าง BOD/COD ประมาณ 0.638 เป็นพารามิเตอร์ที่แสดงให้เห็นถึงความเป็นไปได้โดยใช้วิธีทางจุลชีววิทยา เมื่อเทียบกับค่า BOD/COD ของน้ำทิ้งจากบ้านเรือน ซึ่งมีค่าเท่ากับ 0.5 (สุเทพ, 2529) สำหรับอัตราส่วน BOD:N:P ของน้ำทิ้งจากโรงอาหาร มีค่าประมาณ 100:38:0.3 เป็นอัตราส่วนที่สามารถบำบัดด้วยกระบวนการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิกได้ โดยไม่จำเป็นต้องเติมธาตุอาหารเพิ่มเติมแก่ระบบ เพราะเมื่อเปรียบเทียบอัตราส่วนโดยทั่วไป สำหรับการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิก นั้นมีค่าประมาณ 100:1.1:0.2 (Tchobanoglous, 1978)

ภาพที่ 4.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง BOD และ COD ของน้ำเสียจากโรงอาหารที่เข้าระบบ ความสัมพันธ์แสดงดังสมการ

$$\text{BOD}(\text{mg/l}) = 0.597 \times \text{COD}(\text{mg/l}) + 222.012$$



ภาพที่ 4.1 ความสัมพันธ์ระหว่าง BOD และ COD ของน้ำเสียจากโรงอาหาร

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2. การเริ่มต้นดำเนินระบบ

ระบบการย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิกในถังหมัก UASBR จะมีประสิทธิภาพได้นั้น จำเป็นต้องเริ่มต้นระบบ โดยมีปริมาณจุลินทรีย์ที่มากพอ และสามารถจับตัวกันเป็นกลุ่มก้อน ซึ่งการทดลองนี้ได้จุลินทรีย์มาจากถังหมักก๊าซชีวภาพจากมูลสุกร แบ่งเติมใส่ถัง UASBR ความจุ 6.72 ลิตร ถึงละ 1 ลิตร จำนวน 2 ถึง โดยใส่เชื้อจุลินทรีย์จากถังผลิตก๊าซชีวภาพจากมูลสุกร การใช้จุลินทรีย์ (sludge) ที่มีคุณภาพดี และมีปริมาณมากเป็นเชื้อเริ่มต้น จะทำให้การเริ่มต้นดำเนินระบบเกิดได้อย่างสมบูรณ์และรวดเร็ว ซึ่งภายใต้สภาวะที่เหมาะสม ระบบจะสมบูรณ์ได้ภายในเวลาไม่เกิน 30 วัน แต่ถ้าจุลินทรีย์เริ่มต้นมีปริมาณไม่เพียงพอ การเริ่มต้นดำเนินระบบอาจใช้เวลามากกว่า 180 วัน (Souza, 1986)

ระบบที่ศึกษาในการทดลองนี้ได้เริ่มต้นระบบด้วย OLR 0.75 กก. COD/ม³.วัน และ HRT 96 ชั่วโมง น้ำเสียถูกป้อนเข้าทางด้านล่างของถังอย่างต่อเนื่อง เป็นเวลา 60 วัน ระบบจะดำเนินถึงระยะ steady state โดยพิจารณาจากน้ำเสียที่ออกจากระบบ UASBR มีค่า COD คงที่ หรือใกล้เคียงกัน แล้วจึงเพิ่ม OLR เป็น 2 เท่า และปล่อยให้ระบบดำเนินไปจนเข้าสู่ระยะ steady state อีก จากนั้นจึงเพิ่ม OLR เป็น 2 เท่าอีก ซึ่งการทดลองนี้ OLR จะเพิ่มจาก 0.75 เป็น 1.5 เป็น 3.0 และเป็น 6.0 กก. COD/ม³.วัน ในที่สุด ในทางปฏิบัติจะเป็นการยากที่จะควบคุมความเข้มข้นของ COD ของน้ำทิ้งจากโรงอาหารให้มีค่าคงที่ ระหว่างการทดลองนี้ OLR จึงถูกควบคุมโดย HRT แทน

3. การย่อยสลายในสภาวะแอนแอโรบิก

3.1 การกำจัดสารอินทรีย์

จากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพของการลด COD ที่ HRT 48-96 ชั่วโมง มีค่าไม่แตกต่างกันอย่างชัดเจน แต่ที่ HRT ต่ำกว่า 48 ชั่วโมง ประสิทธิภาพการลด COD จะต่ำลงอย่างเห็นได้ชัด ดังรายละเอียดในตารางที่ 4.1 และ 4.2 ซึ่งสอดคล้องกับผลการลดค่า COD ของของเสียจากสุกรโดยระบบหมักชนิดเดียวกัน (บุษบา, 2537) ทั้งนี้เนื่องจากระยะเวลาเก็บกับน้ำเสีย (HRT) จะขึ้นอยู่กับอัตราการรับสารอินทรีย์ (OLR) ของระบบ ถ้าระบบมี OLR สูง จะทำให้ HRT ต่ำลง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.1 ค่าเฉลี่ยปริมาณ COD ของน้ำเสียที่เข้าและออกจากระบบและประสิทธิภาพการลดค่า COD ของ UASBR ถึงที่ 1 และ 2

