

วว.

โครงการวิจัยที่ ภ. 50-08 / ย. 6 / รายงานฉบับที่ 1 (ฉบับสมบูรณ์)

**การศึกษาออกแบบมาตรฐานสำหรับ
ระบบบำบัดของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์
และผลิตพลังงานทดแทนตามขนาดฟาร์ม
และความเหมาะสมเชิงเศรษฐศาสตร์**



**สถาบันวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งประเทศไทย
กระทรวงวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี**

สถาบันวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งประเทศไทย

โครงการวิจัยที่ ภ. 50-08

การพัฒนาเทคโนโลยีทางเลือกของการบำบัดของสารมลพิษอินทรีย์
และผลิตพลังงานทดแทนจากฟาร์มปศุสัตว์

โครงการย่อยที่ 6

การศึกษาออกแบบมาตรฐานสำหรับระบบบำบัดน้ำเสียจาก
ฟาร์มปศุสัตว์และผลิตพลังงานทดแทนตามขนาดของฟาร์ม
และความเหมาะสมเชิงเศรษฐศาสตร์

รายงานฉบับที่ 1 (ฉบับสมบูรณ์)

การศึกษาออกแบบมาตรฐานสำหรับระบบบำบัดน้ำเสียจาก
ฟาร์มปศุสัตว์และผลิตพลังงานทดแทนตามขนาดของฟาร์ม
และความเหมาะสมเชิงเศรษฐศาสตร์

โดย

สมชาย ดารรัตน์

ณัฐวุฒิ บุญเยี่ยม

ทวีศักดิ์ หอมดอกไม้

โสภณ บุญมั่น

อรรถพร จากามระ

พัทธจารี ใจอุ่น

กาญจนิศา ครองธรรมชาติ

บรรณาธิการ

ลิขิต หาญางสิทธิ์

บุญเรียม น้อยชุมแพ

วว., ปทุมธานี 2556

สงวนลิขสิทธิ์

รายงานฉบับนี้ได้รับการอนุมัติให้พิมพ์โดย
ผู้ว่าการสถาบันวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งประเทศไทย



(นายยงวุฒิ เสาวพฤกษ์)

ผู้ว่าการ

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยเรื่องการศึกษาออกแบบมาตรฐานสำหรับระบบบำบัดน้ำเสียจากฟาร์มปศุสัตว์และผลิตพลังงานทดแทนตามขนาดของฟาร์มและความเหมาะสมเชิงเศรษฐศาสตร์เป็นโครงการต่อเนื่องในชุดวิจัยการพัฒนาเทคโนโลยีทางเลือกของการบำบัดของสารมลพิษอินทรีย์และผลิตพลังงานทดแทนจากฟาร์มปศุสัตว์.

งานวิจัยเรื่องนี้ประสบความสำเร็จได้ด้วยดี โดยได้รับความร่วมมือจากนักวิจัยทุกคนในห้องปฏิบัติการวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ฝ่ายเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมและทรัพยากร และความช่วยเหลือของมหาวิทยาลัยขอนแก่นและมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ที่ได้จัดสรรอุปกรณ์และชุดการทดลองเพื่อใช้ในโครงการ คณะผู้วิจัยขอขอบคุณมา ณ ที่นี้.

คณะทำงาน

หัวหน้าโครงการ	ดร. สมชาย	คารารัตน์
ผู้ช่วยหัวหน้าโครงการ	นายณัฐวุฒิ	บุญเยี่ยม
คณะศึกษา	ผศ.ดร. กาญจนिता	ครองธรรมชาติ
	นายโสภณ	บุญมั่น
	นายวิศักดิ์	หอมดอกไม้
	นายอรรถพร	จาภูมระ
	นางสาวพัทจารี	ใจอุ่น

สารบัญ

	หน้า
กิตติกรรมประกาศ	ก
คณะทำงาน	ข
สารบัญตาราง	ง
สารบัญรูป	จ
ABSTRACT	1
บทคัดย่อ	2
1. บทนำ	3
2. วรรณกรรมและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	9
3. วิธีดำเนินการวิจัย	45
4. ผลการศึกษาและวิจารณ์	53
5. เอกสารอ้างอิง	63

สารบัญตาราง

	หน้า	
ตารางที่ 1.	ประเภทและปริมาณของของเหลือทิ้งที่เกิดขึ้นในประเทศไทย	5
ตารางที่ 2.	เป้าหมายการให้บริการ (ผลลัพธ์) และตัวชี้วัดของแผนงานวิจัย	8
ตารางที่ 3.	ปริมาณของสารประกอบไนโตรเจนและแอมโมเนียในของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์	16
ตารางที่ 4.	ปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ	18
ตารางที่ 5.	ความเข้มข้นของอ็อกซิเจนที่ผลิตต่อกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน	29
ตารางที่ 6.	ปริมาณโลหะหนักที่มีผลให้กระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนหมดประสิทธิภาพ	30
ตารางที่ 7.	ผลของแอมโมเนียในโตรเจนที่มีต่อระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน	31
ตารางที่ 8.	คุณสมบัติต่างๆ ของก๊าซมีเทน	35
ตารางที่ 9.	ส่วนประกอบของน้ำเสียสังเคราะห์	47
ตารางที่ 10.	ค่า yield coefficients ที่คำนวณได้ในช่วงอุณหภูมิ	47
ตารางที่ 11.	พารามิเตอร์ต่างๆ ที่วิเคราะห์และควมถี่ในการวิเคราะห์ตัวอย่างในการทดลอง	50
ตารางที่ 12.	ประสิทธิภาพและผลิตก๊าซชีวภาพของระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศที่เวลาเก็บกัก 6 วัน	54
ตารางที่ 13.	การวิเคราะห์ทางการเงิน ผลตอบแทนการลงทุน B/C ratio และระยะเวลาคืนทุน	60
ตารางที่ 14.	การวิเคราะห์ทางการเงิน หาผลตอบแทนภายใน (IBR)	61

สารบัญรูป

	หน้า
รูปที่ 1. ขั้นตอนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศ	10
รูปที่ 2. ปฏิกิริยาการสร้างกรดไขมันระเหยภายใต้สภาวะที่ความดันพาสเซิลของไฮโดรเจนสูงและต่ำ	12
รูปที่ 3. ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการเจริญสุททิตกับความเข้มข้นของสารอาหารที่จำกัด	37
รูปที่ 4. ถังปฏิกิริยา Batch Reactor	42
รูปที่ 5. ผังการไหลและถังปฏิกรณ์ Anaerobic baffled reactor	49
รูปที่ 6. เครื่องวัดปริมาตรก๊าซชีวภาพ	50

DESIGN OF STANDARD DRAWING FOR WASTEWATER TREATMENT AND RENEWABLE ENERGY RECOVERY SYSTEM FOR CATTLE FARM AND THE ECONOMIC FEASIBILITY STUDY

**Somchai Dararat, Nuttawoot Bunliam, Taweesak Homdokmi,
Sopol Boonmdn, Annop Chatamra, Pattacharee Jaiiaun and
Kannitha Krongthamchart,**

ABSTRACT

The performance of waste management system was evaluated to determine its potential in producing energy and reducing environmental pollution problems. The project involving a series of laboratory studies on anaerobic digestion was observed that ambient temperature digestion of dairy manure was possible at organic loading rates (OLR) as high as $6.0 \text{ kg/m}^3\text{-d}$ and hydraulic retention time (HRT) as short as 6 days. Increasing of OLR from 6.5 to $10.0 \text{ kg VS/m}^3\text{-d}$ increased the biogas production rate but decreased the biogas yield and treatment efficiency. At an OLR of $6.0 \text{ kg/m}^3\text{-d}$, biogas production rates as high as $5.16 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{-d}$. The stability of anaerobic digestion was entirely not affected by changes in temperature, high OLR and concentration, or short HRT.

A 100-year life -cycle greenhouse gas analysis showed that waste management system with anaerobic digesters were capable of reducing global warming, potentially by about 80% on the basis of this project diary. Farmers should be encouraged to introduce anaerobic digester into waste management system not only for energy production but also for reducing global warming.

การศึกษาการออกแบบมาตรฐานสำหรับระบบบำบัดของเสียจากฟาร์ม ปศุสัตว์และผลิตพลังงานทดแทนตามขนาดฟาร์ม และความเหมาะสมเชิงเศรษฐศาสตร์

สมชาย ดารารัตน์¹, ธีระวุฒิ บุญเยี่ยม¹, ทวีศักดิ์ หอมดอกไม้¹, โสภณ บุญมั่น¹, อรรถพร จาตุมาระ¹,
พัทธจารี ใจอ่อน¹ และ กาญจนา ครองธรรมชาติ²,

บทคัดย่อ

โครงการวิจัยนี้ดำเนินการศึกษาสมรรถนะการจัดการของเสียที่รวมการประเมินศักยภาพในการผลิตพลังงานและลดสภาวะมลพิษ. การศึกษานี้ ดำเนินการในถังปฏิกรณ์แบบไม่ใช้อากาศในห้องปฏิบัติการ. โดยการศึกษา พบว่า การย่อยสลายสารมลพิษในมูลจากฟาร์มโคนม สามารถดำเนินการได้ในสภาวะอุณหภูมิห้อง, ที่อัตราการรับภาระ 6.0 กิโลกรัมต่อลบ.ม.-วัน, ที่เวลาเก็บกักทางชลศาสตร์ (HRT) เพียง 6 วัน. การเพิ่มอัตราการรับภาระจาก 6.5 เป็น 10.0 กิโลกรัม VS ต่อลบ.ม.-วัน จะเพิ่มอัตราการผลิตก๊าซ, แต่ลดผลผลิตของก๊าซชีวภาพและลดประสิทธิภาพการกำจัดสารมลพิษ. อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพที่อัตราการรับภาระ 6.0 กิโลกรัม VS ต่อลบ.ม.-วัน จะอยู่ในอัตรา 5.16 ลบ.ม./ลบ.ม.-วัน. สำหรับเสถียรภาพของระบบ พบว่า ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ, อัตราการรับภาระสารอินทรีย์และความเข้มข้น หรือเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์ จะก่อปัญหาเพียงเล็กน้อยหากระบบมีความสามารถรักษาปริมาณจุลินทรีย์ในระบบได้สูงพอ.

การวิเคราะห์ 100- year-life-cycle greenhouse gas พบว่า การจัดการของเสียในฟาร์มปศุสัตว์ที่มีการผนวกใช้ระบบบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศ จะสามารถลดปัญหาโลกร้อนได้ถึงร้อยละ 80 เทียบกับไม่มีการผนวกระบบดังกล่าว.

¹ ฝ่ายเทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมและทรัพยากร, สถาบันวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งประเทศไทย (วว.)

² คณะสาธารณสุขศาสตร์, มหาวิทยาลัยขอนแก่น (มข.)

1. บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ตามที่นโยบายของรัฐบาลในการส่งเสริมให้ประเทศไทยเป็นแหล่งอาหารหรือครัวของโลก ซึ่งในการนี้ ฟาร์มปศุสัตว์เป็นปัจจัยพื้นฐานสำคัญที่จะเกื้อหนุนนโยบายดังกล่าว แต่ขณะเดียวกัน ประเทศคู่ค้าของประเทศไทยก็มีมาตรการในการแข่งขันที่ใช้เกณฑ์ด้านสุขภาพสิ่งแวดล้อมเป็นปัจจัยกำหนด รวมถึงการจัดการฟาร์ม โดยเฉพาะในส่วนของเสียที่ไม่เหมาะสม จะเป็นบ่อเกิดของก๊าซที่เกื้อหนุนให้เกิดภาวะโลกร้อนให้ทวีความรุนแรงมากขึ้น. ดังนั้นการจัดการด้านคุณภาพสิ่งแวดล้อมฟาร์มปศุสัตว์จะช่วยเพิ่มขีดความสามารถในการแข่งขันของอุตสาหกรรมดังกล่าวในตลาดโลก, รวมถึงช่วยบรรเทาปัญหาภาวะโลกร้อนที่เป็นปัญหาของประชาคมโลกและสังคมไทย อันเนื่องมาจากการผันแปรของภูมิอากาศ, ซึ่งการจัดการคุณภาพน้ำของน้ำทิ้งที่ผ่านกระบวนการผลิตของกิจกรรมดังกล่าวก็เป็นปัจจัยที่สำคัญที่เอื้ออำนวยให้การรับรองคุณภาพด้านการจัดการสิ่งแวดล้อม สามารถดำเนินการได้อย่างมีประสิทธิภาพ. โดยทั่วไปน้ำเสียและของเสียจากกิจกรรมดังกล่าวข้างต้นจะถูกจัดเป็นน้ำเสียประเภทที่มีสารมลพิษอินทรีย์ความเข้มข้นสูง, ประกอบกับประเทศไทยมีสภาพภูมิอากาศร้อนอุณหภูมิเฉลี่ยประมาณ 30° ซ. ดังนั้น จากองค์ประกอบดังกล่าว เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศที่สามารถผลิตพลังงานทดแทนในกลุ่มก๊าซมีเทนและไฮโดรเจน จึงเป็นทางเลือกของเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียที่ได้รับความสนใจและมีการประยุกต์ใช้เชิงพาณิชย์เพิ่มขึ้นเรื่อยๆ , ประกอบกับเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียประเภทนี้จัดอยู่ในกลุ่มเทคโนโลยีแบบ Green Machines. ได้แสดงให้เห็นว่าประเทศในกลุ่มยุโรปมีการใช้เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศในการบำบัดน้ำทิ้งจากฟาร์มปศุสัตว์ในอัตราที่เพิ่มขึ้นมากกว่าร้อยละ 10 ต่อปี ตั้งแต่ในช่วงปี 1980 เป็นต้นมา, โดยเฉพาะในอุตสาหกรรมเกษตร, โดยในปี ค.ศ. 1987 ประเทศในกลุ่มยุโรปมีการติดตั้งระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศประมาณ 200 โรงงาน และเพิ่มเป็น 397 โรงงาน ในปี ค.ศ. 1994, ประกอบกับสำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ (สพช.) ได้จัดทำร่างแผน ยุทธศาสตร์การอนุรักษ์พลังงานของประเทศไทยปี พ.ศ. 2544 โดยได้ครอบคลุมแนวทางการส่งเสริมการใช้พลังงานหมุนเวียน ซึ่งประกอบด้วย พลังงานชีวภาพ เอทานอล ไบโอดีเซล และก๊าซชีวภาพ, โดยในส่วนของพลังงานจากก๊าซชีวภาพ ได้กำหนดมาตรการในการส่งเสริม ดังนี้ :

- สนับสนุนให้หน่วยงานของรัฐและเอกชน ให้มีการติดตั้งระบบก๊าซชีวภาพจากมูลสัตว์ในฟาร์มเลี้ยงสัตว์ขนาดต่าง ๆ ทั้งขนาดเล็ก ขนาดกลาง และขนาดใหญ่ รวมถึงส่งเสริมการสาธิต

และติดตั้งระบบก๊าซชีวภาพในโรงงานอุตสาหกรรม การสาธิตเทคโนโลยีการผลิตก๊าซชีวภาพ สำหรับระบบบำบัดน้ำเสียชุมชน และระบบบำบัดน้ำเสียในโรงฆ่าสัตว์ของเทศบาลต่างๆ

- สนับสนุนการวิจัยเพื่อพัฒนาระบบผลิตก๊าซชีวภาพให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น รวมถึงสนับสนุนการศึกษา วิจัยพัฒนาอุปกรณ์ และเครื่องมือที่สามารถนำก๊าซชีวภาพไปใช้งานอย่างมีประสิทธิภาพ

เนื่องจากประเทศไทยกำลังประสบปัญหาการขาดแคลนพลังงาน อีกทั้งยังมีความต้องการระบบการจัดการของเสียที่มีประสิทธิภาพเช่นเดียวกับประเทศกำลังพัฒนาทั้งหลาย, นอกจากนั้นแล้วกรมการพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน (พพ.) ได้ตั้งเป้าหมายให้มีการใช้พลังงานทดแทนเพิ่มขึ้นจาก 0.5% ของความต้องการพลังงานรวมของประเทศในปี พ.ศ. 2545 เป็น 8% ของความต้องการพลังงานรวมของประเทศในปี พ.ศ. 2554 ซึ่งได้รับความเห็นชอบจากคณะรัฐมนตรีเมื่อเดือนสิงหาคม พ.ศ. 2546.

ประเทศไทยและประเทศกำลังพัฒนาทั้งหลายต่างมีเป้าหมายในการพัฒนาเศรษฐกิจและสังคมเพื่อก้าวไปสู่ความเป็นประเทศพัฒนา โดยรูปแบบการพัฒนาที่แพร่หลาย คือ การพัฒนาเศรษฐกิจและสังคมจากแบบเกษตรกรรมเป็นแบบอุตสาหกรรม (หรือเกษตรอุตสาหกรรม) โดยที่การพัฒนาดังกล่าวจะต้องอาศัยพลังงาน และทรัพยากรเป็นปัจจัยหลัก, ทั้งนี้เพราะพลังงานและวัตถุดิบถือเป็นต้นทุนหลักในการผลิตทางอุตสาหกรรม, ในทางปฏิบัติประเทศกำลังพัฒนาส่วนใหญ่ไม่สามารถพัฒนาประเทศจนบรรลุเป้าหมายได้เนื่องจากการขาดแคลนแหล่งพลังงาน (ยกเว้นประเทศที่มีแหล่งทรัพยากรพลังงานเป็นของตนเอง) และปัญหามลพิษอันเนื่องของเหลือทิ้งจากกระบวนการผลิต ตลอดจนของเหลือทิ้งจากวิถีการดำเนินชีวิตแบบสังคมอุตสาหกรรม (ตารางที่ 1), ซึ่งการจัดการ/กำจัดขยะของเหลือทิ้งดังกล่าวก็จำเป็นต้องใช้พลังงานและทรัพยากรซึ่งก่อเกิดปัญหาต่อเนื่องจากการพัฒนาเศรษฐกิจ.

ตารางที่ 1. ประเภทและปริมาณของของเหลือทิ้งที่เกิดขึ้นในประเทศไทย

ประเภท	ปริมาณ	ผลกระทบ
ขยะชุมชน	14 ล้านตัน/ปี	76% ของปริมาณขยะไม่ได้รับการกำจัดอย่างถูกวิธี และมีประสิทธิภาพ ก่อให้เกิดปัญหาการสะสมของขยะซึ่งเป็นการทำลายสภาพแวดล้อมของชุมชน
ชีวมวล	160 ล้านตัน/ปี	แม้จะมีการนำไปเผาเพื่อให้พลังงานความร้อน
มูลสัตว์	100 ล้านตัน/ปี	แทนเชื้อเพลิง หรือใช้ในรูปแบบอื่นๆ แต่ก็ยังเป็น
น้ำมันพืช	7 ล้านตัน/ปี	เพียงส่วนน้อยและเป็นการใช้งานอย่างไม่มีประสิทธิภาพ
น้ำเสียอุตสาหกรรม	3,167 ล้าน ลูกบาศก์เมตร/ปี	ต้องใช้งบประมาณและพลังงานจำนวนมากในการบำบัดน้ำเสียเหล่านี้

การบำบัดน้ำเสียจากกิจกรรมของฟาร์มปศุสัตว์ในประเทศไทย โดยทั่วไปสามารถจำแนกออกได้เป็น 2 ประเภท โดยประเภทแรกการออกแบบจะเน้นการใช้เทคโนโลยีที่ต้องการพึ่งพาพลังงานในการเติมอากาศลงสู่ถังปฏิกรณ์แบบเข้มข้น, แต่ขณะเดียวกันใช้พื้นที่ในการก่อสร้างระบบค่อนข้างน้อย, ซึ่งจากการใช้พลังงานเพื่อเติมอากาศในปริมาณสูงส่งผลให้ระบบบำบัดน้ำเสียประเภทนี้ต้องเสียค่าใช้จ่ายในการเดินระบบที่สูงมาก, ซึ่งก่อปัญหาด้านงบประมาณในหลายโรงงานอุตสาหกรรมที่เลือกใช้เทคโนโลยีประเภทนี้, เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียประเภทที่สองจะมีการใช้พลังงานต่ำแต่ใช้พื้นที่ในการก่อสร้างระบบค่อนข้างมาก ซึ่งก่อปัญหาการหาพื้นที่ในการก่อสร้างระบบ และเป็นปัญหาที่สามารถพบได้เสมอในการก่อสร้างระบบบำบัดในโรงงานอุตสาหกรรมที่มีพื้นที่จำกัด, และเมื่อพิจารณาถึงปริมาณตะกอนชีวภาพที่ระบบบำบัดน้ำเสียแบบใช้อากาศผลิตมีสัดส่วนที่สูงมากต่อปริมาณสารมลพิษอินทรีย์ที่กำจัด (0.4 กิโลกรัม น้ำหนักแห้ง / กิโลกรัมของ COD ที่ถูกกำจัดไป) ซึ่งเป็นปัญหาหนึ่งที่ยากในการแก้ไข โดยยังไม่ได้นับรวมกับปัญหาการเดินระบบและบำรุงรักษา, ซึ่งจากประเด็นข้างต้น จะเห็นว่าเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศที่สามารถผลิตพลังงานทดแทนในรูปก๊าซมีเทนและไฮโดรเจนน่าจะเป็นทางเลือกที่เหมาะสมกับประเทศกำลังพัฒนาที่มีความจำกัดของทรัพยากรค่อนข้างสูง, แต่อย่างไรก็ตาม การพัฒนาเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศมาใช้ในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมและฟาร์มปศุสัตว์ค่อนข้างจำกัด เมื่อเทียบกับเทคโนโลยีถังปฏิกรณ์บำบัดน้ำเสียแบบใช้อากาศประสิทธิภาพสูงในการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นสูงและปานกลาง ระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ มีความเหมาะสมทั้งในเชิงเศรษฐศาสตร์พลังงาน และความเหมาะสมกับประเทศกำลังพัฒนา, ดังนั้นการพัฒนาเทคโนโลยีการกำจัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศที่สามารถลดปัญหามลพิษ

สิ่งแวดล้อมและสามารถผลิตพลังงานทดแทน จึงเป็นทางเลือกที่ประเทศไทยควรให้ความสนใจ และมีความจำเป็นอย่างสูงที่ควรได้รับการสนับสนุน เพื่อให้การพัฒนาที่ยั่งยืนของอุตสาหกรรมที่ส่งเสริมให้ประเทศไทยเป็นครัวของโลก.

ตามผลการประชุมร่วมกันกระทรวงพลังงานในการเตรียมงานประชุมสมัชชาวิทยาศาสตร์แห่งชาติ ปี พ.ศ. 2547 กระทรวงพลังงานมีความต้องการฐานข้อมูลของการผลิตพลังงานทดแทนในรูปก๊าซชีวภาพจากฟาร์มปศุสัตว์ในประเทศไทย ด้วยเหตุนี้ ว. จึงได้เสนอโครงการวิจัยนี้เพื่อตอบสนองความต้องการดังกล่าว, ประกอบกับในปัจจุบันระบบผลิตก๊าซชีวภาพถูกใช้เป็นจำนวนมากในประเทศไทย และกำลังได้รับความสนใจและกระตุ้นให้สร้างเพื่อแก้ปัญหาเรื่องพลังงานและสิ่งแวดล้อมไปพร้อมๆ กัน, อย่างไรก็ตามระบบผลิตก๊าซชีวภาพมักถูกพิจารณาโดยนักวิชาการและผู้ใช้งานได้แก่ ผู้ประกอบการโรงงานหรือฟาร์มว่าระบบนี้มีความไม่แน่นอนสูง คุณภาพน้ำทิ้งไม่ดี ระบบไม่มีเสถียรภาพ ได้ปริมาณก๊าซไม่คงที่หรือมีปัญหาไม่เกิดก๊าซ จนทำให้เลิกใช้หรือไม่ให้ความสำคัญในที่สุด, ปัญหาที่เกิดขึ้นดังกล่าว อาจเกิดขึ้นเนื่องจากการออกแบบระบบที่ผิดพลาดทั้งเชิงหลักการและรายละเอียด, การควบคุมระบบไม่ดีพอ, ไม่มีเทคนิคในการตรวจสอบสมรรถนะของระบบอย่างถูกต้อง และระบบล้มเหลวโดยไม่มีมาตรการในการป้องกันล่วงหน้า. ดังนั้นเพื่อให้ทราบถึงปัญหาและสาเหตุของปัญหา จึงจำเป็นต้องมีการสำรวจระบบผลิตก๊าซชีวภาพประเภทต่างๆ ที่มีอยู่ในปัจจุบัน. ระบบผลิตก๊าซชีวภาพอาศัยการทำงานของแบคทีเรียในการเปลี่ยนของเสียสารอินทรีย์ให้อยู่ในรูปก๊าซชีวภาพ ซึ่งมีก๊าซมีเทนเป็นองค์ประกอบและสามารถใช้เป็นแหล่งพลังงานได้. ในปัจจุบันมีการรณรงค์เผยแพร่เทคโนโลยีนี้และมีสร้างเพื่อใช้งานจริงเป็นจำนวนมาก อย่างไรก็ตามพบว่ามีปัญหาเกิดขึ้นในขั้นตอนการเดินระบบและการตรวจสอบระบบ คือ ระบบไม่สามารถผลิตก๊าซได้ตามที่ออกแบบ หรือมีก๊าซชีวภาพเกิดขึ้นน้อยมากภายหลังจากเดินระบบไปได้ระยะหนึ่ง ทำให้ผู้ใช้ไม่ไว้วางใจและไม่สนใจลงทุนในเทคโนโลยีนี้, ทั้งนี้สาเหตุเกิดจากการที่ผู้เดินระบบไม่เข้าใจวิธีการตรวจสอบสมรรถนะการทำงานของระบบที่ถูกต้อง และไม่มีเทคนิคเพื่อรู้ล่วงหน้าว่าระบบกำลังจะล้มเหลว จึงไม่สามารถป้องกันและแก้ไขปัญหาได้ทัน ดังนั้นจึงมีความจำเป็นต้องมีการพัฒนาเทคนิคเพื่อตรวจสอบสมรรถนะการทำงานของระบบอย่างถูกต้อง รวมถึงเทคนิคสัญญาณเตือนความล้มเหลวล่วงหน้าของระบบ ซึ่งเทคนิคทั้งสองนี้จะทำให้ผู้ใช้เทคโนโลยีก๊าซชีวภาพมั่นใจในระบบผลิตก๊าซชีวภาพ ว่าสามารถผลิตก๊าซได้อย่างต่อเนื่องและสามารถรับรู้ปัญหาแนวโน้มที่ระบบจะล้มเหลวล่วงหน้า.

สถาบันวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งประเทศไทย (วว.) มีรากฐานของเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนมาเป็นเวลานาน โดยเฉพาะอย่างยิ่งเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบ Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) วว. และ Anaerobic Sequencing Batch Reactor (ASBR) เป็นองค์กรภาครัฐแห่งแรกที่ได้ศึกษาวิจัยกระบวนการบำบัดน้ำเสียประเภทนี้ และได้รับความไว้วางใจจาก United Nations Environment Programme (UNEP) ให้ดำเนินการศึกษาและพัฒนาถึงปฏิบัติการ UASB ระดับโรงงานต้นแบบในปีพ.ศ. 2534 และจากองค์ความรู้ที่ วว. ได้สั่งสมมา ประกอบกับความจำกัดของทรัพยากรของประเทศ วว. จึงได้เล็งเห็นความจำเป็นในการพัฒนาเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียฟาร์มปศุสัตว์รูปแบบใหม่ที่มีประสิทธิภาพสูงที่สามารถแก้ปัญหาการใช้พลังงานในปริมาณสูง, ความต้องการพื้นที่ก่อสร้างระบบมาก, รวมถึงสามารถลดปริมาณการทิ้งตะกอนส่วนเกิน, จึงได้เสนอชุดโครงการวิจัยนี้เพื่อทำการวิจัยและพัฒนากระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนประสิทธิภาพสูงและพัฒนาเทคนิคการตรวจสอบสมรรถนะการทำงานและเทคนิคระบบสัญญาณเตือนความล้มเหลวล่วงหน้าของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน โดยจะดำเนินการวิจัยทั้งในส่วนและเทคโนโลยีใหม่ที่ยังไม่มีการใช้ในเชิงพาณิชย์ได้แก่ ASBR (Anaerobic Sequencing Batch Reactor) และ STAR (Solar Thermophilic Anaerobic Reactor) รวมถึงปรับปรุงเทคโนโลยีที่มีใช้ในเชิงพาณิชย์แล้วให้เหมาะสมกับการประยุกต์ใช้งานในประเทศไทย ตลอดจนการพัฒนาเทคนิคการเพิ่มสัดส่วนของก๊าซมีเทนในก๊าซชีวภาพ และแนวทางการนำก๊าซมีเทนไปใช้ประโยชน์อย่างเหมาะสม, นอกจากนี้จะเน้นการศึกษาระบบบำบัดน้ำเสียต่อเนื่องเพื่อลดปัญหาการขาดออกซิเจนและ eutrophication โดยการศึกษาเปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบเพื่อให้ได้ระบบบำบัดน้ำเสียจากฟาร์มปศุสัตว์และผลิตพลังงานทดแทนที่มีประสิทธิภาพสูงและใช้เป็นระบบสาธิต รวมไปถึงออกแบบในระดับโรงงานสาธิต และถ่ายทอดเทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียให้แก่กลุ่มฟาร์มปศุสัตว์ที่สนใจต่อไป.

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการวิจัย

ออกแบบรายละเอียดแบบมาตรฐานสำหรับระบบบำบัดน้ำเสีย และผลิตพลังงานทดแทนตามขนาดของฟาร์มปศุสัตว์ จำนวน 2 ขนาด และก่อสร้างโรงงานต้นแบบ 1 แห่ง รวมทั้งประเมินความเหมาะสมด้านเศรษฐศาสตร์และ Greenhouse Gas Life Cycle Analysis.

1.3 ขอบเขตของโครงการวิจัย

โครงการนี้มีขอบเขตการวิจัยดังต่อไปนี้ :

1. ออกแบบเบื้องต้น ของฟาร์มปศุสัตว์จำนวน 3 แห่ง ที่เหมาะสมจากฟาร์มปศุสัตว์
2. คู่มือเทคนิคการเดินระบบของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนในฟาร์มปศุสัตว์

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

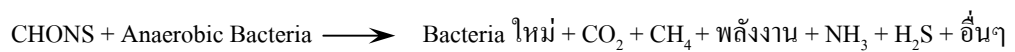
ตารางที่ 2. เป้าหมายการให้บริการ (ผลลัพธ์) และตัวชี้วัดของแผนงานวิจัย

เป้าหมายการให้บริการ	ตัวชี้วัด
ผู้ประกอบการฟาร์มปศุสัตว์ และกิจกรรมที่ทิ้งของเสียในรูปสารอินทรีย์ และหน่วยงานทางด้านจัดการพลังงาน	<ul style="list-style-type: none">- เทคนิคการตรวจสอบสมรรถนะการทำงานของระบบผลิตก๊าซชีวภาพ- เทคนิคการออกแบบเบื้องต้นของระบบผลิตก๊าซชีวภาพ- คู่มือเทคนิคการเดินระบบผลิตก๊าซชีวภาพ
สถาบันอุดมศึกษาและหน่วยงานวิจัย	<ul style="list-style-type: none">- ประสานมหาวิทยาลัยเครือข่ายผลิตนักวิจัยใหม่- องค์ความรู้ใหม่ ที่สามารถเผยแพร่ในวารสารวิชาการ- หลักสูตรการฝึกอบรมด้านเทคโนโลยีการบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศ
กลุ่มกิจการอนุรักษ์สิ่งแวดล้อมทั้งภาครัฐบาลและองค์กรเอกชน	<ul style="list-style-type: none">- เทคโนโลยีทางเลือกในการจัดการทรัพยากรสิ่งแวดล้อม- เพิ่มศักยภาพในธุรกิจอุปกรณ์การลดปัญหามลพิษสิ่งแวดล้อมของประเทศไทย
องค์กรด้านการวิจัยและพัฒนา	<ul style="list-style-type: none">- การบริหารจัดการวิจัย พัฒนา และวิศวกรรม ด้วยแนวทางที่เหมาะสมและเอื้อประโยชน์ให้มีการประสานความร่วมมือขององค์กรต่างๆ ที่มีอยู่ภายในประเทศ เพื่อพัฒนาเทคโนโลยีที่ยั่งยืน

2. วรรณกรรมและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 แนวทางการควบคุมและจัดการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศ

การบำบัดแบบไร้อากาศ ซึ่งบางครั้งเรียก แบบแอนแอโรบิก หรือแบบไม่ใช้อากาศ หรือแบบไม่ใช้ออกซิเจน (อิสระ) เป็นการอาศัยการดำรงชีพของจุลินทรีย์ชนิดที่ดำรงชีพโดยไม่ใช้ออกซิเจน โดยการย่อยสลายสาร (CHONS) ให้เปลี่ยนเป็นเซลล์ใหม่และก๊าซบางชนิด โดยอาจมีสารประกอบอินทรีย์บางชนิดเกิดขึ้นมาด้วย เช่น NH_3 เป็นต้น ดังสมการ โดยรวมดังนี้ :

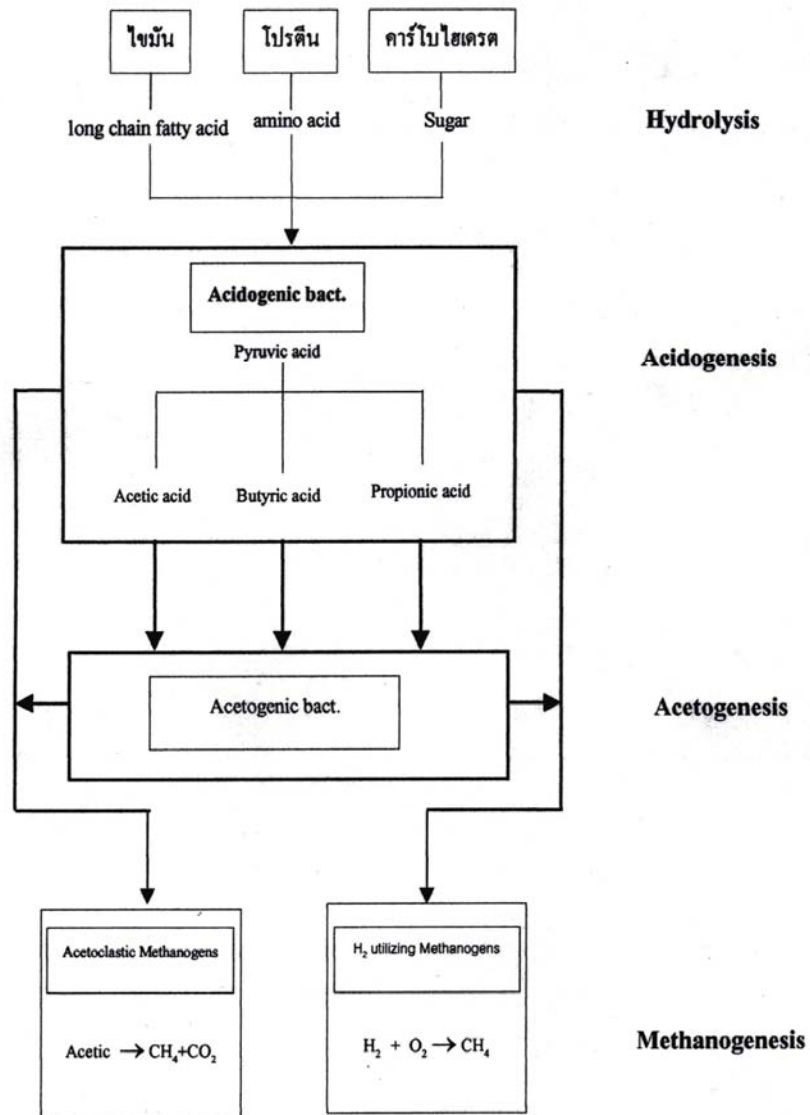


กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศเป็นกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาในสถานะที่ไม่มีออกซิเจน, ผลผลิตสุดท้ายของกระบวนการย่อยสลายจะได้เป็นก๊าซชีวภาพ, ส่วนใหญ่ประกอบด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซมีเทน. ปัจจุบันกระบวนการแบบไร้อากาศได้รับความสนใจมากขึ้น เนื่องจากไม่ต้องใช้พลังงานในการเติมอากาศ และได้ก๊าซมีเทนที่สามารถนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทนได้เป็นอย่างดี.

2.2 กลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์ของกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้อากาศ

หลักการของระบบไม่ใช้อากาศนี้ คือ ทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสีย ซึ่งประกอบด้วย โปรตีน, คาร์โบไฮเดรต และไขมัน ซึ่งอยู่ในรูปของแข็งและสารละลายโมเลกุลใหญ่ไปเป็นสารที่มีโมเลกุลเล็กลงเรื่อยๆ โดยอาศัยปฏิกิริยาชีวเคมี (รูปที่ 1). ซึ่งสามารถแบ่งเป็น 4 ขั้นตอน ดังนี้ :

1. ไฮโดรไลซิส (Hydrolysis)
2. การสร้างกรด (Acidogenesis)
3. การสร้างแอสีเทต (Acetogenesis)
4. การสร้างก๊าซมีเทน (Methanogenesis)

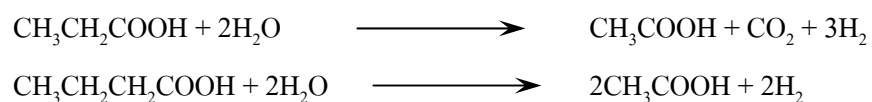


รูปที่ 1. ขั้นตอนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศ.

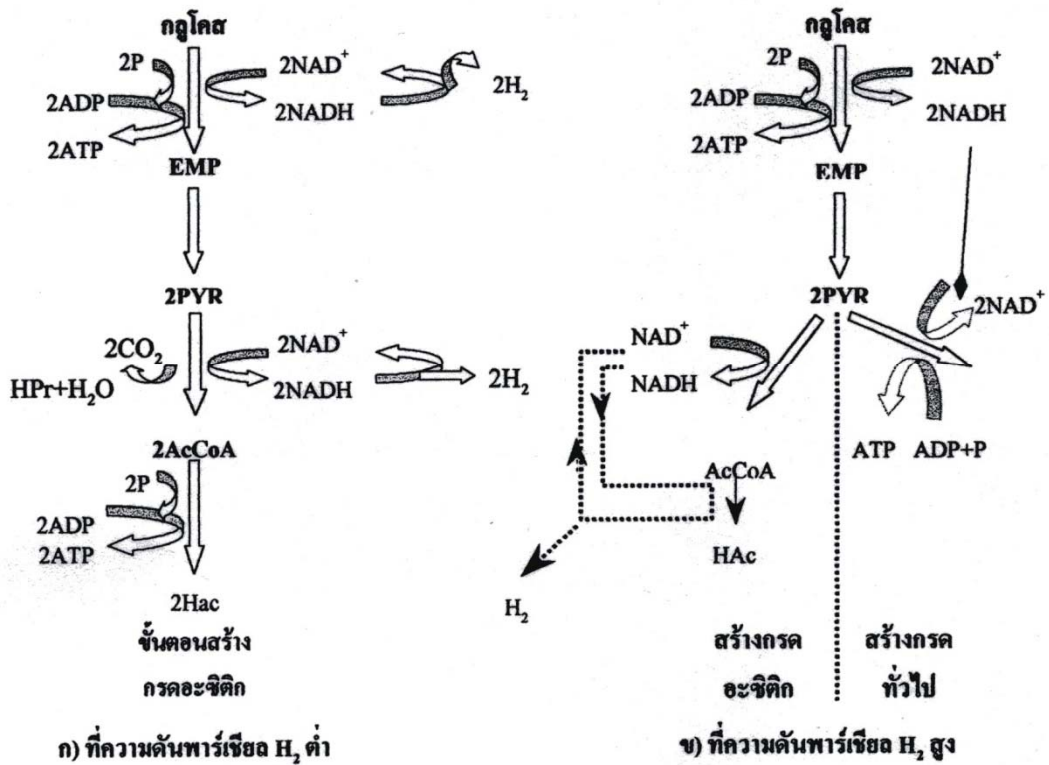
ขั้นตอนที่ 1 ไฮโดรไลซิส : เป็นขั้นตอนการย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลใหญ่ เช่น คาร์โบไฮเดรต, โปรตีน และไขมัน ให้กลายเป็นสารประกอบโมเลกุลเล็ก เช่น น้ำตาล, กรดแอมิโน และกรดไขมันชนิดยาวตามลำดับ. ขั้นตอนนี้สามารถเกิดขึ้นได้ภายนอกเซลล์แบคทีเรีย (หรือเรียกว่า การย่อยสลายภายนอกเซลล์), แบคทีเรียในกระบวนการหมัก (Fermentative Bacteria) จะปล่อยเอนไซม์ออกจากเซลล์มาสู่ภายนอกเพื่อทำปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส ทำให้สารอินทรีย์อยู่ในรูปที่สามารถนำไปใช้ได้.

ขั้นตอนที่ 2 การสร้างกรด : ผลผลิตจากขั้นตอนที่ 1 จะถูกแบคทีเรียสร้างกรดดูดซึมเข้าไปในเซลล์ (การย่อยสลายภายในเซลล์) เพื่อไปใช้เป็นอาหาร และถูกเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหย (Volatile fatty acid : VFA) เช่น แอซีเทต, บิวทาเรต และโพรไพโอเนต เป็นต้น, และผลิตไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ออกมา โดยเกิดขึ้นในระหว่างการย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลเล็ก, และชนิดของผลผลิตที่ได้ขึ้นอยู่กับปัจจัย 2 ประการ คือ ชนิดของสารอาหาร และความดันพาร์เซี่ยลของไฮโดรเจน, ตัวอย่างเช่น กรดไขมันชนิดยาวถูกย่อยสลายกลายเป็นแอซีติก และไฮโดรเจน ภายใต้สภาวะที่ความดันพาร์เซี่ยลของไฮโดรเจนมีค่าต่ำ, แต่จะย่อยสลายกลายเป็นบิวทริกและโพรไพโอนิก เมื่ออยู่ภายใต้สภาวะที่ไฮโดรเจนมีความดันพาร์เซี่ยลสูง, น้ำตาลถูกย่อยสลายเป็นกรดแอซีติก, ไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ โดยวิธี Embden – Meyerhof ภายใต้สภาวะที่ไฮโดรเจนมีความดันพาร์เซี่ยลต่ำ, หากไฮโดรเจนมีความดันพาร์เซี่ยลสูง ผลผลิตที่ได้ คือ กรดแอซีติก, กรดโพรไพโอนิก, กรดบิวทริก, ไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์.

ขั้นตอนที่ 3 การสร้างกรดแอซีติกจากกรดไขมันระเหยอื่นๆ : แบคทีเรียสร้างกรดมีบทบาทสำคัญในการเป็นตัวเชื่อมระหว่างขั้นตอนการสร้างกรดและขั้นตอนการสร้างมีเทน, การผลิตมีเทนโดยแบคทีเรียสร้างมีเทนนั้นต้องการสารอาหารที่เฉพาะเจาะจงมาก ได้แก่ กรดแอซีติก, กรดฟอร์มิก, ไฮโดรเจน, เมทานอล และเมทิลลามีน (methylamine). กรดไขมันระเหยที่มีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอมไม่อาจใช้เป็นสารอาหารในการผลิตมีเทนได้โดยตรง, แบคทีเรียสร้างกรดแอซีติก (ที่ผลิตไฮโดรเจนได้ด้วย) ที่มีความสามารถในการย่อยสลายกรดไขมันระเหยที่มีคาร์บอนมากกว่า 2 อะตอมให้กลายเป็นกรดแอซีติก, คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจน ภายใต้สภาวะที่ไฮโดรเจนมีความดันพาร์เซี่ยลต่ำกว่า 2×10^{-3} บรรยากาศ และต่ำกว่า 9×10^{-3} บรรยากาศ สำหรับการย่อยสลายกรดบิวทริก และกรดโพรไพโอนิก ตามลำดับ.



ขั้นตอนนี้เกิดขึ้นได้เฉพาะในสภาวะที่ไฮโดรเจนมีความดันพาร์เซี่ยลต่ำเท่านั้น กรดไขมันระเหยไม่สามารถย่อยสลายกลายเป็นกรดแอซีติกภายใต้สภาวะที่ไฮโดรเจนมีความดันพาร์เซี่ยลสูง ดังรูปที่ 2.



รูปที่ 2. ปฏิกิริยาการสร้างกรดไขมันระเหยภายใต้สภาวะที่ความดันพาร์เซียลของไฮโดรเจนสูงและต่ำ.

ขั้นตอนที่ 4 การสร้างมีเทน : แบคทีเรียจะใช้กรดอะซิติก, ไฮโดรเจน และอื่นๆ ในการสร้างมีเทน โดยขั้นตอนนี้มีการลดค่าซีโอดีหรือบีโอดีในน้ำเสีย, พบว่าพลังงานเคมีที่อยู่ในรูปซีโอดีมากกว่าร้อยละ 90 จะเปลี่ยนไปเป็นมีเทน.



แบคทีเรียที่สร้างมีเทนเป็นพวกดำรงชีพในสภาวะที่ไม่มีออกซิเจนเท่านั้น สามารถสร้างมีเทนได้จากแอสिटเตต และการรีดักชันของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์, แบคทีเรียเหล่านี้สามารถเจริญเติบโตได้ในช่วงพีเอชแคบๆ เท่านั้น และทนทานต่อสภาพแวดล้อมน้อยกว่าแบคทีเรียสร้างกรด, แบคทีเรียกลุ่มนี้ส่วนใหญ่ ได้แก่ Methanobacterium, Methanosarcina และ Methanococcus เป็นต้น.

ในการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนแบบสมบูรณ์ของสารประกอบอินทรีย์ซับซ้อน (Complex Organic Compound) เป็นกระบวนการที่เกี่ยวข้องหลายขั้นตอนดังที่กล่าวข้างต้น โดยทั่วไปจะมีแบคทีเรีย 3 กลุ่มที่เกี่ยวข้อง คือ :

1. Hydrolytic – Fermentation Bacteria
2. Syntrophic Acetogenic Bacteria
3. Methanogenic Bacteria

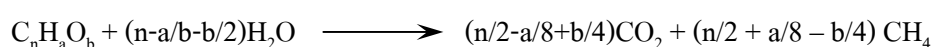
ซึ่งระหว่างแบคทีเรีย 3 กลุ่มนี้ แบคทีเรียสร้างแอสिटิก (Acetogenic Bacteria) และแบคทีเรียสร้างมีเทน (Methanogenic Bacteria) เติบโตช้า ซึ่งมีระยะเวลาแบ่งตัว (Double Time) ประมาณ 3 ถึง 7 วัน ภายใต้สภาวะอุณหภูมิปานกลาง (Mesophilic).

แบคทีเรียสร้างมีเทนจำแนกได้เป็น 3 ชนิด

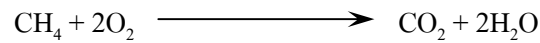
1. แบคทีเรียที่ผลิตมีเทนได้จากแอสिटิกอย่างเดียว
(Obligate Acetoclastic Methanogen)
2. แบคทีเรียที่ผลิตมีเทนได้จากไฮโดรเจนเพียงอย่างเดียว
(Obligate Hydrogenotrophic Methanogen)
3. แบคทีเรียที่สามารถสร้างมีเทนได้จากกรดแอสिटิกหรือไฮโดรเจน
(Hydrogenotrophic/Acetoclastic Methanogen)

ในปีค.ศ. 1987 Jeris และ McCarty ได้ใช้ธาตุกำมะถันตรังสี C14 ทดสอบการย่อยสลายของสารอินทรีย์ พบว่าประมาณร้อยละ 70 ของก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้น เกิดจากการสลายตัวของกรดแอสिटิก, และได้สรุปการเกิดก๊าซมีเทนจากการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจนโดยเปรียบเทียบกับความเข้มข้นซีไอดี. ปฏิกิริยาชีวเคมีของการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายใต้สภาวะที่ไม่ใช้ออกซิเจนนี้จะได้ก๊าซชีวภาพ, ส่วนใหญ่ประกอบด้วยก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์, นอกจากนี้ยังประกอบด้วยก๊าซอื่นๆ อีกเล็กน้อย เช่น ก๊าซไข่เน่า (H₂S) และก๊าซไนโตรเจน (N₂).

สมการการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจน (Speece 1996) ดังนี้ :



ขณะที่กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศทำงานอยู่ พลังงานทั้งหมดของสารอาหารถูกเปลี่ยนเป็นก๊าซมีเทนและของเหลว, ซึ่งก๊าซมีเทน 1 โมล ต้องการออกซิเจน 2 โมล เพื่อใช้ในการออกซิไดซ์ให้ได้น้ำและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการ :



ในระบบการย่อยสลายแบบไม่ใช้อากาศนี้ พลังงานที่อยู่ในสารอินทรีย์ประมาณร้อยละ 90 จะเปลี่ยนไปอยู่ในรูปของก๊าซมีเทน หรือประมาณได้ว่า 1 กิโลกรัมของค่าซีโอดีที่ถูกกำจัดจะให้ก๊าซมีเทนประมาณ 0.31 ถึง 0.44 ลูกบาศก์เมตร, โดยมีสัดส่วนมีเทนในก๊าซชีวภาพประมาณร้อยละ 60 ถึง 75 (ธรรมภาณ 2541).

เสถียรภาพของถังปฏิกรณ์แบบไม่ใช้อากาศสามารถจำแนกได้ 2 แนวทาง โดยแนวทางแรก จะถูกกำหนดโดยระดับการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรด้านฟิสิกส์และเคมีในการเดินระบบ ส่วนแนวทางที่สองจะถูกกำหนดโดยระดับการเปลี่ยนแปลงของชุมชนจุลินทรีย์ในระบบ ซึ่งในแนวทางนี้ได้มีการวิจัย เพื่อนำมาประยุกต์ใช้ในการควบคุมและจัดการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศอย่างแพร่หลาย.

Graef and Andrews (1974) แสดงให้เห็นว่า สาเหตุหลัก 3 ประการ ที่ทำให้ถังปฏิกรณ์บำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศ ประกอบด้วยสภาพการ overload เนื่องจากเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์ อัตราบำบัดสารอินทรีย์ และสารยับยั้งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์, ซึ่งสาเหตุทั้งสามดังกล่าวมีผลกระทบต่อชุมชนจุลินทรีย์ในระบบที่แตกต่างกัน, อันส่งผลให้การตอบสนองของสมรรถนะของถังปฏิกรณ์ที่แตกต่างกัน. Bjornsson *et al.* (1997) สรุปว่าการลดอายุตะกอน (SRT) จาก 20 เป็น 15 วัน ไม่ก่อปัญหาการชะล้างของจุลินทรีย์กลุ่ม acetoclastic methanogens แต่ส่งผลให้ความเข้มข้นของ propionate เพิ่มขึ้น, และตามมาด้วยการเพิ่มความเข้มข้นของ acetate ในถังปฏิกรณ์แบบ CSTR. Miron *et al.* (2000) พบว่าการลดลงของอายุตะกอนจาก 15 วัน เป็น 10 วัน ส่งผลให้การผลิตก๊าซมีเทนลดลง และการเพิ่มขึ้นของกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFAs) โดยเฉพาะกลุ่มที่มีโมเลกุลใหญ่, แสดงให้เห็นว่า ปัญหาการ overload ของสารมลพิษอินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศ ไม่ส่งผลให้ระบบล้มเหลว, แต่มีแนวโน้มเพิ่มความเข้มข้นของ acetate และการเพิ่มขึ้นของอัตราการผลิตก๊าซมีเทน.

การ overload เนื่องจากการปนเปื้อนของสารยับยั้ง (inhibitory substances) ในน้ำเสียซึ่งอาจได้แก่ สารกลุ่มซักล้าง (detergents) และโลหะหนัก รวมถึงสารอินทรีย์หลายชนิด (Speece 1996) จะมีลักษณะสิ่งบ่งชี้เช่นเดียวกับปัญหาการ overload เนื่องจากเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์และสารมลพิษอินทรีย์, แต่จะมีข้อแตกต่าง คือ สารยับยั้งจะมีผลต่อการหยุดการทำงานของจุลินทรีย์บางชนิดในชุมชนและส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซมีเทนลดลง (Graef and Andrews 1974).

ระเบียบวิธีการควบคุมและตรวจสอบสมรรถนะของถังบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศในปัจจุบันจะประกอบด้วย อัตราการผลิตก๊าซ, อัตราการกำจัดของแข็งระเหยง่าย (VS), ความเป็นกรด-เบส, ค่าความเป็นเบส, สัดส่วนของก๊าซในก๊าซชีวภาพ และสัดส่วนของกรดอินทรีย์ระเหยง่าย, แต่ระเบียบวิธีดังกล่าวไม่สามารถจะคาดการณ์หรือบ่งชี้ถึงการลดลงของค่าความปลอดภัยของระบบ. การคาดการณ์ถึงเสถียรภาพของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศมีความสำคัญอย่างยิ่งยวด, เนื่องจากการสูญเสียความสามารถในการเดินระบบของถังปฏิบัติการแบบไม่ใช้อากาศจะก่อปัญหาทั้งในด้านค่าใช้จ่ายและเวลาในการฟื้นตัวของระบบ. ตัวบ่งชี้ที่ใช้ในการคาดการณ์สภาพเสถียรภาพของถังปฏิบัติการแบบไม่ใช้อากาศโดยทั่วไปประกอบด้วย สัดส่วนก๊าซมีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซชีวภาพ, อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ และอัตราการผลิตก๊าซมีเทน, อัตราส่วนระหว่างความเป็นกรด-เบสและค่าความเป็นด่าง, สัดส่วนก๊าซไฮโดรเจนในก๊าซชีวภาพ และกรดอินทรีย์ระเหยง่าย, แต่อย่างไรก็ตามตัวบ่งชี้เหล่านี้เป็นการตรวจสอบสมรรถนะในภาพรวมของถังจุลินทรีย์ในระบบซึ่งยังคงมีปัญหาความแม่นยำในการคาดการณ์. ดังนั้น จึงมีการพัฒนาเทคนิคใหม่ๆ อาทิเช่น modification of batch bottle test assays ซึ่งพัฒนาโดย Owen *et al.* (1979) และ Shelton and Tiedje (1984), แต่อย่างไรก็ตามวิธีการเหล่านี้ยังมีความยุ่งยากในการใช้พยากรณ์เสถียรภาพของระบบ, การวิจัยนี้จึงต้องการพัฒนาเทคนิคที่ง่ายและไม่ซับซ้อน.

2.3 เทคโนโลยีการกำจัดของเสียจากการเกษตร

เทคโนโลยีการกำจัดของเสียจากการเกษตรที่มีการประยุกต์ใช้ในปัจจุบัน แสดงในรูปที่ 1 และ 2 ซึ่งเทคโนโลยีแต่ละประเภทจะมีข้อจำกัดในการใช้งานที่แตกต่างกัน, ดังนั้นการเลือกเทคโนโลยีโดยทั่วไปจะขึ้นอยู่กับองค์ประกอบของของเสียเป็นหลัก. สำหรับการจัดการของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์ ซึ่งจัดเป็นของเสียที่มีศักยภาพในการผลิตพลังงานทดแทนและปุ๋ยอินทรีย์เป็นผลพลอยได้ จะไม่ค่อยนิยมใช้เทคโนโลยีประเภท combination หรือ gasification เนื่องจากปัญหาความชื้นที่ค่อนข้างสูงในของเสียดังกล่าว.

สำหรับลักษณะสมบัติทั่วไปของของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์ จะขึ้นอยู่กับวิธีการให้อาหาร ลักษณะโรงเรือน ระบบการรวบรวมของเสีย และระบบการเก็บรวบรวมของเสีย (Zeeman 1991), ซึ่งโดยทั่วไปแล้วของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์จะมีอัตราการผลิต 10 และ 8.5 lb VS/ วัน ต่อน้ำหนัก 1000 lbs ของวัวนมและหมูตามลำดับ. สำหรับในประเทศไทยพบว่ามีของเสียที่ต้องระบายทิ้งที่ ความเข้มข้นของ COD 18,000 – 37,000 มก./ล. และ BOD 9,000 – 18,000 มก./ล., นอกจากนี้ใน ของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์จะมีองค์ประกอบของสารไนโตรเจนสูง ดังแสดงในตารางที่ 3.

ตารางที่ 3. ปริมาณของสารประกอบไนโตรเจนและแอมโมเนียในของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์

ประเภทของเสีย	กรัม TKN/กรัม TS	กรัม NH ₄ ⁺ -N/g TS
หมู	0.0600	0.0308
วัวขุน	0.0262	0.0154
วัวนม	0.0214	0.0115
ไก่เนื้อ	0.0500	0.0308
ไก่ไข่	0.0800	0.0308

ที่มา : Hill and Cobb (1996)

เทคโนโลยีการบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศ เป็นเทคนิคหนึ่งที่ใช้กันมากในการกำจัด ของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์เนื่องจากเทคโนโลยีดังกล่าวสามารถผลิตพลังงานทดแทน และปรับปรุง คุณภาพของเสีย ซึ่งประเด็นการผลิตพลังงานทดแทนเป็นประเด็นหลักที่เทคโนโลยีดังกล่าวนี้ได้รับการ สนใจ ,นอกจากนั้นเทคโนโลยีนี้ยังมีส่วนในการลดปัญหาปรากฏการณ์โลกร้อนเนื่องจาก Greenhouse gas (De Baere 2000), เทคโนโลยีการบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศสำหรับฟาร์ม ปศุสัตว์มีการศึกษาวิจัยมากในของเสียจากฟาร์มวัว ซึ่งการศึกษาส่วนใหญ่จะใช้ถึงปฏิกิริยาที่เดิน ระบบในช่วง mesophilic และ psychrophilic (Zeeman 1991), สำหรับงานวิจัยถึงปฏิกิริยาที่เดิน ระบบในช่วง thermophilic ที่มีข้อได้เปรียบหลายประการเหนือถึงปฏิกิริยาแบบ mesophilic อาทิเช่น มีอัตราการย่อยสลายสารมลพิษอินทรีย์ได้สูงกว่าและสามารถทำลายเชื้อโรคที่ปนเปื้อนกับ น้ำเสีย (Van Lier 1995).

การประยุกต์ใช้เทคโนโลยีแบบไม่ใช้อากาศในการบำบัดของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์มี วัตถุประสงค์หลักดังต่อไปนี้ :

1. การผลิตพลังงานและลดการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยการเป็นพลังงานทดแทนเพื่อลดการใช้พลังงานจากปิโตรเลียม โดยพลังงานสุทธิที่ได้จากการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนจะขึ้นกับปัจจัยหลายประการดังแสดงในตารางที่ 3.

2. การลดการผลิตสารที่ก่อให้เกิดกลิ่นที่ก่อปัญหาหอบกวนชุมชนใกล้เคียง (Van Velsen 1981).

3. ลดการปลดปล่อยก๊าซที่ก่อปัญหาโลกร้อนเนื่องจากปรากฏการณ์เรือนกระจก.

4. ปรับปรุงคุณค่าธาตุอาหารพืชในของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์ โดยเปลี่ยนสารไนโตรเจนอินทรีย์ไปเป็นแอมโมเนีย ซึ่งสามารถลดค่าใช้จ่ายของการใช้ปุ๋ยเคมี.

5. ลดปริมาณเชื้อโรคและเมล็ดของวัชพืชในของเสียที่ผ่านการบำบัดแล้ว.

6. ปรับปรุงคุณภาพทางกายภาพของเสียที่ผ่านการบำบัดแล้ว เช่น รีดน้ำให้แห้งได้ง่าย Zeeman (1991) ได้สรุประบบบำบัดของเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนที่ใช้ในฟาร์มปศุสัตว์ไว้ ดังนี้ :

- ถึงปฏิบัติการแบบ batch reactors
- ถึงปฏิบัติการแบบป้อนน้ำเสียต่อเนื่อง เช่น Completely Stirred Tank Reactor (CSTR)

และ plug flow reactors

- ถึงปฏิบัติการแบบ accumulation system (AC)

ถึงปฏิบัติการประสิทธิภาพสูง เช่น ถึงปฏิบัติการแบบ UASB ซึ่งถึงปฏิบัติการกลุ่มนี้ส่วนใหญ่ใช้ของเสียที่เป็นของเหลว.

ตารางที่ 4. ปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตก๊าซชีวภาพ

ปัจจัย	ประเด็นที่เกี่ยวข้อง
1. ลักษณะสมบัติของของเสีย	<ul style="list-style-type: none"> - ประเภทของสัตว์เลี้ยง - การให้อาหารสัตว์ - ปริมาณของแข็งแขวนลอย - ปริมาณของแข็งอินทรีย์แขวนลอย - ศักยภาพในการย่อยสลายทางชีวภาพ - ค่าสัมประสิทธิ์ในการย่อยสลายแบบไฮโดรไลซิส - ปริมาณความเข้มข้นของแอมโมเนีย - ความหนืดและค่าความร้อนจำเพาะ - อุณหภูมิของเสีย
2. การออกแบบถังปฏิกรณ์	<ul style="list-style-type: none"> - ปริมาณของถังปฏิกรณ์ - ประเภทของถังปฏิกรณ์ - รูปทรงของถังปฏิกรณ์ - ประเภทและความหนาของชั้นฉนวนรอบถังปฏิกรณ์ - ระบบให้ความร้อนและประสิทธิภาพ - ระบบการคัดแยกของเสีย
3. ลักษณะการเดินระบบ	<ul style="list-style-type: none"> - ระยะเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์ - อุณหภูมิในการเดินระบบ - อัตราการรับภาระ - อุณหภูมิภายนอกถังปฏิกรณ์

ที่มา : Hawkes (1980); Fischer *et al.* (1996) ; Zeeman (1991)

สำหรับปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพและเสถียรภาพของการเดินระบบบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศ สามารถจำแนกได้ดังนี้ :

1. ความสัมพันธ์ระหว่างสภาวะการเดินระบบและองค์ประกอบของเสีย

Van Velsen and Lettinga (1980) ได้สรุปว่าองค์ประกอบของของเสียที่ป้อนเข้าระบบจะเป็นปัจจัยที่สำคัญในการกำหนดสมรรถนะการทำงานของถังบำบัด, ซึ่งในกรณีนี้ น้ำที่มาจากฟาร์มปศุสัตว์ พบว่าแอมโมเนียที่ปนเปื้อนอยู่ในของเสียดังกล่าว เป็นสาเหตุของการยับยั้งการทำงานของระบบ, แต่ขณะเดียวกัน Hawkes (1980) ได้แสดงให้เห็นว่า แต่ละกลุ่มของจุลินทรีย์ในกระบวนการย่อยสลายของเสียแบบไม่ใช้อากาศมีความต้องการทั้งธาตุคาร์บอนและไนโตรเจน, โดยถ้าหากจุลินทรีย์ขาดธาตุไนโตรเจนจะมีผลกระทบต่อกระบวนการผลิตเอเทนไซม์.

นอกจากนั้นสภาพความเป็นกรด-เบส ในถังปฏิกริยาจะเป็นผลลัพท์จากองค์ประกอบของน้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบ และสภาพการเดินระบบ, โดยความสำคัญของสภาพความเป็นกรด-เบส จะเป็นตัวกำหนดศักยภาพในการย่อยสลาย.

Sanders (2001) เสนอว่าสำหรับปฏิกริยาไฮโดรไลซิส ความสัมพันธ์ระหว่างความเป็นกรด-เบส และ activity ของเอนไซม์ จะมีลักษณะเป็น bell shaped curve, โดยจะมีค่า activity สูงสุดในช่วงความเป็นกรด-เบส ระหว่าง 6 ถึง 8, สำหรับน้ำเสียจากฟาร์มปศุสัตว์ พบว่าสภาพความเป็นกรด-เบส ในถังบำบัดจะมีค่าสูงถึงแม้จะเดินระบบที่เวลาเก็บกักชลศาสตร์ที่ต่ำ, โดยเฉพาะอย่างยิ่งที่อุณหภูมิในช่วง thermophilic (55-60°C.) (Varel *et al.*, 1977), ซึ่งส่งผลให้ประสิทธิภาพการกำจัดของเสียลดลงที่อัตราภาระสูง, ทั้งนี้มีสาเหตุมาจากการยับยั้งกระบวนการย่อยสลายเนื่องจากแอมโมเนียมากกว่าระดับความเข้มข้นกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFA) ที่เพิ่มขึ้น.

2. อุณหภูมิ

ระดับอุณหภูมิในถังปฏิกริยาเป็นปัจจัยสำคัญในการกำหนดสมรรถนะการทำงานของถังบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศ, ซึ่งเป็นพฤติกรรมที่สามารถพบเห็นได้เสมอในปฏิกริยาทางชีววิทยา, โดยอัตราการย่อยสลายจะเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิจนถึงอุณหภูมิที่เหมาะสม (Hawkes 1980).

Grady and Lim (1980) กล่าวว่า การกำหนดอุณหภูมิที่แน่นอนต่อการทำงานของถังบำบัดจะขึ้นอยู่กับลักษณะสมบัติของน้ำเสียและค่าที่แน่นอนจะได้จากการทดลองในห้องปฏิบัติการเท่านั้น. การศึกษาของ Veeken and Hamelers (2000) ที่ทดลองในของเสียจากมวลชีวภาพ 6 ชนิด แสดงให้เห็นว่า การใช้ Arrhenius equation เพื่ออธิบายถึงความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัมประสิทธิ์ของ first order hydrolysis และอุณหภูมิในช่วง 20-40°C. สามารถแสดงผลได้ดีมาก ($R^2 = 0.984 - 0.9999$).

การออกแบบถังบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศภายใต้สภาวะ thermophilic มีทั้งข้อได้เปรียบและเสียเปรียบ ซึ่งสามารถสรุปได้จากงานวิจัยของ Duran and Speece (1997) และ Van Lier (1995) ดังนี้ :

ประเด็นได้เปรียบ

1. อัตราการย่อยสลายเพิ่มขึ้นเนื่องจากอัตราการเจริญเติบโตที่สูงของจุลินทรีย์กลุ่ม thermophilic แต่ขณะเดียวกันจุลินทรีย์กลุ่มนี้จะมีค่า growth yields ต่ำ, ดังนั้นจึงทำให้สามารถเดินระบบที่ค่าเก็บกักทางชลศาสตร์ประมาณ 1 ใน 3 ของค่าเก็บกักที่สภาวะ mesophilic (Ahring *et al.* 1995).

2. ส่งเสริมลักษณะสมบัติของการแยกตะกอนของแข็งออกจากน้ำได้ดีขึ้น โดยตะกอนชีวภาพของถังบำบัดที่เดินระบบในช่วง thermophilic จะมีคุณสมบัติที่สามารถทำกริดน้ำได้ดีกว่าตะกอนจากถังบำบัดในช่วง mesophilic (Hobson *et al.* 1981 ; and Lettinga, 1980).

3. เพิ่มประสิทธิภาพในการทำลายเชื้อโรค โดยจากการศึกษาของ Bendixen (1994) พบว่าเชื้อโรคที่พบในของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์ สามารถมีชีวิตอยู่ได้ยาวนานในสภาวะ mesophilic แต่จะถูกกำจัดในระยะเวลาระดับชั่วโมงในสภาวะ thermophilic (50-55° ซ.).

ประเด็นเสียเปรียบ

1. มีการใช้พลังงานที่สูงขึ้นเมื่อเทียบกับการเดินระบบที่ mesophilic.
2. ลักษณะสมบัติของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดในช่วง thermophilic จะมีคุณภาพด้อยกว่าเดินระบบที่ mesophilic, โดยเฉพาะในประเด็นสารที่ละลายน้ำ (Buhr and Andrews 1977), แต่การศึกษาของ Ahring (1994) พบว่าไม่มีข้อแตกต่างระหว่างค่าความเข้มข้นของกรดอินทรีย์ระเหยง่ายในน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดจากถังบำบัดแบบช่วง mesophilic และ thermophilic.
3. การที่จุลินทรีย์แบบ thermophilic มีค่า growth yields ที่ต่ำกว่าจึงต้องใช้เวลาในการเริ่มต้นเดินระบบที่มากกว่าถังบำบัดแบบ mesophilic, และส่งผลให้ถังบำบัดแบบ thermophilic ได้รับความกระทบต่อการเดินระบบรุนแรงกว่าเมื่อระบบได้รับน้ำเสียที่มีการปนเปื้อนของสารก่อความเป็นพิษต่อระบบ, รวมถึงการเปลี่ยนแปลงสภาพแวดล้อมของถังบำบัด.
4. ระบบมีเสถียรภาพต่ำ โดยเฉพาะอย่างยิ่งในกรณีน้ำเสียที่มีการปนเปื้อนของสารแอมโมเนียในความเข้มข้นสูง.

เวลาเก็บกักทางชลศาสตร์

ค่าเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์ของถังบำบัดของเสียเป็นปัจจัยการออกแบบที่สำคัญที่กำหนดความเหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์ของถังบำบัด. โดยทั่วไปแล้วอัตราการผลิตมีเทนจากน้ำเสียชนิดเดียวกันจะลดลงตามเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์แต่จะมีสัดส่วนของก๊าซมีเทนเพิ่มขึ้น (Zeeman 1991). การศึกษาของ Van Velsen and Lettinga (1980) ในน้ำเสียจากฟาร์มสุกรพบว่าที่เวลาเก็บกักทางชลศาสตร์ที่มากกว่า 15 วัน จะมีผลต่อการเพิ่มสัดส่วนของก๊าซมีเทนเพียงเล็กน้อย, ขณะที่สัดส่วนก๊าซมีเทนจะลดลงอย่างรวดเร็วที่เวลาเก็บกักทางชลศาสตร์น้อยกว่า 15 วัน, และสรุปว่าค่าเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์ที่วิกฤติจะขึ้นอยู่กับลักษณะสมบัติทางเคมีและกายภาพของน้ำเสีย เนื่องจากค่าเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์เป็นตัวกำหนดขนาดของถังบำบัดซึ่งสะท้อนถึงต้นทุนในการก่อสร้าง. ดังนั้นการลดค่าเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์จะสามารถลดงบประมาณการลงทุนได้, ซึ่ง

แนวทางในการลดค่าเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์อาจจะกระทำได้โดยการเพิ่มอุณหภูมิในถังบำบัด และ/หรือ เพิ่มปริมาณจุลินทรีย์ในระบบให้มีความเข้มข้นมากขึ้น, โดยการดำเนินการไม่ให้เวลาเก็บกักจุลินทรีย์ขึ้นตรงต่อเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์ (Dugba and Zhang 1999).

การสร้างความปั่นป่วน

การกวนเพื่อสร้างความปั่นป่วนในถังบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศ เป็นปัจจัยที่สำคัญในการกำหนดสมรรถนะการทำงานของระบบ, Grady and Lim (1980) แสดงให้เห็นว่าการกวนในระดับที่เหมาะสมในถังบำบัดจะป้องกันการเกิดสภาพสิ่งแวดล้อมที่ไม่เอื้ออำนวยกับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์กลุ่ม mesophilic.

ผลของการกวนต่อกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพแบบไม่ใช้อากาศจากงานวิจัยยังมีความขัดแย้งกันอยู่ค่อนข้างมาก (Stroot *et al.* 2001), การศึกษาของ Stroot *et al.* (2001) ในการบำบัดของเสียที่ผสมกันระหว่างขยะชุมชนและตะกอนชีวภาพจากระบบบำบัดน้ำเสียที่อุณหภูมิ 35°C. พบว่าการลดอัตราการกวนลงมีผลให้สมรรถนะการย่อยสลายดีขึ้น. Zeeman (1991) แสดงให้เห็นว่าระบบบำบัดแบบสะสมตัวตะกอนของมูลวัวที่อุณหภูมิ 15°C. ที่เวลาเก็บกักชลศาสตร์ 100 วัน, การกวนก่อนผลเสียต่อกระบวนการย่อยสลายกรดอินทรีย์ระเหยง่ายโดยเฉพาะอย่างยิ่ง Propionic acid, ทั้งนี้เนื่องจากจากการกวนนี้มีผลทำลายโครงสร้างการรวมกลุ่มของจุลินทรีย์กลุ่ม Hydrogen consuming และ Propionic acid oxidizing bacteria, ซึ่งส่งผลให้ระบบความเข้มข้นของก๊าซไฮโดรเจนสูงขึ้นและยับยั้งการย่อยสลายของ Propionic acid. นอกจากนี้ พบว่าถึงปฏิกิริยาแบบ batch ที่ใช้บำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำมันมะกอกจะมีอัตราการผลิตก๊าซมีเทนลดลงเมื่ออัตราการกวนสูงขึ้น, สำหรับการบำบัดน้ำเสียจากฟาร์มสุกรที่ใช้เครื่องกวนที่อัตรา 30 รอบ/นาที, โดยกวน 10 นาที ทุก 3 และ 6 ชั่วโมง ในถังบำบัดแบบ CSTR, พบว่าการกวนทุกๆ 6 ชั่วโมงจะให้ ผลผลิตมีเทนสูงกว่ากวนทุกๆ 3 ชั่วโมง (Lee *et al.* 1995).

