



การศึกษาความเป็นไปได้ในการใช้ประโยชน์จากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลม

**Feasibility Study on Utilization of Waste syrup from  
a Carbonated Beverage Factory**

อรอุมา เผือกชาย

Onuma Puagchai

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา  
วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร  
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

**A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of**

**Master of Agro - Industry Technology Management**

**Prince of Songkla University**

**2552**

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ การศึกษาความเป็นไปได้ในการใช้ประโยชน์จากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำตาล  
ผู้เขียน นางสาวอรอุมา เผือกชาย  
สาขาวิชา การจัดการเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร

---

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

คณะกรรมการสอบ

.....

(ดร.กิตติ เจ็ดรัมย์)

.....ประธานกรรมการ

(รองศาสตราจารย์ ดร.พูนสุข ประเสริฐสรรพ)

.....กรรมการ

(ดร.กิตติ เจ็ดรัมย์)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

.....

(ดร.ปิยะรัตน์ บุญแสวง)

.....กรรมการ

(ดร.ปิยะรัตน์ บุญแสวง)

.....กรรมการ

(รองศาสตราจารย์ ดร.เพ็ญแข วันไชยชนวงศ์)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยนี้เป็นส่วนหนึ่ง  
ของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการเทคโนโลยี  
อุตสาหกรรมเกษตร

.....

(รองศาสตราจารย์ ดร.เกริกชัย ทองหนู)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ชื่อวิทยานิพนธ์ การศึกษาความเป็นไปได้ในการใช้ประโยชน์จากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำตาลม  
ผู้เขียน นางสาวอรอุมา เพ็อกชาย  
สาขาวิชา การจัดการเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร  
ปีการศึกษา 2552

## บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อการศึกษาความเป็นไปได้ทางเทคนิคและการลงทุนทางเศรษฐศาสตร์ ในการใช้ประโยชน์จากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำตาลม ซึ่งน้ำหวานทิ้งมีคุณลักษณะที่ส่งผลกระทบต่อระบบบำบัดน้ำเสียซึ่งประกอบด้วย ซีโอดี บีโอดี ของแข็งทั้งหมด ไนโตรเจน ปริมาณฟอสฟอรัสทั้งหมดและความเป็นกรดเท่ากับ 152,525; 25,180; 135,250; 4.15; 12 และ 1,258 มิลลิกรัม/ลิตร ตามลำดับ อีกทั้งยังมีความหวาน 13 – 14 องศาบริกซ์ ในการผลิตแก๊สชีวภาพโดยใช้ระบบไร้อากาศแบบสองชั้นตอน โดยใช้ถังสร้างกรดแบบไร้อากาศ (anaerobic acid reactor) เป็นถังสร้างกรดปริมาตร 5 ลิตร และถังสร้างมีเทนแบบยูเอเอสบี (upflow anaerobic sludge blanket) เป็นถังสร้างมีเทนปริมาตร 15 ลิตร ต่อกันอย่างอนุกรมโดยใช้น้ำหวานทิ้งที่ทำการเจือจางจนมีค่าซีโอดีเริ่มต้นเท่ากับ 5,000 มิลลิกรัม/ลิตร ป้อนเข้าสู่ถังสร้างกรดทำการเดินระบบที่อัตราภาระสารอินทรีย์ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d และมีระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียเป็น 8, 6 และ 4 ชั่วโมงตามลำดับ ผลการทดลองพบว่า เมื่ออัตราภาระสารอินทรีย์เพิ่มสูงขึ้นทำให้ปริมาณการสร้างแก๊สชีวภาพ และกรดไขมันระเหยง่ายเพิ่มสูงขึ้นและเมื่อถึงระดับหนึ่งจะมีค่าลดลง โดยสถานะที่เหมาะสมที่สุดคือที่อัตราภาระสารอินทรีย์ที่ 20 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ระยะเวลาเก็บกักที่ 6 ชั่วโมง ซึ่งสามารถผลิตแก๊สชีวภาพ และกรดไขมันระเหยง่ายได้เท่ากับ 7.3 ลิตร/วัน และ 1,580 มิลลิกรัม/ลิตรของอะซิเตท ตามลำดับ โดยสามารถกำจัดซีโอดีและของแข็งทั้งหมดได้ร้อยละ 21.60 และ 34.42 ตามลำดับ และเมื่อวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สชีวภาพ พบว่ามีองค์ประกอบของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนร้อยละ 75 และ 25 ตามลำดับ โดยไม่พบองค์ประกอบของแก๊สมีเทน น้ำทิ้งจากถังสร้างกรดถูกปรับพีเอชให้อยู่ในช่วง 6.8 – 7.2 ด้วยปูนขาว และเติมสารอาหารไนโตรเจนในรูปยูเรียโดยมีสัดส่วน ซีโอดี : ไนโตรเจนเท่ากับ 100:1.1 ก่อนเข้าสู่ถังสร้างมีเทน โดยทำการเดินระบบที่อัตราภาระสารอินทรีย์ 1.9, 2.6, 3.9, 7.8 และ 15.6 kgCOD/m<sup>3</sup>.d และมีระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียเป็น 48, 36, 24, 12 และ 6 ชั่วโมง ตามลำดับ จากการทดลองพบว่าสถานะที่เหมาะสมที่สุดคือที่อัตราภาระสารอินทรีย์ที่ 2.6 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียที่ 36 ชั่วโมง ซึ่งสามารถผลิตแก๊สชีวภาพได้สูงสุด 12.58 ลิตร/วัน และเมื่อวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สชีวภาพ

พบว่ามีองค์ประกอบของแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 79 และ 21 ตามลำดับ โดยไม่พบองค์ประกอบของแก๊สไฮโดรเจน ประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีและของแข็งทั้งหมดเป็นร้อยละ 94.7 และ 99.08 ตามลำดับ

ส่วนการศึกษาความเป็นไปได้ทางเทคนิคในการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลมโดยใช้เชื้อยีสต์ *Saccharomyces cerevisiae* ทำการหมักเป็นระยะเวลา 48 ชั่วโมง ทำการศึกษาเปรียบเทียบในสภาวะปลอดเชื้อและไม่ปลอดเชื้อในสูตรอาหารที่ 1 พบว่าสามารถผลิตเอทานอลได้เท่ากับ 5.33 และ 3.99 กรัม/ลิตร ในชั่วโมงที่ 18 ของการหมัก และประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีเป็นร้อยละ 82 และ 74 ในสภาวะปลอดเชื้อและไม่ปลอดเชื้อ ตามลำดับ และเมื่อเปรียบเทียบกับสูตรอาหารที่ 2 ซึ่งลดปริมาณสารอาหารลง พบว่าสามารถผลิตเอทานอลได้เท่ากับ 4.12 กรัม/ลิตร ในชั่วโมงที่ 18 ของการหมัก และประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีเป็นร้อยละ 83

การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ โดยกำหนดระยะเวลาโครงการ 10 ปี กำลังการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้ง 1.5 ลูกบาศก์เมตร/วัน โดยมีเงินลงทุนทั้งสิ้นเท่ากับ 1,283,598 บาท เมื่อทำการวิเคราะห์ผลตอบแทนการลงทุน มีผลตอบแทนภายใน (IRR) เท่ากับร้อยละ 40.18 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) ของโครงการเท่ากับ 2,399,901 บาท ระยะเวลาคืนทุน 2.46 ปี อัตราส่วนผลได้และต้นทุน (B/C Ratio) เท่ากับ 1.8 และจากผลการวิเคราะห์พบว่าผลตอบแทนการลงทุน (IRR) สูงกว่าอัตราผลตอบแทนต่ำสุด (MARR) ร้อยละ 16.15 ดังนั้นโครงการนี้จึงมีความเหมาะสมในการพิจารณาลงทุน ส่วนการผลิตเอทานอลไม่มีความเหมาะสมในการลงทุนเนื่องจากมีกระแสเงินสดเป็นลบหรือขาดทุนอย่างต่อเนื่องโดยเฉลี่ยขาดทุน 23,400,130 และ 5,201,487 บาท/ปี เมื่อผลิตเอทานอลโดยใช้สูตรอาหารที่ 1 และ 2 ตามลำดับ

**Thesis Title** Feasibility Study on Utilization of Waste syrup from a Carbonated Beverage Factory  
**Author** Miss Onuma Puagchai  
**Major Program** Agro – Industry Technology Management  
**Academic Year** 2009

### ABSTRACT

The objective of this study is to determine the appropriate technique for recovery of energy from the *waste syrup* discharged from a carbonated beverage factory. There are two options, the production of ethanol and the production of biogas. The initial COD, BOD, total solid, total nitrogen, total phosphorous and acidity were 152,525; 25,180; 135,250; 4.15; 12.2 and 1258.2 mg/L respectively. The biogas production was conducted by two – stage anaerobic reactors, a 5L-anaerobic reactor for acid production conjunction with a 15L-upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB). Waste syrup diluted to 5,000 mg/L COD with pH 5.0 – 6.0 was fed into the first tank, so called acid production reactor. It was operated at various organic loading rates (OLR) of 15, 20 and 30 kg.COD/m<sup>3</sup>.d, and the hydraulic retention time (HRT) was varied at 8, 6 and 4 hours respectively. The highest amount of volatile fatty acid (VFA), at 1,580 mg/L as CH<sub>3</sub>COOH, was obtained at when the OLR of 20 kg.COD/m<sup>3</sup>.d and HRT of 6 hours, in the acid production reactor. The maximum biogas production of 7.3 L/day and pH of 4.5 were obtained. Composition of biogas in the acid production reactor were 75% CO<sub>2</sub> and 25% H<sub>2</sub> while CH<sub>4</sub> was not found. The effluent from the first stage was then adjusted to pH 6.8-7.2 with calcium carbonate and also C : N ratio was adjusted to 100 : 1.1 before feeding into the methane production reactor. For determining of the optimal condition in the methane production reactor, the OLR was varied at 1.9, 2.6, 3.9, 7.8 and 15.6 kg.COD/m<sup>3</sup>.d and HRT at 48, 36, 24, 12 and 6 hours respectively. The maximum yield of biogas at 12.58 L/day with 79% CH<sub>4</sub> and 21% CO<sub>2</sub> were recovered and H<sub>2</sub> was not detected; The COD and TS of *waste syrup* were removed about 94.7 and 99.08% respectively, with HRT at 36 hours.

Comparison of aseptic and septic fermentation system for ethanol production by fermenting *waste syrup* with *Saccharomyces cerevisiae* for 48 hours in the medium I was also determined. It was found that the maximum yields of ethanol at 5.33 and 3.99 g/l were recovered

from aseptic and septic condition, respectively, after 18 hours fermentation. While the COD removal 82 and 74%, respectively. Comparison of fermentation using the medium II, it was found that the maximum yield of ethanol was 4.12 g/l while the COD were removal was 83%.

Finally, an economic analysis for a period of 10 years investment period for a capacity of 1.5 m<sup>3</sup> waste syrup per day was conducted, with the total investment cost of 1,283,598 Bahts. The Internal Rate of Return (IRR) was 40.18% with the Net Present Value (NPV) of 2,399,901 Bahts. The payback period equaled to 2.46 years and Benefit–Cost (B/C) Ratio was 1.84, The estimated value of Minimum Attractive Rate of Return (MARR) was 16.15% higher than the IRR. There for this project could be accepted for investment. For the ethanol project, the economic analysis gave the negative value of profit about 23,400,130 and 5,201,487 Bahts per year when produced the ethanol using the medium I and II, respectively. Thus, it was not feasible.

## กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้สำเร็จลงด้วยดีผู้วิจัยด้วยความอนุเคราะห์จาก ดร.กิตติ เจดรัมย์ อาจารย์ที่ปรึกษา และ ดร.ปิยะรัตน์ บุญแสง อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ที่กรุณาให้คำแนะนำตลอดจนให้คำปรึกษาอันเป็นประโยชน์ต่อการแก้ไขปัญหาให้สำเร็จลุล่วงตลอดการทำวิทยานิพนธ์

ขอขอบพระคุณ รศ.ดร.พูนสุข ประเสริฐสรรพ ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และ รศ.ดร.เพ็ญแข วันไชยชนวงศ์ กรรมการที่แต่งตั้ง โดยบัณฑิตวิทยาลัย ที่ให้ข้อคิดเห็นเสนอแนะ และตรวจทานแก้ไขวิทยานิพนธ์ให้ถูกต้องสมบูรณ์

ขอขอบคุณบัณฑิตวิทยาลัยและสำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ (สวทช) ที่ให้การสนับสนุนทุนในการวิจัย

นอกจากนี้ผู้วิจัยต้องขอขอบคุณ บริษัท หาดทิพย์ จำกัด โรงงานกรณีศึกษาที่ให้การอนุเคราะห์ข้อมูล และตัวอย่างในการศึกษาวิจัย

อรอุมา เผือกชาย

## สารบัญ

	หน้า
สารบัญ.....	(8)
LIST OF TABLES.....	(9)
LIST OF FIGURES.....	(12)
บทที่	
1 บทนำ.....	1
บทนำค้นเรื่อง.....	1
การตรวจเอกสาร.....	2
วัตถุประสงค์.....	31
ขอบเขตการวิจัย.....	32
ประโยชน์ที่ได้รับจากงานวิจัย.....	32
2 วัสดุอุปกรณ์และวิธีการวิจัย.....	33
วัสดุและอุปกรณ์.....	33
วิธีดำเนินการ.....	36
3 ผลและวิจารณ์ผลการทดลอง.....	44
4 บทสรุปและข้อเสนอแนะ.....	102
เอกสารอ้างอิง.....	104
ภาคผนวก.....	109
ประวัติผู้เขียน.....	125



## LIST OF TABLES

Table	Page
1. Factors effected to the growth of microorganism in anaerobic wastewater treatment system.....	18
2. Comparison of input and output of various wastewater treatment systems.....	23
3. List of sources of wastewater suited for anaerobic wastewater treatments.....	26
4. Equilibrium of 1 m <sup>3</sup> of biogas to the other energy sources.....	28
5. Parameters and method.....	41
6. Quantity of waste syrup from processing lines in a carbonated beverage factory...	45
7. Characteristics of waste syrup from a carbonated beverage factory.....	46
8. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on parameters in the anaerobic acid reactor at steady state condition.....	53
9. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on parameters in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory under steady state condition.....	59
10. Amount of biogas production from 1m <sup>3</sup> of difference sources of wastewater	59
11. Comparison of the parameters used for ethanol production medium I and II by <i>S. cerevisiae</i> TISTR 5055 under aseptic condition.....	63
12. Cost of infrastructure development for biogas production from waste syrup from a carbonated beverage factory project.....	69
13. Structure cost for biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.....	70
14. Working capital in the 1 <sup>st</sup> year for biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.....	71
15. Electricity cost use for wastewater treatment system in 2009.....	75
16. Income statement for 10 years project period of biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.....	76
17. IRR and NPV for 10 years project of the biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project (PWF for NPV 8 %)......	77

## LIST OF TABLES (Cont.)

<b>Table</b>	<b>Page</b>
18. Pay back period of biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.....	78
19. Cost – benefit ratio of the biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project .....	79
20. Machine and equipment cost for the ethanol production plant fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.....	84
21. Cost for infrastructure for the ethanol production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project .....	85
22. Working capital in the 1 <sup>st</sup> year for the ethanol production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project with medium I and II.....	86
23. Income statement for 10 years project period of ethanol production with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project (medium I).....	90
24. Income statement for 10 years project period of ethanol production with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project (medium II).....	91
25. Comparison of economic analysis for biogas and ethanol production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.....	92
26. Cost for infrastructure for the biogas production fed with waste syrup for Haadthip Company.....	93
27. Machine and equipment cost for the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip company	94
28. Working capital in the 1 <sup>st</sup> year for biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip company	94
29. Income statement for 10 years project period of the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip Company.....	98

### LIST OF TABLES (Cont.)

Table		Page
30.	IRR and NPV for 10 years project period of the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project (PWF for NPV 8 %) for Haadthip Company.....	99
31.	Pay back period of the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip Company.....	100
32.	Cost – benefit ratio of the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip company.....	101

## LIST OF FIGURES

Figure	Page
1. Anaerobic filter reactor.....	19
2. Anaerobic contact reactor system.....	20
3. Up flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor.....	21
4. An anaerobic fluidized bed reactor.....	23
5. A modified gasoline engine operated by biogas.....	27
6. A modified diesel engine operated by biogas.....	27
7. A generator with a capacity 500-1,000 kW operated by biogas.....	28
8. Two stage anaerobic wastewater treatment system, consist of anaerobic acid and UASB reactor with use for biogas production in laboratory.....	35
9. Flow process chart of carbonated beverage.....	37
10. Carbonated beverage storage tank.....	38
11. Quantity of rejected products from a carbonated beverage factory in 2007.....	44
12. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on VFA production in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory....	48
13. Effect of HRT of 8, 6 and 4 hrs on VFA production in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	49
14. pH of effluence from the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	49
15. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on alkalinity in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	50
16. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on COD removal in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	51
17. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on TS removal in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	51
18. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on biogas production in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory....	52

## LIST OF FIGURES (Cont.)

<b>Figure</b>	<b>Page</b>
19. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on biogas composition in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	53
20. Effect of HRT of 48, 36, 24, 12 and 6 hrs on biogas production in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	55
21. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on biogas production in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	56
22. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on biogas composition in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory under steady state condition.....	56
23. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on TS removal in the methane production reactor which operated by waste syrup from a carbonated beverage factory under steady state condition.....	57
24. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m <sup>3</sup> .d on COD removal in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.....	58
25. Amount of ethanol production compared with the decreasing of the reducing sugar in waste syrup from a carbonated beverage factory fortified with medium I under aseptic condition for 48 hrs by <i>S. cerevisiae</i> TISTR 5055.....	60
26. Amount of ethanol production compared with the decreasing of the reducing sugar in waste syrup from a carbonated beverage factory fortified with medium I under septic condition for 48 hrs by <i>S. cerevisiae</i> TISTR 5055.....	61
27. Amount of ethanol production compared with the decreasing of the reducing sugar in waste syrup from a carbonated beverage factory fortified with medium II under aseptic condition for 48 hrs by <i>S. cerevisiae</i> TISTR 5055 .....	62
28. Schematic plan for the biogas production for a plant fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory.....	66

**LIST OF FIGURES (Cont.)**

<b>Figure</b>	<b>Page</b>
---------------	-------------

29.	Top view of the biogas production plant fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory.....	67
30.	An upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor used for methane production.....	68
31.	Schematic plan for the ethanol production for a plant fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory.....	82
32.	Top view of the ethanol production plant fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory.....	83
33.	A biogas production plant modified from the existing wastewater treatment system of Haadthip Company.....	97

# บทที่ 1

## บทนำ

### บทนำต้นเรื่อง

อุตสาหกรรมน้ำอัดลมเป็นอุตสาหกรรมที่มีน้ำเสียจากกระบวนการผลิตในปริมาณมากสำหรับโรงงานที่มีขนาดกำลังการผลิตประมาณ 300-400 ลูกบาศก์เมตร/วัน จะมีปริมาณน้ำเสียสูงถึงประมาณ 700 – 900 ลูกบาศก์เมตร/วัน ซึ่งน้ำเสียจะประกอบด้วย 2 ประเภทใหญ่ๆ ได้แก่ น้ำเสียทั่วไป คือน้ำเสียที่เกิดจากน้ำล้างทำความสะอาดจากกระบวนการผลิตโดยมีปริมาณสูงถึงประมาณร้อยละ 80-90 ของน้ำเสียทั้งหมด และส่วนที่เหลือเป็นน้ำเสียที่มีองค์ประกอบของน้ำตาลสูง หรือเรียกว่าน้ำหวานทิ้ง น้ำเสียส่วนนี้จะมาจากการล้างเครื่องบรรจุ น้ำอัดลมที่บรรจุขวดแล้วแต่มีคุณสมบัติไม่ตรงตามกำหนดและน้ำอัดลมที่เรียกเก็บจากลูกค้าเนื่องจากเสื่อมคุณภาพ ในการศึกษานี้จะพิจารณาเฉพาะในส่วนของการนำน้ำหวานทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์ เนื่องจากน้ำหวานทิ้งเป็นน้ำเสีย ที่มีค่าบีโอดีและซีโอดีที่สูงถึงระดับ 20,000 และ 100,000 มิลลิกรัม/ลิตรตามลำดับ และมีพีเอชประมาณ 2 - 4 (รุ่งโรจน์ เทพสุธรรม และคณะ, 2545) ซึ่งส่งผลกระทบต่อระบบบำบัดน้ำเสียรวมของโรงงานแบบบ่อเสถียรที่ต้องรับอัตราการไหลอินทรีย์ที่สูงช่วงที่มีการปล่อยน้ำหวานทิ้งลงสู่ระบบบำบัด ส่งผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียลดลง อีกทั้งค่าใช้จ่ายในการบำบัดสูงขึ้น จึงควรมีแยกน้ำหวานทิ้งออกจากการบำบัดน้ำเสียรวมเพื่อแก้ปัญหาดังกล่าว เนื่องจากภาวะปัจจุบันเชื้อเพลิงที่ใช้มีราคาสูงขึ้น การนำน้ำหวานทิ้งมาใช้ผลิตเชื้อเพลิงเพื่อทดแทนปริมาณการใช้เชื้อเพลิงในกระบวนการผลิต จึงนับว่ามีความสำคัญ น้ำหวานทิ้งมีองค์ประกอบของน้ำตาลเป็นหลัก ซึ่งจุลินทรีย์สามารถใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการเจริญเติบโต และให้ผลพลอยได้เป็นพลังงาน การศึกษานี้จะทำการศึกษาถึงความเป็นไปได้ในการใช้ประโยชน์จากน้ำหวานทิ้ง โดยพิจารณาจากทางเลือกที่สามารถให้พลังงานเพื่อนำมาใช้ทดแทนการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงในโรงงาน ได้แก่ การผลิตแก๊สชีวภาพ หรือ เอทานอล เป็นต้น

การศึกษาความเป็นไปได้ในการใช้ประโยชน์จากน้ำหวานทิ้งจะศึกษาถึงแนวทางที่ใช้ในการพิจารณากระบวนการนำน้ำหวานทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์ได้แก่ ความเป็นไปได้ทางด้านเทคโนโลยี การประหยัดค่าใช้จ่ายเชิงเศรษฐศาสตร์ รวมทั้งประโยชน์และผลตอบแทนที่ได้รับของแต่ละทางเลือก โดยจะพิจารณาทางเลือกที่มีความเป็นไปได้ในนำมาประยุกต์ใช้งานจริงและมีผลตอบแทนทางการลงทุนที่สูงที่สุด ซึ่งจะเป็นแนวทางหนึ่งในการลดปัญหาและเพิ่มประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรมการผลิตน้ำอัดลม

## การตรวจเอกสาร

### 1. น้ำอัดลม

น้ำอัดลม หมายถึง เครื่องดื่มที่ผสมด้วยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งจะทำให้เกิดฟองซ่า น้ำอัดลมแบ่งเป็น 2 ประเภท ประเภทแรกไม่มีการผสมน้ำหวาน หรือที่เรียกว่าไซดา ส่วนอีกประเภทคือประเภทที่ผสมน้ำหวาน ปรงแต่งกลิ่นและรสชาติ (สนใจ ศิริโชค, 2537)

#### 1.1 ประเภทของน้ำอัดลม

หากแบ่งน้ำอัดลมออกตามสายการผลิต จะแบ่งออกได้เป็น 3 ประเภท คือ

1. น้ำดำ หมายถึง น้ำอัดลมชนิดโคล่า
2. น้ำสี หมายถึง น้ำอัดลมที่มีการผสมน้ำหวาน และแต่งสีเป็นหลายๆ แบบ เช่น น้ำแดง น้ำเขียว น้ำส้ม เป็นต้น ซึ่งน้ำอัดลมประเภทน้ำสียังแบ่งออกอีกเป็น ชนิดอัดแก๊ส กับชนิดที่ไม่อัดแก๊ส
3. เลมอน – ไลม์ หมายถึง น้ำอัดลมที่มีสีขาว ได้แก่ สไปรท์ และเซเว่น – อ๊ฟ

#### 1.2 กรรมวิธีการผลิตน้ำอัดลม

โรงงานผลิตน้ำอัดลมในประเทศไทยมีอยู่หลายโรงงานด้วยกัน สำหรับโรงงานที่ผลิตน้ำอัดลมโคคา- โคล่า มีทั้งสิ้น 7 โรงงาน กรรมวิธีในการผลิตจะมีลักษณะเหมือนกัน แต่จะแตกต่างกันในขั้นตอนการเตรียมน้ำสะอาดเท่านั้น เนื่องจากมีแหล่งน้ำดิบที่แตกต่างกัน ส่วนของวัตถุดิบที่ใช้ในการผลิต ประกอบด้วย น้ำสะอาด น้ำตาล หัวน้ำเชื้อ และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

##### 1.2.1 การเตรียมน้ำ

น้ำบาดาลที่สูบขึ้นมาจะผ่านการปรับปรุงคุณภาพน้ำขั้นต้นโดยมีการเติมอากาศโดยใช้ไค้กเทรย์เพื่อแยกสารละลายเหล็กออก และเติมคลอรีนและปูนขาวเพื่อทำปฏิกิริยากับสารปนเปื้อนอยู่ในน้ำ ฆ่าเชื้อโรคต่างๆและปรับพีเอชของน้ำตามลำดับ แล้วผ่านการกรองด้วยถังกรองทราย หลังจากนั้นจะผ่านการปรับปรุงคุณภาพน้ำอีกครั้งโดยการใช้สารเคมี ขั้นตอนนี้ใช้ Lime Process คือใช้  $\text{FeSO}_4$ ,  $\text{Ca(OH)}_2$  และ  $\text{Ca(OCl)}_2$  หลังจากนั้นจะผ่านการกรองตะกอนที่ยังไม่ตกด้วยถังกรองทรายและผ่านถังกรอง activated carbon เพื่อกำจัดสี กลิ่น และคลอรีนที่ตกค้างในน้ำ โดยน้ำจากขั้นตอนนี้จะต้องผ่านถังกรองละเอียด (polishing filter) เพื่อกรองสิ่งเจือปนขนาดเล็กประมาณ 10 ไมครอน



### 1.2.2 การเตรียมน้ำเชื่อม

น้ำตาลทรายขาวบริสุทธิ์ถูกผสมกับน้ำสะอาดในถังต้มที่อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส เพื่อละลายน้ำตาลและฆ่าเชื้อ หลังจากนั้นจะถูกรองและทำให้เย็นแล้วฆ่าเชื้อด้วยรังสีอัลตราไวโอเลต

### 1.2.3 การเตรียมน้ำเชื่อม

น้ำเชื่อมที่เตรียมไว้ผสมกับน้ำที่ผ่านการปรับปรุงคุณภาพแล้ว และหัวน้ำเชื่อม (น้ำเชื่อมเข้มข้นที่มีการเติมสารปรุงแต่งกลิ่นรส) ได้เป็นน้ำเชื่อมสำเร็จรูป หลังจากนั้นมีการตรวจสอบคุณภาพให้เป็นไปตามมาตรฐานที่กำหนด

### 1.2.4 การบรรจุ

น้ำเชื่อมสำเร็จรูปถูกส่งไปผสมกับน้ำสะอาดในสัดส่วนประมาณ 5.4:1 ถึง 4:1 แล้วจึงทำให้เย็นแล้วอัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แล้วจึงบรรจุลงขวดโดยเครื่องบรรจุขวดอัตโนมัติพร้อมทั้งปิดฝาทันที

## 1.3 แหล่งกำเนิดน้ำเสียจากโรงงานผลิตน้ำอัดลม

น้ำเสียจากโรงงานน้ำอัดลมแบ่งออกเป็น 2 กลุ่มใหญ่ๆ ดังนี้

1. น้ำเสียจากการล้างขวด คิดเป็นประมาณร้อยละ 80 ของน้ำเสียทั้งหมด
2. น้ำเสียทั่วไป น้ำส่วนนี้มีปริมาณและคุณสมบัติที่แปรปรวนขึ้นกับช่วงเวลา

และแหล่งระบายทิ้ง ประกอบด้วย

- น้ำจากระบบปรับปรุงคุณภาพน้ำ เช่น น้ำล้างถังกรอง น้ำล้างถังผสมสารเคมี
- น้ำล้างจากเครื่องบรรจุในระหว่างการบรรจุเมื่อมีขวดแตก
- น้ำล้างพื้น ได้แก่ พื้นบริเวณพื้นที่การผลิต ห้องผสมน้ำเชื่อมและห้องปรับคุณภาพ
- น้ำล้างจากห้องผสมน้ำเชื่อม เช่น น้ำล้างถังผสม น้ำล้างถังต้มน้ำเชื่อม และน้ำ

ล้างถังกรองน้ำเชื่อม เป็นต้น

- น้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพ

## 1.4 น้ำหวานทิ้งจากโรงงานผลิตน้ำอัดลม ประกอบด้วย

1. น้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพ หมายถึง น้ำอัดลมที่หมดอายุ หรือน้ำอัดลมที่เสื่อมสภาพจากการแตกตัวของภาชนะบรรจุ ความร้อน หรือมีคุณภาพไม่ได้ตามมาตรฐานที่กำหนดจากกระบวนการผลิต

2. น้ำหวานจากกระบวนการผลิต ได้แก่ ขั้นตอนการผสมหัวน้ำเชื่อมเข้มข้น การล้างหัวบรรจุก่อนการบรรจุ และน้ำหวานในส่วนที่เหลือค้างในถังพักหลังการผลิต

## 2. ผลพลอยได้จากการบำบัดน้ำทิ้งที่มีปริมาณน้ำตาลสูง

น้ำทิ้งที่มีปริมาณน้ำตาลสูงของโรงงานผลิตน้ำอัดลม คือ ส่วนที่เรียกว่าน้ำหวานทิ้ง เนื่องจากเป็นส่วนที่มีองค์ประกอบที่เป็นน้ำตาลในปริมาณสูง ซึ่งหากปล่อยสู่ระบบบำบัดรวมโดยตรงจะเป็นการเพิ่มภาระให้กับระบบบำบัดน้ำเสียรวมและทำให้ต้นทุนในการบำบัดน้ำเสียสูงด้วย ดังนั้นจึงควรพิจารณาถึงการลดปริมาณน้ำตาลในน้ำหวานทิ้งก่อนปล่อยสู่ระบบบำบัดรวม ขณะเดียวกันปริมาณน้ำตาลที่มีอยู่ในน้ำหวานทิ้งสามารถนำมาใช้ในการผลิตพลังงานทดแทนได้ เช่น

### 2.1. การผลิตเอทานอล

เอทานอลหรือที่เรียกอีกชื่อหนึ่งว่า เอทิลแอลกอฮอล์ (ethyl alcohol) โดยมีสูตรโครงสร้างเป็น  $C_2H_5OH$  มีน้ำหนักโมเลกุลเท่ากับ 46.07 จุดเดือดประมาณ 78 องศาเซลเซียส ติดไฟง่าย ลักษณะทั่วไปเป็นของเหลวใส ไม่มีสี มีกลิ่นเฉพาะตัวของเอทานอล (มอก.640-2529)

#### 2.1.2 การหมักเอทานอล

ปฏิกิริยาหมักเอทานอลสามารถเกิดขึ้นเองตามธรรมชาติโดยกระบวนการหมักโดยจุลินทรีย์จำพวกยีสต์โดยใช้สับสเตรทเป็นสารประกอบจำพวกพวกแป้งหรือน้ำตาล ซึ่งน้ำตาล 1 โมเลกุลจะถูกเปลี่ยนเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ 2 โมเลกุล ภายใต้สภาพที่ปราศจากอากาศ (Phaff *et al.*, 1986)

การหมักเอทานอลของยีสต์นั้นเกิดจากการที่กลูโคสถูกเปลี่ยนไปตามวิถีไกลโคไลซิสจนได้ไพรูเวตจากกลูโคส 1 โมเลกุล จะให้ไพรูเวต 2 โมเลกุล จากนั้นไพรูเวตเกิด decarboxylation โดยเอนไซม์ alcohol dehydrogenase เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา (สาวิตรี ลิมทอง, 2540) จากผลสรุปทางทฤษฎีได้ว่าการผลิตเอทานอลจากกลูโคส 1 กรัมให้เอทานอล 0.511 กรัม และที่เหลือเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ 0.498 กรัม นั่นคือมีผลผลิตทางทฤษฎี (theoretical yield) สำหรับการผลิตเอทานอลเท่ากับร้อยละ 51.1 เนื่องจากน้ำตาลประมาณร้อยละ 6-12 จะถูกยีสต์ใช้ในการเจริญเติบโต และอีกบางส่วนจะถูกเปลี่ยนเป็นผลพลอยได้บางชนิด เช่น กลีเซอรอล ซัคซินเนท และ higher alcohol หรือ fusel oil ทำให้ปริมาณเอทานอลที่ได้ต่ำกว่าผลผลิตทางทฤษฎีเสมอ ในทางปฏิบัติเอทานอลที่ได้อยู่ในช่วงไม่เกินร้อยละ 90-95 ของผลผลิตทางทฤษฎี โดยผลผลิตพลอยได้ที่เกิดขึ้นเกิดจากการใช้สับสเตรทร้อยละ 4-5 และถ้าสามารถป้องกันไม่ให้เกิดการสร้างผลผลิตพลอยได้เหล่านั้นจะได้เอทานอลเพิ่มสูงขึ้นร้อยละ 2.7 ปัจจุบันการผลิตระดับอุตสาหกรรมได้เอทานอลถึงร้อยละ 80-90 ของผลผลิตทางทฤษฎี ซึ่งกระบวนการหมักเอทานอลของยีสต์นอกจากจะให้ผลผลิตที่ต้องการแล้ว

ยังจะมีการปลดปล่อยพลังงานความร้อนในรูปของ ATP ด้วย (สาวิตรี มาราสูข, 2540; Panchai and Tavares, 1990)

### 2.1.3 วัตถุดิบที่ใช้ในการผลิตเอทานอล

เอทานอลสามารถผลิตได้จากวัตถุดิบทางการเกษตรหลายชนิด แบ่งออกเป็น

#### 3 ประเภท

(1) วัตถุดิบประเภทแป้ง เช่น มันสำปะหลัง ข้าวโพด ข้าวสาลี ข้าวมอลต์ มันฝรั่ง มันเทศ เป็นต้น วัตถุดิบพวกนี้สามารถย่อยสลายให้เป็นน้ำตาลได้โดยการใช้เอนไซม์หรือกรด แป้งที่สามารถนำมาผลิตเอทานอลต้องเป็นแป้งที่สามารถละลายได้ในน้ำร้อน ซึ่งจะถูเอนไซม์ย่อยสลายให้เป็นน้ำตาลที่สามารถหมักได้ (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2545)

(2) วัตถุดิบประเภทน้ำตาล เช่น อ้อย กากน้ำตาล ข้าวฟ่างหวาน หัวผักกาดหวาน เป็นต้น (ธีรภัทร ศรีนรคุตร, 2543)

(3) เศษวัสดุที่เป็นเซลลูโลส เช่น ฟางข้าว ผักตบชวา หญ้าแฝก หรือเชื้อยีสจากพืชชนิดต่างๆ (ธีรภัทร ศรีนรคุตร, 2543) วัสดุเหลือทิ้งจากโรงเลื่อย โรงงานทำกระดาษ กระดาษ หนังสือพิมพ์และอื่นๆซึ่งนำเสียดจากโรงงานทำกระดาษเหมาะสมมากที่สุดเนื่องจากการแยกกลีนินออกหมดแล้ว การใช้เซลลูโลสเป็นวัตถุดิบในการผลิตเอทานอลส่วนมากเป็นวัสดุเหลือทิ้งจากโรงงานหรือทางการเกษตร (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2543)

### 2.1.4 ยีสต์ (yeast)

ยีสต์เป็นจุลินทรีย์พวกใช้อากาศพอประมาณ (facultative anaerobe) เป็นจุลินทรีย์ชนิดหนึ่งที่อยู่ในกลุ่มย่อยของเชื้อราไม่สามารถใช้แสงแดดเป็นแหล่งพลังงานได้ แต่ยีสต์มีพื้นฐานวิทยาที่ไม่ซับซ้อนเหมือนฟังไจ (fungi) ชนิดอื่นๆส่วนใหญ่มีการดำรงชีวิตเป็นเซลล์เดี่ยว (unicellular form) ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางประมาณ 5 ไมครอน และยาวประมาณ 8 ไมครอน และมีรูปร่างหลายแบบ เช่น ทรงกลม ทรงรี เป็นสายยาว เป็นต้น (สาโรจน์ ศิริคันสนียกุล, 2538) ยีสต์เป็นจุลินทรีย์ที่มีบทบาทและความสำคัญในการผลิตเครื่องดื่มชนิดที่เป็นแอลกอฮอล์ เช่น เบียร์ ไวน์ สุรา การผลิตเครื่องดื่มชนิดแอลกอฮอล์แต่เดิมใช้ยีสต์ที่ติดมากับวัตถุดิบธรรมชาติแต่ในปัจจุบันนิยมใช้ยีสต์บริสุทธิ์เป็นเชื้อเริ่มต้นโดยการผลิตกว่าร้อยละ 96 นิยมใช้ *S. cerevisiae* หรือ *S. uvarum (carlsbergensis)* (สมใจ ศิริโกภ, 2544) นอกจากนี้ยังมีการนำเชื้อยีสต์มาทำขนมปังและอาหารหมักต่างๆ ปัจจุบันประโยชน์ของยีสต์ยังสามารถนำไปใช้ในทางอุตสาหกรรม เช่น อุตสาหกรรมการผลิตไวน์ การผลิตเอนไซม์ ผลิตอาหาร โปรตีนเซลล์เดี่ยว (single cell protein) และโดยเฉพาะการผลิตเอทานอล (สิรินทร์ เวศกิจกุล, 2530)

## 2.1.5 แหล่งอาหาร และปัจจัยจำเป็นต่อการเจริญและการผลิตเอทานอลของยีสต์

### 2.1.5.1 แหล่งคาร์บอน

#### (1) น้ำตาลเฮกโซส

ยีสต์เป็นสิ่งมีชีวิตขนาดเล็กที่สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้ ซึ่งสารอินทรีย์ที่เป็นแหล่งคาร์บอนที่ยีสต์สามารถนำมาใช้ในการเจริญได้ โดยส่วนมากน้ำตาลที่ยีสต์สามารถนำมาใช้ในการเจริญเช่นกลูโคส ซึ่งเป็นสารอาหารที่ยีสต์นำไปใช้ประโยชน์ได้อย่างกว้างขวางมากที่สุด โดยกลูโคสจะถูกใช้อย่างสม่ำเสมอในการเติมลงในอาหารเลี้ยงเชื้อในห้องปฏิบัติการการเพาะเลี้ยงยีสต์ ตามธรรมชาติของเชื้อยีสต์กลูโคสไม่สามารถนำมาใช้ประโยชน์ได้ง่าย เช่นในกรณีที่กลูโคสเป็นองค์ประกอบในโครงสร้างเซลลูโลส แป้ง และโพลีแซคคาไรด์อื่นๆ หรือเป็นส่วนประกอบของสารตั้งต้นที่เป็นวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรที่ใช้ในการหมัก (กฤษณัย ตระกูลไอสด และ คณะ, 2544)

นอกจากนี้กลูโคสยังมีพฤติกรรมในการยับยั้งการใช้น้ำตาลตัวอื่นของยีสต์ เมื่อมีการหมักน้ำตาลชนิดนี้ร่วมกับน้ำตาลชนิดอื่นเชื้อยีสต์สามารถหมักน้ำตาลที่มีคาร์บอนประกอบอยู่ 6 อะตอม หรือเฮกโซสได้ ซึ่งนอกจากกลูโคสแล้วยีสต์สามารถหมักฟรุกโตส แมนโนส กาแลกโตส เป็นต้นโดยเชื้อ baker's yeast และ brewer's yeast สามารถหมักกลูโคสและฟรุกโตสในกระบวนการหมักเอทานอลได้เร็วเท่ากันเมื่อความเข้มข้นของกลูโคสร้อยละ 1-10 และความเข้มข้นของฟรุกโตสอยู่ที่ร้อยละ 2-8 โดยทั้งกลูโคสและฟรุกโตสเป็นน้ำตาลที่ยีสต์สามารถใช้ในกระบวนการหมักได้ (fermentable sugar) ส่วนน้ำตาลที่อยู่ในรูปไอโซเมอร์แอล (L-isomer) ทั้งหมดเป็นน้ำตาลที่ยีสต์ไม่สามารถใช้ในกระบวนการหมักได้ (unfermentable sugar) (นฤมล โตอ่อน, 2549)

#### (2) น้ำตาลเพนโทส

เพนโทสเป็นน้ำตาลที่มีคาร์บอนประกอบอยู่ 5 อะตอม ยีสต์สามารถใช้สารประกอบคาร์โบไฮเดรตโดยเปลี่ยนเป็นเอทานอล ยีสต์หลายสายพันธุ์สามารถใช้เฮกโซสในการผลิตที่ได้ผลผลิตเอทานอลมาก อย่างไรก็ตามยีสต์ส่วนน้อยสามารถหมักเพนโทส เช่นไซโลสและไซลูโลสให้เป็นเอทานอล ซึ่งยีสต์ที่ใช้น้ำตาลดังกล่าวได้เช่น *Pachysolen tannophilus*, *Candida shehatae*, *P. stipitis*, เป็นยีสต์ที่สามารถใช้ไซโลสในการผลิตเอทานอล นอกเหนือจากนี้แล้วยังมี *Brettanomyces clavispor*, *Schizosaccharomyces* sp. เป็นต้น เชื้อยีสต์ที่สามารถเจริญเติบโตในไซโลสได้ดีคือ *Candida* sp. ในขณะที่ *Saccharomyces* sp. และ *Schizosaccharomyces* sp. เจริญได้เพียงเล็กน้อย (Prashant *et al.*, 1993) การหมักไซโลสโดย *Candida* sp. จะได้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นไซลิตอลและผลิตภัณฑ์ที่สำคัญคือเอทานอล (Prashant *et al.*, 1993)