Time after Startup (days)	Influent COD (mg/l)	Effluent COD (mg/l)	COD Reduction (%)	Time after Startup (days)	Influent COD (mg/l)	Effluent COD (mg/l)	COD Reduction (%)
0	3029	164	95	76	2856	172	94
4	3029	166	95	80	2764	175	94
8	3128	160	95	84	2962	166	94
12	2916	129	96	88	2876	216	93
16	3001	210	93	90	3087	393	87
20	2803	151	95	92	2814	399	86
24	2803	155	94	94	3087	357	88
28	3250	163	95	96	2867	349	88
32	3127	211	93	98	2400	359	85
36	3250	153	95	100	2994	339	89
40	3116	196	94	102	2855	385	87
44	3007	168	94	104	3005	349	88
48	3391	182	95	105	2916	294	90
52	3265	175	94	106	3005	540	82
56	2907	187	94	107	2885	506	82
60	2876	216	92	108	2989	535	82
64	3146	197	94	109	3206	548	83
68	3071	195	94	110	2989	541	82
72	2764	178	94				

ตารางที่ 4.2 ค่าเฉลี่ยความสัมพันธ์ระหว่างการลด COD กับ OLR และ HRT ของ UASBR

OLR	HRT	COD reduction (%)	Effluent COD (mg/l)
0.75	96	94.5	155.0
1.50	48	94.0	176.5
3.00	24	88.0	354.0
6.00	12	82.5	537.5

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น เมื่อนำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.2 ค่าพีเอช

จากตารางที่ 4.3 แสดงค่าเฉลี่ยพีเอชของ UASBR ถึงที่ 1 และ 2 พบว่าค่าพีเอชของน้ำที่อยู่ในช่วง 4.6-6.2 ซึ่งพีเอชที่อยู่ในช่วงที่เหมาะสมคือ 6.5-7.8 (Hulshoff Pol และ คณะ, 1983) ดังนั้นจึงต้องมีการปรับพีเอชด้วยค่าทำให้เป็น 6.5 เพื่อให้ระบบได้รับน้ำเสีย ซึ่งมีความเป็นกรด-ด่าง อยู่ในช่วงที่ไม่เป็นพิษต่อเซลล์แบคทีเรีย ค่าพีเอชของน้ำเสียที่ออกจากระบบอยู่ในช่วง 7.13-7.87 ในระหว่างการดำเนินของระบบ พีเอชของน้ำเสียที่ออกจากระบบ จะมีค่าเฉลี่ยประมาณ 7.4 ซึ่งค่าพีเอชที่เหมาะสมในการย่อยสลายแบบแอนแอโรบิก เพื่อผลิตก๊าซชีวภาพ จะเกิดขึ้นได้ที่พีเอช 6.6-7.7 (McCarty, 1964) จากการทดลองพบว่า หลังจากที่มีการเพิ่ม OLR ในแต่ละระยะแล้ว ค่าพีเอชของน้ำเสียที่ออกจากระบบ เมื่อใช้ OLR สูงขึ้น และ HRT ลดต่ำลง โดยเฉพาะระยะสุดท้ายจะมีค่าต่ำกว่า 7 มากกว่าระยะอื่น เนื่องจากมีน้ำเสียเข้าระบบมากเกินไป

ตารางที่ 4.3 ค่าเฉลี่ยพีเอชของ UASBR ถึงที่ 1 และ 2

Time (days)	Influent	Effluent	Time (days)	Influent	Effluent
0	6.62	7.30	76	6.62	7.45
4	6.61	7.40	80	6.53	7.52
8	6.64	7.46	84	6.52	7.62
12	6.62	7.53	88	6.53	7.55
16	6.58	7.69	90	6.51	7.34
20	6.57	7.73	92	6.60	7.26
24	6.50	7.78	94	6.62	7.26
28	6.60	7.71	96	6.63	7.32
32	6.51	7.81	98	6.50	7.41
36	6.53	7.85	100	6.52	7.49
40	6.52	7.83	102	6.54	7.49
44	6.68	7.87	104	6.52	7.30
48	6.51	7.75	105	6.53	7.13
52	6.64	7.75	106	6.57	7.15
56	6.62	7.61	107	6.68	7.20
60	6.63	7.56	108	6.61	7.26
64	6.63	7.36	109	6.51	7.33
68	6.70	7.31	110	6.62	7.26
72	6.64	7.40			