สำหรับการประยุกต์ใช้พลังงานแสงอาทิตย์เพื่อเพิ่มอุณหภูมิในถังบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศในฟาร์มปศุสัตว์ พบว่างานวิจัยในส่วนนี้มีน้อยมาก. Alkhamis *et al.* (2000) ออกแบบถังบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศทำงานร่วมกับระบบผลิตพลังงานแสงอาทิตย์แบบ flat plate solar collector, โดยควบคุมอุณหภูมิในถังบำบัดที่ 40 °C. นอกจากนี้ Axaopoulos *et al.* (2001) ได้พัฒนาแบบจำลองคณิตศาสตร์เพื่อจำลองแบบถังบำบัดที่ใช้มูลสุกรเป็นสารอาหาร และเพิ่มอุณหภูมิโดยใช้พลังงานแสงอาทิตย์ โดยใช้ถังบำบัดขนาด 45 ลบ.ม. ที่เวลาเก็บกัก 6 วัน อุณหภูมิ 35 °C. โดยผลการดำเนินแบบ จำลองมีความสอดคล้องกับอุณหภูมิในถังบำบัดที่ตรวจวัด.

เสถียรภาพของถังปฏิกริยาแบบไม่ใช้อากาศสามารถจำแนกได้ 2 แนวทาง โดยแนวทางแรกจะถูกกำหนดโดยระดับการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรด้านฟิสิกส์และเคมีในการเดินระบบ, ส่วนแนวทางที่สองจะถูกกำหนดโดยระดับการเปลี่ยนแปลงของชุมชนจุลินทรีย์ในระบบ, ซึ่งในแนวทางนี้ได้มีการวิจัย เพื่อนำมาประยุกต์ใช้ในการควบคุมและจัดการระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศอย่างแพร่หลาย.

Graef and Andrews (1974) แสดงให้เห็นว่า สาเหตุหลัก 3 ประการที่ทำให้ถังปฏิกริยาบำบัดของเสียแบบไม่ใช้อากาศประกอบด้วยสภาพการ overload เนื่องจากเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์, อัตราการบิการสารอินทรีย์ และสารยับยั้งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ซึ่งสาเหตุทั้งสามดังกล่าวมีผลกระทบต่อชุมชนจุลินทรีย์ในระบบที่แตกต่างกัน ซึ่งส่งผลให้การตอบสนองของสมรรถนะของถังปฏิกริยาที่แตกต่างกัน Bjornsson *et al.* (1997) สรุปว่า การลดอายุตะกอน (SRT) จาก 20 เป็น 15 วัน ไม่ก่อปัญหาการชะล้างของจุลินทรีย์กลุ่ม acetoclastic methanogens, แต่ส่งผลให้ความเข้มข้นของ propionate เพิ่มขึ้น และตามมาด้วยการเพิ่มความเข้มข้นของ acetate ในถังปฏิกริยาแบบ CSTR. Miron *et al.* (2000) พบว่าการลดลงของอายุตะกอนจาก 15 วันเป็น 10 วัน ส่งผลให้การผลิตก๊าซมีเทนลดลงและการเพิ่มขึ้นของกรดอินทรีย์ระเหยง่าย (VFAs) โดยเฉพาะกลุ่มที่มีโมเลกุลใหญ่. แสดงให้เห็นว่าปัญหาการ overload ของสารมลพิษอินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศ ไม่ส่งผลให้ระบบล้มเหลว, แต่มีแนวโน้มเพิ่มความเข้มข้นของแเอซิเตต และการเพิ่มขึ้นของอัตราการผลิตก๊าซมีเทน.

การ overload เนื่องจากการปนเปื้อนของสารยับยั้ง (inhibitory substances) ในน้ำเสีย ซึ่งอาจได้แก่สารกลุ่มซักล้าง (detergents) และ โลหะหนัก รวมถึงสารอินทรีย์หลายชนิด (Speece 1996) จะมีลักษณะสิ่งบ่งชี้เช่นเดียวกับปัญหาการ overload เนื่องจากเวลาเก็บกักทางชลศาสตร์และสารมลพิษอินทรีย์, แต่จะมีข้อแตกต่าง คือ สารยับยั้งจะมีผลต่อการหยุดการทำงานของจุลินทรีย์บางชนิดในชุมชนและส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซมีเทนลดลง (Graef and Andrews 1974).

ระเบียบวิธีการควบคุมและตรวจสอบสมรรถนะของถังบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศในปัจจุบันจะประกอบด้วย อัตราการผลิตก๊าซ, อัตราการกำจัดของแข็งระเหยง่าย (VS), ความเป็นกรด-เบส, ค่าความเป็นเบส สัดส่วนของก๊าซในก๊าซชีวภาพ, และสัดส่วนของกรดอินทรีย์ระเหยง่าย, แต่ระเบียบวิธีดังกล่าวไม่สามารถจะคาดการณ์หรือบ่งชี้ถึงการลดลงของค่าความปลอดภัยของระบบ. การคาดการณ์ถึงเสถียรภาพของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศมีความสำคัญอย่างยิ่งขาด, เนื่องจากการสูญเสียความสามารถในการเดินระบบของถังปฏิกริยาแบบไม่ใช้อากาศจะก่อปัญหาทั้งในด้านค่าใช้จ่ายและเวลาในการฟื้นตัวของระบบ, ตัวบ่งชี้ที่ใช้ในการคาดการณ์สภาพเสถียรภาพของถังปฏิกริยาแบบไม่ใช้อากาศโดยทั่วไปประกอบด้วย สัดส่วนก๊าซมีเทนและ

คาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซชีวภาพ, อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพ และอัตราการผลิตก๊าซมีเทน, อัตราส่วนระหว่างความเป็นกรด-เบส และค่าความเป็นเบส, สัดส่วนก๊าซไฮโดรเจนในก๊าซชีวภาพ และกรดอินทรีย์ระเหยง่าย, แต่อย่างไรก็ตามตัวบ่งชี้เหล่านี้เป็นการตรวจสอบสมรรถนะในภาพรวมของสังคมจุลินทรีย์ในระบบซึ่งยังคงมีปัญหาความแม่นยำในการคาดการณ์, ดังนั้น จึงมีการพัฒนาเทคนิคใหม่ๆ เช่น modification of batch bottle test assays ซึ่งพัฒนาโดย Owen *et al.* (1979) และ Shelton and Tiedje (1984), แต่อย่างไรก็ตามวิธีการเหล่านี้ยังมีความยุ่งยากในการใช้พยากรณ์เสถียรภาพของระบบ, การวิจัยนี้จึงต้องการพัฒนาเทคนิคที่ง่ายและไม่ซับซ้อน.

2.4 รูปแบบถังปฏิกริยาเทคโนโลยีการกำจัดของเสียจากการเกษตร

ถังบำบัดแบบ Completely Stirred Tank Reactor (CSTR) หรือ modification ของถังบำบัดประเภทนี้ถูกพิจารณาใช้เป็นถังบำบัดของเสียที่มีของแข็งแขวนลอยในปริมาณสูง, และในกรณีเดินระบบในช่วง thermophilic การรักษาอุณหภูมิในถังบำบัดจำเป็นต้องพึ่งพาแหล่งพลังงานจากภายนอก, ซึ่งอาจเป็นพลังงานจากปิโตรเลียมหรือก๊าซชีวภาพที่ผลิตขึ้นได้, แต่ประสิทธิภาพพลังงานจะอยู่ในเกณฑ์ต่ำ เมื่อเทียบกับการนำแหล่งพลังงานทดแทนประเภทอื่นมาใช้, อาทิเช่นพลังงานความร้อนจากดวงอาทิตย์. ประเทศไทยจัดเป็นประเทศที่ได้รับความเข้มของแสงอาทิตย์สูง, ดังนั้นการนำพลังงานความร้อนจากแสงอาทิตย์มาใช้เพื่อเพิ่มอุณหภูมิในถังบำบัดสำหรับบำบัดของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์จะทำให้สามารถลดค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างและเดินระบบ, อุณหภูมิมีผลต่อค่า Viscosity ของของเหลวซึ่งโดยทั่วไปค่า apparent viscosity ที่ specific shear rate สามารถอธิบายได้โดย Arrhenius – type model Bhandari *et al.* (1999) and Marcotte *et al.* (2001).

Hashimoto and Chen (1976) ได้ศึกษาลักษณะสมบัติทาง rheological ของของเสียจากฟาร์มปศุสัตว์ และ Chen (1986) ดำเนินการศึกษาผลของอุณหภูมิและความเข้มข้นของของแข็งและลักษณะสมบัติด้าน rheological properties ของมูลวัวขุน.

Moeller and Torres (1997) ได้ดำเนินการศึกษาความไวของการเปลี่ยนแปลงค่า viscosity ต่อ rate of shear ในตะกอนแบคทีเรียที่ผ่านการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกาศ โดยใช้ power law ดังนี้ :

$$\tau = k\dot{\gamma}^n \quad \text{----- (1)}$$

โดย τ = shear stress,
 Pa = Rate of shear, s⁻¹
 k = consistency coefficient, Pa.sⁿ
 n = flow behaviour index

จากสมการที่ 1 ค่า n ต่ำ จะแสดงถึงความไวต่อการเปลี่ยนแปลงค่า viscosity ต่อ rate of shear (Agote *et al.* 2001), สำหรับ Solar collector ที่ศึกษาในสภาวะ steady state การดึงพลังความร้อนมาใช้ประโยชน์จาก solar collector สามารถจำแนกได้ตามสมการ Hottel-Whillier-Bliss (Duffie and Beckman 1974 และ Sukhatme 1997) โดยมีรายละเอียดดังนี้ :

$$Q_u = F_r A_p [S - UL(T_{fin} - T_{amb})] \quad \text{----- (2)}$$

$$\text{โดย } F_r = \frac{m C_{pw}}{A_p UL} \left[1 - \exp \left(\frac{A_p UL F}{m C_{pw}} \right) \right] \quad \text{----- (3)}$$

$$T_{fout} = \frac{F_r A_p (S - UL (T_{fin} - T_{amb}))}{m C_{pw}} \quad \text{----- (4)}$$

$$T_{fin} = T_{fout} + (T_r - T_{fout}) \left(1 - e \left[\frac{-UA}{m C_{pw}} \right] \right) \quad \text{----- (5)}$$

- Q_u = useful heat gain rate from the collector
- S = Hourly incident solar flux absorbed in the absorber plate
- F_r = the collector heat – removal factor
- A_p = Absorber plate area
- UL = Overall losses coefficient from the collector
- T_{fin} = Water inlet temperature to the solar collector
- T_{fout} = Water outlet temperature from the solar collector
- T_{amb} = Ambient temperature
- m = Flow rate of water inside the solar collector
- C_{pw} = specific heat of power
- T_r = Operation temperature of the reactor
- U = Overall heat transfer coefficient of the reactor heat exchanger

ระบบบำบัดน้ำเสียแบบ ASBR จัดเป็นระบบแบบตะกอนแขวนลอย (suspended growth) ที่มีการเดินระบบใน mode ของ batch fed system, โดยระบบสามารถจำแนกการเดินระบบเป็น 4 ระยะ คือ ป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบ (the substrate feed phase), การเกิดปฏิกิริยา (the react phase),

การตกตะกอน (the quiescent settle phase), และการทำให้ตะกอนรวมตัวแน่นและการระบายน้ำเสีย ออกจากระบบ (the effluent decant phase). กลุ่มนักวิจัยที่เริ่มเสนอแนวคิดของถังปฏิกริยาประเภท นี้, และเทคโนโลยีได้รับการพัฒนาอย่างต่อเนื่อง โดยกลุ่มนักวิจัยของ Iowa State University (Sung and Dague, 1992). คุณสมบัติสำคัญของการบำบัดน้ำเสียโดยเทคโนโลยีแบบ ASBR คือ การสร้าง สภาพที่เอื้ออำนวยในการตกตะกอนของมวลชีวภาพในถังปฏิกริยา เพื่อเพิ่มเวลากักเก็บน้ำ (HRT) ที่สั้น, รวมถึงถังปฏิกริยา ASBR ยังสามารถสร้างขบวนการคัดเลือกและพัฒนาเม็ดจุลินทรีย์ (granular biomass) ให้เกิดขึ้นในถังปฏิกริยาเช่นเดียวกับที่พบในถังปฏิกริยาแบบ UASB (Sung and Dague 1995). ถังปฏิกริยา ASBR มีลักษณะการทำงานสามารถจำแนกได้เป็น 4 ระยะ สำหรับ รายละเอียดของการเปลี่ยนแปลงที่เกิดในถังปฏิกริยา มีดังนี้ :

- ขั้นตอนการป้อนน้ำเสียเข้าสู่ระบบ และขั้นตอนการเกิดปฏิกริยาย่อยสลายสารมลพิษ อินทรีย์ ขั้นตอนนี้ถังปฏิกริยาจะได้รับน้ำเสียผ่านทางระบายน้ำเสียเข้า ซึ่งจะดำเนินการต่อจาก ขั้นตอนการระบายน้ำเสียออกจากถังปฏิกริยา, โดยขั้นตอนนี้ถังปฏิกริยาจะทำงานภายใต้สภาวะที่ สัดส่วนของ F/M ที่สูง, และมีการกวนที่ค่อนข้างสมบูรณ์เพื่อทำให้การสัมผัสระหว่างสารอินทรีย์ และมวลชีวภาพเป็นไปอย่างสมบูรณ์, ซึ่งส่งผลให้อัตราการย่อยสลายสารมลพิษและการผลิตก๊าซ ชีวภาพอย่างรวดเร็วในขั้นตอนนี้, ต่อจากนั้นในช่วงปลายของขบวนการนี้สัดส่วนของ F/M จะต่ำลง, รวมถึงอัตราการผลิตก๊าซชีวภาพจะลดลง, ซึ่งสภาวะนี้จะเอื้ออำนวยให้มวลชีวภาพในถังปฏิกริยา สามารถตกตะกอนและแยกจากน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแล้วได้ง่าย.

- ขั้นตอนการตกตะกอนของมวลชีวภาพ ในขั้นตอนนี้อุปกรณ์ในการกวนจะต้องหยุด การทำงานเพื่อให้ตะกอนแบคทีเรียแยกออกจากน้ำใส.

- ขั้นตอนการทำให้ตะกอนชีวภาพรวมตัวแน่น และการระบายน้ำเสียที่บำบัดแล้วออก, หลังจากตะกอนแบคทีเรียแยกตัวออกจากน้ำใสอย่างสมบูรณ์แล้วและจับแน่นเพื่อลดปริมาณของ ตะกอนแบคทีเรีย, ซึ่งปริมาตรของตะกอนแบคทีเรียรวมตัวแน่นจะแปรผันตามเวลากักเก็บของน้ำ (HRT) และจำนวนรอบของการหมุนเวียน (Recycle). น้ำเสียต่อวันในถังปฏิกริยา ซึ่งจำนวนรอบ และเวลาของแต่ละรอบของการหมุนเวียนนี้จะแปรเปลี่ยนไปตามประเภทของน้ำเสีย, โดยทั่วไป จำนวนรอบดังกล่าวอาจอยู่ในช่วง 4-12 ครั้งต่อวัน, แต่อย่างไรก็ตาม มีรายงานว่าถังปฏิกริยาแบบ ASBR สามารถเดินระบบโดยใช้การหมุนเวียนน้ำเสียในถังปฏิกริยาเพียง 1 ครั้งต่อวัน.

สมการของ Monod (สมการที่ 6) สามารถใช้อธิบายอัตราการย่อยสลายของสารมลพิษ อินทรีย์ในเทอมของฟังก์ชันความเข้มข้นของสารมลพิษอินทรีย์.

$$\frac{dS}{dt} = \frac{kXS}{K_s + S} \quad \text{----- (6)}$$

- S = ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด (มวล/ปริมาตร)
k = อัตราเร็วสูงสุดในการย่อยสลายสารอินทรีย์ (เวลา)⁻¹
K_s = ค่าอิ่มตัวของ Monod (กก. COD/ลบ.ม.)
X = ความเข้มข้นของแบคทีเรียในถังปฏิกริยา (มวล/ปริมาตร)

ดังนั้นสมการดังกล่าวนี้จึงสามารถนำมาประยุกต์ใช้ศึกษารูปแบบการทำงานของถังปฏิกริยาแบบ ASBR ขณะที่ถังปฏิกริยาทำงานในระยะของการตกตะกอน และการรวมตัวแน่นของตะกอนจุลินทรีย์ปริมาณความเข้มข้นของสารมลพิษอินทรีย์ในถังปฏิกริยาจะมีความเข้มข้นต่ำ, ดังนั้น จึงส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพลดต่ำลงไปด้วย, และสภาวะดังกล่าวจะเอื้ออำนวยให้ตะกอนจุลินทรีย์สามารถตกตะกอนแยกออกจากชั้นน้ำใสได้อย่างมีประสิทธิภาพ. ในทางกลับกัน ในระยะที่มีปริมาณความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูง (ระยะป้อนน้ำเสีย/ระยะการเกิดปฏิกริยา), อัตราการย่อยสลายสารมลพิษอินทรีย์จะเป็นไปอย่างรวดเร็ว, ซึ่งส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซชีวภาพสูงตามไปด้วย, และอัตราการเกิดก๊าซที่สูงขึ้นดังกล่าวจะช่วยให้เกิดการผสมผสานของสารมลพิษอินทรีย์และตะกอนชีวภาพดีขึ้น. ดังนั้น โดยสรุปความเข้มข้นของสารมลพิษอินทรีย์ในถังปฏิกริยาแบบ ASBR จะเริ่มต้นจากความเข้มข้นที่สูงและลดลงในแต่ละรอบของการทำงาน, รูปแบบของความเข้มข้นของสารมลพิษอินทรีย์ในแต่ละรอบการทำงานและที่สำคัญจะพบว่าในช่วงการทำให้ตะกอนรวมตัวแน่น, ปริมาณความเข้มข้นของสารพิษจะมีค่าต่ำสุด, ซึ่งส่งผลดีต่อการแยกตะกอนจุลินทรีย์ออกจากชั้นน้ำใส, จากคุณสมบัติเด่นส่วนดี ส่งผลให้ถังปฏิกริยาไม่มีความต้องการใช้ถังตะกอนทั้งประเภทภายในหรือภายนอก, ซึ่งทำให้ประหยัดค่าก่อสร้างของระบบ.

Sung and Daque (1992) รายงานถึงการเกิดเม็ดจุลินทรีย์ (granular biomass) ในถังปฏิกริยา 4 แบบ, ที่มีสัดส่วนของความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของถังปฏิกริยาไม่เท่ากัน, ซึ่งผลการศึกษสามารถสรุปได้ว่า ถังปฏิกริยาที่สูงและมีเส้นผ่าศูนย์กลางที่ต่ำจะมีแนวโน้มที่จะพัฒนาตะกอนจุลินทรีย์แบบเม็ดได้ดี, ถังปฏิกริยา ASBR เริ่มมีการวิจัยประยุกต์ใช้กับน้ำเสียอุตสาหกรรมในปี ค.ศ. 1991 โดยใช้ น้ำเสียจากฟาร์มสุกรเป็นตัวแทนในการศึกษา, และดำเนินการวิจัยต่อเนื่องสำหรับการวิจัยเพื่อประยุกต์ใช้งานถังปฏิกริยา ASBR ในน้ำเสียที่มีความเข้มข้นต่ำเริ่มมีการวิจัยในปี ค.ศ. 1996 โดย Banik and Dague ที่ใช้ NFDM เป็นน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้น 600 มก./ล. พบว่าสามารถลดค่า COD ได้ถึง 90% ที่อุณหภูมิ 25^oซ. และ HRT 6 ชม. ,ซึ่งจากการวิจัยนี้จะเห็น

ได้ว่า ASBR สามารถชดเชยอัตราการเจริญเติบโตของมวลชีวภาพที่ต่ำในสภาวะสารอาหารที่มีความเข้มข้นต่ำได้โดยอาศัยลักษณะสมบัติที่สามารถเก็บกักปริมาณมวลชีวภาพได้สูง.

2.5 ปัจจัยที่เกี่ยวกับสถานะแวดล้อมจุลินทรีย์กลุ่ม Methanogen

1. อุณหภูมิ

ระบบยูเอเอสบี สามารถแบ่งช่วงการทำงานในช่วงของอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของแบคทีเรียได้ 3 ช่วง คือ :

ก. ช่วงการทำงานของเทอร์โมฟิลิก (Thermophilic) ช่วงนี้จะมีอุณหภูมิประมาณ 50–65 °ซ.

ข. ช่วงการทำงานของมีโซฟิลิก (Mesophilic) จะมีอุณหภูมิประมาณ 20–45 °ซ.

ค. ช่วงการทำงานของไซโครฟิลิก (Psychrophilic) จะมีอุณหภูมิต่ำกว่า 20 °ซ.

แม้ว่าในช่วงเทอร์โมฟิลิกจะมีอัตราการย่อยสลายสารอินทรีย์ได้รวดเร็วกว่าช่วงมีโซฟิลิก แต่นิยมให้แบคทีเรียอยู่ในช่วงมีโซฟิลิกในการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน เนื่องจากพบว่าพวกเทอร์โมฟิลิกจะมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิมากกว่า, ส่วนช่วงไซโครฟิลิกก๊าซมีเทนเกิดขึ้นน้อยมากและในส่วนของการย่อยสลาย (Hydrolysis) จะลดลงเมื่ออุณหภูมิลดลงต่ำกว่า 20 °ซ. ดังนั้นการรักษาอุณหภูมิให้สม่ำเสมอ จึงมีความสำคัญมากกว่าจะให้มีอุณหภูมิที่มีอัตราการย่อยสลายสูงสุด.

2. พีเอช กรดอินทรีย์ระเหย และสภาพความเป็นเบส

ค่าของพีเอช, กรดอินทรีย์ระเหย และสภาพความเป็นเบส มีความสัมพันธ์กันอย่างใกล้ชิด, แบคทีเรียที่ผลิตมีเทนต้องการพีเอชอยู่ในช่วงประมาณ 6.5–7.5, ถ้าพีเอชน้อยกว่า 6.2 ประสิทธิภาพของระบบจะลดลงอย่างรวดเร็ว ส่วนแบคทีเรียชนิดที่สร้างกรดมักสามารถปรับตัวในช่วงพีเอชกว้างกว่า คือ ประมาณ 5–8.5, ดังนั้น ค่าพีเอชจึงมีความสำคัญต่อแบคทีเรียผลิตมีเทนมากกว่ากรดอินทรีย์ระเหยที่ผลิตโดยพวกแบคทีเรียที่สร้างกรด (Acidogenesis) ปกติแล้วควรมีค่าอยู่ในระบบประมาณ 200-400 มิลลิกรัมต่อลิตร. สภาพความเป็นเบสในรูปไบคาร์บอเนตจะเป็นตัวแสดงให้ทราบถึงกำลังของบัฟเฟอร์ (Buffer Capacity) ของระบบ, ถ้ากำลังบัฟเฟอร์ต่ำไม่เพียงพอ ปริมาณของกรดที่เพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยจะทำให้ค่าพีเอชของระบบลดลงอย่างรวดเร็ว, ซึ่งในสภาพดังกล่าวของระบบจะไม่เกิดขึ้นถ้ามีกำลังของบัฟเฟอร์มากพอ. โดยทั่วไปในการบำบัดแบบไม่ใช้อากาศควรมีค่าสภาพความเป็นเบส ประมาณ 2,000–5,000 มิลลิกรัมต่อลิตร, และอัตราส่วนของความเข้มข้นของกรดอินทรีย์ระเหย (มิลลิกรัมต่อลิตรของกรดแอซิดิก) ต่อสภาพ

ความเป็นเบส ไบคาร์บอเนต (มีลิกกรัมต่อลิตรของแคลเซียมคาร์บอเนต), ซึ่งเป็นการแสดงค่ากำลังของบัพเฟอร์ทางหนึ่ง, โดยถ้าอัตราส่วนดังกล่าวมีค่าน้อยกว่า 0.4 แสดงว่ามีกำลังของบัพเฟอร์สูง, แต่ถ้าอัตราส่วนดังกล่าวมีค่ามากกว่า 0.8 แสดงว่ามีกำลังของบัพเฟอร์ต่ำ, อาจทำให้ระบบ มีประสิทธิภาพลดลงได้.