เนื่องจากยีสต์บางชนิดไม่สามารถใช้ไซโลสได้โดยตรงแต่จะสามารถใช้ไซลูโลส ซึ่งเป็นไอโซเมอร์กับไซโลส ในการเจริญของเชื้อยีสต์ที่ไม่สามารถใช้ไซโลสได้โดยตรงนั้นต้องมีการใช้เอ็นไซม์ไซโลสไอโซเมอเรส (xylose isomerase) ช่วยในการเปลี่ยนไซโลสให้เป็นไซลูโลส จากนั้นจึงสามารถนำน้ำตาลเข้าสู่เซลล์ เชื้อยีสต์ที่สามารถหมักไซลูโลสได้คือ *S.cerevisiae*, *S. pombe* (Prashant *et al.*, 1993)

### (3) น้ำตาลไคแซคคาไรด์

ซูโครสเป็นโอลิโกแซ็กคาไรด์ชนิดหนึ่งที่สามารถถูกหมักโดยเชื้อยีสต์ ซึ่งซูโครสเป็นไคแซ็กคาไรด์ที่พบได้ในพืชและผัก เป็นองค์ประกอบที่มีความสำคัญในบิทและกากน้ำตาลอ้อย ในการหมักซูโครสจะมีเอ็นไซม์อินเวอร์เทส (invertase) เป็นตัวไฮโดรไลซ์ซูโครสให้เป็นกลูโคสและฟรุกโตส จากนั้นยีสต์จึงสามารถนำน้ำตาลที่ได้ใช้ในการหมักเป็นเอทานอล Kiransree และคณะ (2000) ใช้ *S.cerevisiae* SV<sub>1</sub> และ *S. cerevisiae* SV<sub>2</sub> มาผลิตเอทานอลจากซูโครส 150 กรัม/ลิตร ที่อุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียส พบว่า *S. cerevisiae* SV<sub>1</sub> และ *S. cerevisiae* SV<sub>2</sub> สามารถผลิตเอทานอลได้ 52 และ 64 กรัม/ลิตร ตามลำดับ

แลคโตสเป็นไคแซ็กคาไรด์ที่นิยมใช้เป็นสับสเตรทในกระบวนการหมักในสมัยก่อนเพื่อแก้ปัญหาการเจริญเร็วเกินไปของยีสต์จึงมีการใช้แลคโตสในรูปแบบริสโทหรือหางนมแทนก็ได้ แต่ในปัจจุบันไม่นิยมใช้แลคโตสเป็นสับสเตรท เนื่องจากสามารถใช้แก้ปัญหาการเจริญเร็วเกินไปของยีสต์ได้ โดยใช้ระบบการหมักแบบต่อเนื่องหรือ fed-batch อย่างไรก็ตามในปัจจุบันยังมีการใช้หางนม (whey) ซึ่งมีแลคโตสเป็นส่วนประกอบในการผลิต single cell protein (SCP) (สมใจ ศิริโชค, 2544) ซึ่งจะเห็นได้ว่าคาร์บอนเป็นธาตุที่มีความสำคัญมากในการสร้างพลังงานและเซลล์ โดยทั่วไปยีสต์ที่เจริญในสภาวะที่ไม่มีอากาศจะใช้แหล่งคาร์บอนประมาณร้อยละ 10 ในการสร้างเซลล์ ส่วนยีสต์ที่เจริญในสภาวะที่มีอากาศจะใช้แหล่งคาร์บอนประมาณร้อยละ 50-55 ในการสร้างเซลล์ กระบวนการหมักโดยทั่วไปนิยมใช้คาร์โบไฮเดรตเป็นแหล่งคาร์บอนในสภาพที่มีอากาศพอประมาณ (facultative anaerobic condition)

นอกจากชนิดของน้ำตาลที่กล่าวในข้างต้นแล้วสามารถใช้คาร์โบไฮเดรตชนิดอื่นที่นิยมใช้กันอย่างกว้างขวางได้แก่ แป้งข้าวโพด แป้งจากธัญพืชชนิดต่างๆ แป้งมันฝรั่งและแป้งมันสำปะหลัง หรืออาจใช้เมล็ดข้าวโพดหรือเมล็ดธัญพืชที่บดเป็นชิ้นเล็กๆหรืออาจไฮโดรไลซ์ด้วยกรดเกลือหรือเอ็นไซม์เพื่อให้ได้กลูโคสในรูปแบบไซรัป นอกจากนี้ยังมีสารอื่นๆที่ใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในอุตสาหกรรมหมักอีกเช่น เมล็ดข้าวมอลต์ ซึ่งนิยมใช้เป็นสับสเตรทหลักในการผลิตเบียร์ โดยใช้ในรูปแบบของมอลต์ที่ได้จากเมล็ดข้าวมอลต์ ในระหว่างเมล็ดข้าวบาร์เลย์กำลังงอกโดยจะมีการสร้างเอ็นไซม์อะไมเลสออกมา ทำให้แป้งบางส่วนถูกย่อยสลายกลายเป็นน้ำตาล (สมใจ ศิริโชค,

2544) ซึ่งน้ำตาลที่ได้จากข้าวมอลต์ ส่วนใหญ่เป็นมอลโตส ซึ่งความสามารถในการหมักมอลโตสของ baker's yeast และ brewer's yeast จะหมักได้เร็วกว่าหมักกลูโคส

### 2.1.5.2 แหล่งไนโตรเจน

เซลล์ยีสต์จะมีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบประมาณร้อยละ 8-10 ของน้ำหนักเซลล์แห้ง โดยทั่วไปยีสต์สามารถใช้ไนโตรเจนได้ทั้งในรูปของของสารอินทรีย์ ได้แก่ กรดอะมิโน และโปรตีนชนิดต่างๆ (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2544) ความหลากหลายของสารประกอบอินทรีย์ในไนโตรเจน เช่นกรดอะมิโนที่มีอยู่ในยีสต์สกัด (yeast extract) ซึ่งประกอบไปด้วยไนโตรเจนรวม (total nitrogen; TN) ร้อยละ 9.8 และ amino nitrogen (AN) ร้อยละ 5.1 (Research International Crop., 2004) นอกจากนี้เปปไทด์พิวรีน ไพริมิดีน และเอมีน เป็นสารที่ใช้เตรียมขึ้นตามความต้องการสารอาหารในไนโตรเจนของเซลล์ยีสต์ อาหารที่ใช้ในอุตสาหกรรมการหมัก เช่นข้าวมอลต์ที่ต้มแล้ว สารผสมของกรดอะมิโนจะถูกย่อยสลายตามลำดับโดยยีสต์ สำหรับอาหารเลี้ยงเชื้อที่ใช้ในระดับห้องปฏิบัติการบางตัวได้แก่ กรดอะมิโนผสม มักเตรียมไว้เพื่อการเพาะเลี้ยงเชื้อยีสต์และอาจจะเตรียมอยู่ในรูปของโปรตีนได้ เช่น เคซีน อย่างไรก็ตามการเติมไกลซีน ฮิสติดีน โพรลีน และซีรีโอนีนอย่างใดอย่างหนึ่งนั้นซึ่งไม่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของ *S. cerevisiae* ยีสต์บางสายพันธุ์ที่ไม่ใช่ *Saccharomyces* sp. นั้นสามารถใช้ประโยชน์จากกรดอะมิโนและเปปไทด์มวลขนาดเล็กได้ ทำให้เกิดการผลิตเอนไซม์โปรตีเอส (protease) ภายในเซลล์ออกมา ส่วนแหล่งไนโตรเจนจากสารที่เป็นสารอนินทรีย์ได้แก่ แอมโมเนีย ไนเตรทแอมโมเนีย อาจใช้ในรูปของแก๊สหรือสารละลาย แอมโมเนียความเข้มข้นร้อยละ 25 การใช้แอมโมเนียเป็นแหล่งไนโตรเจนจะต้องระมัดระวังในเรื่องการเก็บรักษา เนื่องจากแอมโมเนียระเหยง่ายจึงต้องเก็บในภาชนะบรรจุที่ป้องกันการระเหยและทนต่อการกัดกร่อนได้ (สมใจ ศิริโชค, 2544) นอกจากนี้ยังมีเกลือแอมโมเนียมที่นิยมนำมาใช้อย่างมาก เกลือแอมโมเนียมซัลเฟตเป็นแหล่งอาหารที่นิยมนำมาใช้ในการเพาะเลี้ยงเชื้อยีสต์ตั้งแต่พบว่าเป็นแหล่งอาหารซัลเฟอร์ที่ย่อยสลายได้และมีราคาถูก ยีสต์บางสายพันธุ์สามารถใช้แอมโมเนียมซัลเฟตเป็นแหล่งไนโตรเจนได้ แต่สามารถนำมาใช้ประโยชน์ได้น้อยเพราะความเข้มข้นของไนโตรเจน เป็นพิษความสามารถในการย่อยสลายเกลือไนเตรทถูกใช้เป็นเครื่องมือแยกแยะระหว่างสายพันธุ์ยีสต์ได้ ในทำนองเดียวกันเมื่อพิจารณาถึงการใ้ยูเรียเป็นแหล่งไนโตรเจนพบว่าเชื้อยีสต์ชนิด *Basidiomycetous* sp. ส่วนใหญ่จะมีการสร้างเอนไซม์ยูรีเอส (urease) และเชื้อยีสต์ชนิด *Ascomycetous* sp. จะอยู่ในพวกที่ไม่สร้างเอนไซม์ ยูรีเอส เชื้อยีสต์ *Saccharomyces* sp. จะใ้ยูเรียได้เท่ากับแอมโมเนียมซัลเฟตในสภาวะที่มีไบโอตินจึงนิยมใ้ยูเรียเป็นแหล่งไนโตรเจนในกรณีที่ใช้กากน้ำตาลอ้อยเป็นแหล่งคาร์บอนเพราะกากน้ำตาลอ้อยมีไบโอตินสูง สำหรับไนไทร์ดและไนเตรทเชื้อ *S. cerevisiae* ไม่สามารถใช้เป็นแหล่งไนโตรเจนได้

### 2.1.5.3 แหล่งฟอสฟอรัส

ฟอสฟอรัสจัดอยู่ในรูปกรดนิวคลีอิก ฟอสโฟลิปิดและฟอสเฟต ปกติฟอสฟอรัสที่ให้แก่เซลล์ยีสต์จะอยู่ในรูปฟอสเฟตเช่น ไดแอมโมเนียมไฮโดรเจนฟอสเฟต โพแทสเซียมไฮโดรเจนฟอสเฟต เนื่องจากฟอสเฟตเป็นธาตุที่จำเป็นต่อกระบวนการหมักเอทานอล ยีสต์ใช้ฟอสเฟตในกระบวนการสร้างพลังงานในรูป ATP สังเคราะห์นิวคลีโอโปรตีน และสารอื่นๆภายในเซลล์ การแตกตัวของฟอสเฟตจะทำให้เกิดสภาพบัฟเฟอร์ (buffer) ช่วยรักษาค่าพีเอชในถังที่กรณีที่เซลล์ของยีสต์ขาดฟอสเฟตเซลล์จะอ่อนแอ ฉะนั้นฟอสฟอรัสจึงจำเป็นสำหรับเซลล์ยีสต์ทุกตัว การแลกเปลี่ยนประจุของไฮโทพลาสต์ของเซลล์ยีสต์เกิดขึ้นในระหว่างการรับเกลืออนินทรีย์ซัลเฟตและฟอสเฟตในสารประกอบอินทรีย์เข้ามา เกลือฟอสเฟตประกอบอยู่ในเซลล์ยีสต์จะมีอยู่ประมาณร้อยละ 3-5 ของน้ำหนักเซลล์แห้งซึ่ง โดยส่วนใหญ่แล้วจะอยู่ในรูปของออร์โทฟอสเฟต (orthophosphate) ฉะนั้นออร์โทฟอสเฟต ( $H_2PO_4$ ) และสารละลายฟอสเฟตอนินทรีย์จึงเป็นแหล่งฟอสเฟตที่สำคัญในอาหารเลี้ยงเชื้อยีสต์

### 2.1.5.4 แหล่งซัลเฟอร์

ความต้องการซัลเฟอร์ของยีสต์โดยส่วนใหญ่ใช้สำหรับการสังเคราะห์ทางชีวภาพของกรดอะมิโนที่มีองค์ประกอบเป็นซัลเฟอร์ โดยทั่วไปเซลล์ยีสต์มีซัลเฟอร์เป็นองค์ประกอบประมาณร้อยละ 0.4 ของน้ำหนักเซลล์แห้ง (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2544) กรดอะมิโนเมไธโอนีน (methionine) เป็นแหล่งซัลเฟอร์ที่ยีสต์สามารถใช้ได้ดี นอกจากนี้ยีสต์ยังสามารถใช้เกลือซัลเฟตได้ โดยวิธีทั่วไปเป็นเมไธโอนีนเซลล์ในรูปแอมโมเนียมซัลเฟตที่มีราคาถูกและมีอนุมูลแอมโมเนียมที่ยีสต์สามารถใช้เป็นแหล่งไนโตรเจน โดยปกติในอุตสาหกรรมมักจะเติมซัลเฟอร์ได้ด้วย (Rose and Harison, 1975)

### 2.1.5.5 แหล่งแร่ธาตุที่จำเป็น

แร่ธาตุที่มีความจำเป็นต่อการเจริญของเซลล์ยีสต์เช่น แมกนีเซียม ซึ่งเป็นแร่ธาตุที่จำเป็นต่อการเจริญและกระบวนการหมักแอลกอฮอล์ โดยอนุมูลของแมกนีเซียมเป็นโคแฟกเตอร์ของเอนไซม์หลายชนิดในวิถีไกลโคไลซิส (glycolysis) สำหรับธาตุแคลเซียมนั้นอนุมูลของมันมีผลต่อการเจริญของเชื้อยีสต์และกระบวนการหมักเอทานอลเช่นกัน แต่ที่ความเข้มข้นของน้ำตาลต่ำถึงแม้จะมีอนุมูลของแมกนีเซียมและแคลเซียมต่ำก็ไม่มีผลต่ออัตราการหมักเอทานอล นอกจากธาตุที่กล่าวมาข้างต้นยังมีธาตุชนิดอื่นที่มีความสำคัญแต่ยีสต์ต้องการธาตุเหล่านี้ในปริมาณที่ไม่มากนัก เช่น เหล็ก ทองแดง นิกเกิล สังกะสี เป็นต้น (Rose and Harrison, 1975)

### 2.1.5.6 อุณหภูมิ

*S. cerevisiae* เป็นสายพันธุ์ที่ชอบอุณหภูมิปานกลาง (mesophilic strain) มีอัตรา

การเจริญสูงสุดที่อุณหภูมิไม่สูงมาก การเติบโตจะหยุดลงที่อุณหภูมิ 0 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิที่ต่ำสุดที่สามารถเติบโตได้ดี คือ 5-10 องศาเซลเซียส ความทนต่ออุณหภูมิสูงจะมากขึ้นเมื่อเชื้อเติบโตในอาหารที่มีความสมบูรณ์ สำหรับอุณหภูมิที่เหมาะสมต่อการหมักจะสูงกว่าการเติบโตประมาณ 5-10 องศาเซลเซียส (Rose and Harrison, 1975) ภายใต้สภาวะการหมักภายในถังหมักจะมีอุณหภูมิสูงขึ้นซึ่งเกิดจากการคายพลังงานซึ่งจะมากหรือน้อยขึ้นกับชนิดของสับสเตรท ดังนั้นในอุตสาหกรรมจึงต้องมีระบบหล่อเย็นเพื่อลดอุณหภูมิในถังหมัก (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2544)

### 2.1.5.7 พีเอช (pH)

พีเอชที่ *S. cerevisiae* สามารถเติบโตได้มีค่า 2.4-8.6 โดยมีค่าพีเอชที่เหมาะสมเท่ากับ 4.5 สำหรับการหมักเอทานอลจากน้ำตาลประสิทธิภาพจะไม่เปลี่ยนแปลงในช่วงพีเอช 3.5-6.0 และพบว่า การหมักเอทานอลจากซูโครสจะมีความไวต่อการเปลี่ยนค่าพีเอชมากกว่าการใช้กลูโคส เนื่องจากเอนไซม์อินเวอร์เทส (Invertase) ความสามารถในการหมักเอทานอลของเชื้อลดลงเมื่อมีค่าพีเอชต่ำมากๆ นอกจากการหมักเอทานอลที่ค่าพีเอชเป็นกรดหรือประมาณ 4.5 จะส่งเสริมการหมักแล้วยังช่วยลดการปนเปื้อนของเชื้อแบคทีเรียที่อาจปนมาจากสารอาหารด้วยเพราะเชื้อแบคทีเรียส่วนมากสามารถเติบโตได้ดีที่ค่าพีเอชเป็นกลาง (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2544) และค่าพีเอชดังกล่าวยังเหมาะสมที่สุดสำหรับการหมักไซโลสด้วยเชื้อยีสต์ *C. shehatae* ในการหมักแบบกะ (Thomas, 2000) สำหรับเชื้อยีสต์ *P. tannophilus* จะอยู่ที่ระหว่าง 2.5-5.0 (Silingar *et al.*, 1982)

### 2.1.5.8 ออกซิเจน

ออกซิเจนทำหน้าที่เป็นตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้ายในห่วงโซ่การหายใจ (respiratory chain) นอกจากนี้ยังทำหน้าที่เป็นปัจจัยเสริมการเติบโต (growth factor) ของเชื้อยีสต์ ซึ่งเกี่ยวข้องกับกระบวนการสังเคราะห์กรดไขมันไม่อิ่มตัวเช่นกรดโอเลอิกและกรดไลโนเลอิกทำให้ยีสต์มีความทนต่อเอทานอลได้มากขึ้น โดยส่งเสริมให้เกิดการขนถ่ายเอทานอลออกจากเซลล์นั้นคือถ้ามีกรดไขมันไม่อิ่มตัวในผนังเซลล์มากจะทำให้เกิดการขนถ่ายเอทานอลออกจากเซลล์มากในที่สุดความเข้มข้นของเอทานอลในเซลล์จึงลดลง สำหรับในสภาวะที่ขาดออกซิเจนยีสต์จะไม่สามารถสังเคราะห์กรดไขมันไม่อิ่มตัวได้ จึงต้องมีการเติมลงไปให้ยีสต์สามารถอยู่รอดได้ (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2544)

ในขั้นตอนการเตรียมหัวเชื้อออกซิเจนมีความสำคัญมากเนื่องจากยีสต์มีการเติบโตสูงในสภาวะที่มีออกซิเจนมากแต่มีผลให้การหมักเอทานอลลดลง ออกซิเจนส่งเสริม pasteur effect ที่ทำให้การออกซิเดชันกลูโคสเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์และมีการสร้างคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำจากวิถี TCA (tricarboxylic acid cycle) และห่วงโซ่การหายใจ อย่างไรก็ตามการหายใจของยีสต์ก็ยังถูกควบคุมด้วยความเข้มข้นของคาร์โบไฮเดรตในอาหารเลี้ยงเชื้อซึ่งทำให้ยีสต์ยังคงมีการหมัก



เอทานอลถึงแม้จะมีการเติมอากาศ เรียกปรากฏการณ์นี้ได้หลายอย่างคือ reverse- pasteur effect หรือ counter-pasteur effect หรือ crabtree effect ซึ่งเกิดเป็นรูปแบบหนึ่งของปรากฏการณ์ที่เรียกว่า glucose effect ในปัจจุบันอธิบายว่าเป็น catabolite repression โดยเกิดเมื่ออาหารเลี้ยงเชื้อมีความเข้มข้นของคาร์โบไฮเดรตสูงในระดับหนึ่งคือ กลูโคสและซูโครสที่ความเข้มข้นสูงกว่าร้อยละ 0.02-0.1 โดยน้ำหนัก พบว่าที่ความเข้มข้นของน้ำตาลระดับดังกล่าวการหายใจจะถูกยับยั้งอย่างรุนแรงถึงแม้จะมีการให้อากาศเต็มที่ การหายใจก็เกิดเพียงร้อยละ 5-10 ของสภาวะที่มีกลูโคสต่ำกว่าร้อยละ 0.02 โดยน้ำหนัก (สาวิตรี ลุ่มทอง, 2536)

#### 2.1.5.9 คาร์บอนไดออกไซด์

คาร์บอนไดออกไซด์มีผลยับยั้งการยับยั้งการเติบโตของยีสต์ทั้งในสภาวะที่มีและไม่มี ออกซิเจน ที่ความดันบรรยากาศหากปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์สูงจะเกิดการยับยั้งการเติบโตและการหมักอย่างรุนแรงมีการอธิบายว่าคาร์บอนไดออกไซด์มีผลยับยั้งการเกิดดีคาร์บอกซิเลชัน นอกจากนี้ยังพบว่าคาร์บอนไดออกไซด์มีผลต่อเยื่อหุ้มเซลล์ทำให้ความสามารถในการขนถ่ายสารเปลี่ยนแปลงไป (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2545)

#### 2.1.5.10 ความเข้มข้นของน้ำตาล

ภายใต้สภาวะการหมักที่มีความเข้มข้นของน้ำตาลสูงสามารถลดการปนเปื้อนจากเชื้ออื่นได้ดี แต่ที่ความเข้มข้นของน้ำตาลที่สูงมีผลยับยั้งการเติบโตและการหมักเอทานอล การยับยั้งส่วนหนึ่งเกิดจากแรงดันออสโมซิสทำให้เซลล์ยีสต์เกิดพลาสโมไลซิสเมื่ออยู่ในอาหารที่มีความเข้มข้นของน้ำตาลมากกว่าร้อยละ 14 โดยน้ำหนัก สำหรับความเข้มข้นของน้ำตาลที่ยับยั้งการหมักเป็นลักษณะประจำสายพันธุ์ ถ้าความเข้มข้นของน้ำตาลมากกว่าร้อยละ 14 โดยน้ำหนักอัตราการหมักเริ่มต้นจะลดลง แต่ผลการยับยั้งเนื่องจากน้ำตาลความเข้มข้นสูงจะน้อยกว่าเอทานอล และผลการยับยั้งของน้ำตาลและเอทานอลที่มีความเข้มข้นสูงเป็นปัจจัยร่วมที่ส่งเสริมให้เกิดการยับยั้งมากขึ้น (สาวิตรี ลุ่มทอง, 2536)

Thatipamala และคณะ (1992) ศึกษาผลของความเข้มข้นของสับสเตรทต่อผลการผลิตเอทานอลในกระบวนการหมักเอทานอลแบบเบ็ดเสร็จด้วยเชื้อ *S. cerevisiae* พบว่าการเพิ่มความเข้มข้นของสับสเตรทเริ่มต้นในการหมักจาก 150 กรัม/ลิตร เป็น 280 กรัม/ลิตรทำให้ผลได้ของเอทานอลจากสับสเตรทลดลงจาก 0.45 กรัมเอทานอล/กรัมสับสเตรท เหลือ 0.30 กรัมเอทานอล/กรัมสับสเตรท

#### 2.1.5.11 ความเข้มข้นของเอทานอล

การเติบโตและการหมักเอทานอลของเชื้อยีสต์จะถูกยับยั้งด้วยเอทานอลร้อยละ 1-2

โดยน้ำหนัก มีผลทำให้การเติบโตลดลง และการเติบโตจะหยุดเมื่อมีเอทานอลร้อยละ 4.7-7.8 โดยน้ำหนัก แต่ยังคงสามารถหมักต่อได้จนถึงร้อยละ 14 โดยน้ำหนัก การที่ยีสต์ไม่สามารถเติบโตได้เป็นผลให้อัตราการผลิตเอทานอลลดลงด้วย เนื่องจากเอทานอลมีผลต่อเอนไซม์และสรีรวิทยาของเซลล์ (สาวิตรี ลิมทอง, 2536) การยับยั้งการเติบโตและการหมักโดยเอทานอลที่เกิดขึ้นอาจเป็นผลกระทบที่เกิดกับเอนไซม์แอลกอฮอล์ดีไฮโดรจีเนส (alcohol dehydrogenase) และเฮกโซไคเนส (hexokinase) ซึ่งเป็นเอนไซม์ในวิถี glycolysis สำหรับผลต่อสรีรวิทยาของเซลล์มีการตั้งสมมติฐานว่าเอทานอลมีผลทำให้เยื่อหุ้มเซลล์เสียหายและมีคุณสมบัติเปลี่ยนแปลงไป (Rose and Harrison, 1975)

#### 2.1.5.12 ความเข้มข้นของเซลล์ยีสต์

Nishizawa และคณะ (1983) ศึกษาการหมักเอทานอลอย่างต่อเนื่องโดยการควบคุมความหนาแน่นของเซลล์ให้คงที่ที่ 85 กรัม/ลิตร ด้วย hollow fibers พบว่ามีผลให้อัตราการผลิตเอทานอลสูงสุด 27 กรัม/ลิตร-ชั่วโมง Lee และ Change (1997) ศึกษาการหมักเอทานอลในถังหมักที่มีระบบหมุนเวียนเซลล์ (cell recycle) ทำให้ความหนาแน่นของเซลล์ยีสต์มากกว่า 40 กรัม/ลิตร ซึ่งที่ความหนาแน่นสูงจะเกิดการยับยั้งการเติบโตและการผลิตเอทานอล การยับยั้งนี้เป็นอัตราส่วนโดยตรงกับความเข้มข้นของเซลล์ที่เพิ่มขึ้น ซึ่งความเข้มข้นของเซลล์ยีสต์สูงสุดที่ทำให้ยีสต์หยุดการเติบโตและหยุดการหมักมีค่า 225 และ 640 กรัม/ลิตร ตามลำดับ อย่างไรก็ตามสภาวะที่ความหนาแน่นของเซลล์สูงส่งผลให้อัตราการหมักเอทานอลสูงขึ้น แต่ที่ความหนาแน่นของเซลล์สูงจึงต้องมีการปลดปล่อยความร้อนและคาร์บอนไดออกไซด์รวมถึงความต้องการอากาศและสารอาหารปริมาณมากขึ้น ดังนั้นในกระบวนการที่ใช้ความหนาแน่นของเซลล์สูงจึงต้องคำนึงถึงการถ่ายเทพลังงานและมวลสารมากเป็นพิเศษ

รุ่งโรจน์ เทพสุธรรม และคณะ (2545) ศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำอ้วคลมเสื่อมคุณภาพโดยวิธีการหมักแบบกึ่งไร้อากาศซึ่งใช้ถังหมักขนาด 150 ลิตร โดยอาศัยกระบวนการหมักแบบไม่ต่อเนื่องใช้น้ำอ้วคลมเสื่อมคุณภาพ 2 ประเภท คือน้ำอ้วคลมเสื่อมคุณภาพประเภทน้ำดำและน้ำอ้วคลมเสื่อมคุณภาพประเภทแตงสีและกลีน การทดลองในห้องปฏิบัติการโดยมีการใช้ *S. cerevisiae* ร่วมกับสารอาหาร (ไดแอมโมเนียมฟอสเฟต) และสารปรับสภาพ (โซเดียมไบคาร์บอเนต) ผลการศึกษาพบว่าการใช้ *S. cerevisiae* ร่วมกับการใช้สารอาหารและสารปรับสภาพในอัตราส่วน 1:1:1 สามารถย่อยสลายน้ำอ้วคลมเสื่อมคุณภาพได้ดี ในช่วงพีเอช 2.3-3.2 วิธีการเดิมยีสต์สามารถเติมในลักษณะของยีสต์ผงโดยไม่ต้องละลายน้ำ ปริมาณยีสต์มีผลต่อประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำอ้วคลมเสื่อมคุณภาพ ปริมาณยีสต์ที่สามารถบำบัดน้ำอ้วคลมเสื่อมคุณภาพได้ดีที่สุด คือ 0.5 กรัม/น้ำหนักแห้งต่อปริมาณน้ำอ้วคลมเสื่อมคุณภาพ 1 ลิตร หรือเท่ากับ 0.5:1 กรัม/ลิตร การทดสอบ

ประสิทธิภาพของถังหมักแบบกึ่งไร้อากาศ พบว่าระดับความลึกของน้ำมีผลต่อประสิทธิภาพของการบำบัดน้ำอัตรลมเสื่อมคุณภาพระดับที่สามารถบำบัดน้ำอัตรลมเสื่อมคุณภาพได้ดีที่สุดที่ระดับ 80 เซนติเมตร จากคือน้ำ สามารถบำบัดชีโอดีของน้ำอัตรลมเสื่อมคุณภาพประเภทน้ำดำจาก 144,670 มิลลิกรัม/ลิตร ลดลงเหลือ 49,330 มิลลิกรัม/ลิตร โดยมีประสิทธิภาพต่ำกว่าการทดสอบในห้องปฏิบัติการร้อยละ 8.67 ประเภทน้ำอัตรลมแต่งสีและกลิ่นจาก 148,670 มิลลิกรัม/ลิตร ลงเหลือ 44,670 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งมีประสิทธิภาพสูงกว่าการทดสอบในห้องปฏิบัติการร้อยละ 9.39

### 2.1.6 ประโยชน์ของเอทานอล

แอลกอฮอล์ที่นำไปผสมน้ำมัน (fuel alcohol หรือ denatured alcohol) หรือที่เรียกว่าเอทานอลนั้นเป็นแอลกอฮอล์ที่มีความบริสุทธิ์ร้อยละ 95 และ 99.5 -99.6 โดยปริมาตร สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิง 3 รูปแบบดังนี้

แบบที่ 1 เอทานอลร้อยละ 95 (hydrated ethanol 95) ใช้เป็นเชื้อเพลิงโดยตรงทดแทนน้ำมันเบนซินและน้ำมันดีเซลใช้ได้กับเครื่องยนต์ที่มีอัตราส่วนการอัดสูงสำหรับในเครื่องยนต์ดีเซลสามารถใช้เอทานอลบริสุทธิ์ร้อยละ 95 ผสมในน้ำมันดีเซลเรียกว่าดีโซฮอล (diesohol) ในอัตราส่วนร้อยละ 15 และเพิ่มสารปรับปรุงคุณสมบัติบางตัวในปริมาณร้อยละ 1-2

แบบที่ 2 เอทานอลบริสุทธิ์ร้อยละ 99.5 โดยปริมาตรผสมในน้ำมันเบนซินซึ่งจะเรียกว่า แก๊สโซฮอล (gasohol) โดยทั่วไปใช้ผสมกับน้ำมันเบนซินอัตราส่วนร้อยละ 10 ในลักษณะของสารเติมแต่งเพื่อปรับปรุงค่าออกเทนของน้ำมันเบนซิน ซึ่งสามารถนำมาใช้งานกับเครื่องยนต์โดยทั่วไป ไม่ต้องดัดแปลงเครื่องยนต์แต่อย่าง

แบบที่ 3 เป็นสารเคมีเพิ่มออกเทน (octane) แก่เครื่องยนต์ โดยการเปลี่ยนรูปเอทานอลมาเป็นสาร ETBE (ethyl tertiary butyl ether) สามารถใช้ทดแทนสาร MTBE (methyl tertiary butyl ether) ซึ่ง MTBE เป็นสารเติมแต่งในน้ำมันเบนซินที่หลายประเทศประกาศห้ามใช้เนื่องจากก่อให้เกิดมลภาวะในอากาศที่สูงกว่าสารเติมแต่งอื่นๆ

## 2.2 การผลิตแก๊สชีวภาพ

แก๊สชีวภาพเกิดขึ้นจากกระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไร้ออกซิเจน โดยที่แก๊สชีวภาพจะมีแก๊สมีเทน ( $\text{CH}_4$ ) เป็นองค์ประกอบหลักอยู่ประมาณร้อยละ 50-80 นอกนั้นเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ( $\text{CO}_2$ ) และมีแก๊ส  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2$  ปริมาณเล็กน้อย ดังนั้นจึงสามารถนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทนได้ ปัจจุบันสารอินทรีย์ที่นิยมนำมาผ่านกระบวนการนี้แล้วให้แก๊สชีวภาพคือน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรม เช่น โรงงานแปรงมันสำปะหลัง โรงงานเบียร์ โรงงานผลไม้กระป๋อง เป็นต้น รวมทั้งน้ำเสียจากฟาร์มเลี้ยงสัตว์ จากกระบวนการดังกล่าวทำให้ค่าชีโอดีลดลงมากกว่าร้อยละ

80 และได้แก๊สชีวภาพ 0.3 – 0.5 ลูกบาศก์/กิโลกรัมชีโอดีที่ถูกกำจัด ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับคุณลักษณะของน้ำเสียแต่ละประเภท แก๊สมีเทนมีค่าความร้อน 39.4 เมกะจูล/ลูกบาศก์เมตร สามารถใช้ทดแทนน้ำมันเตาได้ 0.55 ลิตรซึ่งเทียบเท่าพลังงานไฟฟ้า 1.2-2.0 กิโลวัตต์ชั่วโมง (สันทัด ศิริอนันต์ไพบุลย์, 2549)

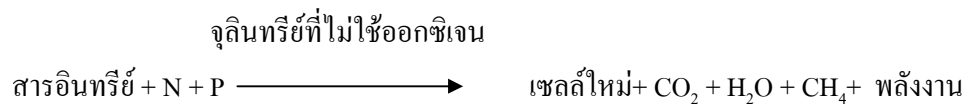
กลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจนสามารถแบ่งได้เป็น 4 ขั้นตอน ตามลำดับดังนี้ (Metcalf and Eddy, 1991)

**ขั้นตอนที่ 1** เป็นกระบวนการไฮโดรไลซิส (hydrolysis) โดยอาศัยเอนไซม์ที่ปล่อยออกมาจากเซลล์ เพื่อเปลี่ยนสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ให้เป็นสารโมเลกุลเล็ก

**ขั้นตอนที่ 2** เป็นกระบวนการสร้างกรด (acidogenesis) โดยแบคทีเรียสร้างกรด ซึ่งจะเปลี่ยนผลผลิตที่ได้จากปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสในขั้นตอนที่ 1 ไปเป็นกรดไขมันระเหยง่าย (volatile fatty acid; VFA)

**ขั้นตอนที่ 3** เป็นกระบวนการสร้างกรดอะซิติกจากกรดไขมันระเหย (acetogenesis) โดยแบคทีเรียกลุ่มอะซิโตเจนิค (acetogenic bacteria) จะเปลี่ยนกรดไขมันระเหยไปเป็นผลผลิตสำคัญในการสร้างแก๊สมีเทน ได้แก่ กรดอะซิติก กรดฟอร์มิก แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจน

**ขั้นตอนที่ 4** เป็นกระบวนการสร้างมีเทน (methanogenesis) โดยผลผลิตที่ได้จากแบคทีเรียสร้างกรดในขั้นตอนที่ 3 ถูกเปลี่ยนไปเป็นแก๊สมีเทน โดยแบคทีเรียกลุ่มสร้างมีเทน (methanogenic bacteria) ซึ่งแบ่งออกได้เป็น 2 ชนิด ชนิดแรกคือแบคทีเรียที่สร้างมีเทนจากคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน (hydrogenotrophic bacteria) โดยได้แหล่งคาร์บอนมาจากคาร์บอนไดออกไซด์และได้พลังงานจากไฮโดรเจน ชนิดที่สองคือแบคทีเรียที่สร้างมีเทนจากกรดอะซิติก (acetotrophic bacteria) ซึ่งใช้อะซิเตตเป็นตัวรับอิเล็กตรอนและใช้ไฮโดรเจนเป็นแหล่งพลังงานซึ่งสามารถเขียนให้อยู่ในรูปของสมการโดยรวมได้ ดังนี้



จากกลไกการย่อยสลายสารอินทรีย์แบบไม่ใช้ออกซิเจนทั้ง 4 ขั้นตอน สรุปได้ว่าในกระบวนการบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจนการทำงานของแบคทีเรีย 2 กลุ่ม คือกลุ่มที่สร้างกรดและกลุ่มที่สร้างมีเทน ดังนั้นจึงจำเป็นต้องรักษาภาวะแวดล้อมให้เหมาะสมต่อการทำงานร่วมกันอย่างต่อเนื่องของแบคทีเรียทั้ง 2 กลุ่ม หากการทำงานของแบคทีเรียกลุ่มหนึ่งเปลี่ยนไปก็จะมีผลต่อการทำงานของแบคทีเรียอีกกลุ่มหนึ่งและประสิทธิภาพโดยรวมของระบบได้ ตัวอย่างเช่นกรณีที่ระบบได้รับสารอาหารหรือ ปริมาณสารอินทรีย์เพิ่มขึ้นมากกว่าปกติ แบคทีเรียกลุ่มที่สร้างกรดก็จะมีอัตรา

การเจริญเติบโตสูงขึ้น มีการสร้างกรดอินทรีย์และผลผลิตต่างๆเพิ่มขึ้นก็จะส่งผลให้แบคทีเรียกลุ่มที่สร้างมีเทนซึ่งมีความสามารถในการเจริญเติบโตต่ำกว่าไม่สามารถย่อยสลายกรดอินทรีย์ที่เพิ่มขึ้นได้ทันทีจะมีปริมาณกรดอินทรีย์สะสมเพิ่มขึ้น ซึ่งถ้าระบบไม่มีกำลังบำบัดเพอร์เพียงพอค่าพีเอชของระบบที่ลดลงก็จะไปมีผลยับยั้งการเจริญเติบโตของแบคทีเรียกลุ่มที่สร้างมีเทนจนอาจทำให้ประสิทธิภาพของระบบลดลง หรือการทำงานของระบบล้มเหลวได้ในที่สุด (สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549)

## 2.2.1 สถานะแวดล้อมที่มีผลต่อประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศ

เนื่องจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศหรือระบบบำบัดน้ำเสียที่ไม่มีการเติมอากาศจะประกอบด้วยจุลินทรีย์หลายกลุ่มทำงานร่วมกัน จุลินทรีย์แต่ละกลุ่มจะมีความแตกต่างกันไปในการดำรงชีวิตและมีความต้องการสถานะแวดล้อมที่แตกต่างกันในการเจริญเติบโต การย่อยสลายสารอินทรีย์รวมทั้งการผลิตแก๊สชีวภาพ สถานะแวดล้อมต่างๆที่มีอิทธิพลต่อประสิทธิภาพการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียและประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศมีดังนี้

### 2.2.1.1 อุณหภูมิ (temperature)

อุณหภูมิมีอิทธิพลอย่างมากต่อการดำรงชีวิตของแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำเสีย โดยระดับอุณหภูมิที่แตกต่างกันในการดำรงชีวิต สามารถแบ่งเป็นกลุ่มของแบคทีเรียได้ดังนี้

- 1) psychrophilic range มีช่วงอุณหภูมิ 5-15 องศาเซลเซียส
- 2) mesophilic range มีช่วงอุณหภูมิ 35-37 องศาเซลเซียส
- 3) thermophilic range มีช่วงอุณหภูมิ 50-55 องศาเซลเซียส

โดยทั่วไปแล้วจุลินทรีย์ในกลุ่ม mesophilic bacteria จะเป็นที่นิยมใช้มากที่สุดในระบบบำบัดน้ำเสียโดยเฉพาะประเทศในแถบร้อนเช่น ประเทศไทย รวมทั้งประเทศในแถบเอเชียที่อุณหภูมิเฉลี่ยในธรรมชาติในสถานะปกติประมาณ 25-30 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ของระบบบำบัดน้ำเสียจะอยู่ในช่วง 35-37 องศาเซลเซียส ซึ่งเหมาะสำหรับแบคทีเรียในกลุ่ม mesophilic bacteria โดยไม่มีความจำเป็นในการควบคุมอุณหภูมิของถังปฏิกรณ์หรือระบบบำบัด ส่วนน้ำเสียที่มีอุณหภูมิสูงหรือต้องการควบคุมอุณหภูมิของน้ำเสียให้สูงอาจจะต้องเลือกแบคทีเรียในกลุ่ม thermophilic bacteria ที่สามารถเจริญในช่วงอุณหภูมิ 50-55 องศาเซลเซียส ทั้งนี้เพื่อต้องการเพิ่มประสิทธิภาพในการบำบัดของระบบบำบัดน้ำเสีย โดยส่วนใหญ่ประสิทธิภาพการบำบัดที่ 55 องศาเซลเซียส จะสูงขึ้น 1 เท่าตัวเมื่อเทียบกับอุณหภูมิ 37 องศาเซลเซียส (Gray, 1981)

อนึ่งการเลือกควบคุมระบบบำบัดน้ำเสียที่อุณหภูมิในช่วงใดนั้นควรพิจารณาความเหมาะสมในหลายๆด้าน ซึ่งการควบคุมอุณหภูมิของระบบบำบัดน้ำเสียในช่วงอุณหภูมิ mesophilic bacteria และ thermophilic bacteria เหมาะกับสภาพภูมิอากาศที่อยู่ในเขตร้อนเป็นส่วนใหญ่อย่างไร

ก็ตามในประเทศเขตร้อนมักจะมีปัญหาในการควบคุมอุณหภูมิของระบบบำบัดน้ำเสียเป็นอย่างมาก โดยเฉพาะในฤดูหนาวที่มีอุณหภูมิต่ำมากจึงมีความจำเป็นที่จะต้องเพิ่มอุณหภูมิของน้ำเสียที่จะเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียให้อยู่ในช่วง mesophilic bacteria และ thermophilic bacteria ซึ่งจะต้องใช้พลังงานค่อนข้างสูงและต้องเสียค่าใช้จ่ายเพิ่มขึ้น (สันทนต์ ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549)