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น มิใช่เพื่อเผยแพร่ให้คนอื่นไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.3 การลดปริมาณของแข็งทั้งหมด (total solids, TS)

ตารางที่ 4.4 แสดงค่าเฉลี่ยปริมาณ total solids ในน้ำเสียที่เข้าและออกจาก UASBR ถึงที่ 1 และ 2 และเมื่อนำมาหาความสัมพันธ์ระหว่างการลด total solids กับ OLR และ HRT ดังตารางที่ 4.5 พบว่า การลดปริมาณของแข็งทั้งหมด จะมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อ OLR เพิ่มขึ้น แต่จะลดลงเมื่อเพิ่ม OLR เป็น 6.0 กก. COD/ม³.วัน ซึ่งตรงข้ามกับการเพิ่มหรือลดค่า HRT จากรายงานของ Dararatana และคณะ (1991) พบว่ามีเม็ดตะกอนจุลินทรีย์หลุดออกจากระบบ ซึ่งการหลุดออกของเม็ดตะกอนเกิดขึ้น จากการที่มีการผลิตก๊าซมีเทนขึ้นที่ OLR สูงขึ้น และ HRT ลดลง

ตารางที่ 4.4 ค่าเฉลี่ยปริมาณ total solids ของน้ำเสียที่เข้าและออกจากระบบ ของ UASBR ถึงที่ 1 และ 2

Time (days)	Influent	Effluent	TS	Time (days)	Influent	Effluent	TS
	TS (mg/l)	TS (mg/l)	Reduction (%)		TS (mg/l)	TS (mg/l)	Reduction (%)
0	1220	491.7	59.7	76	1267	418.1	67.00
4	1349	543.6	59.7	80	1215	414.9	65.85
8	1316	513.9	60.9	84	1258	451.5	63.95
12	1148	428.2	62.7	88	1175	427.7	93.60
16	1125	469.6	62.7	90	1197	393.2	67.15
20	1101	423.9	61.4	92	1492	452.1	69.70
24	1098	419.4	61.8	94	1442	462.9	67.90
28	1083	395.3	63.5	96	1557	487.6	67.40
32	1149	433.2	62.3	98	1615	485.3	69.95
36	1153	419.1	63.6	100	1509	453.4	69.95
40	1013	348.0	64.1	102	1547	483.4	68.75
44	1159	415.5	63.0	104	1376	435.8	68.40
48	1216	459.9	62.9	105	1203	474.6	60.55
52	1163	431.5	63.1	106	1243	535.1	56.95
56	1185	437.2	64.1	107	1332	608.0	54.35
60	1351	484.6	65.7	108	1201	571.7	52.40
64	1435	491.5	67.7	109	1319	631.8	52.10
68	1504	485.5	64.7	110	1189	569.5	53.40
72	1323	467.0					

ตารางที่ 4.5 ค่าเฉลี่ยความสัมพันธ์ระหว่างการลด total solids กับ OLR และ HRT ของ UASBR

OLR	HRT	TS reduction (%)	Effluent TS (mg/l)
0.75	96	62.3	444.3
1.50	48	65.2	455.9
3.00	24	68.2	466.0
6.00	12	54.8	569.3

3.4 การลดปริมาณของแข็งระเหยทั้งหมด (total volatile solids, TVS)

ตารางที่ 4.6 แสดงค่าเฉลี่ยปริมาณ total volatile solids ในน้ำเสียที่เข้าและออกจาก UASBR ถึงที่ 1 และ 2 และเมื่อนำมาหาความสัมพันธ์ระหว่างการลด total volatile solids กับ OLR และ HRT ดังตารางที่ 4.7 ตามลำดับ พบว่า การลดปริมาณของแข็งระเหยทั้งหมด จะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อ OLR เพิ่มขึ้น แต่จะลดลงเมื่อเพิ่ม OLR เป็น 6.0 กก. COD/ม³.วัน ซึ่งตรงข้ามกับการเพิ่มหรือลดค่า HRT

การเพิ่ม OLR ให้สูงขึ้นแต่ละครั้ง ทำให้อัตราการไหลหรือความเร็วของน้ำเสียที่เข้าสู่ถังมากขึ้น อัตราการเกิดก๊าซมากขึ้นเป็นผลให้เกิดความปั่นป่วนในถัง อนุภาคที่เกาะจึงหลุดออกไปจากถังหมัก (Eiegant และ de Man, 1985)

ตารางที่ 4.6 ค่าเฉลี่ยปริมาณ total volatile solids ของน้ำเสียที่เข้าและออกจากระบบ ของ UASBR ถึงที่ 1 และ 2