สารเคมีที่ใช้เติมเพื่อเพิ่มสภาพด่างให้แก่ระบบมีอยู่หลายประเภท เช่น พวกด่างแก่, สารไบคาร์บอเนต และสารพวกคาร์บอเนต, ซึ่งแต่ละประเภทมีข้อดีข้อเสียแตกต่างกันไป เช่น โซเดียมไบคาร์บอเนต (NaHCO_3) เป็นสารเคมีตัวที่ดีที่สุดในการควบคุมพีเอช เนื่องจากโซเดียมไบคาร์บอเนตสามารถละลายน้ำได้ดี และให้สภาพด่างไบคาร์บอเนตแก่ระบบโดยตรง แต่จะมีราคาแพงกว่าสารเคมีตัวอื่นๆ Lettinga *et al.* (1983) ได้ศึกษาการใช้แคลเซียมไฮดรอกไซด์ ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) เป็นบัพเฟอร์แทนโซเดียมไบคาร์บอเนต โดยใช้ถังยูเอสบีบำบัดน้ำเสียจากโรงงานที่ใช้มะเขือเทศเป็นวัตถุดิบ, ปรากฏว่าแคลเซียมไฮดรอกไซด์สามารถรักษากำลังบัพเฟอร์ได้ดี และทำให้ตะกอนจุลินทรีย์มีความสามารถในการตกตะกอนได้ดีขึ้น, นอกจากนี้ยังทำให้ระบบมีความสามารถในการรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์ได้เพิ่มขึ้น.

3. สารอาหารเสริม (Nutrient)

ในเซลล์ของจุลินทรีย์ประกอบไปด้วยคาร์บอน (C), ไนโตรเจน (N), ฟอสฟอรัส (P) และ ซัลเฟอร์ (S), ในอัตราส่วน C:N:P:S = 100:10:1:1, ดังนั้นเพื่อการเจริญเติบโตและการดำรงชีพของจุลินทรีย์ จึงต้องมีสารอาหารที่เพียงพอ. นอกจากธาตุดังกล่าวแล้ว ในปัจจุบันยังพบว่าแบคทีเรียสร้างมีเทนยังต้องการธาตุบางอย่างในปริมาณเพียงเล็กน้อยแต่ขาดไม่ได้, ธาตุดังกล่าวได้แก่ เหล็ก, โคบอลต์, นิกเกิล และซัลเฟอร์ (ในรูปของซัลไฟด์), ดังนั้นถ้าในน้ำเสียขาดธาตุต่างๆ ดังกล่าว ปฏิกิริยาไร้ออกซิเจนก็จะไม่สามารถเกิดขึ้นได้, อย่างไรก็ตาม การเติมธาตุดังกล่าวเพื่อให้แบคทีเรียสร้างมีเทนสามารถเจริญเติบโตได้ดีก็ไม่ใช่ว่าเรื่องง่าย, เนื่องจากซัลไฟด์สามารถทำให้โลหะต่างๆ ตกผลึกและแยกตัวออกจากน้ำ และโลหะซัลไฟด์ เช่น FeS หรือ NiS ละลายน้ำได้น้อยมาก, ดังนั้นจะต้องมั่นใจว่าแบคทีเรียสามารถใช้ธาตุโลหะที่เติมลงไปได้.

4. สารพิษ (Toxic Substance)

น้ำเสียที่จะบำบัดด้วยวิธีทางชีวภาพไม่ควรมีสารที่เป็นพิษอยู่ เพราะจะไปรบกวนการทำงานของแบคทีเรียในระบบ หรือยังยั้งการเจริญเติบโต โดยเฉพาะแบคทีเรียที่ผลิตมีเทน, ทำให้

ระบบเกิดความล้มเหลวได้, ความรุนแรงของพิษย่อมขึ้นกับชนิดและความเข้มข้นของสารนั้นๆ ด้วย สารที่เป็นพิษต่อระบบ ได้แก่ :

ก. พิษของอออนบวกและโลหะหนัก

อออนบวกที่เป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน ได้แก่ โซเดียม (Na^+) โพแทสเซียม (K^+), แมกนีเซียม (Mg^{2+}) และแคลเซียม (Ca^{2+}), ซึ่งธาตุอาหารเหล่านี้โดยปกติ ในระดับความเข้มข้นที่พอเหมาะ จะเป็นธาตุอาหารที่มีประโยชน์ต่อแบคทีเรีย, แต่ถ้ามีมากเกินไป ความจำเป็น จะเกิดเป็นพิษต่อแบคทีเรียปกติ, อออนที่มีวาเลนซ์สูงจะมีความเป็นพิษมากกว่า อออนบวกที่มีวาเลนซ์ต่ำ ดังตารางที่ 5.

ตารางที่ 5. ความเข้มข้นของอออนบวกที่มีผลต่อกระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

ชนิดอออนบวก	ความเข้มข้น (มิลลิกรัมต่อลิตร)		
	กระตุ้น	ยังยับปานกลาง	ยับยั้งมาก
Na^+	100 - 200	3,500 – 5,500	8,000
K^+	200 - 400	2,500 – 4,500	12,000
Ca^{2+}	100 - 200	2,500 – 4,500	8,000
Mg^{2+}	75 - 150	1,000 – 1,500	3,000

ที่มา : (McCarty 1964)

พิษของอออนสามารถลดความเป็นพิษลงได้ (antagonism) เมื่ออยู่ร่วมกับธาตุอื่นๆ ในปริมาณที่เหมาะสม เช่น พิษของ Na^+ มีความเข้มข้น 3,500 มิลลิกรัมต่อลิตร สามารถทำให้ลดลงได้ ถ้ามี Mg^{2+} และ Ca^{2+} ที่มีความเข้มข้นเหมาะสมอยู่ระหว่าง 50–1,000 มิลลิกรัมต่อลิตร, แต่ในทางตรงกันข้ามอออนบางชนิดจะไปเพิ่มความเป็นพิษให้มากขึ้นเมื่ออยู่ร่วมกัน (synergism).

ส่วนพิษของโลหะหนัก ได้แก่ แมงกานีส, สังกะสี, แคดเมียม, นิกเกิล, โครบอลต์, ทองแดง และ โครเมียม เป็นต้น. ความเป็นพิษของโลหะหนักเหล่านี้จะยับยั้งการเจริญเติบโต หรืออาจทำให้จุลินทรีย์ตายได้, อย่างไรก็ตาม โลหะหนักที่เป็นพิษจะต้องอยู่ในรูปของสารละลาย, ซึ่งโลหะหนักจะแตกตัวเป็นอออนเท่านั้น. ซึ่งพบว่าพิษของโลหะหนักจะรุนแรงมากขึ้นเมื่อเทียบกับความสามารถในการละลายน้ำของโลหะหนักนั้น, ตัวอย่างเช่น เหล็กกับอะลูมิเนียม จะไม่เป็นพิษเนื่องจากเกลือของโลหะหนักทั้งสองมีความสามารถในการละลายน้ำได้น้อย, และพิษของ

โลหะหนักจะมากหรือน้อยยังขึ้นอยู่กับปริมาณซัลไฟด์ที่เกิดขึ้นในถังหมักแบบไร้ออกซิเจน, เนื่องจากไฮโดรเจนซัลไฟด์จะทำปฏิกิริยากับโลหะหนักเกิดเป็นเกลือซัลไฟด์ของโลหะหนักขึ้นมา, ซึ่งไม่ละลายน้ำและไม่เป็นพิษ. นอกจากนี้โลหะหนักที่มีวาเลนซ์สูงจะมีพิษมากกว่าโลหะหนักที่มีวาเลนซ์ต่ำ เช่น Cr^{6+} มีพิษมากกว่า Cr^{3+} , แต่อย่างไรก็ดีโลหะหนักบางประเภทยังมีความจำเป็นสำหรับแบคทีเรียแม้จะในปริมาณเพียงเล็กน้อยก็ตาม.

ตารางที่ 6. ปริมาณโลหะหนักที่มีผลให้กระบวนการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจนหมดประสิทธิภาพ

โลหะหนัก	ความเข้มข้น (มิลลิกรัมต่อลิตร)
Fe^+	1,750
Zn^{2+}	163
Cd^{2+}	180
Cr^{3+}	530
Cr^{6+}	450
Cu^{2+}	170

ที่มา: (McCarty, 1964)

ข. พิษของกรดอินทรีย์ระเหย

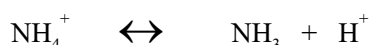
กรดอินทรีย์ระเหยถ้าถูกสร้างขึ้นมามากเกินไป เช่น ในสภาวะที่มีสารอินทรีย์ หรืออาหารเข้ามามาก แบคทีเรียที่ผลิตกรดจะผลิตกรดอินทรีย์ระเหยออกมามาก, หากว่าระบบมีกำลังของบัฟเฟอร์ไม่เพียงพอ จะทำให้ค่าพีเอชของระบบลดลง ส่งผลต่อการทำงานของแบคทีเรียชนิดผลิตมีเทนได้.

กรดอินทรีย์ระเหยง่ายที่มีปริมาณความเข้มข้นสูงๆ จะเป็นพิษต่อจุลินทรีย์ในระบบแบบไม่ใช้ออกซิเจน ทำให้จุลินทรีย์เกิดเสียสมดุล และทำให้ระบบล้มเหลว, อย่างไรก็ตามถ้ากำลังบัฟเฟอร์ (buffer capacity) ภายในระบบสูงพอที่จะรักษาพีเอชให้ใกล้เคียง 7 หรือเท่ากับ 7, ปรากฏว่ากรดระเหยง่ายที่มีปริมาณความเข้มข้นสูงถึง 10,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ในรูปของกรดแอสติก จะไม่เป็นพิษโดยตรงต่อแบคทีเรีย. ดังแสดงให้เห็นถึงอิทธิพลของกรดระเหยง่ายที่มีต่อความสามารถในการตกตะกอนของตะกอนจุลินทรีย์ในถังปฏิกิริยาแบบไหลขึ้น, ถ้าหากกำลังบัฟเฟอร์ในระบบไม่เพียงพอ จะทำให้พีเอชต่ำลง และแบคทีเรียจะทนอยู่ไม่ได้, พิษของกรด

ระเหยง่ายสามารถแก้ไขได้โดยการเติมสารเคมีปรับสภาพ เช่น โซเดียมไบคาร์บอเนต, โซเดียมไฮดรอกไซด์ และแคลเซียมไฮดรอกไซด์ เป็นต้น.

ค. พืชของแอมโมเนีย

แอมโมเนียที่เกิดขึ้นในน้ำเสียของระบบไม่ใช้ออกซิเจนมาจากการย่อยสลายพวกโปรตีน, โดยไนโตรเจนที่ปล่อยออกมาจะอยู่ในรูปของแอมโมเนียมไอออน (NH_4^+) แอมโมเนีย (NH_3) ดังสมการ :



โดยปริมาณของแอมโมเนียมไอออนนี้ขึ้นอยู่กับค่าพีเอช คือ ที่พีเอชประมาณ 7 ความเข้มข้นของแอมโมเนียจะมีประมาณ 1% ของแอมโมเนียทั้งหมด, โดยจะมีความเข้มข้นของแอมโมเนียมไอออน 99% , แต่ถ้าพีเอชมีค่าสูงขึ้น ปฏิกิริยาจะไปทางขวามือมากขึ้นทำให้เกิดแอมโมเนียมาก, ซึ่งแอมโมเนียจะเป็นพิษต่อแบคทีเรียมากกว่าแอมโมเนียมไอออน, โดยความเข้มข้นของแอมโมเนียที่เป็นพิษต่อแบคทีเรีย คือมากกว่า 150 มิลลิกรัมต่อลิตร. ดังนั้นการรักษาพีเอชให้มีค่าประมาณ 7 หรือต่ำกว่า จะทำให้แอมโมเนียทั้งหมดอยู่ในรูปของแอมโมเนียมไอออน, ซึ่งเป็นพิษต่อระบบน้อยกว่า. ตารางที่ 7 แสดงผลของความเข้มข้นของแอมโมเนียในโตรเจน, ซึ่งรวมทั้งแอมโมเนียและแอมโมเนียมไอออนต่อระบบบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน.

ตารางที่ 7. ผลของแอมโมเนียในโตรเจนที่มีต่อระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน

แอมโมเนียในโตรเจน (มิลลิกรัมต่อลิตร)	ผลต่อระบบ
50 - 200	ปริมาณพอเหมาะ
200 – 1,000	ยังไม่เกิดผลชัด
1,500 – 3,000	เริ่มยับยั้งเมื่อมีค่าพีเอชสูง
> 3,000	เป็นพิษโดยตรง

ที่มา : (McCarty and Kugelman, 1965)

ก. พืชของซัลเฟต

การที่น้ำเสียมีปริมาณของซัลเฟตมาก จะทำให้มีแบคทีเรียที่สามารถรีดิวซ์ซัลเฟตให้เป็นซัลไฟด์ได้, โดยกลุ่มของ Sulfate-Reducing Bacteria (SRB) เช่น Desulfovibrio, Desulfotomaculum จะสามารถใช้ซัลเฟต (SO_4^{2-}) เป็นตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้ายได้, โดยซัลเฟตจะถูกเปลี่ยนเป็นซัลไฟด์ได้ดังสมการ :



โดยแบคทีเรียที่รีดิวซ์ซัลเฟต (SRB) จะแย่งอาหารอาหารกันกับพวกผลิตมีเทน (*Methanogenic Bacteria*), โดยสามารถใช้เอซีเตต และไฮโดรเจนเป็นสารอาหาร, และจากค่า $\Delta G'$ แสดงให้เห็นว่า สามารถชนะแบคทีเรียที่ผลิตมีเทนได้, ทำให้ผลผลิตที่เป็นก๊าซมีเทนลดน้อยลง, นอกจากนี้การเกิดไฮโดรเจนซัลไฟด์อาจเป็นพิษต่อแบคทีเรียได้ ถ้ามีปริมาณมากเกินไป, แบคทีเรียที่ผลิตมีเทน (*Methanobacterium spp.*) จะถูกยับยั้งอย่างสมบูรณ์ ถ้ามี H_2S เท่ากับ 0.1 nM, อย่างไรก็ตาม ถ้าจะพิจารณาในแง่การใช้ไฮโดรเจนเป็นสารอาหารของแบคทีเรียที่รีดิวซ์ซัลเฟต (SRB) จะทำงานสัมพันธ์กันกับแบคทีเรียที่ผลิตไฮโดรเจน โดยจะช่วยให้ Hydrogen Partial Pressure มีค่าต่ำเสมอ, ทำให้เป็นการลดการสะสมตัวของก๊าซไฮโดรเจนทางหนึ่ง, ดังนั้นแบคทีเรียที่รีดิวซ์ซัลเฟตได้จึงมีบทบาทต่อการสร้างกรดอินทรีย์ระเหย และมีผลกระทบต่อการสร้างกรดแอซีติกจากกรดโพรไพออนิกด้วย.

ข. พืชของสารอินทรีย์

สารอินทรีย์บางชนิดจะยับยั้งการทำงานของแบคทีเรียชนิดที่ไม่ใช้ออกซิเจนอิสระ สารเหล่านี้ ได้แก่ แอลกอฮอล์ (Alcohol) และกรดไขมันที่มีโมเลกุลยาว (Long Chain Fatty Acid) เช่น เมทานอล (methanol) ซึ่งความเป็นพิษของสารอินทรีย์เหล่านี้สามารถทำลายได้โดยการนำน้ำทิ้งที่มีสารอินทรีย์เข้าสู่ระบบบำบัดอย่างสม่ำเสมอ เพื่อให้แบคทีเรียคุ้นเคยและปรับสภาพได้, แม้ว่าจะมีความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่เป็นพิษถึง 10,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ก็ตาม, หรืออาจแก้ไขได้โดยการเติมสารเคมีลงไป เพื่อทำให้เกิดการตกตะกอนของสารอินทรีย์ที่เป็นพิษ.

2.6 ปัจจัยที่ใช้ควบคุมการทำงานของระบบ

กระบวนการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนแต่ละชนิดจะมีปัจจัยที่ใช้ควบคุมการทำงาน ซึ่งขึ้นอยู่กับลักษณะสมบัติของน้ำเสีย และกลไกการทำงานของจุลินทรีย์ภายใต้กระบวนการนั้นๆ, สำหรับระบบยูเอเอสบี น้ำเสียที่จะเข้าสู่ระบบจะต้องปราศจากสารพิษ และต้องปรับสภาพของน้ำเสียให้เหมาะสมกับจุลินทรีย์ในระบบดังกล่าวมาแล้ว การควบคุมกลไกการทำงานของจุลินทรีย์ในระบบ นอกจากจะต้องรักษาสภาพสมดุลของจุลินทรีย์ที่สร้างกรดและจุลินทรีย์ที่สร้างมีเทนแล้ว ยังต้องรักษาจำนวนจุลินทรีย์ในระบบให้มากที่สุดเท่าที่จะทำได้, ปัจจัยที่เป็นตัวควบคุมจำนวนจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ คือ ความสามารถในการตกตะกอนของตะกอนจุลินทรีย์ (Sludge Settleability), ซึ่งขึ้นอยู่กับอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate) และระยะเวลาเก็บกักน้ำเสีย (Hydraulic Retention Time) ดังนั้น ปัจจัยหลักที่ใช้ควบคุมการทำงานของระบบยูเอเอสบี มีดังนี้ :

1. อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate)

อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เป็นปัจจัยสำคัญ ที่มีผลต่อประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์, การตกตะกอนของจุลินทรีย์ และการเกิดก๊าซในถังปฏิกรณ์, น้ำเสียที่ป้อนเข้าสู่ระบบจะต้องมีอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่ำกว่าอัตราสูงสุดในการกำจัดสารอินทรีย์ของตะกอนจุลินทรีย์. Lettinga *et al.* (1982) พบว่าตะกอนจุลินทรีย์ในชั้นตะกอนล่างจะขยายตัวเสมอที่อัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์ต่ำ ซึ่งเกิดจากก๊าซที่เกิดขึ้นในถังปฏิกรณ์ส่วนใหญ่จะถูกดักกักอยู่ชั้นตะกอนล่างโดยน้ำหนัก และความหนาแน่นของตะกอนจุลินทรีย์, แต่ชั้นตะกอนล่างจะหดตัวลงเมื่ออัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เพิ่มขึ้น (การเกิดก๊าซจะเพิ่มขึ้นด้วย), ปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นเหล่านี้ ยังไม่มีการทดลองที่แสดงให้เห็นอย่างชัดเจนว่า ที่ภาระบรรทุกสารอินทรีย์เท่าใดจึงจะทำให้ชั้นตะกอนล่างเกิดการขยายหรือหดตัว, การเพิ่มภาระบรรทุกสารอินทรีย์ทำให้ก๊าซเพิ่มขึ้น การสัมผัสกันระหว่างน้ำเสียดกับตะกอนจุลินทรีย์เกิดขึ้นมาก, ก๊าซที่ถูกดักกักอยู่ในชั้นตะกอนล่างเกิดน้อยลง, ปริมาณความเข้มข้นของตะกอนจุลินทรีย์ในชั้นตะกอนล่างเกิดเพิ่มขึ้นทำให้ตะกอนจุลินทรีย์บริเวณพื้นที่รอยต่อของชั้นตะกอนล่าง และชั้นตะกอนลอยมีขนาดเล็กลง เนื่องจากแรงที่เกิดจากการลอยขึ้นอย่างรวดเร็วของก๊าซ.

2. ระยะเวลาเก็บกักน้ำเสีย (Hydraulic Retention Time)

ระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียจะมีความสัมพันธ์กับความรุนแรงของการกวน (Agitation Intensity) ในชั้นตะกอนล่าง, จากการทดลองกระบวนการดีไนตริฟิเคชัน (Denitrification) โดยใช้ถังปฏิกรณ์ยูเอเอสบีขนาดห้องปฏิบัติการ และการกวนในถังปฏิกรณ์ให้เกิดขึ้น โดยก๊าซที่

เกิดขึ้นเองในถังปฏิกริยาเพียงอย่างเดียว, พบว่าน้ำเสียจะไหลผ่านช่องว่างที่เกิดขึ้นจากรอยแตกของตะกอนจุลินทรีย์ในชั้นตะกอนล่าง, ซึ่งเป็นการไหลลัดวงจร (short circuit), ทำให้ประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ลดลง ซึ่งสามารถแก้ไขได้โดยการกระจายทางน้ำเข้าให้สม่ำเสมอตลอดพื้นที่ด้านล่างของถังปฏิกริยา. สำหรับโรงบำบัดน้ำเสียจริง จุดน้ำเข้าหนึ่งจุดจะครอบคลุมพื้นที่ 5-10 ตารางเมตร, และถังปฏิกริยาต้นแบบขนาดใหญ่ (Large Pilot Plant) จุดน้ำเข้าหนึ่งจุดควรจะครอบคลุมพื้นที่ได้ถึง 1-2 ตารางเมตร, ถ้าระบบกระจายน้ำเข้าสามารถกระจายน้ำเสียได้ทั่วตลอดพื้นที่ก้นถังจะทำให้ระบบบำบัดประภะบรรทุกสารอินทรีย์ได้ถึง 30 กิโลกรัมซีโอดีต่อลูกบาศก์เมตรต่อวัน, ถ้าหากการกวนในถังปฏิกริยาเกิดจากการใช้เครื่องกล (Mechanical Mixing) จะทำให้ขนาดของตะกอนจุลินทรีย์เล็กลง.

2.7 ก๊าซชีวภาพที่เกิดจากการย่อยสลายแบบไม่ใช้ออกซิเจน

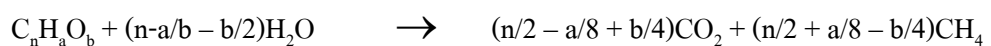
ก๊าซชีวภาพหมายถึงก๊าซที่เกิดจากปฏิกิริยาการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไม่ใช้ออกซิเจนโดยจุลินทรีย์ที่ไม่ต้องการออกซิเจน, ทำให้ได้ผลผลิตในรูปของก๊าซผสมซึ่งประกอบด้วย ก๊าซมีเทนประมาณ 60-70 เปอร์เซ็นต์, ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ประมาณ 25-30 เปอร์เซ็นต์, รวมทั้งก๊าซอื่นๆ ในปริมาณน้อยมาก เช่น ก๊าซไฮโดรเจนและก๊าซไนโตรเจน เป็นต้น (Metcalf and Eddy, 1991).

เนื่องจากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นก๊าซที่คงตัวและไม่ติดไฟ จึงทำให้คุณสมบัติของก๊าซชีวภาพที่นำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงนั้นขึ้นอยู่กับก๊าซมีเทน, โดยปริมาณของก๊าซมีเทนที่ผลิตได้นั้นขึ้นอยู่กับปริมาณของสารอินทรีย์และชนิดของของเสียที่ต้องการบำบัด, ก๊าซมีเทนบริสุทธิ์มีค่าความร้อนประมาณ 38,100 กิโลจูลต่อลูกบาศก์เมตร, คุณสมบัติต่างๆ ของก๊าซมีเทนได้แสดงไว้ในตารางที่ 8.

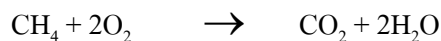
ตารางที่ 8. คุณสมบัติต่างๆ ของก๊าซมีเทน

Chemical formular	CH ₄
Boiling point at 14.696 psia (760 mmHg)	-258.68 F (-161.49 °C)
Freezing point at 14.696 psia (760 mmHg)	-296.46 F (-182.48 °C)
Critical temperature	-116 F (-82.5 °C)
Specific gravity	
- Liquid (at -263.2 F (-164 °C))	0.415
- Gas (at 77 F (25 °C)) & 14.696 psia (760 mmHg)	0.000658
Specific volume at 60 F (15.5 °C) & 14.696 psia (760 mmHg)	223.61 ft ³ /lb.(1.47 l/gm)
Calorific value at 60 F (15.5 °C) & 14.696 psia (760 mmHg)	1,012 Btu/ft (38,130 KJ/m)
Air required for combustion ft ³ /ft ³	9.53
Flammability limits	5 – 10 percent by volume
Octane rating	130
Ignition temperature	1,202 F (650 °C)
Combustion equation	CH ₄ + 2O ₂ → CO ₂ + 2H ₂ O
Molecular weight	16.042
Critical pressure	673.1 psia (47.363 kg/cm ²)

ต่อมาได้พัฒนาสมการสำหรับการทำงานายปริมาตรก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นไว้ดังนี้ :



นอกจากนี้ยังมีสมการอย่างง่าย ที่ใช้สำหรับคำนวณหาปริมาณของก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจน ดังสมการ :



จากสมการดังกล่าวพบว่า 1 โมลของก๊าซมีเทน (16 กรัม) เทียบเท่า 2 โมลของออกซิเจน (64 กรัม) ดังนั้น 1 กรัมของซีโอดีที่ถูกกำจัดจะเทียบเท่าก๊าซมีเทน 0.35 ลิตร ณ อุณหภูมิ และความดันมาตรฐาน (0 °ซ. และความดัน 1 บรรยากาศ), ซึ่ง 1 โมลของก๊าซใดๆ จะมีปริมาตรเท่ากับ 22.4 ลิตร (Speece 1996).