### 2.2.1.2 พีเอช (pH)

ดังที่กล่าวแล้วว่าแบคทีเรียที่เกี่ยวข้องในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศหรือออกซิเจนอิสระมีหลายกลุ่มแต่ละกลุ่มก็มีความสำคัญมากน้อยแตกต่างกันออกไป แต่ 2 กลุ่มที่สำคัญคือกลุ่มสร้างกรด (acid forming bacteria) และกลุ่มสร้างมีเทน (methane producing bacteria) แบคทีเรียทั้ง 2 กลุ่มนี้ จะมีความต้องการสภาวะพีเอชในการเจริญเติบโตที่แตกต่างกัน กล่าวคือแบคทีเรียในกลุ่มสร้างกรดจะเจริญเติบโตได้ดีในสภาวะที่พีเอชเป็นกรด และสามารถทนได้ถึงพีเอช 4.5 ในขณะที่แบคทีเรียในกลุ่มสร้างแก๊สมีเทนจะเจริญเติบโตได้ดีในสภาวะค่อนข้างเป็นกลางไปจนถึงค่อนข้างเป็นด่าง หากพีเอชต่ำกว่า 5 จะส่งผลยับยั้งการเจริญเติบโตของ methanogenic bacteria อย่างรุนแรง ดังนั้นในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศจะต้องมีการควบคุมพีเอชให้เหมาะสมสำหรับแบคทีเรียทั้งสองกลุ่มให้เจริญเติบโตได้ดี คือพีเอชในช่วง 6.5-7.8 ถึงแม้ว่าจะไม่สามารถควบคุมจุลินทรีย์แต่ละกลุ่มให้สามารถเจริญเติบโตได้เต็มที่และแสดงประสิทธิภาพได้ร้อยละ 100 ก็ตาม แต่เป็นการทำให้จุลินทรีย์ทั้งสองกลุ่มสามารถเจริญเติบโตอยู่ได้และแสดงกิจกรรมร่วมกันในการบำบัดสารอินทรีย์เพื่อให้ได้แก๊สมีเทน หากสภาวะที่พีเอชต่ำหรือสูงกว่าช่วง 6.5-7.8 ประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียก็จะลดลง โดยที่พีเอชต่ำกว่า 6.2 ประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียจะลดลงอย่างรวดเร็ว ทั้งนี้เพราะสภาวะที่เป็นกรดจะเป็นอันตรายต่อแบคทีเรียในกลุ่มสร้างแก๊สมีเทน อย่างไรก็ตามการควบคุมให้จุลินทรีย์แต่ละกลุ่มในระบบบำบัดน้ำเสียสามารถเจริญเติบโตอยู่ได้และแสดงกิจกรรมได้เต็มที่ที่สามารถทำได้โดยการแยกจุลินทรีย์แต่ละกลุ่มออกจากกัน ตัวอย่างเช่นการพัฒนาาระบบบำบัดน้ำเสียโดยแยกถังปฏิกรณ์ออกเป็น 2 ถัง คือถังปฏิกรณ์สร้างกรดและถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน โดยการแยกแบคทีเรียทั้ง 2 กลุ่มออกจากกันจะทำให้สามารถควบคุมพีเอชในแต่ละถังให้เหมาะสมกับแบคทีเรียในแต่ละกลุ่มได้ดีและสามารถแสดงประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำเสียได้เต็มที่ (Gray, 1981)

### 2.2.1.3 สภาพด่าง (alkalinity)

สภาพด่าง คือความสามารถของจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศในการทนต่อการเปลี่ยนแปลงพีเอชของน้ำเสีย เมื่อมีปริมาณกรดในน้ำเสียเพิ่มขึ้นกล่าวคือในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศเมื่อน้ำเสียเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียหรือถังปฏิกรณ์ สารอินทรีย์ในน้ำเสียจะถูกเปลี่ยนไปเป็นกรดอินทรีย์ซึ่งจะมีผลทำให้พีเอชในน้ำเสียลดลงส่งผลต่อการเจริญเติบโตของ

จุลินทรีย์ไม่ว่าเป็นแบคทีเรียในกลุ่มที่สร้างกรดหรือแบคทีเรียในกลุ่มสร้างแก๊สมีเทน ดังนั้นค่าสภาพต่างจะมีความสำคัญอย่างมากต่อการต่อต้านการลดลงของความเป็นกรด-ด่างของน้ำเสียเมื่อปริมาณกรดอินทรีย์ในน้ำเสียสูงขึ้นค่าสภาพต่างที่เหมาะสมในน้ำเสียในถังปฏิกรณ์จะอยู่ในช่วง 1,000-3,000 มิลลิกรัม/ลิตรของแคลเซียมคาร์บอเนต (Metcalf and Eddy, 1991)

#### 2.2.1.4 กรดไขมันระเหยง่าย (volatile fatty acid)

กรดไขมันระเหยง่ายเป็นสารตั้งต้นที่สำคัญของแบคทีเรียในกลุ่มสร้างแก๊สมีเทน ในการผลิตแก๊สมีเทนที่ถูกสร้างหรือสังเคราะห์ขึ้นจากกรดอินทรีย์ได้จากกิจกรรมของแบคทีเรียกลุ่มสร้างกรด ดังนั้นอัตราการเจริญเติบโตของแบคทีเรียทั้งกลุ่มสร้างกรดและแบคทีเรียกลุ่มสร้างแก๊สมีเทนจะต้องมีความสัมพันธ์กัน ทั้งนี้เนื่องจากปริมาณกรดอินทรีย์ที่ถูกสร้างขึ้น โดยแบคทีเรียกลุ่มสร้างกรดและมีการสะสมในน้ำเสียมากขึ้น ซึ่งจะมีผลทำให้ความเป็นกรด-ด่างของน้ำเสียลดลง ส่งผลกระทบต่อการเจริญเติบโตของแบคทีเรียในกลุ่มสร้างแก๊สมีเทน แต่อย่างไรก็ตามกรดอินทรีย์ที่ได้จากกิจกรรมของแบคทีเรียกลุ่มสร้างกรดก็จะสะสมในน้ำเสียมากขึ้นจะส่งผลให้ค่าสภาพต่างลดลง ซึ่งส่งผลต่อการเจริญเติบโตของแบคทีเรียทั้งกลุ่มสร้างกรดและแบคทีเรียกลุ่มสร้างแก๊สมีเทน ด้วยทำให้อัตราการเจริญเติบโตของแบคทีเรียทั้ง 2 กลุ่มลดลงค่าความเข้มข้นของกรดอินทรีย์ระเหยได้ในระบบบำบัดน้ำเสียควรมีไม่เกิน 2,000 มิลลิกรัม/ลิตร (สันทนต์ ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549)

#### 2.2.1.5 สารอาหาร (nutrients)

สารอาหาร ที่สำคัญของแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศจะเหมือนกับจุลินทรีย์ทั่วไป ไม่ว่าจะเป็นจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจนอิสระหรือไม่ก็ตามอาหารเสริมสร้างที่มีความสำคัญคือธาตุไนโตรเจนและฟอสฟอรัส โดยมีอัตราส่วนในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนดังนี้ ซีโอดี : ไนโตรเจน : ฟอสฟอรัส = 100:1.1:0.2 หากธาตุอาหารเสริมไม่เพียงพอจะมีผลให้การเจริญเติบโตของแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำเสียไม่สมบูรณ์ นอกจากอาหารเสริมหลักที่สำคัญเหล่านี้แล้วยังมีธาตุอาหารอื่นๆอีกเช่น แคลเซียม แมกนีเซียม โคบอล และเหล็ก เป็นต้น แต่มีความต้องการในปริมาณต่ำมากซึ่งโดยทั่วไปจะมีปนเปื้อนอยู่ในน้ำเสียในปริมาณเพียงพออยู่แล้วไม่จำเป็นต้องเติมเพิ่มอีก

อัตราส่วนของอาหารเสริมสร้างที่เติมในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจะต่ำมากคือซีโอดี : ไนโตรเจน : ฟอสฟอรัส = 100:1.1:0.2 เมื่อเปรียบเทียบกับระบบบำบัดน้ำเสียแบบให้อากาศหรือออกซิเจนอิสระซึ่งเป็นดังนี้ ซีโอดี : ไนโตรเจน : ฟอสฟอรัส = 100:5:1 จึงสามารถชี้ให้เห็นได้ว่าอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์หรือแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศจะต่ำมากเมื่อเทียบกับอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์หรือแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำเสียแบบให้อากาศหรือให้ออกซิเจนอิสระ (Gray, 1981)

### 2.2.1.6 สารพิษ (toxic substances)

เนื่องจากน้ำเสียที่จะนำมาบำบัดด้วยระบบบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาไม่ว่าจะเป็นระบบบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้อากาศหรือไร้อากาศอาจจะมีสารประกอบบางชนิดปนเปื้อนอยู่ในน้ำเสียที่จะเป็นอันตรายต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์หรือแบคทีเรียที่สำคัญในระบบบำบัดน้ำเสีย โดยสารพิษต่างๆจะมีผลยับยั้งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์หรือแบคทีเรีย เช่น สารประกอบของโลหะ เช่น โซเดียม โปแทสเซียม แมกนีเซียม แคลเซียม เป็นต้น ถ้าความเข้มข้นของสารพิษสูงเกินไปก็จะเป็นอันตรายต่อจุลินทรีย์หรือแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำเสียได้ ตัวอย่างสารพิษที่พบในน้ำเสียที่มีผลต่อจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสียและประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียแสดงดัง Table 1 ซึ่งสารพิษบางชนิดอาจจะมีผลกระทบในถึงปฏิกิริยาจนมีปริมาณมากพอที่จะส่งผลต่อประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำเสียได้ หรือบางชนิดมีการปนเปื้อนในน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดในปริมาณสูงมากก็จะส่งผลต่อจุลินทรีย์หรือแบคทีเรียในระบบบำบัดน้ำเสียหรือถึงปฏิกิริยาทันทีซึ่งมีความจำเป็นต้องกำจัดออกไปเป็นระยะๆ (มันสิน ตันกุลเวศน์, 2542)

Table 1. Factors effected to the growth of microorganism in anaerobic wastewater treatment system

Toxics	Toxic concentration (mg/l)	Toxics	Toxic concentration (mg/l)
Cu	1.0	Na <sup>+</sup>	3,500.0
Zn	5.0	K <sup>+</sup>	2,500.0
Cr <sup>+6</sup>	5.0	Ca <sup>+2</sup>	2,500.0
Averylonitrite	5.0	Mg <sup>+2</sup>	1,000.0
Cyanide	1.0	Chioride	15,000.0
Total chromium	5.0	Benzene	50.0
Ni	2.0	CCl <sub>4</sub>	10.0
Cd	0.02	Ammonia	1,500.0
Pentachlorophenol	0.4	SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	500.0
Chloroform	0.1	Cr <sup>+3</sup>	2,000.0
Chloroform	0.1	S <sup>-2</sup>	100.0

ที่มา : สันตต์ ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549



## 2.2.2 รูปแบบระบบผลิตแก๊สชีวภาพ

ระบบผลิตแก๊สชีวภาพหรือระบบบำบัดน้ำเสียแบบไม่ใช้ออกซิเจนถูกนำมาใช้ในการกำจัดตะกอนส่วนเกินจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบใช้ออกซิเจน ทั้งนี้เพื่อลดปริมาณและทำให้ตะกอนคงสภาพดีขึ้น ประมาณ 37 ปีที่ผ่านมาได้มีการนำเทคโนโลยีดังกล่าวมาใช้ในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมอย่างแพร่หลายมากขึ้นด้วยเหตุผลหลักสองประการคือช่วยลดค่าใช้จ่ายในการบำบัดน้ำเสีย และสามารถช่วยลดการใช้พลังงานของโรงงาน ระบบผลิตแก๊สชีวภาพหรือระบบบำบัดน้ำเสียแบบผลิตแก๊สชีวภาพโดยไม่ใช้ออกซิเจนมีรูปแบบหลัก 4 แบบ ซึ่งได้แก่ ถึงปฏิกรณ์แบบตรึงเซลล์บนผิววัสดุตัวกลาง(anaerobic filter; AF) ระบบแอนแอโรบิคคอนแทค(anaerobic contact; AC) ระบบหมักแบบยูเอเอสบี(upflow anaerobic sludge blanket; UASB) และระบบหมักแบบฟลูอิดิซด์(anaerobic fluidized bed; AFB) หลักการระบบหมักประสิทธิภาพสูงเหล่านี้เป็นการเพิ่มปริมาณแบคทีเรียให้สูงในถังหมัก

### 2.2.2.1 ถึงปฏิกรณ์แบบตรึงเซลล์บนผิววัสดุตัวกลาง (anaerobic filter:AF)

ถึงปฏิกรณ์แบบตรึงเซลล์บนผิววัสดุตัวกลาง(AF)ภายในจะบรรจุด้วยวัสดุ(packaging media) ที่มีพื้นที่ผิวจำเพาะสูงและมีช่องว่างสูง โดยแบคทีเรียจะเกาะเป็นเมือกบนผิววัสดุ นอกจากนี้พบว่าแบคทีเรียเป็นจำนวนมากอยู่ระหว่างช่องว่าง ข้อดีของระบบหมักนี้คือสามารถรับปริมาณสารอินทรีย์ได้สูง ทนทานต่อการเปลี่ยนแปลงของน้ำเสียและง่ายต่อการควบคุมระบบ แต่อย่างไรก็ตามระบบหมักแบบนี้ก็มีข้อเสีย ได้แก่ค่าก่อสร้างระบบสูงกว่าระบบอื่นๆ ทั้งนี้เนื่องจากวัสดุที่บรรจุในถังหมักที่มีราคาสูงและมีปัญหาอุดตันในระยะยาว ดังนั้นจึงมีการประยุกต์ใช้กับปริมาณน้ำเสียไม่สูงมากนักและในการออกแบบระบบหมักแบบตัวกลางกรองนี้จะต้องเลือกใช้วัสดุที่ใช้บรรจุในถังหมัก โดยคำนึงถึงช่องว่างและพื้นที่ผิวจำเพาะสูง และใช้บรรจุเพียงร้อยละ 10-20 ของปริมาตรของถังหมัก ทั้งนี้เพื่อป้องกันปัญหาการอุดตัน แสดงดัง Figure 1

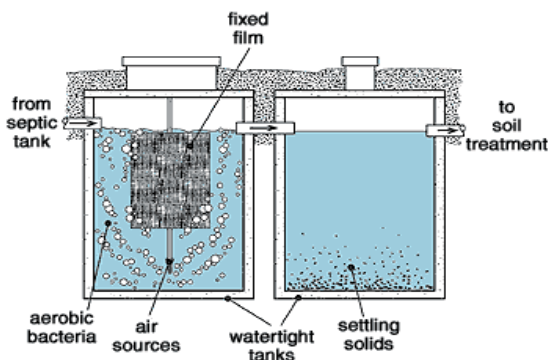


Figure 1. Anaerobic filter reactor

ที่มา : มั่นสิน ตันทุลเวศม์, 2546

### 2.2.2.2 ระบบแอนแอโรบิกคอนแทค (anaerobic contact: AC)

ระบบแอนแอโรบิกคอนแทคอาศัยหลักการนำตะกอนแบคทีเรียที่จมตัวในถังตกตะกอนย้อนกลับมาเติมในถังหมักทำให้ในถังหมักมีตะกอนแบคทีเรียสูงจึงทำให้ระบบมีประสิทธิภาพสูง ระบบหมักแบบนี้ประกอบด้วยถังหมักและถังตกตะกอน โดยภายในถังหมักจะมีการกวนผสมด้วยแก๊สชีวภาพหรือใช้ตัวกวน จากนั้นน้ำจะไหลเข้าสู่ถังตกตะกอนเพื่อให้ตะกอนแบคทีเรียจมตัวลงแล้วสูบกลับมายังถังหมัก ระบบนี้มีประสิทธิภาพสูงและค่าก่อสร้างต่ำกว่าระบบ AF แต่มีข้อเสียคือต้องการการกวนผสมต้องมีถังตกตะกอนและต้องควบคุมความเข้มข้นของแบคทีเรียให้เหมาะสม และมักมีปัญหาตะกอนแบคทีเรียจมตัวยาก เนื่องจากแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นจะยกตะกอนแบคทีเรียขึ้นมาด้วย ดังนั้นอาจจำเป็นต้องมีอุปกรณ์อื่นที่ช่วยทำให้ตะกอนแบคทีเรียนี้จมตัวดีขึ้น ระบบถังหมักนี้มักใช้กับน้ำเสียปริมาณสูงซึ่งทำให้ค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างระบบต่ำกว่ามากเมื่อเปรียบเทียบกับระบบหมัก (Figure 2)

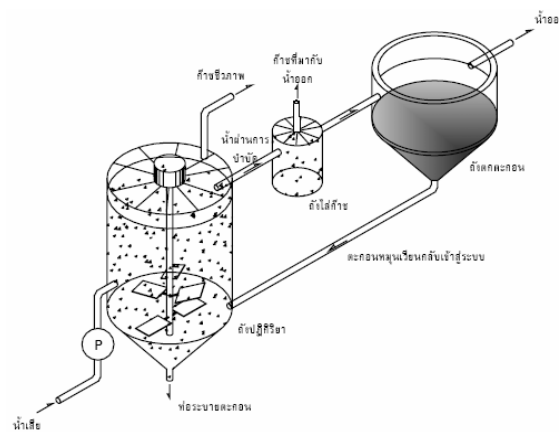


Figure 2. Anaerobic contact reactor system

ที่มา : มั่นสิน ตันกุลเวศม์, 2546

### 2.2.2.3 ระบบยูเอเอสบี (upflow anaerobic sludge blanket; UASB)

ระบบยูเอเอสบี เป็นระบบบำบัดแบบไร้อากาศที่ตะกอนจุลินทรีย์หรือแบคทีเรียแขวนลอยในถังปฏิกรณ์ (suspended growth system) ที่ได้พัฒนาขึ้นมาใหม่และสามารถใช้ได้กับน้ำเสียของโรงงานทุกประเภท การทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียแสดงดัง Figure 3 โดยอาศัยหลักการสูบน้ำเสียป้อนเข้าสู่ถังหมักหรือถังปฏิกรณ์ทางด้านล่างของถัง โดยมีการควบคุมความเร็วในการป้อนน้ำเสียในอัตราที่เหมาะสมเพื่อให้ตะกอนจุลินทรีย์ในถังหมักสามารถเกาะตัวกันแน่นเป็นเม็ด (granular biosludge) ซึ่งมีเส้นผ่าศูนย์กลางประมาณ 1-5 มิลลิเมตร มีความหนาแน่นสูงมากอยู่เป็น

ชั้นหนาทางด้านล่างของถังปฏิกรณ์ซึ่งเรียกว่า ชั้นของ granular bacteria ถัดจากชั้น granular biosludge จะเป็นชั้นของแบคทีเรียที่เป็นตะกอนเบา(flock)และถัดจากชั้นตะกอนเบาเป็นชั้นของน้ำเสียที่มีตะกอนเล็กๆกระจายอยู่ การออกแบบระบบยูเอสบีเอ็มมักจะให้รูปแบบของถังปฏิกรณ์มีลักษณะเป็นกรวยแยกตะกอน (setter) ซึ่งทำหน้าที่ให้น้ำเสียที่เป็นส่วนของน้ำใสเท่านั้นเข้ามาได้ และไหลออกมาจากถังปฏิกรณ์ ส่วนตะกอนที่แขวนลอยอยู่จะไม่สามารถหลุดออกจากถังเนื่องจากมีแผนกั้นไม่ให้ตะกอนหลุดออกมา แสดงดัง Figure 3

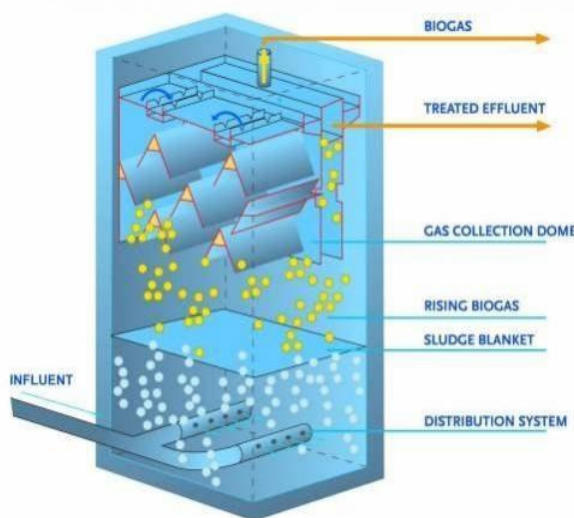


Figure 3. Up flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor

ที่มา : สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549

นอกจากหลักการเพิ่มประสิทธิภาพโดยการเพิ่มปริมาณแบคทีเรียในถังหมักแล้วยังมีวิธีการอื่นๆที่ถูกนำมาประยุกต์ได้แก่ ระบบบำบัดน้ำเสียแบบสองขั้นตอน (two-stage process) การควบคุมระบบหมักที่อุณหภูมิสูง (thermophilic operation) การใช้ระบบหมักผสม (hybrid process) และการเพิ่มปริมาณแบคทีเรียโดยการกรองเซลล์แล้วนำกลับมาใช้ในระบบ (membrane filtration)

การใช้ถังหมัก 2 ถังต่อเนื่องกันโดยถังแรกเรียกว่า ถังปฏิกรณ์สร้างกรดและถังที่สองเรียกว่า ถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน ถังปฏิกรณ์สร้างกรดมีขนาดร้อยละ 20 ของถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน พบว่าวิธีการนี้สามารถลดขนาดของถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนได้ประมาณครึ่งหนึ่ง หรือสามารถรับน้ำเสียได้สูงขึ้นอีกหนึ่งเท่าตัว ทั้งนี้เนื่องจากแบคทีเรียสร้างกรดและแบคทีเรียสร้างมีเทนความต้องการสภาวะแวดล้อมที่แตกต่างกัน ดังนั้นเมื่อแยกถังหมักเป็น 2 ถัง จึงทำให้แบคทีเรียทั้งสองกลุ่มมีประสิทธิภาพสูงขึ้น

การควบคุมถังปฏิกรณ์ที่อุณหภูมิสูง เป็นอีกวิธีหนึ่งที่สามารถเพิ่มประสิทธิภาพได้ โดยทำการควบคุมที่อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นช่วงที่แบคทีเรียอุณหภูมิสูงสามารถทำงานได้ดีที่สุด การประยุกต์ใช้หลักการนี้จะเหมาะสมเมื่อน้ำเสียมีอุณหภูมิสูงอยู่แล้วเพื่อหลีกเลี่ยงค่าใช้จ่ายการเพิ่มอุณหภูมิให้กับน้ำเสีย

การใช้ระบบหมักผสมเป็นวิธีการหนึ่งที่ถูกนำมาใช้ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพและช่วยเพิ่มเสถียรภาพของระบบหมักให้สูงขึ้น เช่นระบบหมัก AF-UASB, AF-AC, AC-UASB, AC-AF-UASB เป็นต้น การใช้ระบบหมักผสมนี้อาจรวมถึงการประยุกต์ใช้ระบบหมักสองขั้นตอนด้วย ซึ่งเป็นการนำข้อดีของแต่ละระบบรวมเข้าด้วยกัน เช่น ระบบหมัก AF-UASB จะทำให้ระบบหมักง่ายในช่วงเริ่มต้นเดินระบบ เนื่องจากตัวกลางกรองทำหน้าที่ดักตะกอนแบคทีเรียไว้ในระบบ ส่วนการทำงานระยะยาวของระบบจะขึ้นกับการเกิดของตะกอนเม็ดแบคทีเรีย (สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549)

ซึ่งการเพิ่มปริมาณแบคทีเรียโดยการกรองกล่าวได้ว่าเป็นวิธีการที่ดีที่สุดในการเพิ่มปริมาณแบคทีเรีย และยังทำให้น้ำเสียที่ผ่านถังหมักแล้วมีคุณภาพดีที่สุด แต่การกรองนี้จำเป็นต้องใช้พลังงานสูงจึงไม่นิยมนำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม

#### 2.2.2.4 ระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบไร้อากาศ (anaerobic fluidized bed: AFB)

ระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบไร้อากาศ มีหลักการที่ทำให้เม็ดวัสดุขนาดเล็กลอยตัวเป็นอิสระในถังปฏิกรณ์ โดยแบคทีเรียจะเกาะเป็นเมือกบนผิวเม็ดวัสดุ ระบบหมักแบบนี้อาจกล่าวได้ว่ามีประสิทธิภาพสูงมากแต่มีข้อเสียที่มีความยุ่งยากในการออกแบบและควบคุมดูแลและมีค่าใช้จ่ายสูงทั้งในการก่อสร้างระบบหมักและการควบคุมดูแลเนื่องจากต้องมีการหมุนเวียนอัตราน้ำไหลขึ้นที่สูงและคงที่ตลอดเวลา ดังนั้นจึงทำให้ระบบแบบนี้ไม่นิยมใช้ในอุตสาหกรรมแต่เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพสูงมากโดยแบคทีเรียจะเกาะคลุมผิวตัวกลางที่เป็นเม็ดขนาดเล็ก (เล็กกว่า 1 มิลลิเมตร) น้ำเสียจะถูกสูบเข้ากันถึงปฏิกรณ์ที่มีทรงสูงด้วยความเร็วสูงพอที่จะยกอนุภาคที่มีในตัวกลางให้ลอยอนุภาคในตัวกลางนี้จะเคลื่อนที่ไปในทุกทิศทางจึงทำให้การถ่ายเทมวลทั้งอาหารและของเสียต่างๆ สูงมาก ส่วนบนของถังมีเส้นผ่านศูนย์กลางที่เพิ่มขึ้น ดังนั้นความเร็วของน้ำจะต่ำลงจึงทำให้อนุภาคในตัวกลางที่มีแบคทีเรียเกาะอยู่ตกลงมาส่วนที่เป็นน้ำจะล้นออกจากถังและอนุภาคในตัวกลางที่เคลื่อนที่อยู่ตลอดเวลาจะเกิดการขัดสีและชนกันทำให้แบคทีเรียหลุดออกจึงควบคุมความหนาของแบคทีเรียได้ถึงแม้ว่าระบบนี้จะมีประสิทธิภาพสูงแต่ก็เป็นระบบที่ยุ่งยากในการควบคุมและมีค่าใช้จ่ายในการบำบัดสูง แสดงดัง Figure 4

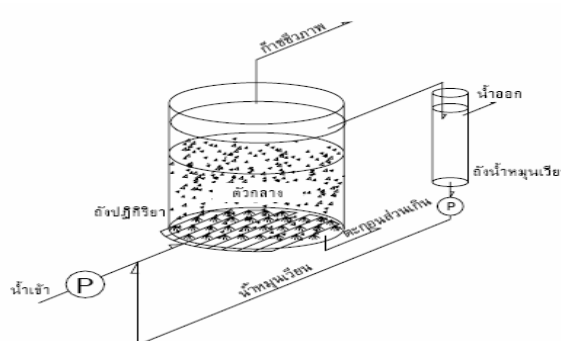


Figure 4. An anaerobic fluidized bed reactor

ที่มา : มั่นสิน ตันทุลเวศม์, 2546

ระบบผลิตแก๊สชีวภาพรูปแบบต่างๆ มีประสิทธิภาพต่างกันซึ่งสามารถเปรียบเทียบได้ดัง Table 2

Table 2. Comparison of input and output of various wastewater treatment systems

Parameters	Wastewater treatment system			
	AC	AFB	UASB	AF
Hydraulic retention time (HRT)	Low	Very low	Very low	Very low
Organic loading rate ( kgCOD/m <sup>3</sup> .d )	2-10	1-30	5-30	0.5-40
Organic removal (%)	60-90	60-90	60-90	60-90
Energy ( MJ/m <sup>3</sup> )	26	1-29	0.1	0.1
Stability	middle	high	high	high
Operation cost	high	low	low	low
Easy to operated	high	low	low	low
Cost	high	high	high	high

ที่มา : กลุ่มงานวิจัยศึกษาพลังงาน (แก๊สชีวภาพ) สำนักวิจัย ค้นคว้าพลังงาน (2547)

กิตติ วีรสรเดช (2543) ศึกษาความเป็นไปได้ในการบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำอัดลม ที่มีความเข้มข้นปานกลางและพีเอชสูง โดยระบบยูเอสบี การวิจัยได้ใช้แบบจำลองในระดับห้องปฏิบัติการขนาดปริมาตร 14.5 ลิตร โดยระบบใช้หัวเชื้อจากตะกอนบ่อเกรอะทั้ง 2 ชุด ซึ่งใช้เวลาการกักเก็บน้ำเสีย 8, 6 และ 4 ชั่วโมง ตามลำดับ อุณหภูมิตลอดการทดลองโดยเฉลี่ย 26 องศาเซลเซียส พบว่าสามารถลดค่าบีโอดี ซีโอดี และตะกอนแขวนลอยได้ร้อยละ 61.6-89.9 66.1-85.1 และ 46.8- 73.1 ตามลำดับ การบำบัดสารอินทรีย์โดยทั่วไปมีประสิทธิภาพลดลงเมื่อระยะเวลา

เก็บสั้นลง ความสามารถในการผลิตแก๊สชีวภาพของระบบมีค่าร้อยละ 33.9-192.7 ลิตร/กิโลกรัมชีโอดีที่ถูกกำจัดแก๊สมีเทนที่เป็นส่วนประกอบในแก๊สชีวภาพมีค่าร้อยละ 47.6-69.7

ปริทัศน์ จันทรลา(2545)ศึกษาการเดินระบบยูเอเอสบีเพื่อบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลไม้อบแห้ง โดยเชื้อตะกอนที่ใช้เริ่มต้นนำมาจากเลนก้นบ่อหมักของโรงงาน ซึ่งมีขนาดเม็ดตะกอน 0.06–0.42 มิลลิเมตร และค่ากิจกรรมการสร้างมีเทนจำเพาะ 0.263 กรัมชีโอดี/กรัมของแข็งแขวนลอย น้ำเสียมีค่าพีเอช 4.09-4.54 ซีโอดี 30,300-57,800 มิลลิกรัม/ลิตร และบีโอดี 26,700-51,200 มิลลิกรัม/ลิตร โดยการจำลองระบบยูเอเอสบีซึ่งมีปริมาตร 4.82 ลิตร พบว่า เมื่อป้อนน้ำเสียที่ไม่มีการเติมต่าง (ทั้งมีและไม่มี การเจือจางน้ำเสียตลอดจนมีการไล่แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการเติมอากาศในถังพักน้ำหมุนเวียนกลับ) ระบบไม่สามารถทำงานอย่างมีประสิทธิภาพแม้จะมีอัตราการรับภาระชีโอดีเชิงปริมาตรบางช่วงต่ำกว่า 1.0 กรัม/ลิตร เนื่องจากเกิดการลดลงของพีเอชในน้ำทิ้งจนต่ำกว่า 6 ทำให้ไม่มีแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้น แต่เมื่อมีการเติมต่างให้เพียงพอแม้จะมีอัตราการรับภาระสารอินทรีย์เชิงปริมาตร 7.0 กรัม/ลิตร/วัน พบว่าระบบสามารถกำจัดชีโอดีได้ไม่ต่ำกว่าร้อยละ 90 และพบว่ามีตะกอนหลุดออกไปกับน้ำทิ้งมากกว่า 5,800 มิลลิกรัมของแข็งแขวนลอย/ลิตร

ชนิษฐา หทัยสมิทธิ์ (2545) ศึกษาการบำบัดน้ำเสียที่มาจากโรงงานอุตสาหกรรมน้ำยางข้น โดยระบบยูเอเอสบีแบบ 2 ขั้นตอน ซึ่งน้ำเสียที่บำบัดมีค่าซีโอดีและซัลเฟตสูงโดยทั่วไปจะนิยมใช้ระบบบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจน เป็นการทำงานร่วมกันระหว่างแบคทีเรียสร้างกรดและแบคทีเรียสร้างมีเทน เนื่องจากแบคทีเรียสองพวกนี้เจริญเติบโตภายใต้สภาวะที่ต่างกันทำให้การควบคุมระบบบำบัดเป็นไปได้ยากจึงใช้ถังปฏิกรณ์ยูเอเอสบีขนาดทดลอง 2 ถังซึ่งประกอบด้วยถังปฏิกรณ์สร้างกรด และถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนที่มีปริมาตร 2,900 และ 4,100 มิลลิเมตร ตามลำดับ โดยการทดลองแบ่งออกเป็น 2 ขั้นตอน ขั้นตอนที่ 1 ศึกษาระยะเวลาการเก็บกักน้ำที่ 4, 6, 8 และ 18 ชั่วโมงในถังปฏิกรณ์สร้างกรดเพื่อศึกษาระยะเวลาเก็บกักที่ให้ปริมาณกรดอินทรีย์มากที่สุด และขั้นตอนที่ 2 นำน้ำเสียที่ได้จากถังปฏิกรณ์สร้างกรดที่ระยะเวลาเก็บกักน้ำที่เหมาะสมจากขั้นตอนที่ 1 มาศึกษาระยะเวลาเก็บกักน้ำของถังมีเทนเพื่อประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์สูงสุด โดยทำการแปรเปลี่ยนค่าระยะเวลาเก็บกักน้ำในถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนเป็น 24, 32 และ 56 ชั่วโมง น้ำเสียก่อนป้อนเข้าถังหมักจะควบคุมค่าซีโอดีที่ 6,000 มิลลิกรัม/ลิตร และปรับพีเอชให้อยู่ในช่วง 5.5-6.5 เพื่อให้สภาวะเหมาะสมกับพวกแบคทีเรียสร้างกรด ผลการทดลองขั้นตอนที่ 1 พบว่าระยะเวลาการเก็บกักน้ำที่ 4 และ 6 ชั่วโมง มีการผลิตกรดอินทรีย์เพิ่มขึ้น ส่วนระยะเวลาการเก็บกักน้ำที่ 8 และ 18 ชั่วโมง มีปริมาณกรดอินทรีย์ลดลง และพบว่าระยะเวลาการเก็บกักน้ำที่ 4 ชั่วโมง เป็นระยะเวลาที่ผลิตกรดอินทรีย์และกรดอะซิติกได้มากที่สุด ซึ่งการเพิ่มขึ้นของปริมาณกรดอินทรีย์และกรดอะซิติกจากน้ำขาเข้าเท่ากับร้อยละ 8.7 และ 97.92 ตามลำดับ สามารถลดค่าซีโอดีและซัลเฟตได้เท่ากับ

ร้อยละ 15.24 และ 23.44 ตามลำดับ นอกจากนี้ น้ำขาออกจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดยังมีค่าพีเอช และค่าความเป็นด่างเพิ่มขึ้น โดยพีเอชเท่ากับ 6.9 และค่าความเป็นด่างเท่ากับ 2,847 มิลลิกรัม/ลิตร ในรูปแคลเซียมคาร์บอเนตซึ่งเป็นค่าที่เหมาะสมกับการเจริญของแบคทีเรียสร้างมีเทนจึงไม่จำเป็นต้องเติมโซเดียมคาร์บอเนตลงในน้ำที่ป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน ผลการทดลองในขั้นตอนที่ 2 พบว่าระยะเวลาเก็บกักน้ำรวม 2.5 วันมีประสิทธิภาพการกำจัดสารอินทรีย์สูงสุดโดยประสิทธิภาพการกำจัดสารฟอสเฟต และซีโอดี เท่ากับ ร้อยละ 54.22 และ 87.22 ตามลำดับ ค่าซีโอดีของน้ำเมื่อผ่านระบบทั้ง 2 ขั้นตอนมีค่าเท่ากับ 742 มิลลิกรัม/ลิตร และค่าบีโอดีเท่ากับ 101 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งสามารถที่จะนำไปบำบัดด้วยบ่อฝังได้เลย

โรมรัน ว่องวิไลรัตน์ (2543) ศึกษาความสามารถของการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูงด้วยระบบถังหมักไร้อากาศชนิดไฮบริดบรรจุตัวกลางพลาสติกโพลีเอทิลีน โดยใช้ถังกรองไร้อากาศจำนวน 2 ชุด ซึ่งทำด้วยพีวีซีใสรูปทรงกระบอกสูง 2.80 เมตร มีเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.07 เมตร ภายในบรรจุด้วยตัวกลางพลาสติกโพลีเอทิลีน การป้อนน้ำเสียเป็นแบบไหลขึ้น น้ำเสียสังเคราะห์ที่ใช้ในการทดลองมีค่าซีโอดี 5,500 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งแปรเปลี่ยนอัตราการป้อนน้ำเสียเท่ากับ 7.5, 10, 15 และ 30 ลิตร/วัน คิดเป็นอัตราการระสารอินทรีย์เท่ากับ 3.67, 4.89, 7.33 และ 14.67 kgCOD/m<sup>3</sup>.d พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีคิดเป็นร้อยละ 96, 72, 64 และ 44 ตามลำดับ ค่าพีเอชของน้ำทิ้งเท่ากับ 7.05, 6.88, 6.80 และ 6.41 ตามลำดับ ค่าสภาพด่างในน้ำทิ้งมีค่าเท่ากับ 1,432, 1,360, 1,229 และ 1,477 มิลลิกรัม/ลิตร ในรูปของแคลเซียมคาร์บอเนต ค่ากรดไขมันระเหยง่ายเท่ากับ 428, 583, 615, และ 835 มิลลิกรัม/ลิตร ในรูปของกรดอะซิติก ปริมาณแก๊สที่ผลิตได้เท่ากับ 9.2, 24.7, 29 และ 38.9 ลิตร/วัน ตามลำดับ องค์ประกอบของแก๊สมีเทนเท่ากับร้อยละ 57.6, 52.9, 50.2 และ 50.3 ตามลำดับ อัตราการผลิตแก๊สมีเทนเท่ากับ 0.12, 0.24, 0.24 และ 0.27 ลิตร/กรัมซีโอดีที่ถูกกำจัดตามลำดับ ซึ่งสรุปได้ว่าการใช้ระบบถังกรองไร้อากาศชนิดไฮบริดจะมีประสิทธิภาพสูงเมื่อมีอัตราการระสารอินทรีย์ต่ำ และตัวกลางโพลีเอทิลีนช่วยป้องกันตะกอนจุลินทรีย์ไม่ให้หลุดออกมาจากระบบ ทำให้ประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีเพิ่มสูงขึ้นเมื่ออัตราการระสารอินทรีย์มีค่าต่ำกว่า 14.67 kgCOD/m<sup>3</sup>.d

ระบบบำบัดชีวภาพไม่ใช้ออกซิเจนจะมีความเหมาะสมประยุกต์ใช้กับน้ำเสียจากโรงงานและอุตสาหกรรมที่มีปริมาณความเข้มข้นสารอินทรีย์สูง และแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้สามารถนำไปใช้ทดแทนสารเชื้อเพลิงที่ใช้ในกระบวนการผลิต ซึ่งทำให้สามารถลดค่าใช้จ่ายการบำบัดให้ต่ำลงและสามารถช่วยลดการใช้สารเชื้อเพลิงอีกด้วย เนื่องด้วยเทคโนโลยีผลิตแก๊สชีวภาพต้องประยุกต์ใช้กับน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของสารอินทรีย์สูง จึงจำเป็นจะต้องมีขั้นตอนบำบัดต่อเนื่อง

เพื่อให้ น้ำเสียที่บำบัดแล้วเป็นไปตามมาตรฐานน้ำทิ้ง ประเภทน้ำเสียที่มีความเหมาะสมบำบัดแบบไม่ใช้ออกซิเจนทั้งเพื่อผลิตแก๊สชีวภาพและเพื่อการบำบัด แสดงดัง Table 3

Table 3. List of sources of wastewater suited for anaerobic wastewater treatments

Source of wastewater (industry)	Quantity (m <sup>3</sup> /d/ ton of product)	COD (mg/l)	COD removal (%)	Biogas production (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> wastewater)
Coconut milk	2.5	12,250	85	3.12
Canned fruits	6-7	7,500	70-90	1.25-2.5
Cassava starch	10	22,500	90	4.75-7.50
Frozen seafood	15	4,970	85	0.5-1.50
glutamate	10.5	20,910	85	7.10
Palm oil	1.5-3	86,530	90	12-20
Rice starch	2-3	4,560	85	1.75-3.0
vermicelli	45.45	10,260	85	3.4
Beer	15-18	3,200	90-95	2.5-3.0

ที่มา : กลุ่มงานวิจัยศึกษาพลังงาน (แก๊สชีวภาพ) สำนักวิจัย คั้นคว่ำพลังงาน (2547)

### 2.2.3 ประโยชน์ของแก๊สชีวภาพ

รูปแบบของการนำแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้ไปใช้ประโยชน์ (เครือข่ายสารสนเทศด้านพลังงานและสิ่งแวดล้อมของประเทศไทย, 2550) ได้แก่

- 1) เป็นแหล่งเชื้อเพลิงเพื่อผลิตพลังงานความร้อนของหม้อไอน้ำในโรงงานผลิตอาหารประเภทต่างๆ เป็นเชื้อเพลิงในการอบแห้ง ใช้กับกักหัวลูกสุกร ใช้ในครัวเรือน ฯลฯ
- 2) เพื่อใช้ผลิตพลังงานกลโดยใช้แก๊สชีวภาพกับเครื่องยนต์ดีเซลขนาดเล็ก (แบบเชื้อเพลิงคู่) ซึ่งสามารถนำไปทดแทนการใช้น้ำมันดีเซลประมาณร้อยละ 60-70 สำหรับขับปั๊มสูบน้ำ หรือใช้ขับพัดลมในโรงเรือน EVAP
- 3) เพื่อใช้ผลิตพลังงานไฟฟ้า แบ่งเป็น



- การใช้แก๊สชีวภาพกับเครื่องยนต์เบนซินดัดแปลง (ใช้แก๊สชีวภาพร้อยละ 100)  
ขนาดเครื่องยนต์เบนซิน 15-20 กิโลวัตต์ ต่อร่วมกับ synchronous/induction generator แสดงดัง  
Figure 5