Time (days)	Influent TVS (mg/l)	Effluent TVS (mg/l)	TVS Reduction (%)	Time (days)	Influent TVS (mg/l)	Effluent TVS (mg/l)	TVS Reduction (%)
0	785	216.7	76.25	76	792	144.95	81.70
4	843	161.4	80.85	80	759	111.55	85.30
8	823	147.7	82.05	84	786	141.90	81.95
12	718	140.0	80.50	88	734	125.90	82.85
16	702	122.1	82.60	90	748	116.30	84.45
20	686	122.6	82.15	92	932	110.90	88.10
24	683	92.9	86.40	94	901	87.85	90.25
28	677	132.4	80.45	96	973	122.10	87.45
32	716	136.0	81.00	98	1009	170.50	83.10
36	720	166.0	76.95	100	945	157.85	83.30
40	693	126.7	79.95	102	967	126.70	86.90
44	725	153.0	78.90	104	860	101.45	88.20
48	760	133.4	72.45	105	752	149.65	80.10
52	724	165.8	77.10	106	777	195.40	74.85
56	740	152.8	79.35	107	770	254.40	66.95
60	845	157.6	81.40	108	725	272.60	63.75
64	898	150.8	83.20	109	824	289.20	64.90
68	940	158.8	83.10	110	832	282.05	66.10
72	827	155.5	81.20				

ตารางที่ 4.5 ค่าเฉลี่ยความสัมพันธ์ระหว่างการลด total volatile solids กับ OLR และ HRT ของ UASBR

OLR	HRT	TVS reduction (%)	Effluent TVS (mg/l)
0.75	96	80.52	145.45
1.50	48	82.75	141.35
3.00	24	86.46	124.20
6.00	12	69.44	240.56

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้拿去ใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.5 การลดปริมาณของแข็งแขวนลอย (suspended solids, SS)

ตารางที่ 4.8 แสดงค่าเฉลี่ยปริมาณ suspended solids ในน้ำเสียที่เข้าและออกจาก UASBR ถึงที่ 1 และ 2 และเมื่อนำมาหาค่าความสัมพันธ์ระหว่าง suspended solid กับ OLR และ HRT ดังตารางที่ 4.9 ตามลำดับ พบว่า การลดปริมาณของแข็งแขวนลอย จะมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อค่า OLR ไม่เกิน 3 กก. COD/ม³.วัน แต่จะมีค่าลดลงมาก เมื่อ OLR เป็น 6.0 กก. COD/ม³.วัน ซึ่งตรงข้ามกับการเพิ่มหรือลดค่า HRT

ตารางที่ 4.8 ค่าเฉลี่ยปริมาณ suspended solids ของน้ำเสียที่เข้าและออกจากระบบ ของ UASBR ถึงที่ 1 และ 2

Time (days)	Influent SS (mg/l)	Effluent SS (mg/l)	SS Reduction (%)	Time (days)	Influent SS (mg/l)	Effluent SS (mg/l)	SS Reduction (%)
0	1047	108.4	89.6	76	1055	83.4	92.1
4	1124	116.4	89.6	80	1012	98.2	90.3
8	1097	108.6	90.1	84	1048	119.4	88.6
12	957	123.4	87.1	88	979	93.0	90.5
16	936	135.2	85.6	90	997	76.8	92.3
20	915	100.6	89.0	92	1243	1007	91.9
24	910	97.4	89.3	94	1201	82.9	93.1
28	902	95.6	89.4	96	1297	86.2	93.4
32	954	97.4	90.0	98	1346	97.6	92.8
36	959	119.4	87.6	100	1257	95.5	92.4
40	924	109.0	88.2	102	1289	107.0	91.7
44	966	104.4	89.2	104	1146	81.4	92.9
48	1013	128.2	87.4	105	1002	138.8	86.2
52	965	104.3	89.6	106	1036	207.4	80.0
56	987	117.4	88.1	107	1025	229.2	77.7
60	1126	113.2	90.0	108	1001	224.2	77.6
64	1197	97.6	91.8	109	1099	227.5	79.3
68	1253	99.0	92.1	110	990	206.4	73.2
72	1102	101.5	90.8				

ตารางที่ 4.9 ค่าเฉลี่ยความสัมพัทธ์ระหว่างการลด total volatile solids กับ OLR และ HRT ของ UASBR

OLR	HRT	TVS reduction (%)	Effluent TVS (mg/l)
0.75	96	88.73	111.18
1.50	48	90.88	98.81
3.00	24	92.56	91.01
6.00	12	79.99	205.65

ตารางที่ 4.10 ค่าเฉลี่ยการผลิตก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนใน UASBR ถึงที่ 1 และ 2 (ปริมาณก๊าซที่สภาวะ STP)