2.8 จลนพลศาสตร์เบื้องต้นของระบบบำบัดน้ำเสีย

การบำบัดน้ำเสียโดยวิธีทางชีวภาพหรือโดยการใช้จุลินทรีย์ เป็นวิธีการที่ใช้กันมากที่สุด ในการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำเสีย, โดยเฉพาะสารอินทรีย์ที่มีความสกปรก จะถูกใช้เป็นอาหารของ จุลินทรีย์ ซึ่งส่วนใหญ่เป็นจุลินทรีย์ทำให้น้ำมีความสกปรกลดลง.

อัตราการกินอาหารโดยจุลินทรีย์มีสมการดังนี้ :

$$\frac{dS}{dt} = \frac{k + S}{K_s + S} \dots\dots\dots(1)$$

$$\frac{dS}{dt} = \text{อัตราการกินอาหารโดยจุลินทรีย์ (น้ำหนัก/ปริมาตร-เวลา)}$$

$$k = \text{อัตราสูงสุดในการกินอาหารต่อหน่วยน้ำหนักของจุลินทรีย์ (ต่อเวลา)}$$

$$K_s = \text{ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสีย ที่จุดซึ่งอัตราการกินอาหาร เท่ากับครึ่งหนึ่งของอัตราสูงสุด (น้ำหนัก/ปริมาตร)}$$

$$S = \text{ความเข้มข้นของสารอาหารในน้ำเสีย (น้ำหนัก/ปริมาตร)}$$

ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ กับความเข้มข้นของสารอาหาร ที่จำกัดโดยใช้สมการของ Monod ดังนี้

$$\mu = \frac{\mu_m S}{K_s + S} \dots\dots\dots(2)$$

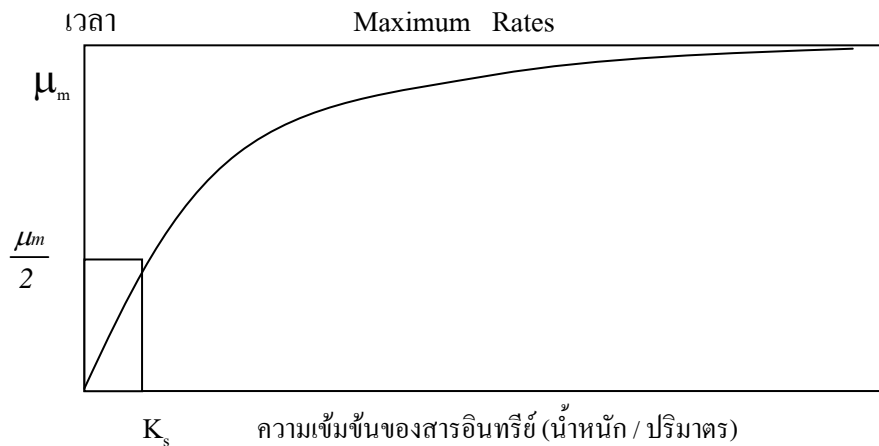
$$\mu = \text{อัตราการเจริญเติบโตจำเพาะ (ต่อเวลา)}$$

$$\mu_m = \text{อัตราการเจริญเติบโตจำเพาะสูงสุด (ต่อเวลา)}$$

$$S = \text{ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ ในน้ำทิ้ง (น้ำหนัก/ปริมาตร)}$$

$$K_s = \text{ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ ในน้ำทิ้งที่จุดซึ่งอัตราการเจริญเติบโตเท่ากับครึ่งหนึ่งของอัตราสูงสุด (น้ำหนัก/ปริมาตร)}$$

ซึ่งสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 3 :



ที่มา : Metcalf and Eddy (2003)

รูปที่ 3. ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการเจริญสุทธิต่อกับความเข้มข้นของสารอาหารที่จำกัด.

การอธิบายและสร้างสมการต่าง ๆ สำหรับระบบบำบัดน้ำเสียโดยวิธีทางชีววิทยาสมการ (2) เป็นสมการที่นิยมใช้กันมากที่สุดสมการหนึ่ง .

$$\text{และจากสมการ } r_g = \frac{dX}{dt} = \frac{\mu_m X S}{K_s + S} \dots\dots\dots (3)$$

นำมาศึกษาวิเคราะห์จะได้ผลลัพธ์ดังต่อไปนี้ คือ

1. เมื่อค่า S มีค่ามากกว่า K_s มาก ๆ จะได้ $r_g = \mu_m X$ ซึ่งจะเป็นปฏิกิริยาลำดับหนึ่ง จุลชีพจะอยู่ในสภาพอิ่มตัวด้วยอาหาร ทำให้อัตราการสังเคราะห์ทางชีวเคมีจะมีสูงสุด
2. เมื่อ S มีค่าเท่ากับ K_s จะได้ $r_g = \frac{\mu_m X}{2}$ ซึ่งจะเป็นปฏิกิริยาลำดับหนึ่ง แต่จะมีอัตราการสังเคราะห์ทางชีวเคมีครึ่งหนึ่งของอัตราการสังเคราะห์ทางชีวเคมีสูงสุด
3. เมื่อ S มีค่าน้อยกว่า K_s มาก ๆ จะได้ $r_g = \frac{\mu_m X S}{K_s}$ ซึ่งจะเป็นปฏิกิริยาลำดับสอง

โดยจะขึ้นอยู่กับทั้ง X และ S.

แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ กับอัตราการสลายตัวของสารอินทรีย์ที่เป็นอาหาร (substrate) สามารถแสดงได้ดังสมการต่อไปนี้ :

$$\begin{aligned} \text{อัตราเติบโตสุทธิ} &= \text{อัตราการสร้างเซลล์} - \text{อัตราการตาย} \\ \frac{dX}{dt} &= Y \frac{dS}{dt} - k_d X \quad \dots\dots\dots(4) \end{aligned}$$

สมการ (4) นี้เป็นสมการที่ใช้ได้ทั้งในกรณีการเจริญเติบโตแบบใช้ออกซิเจนและการเจริญเติบโตแบบไม่ใช้ออกซิเจน, โดยที่อาหารของจุลินทรีย์จะต้องอยู่ในรูปของสารละลายเท่านั้น เมื่อหารสมการ (4) ด้วย X ตลอด.

$$(dX / dt) / X = Y \frac{dS / dt}{X} - k_d \quad \dots\dots\dots(5)$$

หากกำหนดให้

$$\theta_c = X / (dX / dt) \quad \dots\dots\dots(6)$$

$$U = (dS / dt) / X \quad \dots\dots\dots(7)$$

จะได้ $1/\theta_c = Y \cdot U - k_d \quad \dots\dots\dots(8)$

dX / dt = อัตราการเจริญสุทธิของจุลินทรีย์ (น้ำหนัก/ปริมาตร-เวลา)

Y = สัมประสิทธิ์การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์
= อัตราส่วนน้ำหนักของจุลินทรีย์ ที่เพิ่มขึ้นต่อน้ำหนักของอาหารที่ใช้ไป

dS / dt = อัตราการกินอาหารโดยจุลินทรีย์ (น้ำหนัก/ปริมาตร-เวลา)

k_d = สัมประสิทธิ์การตายของจุลินทรีย์ (ต่อเวลา)

X = ความเข้มข้นของจุลินทรีย์ (น้ำหนัก/ปริมาตร)

θ_c = เวลาเฉลี่ยที่จุลินทรีย์ใช้ในการทำลายสารอินทรีย์ (เวลา)
= น้ำหนัก MLSS ที่มีอยู่ในระบบทั้งหมด/น้ำหนัก MLSS ที่ออกจากระบบต่อวัน

U = อัตราการกินอาหารของจุลินทรีย์ ต่อหน่วยน้ำหนักของจุลินทรีย์ (ต่อเวลา)

สมการ (8) นี้เป็นสมการพื้นฐานที่จะใช้ในการศึกษาและออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียด้วยวิธีทางชีววิทยาแบบต่างๆ , ตัวแปรที่สำคัญที่สุด ได้แก่ θ_c และ U , ซึ่งหากควบคุมค่าหนึ่งแล้วอีกค่าหนึ่งก็จะถูกควบคุมไปด้วยโดยอัตโนมัติ, แต่การศึกษาพบว่า การควบคุมค่า θ_c กระทำได้ง่ายกว่าควบคุมค่า U , ดังนั้นจึงนิยมใช้ค่า θ_c เป็นตัวแปรในการควบคุมการทำงานและประสิทธิภาพของระบบบำบัด.

2.9 รูปแบบการประเมินค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์

การประเมินค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ สามารถดำเนินการได้ 2 วิธี คือ Continuous Culture Tests และ Batch Culture Tests.

1. Continuous Culture Tests

การทดลองแบบ Continuous Culture Tests จะออกแบบให้จุลินทรีย์ที่บำบัดน้ำเสียเจริญเติบโตในถังปฏิกิริยาที่กำหนดค่าอายุตะกอนของแข็ง (Solids Retention Time ; SRT) จนเข้าสู่สภาวะสมดุล โดยทั่วไปเมื่อระบบบำบัดน้ำเสียเข้าสู่สภาวะสมดุลโดยทางทฤษฎีแล้ว แต่ละค่าอายุของตะกอนของแข็งจะเป็นตัวกำหนดค่าความเข้มข้นของสารอินทรีย์ (สารมลพิษ) ที่เหลืออยู่ในถังปฏิกิริยา ดังสมการที่ 9 :

$$S_e = \frac{K_s(1 + K_d SRT)}{|SRT(Yk - K_d) - 1|} \dots\dots\dots(9)$$

- โดย S_e = ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแล้ว (น้ำหนักร/ปริมาตร)
- K_s = ค่าความเข้มข้นของสารอาหารที่ครึ่งหนึ่งของอัตราการเจริญเติบโตสูงสุด (น้ำหนักร/ปริมาตร)
- K_d = สัมประสิทธิ์การย่อยสลายของจุลินทรีย์ (ต่อเวลา)
- SRT = อายุตะกอนของแข็ง (เวลา)
- Y = อัตราการเจริญเติบโตต่อปริมาณสารอินทรีย์ที่ถูกย่อยสลาย (น้ำหนักรจุลินทรีย์/น้ำหนักรของสารอินทรีย์)
- k = อัตราเร็วสูงสุดในการย่อยสลายสารอินทรีย์ (ต่อเวลา)

จากสมการที่ 9 จะเห็นว่าอายุตะกอนของแข็งเพียงตัวเดียวเท่านั้น ที่สามารถถูกควบคุมได้อย่างเที่ยงตรง, ซึ่งทำให้ไม่สามารถประเมินค่าสัมประสิทธิ์การย่อยสลายสารอินทรีย์ (k และ K_s) และค่าสัมประสิทธิ์การเจริญเติบโต (Y และ K_d) ได้. ดังนั้น จะประเมินสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์นี้ได้ต้องทำสมดุลมวล (Mass Balance) ของสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ (สารมลพิษ) และสมดุลมวลของจุลินทรีย์รอบถังปฏิกิริยาโดยกำหนดให้ถังปฏิกิริยาอยู่ในสภาวะสมดุล (Steady-State), ซึ่งทำให้สมการรวมลดรูปลงมาอยู่ในรูปสมการเส้นตรง (Linear Equation), และสามารถประเมินค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ได้โดยวิธีทางกราฟ ดังสมการที่ 10 และ 11 เป็นสมการเส้นตรงจากการทำสมดุลมวลของสารอินทรีย์และจุลินทรีย์ตามลำดับ :

$$\frac{(XV)}{Q(S_0 - S)} = \left(\frac{|X(HRT)|}{(S_0 - S)} \right) = \frac{1}{S} \left(\frac{K_s}{k} \right) + \frac{1}{k} \dots\dots\dots(10)$$

$$\frac{1}{HRT} = \frac{1}{SRT} = Y(kS) \left(\frac{-K_d}{K_s + S} \right) \dots\dots\dots(11)$$

- โดย X = ความเข้มข้นของจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ฯ (น้ำหนัก/ปริมาตร)
 V = ปริมาตรของถังปฏิกรณ์ฯ (ปริมาตร)
 Q = อัตราการไหลของน้ำเสียเข้าสู่ระบบ (ปริมาตร/เวลา)
 S_0 = ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสียเข้า (น้ำหนัก/ปริมาตร)
 S = ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด (น้ำหนัก/ปริมาตร)
 HRT = ระยะเวลาที่กักเก็บน้ำในถังปฏิกรณ์ฯ (เวลา)
 SRT = อายุตะกอนแข็ง (เวลา)

2. Batch Culture Tests

ในขั้นตอนการประเมินค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ของ Continuous พบว่าต้องใช้เวลามาก และต้องมีการดูแลอย่างใกล้ชิด, ด้วยเหตุนี้จึงมุ่งสนใจมาที่วิธีการแบบ การทดลองแบบ Batch เป็นวิธีการที่ไม่ยุ่งยากและเป็นวิธีการที่ใช้เวลาน้อยเหมาะสำหรับการหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์.

Batch Culture จะมีการเปลี่ยนระบบไม่คงที่ เป็นสาเหตุที่ทำให้ความเข้มข้นของสารอาหารลดลง, ถ้าจะมีผลต่อรูปสมการน้อยมาก เพราะฉะนั้น จึงเขียนสมการใหม่ได้ดังสมการที่

13 :

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - k_d X \dots\dots\dots(12)$$

$$\mu X = -Y \left(\frac{ds}{dt} \right)$$

$$\frac{dX}{dt} = Y \left(\frac{-ds}{dt} \right) \dots\dots\dots(13)$$

integrated แล้วจะได้

$$X = X_0 + Y(S_0 - S) \dots\dots\dots(14)$$

ซึ่ง X_0 และ S_0 เป็นจุลินทรีย์เริ่มต้นและเป็นความเข้มข้นของสารอาหารตามลำดับ
รวมสมการที่ 13 และ 14 จะได้

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{k * S * |X_0 + Y * (S_0 - S)|}{(k_s + S)} \dots\dots\dots(15)$$

integrated สมการที่ 15 จะได้

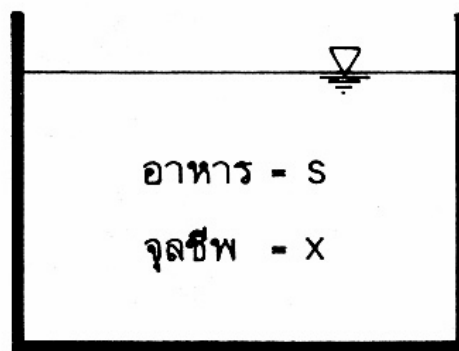
$$k_s \frac{\ln(S)}{S_0} = \frac{(KX_0 + S_0)}{Y} \cdot \ln \frac{|(S_0 + X_0/Y) - S|}{(X_0/Y)} - |(X_0/Y) + S_0| Ykt \dots\dots (16)$$

สมการที่ 16 จะใช้อธิบายการใช้สารอาหาร, ที่ผ่านมามีผู้ทำการวิจัยได้นำเทคนิค Non-Linear Least Squares มาใช้เพื่อหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ โดยใช้สมการที่ 16, โดยใช้ข้อมูลจากการทดลอง. ประโยชน์ที่สำคัญของการทดสอบแบบ Batch สามารถหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์จากการแปลงค่าความเข้มข้นของสารอาหารได้ในเวลารวดเร็ว, ซึ่งวิธีการแบบ Batch สามารถหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ได้รวดเร็วกว่าวิธีการแบบ Continuous, ด้วยเหตุนี้จึงนิยมหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์จากปฏิกิริยาแบบ Batch, ซึ่งจะควบคุมให้อยู่ในสภาวะแวดล้อมที่เหมาะสมภายในระยะเวลาที่เหมาะสม, นอกจากนี้จุลินทรีย์จะไม่มี การเปลี่ยนแปลง ปริมาณในช่วงที่ทำการทดลอง. ข้อด้อยของวิธีการแบบ Batch ก็คือ ความเข้มข้นของสารอาหารที่ เริ่มต้นจำเป็นต้องค่าใกล้เคียง K_s และความเข้มข้นของจุลินทรีย์จะต้องเพียงพอ.

เมื่อเปรียบเทียบ Continuous Culture Tests กับ Batch Culture Tests สำหรับหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ มักจะมีข้อถกเถียงในแต่ละงานวิจัย, ซึ่งจากบางงานวิจัยก็ให้คำแนะนำว่า Continuous Culture Test ให้ข้อมูลที่เป็นจริงมากกว่าเพราะว่าการทดลองอยู่ภายใต้การควบคุมดูแลอย่างใกล้ชิดและกระบวนการทดลองจะใกล้เคียงกับความจริงมากกว่า, ส่วนบางงานวิจัยอื่นที่สนับสนุนการทดลองแบบ Batch Culture Tests, ก็พบว่าการทดลองแบบ Batch Culture Tests มีความเหมาะสมไม่แตกต่างกับ Continuous Culture Tests, และนอกจากนี้ยังพบว่า Batch Culture Tests เป็นวิธีการหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ที่ง่ายและประหยัดค่าใช้จ่าย.

2.10 ศึกษาค่าจลนพลศาสตร์ในถังปฏิกริยา Batch Reactor

ถังปฏิกริยา Batch Reactor เป็นถังปฏิกริยาแบบที่ไม่มีน้ำไหลเข้าและไม่มีน้ำไหลออกอย่างต่อเนื่อง แต่จะมีการกวนอย่างสมบูรณ์, ความเข้มข้นของสารตั้งต้นจะเปลี่ยนแปลงตามเวลาในการทำปฏิกริยา, ถังปฏิกริยาแบบนี้ก็เป็นหนึ่งในหลาย ๆ แบบที่นิยมใช้ในวงการอุตสาหกรรม, โดยทั่ว ๆ ไปแล้วจะเริ่มด้วยการเติมน้ำเสียที่มีจุลินทรีย์ให้เต็มถังเสียก่อน แล้วจึงทำการกวนอย่างสมบูรณ์, ดังนั้นน้ำเสียภายในถังจะมีส่วนประกอบและความเข้มข้นสม่ำเสมอและเป็นเนื้อเดียวกันทั่วทั้งถัง, โดยปกติความเข้มข้นของสารในถังจะมีการแปรเปลี่ยนไปตามเวลา, หลังจากถึงเวลาที่กำหนดไว้ หรือทำการบำบัดน้ำเสียจนกระทั่งเสร็จสิ้นแล้ว จึงทำการเทน้ำทิ้งจากถังปฏิกริยานี้ออกเป็นอันเสร็จสมบูรณ์ของปฏิกริยาชนิดนี้. ในการออกแบบและดำเนินการระบบบำบัดน้ำเสียที่ใช้วิธีทางชีววิทยา จำเป็นต้องทราบถึงลักษณะการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในถังหรือบ่อปฏิกริยาที่มีความสัมพันธ์กับอาหารหรือที่มีอยู่ในน้ำเสีย ของการเจริญเติบโตของตัวจุลินทรีย์ ดังแสดงในรูปที่ 4.



รูปที่ 4. ถังปฏิกริยา Batch Reactor.

ที่มา : เกரியงศักดิ์ 2545

2.11 วิเคราะห์หาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ โดยโปรแกรม Weighted Nonlinear Least-Squares Analysis

Stratton (1966) ได้นำเสนอ สมการทางคณิตศาสตร์ ซึ่งอธิบายส่วนของน้ำหนักที่หายไปของสารอาหาร ดังสมการ :

$$\frac{dX}{dt} = -Y \times \frac{dS}{dt} - bX \dots\dots\dots(17)$$

เมื่อ $\frac{dX}{dt}$ = อัตราการเจริญสุทธิของจุลินทรีย์ (น้ำหนัก/ปริมาตร-เวลา)

$\frac{dS}{dt}$ = อัตราการกินอาหาร โดยจุลินทรีย์ (น้ำหนัก/ปริมาตร-เวลา)

X = ความเข้มข้นของจุลินทรีย์ (น้ำหนัก/ปริมาตร)

Y = สัมประสิทธิ์การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์

b = อัตราการตายของเซลล์ต่อหน่วยเวลา

กำหนดอัตราการตายของจุลินทรีย์ bX คือ การลดลงของจำนวนจุลินทรีย์อันเนื่องมาจากหลายปัจจัยด้วยกัน รวมทั้งอัตราการหายใจภายในเซลล์ แต่จากการศึกษา ได้กำหนดค่า bX ซึ่งเกิดขึ้นน้อยมากในการเลี้ยงเชื้อ เมื่อเปรียบเทียบกับอัตราทั้งหมด เมื่อคุณเข้าทั้งสองข้างของสมการด้วย dt จะได้ :

$$dX = -Y \times (dS) \dots\dots\dots (18)$$

เมื่อ integrated สมการที่ (18) และหาค่าคงที่ โดยกำหนดค่า

$$\begin{aligned} X &= X_0 \text{ ที่ } S = S_0 \text{ จะได้} \\ X &= X_0 + Y \times (S_0 - S) \dots\dots\dots (19) \end{aligned}$$

เมื่อ X_0 และ S_0 คือ ความเข้มข้นเริ่มต้นของจุลินทรีย์และสารอาหาร แทนค่าในสมการที่ (18) เป็นสมการ (19) ค่า Yield ของสมการสำหรับอัตราของสารอาหารที่นำไปใช้ต่อหน่วยเวลา สำหรับค่าการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ใน Batch Culture ดังสมการที่ (20) :

$$\frac{dS}{dt} = \frac{-k(X_0 + Y)(S_0 - S) \times S}{K_s + S} \dots\dots\dots(20)$$

$$t = -\frac{1}{k} \left[\frac{K_s \times \ln(X_0 + Y \times S_t)}{X_0 + Y \times S_0} + \frac{(K_s \times \ln S_t \times X_0) + (1 \times \ln X_0)}{X_0 + Y \times S_0} \right] \dots\dots\dots (21)$$

ข้อกำหนดของสมการที่ (18) ค่าพารามิเตอร์ที่จะวัดการตายของจุลินทรีย์อย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งได้มีการทดสอบโดย โดยการใส่โปรแกรมคอมพิวเตอร์จากเส้นโค้งของสารอาหารที่ใช้ไปกับ อัตราการตาย, พบว่าค่าพารามิเตอร์ทั้งสองอย่างได้ผลเหมือนกัน, ระยะเวลาที่ใช้มากกว่า 15 วัน ที่ จะสามารถนำสารอาหารไปใช้ได้หมด, อัตราการตายสูงสุด พบว่ามีค่า 0.03 และ 0.04 วัน⁻¹ จะมีผล ต่อค่าพารามิเตอร์อย่างมีนัยสำคัญ, อัตราการตายต่ำสุดประมาณ 0.01 วัน⁻¹ ที่ระยะเวลามากกว่า 20 วัน.

สมการที่ (21) จะกำหนดเส้นโค้งของสารอาหารที่ใช้ไป, เมื่อ S₀ คือค่าเริ่มต้นของ สารอาหารที่ใช้ในการทดลอง, S_t คือ ค่าเวลาที่ใช้ในการทดลอง โดยที่ไม่ทราบค่า k, K_s ซึ่งหาได้ จากการใส่คอมพิวเตอร์ในสมการ Integrated Monod ในสมการที่ (21).

จากการทดลอง สรุปค่า Yield Coefficient ซึ่งได้ศึกษาในถังปฏิกรณ์แบทช์ (Batch) ที่ อุณหภูมิแตกต่างกัน โดยใช้เทคนิคการวัดค่า C¹⁴, ซึ่งพบว่าค่า Acetate Yield จากการย่อยสลาย ของแอสซิเทต ดังตารางที่ 1 มีค่าใกล้เคียงกับค่าที่คำนวณได้, ดังนั้นในการศึกษานี้จึงเลือกใช้ค่า Yield Coefficient = 0.0363 มก.เซล/มก. แอซิเทต, ที่อุณหภูมิ 35°ซ. และ 0.0356 มก.เซล/มก. แอซิเทต ที่อุณหภูมิ 30°ซ. ตามลำดับ.