Figure 5. A modified gasoline engine operated by biogas  
ที่มา : ปฏิกรณ์ แสนสิ่ง, 2548

- การใช้แก๊สชีวภาพร้อยละ 100 ผลิตไฟฟ้าโดยใช้เครื่องยนต์ดีเซลดัดแปลง  
เครื่องยนต์ขนาด 128 กิโลวัตต์ ต่อร่วมกับ synchronous/induction generator แสดงดัง Figure 6



Figure 6. A modified diesel engine operated by biogas

ที่มา : ปฏิกรณ์ แสนสิ่ง, 2548

- การใช้แก๊สชีวภาพร้อยละ 100 ผลิตไฟฟ้าโดยใช้เครื่องยนต์แก๊สชีวภาพ (นำเข้าจากต่างประเทศ) เป็นเครื่องยนต์ขนาด 500-1,000 กิโลวัตต์ โดยต่อร่วมกับ synchronous generator แสดงดัง Figure 7



Figure 7. A generator with a capacity 500-1,000 kW operated by biogas  
ที่มา : ปฏิกรณ์ แสนสิ่ง, 2548

ด้านพลังงาน เมื่อพิจารณาถึงด้านเศรษฐกิจแล้ว การลงทุนผลิตแก๊สชีวภาพจะลงทุนต่ำกว่าการผลิตเชื้อเพลิงชนิดอื่นๆ นอกจากนี้แก๊สชีวภาพจำนวน 1 ลูกบาศก์เมตร สามารถนำไปใช้ได้ดัง Table 4

Table 4. Equilibrium of 1 m<sup>3</sup> of biogas to the other energy sources

Energy source	Quantity	Unit
LPG	0.46	Kg.
diesel	0.60	L.
Heavy oil	0.55	L.
Electricity	1.20	kW.hour

ที่มา: เครือข่ายสารสนเทศด้านพลังงานและสิ่งแวดล้อมของประเทศไทย (2550)

#### 4. การศึกษาความเป็นไปได้ในการลงทุน

จุดประสงค์ในการวิเคราะห์การลงทุน เพื่อศึกษาว่าโครงการที่ต้องการลงทุนมีความเหมาะสมในด้านการเงินหรือไม่ โดยพิจารณาจากผลตอบแทนการลงทุนว่าเป็นอย่างไร ผลการดำเนินงานสามารถคืนทุนได้ในระยะเวลาที่ปี ซึ่งสามารถวิเคราะห์ผลตอบแทนจะพิจารณาจากเกณฑ์ดังนี้(ประสิทธิ์ ตงยั้งศิริ, 2540)

##### 4.1 อัตราผลตอบแทนต่ำสุดที่ยอมรับได้ (Minimum Acceptable Rate of Return; MARR)

อัตราผลตอบแทนต่ำสุดที่ยอมรับได้ของโครงการสามารถหาได้โดยใช้อัตราส่วนร้อยละผลรวมของอัตราดอกเบี้ยเงินฝาก อัตราเงินเฟ้อ และค่าความเสี่ยงของโครงการ ซึ่งเป็นเกณฑ์ที่ใช้พิจารณาร่วมกับอัตราผลตอบแทนภายใน

##### 4.2 อัตราผลตอบแทนภายใน (Internal Rate of Return)

การหาอัตราผลตอบแทนภายในของการลงทุนทั้งสิ้น คือ ค่าที่ทำให้ผลรวมของมูลค่าปัจจุบันของกระแสเงินสดไหลเข้าสุทธิในแต่ละปีของโครงการมีมูลค่าเท่ากับศูนย์ ซึ่งหาได้จากสมการ

$$\sum_{t=1}^n \frac{A_t}{(1+r)^t} - I_c = 0 \quad \dots (1)$$

โดยที่

$I_c$	=	เงินลงทุนของโครงการ
$A_t$	=	กระแสเงินสดไหลเข้าสุทธิในปีที่ t
$n$	=	อายุโครงการ
$r$	=	อัตราผลตอบแทนการลงทุน

ในการลงทุนโครงการใดๆก็ตาม เมื่อดำเนินงานจนครบอายุโครงการแล้ว มูลค่าของการลงทุนนั้นมิได้มีค่าลดลงเป็นศูนย์ทีเดียว แต่ยังมีมูลค่าซากเหลืออยู่ มูลค่าการลงทุนที่เหลืออยู่ในปีสุดท้ายของโครงการจะต้องนำมาพิจารณาพร้อมกับปริมาณเงินสดรับหากมีการโอนจำหน่ายกิจการให้บุคคลอื่นต่อไป

มูลค่าการลงทุนคงเหลือ คือ  $\frac{I_c}{(1+r)^n}$

ดังนั้นจะได้ว่า

$$I = \frac{A_1}{(1+r)^1} + \frac{A_2}{(1+r)^2} + \dots + \frac{A_n}{(1+r)^n} + \frac{I_c}{(1+r)^n} \dots (2)$$

การคำนวณหา IRR อาจเริ่มด้วยการหักผลตอบแทนออกด้วยค่าใช้จ่ายเป็นปีๆไป ตลอดชั่วอายุของโครงการ เพื่อให้ได้ซึ่งผลตอบแทนสุทธิในแต่ละปี (จะออกมาเป็นบวกหรือลบเป็นปีๆไป) เพื่อช่วยในการตัดสินใจ เมื่อได้ IRR แล้ว ก็นำไปเปรียบเทียบกับค่าเสียโอกาสของทุน ถ้า IRR ที่ได้สูงกว่าค่าเสียโอกาสของทุนจะเป็นการลงทุนที่คุ้มค่า แต่ถ้า IRR ที่ได้ต่ำกว่าค่าเสียโอกาสของทุนจะเป็นการลงทุนที่ไม่คุ้มค่า

### 4.3 ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period)

ระยะเวลาคืนทุน คือ ระยะเวลาดำเนินงานที่ทำให้มูลค่าการลงทุนสะสมเท่ากับ มูลค่าผลตอบแทนเงินสดสุทธิสะสม

ระยะเวลาคืนทุน เมื่อคิดผลตอบแทนเป็นเงินสดในราคาปัจจุบันเมื่อดำเนินกิจการ ใดๆ หากผลตอบแทนที่ได้รับคุ้มกับจำนวนเงินลงทุนได้เร็วเท่าใด กิจการนั้นก็ยิ่งว่าดีมากขึ้น เพราะทำให้โอกาสเสี่ยงต่อการลงทุนในอนาคตมีน้อยลง และยังสามารถนำผลตอบแทนที่ได้ไป ลงทุนในกิจการอื่นๆ ได้อีก ระยะเวลาคืนทุนสามารถเขียนเป็นสมการ ได้ว่า

$$\sum_{t=1}^n A_t \geq \sum_{t=1}^n I_t \dots (3)$$

และ

$$\sum_{t=1}^n A_t \geq \sum_{t=1}^n \frac{R_t + P_t}{(1+i)^t} \dots (4)$$

เมื่อ

$A_t$	=	ผลตอบแทนเงินสดสุทธิในปีที่ $t$ เป็นมูลค่าปัจจุบัน
$I_t$	=	การลงทุนในปีเป็นมูลค่าปัจจุบัน
$T$	=	ปีที่ดำเนินการผลิต
$N$	=	จำนวนปีที่ผลตอบแทนเงินสดสุทธิเท่ากับการลงทุน
$P_t$	=	ดอกเบี้ยเงินกู้ในปีที่ $t$
$R_t$	=	เงินสดรับสุทธิในปีที่ $t$
$I$	=	อัตราผลตอบแทนต่ำสุดของโครงการ

#### 4.4 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value: NPV)

มูลค่าปัจจุบันสุทธิ คือ ผลรวมของผลตอบแทนสุทธิที่ได้ปรับค่าของเวลาแล้วในแต่ละปี ซึ่งมีจุดมุ่งหมายในการวัดค่าความคุ้มค่าของโครงการการหามูลค่าปัจจุบันสุทธิของการลงทุน

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{R_t}{(1+k)^t} = C \quad \dots\dots\dots(5)$$

โดยที่

$C$	=	เงินทุนแรกเริ่ม
$R_t$	=	กระแสเงินสดสุทธิในปีที่ $n$
$k$	=	อัตราส่วนลดขั้นต่ำที่ต้องการ
$n$	=	จำนวนปีของโครงการ

หากค่า NPV ที่ได้ออกมามีค่ามากกว่า 0 หรือเป็นบวก ก็เป็นการลงทุนที่คุ้มค่า แต่ถ้า NPV ที่ได้ออกมาเป็นลบหรือต่ำกว่า 0 แสดงว่าการลงทุนตามโครงการนั้นไม่คุ้มค่า เกณฑ์นี้จึงนำไปช่วยในการตัดสินใจที่จะรับหรือปฏิเสธโครงการได้

#### 4.5 อัตราส่วนผลได้และต้นทุน (Benefit-Cost Ratio)

$$\text{อัตราส่วนผลได้และต้นทุน} = \frac{\text{มูลค่าปัจจุบันของผลได้}}{\text{มูลค่าปัจจุบันของต้นทุน}}$$

ถ้าอัตราส่วนนี้ = 1 หมายถึง ผลได้และต้นทุนมีค่าเท่ากัน จะเลือกโครงการหรือไม่ขึ้นกับปัจจัยอื่นประกอบ

ถ้าอัตราส่วนนี้ < 1 หมายถึง ผลได้มีค่าน้อยกว่าต้นทุน จึงไม่สมควรที่จะเลือกการลงทุนในโครงการนั้นๆ

ถ้าอัตราส่วนนี้ > 1 หมายถึง ผลได้มีค่ามากกว่าต้นทุน จึงน่าจะเลือกโครงการนั้นๆ ในลำดับของการคัดเลือกโครงการ

### 5. วัตถุประสงค์

1. เพื่อศึกษาทางเลือกในการบำบัดน้ำหวานที่ทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำอัดลม และน้ำหวานทิ้งในส่วนที่เป็นน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพที่เรียกคืนจากลูกค้าโดยต้องการผลพลอยได้ที่สามารถนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทนการใช้น้ำมันเชื้อเพลิง

2. วิเคราะห์ทางเลือกในการลงทุนและออกแบบระบบบำบัดน้ำหวานทิ้งให้กับโรงงาน

## 6. ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. เพื่อเป็นแนวทางในการนำน้ำหวานทิ้งใช้ประโยชน์โดยกระบวนการจัดการจากน้ำเสียในโรงงานผลิตน้ำอัดลม
2. เพื่อเป็นแนวทางในการนำทางเลือกที่เหมาะสมไปประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมน้ำอัดลมต่อไป
3. เพิ่มประสิทธิภาพ และลดค่าใช้จ่ายในการบำบัดน้ำเสียโดยการบำบัดน้ำหวานทิ้งจากระบบบำบัดน้ำเสียรวมของโรงงาน

## 7. ขอบเขตการดำเนินการวิจัย

ศึกษาทางเลือกที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำหวานทิ้งจากโรงงานผลิตน้ำอัดลม และนำผลพลอยได้กลับมาใช้ประโยชน์โดยพิจารณาเปรียบเทียบจาก 2 ทางเลือกคือการผลิตเอทานอลและการผลิตแก๊สชีวภาพ โดยใช้ข้อมูลปฐมภูมิและทุติยภูมิ หลังจากนั้นนำข้อมูลจากการศึกษาเบื้องต้นไปทำการทดลองในห้องปฏิบัติการและ ออกแบบระบบและประเมิน โอกาสและความเป็นไปได้ในการนำทางเลือกนั้นมาพัฒนา และประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมผลิตน้ำอัดลม และทำการวิเคราะห์ทางเลือกที่ได้โดยการประเมินผลตอบแทนการลงทุน ระยะเวลาคืนทุนเพื่อพิจารณาความเป็นไปได้เชิงเศรษฐศาสตร์

## บทที่ 2

### วิธีการวิจัย

#### 2.1 สารเคมีและอุปกรณ์ที่ใช้ในการวิจัย

- น้ำหวาน (waste syrup) จากบริษัท ท หาดทิพย์ จำกัด ทำ การเก็บตัวอย่างน้ำเสียแบบ จี้ วกเก็บ (grab sampling)

- ปูนขาว ( $\text{CaCO}_3$ )
- แอมโมเนียมซัลเฟต ( $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ )
- โปแตสเซียมไดไฮโดรเจนฟอสเฟต ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ )
- แมกนีเซียมซัลเฟตเฮปตะไฮเดรต ( $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ )
- ยีสต์สกัด (Yeast extract)

จุลินทรีย์

- เชื้อ ยีสต์ *Saccharomyces cerevisiae* TISTR 5055 จากภาควิชาเทคโนโลยีชีวภาพ ุ ตสาหกรรม คณะ ุ ตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัย สงขลานครินทร์
- เชื้อ อจุลินทรีย์จากระบบยูเอเอสบี จากโรงงานอาหารทะเล

อุปกรณ์

- pH meter
- Refractometer
- Volumetric flask 500 และ 1,000 มิลลิลิตร
- กระจกตวง
- บีเกอร์
- แท่งแก้วคน
- ถังหมักพลาสติกขนาด 5 ลิตร
- ถังปฏิกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

ถังปฏิกรณ์ที่ใช้ในการทดลองประกอบด้วยถังปฏิกรณ์สองชนิดที่ติดตั้งถังปฏิกรณ์ สร้งกรด และถังปฏิกรณ์สร้งมีเทนแบบยูเอเอสบีที่ติดตั้งเพื่อใช้ถังปฏิกรณ์บำบัดน้ำ ุ ตสาหกรรม ุ อากาศแบบสองขั้นตอน (Figure 8)

(1) ถังปฏิกรณ์สร้งกรดมีปริมาตรการใช้งานเซตัมพีโอใช้ปั่นถังผลิตภัณฑ์ไขมัน ุ ตสาหกรรมซึ่งเป็นสารตัวกลางที่ต่ำค่าในการผลิต methanogenic bacteria ถังปฏิกรณ์

สร้างกรณี " จะทำ จากท่อพี วี ซี ซี' 6มี เซนติเมตร และขนาดเส้น ผ่านศูนย์กลาง 14 เซนติเมตร มี จุดเก็บ บัด 7 อย่าง ซึ่งห่างกัน 1 เมตร และ มี จุด น้ำ เช้า วั คจากชั้น านล่าง เซนติเมตรและจุด น้ำ ออแก้ว คจาก 3 เมตร

(2) ถังปฏิกรณ์สร้างมี แทน มี ปริมาตรใช้ งานเหล็กที่ ouse เป็นถัง ผลิตมี แทน ถัง " ทำ จากท่อพี วี ซี ซี' 6มี ขนาดเส้น ผ่านศูนย์กลาง ความสูง 150 เซนติเมตร มี จุดเก็บ บัด 7 อย่าง 7 จุด ซึ่งห่างกัน 1 เมตร อุปกรณ์ต่าง ๆ แกะสลัก สอดจากน้ (gas separator) อกออกแบบ โดยใช้ กรวย ในขณะที่ ด้ านบนสุด ของถัง ปฏิกรณ์จะมี ด้ านเก็บ ก๊าซ โดยที่ แก๊ สซี วภาพ ที่ ่ ูก ผลิตขึ้น ในถัง หมั กจะเข้า ไปแทนที่ " ้น" าทิ ่ อยู ่ ภายในถัง (Borja



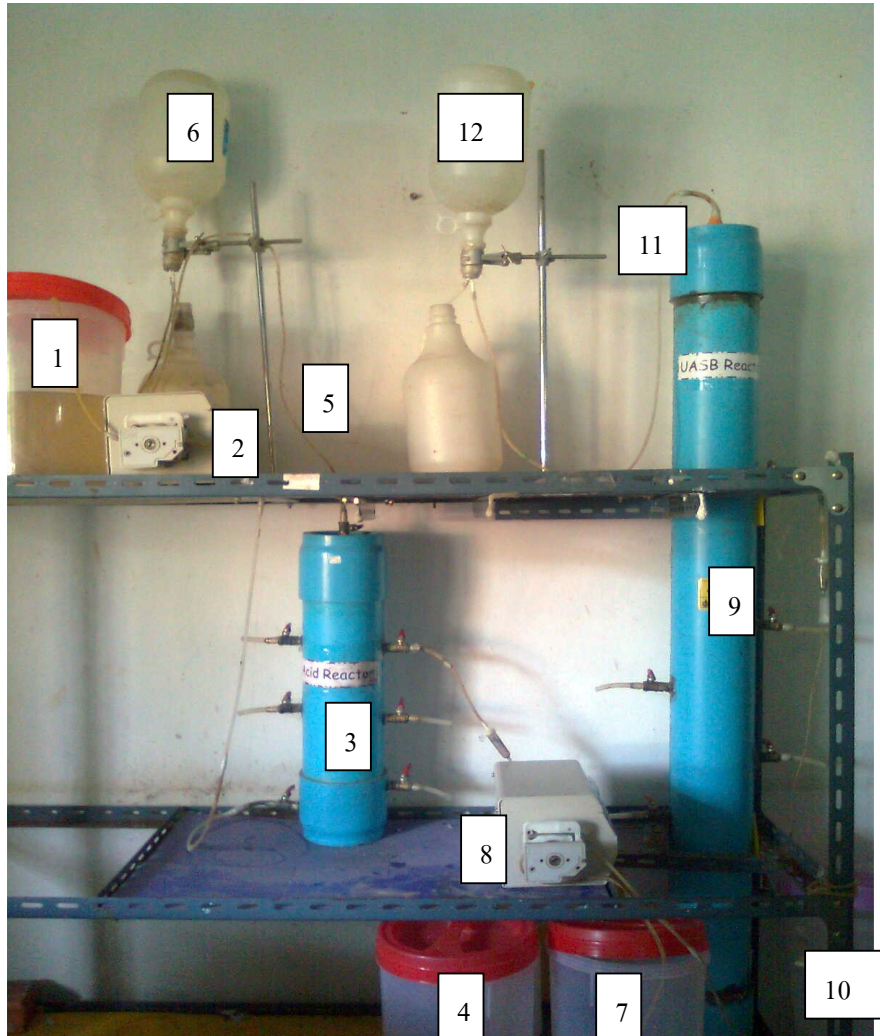


Figure 8. Two stage anaerobic wastewater treatment system, consist of anaerobic acid and UASB reactor with use for biogas production in laboratory

หมายเหตุ	1 - ถังน้ำเสีย	7 - ถังน้ำเสียดังมีปฏิทิน
	2 - ปั๊ม (peristaltic pump)	8 - ปั๊ม (peristaltic pump)
	3 - ถังปฏิกรณ์สรี รงกรด (5 ลิตร)	9 - ถัง ปฏิกรณ์สรี รง (15 ลิตร)
	4 - ถังรับน้ำ ออกจากถัง ปฏิกรณ์สรี รงกรด	10 - ถัง รองน้ำขับบ่อออก
	5 - ท่อส่งแก๊ส	11 - ท่อส่งแก๊ส
	6 - ถังเก็บแก๊ส	12 - ถังเก็บแก๊ส

## 2.2 วิธีการวิจัย

### 2.2.1 ตำราวิจัยเบื้องต้นของโรงงานกรณีตัวอย่าง

#### 2.2.1.1 ข้อมูลเบื้องต้นเกี่ยวกับกระบวนการผลิต

ทำการสำรวจข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการผลิตของโรงงานตัวอย่างตั้งแต่การเตรียมการเตรียมวัตถุดิบเข้าเครื่องจักรที่โรงงานและขั้นตอนการผลิตเพื่อเป็นการสำรวจแหล่งของน้ำหวานที่ซึ่งเกิดจากกระบวนการผลิต

#### 2.2.1.2 หาปริมาณน้ำหวานทิ้งของโรงงานกรณีตัวอย่าง

(1) ปริมาณน้ำหวานที่จากตำแหน่งหมายใน Figure 9 โดยการเก็บตัวอย่างที่ปล่อยจากถังผสมน้ำหวานสำเร็จรูปโดยการเก็บตัวอย่างก่อนและหลังการผลิต

(2) ปริมาณน้ำหวานจากตำแหน่งหมายใน Figure 9 โดยการคำนวณจากปริมาตรของระดับน้ำหวานในถังพักเพื่อปล่อยที่ผ่านหัวการบรรจุและปริมาณน้ำหวานเหลืออีกในถังพักหลังการบรรจุ จากสูตรการคำนวณปริมาตรทรงกระบอกและส่วนก้นถังเป็นทรงกลมตัด ดังแสดงใน Figure 9 (บรรเลง ศรีนิล, 2524)

$$\text{ปริมาตร} = \pi r^2 H + \pi (d^2 / 8 + h^2 / 6) h$$

โดย

$$r = \text{รัศมีของถังทรงกระบอก}$$

$$H = \text{ความสูงของถังทรงกระบอก}$$

$$h = \text{ความสูงของส่วนก้นถัง}$$

$$d = \text{เส้นผ่านศูนย์กลางของส่วนก้นถัง}$$

(3) ปริมาณน้ำหวานจากตำแหน่งหมายใน Figure 9 หาปริมาณน้ำหวานที่ซึ่งบรรจุขวดแล้วแต่ไม่ได้มาตรฐานโดยการเก็บรวบรวมซากขยะของผลผลิตสูญเสียเป็นเวลา 3 เดือนและทำการเปรียบเทียบแนวโน้มจากข้อมูลย้อนหลังของปี 2550

(4) ปริมาณน้ำหวานที่ซึ่งทั้งหมดโดยเฉลี่ยต่อเดือน

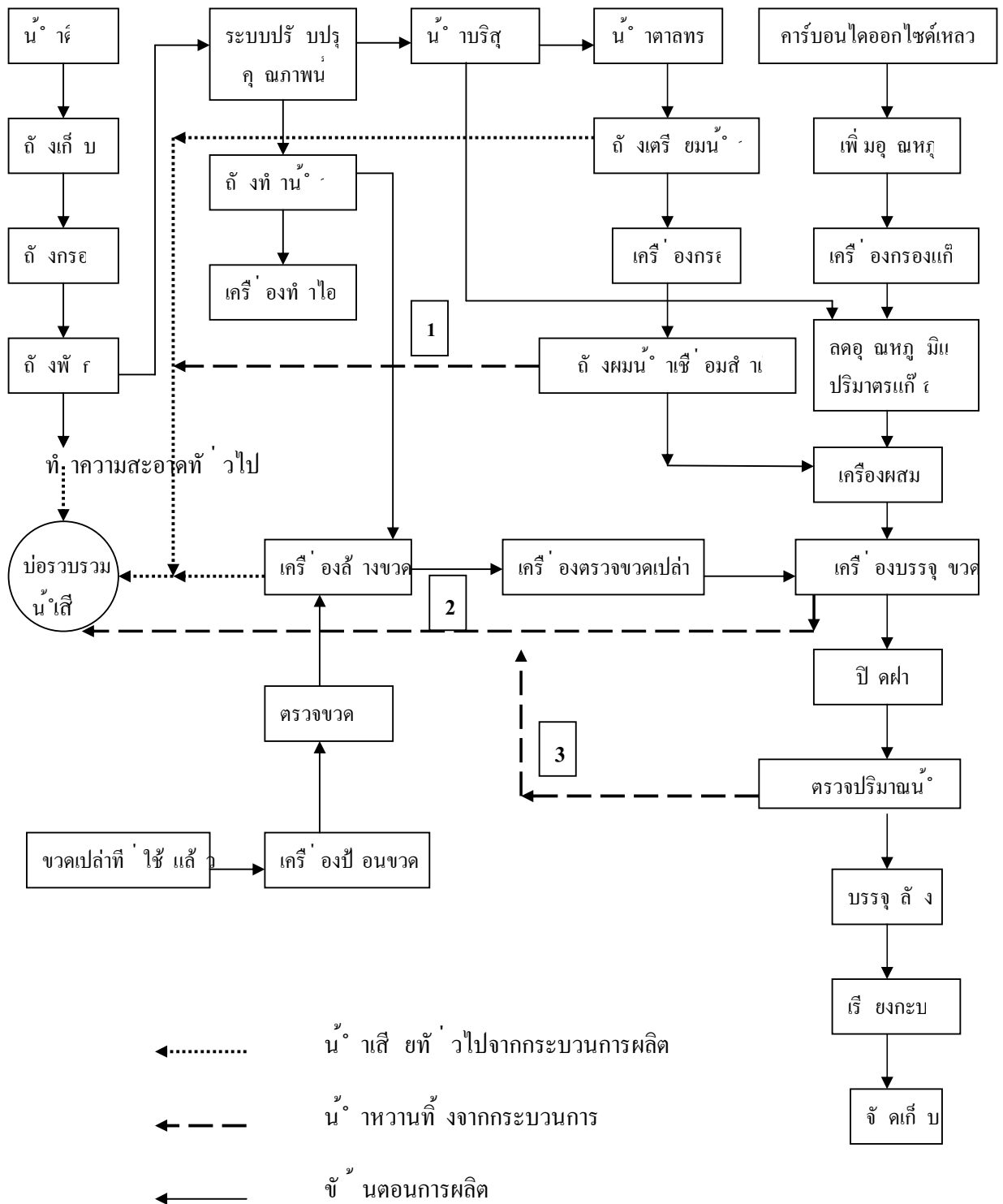


Figure 9. Flow process chart of carbonated beverage

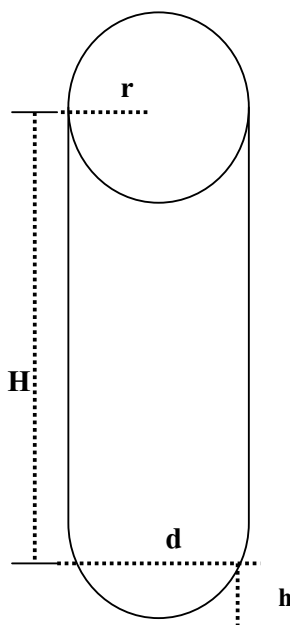


Figure 10. Carbonated beverage storage tank

### 2.2.2. วิเคราะห์คุณลักษณะของน้ำหวานที่จากโรงงานผลิตน้ำอัดลม

ทำการวิเคราะห์คุณลักษณะของน้ำหวานที่ในแต่ละส่วนจากสปีดตัวอย่างแบบแยก (grab sample) โดยทำการเก็บตัวอย่างทั้งหมด 5 ลิตร สุ่มทดสอบ 3 ครั้ง ในแต่ละครั้ง โดยทำการวิเคราะห์คุณลักษณะดังต่อไปนี้

1) การตรวจวิเคราะห์ซี โอ ดี (Chemical Oxygen Demand) คือ การวิเคราะห์ปริมาณออกซิเจนทั้งหมดที่ใช้ในการออกซิไดส์สารอินทรีย์ในน้ำ ใช้วิธี ตาม Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20<sup>th</sup> Edition (APHA, AWWA and WEF, 1998)

2) การตรวจวิเคราะห์บี โอ ดี (Biochemical Oxygen Demand) โดยเป็นการวิเคราะห์ปริมาณออกซิเจนที่แบคทีเรียใช้ในการย่อยสลายอินทรีย์ในน้ำ ใช้วิธี ตาม Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20<sup>th</sup> Edition (APHA, AWWA and WEF, 1998)

3) การตรวจวัดพี เอช โดยใช้ pH meter คือ การวัดสภาพความเป็นกรดเป็นด่างของสารละลายที่มีน้ำเป็นตัวทำละลาย

4) การตรวจวัดปริมาณไนโตรเจน (Total Kjeldahl Nitrogen; TKN) คือ การหา

ผลรวมของแอมโมเนีย และสารอินทรีย์ ไนโตรเจน การหมัก KN ทำโดยเปลี่ยนสารอินทรีย์ ไนโตรเจนให้ อยู่ในรูปของแอมโมเนีย ยกก่อนแล้ว วิเคราะห์ ปริมาณแอมโมเนียทั้งหมดโดยวิธี Macro Kjeldahl Method (APHA, AWWA and WEF, 2005)

5) การตรวจวิเคราะห์ปริมาณของแข็งทั้งหมด (Total Solids ; TS) คือ การตรวจวิเคราะห์หาปริมาณของแข็งทั้งหมดที่ ละลายในน้ำ โดยใช้ Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20<sup>th</sup> Edition (APHA, AWWA and WEF, 1998)

6) การตรวจวัดความหวาน โดยใช้ Brix Refractometer

### 2.2.3 การวิเคราะห์ทางเลือกหรือระบบที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำหวานทิ้ง

การวิเคราะห์ทางเลือกหรือระบบที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำหวานทิ้ง ซึ่งตกชั้น อมูล ที่ ได้ ทำ การศึกษาในข้อ 1 และ 2

2.2.3.1 หาผลตอบแทนทางตรงโดยวิธี การคำนวณผลผลิต คาดว่าจะได้ รับ จาก ผลสรุป ทางทฤษฎี โดยใช้ ค่าปริมาณและคุณลักษณะของน้ำ หวานทิ้ง

(1) นำ ค่าซี โอดี มาคำนวณหาปริมาณการผลิตแก๊สชีวภาพ (ดูภาพกราฟแก๊สชีวภาพจากน้ำ หวานทิ้ง โดยกระบวนการไร้อากาศ (สั นท์ ค สิริอนันต์ ๒๕๕๐) ลัย,

$$1 \text{ กิโลกรัม ซี โอดี ของน้ำ หวาน } = 0.4 \text{ ลูกบาศก์เมตรแก๊สชีวภาพ}$$

(2) นำ ค่าของสารบิโกรีมาคำนวณหาปริมาณการผลิตเอทานอล (กิโลกรัมเอทานอล) จากน้ำ หวานทิ้ง (สารวิเคราะห์ ลิ้มทอง, 2540) เมื่อ อร์ ออซิเจนตั้งย อัตราส่วนของซู โครสที่ ละลาย ในของเหลวรวมจำนวน 100 (ลิ ต้า น์ กงงานคณะกรรมการอ้อยและน้ำ หวาน) )

$$1 \text{ กรัม มของน้ำ หวานซู โครส } = 0.538 \text{ กรัม เอทานอล}$$

2.2.3.2 ประโยชน์ทางอ้อมที่ ได้ รับ คือ อ ประสิทธิภาพของระบบบำบัดน้ำ หวาน ด้วยวิธี การคำนวณปริมาณน้ำ หวานและค่าซี โอดีของการย่อยสลายที่เกิดขึ้น ที่ มี การแยก น้ำ หวานทิ้ง ออกจากระบบบำบัด น้ำ หวานแล้ว ก็ บกรณี ไม่มี การแยกน้ำ หวานทิ้ง อ

### 2.2.4 ศึกษาประสิทธิภาพของทางเลือกในการผลิตแก๊สชีวภาพและการผลิตเอทานอล

ทำการทดลองในระดับ บัญชี ปฏิบัติ การเพื่อ ศึกษาดูประสิทธิภาพของการผลิต พลัง งานในแต่ละทางเลือกโดย

#### 2.2.4.1 การศึกษาประสิทธิภาพของการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำ หวานทิ้งโรงงานผลิต น้ำอัดลมแบบกะ

นำ น้ำ หวานทิ้ง จากโรงงานผลิตน้ำ อัดลมมาทำการปรับ ปรุง pH ให้ ได้ 8.2 จากนั้น นำ มาหมัก แบบไร้อากาศในถัง ปฏิกรณ์แบบปิด คนโดยใช้ น้ำ หวานทิ้ง จาก

โรงงานผลิตน้ำอัดลม จำนวน 500 มิลลิกรัม/ลิตร ลิตร ยัง าน 500 มิลลิตรที่ นำ มาจากถัง ปฏิกรณ์ยู เอเอบี ของโรงงานอาหารทะเลแช่แข็ง ทำ การหมักระยะเวลา 7 วัน เก็บ บัด วย่างนี้ ำเลี ย เพื่อวิเคราะห์ค่าพี เอช โอดีวัน นที่ 3 และ 5 ำคปริมาณแก๊ สซึ วภาพที่ 'ผลิตซึ ้นทุ กวั นด้ วยวิธี การแทนที่ ' น ำ (Jawed and Tare, 1999) องค์ประกอบของแก๊ สซึ วภาพที่ 'ผลิตได้ โดยใช้ โครมาโทกราฟ แบบแก๊ ส(GC) ทำ การค ำนวณผลผลิตมี (เอชเอ็ม เทน/กิโลกรัม) มที่ ' ำเลี ยซึ่งลดการค ำยาศึ กษาไม่ สามารถผลิตแก๊ สซึ วภาพที่ 'ให้ องค์ประกอบของแก๊ สมีองศาความสะอาดที่ ' ทำ การค ำยาศึ กษาไม่ เหมาะสม(พี เอชลดลงอย่างรวดเร็ว) ซึ ่งมี ผลขั บขั ้งการเจริญของจุ ลิณทรีย์ ยักลุมสั ตั ำมีรเทน จึ ้ง แก๊ ปิ ญหาด้ ำกล่าวด้ ำยการแยกการหมัก ของแบคที รีกอที่ 'มอองคองกั นโดยการแยกถัง ปฏิกรณ์ออกเป็ นสองถังตามกระบวนการที่ ' เกิดซึ ้นคื ้อถึ ้งปฏิกรณ์และถัง ปฏิกรณ์สร้ างแก๊ ส มี เตน (Valdezt *al*, 2005)

#### 2.2.4.2 ศึกษาประสิทธิภาพการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานที่โรงงานผลิตน้ำอัดลม ด้วยกระบวนการหมักไร้อากาศแบบสองขั้นตอน

##### (1) การคำนวณอัตราภาระสารอินทรีย์ที่ใช้ในระบบ

อ ัตราภาระสารอินทรีย์ คื ้อ ปริมาณสารอินทรีย์ ที่ ' ำเลี ยเข้าสู่ 'ระบบต่อปริมาตร ำง หน่วยเวลาอ ัตราภาระสารอินทรีย์ ำในรูป พีซี โอดี ซึ ่งค ำคณณได้(สั นที่ ค ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549)

$$\text{อ ัตราภาระสารอินทรีย์} = \frac{\text{อ ัตราการไหลของน้ำ ำเลี ย(ลิตร/โอดี) ของน้ำ ำเลี ย (มิลลิกรัม /ลิตร) \times \text{ปริมาตรของถัง ำง (ลิตร)} \times 1,000}{\text{โดยก ำหนด}}$$

โดยก ำหนด

- ระยะเวลาเก็บ กั กน้ำ ำเลี ยในถัง ปฏิกรณ์สร้ างกรดเป็น 4 ถึง 6 ชั่วโมง อ ัตราการไหลของน้ำ ำเลี ยเท่ากับ 15, 20 และ 30 ลิตร/วั น ตามล ำ ค ำ บ
- ปริมาตรถัง ปฏิกรณ์สร้ างกรดเท่ากับ 5 ลิตร
- ระยะเวลาเก็บ กั กน้ำ ำเลี ยในถัง ปฏิกรณ์สร้ างมี เตนเป็น 4, 4.5 และ 6 ชั่วโมง อ ัตราการไหลของน้ำ ำเลี ยเท่ากับ 7.5, 10, 15, 30 และ 60 ลิตรตามล ำ ค ำ บ
- ปริมาตรถัง ปฏิกรณ์สร้ างมี เตนเท่ากับ 15 ลิตร

##### (2) การศึกษาผลของอัตราภาระสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate ; OLR )

ต่อการสร้างกรดในถังสร้างกรด

การค ำยาศึ กษาผลของอ ัตราภาระบรรทุก กสารอินทรีย์ ที่ ' เหมะสมตติตรวดไข่มั น ระเหยง่ายในถัง สร้ างกรด น ำ น ำ หวานที่ ำงจากโรงงานหมัก ำรณคื ้อจางค่าพี โอดี ค ำ วยน้ำ ำให้ ำยู่ ' ในช่วง 5,000 – 5,200 มิลลิกรัม /ลิตร และไม่ ทำ การปรั เชนี ำงจากน้ำ ำเลี ยมี พี เอชอยู่ 'ในช่วงที่

เหมาะสม คือ 6.20-6.50 อัตราการระสารถอินทรีย์เข้าสู่ระบบการเพิ่มขี้นแบบเป็นขี้นตอนจากระดับ 15.0 kgCOD/m<sup>3</sup>d ทำการทดลองจนระบบเข้าสู่สถานะคงตัว (steady state) แล้ว ทำการเปลี่ยนแปลงอัตราการระสารถอินทรีย์ที่ระดับใหม่ สืบค้นสารอินทรีย์เข้าสู่ระบบในถังปฏิบัติการสร้างกรด ทำการทดลองเพิ่มขี้นเป็นขี้นตอน คือ 20 kgCOD/m<sup>3</sup>d ตามลำดับ คิดเป็นระยะเวลาเก็บกักน้ำเสีย (hydraulic retention time) 8, 6 และ 4 ชั่วโมงตามลำดับ สำหรับตัวอย่างน้ำเสียจะเก็บและวัดที่อุณหภูมิห้อง และปริมาณกรดระเหยง่ายทุกถัง สำหรับปริมาณแก๊สชีวภาพที่ผลิตขี้นสามารถวัดได้จากปริมาตรแทนที่ด้วยแก๊สในถังเก็บแก๊ส ทำการทดลองจนกระทั่งระบบเข้าสู่สถานะคงตัว คำนวณค่าออกจากรังปฏิบัติการสร้างกรดวิเคราะห์ซีโอดี ของแก๊สทั้งหมด กรดไขมัน ระเหยง่าย และองค์ประกอบของแก๊สชีวภาพจะถูกรวบรวมวิเคราะห์โดยเครื่อง GC (Table 5) เพื่อตรวจสอบค่าที่เหมาะสมขี้นให้ ปริมาณกรดระเหยง่ายสูงที่สุด

Table 5. Parameter and method

parameters	method	frequency
VFA	GC (detail in appendix ๗)	Every 3 days
COD	Close reflux, titrimetric method	Every 3 days
TS	Gravimetric method	Steady state
pH	pH Meter	Every day
Biogas		
- quantity	Water replacement method	Every day
- composition	GC Hewlett Packard model HP 6890 Series GC System (detail in appendix ๗)	Steady state

ที่มา : APHA, AWWA and WEF (2005)

\* สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทยและ World Environment Center (2535)

### (3) การศึกษาผลของอัตราการระสารถอินทรีย์ต่อการสร้างมีเทนในถังสร้างมีเทน

สำหรับ อัตราการระสารถอินทรีย์ขี้นมี ค่าเริ่ม 15.0 kgCOD/m<sup>3</sup>d โดยใช้ น้ำเสียที่ ออกจากรังปฏิบัติการสร้างกรด จากนั้น ปรับอุณหภูมิปฏิบัติการสร้างมีเทนโดยค่าซีโอดี อยู่ในช่วงระหว่าง 3,800-4,000 มิลลิกรัม/ลิตร ทำการปรับพีเอชให้อยู่ในช่วง 6.8-7.0 และปรับอุณหภูมิ





มีความขุ่นเท่า 0.5 มี ความยาวคลื่น 550 นาโนเมตร น้ำ เชื้อ เริ่มต้น ปริมาณ 150 มิลลิลิตร  
 ถ่ายลงอาหารสุ ตระกึ่งในขวดทดลองขนาด 5 ลิตร ที่มี อาหารเลี้ยง 50 มิลลิลิตร โดยใช้ เชื้อ *S.cerevisiae* TISTR 5055 บ่มบนเครื่องเขย่าด้วยความเร็ว 150 รอบ/นาที โดยใช้ อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส (Athanasiadis, 2001) ในสภาวะปลอดเชื้อ และไม่ปลอดเชื้อ เป็น หนึ่งสัปดาห์ ทำ การเก็บตัวอย่าง ทุก 6 ชั่วโมง จากนั้น นำ ตัวอย่างไปวิเคราะห์หาปริมาณน้ำตาลและซี ไอดี

2.2.5.4 หมักเอทานอลในสภาวะที่ให้ ปริมาณเอทานอลสูงสุด 2.2.5.3 โดยใช้ สุนทรอาหารที่ 2 เพื่อเปรียบเทียบ ปริมาณการผลิตเอทานอล

**2.2.6 การออกแบบระบบบำบัดน้ำหวานทิ้งสำหรับโรงงานผลิตน้ำอัดลม**

2.2.6.1 การออกแบบระบบบำบัด น้ำ หวานทิ้ง ที่ ใช้ ได้ กิจการโรงงาน โดย ทิ้ง ทั่วไป ทำ การออกแบบระบบบำบัด น้ำ หวานทิ้ง ที่มี ขนาดที่ ปริมาณน้ำทิ้ง ที่ได้ จาก ข้อ 2.2.1

2.2.6.2 ประเมินการลงทุนของแต่ละทางเลือก จากแบบของระบบบำบัด ที่ได้ ออกแบบ ไว้ จากข้อ 2.2.6.1 เพื่อ ทำ การตัดสินใจ ในเลือก ทางเลือก ที่ ให้ ผลตอบแทน มี การลงทุน น้อย สุ ด

2.2.6.3 การออกแบบระบบบำบัด น้ำ หวานทิ้ง สําหรับ โรงงาน (มหาชน) เนื่องจากบริษัท ทดสอบ (มหาชน) มี อุปกรณ์บางอย่าง อยู่ แล้ว จึง สามารถ นำ อุปกรณ์ นั้น มา ประยุกต์ หรือ อดัด แปลง ก้ บแบบของระบบบำบัด น้ำ หวานทิ้ง ได้

**2.2.7 ศึกษาความเป็นไปได้ในการลงทุน**

เมื่อ ทำ การออกแบบระบบผลิต แก๊ส ซี วภาพ สําหรับ โรงงาน แล้ว จึง ทำ การศึกษาความเป็นไปได้ ในเชิงเศรษฐศาสตร์ โดยพิจารณาจากผลตอบแทนการลงทุน ได้ แก่ อัตราผลตอบแทนการลงทุน น้อย สุ ด อัตราผลตอบแทนภายใน ระยะเวลาก่อน มูลค่า บัญชี และ อัตราผลตอบแทน และ ต้นทุน นวัตกรรม ที่ นำ มา ประยุกต์ จาก เศรษฐศาสตร์ ได้ แก่ เงินลงทุน ของทรัพย์สินถาวร ซึ่ง เป็น ค่าใช้ จ่าย ที่ ยาก ก้ บการป้องกันการผลิต อาคาร และ สิ่งปลูก สร้าง จัก เป็น ค่าใช้ จ่าย ในการดำเนินงาน ประมาณการของ ต้นทุน ต้นทุน ประกอบด้ วจาก ค่าจ้าง แรงงาน ค่าเช่า ออมราคา ไฟฟ้า รวม ค่าใช้ จ่าย ที่ หมด ที่ เกิด ขึ้น ใน ระยะเวลา ที่ ยาก ก้ บผลตอบแทน ได้ แก่ มูลค่าของพลังงาน ที่ เป็น ผลพลอยได้ และ ค่าใช้ จ่าย ที่ ระยะของ บำบัด น้ำ เหลือ รวม ที่มี การกำจัด ซี ไอดี ของ น้ำ หวานทิ้ง ก่อน นำ มา รวม เข้า ใน ระบบ บำบัด น้ำ เหลือ รวม

### บทที่ 3

#### ผลการวิจัยและวิจารณ์ผล

#### 1. ปริมาณของน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลม

##### 1.1 ปริมาณน้ำหวานทิ้งจากผลิตภัณฑ์เสื่อมคุณภาพ

จากการรวบรวมข้อมูลของปริมาณน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพที่โรงงานทำการบินที่กไว้โดยแยกตามประเภทผลิตภัณฑ์ ตั้งแต่เดือนมกราคม-ธันวาคม 2550 พบว่าปริมาณน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพโดยเฉลี่ย 16,065 ลิตร/เดือน หรือ 535.5 ลิตร/วัน แนวโน้มของปริมาณน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพในเดือนกรกฎาคมมีปริมาณสูงสุด 34,472 ลิตร ซึ่งเป็นผลมาจากบริษัทเรียกเก็บผลิตภัณฑ์หมดอายุสูง ปกติน้ำอัดลมจะมีอายุการเก็บรักษาประมาณ 9 เดือน สำหรับผลิตภัณฑ์บรรจุขวดแก้ว 3 เดือน สำหรับผลิตภัณฑ์บรรจุขวดพอลิเอทิลีนเทเรฟทาเลต (poly ethylene terephthalate; PET) ในช่วงประมาณครึ่งแรกของปีตั้งแต่เดือนมกราคมถึงมิถุนายนซึ่งเป็นช่วงฤดูร้อนบริษัทจะมีกำลังการผลิตที่สูงกว่าเมื่อเทียบกับช่วงครึ่งปีหลัง (Figure 11) เมื่อสิ้นสุดฤดูร้อนคือช่วงฤดูฝนประมาณเดือนกรกฎาคม ความต้องการบริโภคน้ำอัดลมจะลดลงทางบริษัทจะทำการสำรวจปริมาณน้ำอัดลมที่จำหน่ายเหลือจากร้านค้าต่างๆขณะเดียวกันจะมีการรวบรวมผลิตภัณฑ์ที่หมดอายุทำให้ยอดสะสมรวมผลิตภัณฑ์เสื่อมคุณภาพซึ่งนับรวมผลิตภัณฑ์ที่หมดอายุในเดือนกรกฎาคมมีปริมาณน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพมากที่สุดและผลิตภัณฑ์ที่มีปริมาณมากที่สุดคือประเภทผลิตภัณฑ์ที่มีปริมาตรบรรจุ 1.25 ลิตร ในขวดพอลิเอทิลีนเทเรฟทาเลต มีปริมาณสูงสุด

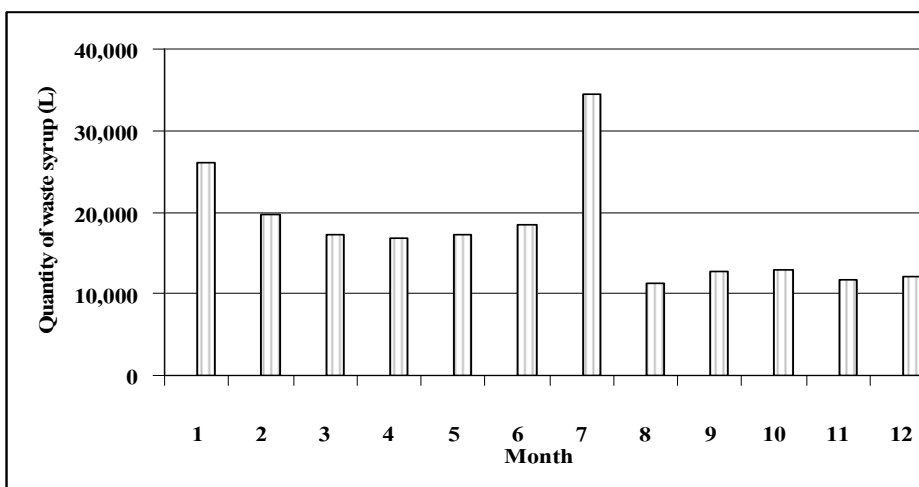


Figure 11. Quantity of rejected products from a carbonated beverage factory in 2007.