Time (days)	total gas (mg/l)	methane gas (mg/l)	methane (%)	Time (days)	total gas (mg/l)	methane gas (mg/l)	methane (%)
0	1.18	0.75	63.82	76	1.81	1.16	63.98
4	1.21	0.77	63.22	80	1.79	1.17	65.36
8	1.46	0.97	66.09	84	1.92	1.24	65.01
12	1.30	0.88	67.30	88	1.81	1.21	66.75
16	1.21	0.84	69.42	90	3.34	2.16	64.57
20	1.17	0.81	69.52	92	3.89	2.65	68.12
24	1.29	0.86	66.66	94	3.88	2.71	69.84
28	1.40	0.94	66.54	96	3.90	2.59	66.53
32	1.32	0.86	65.39	98	3.84	2.44	63.54
36	1.23	0.79	64.22	100	4.03	2.65	65.83
40	1.37	0.89	65.32	102	4.00	2.73	68.25
44	1.28	0.83	64.45	104	4.02	2.73	68.03
48	1.14	0.74	64.47	105	5.56	3.78	68.04
52	1.12	0.71	63.67	106	5.72	3.61	63.07
56	1.22	0.81	66.66	107	5.96	3.97	66.52
60	1.28	0.86	67.05	108	5.94	3.85	64.81
64	1.49	0.99	66.32	109	5.95	3.84	64.45
68	1.67	1.12	66.76	110	5.99	3.97	66.27
72	1.67	1.04	61.97				

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านธุรกิจ
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.6 การผลิตก๊าซชีวภาพและองค์ประกอบของก๊าซ

จากตารางที่ 4.10 แสดงค่าเฉลี่ยการผลิตก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทน ใน UASBR ถึงที่ 1 และ 2 และตารางที่ 4.11 แสดงค่าเฉลี่ยความสัมพันธ์ระหว่างการผลิตก๊าซชีวภาพและการผลิตก๊าซมีเทนกับ OLR และ HRT พบว่าการผลิตก๊าซชีวภาพและก๊าซมีเทนจะมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อเพิ่มค่า OLR และลดค่า HRT ลง และเมื่อนำมาหาความสัมพันธ์ระหว่างผลได้ของการผลิตก๊าซชีวภาพกับ OLR จะได้ผลการทดลองแปรผันตามกัน และมีอัตราส่วนผกผันกับค่า HRT ดังรายละเอียดในตารางที่ 4.12

ตารางที่ 4.11 ค่าเฉลี่ยความสัมพันธ์ระหว่างการผลิตก๊าซชีวภาพและการผลิตก๊าซมีเทนกับ OLR และ HRT ของ UASBR ถึงที่ 1 และ 2 (ปริมาณก๊าซที่สถานะ STP)

OLR	HRT	total gas (l/d)	methane gas (l/d)
0.75	96	1.21	0.79
1.50	48	1.73	1.11
3.00	24	3.37	2.25
6.00	12	5.67	3.79

ตารางที่ 4.12 ค่าเฉลี่ยความสัมพันธ์ระหว่างผลได้ของการผลิตก๊าซชีวภาพและการผลิตก๊าซมีเทนกับ OLR และ HRT ของ UASBR ถึงที่ 1 และ 2 (ปริมาณก๊าซที่สถานะ STP)

OLR	HRT	total gas (l/kg. COD)	methane gas (l/kg. COD)
0.75	96	239.60	157.20
1.50	48	171.45	111.35
3.00	24	167.10	111.45
6.00	12	140.65	94.25

บทที่ 5

สรุป

ระบบย่อยสลายในสถานะแอนแอโรบิคชนิด UASBR สามารถใช้บำบัดน้ำทิ้งจากโรงอาหารได้ดี โดยจากการทดลองพบว่าระบบมีประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ในรูป COD ได้มากกว่า 90 เปอร์เซ็นต์ เนื่องจากองค์ประกอบของน้ำทิ้งจากโรงอาหารจะมีสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ง่าย และมีสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถย่อยสลายในทางชีววิทยาอยู่น้อย การเริ่มต้นดำเนินระบบต้องเริ่มต้นโดยใช้ OLR ที่ต่ำ เพื่อเป็นการส่งเสริมการจับตะกอนจุลินทรีย์ที่เหมาะสม ในการเกิดเม็ดตะกอน แล้วจึงค่อยๆ เพิ่มอัตราการรับสารอินทรีย์ให้มากขึ้น แต่ไม่ควรเกิน 6.0 กก. COD/ม³.วัน เนื่องจากเม็ดตะกอนจุลินทรีย์จะไม่ล้นออกจากถัง ความเร็วลงในการไหลจากด้านล่างขึ้นสู่ด้านบนของถัง เป็นปัจจัยจำกัดในการรับ organic loading rate ของ UASBR ที่ใช้ในการบำบัดน้ำทิ้งจากโรงอาหาร จากการทดลอง สามารถออกแบบการย่อยสลายน้ำทิ้งจากโรงอาหารในสถานะแอนแอโรบิคด้วย UASBR โดยสามารถลด COD ได้มากกว่า 90 เปอร์เซ็นต์ ที่ HRT 48-96 ชั่วโมง และสามารถลด TS ได้มากกว่า 65 เปอร์เซ็นต์ ลด TVS ได้มากกว่า 85 เปอร์เซ็นต์ รวมทั้งลด SS ได้มากกว่า 90 เปอร์เซ็นต์ จากการศึกษา UASBR สามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ 187-246 ลิตร/กก. COD ที่เติม (ปริมาณก๊าซที่ STP) ที่ OLR ต่ำกว่า 6.0 กก. COD/ม³.วัน และ HRT 24-96 ชั่วโมง โดยมีส่วนประกอบของก๊าซมีเทน ประมาณ 60 เปอร์เซ็นต์ ระบบมีประสิทธิภาพลดลง ที่ OLR 6.0 กก. COD/ม³.วัน และ HRT 12 ชั่วโมง