3. วิธีดำเนินการวิจัย

3.1 การทดลองแบบ batch experiment

การเตรียมการทดลอง

ในการวิจัยนี้ทำการเตรียมโดยการเลี้ยงตะกอนจุลินทรีย์โดยใช้ตะกอนจากห้องปฏิบัติการวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม วว. การเตรียมใช้ขวด ปริมาตร 1,000 มล. ละลายน้ำเสียสังเคราะห์, กรองด้วยตะแกรงหยาบๆ , แล้วนำมูลสัตว์ที่กรองแล้วผสมกับน้ำเสียสังเคราะห์, ฟันด้วยก๊าซ CO₂ และ N₂ ในอัตราส่วน 30:70, ปิดฝาขวด, กวนด้วย Magnetic Stirrer ให้เข้ากัน เพื่อให้จุลินทรีย์มีปริมาณเพียงพอสำหรับดำเนินการทดลอง, โดยเติม acetic acid ทุกวัน วันละ 1 มล. , ในการทดลองครั้งนี้ใช้เวลาเลี้ยงตะกอนจุลินทรีย์ 30 วัน.

การเตรียมน้ำเสีย

น้ำเสียที่ใช้ในการทดลองนี้เป็นน้ำเสียสังเคราะห์ ซึ่งมีส่วนประกอบดังตารางที่ 9.

ขั้นตอนการทดลอง

1. นำเชื้อจุลินทรีย์ที่เพาะเลี้ยงไว้ ใส่ใน ขวด Serum bottle ขนาด 120 มล. โดยแต่ละชุดการทดลองคำนวณให้ได้ความเข้มข้นจุลินทรีย์ในแต่ละขวดเท่ากับ 1,000 มก. /ล.
2. เติม Basal Media (น้ำเสียสังเคราะห์) ในแต่ละขวดการทดลอง ให้ได้ 50 มล.
3. ฟันก๊าซ CO₂ และ N₂ ในอัตราส่วน 30% : 70% เป็นเวลา 1 นาทีเพื่อให้สถานะในขวด serum bottle เป็นแบบไร้ออกซิเจน 3. ปิดฝาขวดให้สนิท.
4. เติมแคลเซียมแอสซิเตด (CaHac) ที่ระดับความเข้มข้น 7,500 มก./ล. 3. เหตุผลที่เลือกใช้ CaHac เป็น carbon source เนื่องจาก CaHac เวลาละลายน้ำ จะไม่ก่อให้เกิดปัญหาการเปลี่ยนแปลงของ pH เป็นจุดควบคุม.
5. เตรียมน้ำชะล้างมูลฝอยโดยใช้อัตราการเจือจาง 20% และ 50% รวมทั้งน้ำชะล้างมูลฝอยที่ไม่มีการเจือจาง.
6. วัดก๊าซทุกวันจนกว่าก๊าซจะหมด โดยใช้อุปกรณ์วัดก๊าซ (Gas Meter) ก๊าซที่ได้จะเปลี่ยนเป็นค่าสารอาหารที่ถูกใช้ไป, และนำมาเข้าสมการ Monod โดยใช้เทคนิค Non – linear weight least squares เพื่อหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ (Kinetic Coefficients), ซึ่งในการศึกษาครั้งนี้จะหาค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์ (Kinetic Coefficients) 2 ค่า ได้แก่ ค่าความเข้มข้นของสารอาหารที่ครึ่งหนึ่งของอัตราการเจริญเติบโตสูงสุด (Half velocity constant (kgCOD / m³);

K_s) และค่าอัตราสูงสุดในการกินอาหารต่อหน่วยน้ำหนักของจุลินทรีย์ (Maximum rate of substrate utilization per unit mass of microorganism (time^{-1}); k).

7. การศึกษาครั้งนี้ใช้ Integrated Monod Equation (สมการที่ 2) สำหรับประเมินค่า bacteria transformation rate coefficients. Stratton (1966) ได้เสนอสมการคณิตศาสตร์ที่ใช้อธิบายการย่อยสลายสารอาหารในถังปฏิกรณ์แบบ batch, โดยสมการดังกล่าวได้รวมสมการย่อยสลายสารอาหารของ Monod และสมการการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์เข้าด้วยกัน โดยมีสมมุติฐานว่า ค่าอัตราการย่อยสลายตัวเองของจุลินทรีย์ไม่มีค่านัยสำคัญของการย่อยสลายแบบ short term batch, ดังนั้น :

$$\frac{-dS}{dt} = \frac{k * S * [X_0 + Y * (S_0 - S)]}{(K_s + S)} \dots\dots\dots (1)$$

ดำเนินการ Differential สมการที่ 1

$$t = \frac{1}{k} \left(\frac{K_s}{X_0 + Y * S_0} * \ln(X_0 + Y * S_0 - Y * S_t) \right) + \frac{1}{k} \left[\frac{K_s}{X_0 + Y * S_0} * \ln \left(\frac{S_t * X_0}{S_0} \right) + \left(\frac{1}{Y} * \ln(X_0) \right) \right] \dots\dots\dots (2)$$

- โดย t = time after initiation of experiment
- S_0 = initial substrate concentration (mg/l)
- S_t = Substrate concentration at time t (mg/l)
- X_0 = initial concentration at time t (mg/l)
- Y = yield coefficient

8. ค่า yield coefficient (Y) ของปฏิกิริยาการย่อยสลายแอสีเทต ถูกศึกษาโดย McCarty (1971), ใช้เทคนิค stoichiometric และ thermodynamic ในถังปฏิกรณ์แบบ batch fed reactor ตารางที่ 2 สรุปค่า yield coefficient ที่คำนวณได้จากการศึกษาของ McCarty (1971). Montgomery (1983) ได้ศึกษา yield coefficient ในถังปฏิกรณ์แบบ batch ที่อุณหภูมิ 25 °ซ. โดยใช้เทคนิคการวัดค่า C^{14} , ซึ่งพบว่าค่า acetate yield เท่ากับ 0.035 มก. เซล/ มก. acetate และมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่คำนวณได้ 0.034 มก. เซล/มก. acetate (ตารางที่ 10), ดังนั้น ในการศึกษาครั้งนี้ เลือกใช้ค่า yield coefficient 0.0356 และ 0.0363 ที่อุณหภูมิ 30 และ 35 °ซ. ตามลำดับ.

9. การทดลองครั้งนี้จะควบคุม pH อยู่ในช่วง 6.9-7.2.

ตารางที่ 9. ส่วนประกอบของน้ำเสียสังเคราะห์

CONSTITUTES	CONCENTRATION , mg/l
$AlCl_3(H_2O)_6$	0.50
H_3BO_3	0.50
KI	10.00
$CuCl_2(H_2O)_2$	0.50
$MnCl_2(H_2O)_4$	10.00
$Na_2MoO_4(H_2O)_2$	0.50
Na_2SeO_4	0.50
NH_4VO_3	0.50
$NaWO_4(H_2O)_2$	0.50
$FeCl_2(H_2O)_4$	40.00
$CoCl_2(H_2O)_6$	10.00
$NiCl_2(H_2O)_6$	0.50
$ZnCl_2$	0.50
NH_4Cl	1200.00
$(NH_4)_2HPO_4$	80.00
$(NaPO_3)_6$	10.00
$Na_2S(H_2O)_9$	300.00
KCl	400.00
$CaCl_2(H_2O)_2$	748.10
$MgSO_4(H_2O)_7$	405.28
Cysteine	10.00
$NaHCO_3$	6000.00

ตารางที่ 10. ค่า Yield coefficients ที่คำนวณได้ในช่วงอุณหภูมิต่ำ

อุณหภูมิ (°ซ.)	Yield (มก. เซล/มก. acetate)
35	0.0363
30	0.0356
25	0.0346
20	0.0338
15	0.0333

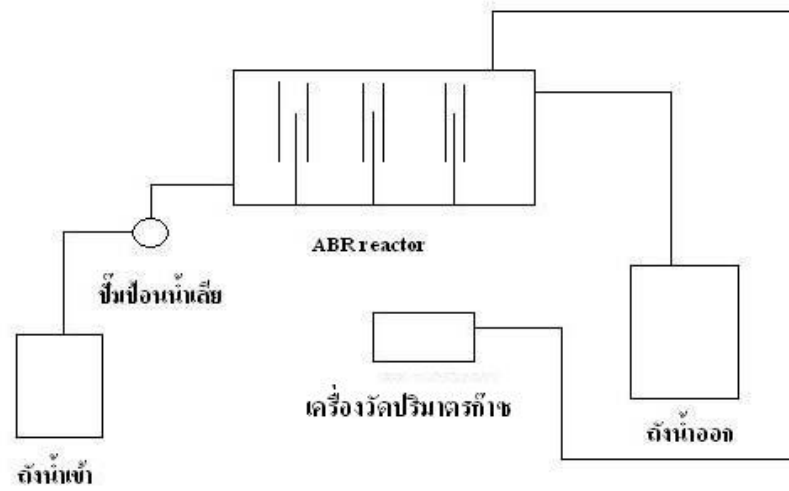
ที่มา: Montgomery (1983)

3.2 การทดลองแบบถังปฏิกริยาต่อเนื่อง

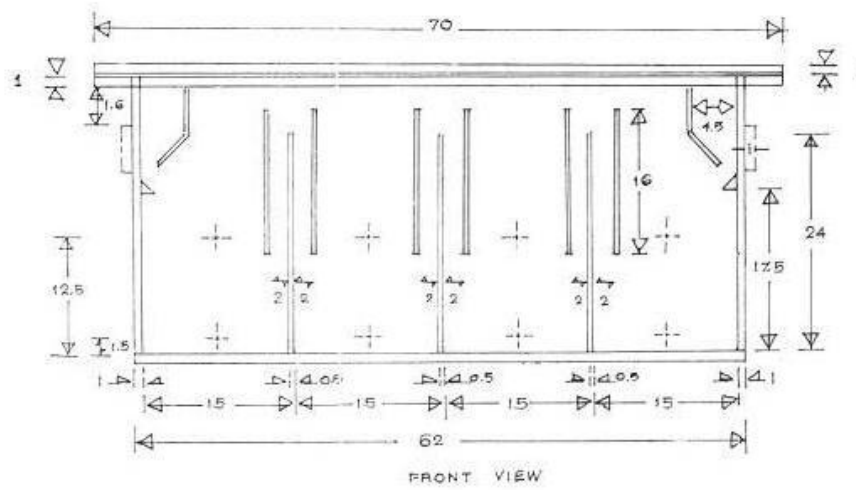
1. ถังปฏิกริยา Anaerobic baffled reactor ทำจากพลาสติกอะคริลิกใสขนาด 38.0 ลิตร มีปริมาตรส่วนทำปฏิกริยา 34.5 ลิตร รายละเอียดดังรูปที่ 5.
2. เครื่องสูบน้ำเสียเข้าระบบแบบ Metering pump ชนิดปรับอัตราการสูบได้.
3. เครื่องวัดปริมาตรก๊าซ (ดังรูปที่ 6) มีลักษณะเป็นกล่องสี่เหลี่ยมผืนผ้า, กว้าง 17 เซนติเมตรยาว 31 เซนติเมตร, ลึก 15 เซนติเมตร, ทำจากแผ่นอะคริลิกพลาสติก (acrylic plastic) . จำนวน 2 ชุด, ภายในกล่องแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ประกอบด้วย ส่วนดรัม (Drum) มีหน้าที่คอยดักก๊าซที่ถูกปล่อยผ่านท่อ, ดรัมนี้จะมีลักษณะเป็นกล่องสี่เหลี่ยมที่มีแผ่นพลาสติกกั้นในแนวทแยงมุม, และส่วนเครื่องนับ (Counter) ที่แสดงจำนวนการพลิกของดรัม, มีหลักการทำงานง่ายๆ เพียง 2 ข้อ ได้แก่ การใช้ก๊าซแทนที่น้ำและแรงดันของก๊าซ.
4. ถังน้ำดิบขนาดไม่ต่ำกว่า 20 ลิตรจำนวน 2 ถัง.

วิธีการ

1. วิเคราะห์ลักษณะเบื้องต้นของตะกอนจุลินทรีย์และน้ำเสียที่ใช้ตะกอนสด (seed) จากห้องปฏิบัติการวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม, วว. ทำการวิเคราะห์หาค่า SS และ VSS .
2. เตรียมน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองทั้ง 2 ชนิดได้จากการสังเคราะห์ขึ้นโดยมีวิธีเตรียม คือน้ำเสียที่ชะล้างมูลฝอย มีค่าซีโอดี 40,400 มิลลิกรัมต่อลิตร และบีโอดี 35,875 มล./ลิตร.
3. เริ่มต้นระบบ (start up) โดยนำหัวเชื้อจุลินทรีย์ (Seed) จากระบบบำบัดน้ำเสียแบบยูเอสบีของห้องปฏิบัติการวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม, วว. มาใส่ในถังปฏิกริยาจนกระทั่งมีปริมาณความเข้มข้นของหัวเชื้อเท่ากับ 15,000 มิลลิกรัมต่อลิตร.
4. เติมหอาหารเลี้ยงเชื้อลงไป จากนั้นจึงค่อยๆ สูบน้ำเสียชะล้างมูลฝอยที่ใช้ในการทดลองเข้าสู่ระบบ (มีค่าซีโอดี 10,000 มิลลิกรัมต่อลิตร) ในอัตราการสูบที่ทำให้ระยะเวลาเก็บกักของน้ำเสียเท่ากับ 6 วัน จนกระทั่งระบบมีเสถียรภาพ.
5. ศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดซีโอดีของระบบ เติมน้ำจนมีเสถียรภาพแล้วจึงทำการเปลี่ยนความเข้มข้นของซีโอดีของน้ำเสียเป็น 15,000, 25,000 และ 40,400 มิลลิกรัมต่อลิตรตามลำดับ, การศึกษาในขั้นตอนนี้ จะเพิ่มความเข้มข้นของน้ำเสียของมวลชีวภาพ.
6. ค่อยๆ สูบน้ำเสียชะล้างมูลฝอยที่ใช้ในการทดลองเข้าสู่ระบบ (มีค่าซีโอดี 4,000 มิลลิกรัมต่อลิตร) ในอัตราการสูบที่ทำให้ระยะเวลาเก็บกักของน้ำเสียเท่ากับ 6 วัน จนกระทั่งระบบมีเสถียรภาพ.
7. ศึกษาประสิทธิภาพการบำบัด COD ของระบบก๊าซชีวภาพหลังจากเดินระบบ.

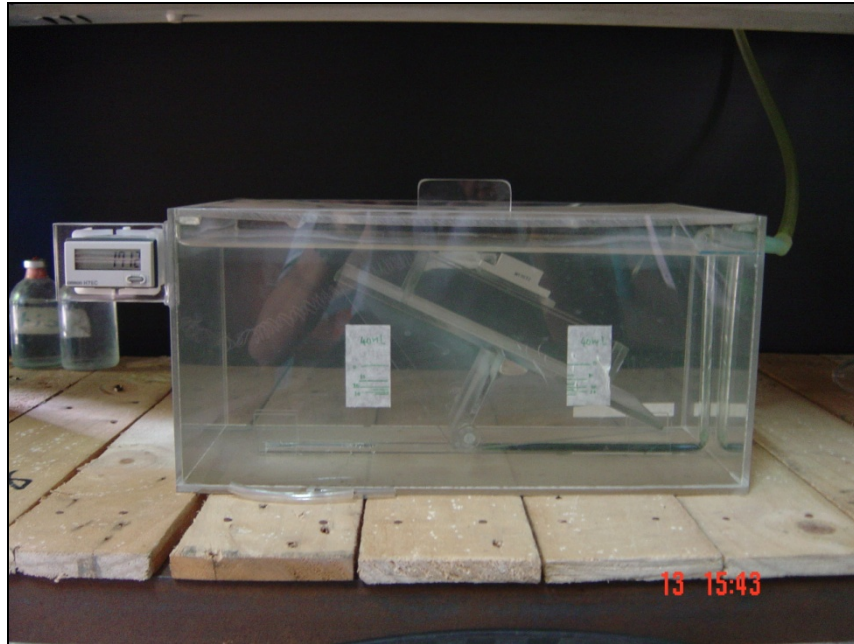


ผังการไหล



ผังปฏิกรณ์ Anaerobic Baffled reactor

รูปที่ 5. ผังการไหลและผังปฏิกรณ์ Anaerobic baffled reactor.



รูปที่ 6. เครื่องวัดปริมาตรก๊าซชีวภาพ.

8. การวิเคราะห์น้ำตัวอย่างทั้งหมดดำเนินการตามวิธีมาตรฐานของ Standard Method for Examination of Water and Wastewater (18th ed. 1992) โดย American Water Work Assosiation ซึ่งมีพารามิเตอร์ที่ต้องวิเคราะห์ ดังแสดงในตารางที่ 11.

ตารางที่ 11. พารามิเตอร์ต่างๆ ที่วิเคราะห์และความถี่ในการวิเคราะห์ตัวอย่างในการทดลอง.

พารามิเตอร์	น้ำเข้า	น้ำตัวอย่างในแต่ละช่อง	น้ำออก
pH	ทุกวัน	ทุกวัน	ทุกวัน
COD	3 วัน/ครั้ง	3 วัน/ครั้ง	3 วัน/ครั้ง
ปริมาตรก๊าซ	ทุกวัน	ทุกวัน	ทุกวัน
BOD	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว
SS	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว
VSS	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว
Total Alkalinity	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว
VFA	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว	เป็นครั้งคราว

3.3 แนวทางออกแบบ

ขั้นตอนและวิธีการในการวิเคราะห์ข้อมูล

- ข้อมูลคุณภาพน้ำเสียที่ผ่านการบำบัด
- ข้อมูลสภาวะการเดินระบบ
- ข้อมูลค่าก่อสร้าง
- ข้อมูลค่าใช้จ่ายในการเดินระบบ
- ข้อมูลมูลค่าผลพลอยได้ของโครงการ
- การวิเคราะห์แบบ Greenhouse Gas Life Cycle Analysis
- การวิเคราะห์ Energy Balance Analysis
- การวิเคราะห์ Financial Costs and benefits

3.3.1 การศึกษา Financial Costs and Benefits

การศึกษานี้ดำเนินการเพื่อประเมินความเหมาะสมเชิงเศรษฐศาสตร์สิ่งแวดล้อมของระบบการดักจับและกำจัดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยเทคโนโลยีแบบ methanogenesis, ซึ่งแนวทางการศึกษาและการเตรียมการศึกษาเพื่อรองรับการวิเคราะห์ผลจากโครงการที่ 1 และ 2.

3.3.2 การศึกษา Capacity and Performance

การศึกษานี้ ศึกษาจาก 2 สมรรถนะและความสามารถในการรองรับการดูดซับและกำจัดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในรูปของ function ของอัตราการบรรทุก๊าซอินทรีย์และผู้ผลิตมลสาร.

3.3.3 การประเมิน Financial cost และ benefits

1. Capital cost of components

ดำเนินการโดยประเมินราคาของอุปกรณ์หลักของถังปฏิกิริยาที่เป็นถังปฏิกิริยาหลักในการศึกษา, โดยข้อมูลจะดำเนินการรวบรวมจากร้านค้าอุปกรณ์ก่อสร้างและบริษัทผู้แทนจำหน่ายอุปกรณ์ที่จำเป็นสำหรับโครงการ และดำเนินการประเมิน Cost ในรูปของ Capacity โดยใช้ power functions.

2. Capital recovery cost

การประเมิน annual cost ของการลงทุนโครงการก่อสร้างถังปฏิกิริยา ASBR โดยใช้หลักการประเมิน Capital recovery cost ดังสมการที่ 1 :

$$C_{RC} = (C_P - S_V) \left[\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right] + iS_V \quad \text{————— (1)}$$

โดย

C_{RC}	=	the capital recovery cost, บาท/ปี
C_p	=	the purchase price หรือ capital cost of the equipment
S_v	=	the salvage value of the equipment
N	=	the economic life of the equipment, ปี
i	=	the real annual interest rate

3.3.4 การศึกษา Life Cycle Greenhouse Gas Analysis

Inventory Materials

การประเมิน Life Cycle ของวัสดุที่ใช้ในการก่อสร้างถังปฏิกรณ์แบบ ASBR ซึ่งประกอบด้วย :

1. เหล็กที่เป็นองค์ประกอบสำคัญของถังปฏิกรณ์ บ่อเก็บกักน้ำเสีย ระบบอุปกรณ์สูบน้ำ.
2. ซีเมนต์ที่เป็นองค์ประกอบสำคัญของ โครงสร้างถังปฏิกรณ์และระบบฐานรากของ องค์ประกอบระบบต่างๆ .

3.4 สถานที่ทำการทดลอง

ห้องปฏิบัติการทางสิ่งแวดล้อมของฝ่ายสิ่งแวดล้อม นิเวศวิทยา และพลังงาน สถาบันวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งประเทศไทย (วว.).

4. ผลการศึกษาและวิจารณ์

4.1 การประเมิน GHG Emissions

GHG Emissions ที่ประเมินจากการจัดการก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สามารถจำแนกตาม life cycle ได้ดังนี้ :

1. Material and energy acquisition
2. Construction
3. Operation
4. End-of-life

โดยระบบจัดการน้ำเสียประเมินค่า life ที่ 50 ปี, ส่วนอุปกรณ์ต่างๆ ในระบบ ประเมินที่ 25 ปี.

1. GHG Emissions ในช่วงการผลักวัสดุต่างๆ

การประเมินในส่วนนี้สามารถดำเนินการได้ ตามสมการที่ 1

$$GHG_M = M \times GHG_{EF} \quad (1)$$

โดย

GHG_M = GHG emissions for the production of materials

M = mass of material

GHG_{EF} = GHG emission Factors วัสดุ

2. GHG emissions ระหว่างการขนส่งวัสดุ

4.2 การศึกษาเบื้องต้นการออกแบบต้นแบบกระบวนการกำจัดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

1. สารดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้ในโครงการที่ 1 พบว่าความสามารถในสารดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามระดับความเข้มข้นและความเข้มข้นของความเป็นเบส.

2. การเพิ่มอัตราการรับภาวะสารอินทรีย์ควรดำเนินการแบบ step-wise ที่เอื้ออำนวยให้มีเวลาสำหรับ acclimation ของ biomass และการเพิ่มของค่า activity เพื่อลดปัญหาการ shock loading ที่อาจส่งผลกระทบต่อสมรรถนะของระบบ.

3. การเดินระบบแบบ batch พบว่าการใช้ค่า upflow velocity ระดับปานกลางจะมีผลดีกว่าระดับสูง เนื่องจาก upflow velocity ระดับสูงจะก่อปัญหาต่อ biomass particles, โดยส่งผลให้ particle เกิดการ collide และ crash ระหว่างกัน และทำให้ biomass particle เกิดการแตกของเม็ด biomass และเป็นสาเหตุของการ washout ของระบบ.

4. การออกแบบถังปฏิกริยาเบื้องต้นสามารถใช้เกณฑ์ประสิทธิภาพการกำจัด COD และคาร์บอนไดออกไซด์ที่ 50-95.2 % และ 84.5-92.2% ตามลำดับ.

4.3 ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีและผลิตก๊าซชีวภาพ

ตารางที่ 12 แสดงประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีและการผลิตก๊าซชีวภาพ โดยพบว่าการบำบัดแบบไม่ใช้อากาศสามารถลดค่าความเข้มข้นของความสกปรกในเทอมซีโอดีได้ร้อยละ 82, และสามารถผลิตก๊าซชีวภาพได้ 5.16 ลบ.ม. ของก๊าซต่อ ลบ.ม. ของน้ำเสียจากมูลสัตว์, ที่สัดส่วนของก๊าซมีเทน 71% , โดยใช้เวลาในการเก็บกักทางชลศาสตร์ (HRT) 6 วัน.

ตารางที่ 12. ประสิทธิภาพและผลิตก๊าซชีวภาพของระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศที่เวลาเก็บกัก 6 วัน

รายการ	หน่วย	น้ำทิ้งเข้า	น้ำทิ้งออก	พลังงาน
1. BOD	มก./ล.	35,875	5,880	-
2. COD	มก./ล.	40,400	7,200	-
3. pH	-	5.80	8.21	-
4. SS	มก./ล.	2,013	870	-
5. VSS	มก./ล.	1,223	727	-
6. Alkalinity	มก./ล. as CaCO ₃	160.16	420	-
7. TKN	มก./ล.	1,732	431	-
8. ก๊าซชีวภาพ	ลบ.ม./ลบ.ม.	-	-	5.16
9. ก๊าซมีเทน	ร้อยละ	-	-	71
10. ค่าความร้อนของก๊าซมีเทน	kWh/ลบ.ม.	-	-	10.7

4.4 ความเหมาะสมด้านพลังงาน

เทคโนโลยีการบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้อากาศเมื่อนำมาประยุกต์ใช้ในการบำบัดเบื้องต้นสำหรับน้ำเสียจากมูลสัตว์สามารถประเมินความเหมาะสมด้านพลังงานได้ดังนี้ :

- พลังงานทดแทนที่ผลิตได้จากน้ำเสียจากมูลสัตว์
 ปริมาณน้ำเสีย 30 ลบ.ม.
 ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ได้ $30 * 5.16 = 154.8$ ลบ.ม.