## 1.2 ปริมาณของน้ำหวานทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำอัดลม

จากการศึกษาปริมาณน้ำหวานทิ้งจากกระบวนการผลิตจากสายการผลิตทั้งหมด ประกอบด้วย 2 ส่วนใหญ่ คือ น้ำหวานทิ้งจากกระบวนการผสมหัวน้ำเชื้อเข้มข้นปริมาณเท่ากับ 91 ลิตร/วัน ซึ่งมีความหวาน 48-60 องศาบริกซ์ ปกติหัวน้ำเชื้อเข้มข้นจะต้องมีการเจือจาง 4 เท่า ก่อนทำการบรรจุลงขวด ดังนั้นปริมาณน้ำหวานทิ้งส่วนนี้เมื่อคิดสมมูลย์กับน้ำหวานหลังจากเจือจางแล้วมีปริมาณ 364 ลิตร/วัน สำหรับน้ำหวานทิ้งส่วนที่สองมาจากสายการบรรจุซึ่งแบ่งเป็น 4 สายการผลิต โดยแยกตามผลิตภัณฑ์ (Table 6) ที่มาของน้ำหวานทิ้งได้แก่

- (1) สายการผลิตน้ำหวานเข้มข้นบรรจุถึง (post mixed)
- (2) สายการผลิตน้ำอัดลมบรรจุขวดพอลิเอทรีลีนเทรฟทาเลต (PET)
- (3) สายการผลิตน้ำอัดลมบรรจุขวดแก้ว ปริมาตร 15 ออนซ์ 0.25 ลิตร และ 1 ลิตร
- (4) สายการผลิตน้ำอัดลมบรรจุขวดแก้ว ปริมาตรบรรจุ 10 ออนซ์

โดยปริมาณน้ำหวานทิ้งในส่วนนี้เท่ากับ 628.50 ลิตร/วัน ดังนั้นปริมาณน้ำหวานทิ้งจากกระบวนการผลิตทั้ง 2 ส่วนนี้ เท่ากับ 992.50 ลิตร/วัน

$$\begin{aligned}
 \text{ปริมาณน้ำหวานทิ้งทั้งหมด} &= \text{น้ำหวานทิ้งจากผลิตภัณฑ์เสื่อมคุณภาพ} + \\
 &\quad \text{น้ำหวานทิ้งจากกระบวนการผลิต} \\
 &= 535.5 + 992.5 \text{ ลิตร/วัน} \\
 &= 1,528.0 \text{ ลิตร/วัน}
 \end{aligned}$$

Table 6. Quantity of waste syrup from processing lines in a carbonated beverage factory.

Type of waste syrup	Source of waste syrup	Quantity (Liters/day)		
		Before filling	After filling	
1. Concentrated syrup	Mixing tank	12.0	8.0	
	Post mixed line	4.5	6.0	
	PET line	4.0	18.5	
	Line No. 3	1.0	-	
	Line No. 4	2.0	35.0	
	<b>Total</b>	<b>91 Liters</b>	<b>23.5</b>	<b>67.5</b>
2. Finish syrup	PET line	-	141.5	
	Line No. 3	52.0	72.0	
	Line No. 4	168.0	195.0	
	<b>Total</b>	<b>628.5 Liters</b>	<b>220.0</b>	<b>408.5</b>

## 2. คุณลักษณะของน้ำหวานทิ้ง

จากการวิเคราะห์ลักษณะของน้ำเสีย พบว่ามีคุณสมบัติดังแสดงใน Table 7 น้ำเสียมีคุณลักษณะคือมีพีเอชต่ำในช่วง 3.25 ซีโอดีมีค่าเฉลี่ย 152,525 มิลลิกรัม/ลิตร และบีโอดีมีค่าโดยเฉลี่ย 25,180 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งมีค่าสูงมากเมื่อเทียบกับน้ำเสียอื่นที่เข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสีย ซึ่งมีค่าซีโอดีอยู่ในช่วง 870 – 1,850 มิลลิกรัมต่อลิตรเท่านั้น นอกจากนี้ยังมีปริมาณไนโตรเจนเท่ากับ 4.15 มิลลิกรัม/ลิตร ปริมาณฟอสฟอรัสเท่ากับ 12.20 มิลลิกรัม/ลิตร จากค่าสารอินทรีย์ที่สูงนี้จะเป็นการเพิ่มอัตราการระสาดอินทรีย์ให้กับระบบบำบัดน้ำเสีย และเป็นการเพิ่มค่าใช้จ่ายในการบำบัดน้ำเสียของบริษัทเนื่องจากการปล่อยน้ำหวานทิ้งลงในระบบบำบัดน้ำเสีย อีกทั้งปริมาณของแข็งทั้งหมดมีปริมาณสูงซึ่งมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 135.25 กรัม/ลิตร เป็นผลมาจากองค์ประกอบหลักในน้ำหวานทิ้งคือน้ำตาล มีความหวานโดยเฉลี่ยเท่ากับ 13.5 องศาบริกซ์ ซึ่งสามารถใช้เป็นแหล่งคาร์บอนในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ได้เป็นอย่างดี เนื่องจากเป็นสารตั้งต้นที่มีโมเลกุลเล็กจึงควรแยกน้ำหวานทิ้งดังกล่าวออกจากระบบบำบัดน้ำเสียและนำมาใช้ประโยชน์ เช่น การผลิตแก๊สชีวภาพหรือการผลิตเอทานอล เพื่อเป็นการลดอัตราการระสาดอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสีย และเพิ่มมูลค่าจากของเสีย

Table 7. Characteristics of waste syrup from a carbonated beverage factory

Parameters	Valume
pH	3.25 ± 0.017
COD	152,525 ± 4.25 mg/l
BOD	25,180 ± 3.24 mg/l
TS	135,250 ± 2.24 mg/l
SS	1.67 ± 0.01 mg/l
TKN	4.15 ± 0.72 mg/l
TP	12.20 ± 1.01 mg/l
Acidity	1,258.23 ± 4.17 mg/l
Sweetness	13.5 ± 0.01 brix

### 3. การศึกษาความเป็นไปได้ทางเทคนิคในการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้ง

การศึกษามุ่งเน้นในการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้งในถังปิดขนาด 5 ลิตร ปรับพีเอชของน้ำหวานทิ้งเป็น 6.8 - 7.0 ด้วยปูนขาว พบว่าหลังการหมัก 1 วัน พีเอชของน้ำเสียจะลดลงอย่างรวดเร็วจาก 7.0 เป็น 2.85 การผลิตแก๊สชีวภาพมีปริมาณเฉลี่ย 652 มิลลิตร/วัน และหลังการหมักในถังปิดต่อไปเป็นระยะเวลา 5 วัน นำแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้มาวิเคราะห์องค์ประกอบพบว่าประกอบด้วยแก๊สมีเทนร้อยละ 12 และคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 88 การลดลงของพีเอชดังกล่าวเป็นผลมาจากการสร้างกรดของจุลินทรีย์กลุ่มผลิตกรดส่งผลให้เกิดสภาวะไม่เหมาะสมต่อการเจริญของจุลินทรีย์กลุ่มผลิตมีเทน ซึ่งเชื้อจุลินทรีย์กลุ่มนี้จะเจริญเติบโตได้ดีในสภาวะเป็นกลาง หากพีเอชต่ำกว่า 5.0 จะส่งผลกระทบต่อจุลินทรีย์กลุ่มนี้อย่างรุนแรง (สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549) การแก้ปัญหาดังกล่าวจึงควรแยกแบคทีเรียทั้งสองกลุ่มออกจากกัน โดยการแยกถังปฏิกรณ์ออกเป็นสองถังตามกระบวนการที่เกิดขึ้น คือถังปฏิกรณ์สร้างกรดและถังปฏิกรณ์สร้างแก๊สมีเทน (Valdez *et al.*, 2005)

การศึกษากการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้งโดยใช้ระบบ ไร้อากาศแบบสองขั้นตอน โดยขั้นตอนที่ 1 ใช้ถังปฏิกรณ์สร้างกรดเพื่อผลิตกรดไขมันระเหยง่าย และขั้นตอนที่ 2 ใช้ถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนเพื่อผลิตแก๊สมีเทน โดยทำการเจือจางน้ำหวานทิ้งให้มีค่าซีโอดีประมาณ 5,000 มิลลิกรัม/ลิตร และพีเอช 5.5 - 6.5 ก่อนป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์สร้างกรดขนาด 5 ลิตร โดยทำการศึกษาที่อัตราการสลายอินทรีย์ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตกรดไขมันระเหยง่าย หลังจากนั้นเมื่อระบบเข้าสู่สถานะคงตัว (steady state) นำน้ำเสียจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดมาปรับพีเอชให้อยู่ในช่วง 6.8 - 7.2 และเติมสารอาหารไนโตรเจนในรูปยูเรียโดยให้มีอัตราส่วนของ COD : N เป็น 100 : 1.1 ซึ่งเป็นอัตราส่วนที่เหมาะสมของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศที่เท่ากับในการทดลองของ Souza (1986) และ McCarty (1964) ก่อนป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนขนาด 15 ลิตร โดยทำการศึกษาที่อัตราการสลายอินทรีย์เป็น 1.9, 2.6, 3.9, 7.8 และ 15.6 kgCOD/m<sup>3</sup>.d

#### 3.1 การศึกษาผลของอัตราการสลายอินทรีย์ต่อการผลิตกรดไขมันระเหยง่ายในถังปฏิกรณ์สร้างกรด

ทำการเดินระบบอย่างต่อเนื่องที่อัตราการสลายอินทรีย์ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ซึ่งมีผลให้ระยะเวลาเก็บกักในระบบเท่ากับ 8, 6 และ 4 ชั่วโมงตามลำดับ พบว่าปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายมีแนวโน้มสูงขึ้นตามอัตราการสลายอินทรีย์ที่นำเข้าสู่ระบบ หรือที่ระยะเวลาเก็บกักที่สั้นลง (Figure 12 และ 13) โดยปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายที่ได้รับการดำเนินงานภายใต้สถานะคงตัวของ

ระบบมีค่าเท่ากับ 1,369.24; 1,580.44 และ 1,169.56 มิลลิกรัม/ลิตรของอะซิเตท ที่อัตราภาระสารอินทรีย์ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ และอัตราภาระสารอินทรีย์ที่เพิ่มสูงขึ้นจะทำให้เกิดการลดลงของระยะเวลาเก็บกักของน้ำเสีย ดังนั้นทำให้จุลินทรีย์สัมผัสกับน้ำเสียได้สั้นลง ทำให้จุลินทรีย์กลุ่มผลิตมีเทนซึ่งเจริญเติบโตช้าไม่สามารถเจริญได้ดี ส่งผลให้เกิดการสะสมของกรดซึ่งเป็นสารตัวกลางจากการย่อยสลายสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ในระบบไร้อากาศและกรดเป็นสารอินทรีย์ที่ละลายอยู่ในน้ำในรูปของกรดไขมันระเหยง่ายปะปนมากับน้ำทิ้งมากขึ้น ซึ่งปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายเกิดขึ้นสูงสุดเมื่อระบบดำเนินงานโดยใช้อัตราภาระสารอินทรีย์มีค่าเท่ากับ 20 kgCOD/m<sup>3</sup>.d (Figure 12) หรือระยะเวลาเก็บกักในถังปฏิกรณ์สร้างกรดเท่ากับ 6 ชั่วโมง (Figure 13) ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Wang และ Bank (2003) ซึ่งได้ทำการศึกษาการบำบัดน้ำเสียไร้อากาศแบบสองขั้นตอน พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์ทำให้ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายสูงขึ้นและนอกจากนี้พบว่าเมื่อกรดไขมันระเหยง่ายเพิ่มขึ้นจะเกิดการสะสมของกรดไขมันระเหยง่ายที่เพิ่มสูงขึ้นทำให้พีเอชของน้ำเสียที่อยู่ภายในถังปฏิกรณ์เกิดการเปลี่ยนแปลงไปซึ่งมีแนวโน้มที่ลดต่ำลง (Figure 14) ส่งผลให้การเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์ถึง 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d น้ำเสียในถังปฏิกรณ์สร้างกรด มีพีเอชลดลงเท่ากับ 3.58 ทำให้เกิดผลยับยั้งการทำงานของจุลินทรีย์กลุ่มผลิตกรด (สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์, 2549) จึงทำให้ปริมาณกรดไขมันระเหยง่ายลดลง และการเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์ยังส่งผลต่อสภาพต่างในถังปฏิกรณ์สร้างกรดมีค่าลดลง โดยมีค่าเท่ากับ 923.33, 643.00, 535.33 มิลลิกรัม/ลิตรของแคลเซียมคาร์บอเนต เมื่อระบบดำเนินงานโดยใช้อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ (Figure 15) ค่าสภาพต่างที่ไม่เหมาะสมจะมีผลต่อการลดลงของพีเอชน้ำเสียเช่นกัน (Metcalf and Eddy, 1991)

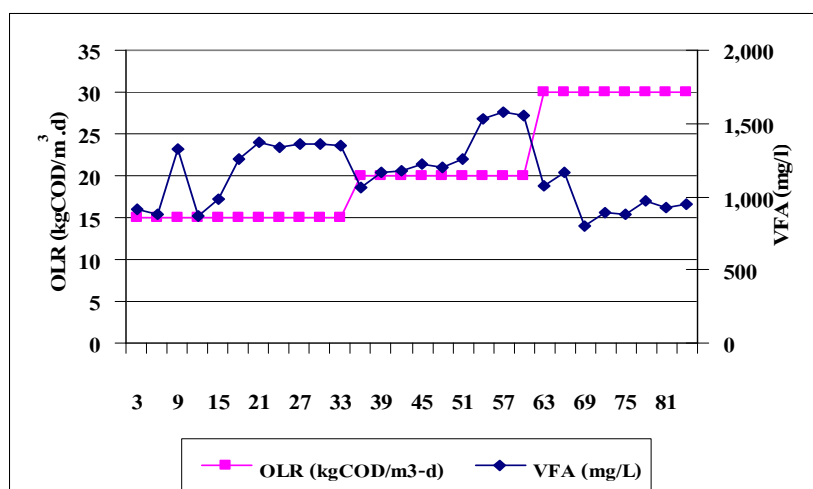


Figure 12. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on VFA production in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

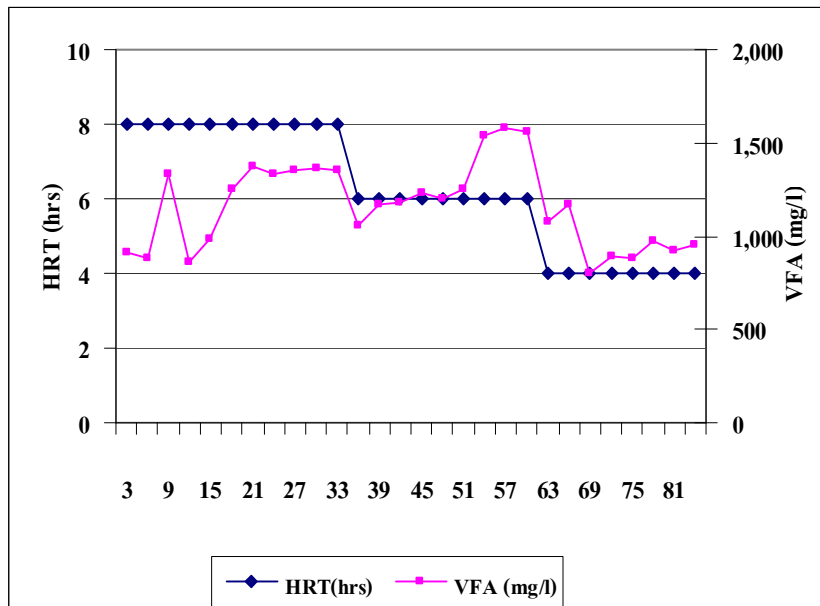


Figure 13. Effect of HRT of 8, 6 and 4 hrs on VFA production in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

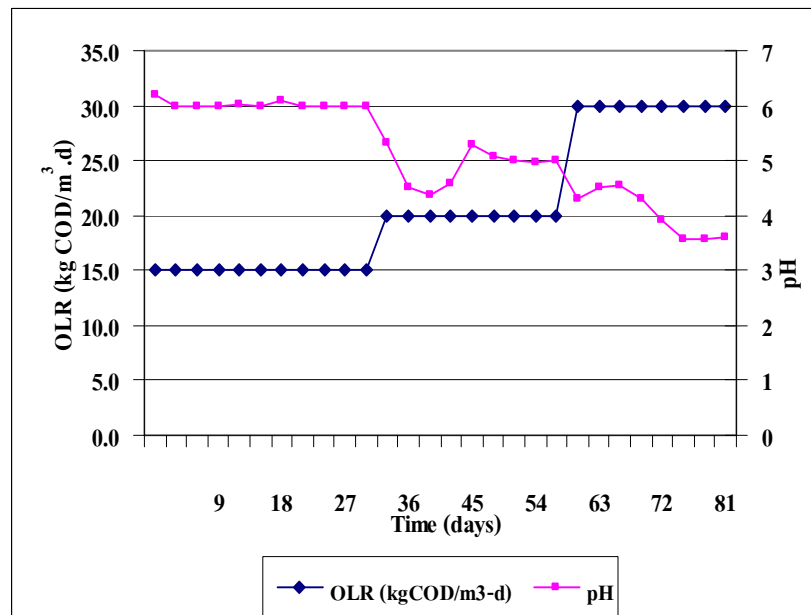


Figure 14. pH of effluence from the anaerobic acid reactor fed by waste syrup collected from a carbonated beverage factory.

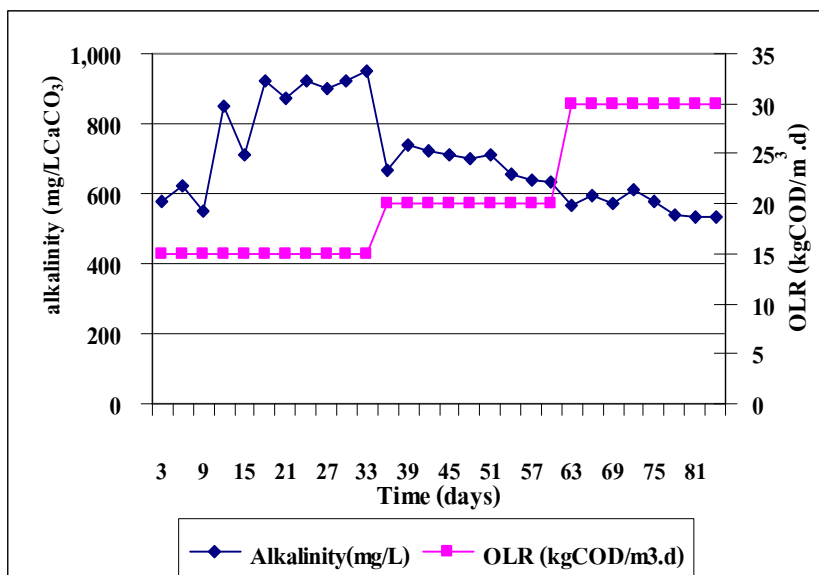


Figure 15. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on alkalinity in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

นอกจากนี้การเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์ทำให้ประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีของถังปฏิกรณ์สร้างกรดลดต่ำลงโดยมีค่าเท่ากับร้อยละ 27.2, 22.4 และ 18.5 เมื่อระบบดำเนินงานภายใต้อัตราภาระสารอินทรีย์ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ (Figure 16) อัตราภาระสารอินทรีย์ที่เพิ่มสูงขึ้นทำให้เกิดการลดลงของระยะเวลาเก็บกักของน้ำเสียเป็น 8, 6 และ 4 ชั่วโมงตามลำดับ ปริมาณจุลินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ที่มีอยู่ในน้ำเสียลดลงแต่เกิดการสร้างกรดไขมันระเหยง่ายขึ้นในระบบแทน ดังนั้นการย่อยสลายสารอินทรีย์เพื่อผลิตกรดไขมันระเหยง่ายโดยอะซิโตนิกแบคทีเรียจึงไม่ได้เป็นการช่วยลดค่าซีโอดีของน้ำเสียลง แต่จะเป็นการเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์ให้กับระบบได้ หากมีการสะสมของผลผลิตกรดที่เกิดขึ้นจากการย่อยสลาย

นอกจากนี้ยังพบว่า การเพิ่มขึ้นของอัตราภาระสารอินทรีย์ทำให้ปริมาณของแข็งทั้งหมดมีปริมาณลดลงจากเริ่มต้น 135.25 กรัม/ลิตร เป็น 94.14, 88.70 และ 78.23 กรัม/ลิตร ซึ่งเท่ากับร้อยละ 30.40, 34.42 และ 42.16 ที่อัตราภาระสารอินทรีย์ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ (Figure 17) การเพิ่มปริมาณสารอินทรีย์เข้าสู่ระบบเป็นการเพิ่มสารอาหารให้กับจุลินทรีย์โดยเฉพาะจุลินทรีย์กลุ่มอะซิโตนิกแบคทีเรียที่สามารถย่อยสลายสารอินทรีย์โมเลกุลใหญ่ให้เป็น โมเลกุลเล็กลง



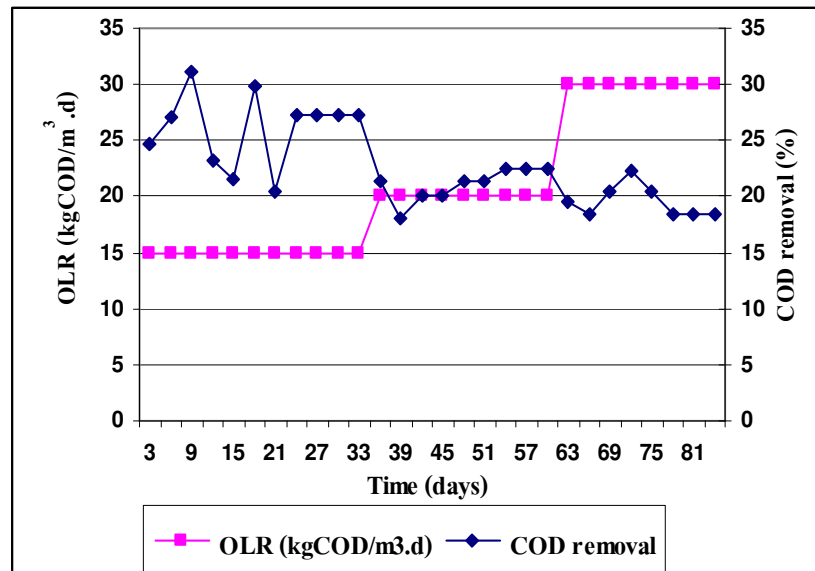


Figure 16. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on COD removal in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

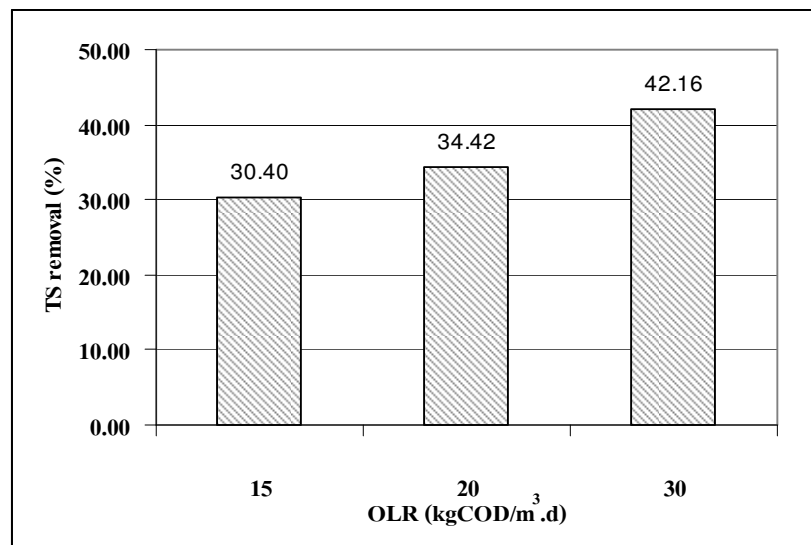


Figure 17. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on TS removal in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

นอกจากนี้เมื่อระบบเข้าสู่สถานะคงตัว พบว่าปริมาณการผลิตแก๊สชีวภาพโดยเฉลี่ยเท่ากับ 7.10 และ 7.38 ลิตร/วันที่อัตราภาระสารอินทรีย์ 15 และ 20 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ พบว่าปริมาณแก๊สชีวภาพจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดมีแนวโน้มสูงขึ้นตามอัตราภาระสารอินทรีย์ที่เพิ่มสูงขึ้น

(Figure 18) ซึ่งปริมาณการผลิตแก๊สชีวภาพทั้งหมดที่ถูกผลิตขึ้นมีความสัมพันธ์กับปริมาณของสารอาหารหรือสารอินทรีย์ที่ถูกป้อนเข้าสู่ระบบ (Parawira *et al.*, 2005; Ann *et al.*, 2004) และที่อัตราภาระสารอินทรีย์ที่ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d พบว่าปริมาณการผลิตแก๊สชีวภาพจะลดต่ำลงเป็น 6.9 ลิตร/วัน ทั้งนี้เนื่อง มาจากการเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์มีผลทำให้ระยะเวลาเก็บกักสั้นลง (4 ชั่วโมง) ทำให้จุลินทรีย์สัมผัสกับน้ำเสียได้น้อยลง และจากการลดลงของพีเอชในน้ำเสียของถังปฏิกรณ์สร้างกรด ส่งผลกระทบต่อจุลินทรีย์เช่นกัน

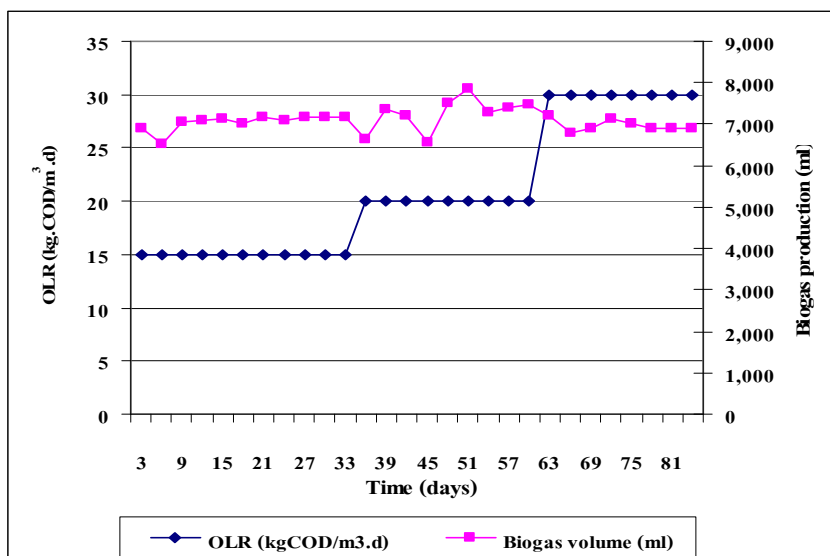


Figure 18. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on biogas production in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory

จากการวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สชีวภาพจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดเมื่อระบบเข้าสู่สถานะคงตัว พบว่าองค์ประกอบหลักของแก๊สชีวภาพเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงถึงร้อยละ 65, 75 และ 76 และที่เหลือเป็นแก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 35, 25 และ 24 ที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ (Figure 19) ซึ่งเนื่องจากเมื่อเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์มีผลทำให้ผลผลิตแก๊สไฮโดรเจนลดต่ำลง (Wang, 2008) และนอกจากนี้พบว่าแก๊สชีวภาพจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดไม่พบองค์ประกอบของแก๊สมีเทนซึ่งสอดคล้องกับ Chu และคณะ (2007) ซึ่งได้ทำการศึกษาผลของพีเอชต่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจากเศษอาหารด้วยระบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอน พบว่าแก๊สชีวภาพมีองค์ประกอบเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 52-56 และที่เหลือเป็นแก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 41-47 โดยไม่พบองค์ประกอบของแก๊สมีเทนในถังปฏิกรณ์สร้างกรด

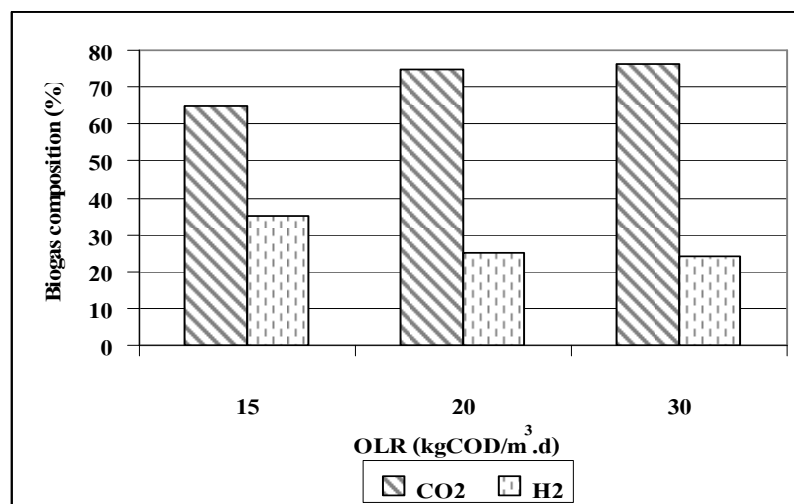


Figure 19. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on biogas composition in the anaerobic acid reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

สรุปผลของอัตราภาระสารอินทรีย์ที่ 15, 20 และ 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ต่อการเปลี่ยนแปลงพารามิเตอร์ต่างๆ แสดงดัง Table 8 ซึ่งพบว่าที่อัตราภาระสารอินทรีย์ 20 kgCOD/m<sup>3</sup>.d เป็นค่าที่ดีที่สุดในการดำเนินการทดลองในถังปฏิกรณ์สร้างกรด เนื่องจากให้ค่ากรดไขมันระเหยง่ายสูงที่สุดเท่ากับ 1,580.44 มิลลิกรัม/ลิตรของอะซิเตท ซึ่งกรดไขมันระเหยง่ายจะเป็นสารตั้งต้นในการผลิตมีเทนต่อไป

Table 8. Effect of OLR of 15, 20 and 30 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on parameters in the anaerobic acid reactor at steady state condition.

Parameters	OLR (kgCOD/m <sup>3</sup> .d)		
	15	20	30
HRT (hrs)	8	6	4
pH	6.0	5.01	3.58
VFA (mg/l)	1,369.24	1,580.44	1,169.56
alkalinity (mg/l)	923.33	643.00	535.33
COD removal (%)	27.20	22.40	18.50
TS removal (%)	30.40	34.42	42.16
Biogas production (Liters/day)	7.10	7.31	6.90

### 3.2 การศึกษาผลของอัตราภาระสารอินทรีย์ต่อการผลิตแก๊สชีวภาพของถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน

ทำการเดินระบบอย่างต่อเนื่องในถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 1.9, 2.6, 3.9, 7.8 และ 15.6 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ส่งผลให้มีระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียเท่ากับ 48, 36, 24, 12 และ 6 ชั่วโมงตามลำดับ โดยใช้น้ำเสียจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนในการเดินระบบของถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนพบว่าปริมาณการผลิตแก๊สชีวภาพมีช่วงระหว่าง 4.89 – 12.58 ลิตร/วัน ซึ่งแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นในถังปฏิกรณ์เกิดจากการย่อยสลายสารอินทรีย์โดยอาศัยแบคทีเรียกลุ่มผลิตกรดและแบคทีเรียกลุ่มผลิตมีเทนทำงานร่วมกันอย่างต่อเนื่อง ดังนั้นปริมาณแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้นจะแสดงถึงประสิทธิภาพการทำงานของระบบได้ ซึ่งขึ้นกับลักษณะและปริมาณของน้ำเสียและสภาพแวดล้อมที่เหมาะสมต่อการทำงานของจุลินทรีย์ จากการทดลองพบว่าประมาณวันที่ 3 นับจากเริ่มต้นระบบปริมาณแก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้นจะเพิ่มขึ้นตามอัตราภาระสารอินทรีย์ที่ป้อนเข้าสู่ระบบ โดยการผลิตแก๊สชีวภาพสูงสุดเท่ากับ 12.58 ลิตร/วัน ที่อัตราภาระสารอินทรีย์ 2.6 kgCOD/m<sup>3</sup>.d และระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียเท่ากับ 36 ชั่วโมง (1.5 วัน) แต่เมื่อเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์เป็น 3.9 และ 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d หรือระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียที่ 24 ชั่วโมง (1 วัน) และ 12 ชั่วโมง (0.5 วัน) ปริมาณแก๊สมีเทนที่ผลิตได้จากระบบจะลดลงมีค่าระหว่าง 5.8 และ 9.2 ลิตร/วันตามลำดับ (Figure 20 และ 21) และเมื่ออัตราภาระสารอินทรีย์ เป็น 15.6 kgCOD/m<sup>3</sup>.d หลังวันที่ 114 ของการเดินระบบ พบว่าจะไม่มีการผลิตแก๊สชีวภาพเนื่องจากเกิดการหลุดของตะกอนสลัดจ์ออกจากระบบ

เมื่อวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สชีวภาพจากถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนที่ผลิตภายใต้สถานะคงตัวของระบบ พบว่ามีแก๊สมีเทนเท่ากับร้อยละ 74, 79, 63 และ 55 ที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 1.9, 2.6, 3.9 และ 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ (Figure 22) องค์ประกอบของแก๊สมีเทนในแก๊สชีวภาพที่ผลิตได้จะมีค่าลดลงตามอัตราภาระสารอินทรีย์ที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับรายงานของ Gnanadipathy (1991) และนอกจากนี้แก๊สชีวภาพจากถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนจะไม่พบองค์ประกอบของแก๊สไฮโดรเจนซึ่งสอดคล้องกับการรายงานของ Chu และคณะ (2007) ซึ่งได้ทำการศึกษาการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนจากเศษอาหารด้วยระบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอน พบว่าแก๊สชีวภาพจากถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนจะมีองค์ประกอบเป็นแก๊สมีเทนร้อยละ 70-80 และส่วนที่เหลือจะเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 20-29 โดยไม่พบองค์ประกอบของแก๊สไฮโดรเจน

นอกจากนี้ยังพบว่า การเพิ่มขึ้นของอัตราภาระสารอินทรีย์ทำให้ปริมาณของแข็งทั้งหมดมีปริมาณลดลงจาก 135.25 กรัม/ลิตร เป็น 3.98, 1.25, 13.20 และ 23.38 กรัม/ลิตร ซึ่งเท่ากับร้อยละ 97.06, 99.08, 90.24 และ 82.71 ที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 1.9, 2.6, 3.9 และ 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ (Figure 23) การเพิ่มปริมาณสารอินทรีย์เข้าสู่ระบบเป็นการเพิ่มสารอาหารให้กับจุลินทรีย์ ทำให้ประสิทธิภาพในการกำจัดของแข็งทั้งหมดเพิ่มสูงขึ้น แต่เมื่อถึงระดับที่มากเกินไปที่จุลินทรีย์จะใช้ได้หมด ทำให้ประสิทธิภาพในการกำจัดของแข็งทั้งหมดลดลงเนื่องจากการเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์ส่งผลให้ระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียค่อยๆ ลดลงเป็น 48, 36, 24, 12 และ 6 ชั่วโมงตามลำดับ ส่งผลให้จุลินทรีย์มีเวลาสัมผัสกับน้ำเสียได้สั้น ทำให้มีของแข็งทั้งหมดเหลือในระบบในปริมาณที่สูงขึ้น

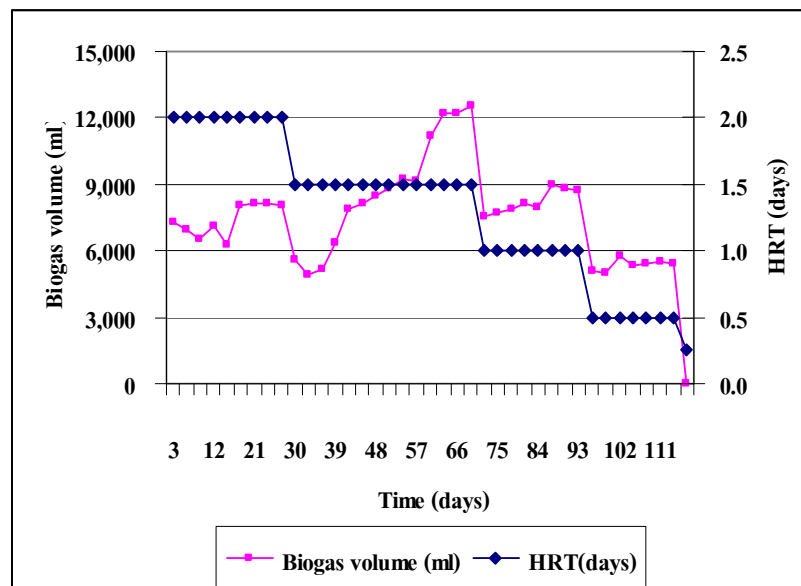


Figure 20. Effect of HRT of 48, 36, 24, 12 and 6 hrs on biogas production in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

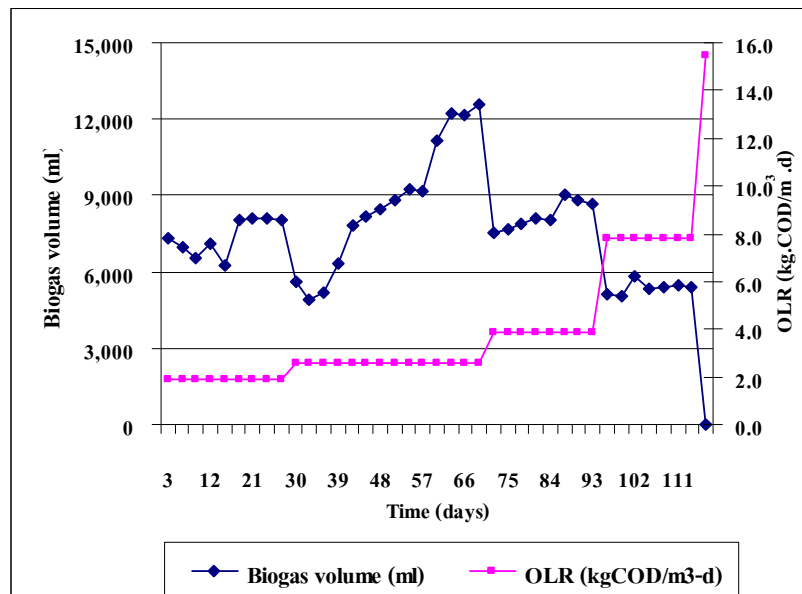


Figure 21. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on biogas production in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

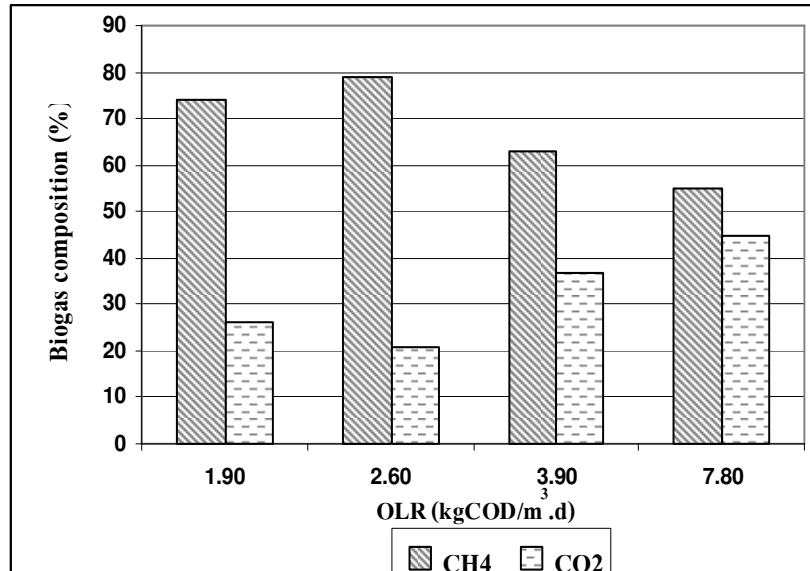


Figure 22. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on biogas composition in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory under steady state condition.