เอกสารอ้างอิง

- บุญส่ง ไช้เกษ. 2534. การใช้ระบบบ่อเกรอะ-ถังกรองไร้อากาศ สำหรับบำบัดน้ำเสียของอาหารขนาดเล็ก. รายงานการวิจัย เสนอต่อคณะกรรมการสิ่งแวดล้อมแห่งชาติ กระทรวงวิทยาศาสตร์เทคโนโลยีและการพลังงาน.
- บุษบา ธรรมประเสริฐ. 2537. การกำจัดของเสียจากสุกรโดยใช้ระบบหมักแบบ UPFLOW ANAEROBIC GLUCOSE BLANKET. วิทยานิพนธ์ปริญญาโท. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ กรุงเทพฯ. 138 หน้า.
- สุเทพ พลอยภัทรภิญโญ. 2522. แนวทางการพัฒนาเทคโนโลยีการผลิตแก๊สชีวภาพ. วารสารวิทยาศาสตร์ 33(2) : 5-26.
- สุเทพ สิริวิทยาปกรณ์. 2529. ระบบบำบัดน้ำปฏิกูลจากบ้านพักอาศัย. เอกสารประกอบการอบรมทางวิชาการ เรื่อง การออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียจากชุมชน. ภาควิชาวิศวกรรมโยธา มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ 37น.
- สำนักงานพลังงานแห่งชาติ. 2527. สถานภาพของการค้นคว้าและพัฒนาสาขิต่งเสริมและเผยแพร่ชีวมวล ด้านก๊าซชีวภาพ.
- AFHA AWWA EPCF. 1992. Standard Method for Examination of Water and Wastewater. 18th edition. American Public Health Association, New York.
- Archer, D.B. and B.H. Kirsop. 1991. The microbiology and control of anaerobic digestion, pp. 49-91 In A. Wheatley (ed.) Anaerobic Digestion : a Waste Treatment Technology. Elsevier Applied Sci: Pub., London.
- Batch, W.E., G.E. Fox, L.J. Maggram, C.R. Woese and R.S. Wolfe. 1979. Methanogens: Revaluation of an unique biological group. Microbiol. Rev. 43: 260-296.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- Barker, H.A. 1985. Bacterial Fermentation. John Wiley and Sons, Inc., New York. 95p.
- Bruan, M., S. Schoberth and G. Gottschalk. 1979. Enumeration of Bacteria Forming acetate from H₂ and CO₂ in anaerobic habitats. Arch. Microbiol. 120: 201-202.
- Bryant, M.P. 1979. Microbial Methane Production the Theoretical aspects. J. Anim, Sci. 48(1) : 193-198.
- Dararatana, S., P. Ploypattarapinyo and C. Klinsukont. 1991. Cassava slop treatment and biogas production using upflow anaerobic sludge blanket process pilot plant. Investigation, pp. 430-440. In Anaerobic Treatment Technology of Wastewaters from Agro-industry. UNEP. TISTR and Bangkok MIRCEN, Thailand.
- Eichler, B. and B. Schink. 1984. Oxidation of primary aliphatic alcohols by *Acetobacterium, Carbinolium* sp. nov., a monoacetogenic anaerobe Arch. Microbiol. 140: 147-152.
- ESCAP. 1984. Update Guidebook of Biogas Development. United nations Pub., New York. 178p.
- Ferguson, T.J. and R.A. Mah. 1983. Isolation and characterization of an H₂ oxidizing thermophilic methanogen. Appl. Environ. Microbiol. 45: 265-274.
- Fry, J.C., G.M. Gadd, R.D. Herbert, C.W. Jones and I.A. Watson-Craik. 1992. Microbial control of Pollution. Cambridge. 343 p.
- Hobson, P.N. 1981. Microbial pathways and interaction in the anaerobic treatment process. pp. 53-79. In M.E. Brushell and J.W. Slater (eds). Mixed culture fermentations. SGM Special publication 5., Academic Press., London.