ปริมาณก๊าซมีเทน	0.71×154.8	= 109.9 ลบ.ม.
ค่าปริมาณความร้อน	109.9×10.7	= 1175.93 kWh/ วัน
2. ประหยัดพลังงานในการเติมอากาศ	2000 kWh/1000 kg COD	
พลังงานไฟฟ้าที่ต้องการก่อนบำบัดเบื้องต้น	$2000 \times 30 \times \frac{35,875}{1000 \times 1000}$	= 2152.5 kWh
พลังงานไฟฟ้าที่ต้องการหลังบำบัด	$2,152.5 \times 0.2$	= 431 kWh
ประหยัดพลังงานได้	79 %	

4.5 การประเมินข้อมูลการออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียของโครงการบำบัดน้ำเสียเบื้องต้นของน้ำเสียจากมูลสัตว์

ข้อมูลเบื้องต้น

น้ำเสียจากมูลสัตว์	30	ลูกบาศก์เมตรต่อวัน
BOD ₅	35,875	มิลลิกรัมต่อลิตร
หลังจากผ่านระบบบำบัดแบบ ABR ปริมาณ BOD ₅ จะถูกกำจัดไป 82% คงเหลือ BOD ₅	5,880	มิลลิกรัมต่อลิตร
อัตราการไหลของน้ำเสียเฉลี่ย 30/24 =	1.25	ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง
Peak factor	3	
อัตราการไหลสูงสุดเฉลี่ย $1.25 \times 3 =$	3.75 ~ 4	ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตะแกรงดักขยะ

น้ำเสียจากมูลสัตว์	30	ลูกบาศก์เมตรต่อวัน
อัตราการไหลต่ำสุดเฉลี่ย $30/24 =$	1.25	ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง
Peak factor	3	
อัตราการไหลสูงสุดเฉลี่ย $1.25 \times 3 =$	3.75 ~ 4	ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง
ความเร็วในการไหลผ่านตะแกรง	0.3 - 0.6	เมตรต่อวินาที
ระยะช่องว่างระหว่างแท่งตะแกรง	25	มิลลิเมตร
ค่าความสูญเสียระดับน้ำ (Head Loss)		
ค่าที่ยอมรับเมื่อตะแกรงอุดตัน	150	มิลลิเมตร
ค่าสูงสุดเมื่อตะแกรงอุดตัน	800	มิลลิเมตร
จำนวนชุดของตะแกรง	1	ชุด

บ่อพักน้ำมูลสัตว์

ระยะเวลาการกักเก็บตะกอน		2	ชั่วโมง
ปริมาตรบ่อที่ต้องการ	$4*2 =$	8	ลูกบาศก์เมตร
ระดับน้ำสูงสุด		2	เมตร
พื้นที่บ่อที่ต้องการ	$8/2 =$	4	ตารางเมตร
วัสดุ			คอนกรีตเสริมเหล็กเคลือบ EPOXY
จำนวน		1	ถัง

อุปกรณ์ที่ใช้ในบ่อพักน้ำมูลสัตว์

1.1 เครื่องสูบน้ำเสียเข้าถัง ABR

ขนาดเครื่องสูบน้ำเสีย	4	ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง
ความดันหัวน้ำ	12	เมตร
จำนวน	2	ชุด

1.2 เครื่องสูบลำเคมีสำหรับปรับค่า pH จำนวน 1 ชุด พร้อมชุดควบคุมสารเคมีที่ใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์

1.3 เครื่องสูบลำเคมีที่ใช้สำหรับปรับค่า nutrient จำนวน 1 ชุด พร้อมชุดควบคุม

1.4 เครื่องกวนซ้ำผสม จำนวน 1 ชุด พร้อมชุดควบคุม

ถัง ABR (Anaerobic Baffled Reactor)

ปริมาตรน้ำเสียที่ต้องเก็บกักในถัง	$30*6 =$	180	ลูกบาศก์เมตร
เลือกใช้ถัง ABR ขนาด		180	ลูกบาศก์เมตร
จำนวน		1	ถัง
ความสูง		3	เมตร
ระดับน้ำสูงสุด		2.50	เมตร
ระยะ Free board		0.50	เมตร
พื้นที่ถังปฏิกิริยา	$180/2.5 =$	72	ตารางเมตร
วัสดุ			คอนกรีตเสริมเหล็กเคลือบ Epoxy
ประสิทธิภาพในการลดค่าบีโอดี		83%	
ค่าบีโอดีเข้า		35,875	มิลลิกรัมต่อลิตร
ค่าบีโอดีออก		5,880	มิลลิกรัมต่อลิตร

1. รายการปริมาณและราคาโครงสร้าง

รายการ	รายละเอียด	ขนาด	หน่วย	ราคา
1	บ่อพักน้ำมูลสัตว์	4*2 ลบ.ม.	-	111,702.00
2	ถัง ABR	180 ลบ.ม.	1	1,121,725.00
3	รวมขุดดินเตรียมพื้นที่และถมกลับ	เหมารวม	1	149,500.00
			รวม	1,382,927

2. รายการอุปกรณ์ระบบบำบัดน้ำเสีย

รายการ	รายละเอียด	ขนาด	หน่วย	ราคา
1	บ่อพักน้ำมูลสัตว์			
	1.1 เครื่องสูบน้ำเสีย	2	39,000.00	78,000.00
	1.2 งานเดินท่อและข้อต่อ	เหมา		58,500.00
	1.3 ลูกลอยสวิทช์	3	3,900.00	11,700.00
	1.4 ตะแกรงคักขยะ	1	65,000.00	65,000.00
	1.5 เครื่องกวนผสม	1	104,000.00	104,000.00
	1.6 อุปกรณ์ปรับ pH และสารอาหาร	ชุด	84,500.00	84,500.00
			รวม	401,700.00
2	ถัง ABR			
	2.1 อุปกรณ์ระบบ ABR	เหมา	300,000.00	300,000.00
	2.2 ระบบหมุนเวียนก๊าซไปใช้ประโยชน์	เหมา	650,000.00	550,000.00
			รวม	850,000.00

3. อื่น ๆ

รายการ	รายละเอียด	ขนาด	หน่วย	ราคา
1	งานติดตั้งอุปกรณ์	เหมา	125,000.00	125,000.00
2	งานระบบไฟฟ้าชุดควบคุมระบบบำบัด	เหมา	187,500.00	187,500.00
3	งานเดินระบบ	เหมา	250,000.00	250,000.00
4	ค่าแรงวิศวกรและค่าออกแบบ	เหมา	65,000.00	65,000.00
5	ค่าเดินทางและค่าขนส่งอุปกรณ์	เหมา	50,000.00	50,000.00
			รวม	677,500.00

รวมต้นทุนจากข้อ 1. – 3. รวมทั้งสิ้น 3,312,127 บาท

รวมเครื่องผลิตกระแสไฟฟ้า 0.25 kW/d 309,500 บาท. รวมทั้งสิ้น 3,611,627 บาท

การผลิตไฟฟ้าด้วยเครื่องยนต์

ข้อมูลจากการประเมิน

- ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ผลิตได้	154	ลูกบาศก์เมตรต่อวัน
- ค่าความร้อน	5,000	KCal / ลูกบาศก์เมตร
- ราคาไฟฟ้าต่อหน่วย (บาท / kWh)	3	บาท / kWh
- ประสิทธิภาพการเปลี่ยนรูป	15%	
- ระยะเวลาการเดินเครื่องจักร	24	ชั่วโมงต่อวัน
	300	วันต่อปี

$$\text{การคำนวณปริมาณไฟฟ้าที่ผลิต} = \frac{154 * 5,000 * 4.18 * 0.15}{3,600 * 24} \text{ ไร่}$$

$$= 5.59$$

$$\text{ราคาไฟฟ้าที่ขายได้ใน 1 ปี} = 5.59 * 24 * 300 * 3$$

$$= 120,744 \text{ บาท}$$

4.6 การวิเคราะห์ความเหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์

4.6.1 ค่าใช้จ่ายในการลงทุน ค่าก่อสร้างระบบบำบัดแบบไม่ใช้อากาศ และระบบผลิตกระแสไฟฟ้า ขนาด 0.25 KW/DAY รวมเป็นเงิน 3,611,627.00 บาท

4.6.2 ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ

- ค่าบุคลากร	10,000	บาทต่อเดือน
- ค่าสารเคมีวัสดุสิ้นเปลือง	10,000	บาทต่อเดือน
- ค่าตรวจวิเคราะห์	10,000	บาทต่อเดือน
- อื่นๆ	5,000	บาทต่อเดือน
รวม	35,000	บาทต่อเดือน

4.6.3 ค่าตอบแทน

- ขายไฟฟ้า	120,744	บาทต่อปี
- ประหยัดค่าไฟฟ้าในการบำบัด	1,836,000	บาทต่อปี

4.6.4 การวิเคราะห์ความเหมาะสมในการลงทุน

ตารางที่ 13. การวิเคราะห์ทางการเงิน ผลตอบแทนการลงทุน B/C

ปีที่	ค่าลงทุน	ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ	ผลตอบแทน	PV ค่าใช้จ่าย	PV ผลตอบแทน	ผลตอบแทนสุทธิ NPV
1	3,611,627.00	-	-	3,344,099.07	-	-
2		420,000.00	1,956,744.00	360,082.30	1,677,592.59	1,317,510.29
3		441,000.00	1,956,744.00	350,080.02	1,553,326.47	1,203,246.46
4		463,050.00	1,956,744.00	340,355.57	1,438,265.25	1,097,909.68
5		486,202.50	1,956,744.00	330,901.25	1,331,727.09	1,000,825.84
6		510,512.63	1,956,744.00	321,709.55	1,233,080.64	911,371.09
7		536,038.26	1,956,744.00	364,818.63	1,331,727.09	966,908.46
8		562,840.17	2,054,581.20	413,704.33	1,510,178.52	1,096,474.19
9		590,982.18	2,054,581.20	469,140.71	1,630,992.80	1,161,852.09
10		620,531.29	2,054,581.20	532,005.56	1,761,472.22	1,229,466.66
11		651,557.85	2,054,581.20	603,294.31	1,902,390.00	1,299,095.69
12		684,135.74	2,054,581.20	684,135.74	2,054,581.20	1,370,445.46
13		718,342.53	2,157,310.26	488,891.86	1,468,229.11	979,337.26
14		754,259.66	2,157,310.26	554,403.36	1,585,687.44	1,031,284.08
15		791,972.64	2,157,310.26	628,693.42	1,712,542.44	1,083,849.02
รวม	3,611,627.00	8,231,425.44	28,485,300.78	9,786,315.68	22,191,792.86	15,749,576.26

$$\text{B/C ratio} = \frac{\text{PV of benefit}}{\text{PV of cost}} = \frac{22,191,792.86}{9,786,315.68} = 2.27$$

$$\text{Payback period (ระยะคืนทุน)} = \frac{\text{PV ค่าใช้จ่ายในการลงทุน}}{\text{NPV เฉลี่ยต่อปี}}$$

$$\text{ระยะเวลาคืนทุน} = \frac{3,344,099.07}{15,749,576.26} = 14$$

ตารางที่ 14. การวิเคราะห์ทางการเงิน หาผลตอบแทนภายใน (IBR)

ปีที่	ค่าลงทุน	ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ	ผลตอบแทน	กระแสเงินสด	NPV of cash flow	
					Discount ต่ำ	Discount สูง
1	3,611,627.00	-	-	3,611,627.00	3,283,297.27	3,140,545.27
2		420,000.00	1,956,744.00	1,536,744.00	1,270,036.36	1,161,999.24
3		441,000.00	1,956,744.00	1,515,744.00	1,138,800.90	996,626.28
4		463,050.00	1,956,744.00	1,493,694.00	1,020,213.10	854,024.39
5		486,202.50	1,956,744.00	1,470,541.50	913,090.57	731,119.02
6		510,512.63	1,956,744.00	1,446,231.38	816,359.91	625,245.73
7		536,038.26	1,956,744.00	1,420,705.74	794,011.24	534,095.91
8		562,840.17	2,054,581.20	1,491,741.03	1,018,879.20	487,652.79
9		590,982.18	2,054,581.20	1,463,599.02	1,099,623.61	416,046.19
10		620,531.29	2,054,581.20	1,434,049.91	1,185,165.22	354,475.21
11		651,557.85	2,054,581.20	1,403,023.35	1,275,475.77	301,570.36
12		684,135.74	2,054,581.20	1,370,445.46	1,370,445.46	256,146.05
13		718,342.53	2,157,310.26	1,438,967.73	1,582,864.50	233,872.48
14		754,259.66	2,157,310.26	1,403,050.60	1,697,691.23	198,291.26
15		791,972.64	2,157,310.26	1,365,337.62	1,652,058.52	167,792.46
รวม	3,611,627.00	8,231,425.44	28,485,300.78	16,642,248.34	13,551,418.32	4,178,412.12

การวิเคราะห์หาผลตอบแทนภายใน

$$IRR = \text{อัตราส่วนลดตัวต่ำ} + \left[\frac{\text{ผลต่างระหว่างอัตราส่วนลดทั้งสอง} * \text{NPV ที่ใช้อัตราส่วนลดตัวต่ำ}}{\text{ผลต่างของ NPV ที่ใช้อัตราส่วนลดทั้งสอง}} \right]$$

$$IRR = 10 + \left[\frac{(15 - 10) * 13,718,160.68}{13,718,160.8 - 4,178,412.12} \right]$$

$$= 10 + (5 * 1.44)$$

$$= 17.2$$

จากการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ในแง่การลงทุนโครงการบำบัดน้ำเสียจากการมูลสัตว์พบว่า ผลตอบแทนคุ้มค่าในการลงทุน, มีอัตราผลตอบแทน Benefit / Cost ในอัตรา 2.27 เท่าของเงินที่ลงไป และมีระยะเวลาคืนทุน ใช้เวลาเพียง 2.97 ปี, ที่อัตราดอกเบี้ย ร้อยละ 8, และหากมีการประเมินผลตอบแทนภายใน (IRR) อยู่ในเกณฑ์ที่สูง มีค่าเท่ากับร้อยละ 17.2 , เมื่อเปรียบเทียบกับอัตราดอกเบี้ยที่ประเมินสูงสุด ร้อยละ 15 แล้วสามารถกู้เงินมาจากสถาบันการเงินมาลงทุนในโครงการนี้ได้.

เอกสารอ้างอิง

- Agote, L. ; Odriozola, A. ; Gutierrez, M. ; Santamaria, A.; Quintanilla, J; Coupelle, P. and Soars, J. 2001 Rheological study of waste porecelain feedstocks for injection moulding. *J. Europ. Ceramic. Soc.*, pp. **21**, pp.2843-2853.
- Ahring, B.K. 1994. Status on Science application for thermophilic anaerobic digestion. *Wat. Sci. Technol.* **30**(12), pp.241-250.
- Ahring, B.K; Ibrahim, A. A. and Mladenovska, Z. 2001. Effect of temperature increase from 55 to 65 °c on performance and microbial population dynamics of anaerobic reactor treating cattle manure. *Wat. Res.*, **35**(10), pp.2446-2452.
- Alkhamis, T. M. ; El-khazali, R. ; Kablan, M. M. and Alhusein, M. A. 2000. Heating of a biogas reactor using a solar energy system with temperature control unit. *Solar Energy*, **69**(3), pp.239-247.
- Allen, G. W. J. and Zinder, S. H. 1996. Methanogenesis from acetate by cell-free extracts of the thermophilic acetotrophic methanogen *Methanothermobacter* CALS-1. *Archives of Microbiology*, **166**(4), pp.275-281.
- Axaopoulos, P. Pamagakakis, P. Tsavdaris, A and Georgakakis, D. 2001. Simulation and experimental performance of a solar – heated anaerobic digester. *Solar Energy*, **70**(2), pp.155-164
- Bendixen, H. J. 1994. Safeguards against pathogens in Danish Biogas plants. *Wat. Sci.Technol*, **30**(12), pp.171-180.
- Bhandaxi, B; D'Are, B. and Chow, S. 1999. Rheology of selected Australian honeys. *J. Food Engin.*, **41**, pp.65-68.
- Bjornsson, L., Mattiasson B. and Henrysson T. 1997. Effects of support material on the pattern of volatile fatty acid accumulation at overload in anaerobic digestion of semi-solid waste. *Applied Microbiology and Biotechnology*, **47**(6), pp. 640-644.
- Boone, .D.R. ; Whitman, W.B. and Rouviere, P., 1993. Diversity and taxonomy of methanogenes. In *Methanogenesis: ecology, physiology, biochemistry and genetics*. James, G.F., Ed., New York : Chapman and Hall, Inc, pp.36-67.
- Buhr, H. O. and Andrews, J. F. 1997. The thermophilic anaerobic digestion process Review paper. *Wat. Res.*, **11**, pp.129-143.
- Chen, Y.R. 1986. Rheological properties of beef cattle manure, *Agric. Waste*, **6**, pp.13-29.
- Dahl, S. D. and Davidson, J. H. 1995. Comparison of natural convection heat exchangers for solar water heating. Proceeding of solar 95, The 1995 American Solar Energy Society Annual Conference, July 15-20, USA. Minneapolis, Minnesota, pp.288-293
- Duffie, J.A. and Beckman, W.A. 1974. *Solar Energy Thermal Processes*. New York: John Wiley & Sons.
- Dugba, P.N. and Zhang, R. 1999. Treating of dairy wastewater with two-stage anaerobic sequencing batch reactor systems- thermophilic versus mesophilic operations. *Biores.Technol.*, **68**, pp.225-233.
- Duran, M. and Speece, R.E. 1997. Temperature Staged anaerobic processes. *Environ. Techno.* **18**, pp.747-754.

- Fernandez, A. S. I, Hashsham, S.A., S. L. Dollhopf, Raskin, L, Glagoleva, O., Dazzo, F. B. Hickey, R. F., Criddle, C.S. and Tiedje, J. M, 2000. Flexible community structure correlates with stable community function in methanogenic bioreactor communities perturbed by glucose. *Applied and Environmental Microbiology*, **66**(9), pp.4058-4067.
- Fisher, J. R., Iannotti, E. L. and Durand, J. 1996. Anaerobic digestion of animal manure. In : Goswami, I. and Yogi, D., eds., *Alternative energy in agriculture*, Volume 2, Agriculture and Energy. Florida : CRC Press, Inc.
- Grady, C. P. L. and Lim, H. C. 1980. *Biological Wastewater Treatment: Theory and Applications*: New York, USA : Marcel Dekker.
- Graef, S. P. and J. F. Andrews 1974. Stability and control of anaerobic digestion. *Journal Water Pollution Control Federation*, **46**(4), pp.666-683.
- Gujer, W. and Zehnder, A.J.B., 1983. Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*. **15**(8-9), pp.127-167.
- Hashimoto, A. G. and Chen, Y. R. 1976. Rheology of livestock waste slurries. *Transactions of the ASAE*, **19**(11), pp.930-934.
- Hashsham, S. A., Fernandez A. S., Dollhopf S. L., Dazza F. B., Hickey R. F., Tiedje J. M. and Criddle C. S., 2000. Parallel processing of substrate correlates with greater functional stability in methanogenic bioreactor communities perturbed by glucose. *Applied and Environmental Microbiology*. **66**(9), pp.4050-4057.
- Hawkes, D. L. 1980. Factors affecting net energy production from mesophilic anaerobic digestion In: Stafford, D. A., Wheatley, B.I. and Hughes, D. E. (Eds), *Anaerobic Digestion*. Ltd. London, UK : Applied Science Publishers.
- Hill, D. T. and Cobb, S. A. 1996. Simulation of process steady state in livestock waste methanogenesis. *Transactions of the ASAE*, **39**(2), pp.565-573.
- Hobson, P. N., Bousfield, S. and Summers, R. 1981. *Methane Production from Agricultural and Domestic Waste*. Applied Science Publishes Ltd. London, U.K.
- Lee, S. R., Cho, N. K. and Maeng, W. J. 1995. Using the pressure of biogas created during anaerobic digestion as the source of mixing power. *J. Ferment. Bioeng.* **50**(4), pp.415-417.
- Marcotte, M., Taherian Hoshahili, A. R. and Ramaswamy, H. S. (2001). Rheological properties of selected hydrocolloids as a function of concentration and temperature. *Food Res. Internat*, **34**, pp.695-703.
- Miron, Y., Zeeman G., Van Lier J. B. and Lettinga G. 2000. The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Research* **34**(5), pp.1705-1713.
- Moeller, G. and Torres, L. G. 1997. Rheological characterisation of primary and secondary sludges treated by both aerobic and anaerobic digestion. *Biores Technol.* **61**, pp. 207-211.
- Noike, T. ; Endo, G. ; Changl, J.E. , Yaguchi, J. I. and Matsumoto, J. I. 1985 Characteristics of carbohydrate degradation and the rate limiting step in Anaerobic Digestion. *Biotechnology and Bioengineering*. **27**(10), pp.1482-1489.
- Ohtosobo, S. ; Demizu, K. ; Kohno, S. ; Miura, I. ; Ogawa, T. and H. Fukuda 1992. Comparison of acetate utilization among strains of an Acetoclastic Methanogen, *Methanotrix Soehngenii*. *Applied and Environmental Microbiology*, **58**(2), pp.703-705.

- Owen, W. F.; Stuckey D.C.; Healy, J.B.; Young, L.Y. and Mc Carty, P.L. , 1979. Bioassay for monitoring biochemical methane potential and anaerobic toxicity. *Water Research*, **13**(6), pp.485-492.
- Rajaka, M. I. Tabassum, R. and Malik K. A., 1999. Enhanced rate of methanol and acetate uptake for production of methane in batch cultures using *Methanosarcina Mazei*. *Bioresource Technology*. **67**(3), pp.305-311.
- Sanders, W.T.M. 2001. Anaerobic Hydrolysis during Digestion of Complex Substrates. Ph.D. Thesis. Wageningen University. The Netherlands.
- Shelton, D.R. and Tiedje, J.M. 1984. General Method for Determining Anaerobic Biodegradation Potential. *Applied and Environmental Microbiology*, **47**(4), pp.850-857.
- Sowers, K.R. 1995. Methanogenic archae: An overview, in archae: A laboratory manual. F.T. Robb; A.R. Place; K.R. Sowers; H.J. Scherier; S.DasSarma and E.M. Fleischmann, Ed. Cold Spring Harbor Laboratory Press, pp.3-13.
- Speece, R. E. 1996. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters. Archaea.
- Stroot, P.G; McMahan, K.D; Mackie, R. I. and Raskin, L. 2001. Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions. Digester Performance. *Wat. Res*, **35**(7), pp.1804-1816.
- Sukhatme, S.P. 1997. Solar Energy Principles of Thermal Collection and Storage. 2nd ed. New Delhi, India : Tata McGraw-Hill Publishing.
- Sung S. and Daque, R.R. 1995. Laboratory Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Environment Research*, **67**(3) pp.294-301.
- Van Lier, J.B. 1995. Thermophilic Anaerobic Wastewater Treatment; Temperature Aspects and Process Stability. Ph.D. Thesis, The Netherlands : Wageningen University.
- Van Velsen, A.F.M. 1981. Anaerobic Digestion of Piggery Waste. Ph.D. Thesis, The Netherlands : Wageningen University.
- Van Velsen, A.F.M. and Lettinga, G. 1980. Effect of feed composition on digester performance. In ; Stafford, D.A. ; Wheatly, B.I. and Hughes, D.E., eds., Anaerobic Digestion. London, U.K : Applied Science Publishes Ltd.
- Varel, V.H; Hashimoto, A.G. and Chen, Y.R. 1980. Effect of temperature and retention time on methane production from beef cattle waste. *Appl. Environ. Microbial*, **40**(2), pp.217-222.
- Varel, V.H; Isaacson, H.R. and Bryant, M.P. 1977. Thermophilic methane production from cattle waste. *Appl. Environ. Microbial*. **33**(2), pp.298-307.
- Veeken, A.H.M. and Hamelers, B.V.M. 2000. Effect of substrate-seed mixing and leachate recirculation on solid atate digestion of biowaste. *Wat. Sci. Technol*, **41**(3), pp.255-262.
- Zeeman, G. 1991. Mesophilic and Psychophilic Digestion of Liquid Manure. Ph.D. Thesis. The Netherlands : Wageningen University.
- Zehnder, A.J.B. ; Huser B.A., Brock T.D. and Wuhrmann K. , 1980. Characterization of an Acetate-Decarboxylating, Non-Hydrogen-Oxidizing Methane Bactrium. *Archives of Microbiology*, **124**(1), pp.1-11.