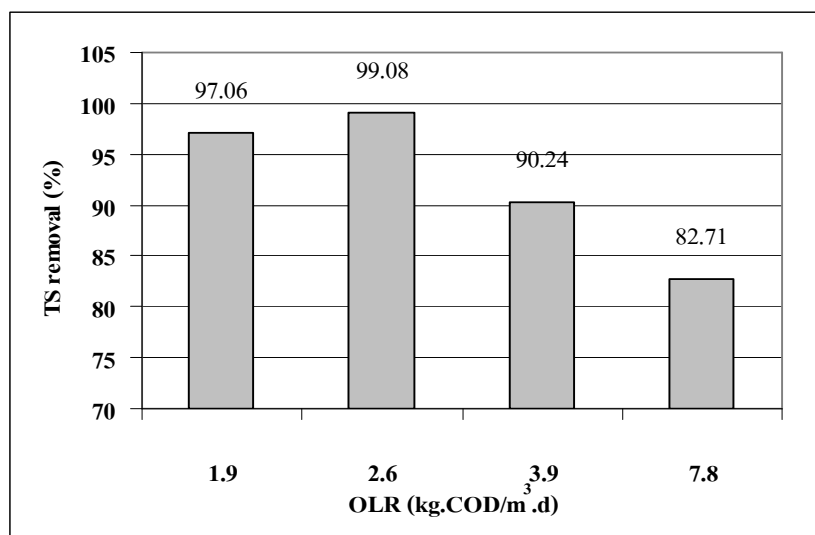


Figure 23. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on TS removal in the methane production reactor which operated by waste syrup from a carbonated beverage factory under steady state condition.

จากการศึกษาประสิทธิภาพการลดค่าซีไออดี โดยคำนวณหาประสิทธิภาพการกำจัดซีไออดีของระบบโดยเปรียบเทียบกับซีไออดีของน้ำเข้า ซึ่งน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนที่ได้รับจากการดำเนินงานภายใต้สถานะคงตัวของระบบ พบว่าเพิ่มสูงขึ้นมีค่าเท่ากับ 426.7, 261.3, 791.2 และ 1,180.0 มิลลิกรัม/ลิตร และมีผลทำให้ประสิทธิภาพในการกำจัดซีไออดีมีแนวโน้มลดลงเมื่อเพิ่มอัตราภาระสารอินทรีย์ที่นำเข้าสู่ระบบสูงขึ้นประสิทธิภาพการกำจัดค่าซีไออดีที่ได้รับจากการดำเนินงานของระบบลดลงมีค่าเท่ากับร้อยละ 91.47, 94.77, 84.18 และ 76.40 เมื่อระบบมีอัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 1.9, 2.6, 3.9 และ 7.8kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ สำหรับประสิทธิภาพในการลดค่าซีไออดีของน้ำเสียที่ได้รับจากการของถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน พบว่ามีค่าสูงกว่าผลที่ได้รับจากการดำเนินงานในถังสร้างกรด ทั้งนี้เนื่องจากมีทาจินิคแบคทีเรียที่มีอยู่ในถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนสามารถมีกิจกรรมในการสร้างผลผลิตมีเทนได้ในปริมาณที่สูงกว่า จึงมีผลทำให้ปริมาณผลผลิตกรดไขมันระเหยง่ายเกิดการย่อยสลายและเปลี่ยนเป็นแก๊สมีเทนทำให้มีผลต่อประสิทธิภาพการลดค่าซีไออดีของน้ำเสียจากถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน ในการลดค่าซีไออดีของน้ำหวานทิ้งจากโรงงานผลิตน้ำตาล เมื่อระบบอยู่ในสถานะคงตัวระบบสามารถลดค่าซีไออดีได้สูงสุดร้อยละ 94.77 จากการทดลองพบว่า เมื่อเพิ่มภาระสารอินทรีย์สูงขึ้นประสิทธิภาพในการกำจัดซีไออดีจะลดลง (Figure 24) ซึ่งใกล้เคียงกับงานวิจัยของ Wang และ Bank (2003) ซึ่งได้ทำการศึกษการบำบัดน้ำเสียไร้อากาศ

แบบสองชั้นตอนพบว่าสามารถลดค่าซีโอดีได้สูงสุดถึงร้อยละ 95 ที่อัตราการระสารอินทรีย์ในช่วง 4.0–13.1 kgCOD/m<sup>3</sup>.d และระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียที่ 1 วัน

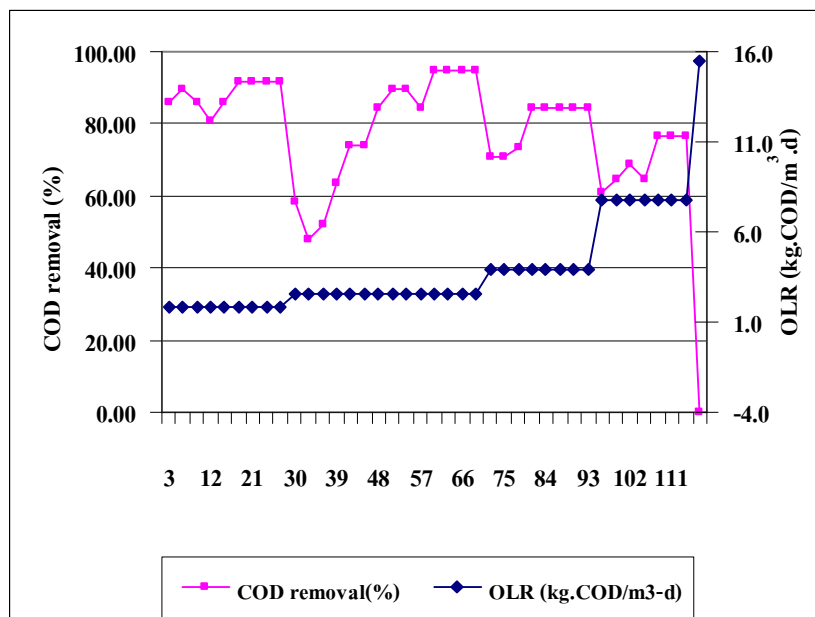


Figure 24. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on COD removal in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory.

สรุปผลของอัตราการระสารอินทรีย์ที่ระดับ 1.9, 2.6, 3.9 และ 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ต่อการเปลี่ยนแปลงพารามิเตอร์ต่างๆ ในการดำเนินการในถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน (Table 9) ซึ่งพบว่าที่อัตราการระสารอินทรีย์ 2.6 kgCOD/m<sup>3</sup>.d เป็นค่าที่ดีที่สุดในการดำเนินการทดลองในถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน เนื่องจากให้ปริมาณการผลิตแก๊สชีวภาพสูงสุดถึง 12.58 ลิตร/วัน เมื่อเปรียบเทียบกับที่ค่าของอัตราการระสารอินทรีย์อื่นๆ เมื่อคำนวณหาผลการผลิตแก๊สมีเทนของระบบ ซึ่งเปรียบเทียบกับอัตราการผลิตแก๊สมีเทนต่อการกำจัดซีโอดีทั้งหมดของระบบกับค่าแนะนำในทางทฤษฎีซึ่งเท่ากับ 0.35 ลิตรมีเทน/กรัมซีโอดีที่ถูกกำจัด (McCarty, 1964) พบว่าอัตราการผลิตแก๊สมีเทนต่อการกำจัดซีโอดีมีค่าสูงกว่าทฤษฎีคือ 0.88, 1.70, 1.45 และ 1.07 และที่อัตราการระสารอินทรีย์เท่ากับ 1.9, 2.6, 3.9 และ 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d ตามลำดับ ทั้งนี้อาจเนื่องมาจากขั้นตอนการผลิตกรดไขมันระเหยง่ายจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดสามารถผลิตกรดไขมันระเหยง่ายซึ่งเป็นสารตั้งต้นในการสร้างมีเทนได้ในปริมาณที่สูง 1,580 มิลลิกรัม/ลิตร จึงเป็นผลให้สามารถผลิตแก๊สมีเทนได้ในปริมาณที่สูง



Table 9. Effect of OLR of 1.9, 2.6, 3.9 and 7.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d on parameters in the methane production reactor fed by waste syrup from a carbonated beverage factory under steady state condition.

Parameters	OLR (kgCOD/m <sup>3</sup> .d)			
	1.9	2.6	3.9	7.8
HRT (hrs)	48	36	24	12
pH	7.11	7.02	6.95	6.84
COD (%)	91.47	94.77	84.18	76.40
TS (%)	97.06	99.08	90.24	82.71
Biogas production (liters/day)	8.11	12.58	9.20	5.80
Methane production rate (liter methane/gCOD removed)	0.88	1.70	1.45	1.07

การศึกษาความเป็นไปได้ทางด้านเทคนิคในการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลม ผลจากการทดลองภายใต้สภาวะที่เหมาะสมข้างต้นสามารถเปรียบเทียบกับการรายงานการศึกษาศักยภาพในการผลิตแก๊สชีวภาพของน้ำเสียแต่ละแหล่ง(กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน, 2549) แสดงดัง Table 10 พบว่าน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลมมีศักยภาพในการผลิตแก๊สชีวภาพสูงเมื่อเปรียบเทียบกับน้ำเสียแหล่งอื่นๆ โดยมีความสามารถในการผลิตแก๊สชีวภาพได้เท่ากับ 37.7 ลูกบาศก์เมตร/ลูกบาศก์เมตรของน้ำหวานทิ้ง

Table 10. Amount of biogas production from 1m<sup>3</sup> of difference sources of wastewater.

Source of wastewater	COD (mg/l)	Biogas production (m <sup>3</sup> )
Slaughterhouse	1,970	0.7
Rice starch	4,560	2.4
Cassava starch	22,500	7
Palm oil	86,530	15
Waste syrup	152,525	37.7

ที่มา: ดัดแปลงจากคู่มือเทคโนโลยีการผลิตและการใช้ประโยชน์จากแก๊สชีวภาพ (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน, 2549; กลุ่มงานวิจัยศึกษาพลังงาน (แก๊สชีวภาพ) สำนักวิจัยค้นคว้าพลังงาน (2547)

#### 4. การศึกษาความเป็นไปได้ทางเทคนิคในการผลิตเอทานอลโดยใช้น้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลม

การศึกษาการผลิตเอทานอลโดยใช้น้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลมได้ทำการศึกษาเปรียบเทียบกันในสองสถานะคือในสถานะปลอดเชื้อและสถานะไม่ปลอดเชื้อ ใช้ระยะเวลาในการหมักโดยเชื้อ *S. cerevisiae* TISTR 5055 เป็นเวลา 48 ชั่วโมง ปริมาณการผลิตเอทานอลและน้ำตาลรีดิวซ์ในน้ำหวานทิ้งแสดงดัง Figure 25 และ 26 พบว่าชั่วโมงที่ 18 จะให้ปริมาณเอทานอลสูงสุดเท่ากับ 5.33 กรัม/ลิตร มีค่าสูงกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับการผลิตเอทานอลภายใต้สถานะไม่ปลอดเชื้อซึ่งให้ปริมาณเอทานอลเท่ากับ 3.99 กรัม/ลิตร หรือให้ผลผลิตเอทานอลเท่ากับ 0.27 และ 0.20 กรัมเอทานอล/กรัมสับสเตรท ตามลำดับ โดย Kiransee และคณะ (2000) ใช้ชูโครสรี้อยละ 15 (w/v) เป็นแหล่งคาร์บอนหมักที่อุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียสพบว่า *S. cerevisiae* SV1 และ *S. cerevisiae* SV3 สามารถผลิตเอทานอลได้สูงถึง 52 และ 64 กรัม/ลิตร หรือผลผลิตเอทานอลเท่ากับ 0.35 และ 0.43 กรัมเอทานอล/กรัมสับสเตรท ตามลำดับ นอกจากนี้สิรินทร์ เวสกิจกุล (2530) ทำการศึกษาประสิทธิภาพของการผลิตเอทานอลจากน้ำอ้อยโดยเชื้อ *S. cerevisiae* โดยทำการหมักที่อุณหภูมิ 37 องศาเซลเซียส ปริมาณน้ำตาลเริ่มต้นเท่ากับร้อยละ 16.21 (w/v) สามารถผลิตเอทานอลได้ร้อยละ 9.8 (w/v) หรือให้ผลผลิตเอทานอลเท่ากับ 0.6 กรัมเอทานอล/กรัมสับสเตรท

นอกจากนี้เมื่อตรวจวัดน้ำตาลที่เหลือในอาหาร พบว่าการใช้อาหารน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลมที่มีน้ำตาลร้อยละ 20 ไม่มีน้ำตาลรีดิวซ์เหลือในชั่วโมงที่ 12 หลังการหมักทั้งในสถานะปลอดเชื้อและไม่ปลอดเชื้อ

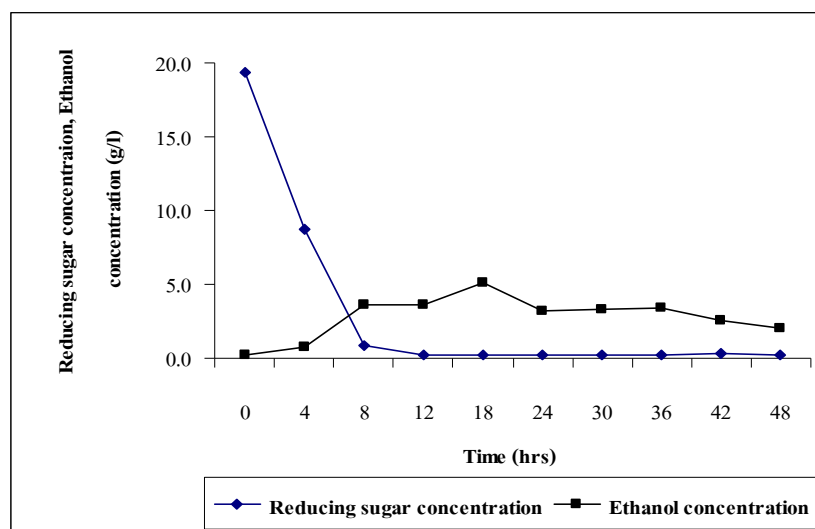


Figure 25. Amount of ethanol production compared with the decreasing of the reducing sugar in waste syrup from a carbonated beverage factory fortified with medium I under aseptic condition for 48 hrs by *S. cerevisiae* TISTR 5055.

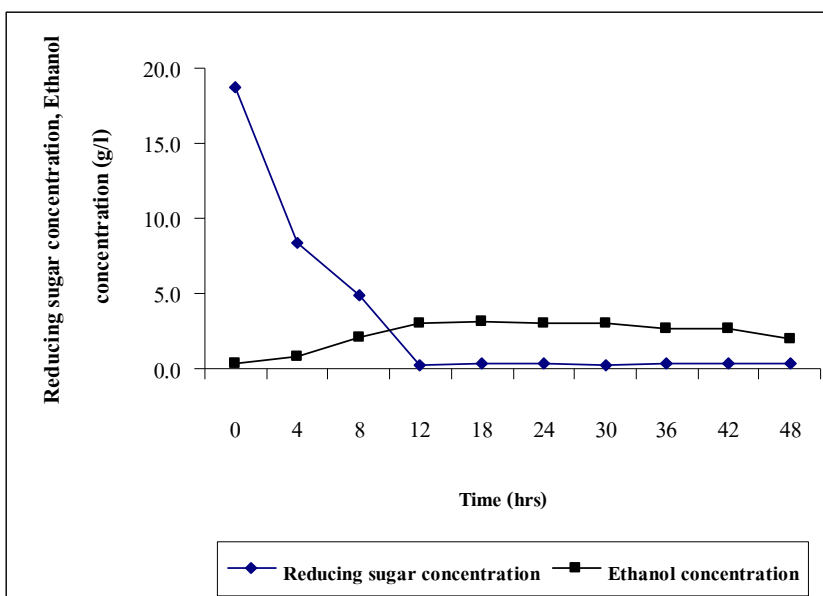


Figure 26. Amount of ethanol production compared with the decreasing of the reducing sugar in waste syrup from a carbonated beverage factory fortified with medium I under septic condition for 48 hrs by *S. cerevisiae* TISTR 5055.

ผลจากการทดลองนี้พบว่าผลการผลิตเอทานอลน้อยกว่าผลผลิตของเอทานอลทางทฤษฎีทั้งนี้อาจเนื่องมาจากน้ำหวานที่จากโรงงานน้ำอัดลมมีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นองค์ประกอบหลักซึ่งอาจส่งผลให้เกิดการยับยั้งการเติบโตและการหมักซึ่งมีการอธิบายว่าคาร์บอนไดออกไซด์มีผลยับยั้งการเกิดปฏิกิริยาดีคาร์บอกซิเลชัน นอกจากนี้ยังพบว่าคาร์บอนไดออกไซด์มีผลต่อเชื้อหุ้มเซลล์ทำให้ความสามารถในการขนถ่ายสารเปลี่ยนแปลงไปด้วย (เทพปัญญา เจริญรัตน์, 2545) และปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงถึง 7.5 -8.0 บรรยากาศ จะทำให้อัตราเร็วของการหมักลดลงหรืออาจไม่เกิดขึ้นเลย (King and Hossain, 2004)

นอกจากนี้การศึกษาประสิทธิภาพในการกำจัดซีโอดีในสภาวะปลอดเชื้อและไม่ปลอดเชื้อพบว่าหลังการหมักเป็นเวลา 48 ชั่วโมง ซีโอดีลดลงจากก่อนการหมักซึ่งซีโอดีเริ่มต้นเท่ากับ 24,785 มิลลิกรัม/ลิตร ลดลงเหลือ 4,460 และ 6,444 มิลลิกรัม/ลิตร คิดเป็นประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีเท่ากับร้อยละ 82 และ 74 ตามลำดับ ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองของรุ่งโรจน์ เทพสุธรรม และคณะ (2545) ซึ่งได้ศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพโดยวิธีการหมักแบบกึ่งไร้อากาศซึ่งใช้ถังหมักขนาด 150 ลิตร โดยอาศัยกระบวนการหมักแบบไม่ต่อเนื่องใช้น้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพ 2 ประเภท คือน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพประเภทน้ำดำและน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพประเภทแตงสีและกลิ่น การทดลองในห้องปฏิบัติการ โดยมีการใช้เชื้อ *S. cerevisiae* ร่วมกับการเติม

สารอาหารไดแอมโมเนียมฟอสเฟต และสารปรับสภาพด้วยโซเดียมไปคาร์บอเนต จากผลการศึกษาพบว่าสามารถบำบัดซีไอดีของน้ำอัดลมเสื่อมคุณภาพประเภทน้ำดำจาก 144,670 มิลลิกรัม/ลิตร ลดลงเหลือ 49,330 มิลลิกรัม/ลิตร เท่ากับร้อยละ 65.90 ส่วนประเภทน้ำอัดลมแต่งสีและกลิ่นซีไอดี ลดลงจาก 148,670 มิลลิกรัม/ลิตร เหลือ 44,670 มิลลิกรัม/ลิตร หรือเท่ากับร้อยละ 70.0

ผลจากการทดลองโดยใช้สูตรอาหารที่ 1 ภายใต้สภาวะปลอดเชื้อจะสามารถผลิตเอทานอลได้สูงกว่าสภาวะไม่ปลอดเชื้อ จึงทำการศึกษาการผลิตเอทานอลในสภาวะปลอดเชื้อโดยใช้สูตรอาหารที่ 2 (ปรับลดปริมาณสารอาหาร) พบว่าชั่วโมงที่ 18 ของการหมักจะให้เอทานอลสูงสุด 4.12 กรัม/ลิตร (Figure 27) หรือให้ผลผลิตเอทานอลเท่ากับ 0.21 กรัมเอทานอล/กรัมสับสเตรท ซึ่งมีค่าต่ำกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับการใช้สูตรอาหารที่ 1 ซึ่งให้ปริมาณเอทานอลสูงสุด 5.33 กรัม/ลิตร และผลผลิตเอทานอลเท่ากับ 0.27 กรัมเอทานอล/กรัมสับสเตรท ทั้งนี้การลดปริมาณสารอาหารในสูตรอาหารเลี้ยงเชื้อลง มีผลทำให้การผลิตเอทานอลของ *S. cerevisiae* ลดลง นอกจากนี้พบว่าปริมาณของซีไอดีลดลงจาก 24,533 มิลลิกรัม/ลิตร เป็น 4,248 มิลลิกรัม/ลิตร หรือคิดเป็นประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีเท่ากับร้อยละ 83

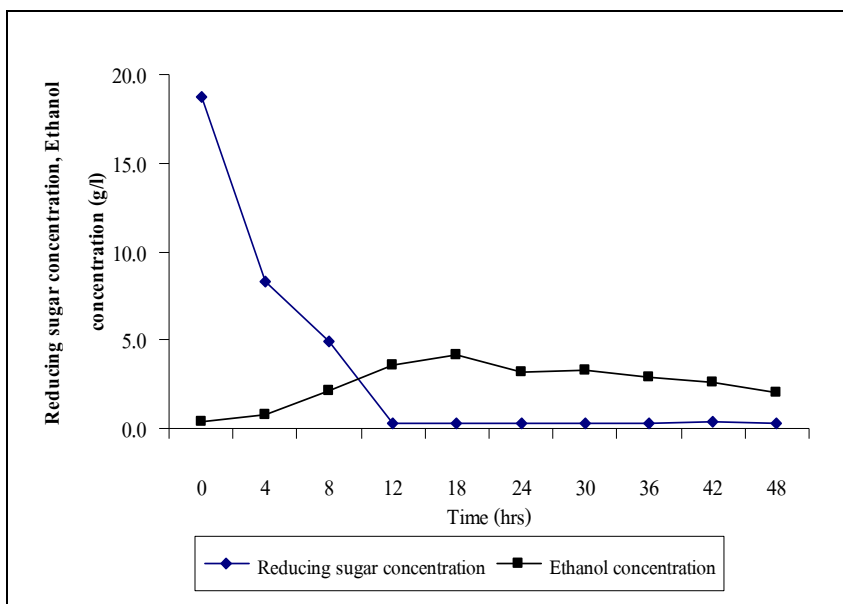


Figure 27. Amount of ethanol production compared with the decreasing of the reducing sugar in waste syrup from a carbonated beverage factory fortified with medium II under aseptic condition for 48 hrs by *S. cerevisiae* TISTR 5055.

สรุปผลของสูตรอาหารที่ 1 และ 2 ต่อปริมาณการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานผลิตน้ำอัดลมภายใต้สภาวะปลอดเชื้อ (Table 11) พบว่าการผลิตเอทานอลในสูตรอาหารเลี้ยงเชื้อที่ 1 และ 2 เวลาที่ 18 ชั่วโมง ของการหมักจะให้ผลผลิตเอทานอล และประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีที่ใกล้เคียงกันคือเท่ากับ 0.27, 0.21 กรัมเอทานอล/กรัมสับสเตรท และร้อยละ 82 และ 83 ตามลำดับ เมื่อปรับสารอาหารลงเป็นร้อยละ 90 ของ  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  และ  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  ร้อยละ 50 ของ  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  และร้อยละ 25 ของ yeast extract

อย่างไรก็ตามการพิจารณาเลือกใช้สูตรอาหารที่เหมาะสมในการผลิตเอทานอลในระดับอุตสาหกรรมจะเป็นปัจจัยหนึ่งที่มีความสำคัญ เนื่องจากสูตรของอาหารเลี้ยงเชื้อจัดเป็นต้นทุนในการดำเนินการ การเลือกใช้สูตรอาหารที่เหมาะสมจึงสามารถช่วยลดต้นทุนต่อหน่วยในการผลิตเอทานอลลงได้

Table 11. Comparison of the ethanol production using the medium I and II by *S. cerevisiae* TISTR 5055 under aseptic condition.

Parameters	Medium I	Medium II
Nutrients		
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (g/l)	1.0	0.1
$\text{KH}_2\text{PO}_4$ (g/l)	1.0	0.5
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (g/l)	5.0	0.5
yeast extract (g/l)	4.0	1.0
Ethanol production (g/l)	5.33	4.12
Fermenting times (hrs)	18	18
Ethanol yield (g of ethanol/g of substrate)	0.27	0.21
COD removal (%)	82	83

## 5. ระบบบำบัดน้ำเสียที่จะนำมาใช้ในการผลิตแก๊สชีวภาพ

การศึกษาความเป็นไปได้ในการลงทุนก่อสร้างระบบผลิตแก๊สชีวภาพ เริ่มจากการออกแบบระบบบำบัดน้ำหวนทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำอัดลม การกำหนดขนาดของระบบการผลิตแก๊สชีวภาพให้เหมาะสมกับปริมาณและคุณภาพของวัตถุดิบ ซึ่งในที่นี้หมายถึงน้ำหวนทิ้งจากโรงงานผลิตน้ำอัดลม โดยพบว่าน้ำหวนทิ้งที่เกิดขึ้นมีค่าเฉลี่ย 1.5 ลูกบาศก์เมตร/วัน จึงใช้ข้อมูลนี้เป็นตัวกำหนดขนาดของระบบบำบัดน้ำหวนทิ้ง จากการศึกษาสถานะที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวนทิ้ง โดยใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอน ซึ่งจากการศึกษาการจำลองถึงปฏิกรณ์สร้างกรดขนาด 5 ลิตร และถึงปฏิกรณ์สร้างมีเทนขนาด 15 ลิตร พบว่าน้ำหวนทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลมปริมาณ 1 ลูกบาศก์เมตร สามารถผลิตแก๊สชีวภาพได้สูงถึง 37.7 ลูกบาศก์เมตร ที่อัตราการระสาดอินทรีย์เท่ากับ  $20 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{d}$  ระยะเวลาเก็บกักน้ำเสีย 6 ชั่วโมง สำหรับถึงปฏิกรณ์สร้างกรด และอัตราการระสาดอินทรีย์  $2.6 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{d}$  ระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียเท่ากับ 36 ชั่วโมง (1.5 วัน) สำหรับถึงปฏิกรณ์สร้างมีเทน เมื่อนำผลการศึกษาเบื้องต้นมาพิจารณาสามารถออกแบบระบบการผลิตแก๊สชีวภาพได้ แสดงดัง Figure 28 และรูปตัดแสดงดัง Figure 29 ซึ่งระบบบำบัดน้ำหวนทิ้งสำหรับการผลิตแก๊สชีวภาพมีรายละเอียดดังนี้

### (1) บ่อพัก (1)

บ่อพัก (1) ทำหน้าที่รวบรวมน้ำหวนทิ้งทั้งหมดจากกระบวนการผลิตและผลิตภัณฑ์ที่ไม่ได้มาตรฐาน โครงสร้างบ่อพักเป็นบ่อขุดปูพื้นด้วย HDDE ความจุขนาด 6 ลูกบาศก์เมตร เพื่อรองรับปริมาณน้ำหวนทิ้งที่มาจากกระบวนการผลิต และส่วนที่เทจากที่บรรจุขวดแล้ว ซึ่งน้ำหวนทิ้งในส่วนนี้มีปริมาณที่ไม่แน่นอน จึงต้องเผื่อปริมาณที่ทำการเทต่อวันด้วย โดยบ่อพักมีความกว้างเท่ากับ 2.0 เมตร ความยาวเท่ากับ 2.0 เมตร ความลึกของบ่อจากผิวดินเท่ากับ 1.5 เมตร

### (2) ระบบท่อน้ำเสีย

ระบบท่อน้ำเสียก่อสร้างเป็นระบบท่อปิด การออกแบบใช้ระดับความแตกต่างของพื้นที่ในการขนส่งน้ำเสียผ่านท่อเพื่อประหยัดค่าใช้จ่ายในส่วนค่าสูบน้ำ

### (3) บ่อปรับสภาพ (1)

น้ำหวนทิ้งจากบ่อพักจะต่ออนุกรมกับบ่อปรับสภาพ (1) โดยน้ำเสียจะระบายน้ำลงสู่บ่อปรับสภาพ มีระบบวาล์วช่วยในการเปิดปิดควบคุมปริมาณน้ำหวนทิ้งบ่อนี้มีผนังและก้นบ่อทำด้วยคอนกรีตเสริมเหล็ก ตัวบ่อมีขนาด 49 ลูกบาศก์เมตร มีความกว้างเท่ากับ 3.5 เมตร ความยาวเท่ากับ 3.5 เมตร ความลึกของบ่อจากผิวดิน 4.0 เมตร บ่อปรับสภาพ (1) ทำหน้าที่ในการปรับสภาพน้ำหวนทิ้งให้มีสถานะที่เหมาะสม โดยน้ำหวนทิ้งจะต้องมีการเจือจาง (dilution) ด้วยน้ำ

ซึ่งเมื่อแรกเริ่มระบบจะใช้น้ำสะอาดให้มีค่าอัตราการสะสมอินทรีย์เท่ากับ  $20 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{d}$  (ซีโอดี 5,000 มิลลิกรัม/ลิตร) หลังจากนั้นจะทำการเจือจางน้ำหวานทิ้งโดยใช้น้ำทิ้งจากบ่อน้ำทิ้งซึ่งมีค่าซีโอดีต่ำ

#### (4) ถังปฏิกรณ์สร้างกรด

ถูกออกแบบให้เป็นระบบบำบัดแบบไร้อากาศทรงสี่เหลี่ยม โครงสร้างเป็นคอนกรีต ขนาด 12 ลูกบาศก์เมตร มีความกว้างเท่ากับ 2.0 เมตร ความยาวเท่ากับ 2.0 เมตร ความสูงของบ่อ 3.5 เมตร โดยมีหลักการทำงานคือน้ำเสียจะเข้าสู่ระบบลักษณะไหลเข้าทางด้านล่างและดันออกทางด้านบนของถัง โดยการใช้เครื่องสูบลมจากบ่อปรับสภาพมีอัตราการไหลเข้า 31.25 ลิตร/นาทิต (45 ลูกบาศก์เมตร/วัน) เพื่อให้มีระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียในถังปฏิกรณ์สร้างกรดเป็น 6 ชั่วโมง

#### (5) บ่อพัก (2)

บ่อพัก (2) ทำหน้าที่รวบรวมน้ำทิ้งจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดก่อนเข้าสู่บ่อปรับสภาพเพื่อป้องกันไปยังถังสร้างมีเทน โครงสร้างบ่อก่อสร้างเป็นบ่อขุดปูพื้นด้วย HDDE โดยบ่อพักมีขนาด 49 ลูกบาศก์เมตร มีความกว้างเท่ากับ 3.5 เมตร ความยาวเท่ากับ 3.5 เมตร ความลึกของบ่อจากผิวดินเท่ากับ 4 เมตร

#### (6) บ่อปรับสภาพ (2)

น้ำเสียจากบ่อพัก (2) จะต่ออนุกรมกับบ่อปรับสภาพ โดยการระบายน้ำลงสู่บ่อปรับสภาพ มีระบบวาล์วช่วยในการเปิดปิดควบคุมปริมาณน้ำเสีย บ่อนี้มีความจุ 49 ลูกบาศก์เมตร มีความกว้างเท่ากับ 3.5 เมตร ความยาวเท่ากับ 3.5 เมตร ความลึกของบ่อจากผิวดินเท่ากับ 4 เมตร บ่อปรับสภาพทำหน้าที่ในการปรับสภาพน้ำเสียให้มีสภาวะที่เหมาะสมก่อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน โดยน้ำเสียจะต้องมีการปรับพีเอชให้อยู่ในช่วง 6.8–7.2 ด้วยปูนขาว (0.3 กรัม/ลิตร เมื่อพีเอชของน้ำเสียจากถังปฏิกรณ์สร้างกรดมีค่าเท่ากับ 5.0 5.2) มีอัตราการสะสมอินทรีย์เท่ากับ  $2.6 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{d}$  (ซีโอดี 3,800 – 4,000 มิลลิกรัม/ลิตร) และเติมสารอาหารไนโตรเจนในรูปยูเรียโดยให้มีอัตราส่วน COD : N เป็น 100 : 1.1 (Metcalf and Eddy, 1991)

#### (7) ถังปฏิกรณ์สร้างมีเทน

ระบบบำบัดแบบไร้อากาศ ก่อสร้างเป็นถังคอนกรีต ทรงสี่เหลี่ยม โครงสร้างเป็นคอนกรีต ความจุ 72 ลูกบาศก์เมตร มีความกว้าง 4.0 เมตร ยาว 4.0 เมตร และสูง 4.5 เมตร โดยมีหลักการทำงานคือ น้ำเสียจะเข้าสู่ระบบลักษณะไหลขึ้น (upflow) (Figure 30) โดยการใช้เครื่องสูบลมจากบ่อปรับสภาพมีอัตราการไหลเข้า 31.25 ลิตร/นาทิต เพื่อให้มีระยะเวลาเก็บกักน้ำเสียในถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนเท่ากับ 36 ชั่วโมง (1.5 วัน)

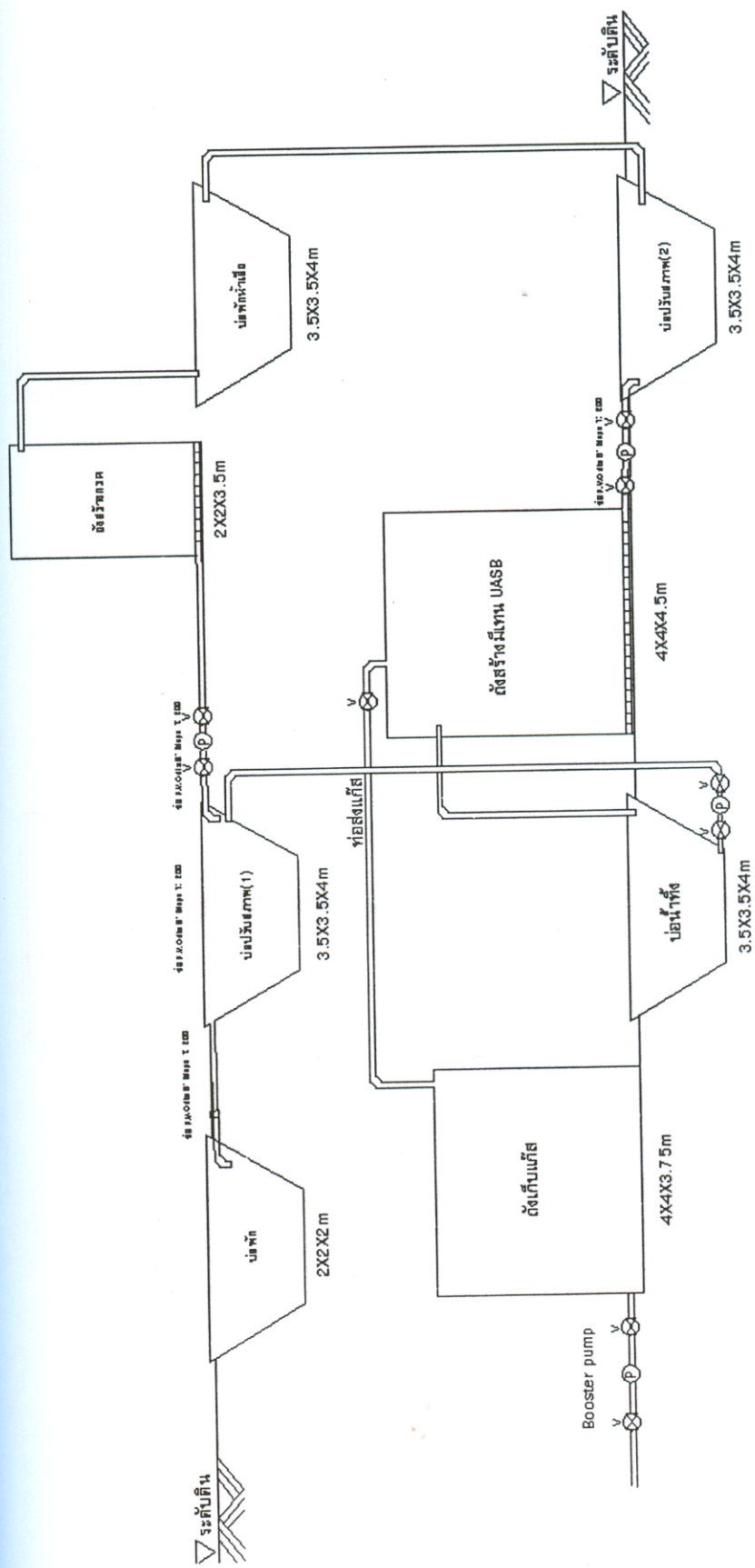
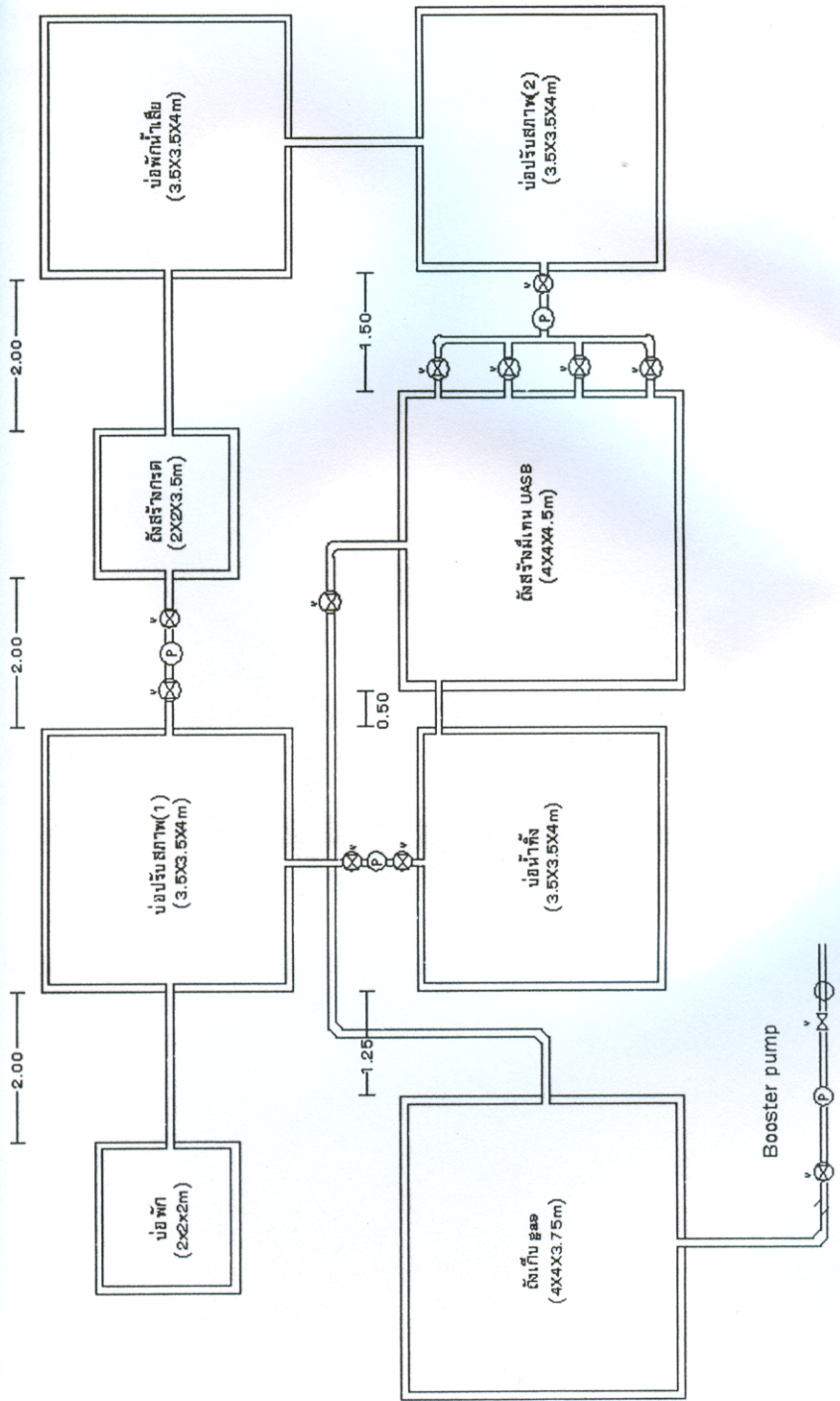


Figure 28. Schematic plan for the biogas production by two stage anaerobic fermentation system fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory.