- Holl, J.G., N.R. Krieg, P.H.A. Sneath, J.T. Staley, S.T. Williams. 1994. *Bergey's Manual of Determinative Bacteriology* 9th edition. Williams and Wilkins. USA. 755p.
- Holland, K.T., J.S. Knapp ;and J.G. Shoemith, 1987. *Anaerobic Bacteria*. Chapman and Hull, New York. 143p.
- Hulshoff Pol, L.W., W.J. deZuuw, C.T.M. Velzeboer and G. Lettinga. 1983. Grunulation in UASB-reactors. *Water Sci. Technol.* 15(819): 291-304.
- Huser, B.A., K. Wuhmann and A.J.B. Zhender. 1982. *Methanothrix soehngeni* gen. sp. nov.: a New acetotrophic anon hydrogen-oxidizing methane bacterium. *Arch. Microbiol.* 132: 1-7.
- Innotti, E.L., J.R. Fisher and D.M. Sievers. 1982. Characteristic of bacteria from a swine mature digester. *Appl. Environ. Microbiol.* 43: 136-143.
- Jarrel, K.F. 1985. Extreme oxygen sensitivity in methanogenic archaeobacteria. *Bioroi.* 35: 298-302.
- Johnes, W.J., D.P. Nagle, and J.R. Whitman. 1987. Methanogen and the diversity of archaeobacteria *Microbiol. Rev.* 5(1) : 165-+171.
- Koga, Y.N. M.M. Hiroyuki and A.M. Massayo. 1993. Ether polar lipids of methanogenic bacteria : structures, comparative aspects, and biosynthesis. *Mivrob. Rev.* 57: 164-182.
- Lettinga, G. and P.L.W. Hulshoff. 1991. UASB Process Design for Various Types of Waste waters. In *Anaerobic Treament Technology for Municipal and Induxtrial Waste water; Water Science and Technology.* 24(8): 87-107.

- Lettinga, G., A.F.M. van Velsen, S.W. Hobma, W. de Zeeuw and Klapwijk. 1980. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, specially for anaerobic treatment. *Biotechnol. Bioeng.* 22: 699-734.
- Lowe, S.E., K.J. Mahendra and J.G. Zeikus. 1993. Biology, ecology and biotechnological applications of anaerobic bacteria to environmental stresses in temperature, pH, salinity or substrate. *Microb. Rev.* 57: 451-507.
- Louis, V.S. 1987. The upflow anaerobic pludge blanket technology : design and development, Lecture note for training course biogas reactor design and development vol II, 11 May -5 June 1987. KMITT, Bangkok. 236p.
- Macleod, F.A., S.R. Guiot and J.W. Costeron. 1990. Layered structure and bacterial aggregates produced in and upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. *Appl. Environ. Microbiol.*, 55(6): 1589-1607.
- Mahendra, J.J., J.G. Zeikus and L. Bhatnagar. 1991. Methanogen. p. 226-246. In P.N. Levett. (ed.) *anaerobic Microbiology*. Oxford University. New york.
- Marty, B. 1984. Microbiology of anaerobic digestion. pp. 72-89. In A.M. Bruce, A. Kouzeli-Katsiri and P.J. Newman (eds.). *Anaerobic digestion of sewage sludge and organic agricultural wastes*. Elsevier Applied Science Publisher, New York.
- McCarty, P.L. 1964. Anaerobic digestion. Cited by S. Dararatana, P. Ployattarapinyo and C. Klinsukont. *Cassava Slop Treatment and Biogas Production Using Upflow anaerobic Sludge Blanket Process Pilot Plant Investigation*. Thailand. Institute of Scientific and Technological Research, Bangkok. 10p.
- Novaes, R.F.V. 1986. Cherimisinoff. 1981. Biogas production and utilization. *Ann. Arbor. Sci. Inc., Michigan.* 146p.

- Sharak-Genthner, B.R., C.L. Davis and M.P. Brajant. 1981. Feature of rumen and sewage sludge strains of *Enbacterium limosum*, a methanol and H₂-CO₂-utilizing species. *Appl. Environ., Microbiol.*, 42: 12-19.
- Sleat, R., R.A. Mah and R. Robinson. 1985. *Acetoaerovicum noterae* gen. nov., sp. nov. an anaerobic bacterium that forms acetate from H₂ and CO₂. *Int. J. Syst. Bacteriol.*, 35: 10-15.
- Souza, M.E. 1986. Criteria for the utilization, design and operation of UASB reactors. *Water Sci. Tech.* 18(12): 55-69.
- Speece, R.E. 1983. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. *Environ. Sci. Technol.* 17(9): 55-69.
- Taylor, G.T. 1982. The methanogenic bacteria. *Prog. Ind. Microbiol.* 16: 231-329.
- Tchobanoglous, G. 1978. *Waste Water Engineering*. Mc Graw-hill, New Dehli. 1236p.
- Vigneswaran, S., Balasuriya and T. Viraraghavan. 1986. *Environmental Sanitation Reviews*. Environmental sanitation information center, Thailand. 101p.
- Zinder, S.H. and T. Anguish. 1992. Carbomoxide, hydrogen and Formate Metalbolism during Methanogenesis from acetate by thermophilic culture of *Methanosercina* and *Methanotrix* strains. *Appl. and Environ. Microbiol.* 58(10): 3323-3329.

ภาคผนวก

1. การคำนวณ organic loading rate หรือ OLR (kg. COD/m³d)

$$\text{OLR} = \frac{\text{ปริมาณน้ำทิ้งจากโรงอาหาร (l/d)} \times \text{ค่า COD ของน้ำทิ้งจากโรงอาหาร (mg/l)}}{\text{ปริมาตรการบรรจุของเหลวของถังหมัก (l) \times 10^3}}$$

$$= Q_{so}/V$$

$$= S_o/\text{HRT}$$

ตัวอย่างการคำนวณ

$$\begin{aligned} \text{ค่า COD ของน้ำทิ้งจากโรงอาหารที่เข้าสู่ระบบ} &= 3000 \text{ mg/l} \\ \text{ระยะเวลาที่กักเก็บในระบบ} &= 4 \text{ d} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OLR} &= 3000/4 \\ &= 0.75 \text{ kg. COD/m}^3\text{d} \end{aligned}$$

ในกรณีที่เป็นค่าอื่นก็คำนวณในทำนองเดียวกัน

2. การคำนวณประสิทธิภาพการกำจัด COD ของระบบ (%)

$$\text{ประสิทธิภาพการกำจัด COD} = \frac{\text{COD ที่เข้าสู่ระบบ} - \text{COD ที่ออกจากระบบ}}{\text{COD ที่เข้าสู่ระบบ}} \times 100$$

ตัวอย่างการคำนวณ

$$\text{COD ที่เข้าสู่ระบบ} = 3000 \text{ mg/l}$$

$$\text{COD ที่ออกจากระบบ} = 150 \text{ mg/l}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\begin{aligned} \text{ประสิทธิภาพการกำจัด COD} &= (3000-150) \times 100/3000 \\ &= 95.0\% \end{aligned}$$

ในกรณีประสิทธิภาพการกำจัด SS, TS, TVS และ COD ค่าอื่น ๆ สามารถคำนวณในทำนองเดียวกัน

3. การคำนวณผลได้หรือปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดต่อน้ำหนักสารอินทรีย์ที่เติมเข้าระบบ (gas-production yield) (l/kg COD added)

1) ปริมาณก๊าซชีวภาพ (l/kg COD added)

$$= \frac{\text{ปริมาณก๊าซทั้งหมดที่เกิดขึ้นต่อวัน (l/d)}}{\text{ปริมาณน้ำทิ้งที่เข้าสู่ระบบ (l/d) \times \text{COD ของน้ำทิ้งที่เข้าสู่ระบบ (mg/l) \times 10}^{-6}}$$

2) ปริมาณก๊าซมีเทน (l/kg COD added)

$$= \frac{\text{ปริมาณก๊าซทั้งหมดที่เกิดขึ้นต่อวัน (l/d) \times \%CH_4}}{\text{ปริมาณน้ำทิ้งที่เข้าสู่ระบบ (l/d) \times \text{COD ของน้ำทิ้งที่เข้าสู่ระบบ (mg/l) \times 10}^{-6}}$$

ตัวอย่างการคำนวณ ที่ OLR = 0.75 kg. COD/m³d

ปริมาณก๊าซที่กำหนดโดยเฉลี่ยที่สภาวะ STP	= 1260	l/d
ปริมาณน้ำทิ้งจากโรงอาหารที่เข้าระบบโดยเฉลี่ย	= 1.68	l/d
ค่า COD ของน้ำทิ้งจากโรงอาหารที่เข้าระบบโดยเฉลี่ย	= 3000	mg/l
ปริมาณก๊าซมีเทน	= 60.45	%
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	= 1260	
	$1.68 \times 3000 \times 10^{-6}$	
	= 250	l/kg COD added

ปริมาณก๊าซมีเทน

$$= \frac{1260 \times 60.45 \times 10^{-2}}{1.68 \times 3000 \times 10^{-6}}$$

$$= 151 \text{ l/kg COD added}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้เผยแพร่หรือใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้