ผังระบบบำบัดน้ำหวานที่โรงงานน้ำอัดลมกำลังผลิต 1,500 ลิตรต่อวัน

Figure 29. Top view of the biogas production plant by two stage anaerobic fermentation system fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory.

### (8) บ่อน้ำทิ้ง

น้ำหวานทิ้งที่ผ่านการบำบัดแล้วจากถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนจะปล่อยทิ้งลงสู่บ่อน้ำทิ้ง ขนาด 49 ลูกบาศก์เมตร ความกว้างเท่ากับ 3.5 เมตร ความยาวเท่ากับ 3.5 เมตร ความลึกของบ่อจากผิวดินเท่ากับ 4 เมตร โดยน้ำทิ้งจะมีค่าซีไอดีต่ำประมาณ 261.3 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งจะนำมาใช้ในการเจือจางน้ำหวานทิ้งในบ่อปรับสภาพ (1) ต่อไป

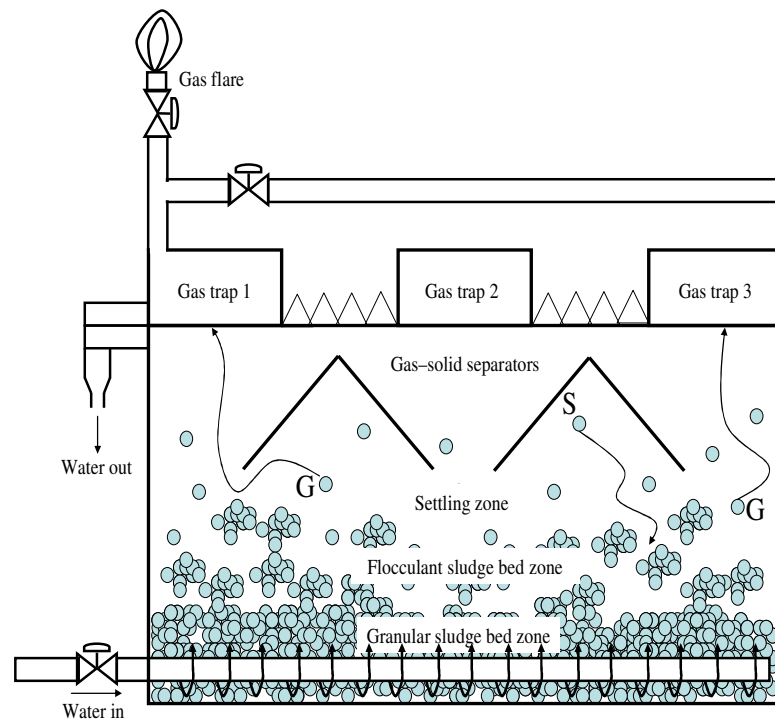


Figure 30. An upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor used for methane production.

### (9) ถังเก็บแก๊ส

แก๊สชีวภาพที่ถูกผลิตขึ้นจะไหลตามท่อส่งแก๊สเข้าสู่ถังเก็บแก๊สขนาด 64.0 ลูกบาศก์เมตร ซึ่งถังเก็บแก๊สจะมีลักษณะเป็นทรงทรงแปดเหลี่ยมทำจากพิวซีหนา 1.2 มิลลิเมตร ด้านนอกปิดด้วยผนังอิฐก่อ ขนาดกว้าง 4.0 เมตร ยาว 4.0 เมตร และสูง 4.0 เมตร และมีช่องเปิด ปิดเพื่อความสะดวกในการตรวจสอบความผิดปกติ เช่น รอยรั่วของถังเก็บแก๊ส

## 5.1 การกำหนดกำลังการผลิตแก๊สชีวภาพโดยระบบบำบัดไร้อากาศแบบสองขั้นตอน

### 5.1.1 เลือกชนิดเครื่องจักร

แม้ว่าการผลิตแก๊สชีวภาพโดยระบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอนจะมีขั้นตอนในการปฏิบัติงานเหมือนกัน แต่ขนาดของถังปฏิกรณ์และบ่อปรับสภาพที่ใช้จะขึ้นกับปริมาณและคุณภาพของน้ำหวานทิ้ง การพิจารณาในการลงทุนโดยจะแบ่งออกเป็น 3 ส่วนคือเครื่องจักร/อุปกรณ์หลัก เครื่องจักร/อุปกรณ์รอง และเครื่องจักร/อุปกรณ์สนับสนุน (Table 12 และ 13)

- (1) เครื่องจักร/อุปกรณ์หลัก : ถังเก็บแก๊สขนาด 60 ลูกบาศก์เมตร
- (2) เครื่องจักร/อุปกรณ์รอง : เครื่องสูบน้ำ ขนาด 1 แรงม้า จำนวน 3 เครื่อง  
เครื่องผสม ขนาด 1 แรงม้า จำนวน 1 เครื่อง
- (3) เครื่องจักร/อุปกรณ์สนับสนุน : มอเตอร์ ระบบท่อและวาล์ว

Table 12. Cost of infrastructure development for biogas production from waste syrup from a carbonated beverage factory project.

Machine and equipment	Cost/unit (baht)	Quantity	Total
1. Biogas storage tank and controller	350,000.00	1	350,000.00
2. Water pump 1 hp	15,000.00	3	45,000.00
3. Agitator 1 hp	15,000.00	1	15,000.00
4. Water pipe and controller system	50,000.00	1	50,000.00
5. Electricity and controller system	50,000.00	1	50,000.00
<b>Total</b>			<b>510,000.00</b>

### 5.1.2 การประเมินราคาค่าก่อสร้างระบบบำบัด

การประเมินราคาค่าก่อสร้างระบบบำบัดน้ำหวานทิ้งโดยการผลิตแก๊สชีวภาพ ซึ่งจะประกอบด้วย ค่าใช้จ่ายในงานขุดดินปรับพื้นที่ อุปกรณ์ก่อสร้างและโครงสร้างระบบรวมค่าติดตั้ง โดยแสดงรายละเอียดดัง Table 13

Table 13. Structure cost for biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project

Item	Cost/unit (baht)	Quantity	Total (baht)
Adjustment area	100.00	225 m <sup>3</sup>	22,500.00
Structure and equipments	675,000.00	1	675,000.00
Installation cost 10 %	-	-	67,500.00
<b>Total</b>			<b>765,000.00</b>

## 5.2 การศึกษาความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์

### 5.2.1. การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิต

การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิต ประกอบด้วยเงินลงทุน ได้แก่ค่าเครื่องจักรและระบบสาธารณูปโภค ค่าก่อสร้างระบบบำบัด และเงินทุนหมุนเวียนสำรอง ต้นทุนคงที่ ซึ่งประกอบด้วยค่าเสื่อมราคา และค่าจ้างแรงงาน และต้นทุนผันแปร ได้แก่ ค่าสารเคมี ค่าน้ำ และค่าไฟฟ้าที่ใช้ระหว่างการดำเนินการ

(1) เงินลงทุน (Investment Cost) รวมทั้งสิ้น 1,283,598.50 บาท ซึ่งเงินลงทุนประกอบด้วย ค่าก่อสร้าง ค่าลงทุนเครื่องจักรและอุปกรณ์ ระบบสาธารณูปโภคต่างๆ และเงินทุนหมุนเวียนสำรอง 1 เดือนซึ่งมีรายละเอียดดังนี้

(1.1) ค่าเครื่องจักร และระบบสาธารณูปโภค รายละเอียดดัง Table 12

โดยมีค่าใช้จ่าย = 510,000.00 บาท

(1.2) ค่าก่อสร้างระบบบำบัด มีรายละเอียดดัง Table 13

โดยมีค่าใช้จ่าย = 765,000.00 บาท

(1.3) เงินทุนหมุนเวียนสำรองไว้ 1 เดือน โดยคิดค่าใช้จ่ายจากต้นทุนการผลิตแก๊สชีวภาพของปีที่ 1 มีรายละเอียดดังแสดงใน Table 14

Table 14. Working capital in the 1<sup>st</sup> year for biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.

Operation cost in the 1 <sup>st</sup> year	Total (bahts)
1. Urea fertilizer	10,260.00
2. Calcium carbonate	36,000.00
3. Electricity cost	56,700.00
4. Water cost	217.50
Total cost in the 1 <sup>st</sup> yaer	103,177.50
Working capital for 1 month	<b>8,598.50</b>

เงินทุนหมุนเวียนสำรอง	=	ต้นทุนผันแปรในปีที่ 1
	=	103,177.50/ 12
	=	8,598.50 บาท/เดือน
ดังนั้นเงินลงทุนในโครงการทั้งหมด	=	510,000.00 + 765,000.00 + 8,598.50
	=	1,283,598.50 บาท/เดือน

## (2.) ต้นทุนคงที่ (Fixed cost)

ต้นทุนคงที่ ประกอบด้วย ค่าเสื่อมราคา และค่าจ้างแรงงาน มีรายละเอียดดังนี้

(2.1) ค่าเสื่อมราคา ประกอบด้วย ค่าเสื่อมราคาเครื่องจักร และสิ่งก่อสร้าง ซึ่งคิดอายุการใช้งานที่ 10 และ 20 ปี ตามลำดับ โดยคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรงดังนี้

ค่าเสื่อมราคาอุปกรณ์เครื่องจักร	=	510,000.00/10
	=	51,000.00 บาท/ปี
ค่าเสื่อมราคาส่งก่อสร้าง	=	765,000.00/20
	=	38,250.00 บาท/ปี
ค่าเสื่อมราคาทั้งหมด	=	51,000.00 + 38,250.00
	=	89,250.00 บาท /ปี

(2.2) ค่าจ้างแรงงานดูแลระบบ พนักงานจำนวน 1 คนซึ่งทำหน้าที่ในการควบคุมดูแลระบบบำบัดน้ำหวานทั้งด้วยระบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอน ซึ่งคิดเงินเดือนเดือนละ 5,000 บาท หรือคิดเป็น 60,000 บาท/ปี

### (3) ต้นทุนผันแปร (Variable cost)

ต้นทุนผันแปร ประกอบด้วย ค่าสารเคมี ค่าไฟฟ้า ค่าน้ำ โดยที่ 1 ปี ทำการผลิต 300 วัน และการผลิตใน 1 วัน ใช้ปริมาณน้ำเสียจำนวน 1.5 ลูกบาศก์เมตร แก๊สชีวภาพที่เกิดขึ้น 56.5 ลูกบาศก์เมตร/วัน ต้นทุนผันแปรตั้งแต่ปีแรก - ปีสุดท้าย แสดงดัง Table 14

(3.1) ปุ๋ยยูเรีย ราคาขายอยู่ที่ 20 บาท/กิโลกรัม โดยต้องใช้ปุ๋ยยูเรีย 1,710 กรัม หรือเท่ากับ 1.71 กิโลกรัม/วัน

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่าปุ๋ยยูเรีย} &= 20 \times 1.71 \times 300 \\ &= 10,260.00 \text{ บาท/ปี} \end{aligned}$$

(3.2) ปุ๋ยขี้วัว ราคาขายอยู่ที่ 5 บาทต่อกิโลกรัม โดยต้องใช้ปุ๋ยขี้วัว 13.5 กิโลกรัม/วัน

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่าปุ๋ยขี้วัว} &= 5 \times 20 \times 300 \\ &= 36,000.00 \text{ บาท/ปี} \end{aligned}$$

(3.3) ค่าไฟฟ้า ที่ใช้ในกระบวนการผลิตทั้งหมดโดยคิด 3.50 บาท/กิโลวัตต์ชั่วโมง โดยใช้พลังงานไฟฟ้าทั้งหมด 54 กิโลวัตต์ชั่วโมง/วัน

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่าไฟฟ้า} &= 54 \times 3.50 \times 300 \\ &= 56,700.00 \text{ บาท/ปี} \end{aligned}$$

(3.4) ค่าน้ำ ที่ใช้ในกระบวนการผลิตทั้งหมดโดยคิด 5 บาท/ลูกบาศก์เมตร โดยที่การเดินระบบใช้น้ำเพื่อเจือจาง 43.5 ลูกบาศก์เมตรต่อน้ำหวานทิ้ง 1.5 ลูกบาศก์เมตร โดยแรกเริ่มดำเนินการ หลังจากนั้นจะมีการนำน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดแล้วจากบ่อน้ำทิ้งซึ่งจะมีค่าซีโอดีต่ำ (261.3 มิลลิกรัม/ลิตร) มาใช้ในการเจือจางแทนและหมุนเวียนไปเรื่อยๆ

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่าน้ำแรกเริ่มดำเนินการ} &= 43.5 \times 5 \\ &= 217.50 \text{ บาท} \end{aligned}$$

### 5.2.2. ผลประโยชน์ทางการเงินของโครงการ

ผลประโยชน์ของโครงการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้งโรงงานน้ำตาลอรัญญิ กำลังการผลิตเต็มที่ 56.5 ลูกบาศก์เมตร/วัน ซึ่งผลประโยชน์ของโครงการประกอบไปด้วย ผลประโยชน์หลักและผลพลอยได้อื่นๆ ดังนี้

(1) ผลประโยชน์หลัก ซึ่งก็คือ แก๊สชีวภาพ 56.5 ลูกบาศก์เมตร/วัน โดยที่มี องค์ประกอบของแก๊สมีเทนร้อยละ 79 และแก๊สคาร์บอน ไดออกไซด์ร้อยละ 21 ซึ่งสามารถเทียบเท่าน้ำมันเตาเกรดซีได้เท่ากับ 31.0 ลิตร โดยกำหนดให้ราคาขายน้ำมันเตาเกรดซี ณ วันที่ 17 กรกฎาคม 2552 เท่ากับ 16.15 บาท/ลิตร (สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน, 2552)

คิดวันดำเนินการ 300 วัน/ปี ดังนั้นมูลค่าผลประโยชน์หลักจากแก๊สชีวภาพคิดจากปริมาณแก๊สชีวภาพเทียบเท่าน้ำมันเตาเกรดซี คูณกับราคาขายน้ำมันเตา ซึ่งคิดเป็นมูลค่า 150,195.00 บาท/ปี

(2) ผลพลอยได้อื่นๆ ซึ่งก็คือการลดอัตราภาระสารอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสีย (Table 15) ซึ่งปกติน้ำเสียเข้าระบบรวมจะประกอบด้วยน้ำเสียจากกระบวนการผลิตและส่วนของน้ำหวานทิ้งจากกระบวนการผลิตปริมาณ 1 ลูกบาศก์เมตร/วัน และปัจจุบันน้ำหวานทิ้ง (บรรจุขวด) ซึ่งเทเก็บไว้ในบ่อพักจะมีการปล่อยลงสู่ระบบบำบัดน้ำเสียรวมปริมาณเท่ากับ 3 ลูกบาศก์เมตร/วัน ดังนั้นในแต่ละวันจะมีน้ำหวานทิ้งที่ปล่อยเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียปริมาณ 4 ลูกบาศก์เมตร/วัน หากไม่มีการปล่อยน้ำหวานทิ้งดังกล่าวเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานจะลดภาระสารอินทรีย์ลงได้ ซึ่งสามารถคำนวณได้ดังนี้

$$\begin{aligned}\text{อัตราภาระสารอินทรีย์} &= \text{ปริมาณน้ำหวานทิ้งเข้าระบบ} \times \text{ซีโอดีของน้ำหวานทิ้ง} \\ &= 4,000 \text{ ลิตร/วัน} \times 150,000 \text{ มิลลิกรัม/ลิตร} \\ &= 600 \text{ กิโลกรัมซีโอดี/วัน}\end{aligned}$$

โดยใน 1 เดือนคิดวันดำเนินการ = 25 วัน

ดังนั้นใน 1 เดือนจะสามารถลดอัตราภาระสารอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสียได้เท่ากับ 15,000 กิโลกรัมซีโอดี/เดือน ( 600 กิโลกรัมซีโอดี/วัน x 25 วัน)

การลดลงของอัตราภาระสารอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสียจะสามารถทำให้ค่าใช้จ่ายในการบำบัดน้ำเสียในส่วนของค่าไฟฟ้าซึ่งสามารถลดลงได้คำนวณได้ดังนี้

$$\begin{aligned}\text{ค่าไฟฟ้า} &= \text{อัตราภาระสารอินทรีย์ที่ลดลงต่อเดือน} \times \text{ค่าไฟต่อหน่วย} \\ &= 15,000 \times 3.40 \\ &= 51,000 \text{ บาท/เดือน}\end{aligned}$$

ดังนั้นใน 1 ปี สามารถประหยัดค่าไฟฟ้าของระบบบำบัดน้ำเสียเท่ากับ 612,000.00 บาท เพราะฉะนั้นผลประโยชน์ของโครงการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้งโรงงานน้ำอัดลม คิดเป็นมูลค่ารวม เท่ากับ 762,195.00 บาท/ปี (มูลค่าผลประโยชน์หลัก + มูลค่าผลพลอยได้)

### 5.3 การวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางการเงินของโครงการ

สำหรับการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางการเงินของการบำบัดน้ำหวานทิ้งจากโรงงานผลิตน้ำอัดลม กำหนดระยะเวลาโครงการที่ 10 ปี โดยประมาณการกำไรขาดทุนตลอดระยะเวลาโครงการ (Table 16) และพิจารณาเกณฑ์ตัดสินใจเพื่อการลงทุนจาก มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) อัตราผลตอบแทนต่ำสุด (MARR) อัตราผลตอบแทนภายใน (IRR) อัตราส่วนผลได้ต่อต้นทุน (B/C Ratio) และระยะเวลาคืนทุน

(1) **อัตราผลตอบแทนที่ต่ำสุด (MARR)** คำนวณจากผลรวมของ อัตราดอกเบี้ยเงินฝาก ความเสี่ยง และอัตราเงินเฟ้อ โดยอัตราดอกเบี้ยเงินฝากระยะยาว ณ.วันที่20 กรกฎาคม 2552 มีค่าเท่ากับร้อยละ 2.75 (ธนาคารแห่งประเทศไทย, 2552) ความเสี่ยงค่าเฉลี่ยอุตสาหกรรมเท่ากับร้อยละ 10 (ประสิทธิ์ ตงยิ่งศิริ, 2540) และอัตราเงินเฟ้อเท่ากับร้อยละ 3.4 (ธนาคารแห่งประเทศไทย, 2552) ดังนั้นโครงการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้ง มีอัตราผลตอบแทนต่ำที่สุดเท่ากับร้อยละ 16.15

(2) **อัตราผลตอบแทนภายใน (IRR)** คืออัตราดอกเบี้ย (หรืออัตรากิลด) สูงสุดที่โครงการจะสามารถจ่ายให้กับทรัพยากรต่างๆ ซึ่งเมื่อจ่ายแล้วโครงการนั้นจะยังคงมีผลประโยชน์เท่ากับต้นทุนทั้งหมดพอดี ซึ่งจะหาได้โดยการหาอัตรากิลดที่จะมีผลให้มูลค่าปัจจุบันของต้นทุนเท่ากับมูลค่าปัจจุบันของผลประโยชน์ (Table 17) ซึ่งอัตราผลตอบแทนมีค่าร้อยละ 40.18 ซึ่งมีค่ามากกว่าอัตราผลตอบแทนต่ำสุด แสดงว่าโครงการมีความเป็นไปได้ในการลงทุน (ยอมรับโครงการเมื่อ  $IRR > MARR$ )

(3) **มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV)** มูลค่าปัจจุบันสุทธิ คือ ผลรวมของผลตอบแทนสุทธิที่ได้ปรับค่าของเวลาแล้วในแต่ละปี แสดงดังตารางที่ 18

$$\begin{aligned} NPV &= PV \text{ ผลตอบแทน} - PV \text{ ต้นทุน} \\ &= 3,683,500.96 - 1,283,598.50 \text{ บาท} \\ &= 2,399,901.50 \text{ บาท} \end{aligned}$$

มูลค่าปัจจุบันสุทธิของโครงการมีค่ามากกว่าศูนย์ แสดงว่าโครงการให้ผลคุ้มค่าทางเศรษฐกิจและอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้

(4) **ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period)** คือระยะเวลาที่ผลตอบแทนสุทธิจากการดำเนินงานมีค่าเท่ากับค่าลงทุนของโครงการ ซึ่งโครงการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้งมีระยะเวลาคืนทุนเท่ากับ 2.46 ปี (Table 18) ซึ่งจะพิจารณาโครงการที่ให้ผลตอบแทนคืนเร็วระหว่าง 3-5 ปี (ประสิทธิ์ ตงยิ่งศิริ, 2540) แสดงว่าโครงการนี้มีความเป็นไปได้ในการลงทุน

(5) **อัตราส่วนผลได้และต้นทุน (B/C Ratio)** เป็นการวิเคราะห์เปรียบเทียบระหว่างมูลค่าปัจจุบันของผลตอบแทนกับมูลค่าปัจจุบันของเงินลงทุนและค่าใช้จ่ายในโครงการ แสดงดังตารางที่ 19 ซึ่งอัตราส่วนผลได้และต้นทุนของโครงการมีค่าเท่ากับ 1.8 แสดงว่าโครงการให้ผลตอบแทนคุ้มค่ากับที่ลงทุนไปพิจารณาอัตราส่วนผลได้และต้นทุนมีค่ามากกว่า 1



Table 15. Electricity cost used for wastewater treatment system in January-May 2009

month	Quantity of wastewater (m <sup>3</sup> /month)	Energy for wastewater treatment (kW.h)	COD (mg/l)	OLR (kgCOD/month)	Wastewater treatment cost (baht/month)	Electricity cost per unit (baht/kgCOD)
January	27,721.0	49,140.0	1,840.0	51,006.6	171,990.0	3.37
February	31,196.0	40,710.0	2,205.0	68,787.2	142,485.0	2.07
March	45,726.0	30,360.0	867.0	39,644.4	106,260.0	2.68
April	22,737.0	44,856.0	1,510.0	34,332.9	156,996.0	4.57
May	16,591.0	47,586.0	1,526.0	25,317.9	166,551.0	6.58
average	28,794.2	42,530.0	1,589.6	43,817.8	148,856.4	3.40

ที่มา : แผนกสิ่งแวดล้อม บริษัทหาดทิพย์ จำกัดมหาชน

Table 16. Income statement for 10 years project period of biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project

order	list	Income statement until 1 – 10 year									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	income	762,195.00	762,195.00	762,195.00	762,195.00	762,195.00	762,195.00	762,195.00	762,195.00	762,195.00	762,195.00
2	Variable cost	103,177.50	103,177.50	103,177.50	103,177.50	103,177.50	103,177.50	103,177.50	103,177.50	103,177.50	103,177.50
3	profit (loss) (1-2)	659,017.50	659,017.50	659,017.50	659,017.50	659,017.50	659,017.50	659,017.50	659,017.50	659,017.50	659,017.50
4	Fixed cost	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00
5	profit (loss) (3-4)	599,017.50	599,017.50	599,017.50	599,017.50	599,017.50	599,017.50	599,017.50	599,017.50	599,017.50	599,017.50
6	Depreciation	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00
7	interest	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8	Earning before interest and tax (5-6-7)	509,767.50	509,767.50	509,767.50	509,767.50	509,767.50	509,767.50	509,767.50	509,767.50	509,767.50	509,767.50
9	Income tax 15%	76,465.15	76,465.15	76,465.15	76,465.15	76,465.15	76,465.15	76,465.15	76,465.15	76,465.15	76,465.15
10	Net profit (8-9)	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35
11	Accumulated profit	433,302.35	866,604.70	1,299,907.05	1,733,209.40	2,166,511.75	2,599,814.10	3,033,116.45	3,466,418.80	3,899,721.15	4,333,302.50

Table 17. IRR and NPV for 10 years project of the biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project (PWF for NPV 8 %)

year	cash	Value remains	Cash flows	PWF 8%	PV	IRR (%)	NPV (bahts)
0	Investment Cost		-1,283,598.50	1.000	-1,283,598.50		
1	522,552.35	1,172,250.15	522,552.35	0.9259	483,831.22		
2	522,552.35	1,084,500.30	522,552.35	0.8573	447,984.13		
3	522,552.35	996,750.45	522,552.35	0.7938	414,802.06		
4	522,552.35	909,000.60	522,552.35	0.7350	384,075.98		
5	522,552.35	821,250.75	522,552.35	0.6806	355,649.13		
6	522,552.35	733,500.90	522,552.35	0.6302	329,312.49		
7	522,552.35	645,751.05	522,552.35	0.5835	304,909.30		
8	522,552.35	558,001.20	522,552.35	0.5403	282,335.03		
9	522,552.35	470,251.35	522,552.35	0.5002	261,380.69		
10	522,552.35	382,501.50	905,053.85	0.4632	419,220.94		
					3,683,500.96	40.18	2,399,901.50

Table 18 Pay back period of biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project

order	list	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Net profit	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35	433,302.35
2	Depreciation	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00	89,250.00
3	loans	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4	cash (1+2+3)	522,552.35	522,552.35	522,552.35	522,552.35	522,552.35	522,552.35	522,552.35	522,552.35	522,552.35	522,552.35
5	Retained cash	522,552.35	1,045,104.70	1,567,657.05	2,090,209.40	2,612,761.75	3,135,314.10	3,657,866.45	4,180,418.80	4,702,971.15	5,225,523.50
6	Investment cost	1,283,598.50	1,283,598.50	1,283,598.50	1,283,598.50	1,283,598.50	1,283,598.50	1,283,598.50	1,283,598.50	1,283,598.50	1,283,598.50
		Not pay	Not pay	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back

$$\begin{aligned}
 \text{ระยะเวลาคืนทุน} &= \text{เงินลงทุนครั้งแรก/ กระแสเงินสดต่อปี} \\
 &= 1,283,598.50 / 522,552.35 \\
 &= 2.46 \text{ ปี}
 \end{aligned}$$

ดังนั้นระยะเวลาคืนทุนของโครงการ(เงินสดรับสะสมมีค่าเท่ากับเงินลงทุน ณ. เริ่มโครงการ) เท่ากับ 2 ปี 6 เดือน

Table 19. Cost – benefit ratio of the biogas production from waste syrup collected from a carbonated beverage factory project

year	Investment cost	Depreciation	Operation cost	Total cost	Total benefit	PWF (8,10)	PV of cost	PV of benefit
1	1,283,598.50	89,250.00	163,177.00	1,536,025.50	762,195.00	0.9259	1,422,206.01	705716.35
2		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.8573	216,218.78	653,429.77
3		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.7938	200,203.50	605,030.39
4		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.7350	185,373.62	560,213.33
5		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.6806	171,653.45	518,749.92
6		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.6302	158,942.11	480,335.29
7		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.5835	147,163.95	444,740.78
8		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.5403	136,268.52	411,813.96
9		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.5002	126,154.94	381,249.94
10		89,250.00	162,959.00	252,209	762,195.00	0.4632	116,823.21	353,048.72
Total	1,283,598.50	892,500.00	1,629,812.50	3,805,906.50	7,621,950.00		2,881,008.09	5,114,328.45

$$\begin{aligned}
 \text{อัตราส่วนผลตอบแทน/ต้นทุน} &= \text{มูลค่าปัจจุบันของผลตอบแทน} / \text{มูลค่าปัจจุบันของค่าใช้จ่าย} \\
 &= 5,114,328.45 / 2,881,008.09 \\
 &= 1.8
 \end{aligned}$$

## 6. ลักษณะระบบบำบัดน้ำเสียใช้ในการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งโรงงานน้ำตาล

การศึกษาความเป็นไปได้ในการลงทุนก่อสร้างระบบการผลิตเอทานอล เริ่มจากการออกแบบระบบบำบัดน้ำหวานทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำตาล โดยกำหนดขนาดระบบการผลิตเอทานอลให้เหมาะสมกับปริมาณและคุณภาพของวัตถุดิบ ซึ่งในที่นี้หมายถึงน้ำหวานทิ้งจากโรงงานผลิตน้ำตาล โดยพบว่าน้ำหวานทิ้งที่เกิดขึ้นมีค่าเฉลี่ย 1.5 ลูกบาศก์เมตร/วัน จึงใช้ข้อมูลนี้เป็นตัวกำหนดขนาดของระบบ จากการศึกษาสถานะที่เหมาะสมในการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำตาลโดยใช้ระบบการหมักแบบไร้อากาศ พบว่าน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำตาล 1.5 ลูกบาศก์เมตรสามารถผลิตเอทานอลได้ 60 และ 50 ลิตร/วัน โดยใช้สูตรอาหารที่ 1 และ 2 ตามลำดับ เมื่อนำผลการศึกษาเบื้องต้นมาพิจารณาสามารถออกแบบระบบดัง Figure 31 และรูปตัดแสดง Figure 32 ซึ่งระบบการผลิตเอทานอลจากหวานทิ้งมีรายละเอียดดังนี้

### (1) บ่อพัก (Storage Tank)

บ่อพัก ทำหน้าที่รวบรวมน้ำหวานทิ้งทั้งหมดจากกระบวนการผลิตและผลิตภัณฑ์ไม่ได้มาตรฐาน โครงสร้างบ่อเป็นบ่อขุดปูพื้นด้วย HDDE ความจุขนาด 3 ลูกบาศก์เมตร มีความกว้างเท่ากับ 1.5 เมตร ความยาวเท่ากับ 1.5 เมตร ความลึกของบ่อจากผิวดินเท่ากับ 1.5 เมตร

### (2) ถังปรับสภาพ

น้ำเสียจากบ่อรวบรวมน้ำเสียจะถูกส่งเข้าสู่ถังปรับสภาพโดยใช้ปั๊มและมีระบบวาล์วช่วยในการเปิดปิดควบคุมปริมาณน้ำเสีย ถังนี้จะมีขนาดความจุ 9 ลูกบาศก์เมตร พร้อมติดตั้งไบพัตคาน โดยถังทรงกระบอกมีรัศมีเท่ากับ 1.2 เมตร ความสูงเท่ากับ 2.5 เมตร ถังปรับสภาพทำหน้าที่ในการปรับสภาพน้ำเสียให้มีสถานะที่เหมาะสม โดยน้ำเสียจะต้องมีการเจือจางและเติมสารอาหารที่จำเป็นต่อการหมักของยีสต์ในสถานะไร้อากาศได้แก่แอมโมเนียมซัลเฟต ((NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) โพแทสเซียมไดไฮโดรเจนฟอสเฟต (KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>) แมกนีเซียมซัลเฟตเฮปตะไฮเดรต (MgSO<sub>4</sub>•7H<sub>2</sub>O) และยีสต์สกัด

### (3) ถังฆ่าเชื้อ

ถังทรงกระบอกมีขนาดความจุ 5 ลูกบาศก์เมตรมีรัศมีเท่ากับ 1.0 เมตร ความสูงเท่ากับ 1.6 เมตร โครงสร้างเป็นสแตนเลส โดยมีหลักการทำงานคือจะใช้การแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้ไอน้ำผ่านในท่อ แผ่นแลกเปลี่ยนความร้อน (plate heat exchanger) เพื่อให้ น้ำหวานทิ้งที่ผ่านการปรับสภาพแล้วมีอุณหภูมิสูงขึ้น เพื่อเป็นการลดและป้องกันการปนเปื้อนของจุลินทรีย์อื่นที่อาจส่งผลต่อการหมักของยีสต์

**(4) ถังหมัก**

ถังปิดทรงกระบอกมีขนาดความจุ 5 ลูกบาศก์เมตร จำนวน 2 ถัง เพื่อให้สามารถได้หมักอย่างต่อเนื่องพร้อมติดตั้งใบพัดกวนในตำแหน่งกลางถังโดยใช้ความเร็วรอบของใบพัดกวนเป็น 150 รอบ/นาที โดยถังมีรัศมีเท่ากับ 1.0 เมตร ความสูงเท่ากับ 1.6 เมตร โดยมีโครงสร้างตัวถังเป็นสแตนเลส

**(5) ถังเตรียมเชื้อยีสต์**

ถังปิดทรงกระบอกมีขนาดความจุ 1 ลูกบาศก์เมตร โดยถังมีรัศมีเท่ากับ 1.0 เมตร ความสูงเท่ากับ 1.6 เมตร โครงสร้างเป็นสแตนเลส ซึ่งจะเชื้อยีสต์จากถังดังกล่าวจะถูกส่งไปยังถังหมักเพื่อรวมกับน้ำหวานที่ที่ปรับสภาพแล้ว โดยใช้ปั๊ม เพื่อป้อนเชื้อยีสต์เข้าสู่ถังหมักร้อยละ 10 ของน้ำหมัก

**(6) บ่อตกตะกอน**

บ่อตกตะกอนทรงกรวยโครงสร้างก่อสร้างเป็นคอนกรีตโดยส่วนที่อยู่เหนือระดับพื้นดินเป็นทรงกระบอกซ้อนกันโดยส่วนด้านในมี ขนาดความจุ 3 ลูกบาศก์เมตร และถังนอกจะมีขนาด 3.5 ลูกบาศก์เมตร ซึ่งถังด้านนอกจะมีรัศมีเท่ากับ 1.2 เมตร ความสูง 1.0 เมตร ส่วนถังด้านในมีรัศมีเท่ากับ 1.0 เมตร ความสูง 0.8 เมตร โดยมีหลักการทำงานคือ น้ำเสียจะเข้าสู่ถังเล็กจนเต็มแล้วจะล้นสู่ถังนอกส่วนของตะกอนจะตกลงสู่ก้นบ่อซึ่งมีลักษณะเป็นทรงกรวยโดยขูดลึกลงจากระดับพื้นดิน 1 เมตร และส่วนของปากถังต้องมีฝาปิดเพื่อป้องกันการระเหยของเอทานอล

**(7) บ่อตะกอน**

ตะกอนจากบ่อตะกอนจะถูกสูบมายังบ่อพักตะกอนขนาดความจุ 1 ลูกบาศก์เมตร ซึ่งบ่อตกตะกอนมีความกว้างเท่ากับ 1.0 เมตร กว้าง 1.0 เมตร และความลึกเท่ากับ 1.0 เมตร โดยใช้ปั๊ม ตะกอนจะถูกเก็บไว้เพื่อจะบำบัดต่อไปโดยการนำไปใช้ประโยชน์เป็นปุ๋ยหรืออาหารสัตว์

**(8) ชุดหอกกลั่น**

ทำน้ำที่กลั่นแยกเอทานอลออกจากน้ำหมักโดยเป็นการกลั่นลำดับส่วนเอทานอลจะกลั่นตัวแยกออกจากน้ำที่จุดเดือด 78 องศาเซลเซียส เพื่อให้ได้เอทานอลที่มีความบริสุทธิ์ประมาณร้อยละ 95 โดยใช้ไอน้ำที่ผลิตในโรงงานเป็นแหล่งให้ความร้อนแก่ระบบ

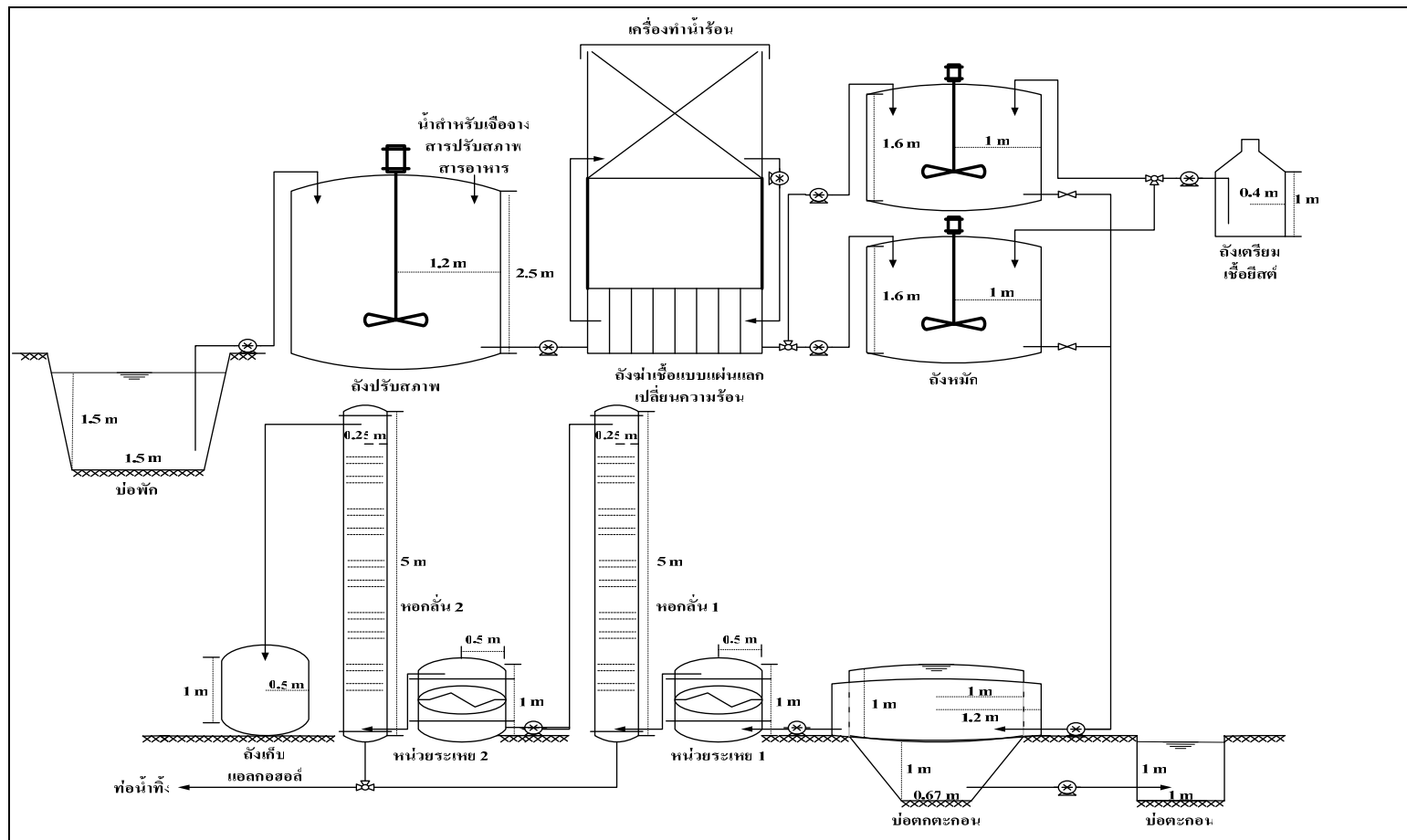


Figure 31. Schematic plan for the ethanol production for a plant fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory



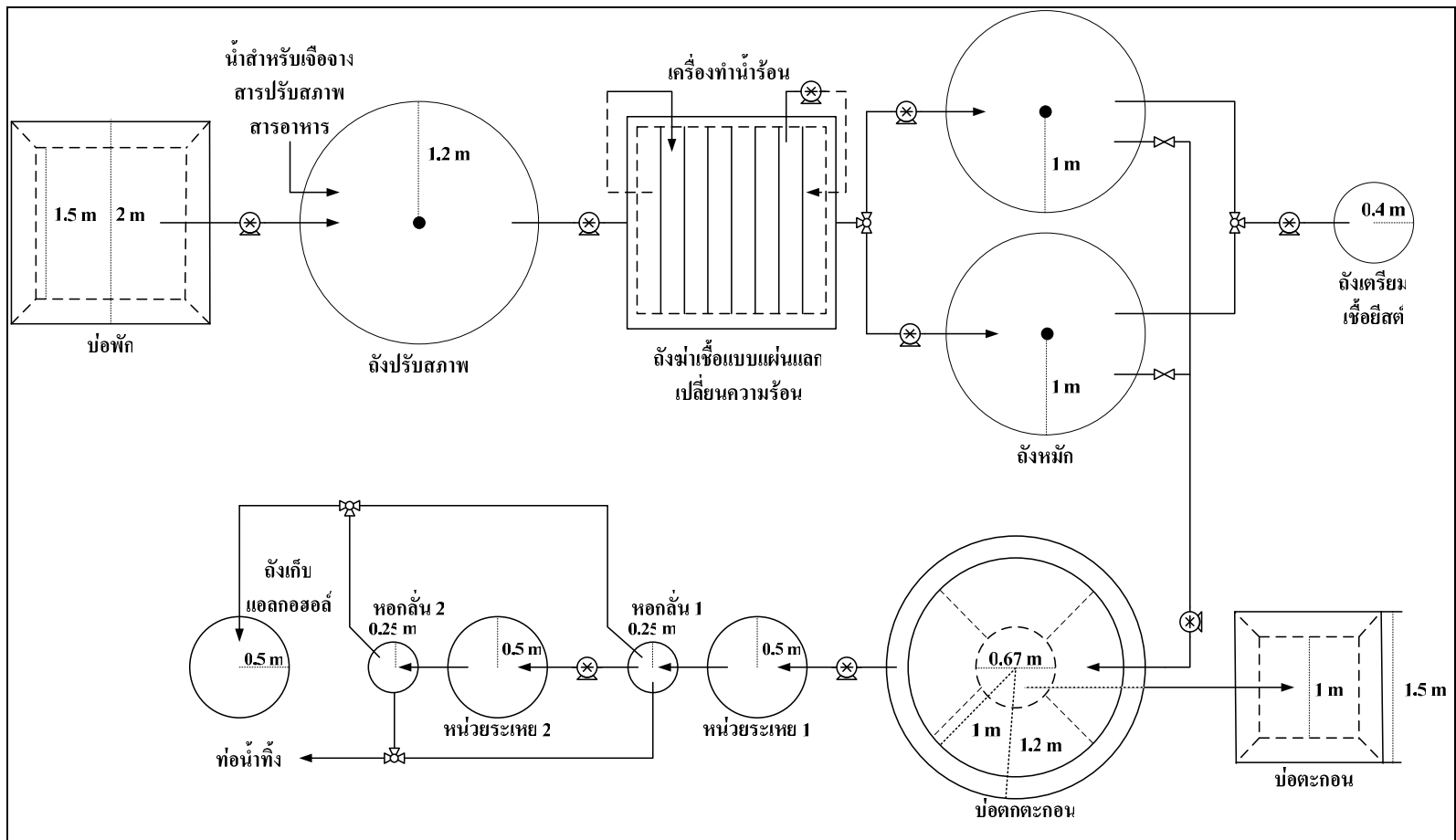


Figure 32. Top view of the ethanol production plant fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory

## 6.1 การกำหนดกำลังการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งโรงงานน้ำอัดลม

### 6.1.1 เลือกชนิดเครื่องจักร

โดยทั่วไปการผลิตเอทานอลจะมีขั้นตอนหลักที่เหมือนกัน อาจมีความแตกต่างกันในขั้นตอนการเตรียมวัตถุดิบ การออกแบบระบบการผลิตเอทานอลจะขึ้นอยู่กับปริมาณและคุณภาพของน้ำหวานทิ้ง ดังนั้นในการพิจารณาจะแบ่งเป็น 3 ส่วน คือเครื่องจักร/อุปกรณ์หลัก เครื่องจักร/อุปกรณ์รอง เครื่องจักร/อุปกรณ์สนับสนุน โดยแสดงดัง Table 20 โดยแบ่งการพิจารณาเครื่องจักรได้ดังนี้

- (1) เครื่องจักร/อุปกรณ์หลัก : หอกั่นเอทานอลขนาดกำลังการผลิต 60.0 ลิตร/วัน
- (2) เครื่องจักร/อุปกรณ์รอง : เครื่องสูบน้ำ ขนาด 1 แรงม้า จำนวน 9 เครื่อง  
เครื่องผสม ขนาด 1 แรงม้า จำนวน 3 เครื่อง  
เครื่องทำน้ำร้อน ขนาด 10,000 วัตต์ จำนวน 1 เครื่อง  
ชุดอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน 1 ชุด
- (3) เครื่องจักร/อุปกรณ์สนับสนุน : มอเตอร์และอุปกรณ์วาล์ว

Table 20. Machine and equipment cost for the ethanol production plant fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.

Machine and equipment	Cost per unit (baht)	Quantity	Total (baht)
1. Distillation tower	250,000.00	2	500,000.00
2. Water pump 1 hp	15,000.00	9	135,000.00
3. Agitator 1 hp	15,000.00	3	45,000.00
4. Heater 10,000 W	10,000.00	1	10,000.00
5. Heat exchanger	100,000.00	1	100,000.00
6. Water pipe system and controller	70,000.00	1	70,000.00
7. Electricity system and controller	100,000.00	1	100,000.00
		<b>Total</b>	<b>960,000.00</b>

### 6.1.2 การประเมินราคาก่อสร้างระบบบำบัด

การประเมินราคาก่อสร้างระบบการผลิตเอทานอล ประกอบด้วย ค่าใช้จ่ายในงานขุดดินปรับพื้นที่ อุปกรณ์ก่อสร้างและโครงสร้างระบบรวมค่าติดตั้ง โดยแสดงรายละเอียดดัง Table

Table 21. Cost for infrastructure for the ethanol production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.

Item	Cost per unit (baht)	Quantity	Total (baht)
Adjustment area	100.00	50 m <sup>3</sup>	5,000.00
Structure and equipments	450,000.00	1	450,000.00
Installation cost 10%			45,000.00
		<b>total</b>	<b>500,000.00</b>

## 6.2 การศึกษาความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์

### 6.2.1 การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิต

การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิต ประกอบด้วยเงินลงทุนได้แก่ค่าเครื่องจักรและระบบสาธารณูปโภค ค่าก่อสร้างระบบบำบัด และเงินทุนหมุนเวียนสำรองต้นทุนคงที่ ซึ่งประกอบด้วยค่าเสื่อมราคาและค่าจ้างแรงงานและต้นทุนผันแปรได้แก่ ค่าสารเคมีค่าน้ำและค่าไฟฟ้าที่ใช้ระหว่างการดำเนินการ

(1) **เงินลงทุน (investment cost)** รวมทั้งสิ้น 1,977,525.00 บาท ซึ่งประกอบด้วยค่าก่อสร้าง ค่าลงทุนเครื่องจักรและอุปกรณ์ต่างๆ และเงินทุนหมุนเวียนสำรอง มีรายละเอียดดังนี้

(1.1) ค่าเครื่องจักร และอุปกรณ์ รายละเอียดดัง Table 20

โดยมีค่าใช้จ่าย = 960,000.00 บาท

(1.2) ค่าก่อสร้างระบบบำบัด มีรายละเอียดดัง Table 21

โดยมีค่าใช้จ่าย = 500,000.00 บาท

(1.3) เงินทุนหมุนเวียน สำรองไว้ 1 เดือน โดยคิดค่าใช้จ่ายจากต้นทุนการผลิตเอทานอลของปีที่ 1 มีรายละเอียดดังแสดงใน Table 22

เงินทุนหมุนเวียนสำรอง = (ต้นทุนผันแปรในปีที่ 1 / 12)

= 24,122,550.00/12

= 2,010,212.50 บาท/เดือน

ดังนั้นเงินลงทุนในโครงการทั้งหมด = 960,000.00 + 500,000.00 + 2,010,212.50

= 3,470,212.50 บาท

Table 22. Working capital in the 1<sup>st</sup> year for the ethanol production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project with media I and II

Operation cost in the 1 <sup>st</sup> year	Media I (baht)	Media II (baht)
1. (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	399,000.00	39,900.00
2. KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	1,111,500.00	555,750.00
3. MgSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	3,135,000.00	313,500.00
4. Yeast extract	19,380,000.00	4,845,000.00
5. electricity cost	85,050.00	85,050.00
6. water cost	12,000.00	12,000.00
Total cost in the 1 <sup>st</sup> yaer	24,122,550.00	5,851,200.00
Working capital for 1 month	<b>2,010,212.50</b>	<b>487,600.00</b>

## (2) ต้นทุนคงที่ (Fixed cost)

ต้นทุนคงที่ ประกอบด้วย ค่าเสื่อมราคาเครื่องจักร สิ่งก่อสร้าง และค่าจ้างแรงงาน โดยมีรายละเอียดดังนี้

(2.1) ค่าเสื่อมราคา ประกอบด้วย ค่าเสื่อมราคาเครื่องจักร และสิ่งก่อสร้าง ซึ่งคิดอายุการใช้งานที่ 10 และ 20 ปี ตามลำดับ โดยคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรงดังนี้

ค่าเสื่อมราคาอุปกรณ์เครื่องจักร

$$= 960,000.00/10$$

$$= 96,000.00 \text{ บาท/ปี}$$

ค่าเสื่อมราคาส่งก่อสร้าง

$$= 500,000.00/20$$

$$= 25,000.00 \text{ บาท/ปี}$$

รวมค่าเสื่อมราคาทั้งหมด 121,000.00 บาท /ปี

(2.2) ค่าจ้างแรงงานดูแลระบบ พนักงานจำนวน 1 คน ซึ่งทำหน้าที่ในการควบคุมดูแลระบบ การผลิตเอทานอล ซึ่งคิดเงินเดือน เดือนละ 5,000 บาท หรือเท่ากับ 60,000.00 บาท/ปี

### (3) ต้นทุนผันแปร (Variable cost)

ต้นทุนผันแปร ประกอบด้วยค่าสารเคมีค่าไฟฟ้าค่าน้ำค่าโซหุ้ย โดยที่ 1 ปี จะทำการผลิต 300 วัน และการผลิตใน 1 วัน ใช้ปริมาณน้ำเสียจำนวน 1.5 ลูกบาศก์เมตร ปริมาณของเอทานอลที่ได้จากการใช้สูตรอาหารที่ 1 และ 2 เท่ากับ 60 และ 50 ลิตร/วัน ตามลำดับ ต้นทุนผันแปรตั้งแต่ปีแรกถึงปีสุดท้ายแสดงดัง Table 22 การคำนวณต้นทุนผันแปรในส่วนที่เป็นอาหารเลี้ยงเชื้อที่ใช้รายละเอียดแสดงดังข้อ 3.1-3.4 สำหรับในสูตรอาหารที่ 2 จะเติมปริมาณสารอาหารแอมโมเนียมซัลเฟต โพลแทสเซียมฟอสเฟต แมกนีเซียมซัลเฟต และยีสต์สกัด เป็น 0.95, 4.75, 4.75 และ 9.5 กิโลกรัม/วัน ตามลำดับ

(3.1) แอมโมเนียมซัลเฟต ราคาขายอยู่ที่ 140 บาท/กิโลกรัม โดยต้องใช้แอมโมเนียมซัลเฟต 9.5 กิโลกรัม/วัน

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่าแอมโมเนียมซัลเฟต} &= 140 \times 9.5 \times 300 \\ &= 399,000.00 \text{ บาท/ปี} \end{aligned}$$

(3.2) โพลแทสเซียมฟอสเฟต ราคาขายอยู่ที่ 390 บาท/กิโลกรัม โดยต้องใช้โพลแทสเซียมฟอสเฟต 9.5 กิโลกรัม/วัน

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่าโพลแทสเซียมฟอสเฟต} &= 390 \times 9.5 \times 300 \\ &= 1,111,500.00 \text{ บาท/ปี} \end{aligned}$$

(3.3) แมกนีเซียมซัลเฟตเฮปตะไฮเดรต ราคาขายอยู่ที่ 220 บาท/กิโลกรัม โดยต้องใช้ 47.5 กิโลกรัม/วัน

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่าแมกนีเซียมซัลเฟต} &= 220 \times 47.5 \times 300 \\ &= 3,135,000.00 \text{ บาท/ปี} \end{aligned}$$

(3.4) ยีสต์สกัด ราคาขายอยู่ที่ 1,700 บาท/กิโลกรัม โดยต้องใช้ 38.0 กิโลกรัม/วัน

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่ายีสต์สกัด} &= 1,700 \times 38.0 \times 300 \\ &= 19,380,000.00 \text{ บาท/ปี} \end{aligned}$$

(3.5) ค่าไฟฟ้า ที่ใช้ในกระบวนการผลิตทั้งหมดโดยคิด 3.50 บาท/กิโลวัตต์ชั่วโมง โดยใช้พลังงานไฟฟ้าทั้งหมด 81 กิโลวัตต์ชั่วโมง/วัน

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นค่าไฟฟ้า} &= 81 \times 3.50 \times 300 \\ &= 85,050.00 \text{ บาท/ปี} \end{aligned}$$

(3.6) ค่าน้ำ ที่ใช้ในกระบวนการผลิตทั้งหมดโดยคิด 5 บาท/ลูกบาศก์เมตร โดยที่การเดินระบบใช้น้ำเพื่อเจือจาง 8.0 ลูกบาศก์เมตร โดย 1 ปีใช้น้ำทั้งหมด 2,400 ลูกบาศก์เมตร

$$\text{ดังนั้นค่าน้ำ} = 12,000.00 \text{ บาท/ปี}$$

## 6.2.2 ผลประโยชน์ทางการเงินของโครงการ

ผลประโยชน์ของโครงการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งโรงงานน้ำตาลมมีกำลังการผลิตเต็มที่ 60.0 ลิตร/วัน ซึ่งผลประโยชน์ของโครงการประกอบไปด้วยผลประโยชน์หลักและผลพลอยได้อื่นๆ ดังนี้ (สูตรอาหารที่ 1)

(1) **ผลประโยชน์หลัก** ซึ่งก็คือ เอทานอล 60.0 ลิตร/วัน โดยกำหนดให้ราคาขายเอทานอล ณ วันที่ 17 กรกฎาคม 2552 เท่ากับ 18.59 บาท/ลิตร (สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน, 2552) คิดวันดำเนินการ 300 วัน/ปี ดังนั้นมูลค่าผลประโยชน์หลักจากมูลค่าของเอทานอลคิดเป็นมูลค่า 334,620.00 บาท/ปี

(2) **ผลพลอยได้อื่นๆ** ซึ่งก็คือการลดอัตราการระเหยอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสียรวม (รายละเอียดแสดงดัง Table 15) ซึ่งปกติน้ำเสียเข้าระบบรวมจะประกอบด้วยน้ำเสียจากกระบวนการผลิตและส่วนของน้ำหวานทิ้งจากกระบวนการผลิตปริมาณ 1 ลูกบาศก์เมตร/วัน และปัจจุบันน้ำหวานทิ้ง (ที่บรรจุขวด) ซึ่งเทเก็บไว้ในบ่อพักจะมีการปล่อยสู่ระบบบำบัดน้ำเสียรวม 3 ลูกบาศก์เมตร/วัน ดังนั้นในแต่ละวันจะมีน้ำหวานทิ้งที่ปล่อยเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียปริมาณ 4 ลูกบาศก์เมตร/วัน หากไม่มีการปล่อยน้ำหวานทิ้งดังกล่าวเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานจะลดการระเหยอินทรีย์ลงได้ ซึ่งสามารถคำนวณได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{อัตราการระเหยอินทรีย์} &= \text{ปริมาณน้ำหวานทิ้งเข้าระบบ} \times \text{ซีไอดีของน้ำหวานทิ้ง} \\ &= 4,000 \text{ ลิตร} \times 150,000 \text{ มิลลิกรัม/ลิตร} \\ &= 600 \text{ กิโลกรัมซีไอดี/วัน} \end{aligned}$$

$$\text{โดยใน 1 เดือนคิดวันดำเนินการ} = 25 \text{ วัน}$$

ดังนั้นใน 1 เดือนจะสามารถลดอัตราการระเหยอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสียได้เท่ากับ 15,000 กิโลกรัมซีไอดี/เดือน ( 600 กิโลกรัมซีไอดี/วัน x 25 วัน)

จากการศึกษาประสิทธิภาพในการบำบัดน้ำหวานทิ้งโดยกระบวนการหมักด้วยยีสต์ พบว่าประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีสูงสุดเท่ากับร้อยละ 82 ซึ่งซีไอดีเข้าระบบเริ่มต้น 24,785 มิลลิกรัม/ลิตร ดังนั้นน้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำหวานทิ้งมีค่าเท่ากับ 4,460 มิลลิกรัม/ลิตร ซึ่งมีค่าสูงกว่ามาตรฐานน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมโดยกำหนดให้ไม่เกิน 120 มิลลิกรัม/ลิตร น้ำทิ้งจากระบบบำบัดน้ำหวานทิ้งดังกล่าวจึงต้องปล่อยลงสู่ระบบบำบัดน้ำเสียรวมซึ่งมีปริมาณเท่ากับ 9.5 ลูกบาศก์เมตร/วัน น้ำเสียส่วนดังกล่าวจะเพิ่มการระเหยอินทรีย์ให้กับระบบบำบัดน้ำเสียคำนวณได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 \text{อัตราการระเหยอินทรีย์} &= \text{ปริมาณน้ำหวานที่เข้าสู่ระบบ} \times \text{ซีไอ} \text{ คีของน้ำหวานที่} \\
 &= 9,500 \text{ ลิตร} \times 4,460 \text{ มิลลิกรัม/ลิตร} \\
 &= 42.37 \text{ กิโลกรัมซีไอ/วัน}
 \end{aligned}$$

ใน 1 เดือนจะเพิ่มอัตราการระเหยอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสียได้เท่ากับ 1,059 กิโลกรัมซีไอ/เดือน (42.37 กิโลกรัมซีไอ/วัน  $\times$  25 วัน)

ดังนั้นจะสามารถลดการระเหยอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสียสุทธิเท่ากับ 13,991 กิโลกรัมซีไอ/เดือน (15,000 – 1,059 กิโลกรัมซีไอ/เดือน)

สามารถคำนวณค่าไฟฟ้าที่สามารถประหยัดได้จากการบำบัดน้ำเสียได้จาก

$$\begin{aligned}
 \text{ค่าไฟฟ้า} &= \text{อัตราการระเหยอินทรีย์ที่ลดลง/เดือน} \times \text{ค่าไฟต่อหน่วย} \\
 &= 13,991 \times 3.40 \\
 &= 47,569.40 \text{ บาท/เดือน}
 \end{aligned}$$

ดังนั้นใน 1 ปี สามารถประหยัดค่าไฟฟ้าของระบบบำบัดน้ำเสียเท่ากับ 568,800.0 บาท เพราะฉะนั้นผลประโยชน์ของโครงการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานที่โรงงานน้ำอัดลม คิดเป็นมูลค่ารวมเท่ากับ 903,420.00 บาท/ปี (มูลค่าผลประโยชน์หลัก + มูลค่าผลพลอยได้)

สำหรับการใช้สูตรอาหารที่ 2 สามารถคำนวณได้ในลักษณะเดียวกัน โดยให้ผลประโยชน์หลัก คือเอทานอล 50.0 ลิตร/วัน คิดเป็นมูลค่า 259,888.50 บาท/ปี และผลพลอยได้จากการประหยัดค่าไฟฟ้า คิดเป็นมูลค่า 570,832.80 บาท/ปี ดังนั้นคิดเป็นผลประโยชน์รวมมูลค่าเท่ากับ 830,721.30 บาท/ปี

### 6.3 การวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางการเงินของโครงการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานที่

สำหรับการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางการเงินของการบำบัดน้ำหวานที่จากโรงงานผลิตน้ำอัดลม ได้ทำการพิจารณาโดยใช้เกณฑ์เช่นเดียวกับโครงการผลิตแก๊สชีวภาพ โดยบุคคลกำไรขาดทุนของโครงการซึ่งใช้สูตรอาหารที่ 1 และ 2 แสดงดัง Table 23 และ 24 ตามลำดับ ซึ่งพบว่าโครงการนี้ขาดทุนอย่างต่อเนื่องตั้งแต่ปีที่ 1 (กระแสเงินสดติดลบ) ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิมีค่าน้อยกว่าศูนย์ สำหรับอัตราผลตอบแทนภายใน ระยะเวลาคืนทุน และอัตราส่วนผลได้ต่อต้นทุนของโครงการ ไม่สามารถหาค่าได้ แสดงว่าโครงการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานที่ไม่เหมาะสำหรับการลงทุนเนื่องจากโครงการนี้ขาดทุนอย่างต่อเนื่อง

Table 23. Income statement for 10 years project period of ethanol production with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project (mediaI)

order	list	Income statement until 1 – 10 year									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	income	903,420.00	903,420.00	903,420.00	903,420.00	903,420.00	903,420.00	903,420.00	903,420.00	903,420.00	903,420.00
2	Variable cost	24,122,550.0	24,122,550.0	24,122,550.0	24,122,550.0	24,122,550.0	24,122,550.0	24,122,550.0	24,122,550.0	24,122,550.0	24,122,550.0
3	profit (loss) (1-2)	- 23,219,130	- 23,219,130	- 23,219,130	- 23,219,130	- 23,219,130	- 23,219,130	- 23,219,130	- 23,219,130	- 23,219,130	- 23,219,130
4	Fixed cost	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00
5	profit (loss) (3-4)	-23,279,130	-23,279,130	-23,279,130	-23,279,130	-23,279,130	-23,279,130	-23,279,130	-23,279,130	-23,279,130	-23,279,130
6	Depreciation	121,000.00	121,000.00	121,000.00	121,000.00	121,000.00	121,000.00	121,000.00	121,000.00	121,000.00	121,000.00
7	interest	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8	Earning before interest and tax (5-6-7)	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130
9	Income tax 15%	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
10	Net profit (8-9)	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130	-23,400,130
11	Accumulated profit	-23,400,130	-46,800,260	-70,200,390	-93,600,520	-117,000,650	-140,400,780	-163,800,910	-187,201,040	-210,601,170	-234,001,300



Table 24. Income statement for 10 years project period of ethanol production with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project (media II)

order	list	Income statement until 1 – 10 year									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	income	830,721.30	830,721.30	830,721.30	830,721.30	830,721.30	830,721.30	830,721.30	830,721.30	830,721.30	830,721.30
2	Variable cost	5,851,200.00	5,851,200.00	5,851,200.00	5,851,200.00	5,851,200.00	5,851,200.00	5,851,200.00	5,851,200.00	5,851,200.00	5,851,200.00
3	profit (loss) (1-2)	-5,020,478	-5,020,478	-5,020,478	-5,020,478	-5,020,478	-5,020,478	-5,020,478	-5,020,478	-5,020,478	-5,020,478
4	Fixed cost	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00
5	profit (loss) (3-4)	-5,080,478	-5,080,478	-5,080,478	-5,080,478	-5,080,478	-5,080,478	-5,080,478	-5,080,478	-5,080,478	-5,080,478
6	Depreciation	120,999.85	120,999.85	120,999.85	120,999.85	120,999.85	120,999.85	120,999.85	120,999.85	120,999.85	120,999.85
7	interest	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8	Earning before interest and tax (5-6-7)	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5
9	Income tax 15%	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
10	Net profit (8-9)	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5	-5,201,487.5
11	Accumulated profit	-5,201,487.5	-10,402,957.10	-15,604,435.65	-20,805,914.20	-26,007,392.75	-31,208,871.30	-36,410,349.85	-41,611,828.40	-46,813,306.95	-52,014,785.50

## 7. การพิจารณาความเป็นไปได้ของโครงการระหว่างการผลิตแก๊สชีวภาพและเอทานอล

จากการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางการเงินของโครงการทั้ง 2 โครงการ คือการผลิตแก๊สชีวภาพและเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งโรงงานน้ำอัดลม โดยทำการพิจารณาเปรียบเทียบจากเกณฑ์มูลค่าปัจจุบันสุทธิ อัตราผลตอบแทนต่ำสุด อัตราผลตอบแทนภายใน อัตราส่วนผลได้และต้นทุน และระยะเวลาคืนทุน ทั้งสองโครงการ (Table 25) โครงการผลิตแก๊สชีวภาพมีความเป็นไปได้ในการลงทุนมากกว่าการผลิตเอทานอล เนื่องจากให้อัตราผลตอบแทนการลงทุน (ร้อยละ 40.18) สูงกว่าอัตราผลตอบแทนที่ต่ำสุด (ร้อยละ 16.15) มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิ 2,399,901.50 บาท ณ.ปีที่ 10 ของโครงการ ระยะเวลาคืนทุนที่ 2-3 ปี และอัตราส่วนผลได้และต้นทุนเท่ากับ 1.8 ซึ่งมีค่ามากกว่า 1 และเมื่อเปรียบเทียบกับโครงการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งจะพบว่า โครงการขาดทุนอย่างต่อเนื่อง (กระแสเงินสดติดลบ) ทำให้ไม่สามารถหาอัตราผลตอบแทนการลงทุน และอัตราส่วนผลได้และต้นทุนได้ สำหรับมูลค่าปัจจุบันสุทธิมีค่าติดลบเมื่อวิเคราะห์ในทั้งสองสูตรอาหาร ดังนั้นหากพิจารณาความเป็นไปได้ในการลงทุนจากโครงการทั้งสองแล้วจึงควรตัดสินใจเลือกโครงการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้ง

Table 25. Comparison of economic analysis for biogas and ethanol production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project.

Criteria	Biogas production	Ethanol production
1.MARR	16.15	16.15%
2.IRR	40.18	-
3.NPV	2,399,901 bahts	Negative cash flows
4. pay back period	2.46 years	-
5.B/C ratio	1.8	-

## 8. การออกแบบระบบบำบัดน้ำหวานทิ้งสำหรับบริษัทหาดทิพย์ จำกัด (มหาชน)

### 8.1 การดัดแปลงระบบการผลิตแก๊สชีวภาพจากทรัพยากรของบริษัท

เนื่องจาก บริษัทหาดทิพย์ จำกัด (มหาชน) มีอุปกรณ์บางอย่างอยู่แล้ว จึงสามารถนำอุปกรณ์นั้นมาประยุกต์ หรือดัดแปลง กับระบบการผลิตแก๊สชีวภาพด้วยระบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอน (Figure 33) อุปกรณ์ที่มีอยู่แล้วได้แก่

(1) บ่อขนาด 200 ลูกบาศก์ เมตร ซึ่งมีความกว้างเท่ากับ 4.5 เมตร ความยาวเท่ากับ 9.5 เมตร ความลึกใต้ระดับผิวดิน เท่ากับ 2.5 เมตร และความสูงเหนือระดับผิวดินเท่ากับ 2.5 เมตร สามารถดัดแปลงได้เป็น

บ่อพักน้ำหวานทิ้งขนาด 8 ลูกบาศก์เมตร จำนวน 1 บ่อ

บ่อปรับสภาพขนาด 45 ลูกบาศก์เมตร จำนวน 2 บ่อ

บ่อน้ำเสียนขนาด 45 ลูกบาศก์เมตร จำนวน 1 บ่อ

ถังปฏิกรณ์สร้างกรดขนาด 12 ลูกบาศก์เมตร จำนวน 1 บ่อ

โดยการกั้นผนังบ่อให้ได้ขนาดตามที่ต้องการ และใช้ระบบท่อและปั๊มในการส่งน้ำเสียเข้าแต่ละบ่อ

(2) บ่อขนาด 100 ลูกบาศก์ เมตร ซึ่งมีความกว้างเท่ากับ 5.5 เมตร ความยาวเท่ากับ 5.5 เมตร ความลึกเท่ากับ 3.5 เมตร สามารถดัดแปลงเป็นถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนแบบยูเอสบี ขนาด 75 ลูกบาศก์เมตร

(3) บ่อขนาด 24 ลูกบาศก์ เมตร ซึ่งมีความกว้างเท่ากับ 4.0 เมตร ความยาวเท่ากับ 6.0 เมตร ความลึกเท่ากับ 1.0 เมตร สามารถดัดแปลงเป็นถังเก็บแก๊สขนาด 60 ลูกบาศก์เมตร โดยการก่อสร้างบ่อทั้งสี่ให้มีความสูงเพิ่มขึ้นอีกประมาณ 1.5 เมตร

จากทรัพยากรที่บริษัทฯ มีอยู่แล้วจึงทำให้สามารถลดเงินลงทุนลงได้เหลือแค่ใน ส่วนของการปรับปรุงพื้นที่และค่าใช้จ่ายในการดัดแปลงเพื่อประยุกต์ใช้ระบบดังกล่าว รายละเอียด แสดงดัง Table 26 และ 27

Table 26. Cost for infrastructure for the biogas production fed with waste syrup for Haadthip

Company.			
List	Cost/unit (baht)	Quantity	Total (baht)
Restructuring	50,000.00	1	50,000.00
Adjustment area	50,000.00	1	50,000.00
To add structure	150,000.00	1	150,000.00
		<b>Total</b>	<b>250,000.00</b>

Table 27. Machine and equipment cost for the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip company.

Machine and equipment	Cost per unit (baht)	Quantity	Total (baht)
1. Biogas storage tank and controller	150,000.00	1	165,000.00
2. Water pump 1 hp	15,000.00	2	30,000.00
3. Agitator 1 hp	15,000.00	1	15,000.00
4. Water pipe and controller system	30,000.00	1	30,000.00
5. Electricity and controller system	50,000.00	1	50,000.00
		<b>Total</b>	<b>290,000.00</b>

## 8.2 การศึกษาความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์

### 8.2.1. การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิต

การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตประกอบด้วย เงินลงทุน ต้นทุนคงที่ และต้นทุนผันแปร

(1) เงินลงทุน (Investment Cost) รวมทั้งสิ้น 552,386.25 บาท ซึ่งจะประกอบด้วย ค่าก่อสร้าง ค่าลงทุนเครื่องจักรและอุปกรณ์ ระบบสาธารณูปโภคต่างๆ และเงินทุนสำรองโดยมีรายละเอียดดังนี้

(1.1) ค่าเครื่องจักร และระบบสาธารณูปโภค รายละเอียดดัง Table 28

โดยมีค่าใช้จ่าย = 290,000.00 บาท

(1.2) ค่าก่อสร้างระบบบำบัด มีรายละเอียดดังตาราง

โดยมีค่าใช้จ่าย = 250,000.00 บาท

(1.3) เงินทุนหมุนเวียน สำรองไว้ 1 เดือน มีรายละเอียดดังแสดงใน Table 28

Table 28. Working capital in the 1<sup>st</sup> year for biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip company.

Operation cost in the 1 <sup>st</sup> year	Total (bahts)
1. Urea fertilizer	10,260.00
2. Calcium carbonate	36,000.00
3. Electricity cost	56,700.00
4. Water cost	45,675.00
Total cost in the 1 <sup>st</sup> yaer	148,635.00
<b>Working capital for 1 month</b>	<b>12,386.25</b>

**(2) ต้นทุนคงที่ (Fixed cost)**

ต้นทุนคงที่ ประกอบด้วย ค่าเสื่อมราคาเครื่องจักรและสิ่งก่อสร้าง มีรายละเอียด ดังนี้

(2.1) ค่าเสื่อมราคา ประกอบด้วย ค่าเสื่อมราคาเครื่องจักร และสิ่งก่อสร้าง ซึ่งคิดอายุการใช้งาน 10 และ 20 ปี ตามลำดับ โดยคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรงดังนี้

ค่าเสื่อมราคาอุปกรณ์เครื่องจักร

$$= 290,000.00/10$$

$$= 29,000.00 \text{ บาท/ปี}$$

ค่าเสื่อมราคาส่งก่อสร้าง

$$= 250,000/20$$

$$= 12,500.00 \text{ บาท/ปี}$$

รวมค่าเสื่อมราคาทั้งหมด 41,500.00 บาท /ปี

(2.2) ค่าจ้างแรงงานดูแลระบบ พนักงานจำนวน 1 คน ซึ่งทำหน้าที่ในการควบคุมดูแลระบบบำบัดน้ำหวนทิ้ง ซึ่งคิดเงินเดือน เดือนละ 5,000 บาท หรือ 60,000 บาท/ปี

**(3) ต้นทุนผันแปร (Variable cost)**

ต้นทุนผันแปร ประกอบด้วย ค่าสารเคมี ค่าไฟฟ้า ค่าน้ำ โดยที่ 1 ปี ทำการผลิต 300 วัน และการผลิตใน 1 วัน ใช้ปริมาณน้ำเสียจำนวน 1.5 ลูกบาศก์เมตร ต้นทุนผันแปร เท่ากับ 148,635.00 บาท (Table 28)

**8.2.2 ผลประโยชน์ทางการเงินของโครงการ**

(1) ผลประโยชน์หลัก คือแก๊สชีวภาพจำนวน 56.5 ลูกบาศก์เมตร/วัน คิดเป็นมูลค่า 150,195.00 บาทต่อปี

(2) ผลพลอยได้อื่นๆ ซึ่งก็คือการลดอัตราการระเหยอินทรีย์ของระบบบำบัดน้ำเสีย (Table 15) เนื่องจากทางบริษัทหาดทิพย์ จำกัด มีข้อจำกัดด้านพื้นที่เพื่อการก่อสร้างบ่อน้ำทิ้งจากการบำบัดจากถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนจึงจำเป็นต้องปล่อยน้ำทิ้งสู่ระบบบำบัดน้ำเสียรวม ดังนั้นจึงนำทิ้งส่วนดังกล่าวเพิ่มการระเหยอินทรีย์ให้กับระบบบำบัดน้ำเสีย จากการทดลองพบว่าน้ำทิ้งดังกล่าวจะมีซีไอดีเท่ากับ 261.3 มิลลิกรัม/ลิตร ดังนั้นจะเพิ่มการระเหยอินทรีย์ให้กับระบบบำบัดน้ำเสียเท่ากับ 294 กิโลกรัมซีไอดีต่อเดือนโดยคำนวณได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{อัตราการระเหยอินทรีย์} &= \text{ปริมาณน้ำหวนทิ้งเข้าระบบ} \times \text{ซีไอดีของน้ำหวนทิ้ง} \\ &= 45,000 \text{ ลิตร/วัน} \times 261.3 \text{ มิลลิกรัม/ลิตร} \\ &= 11.76 \text{ กิโลกรัมซีไอดี/วัน} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{โดยใน 1 เดือนคิดวันดำเนินการ} &= 25 \text{ วัน} \\
 \text{ดังนั้น อัตราการะสารอินทรีย์} &= 11.76 \times 25 \\
 &= 294 \text{ กิโลกรัมชีโอดี/เดือน}
 \end{aligned}$$

หากไม่มีการปล่อยน้ำทิ้งจากการบำบัดเข้าสู่ระบบบำบัดน้ำเสียของบริษัทจะสามารถลดอัตราการะสารอินทรีย์ได้เท่ากับ 15,000 กิโลกรัมชีโอดี/เดือน

ดังนั้น ภาระสารอินทรีย์ที่ลดลงสุทธิ เท่ากับ 14,706 กิโลกรัมชีโอดี/เดือน (15,000 – 294 กิโลกรัมชีโอดี/เดือน) สามารถคิดเป็นค่าไฟฟ้าที่ใช้ได้เท่ากับ 50,000 บาท/เดือน โดยคำนวณได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 \text{ค่าไฟฟ้า} &= \text{อัตราการะสารอินทรีย์ที่ลดลงต่อเดือน} \times \text{ค่าไฟต่อหน่วย} \\
 &= 14,706 \times 3.40 \\
 &= 50,000 \text{ บาท/เดือน}
 \end{aligned}$$

โดยใน 1 ปี จึงสามารถค่าไฟฟ้าได้เท่ากับ 600,000.00 บาท เพราะฉะนั้นผลประโยชน์ของโครงการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้งโรงงานน้ำอัดลม คิดเป็นมูลค่ารวมเท่ากับ 750,195 บาท/ปี (มูลค่าผลประโยชน์หลัก + มูลค่าผลพลอยได้)

### 8.3 การวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางการเงินของโครงการ

การวิเคราะห์ความเป็นไปได้ของโครงการผลิตแก๊สชีวภาพที่ดัดแปลงใช้ทรัพยากรที่บริษัทมีอยู่แล้วนั้น จะทำการพิจารณาจากเกณฑ์ต่างๆ เช่นเดียวกันกับโครงการข้างต้น โดยประมาณการกำไรขาดทุนตลอดระยะเวลาโครงการแสดงดัง Table 29 ซึ่งบริษัทจะมีกำไรสุทธิเฉลี่ยปีละ 426,325.98 บาท มูลค่าปัจจุบันสุทธิเท่ากับ 2,649,598.92 และพบว่าอัตราผลตอบแทนภายในของโครงการมีค่าเท่ากับร้อยละ 86.65 (Table 30) ซึ่งมีค่าสูงกว่าอัตราผลตอบแทนต่ำสุด และโครงการมีระยะเวลาคืนทุนเท่ากับ 1 ปี 3 เดือน (Table 31) และอัตราส่วนผลตอบแทนต่อต้นทุนเท่ากับ 2.32 (Table 32)

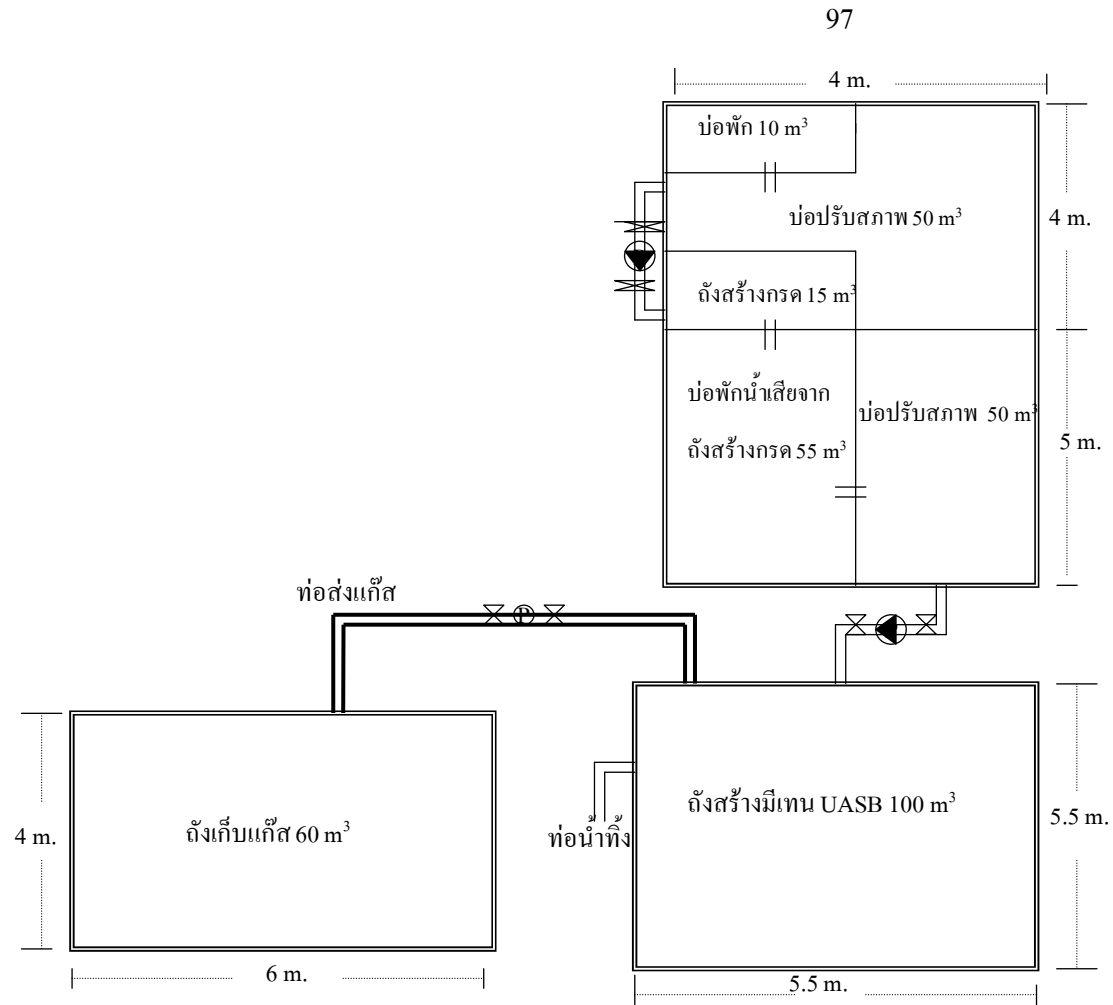


Figure 33. A biogas production plant modified from the existing wastewater treatment system of Haadthip Company

Table 29. Income statement for 10 years project period of the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip Company

order	list	Income statement until 1 – 10 year									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	income	750,195.00	750,195.00	750,195.00	750,195.00	750,195.00	750,195.00	750,195.00	750,195.00	750,195.00	750,195.00
2	Variable cost	148,635.00	148,635.00	148,635.00	148,635.00	148,635.00	148,635.00	148,635.00	148,635.00	148,635.00	148,635.00
3	profit (loss) (1-2)	601,560.00	601,560.00	601,560.00	601,560.00	601,560.00	601,560.00	601,560.00	601,560.00	601,560.00	601,560.00
4	Fixed cost	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00	60,000.00
5	profit (loss) (3-4)	541,560.00	541,560.00	541,560.00	541,560.00	541,560.00	541,560.00	541,560.00	541,560.00	541,560.00	541,560.00
6	Depreciation	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00
7	interest	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8	Earning before interest and tax (5-6-7)	501,560.00	501,560.00	501,560.00	501,560.00	501,560.00	501,560.00	501,560.00	501,560.00	501,560.00	501,560.00
9	Income tax 15%	75,234.02	75,234.02	75,234.02	75,234.02	75,234.02	75,234.02	75,234.02	75,234.02	75,234.02	75,234.02
10	Net profit (8-9)	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98
11	Accumulated profit	426,325.98	852,651.96	1,278,977.94	1,705,303.92	2,131,629.90	2,557,955.88	2,984,281.86	3,410,607.84	3,836,933.82	4,263,259.80



Table 30. IRR and NPV for 10 years project period of the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project  
(PWF for NPV 8 %) for Haadthip Company

year	cash	Value remains	Cash flows	PWF 8%	PV	IRR (%)	NPV (bahts)
0	Investment cost		-537,386.23	1.000	-537,386.23		
1	466,325.98	485,000.15	466,325.98	0.9259	431,771.22		
2	466,325.98	445,000.30	466,325.98	0.8573	399,781.26		
3	466,325.98	405,000.45	466,325.98	0.7938	370,169.56		
4	466,325.98	365,000.60	466,325.98	0.7350	342,749.60		
5	466,325.98	325,000.75	466,325.98	0.6806	317,381.46		
6	466,325.98	285,000.90	466,325.98	0.6302	293,878.63		
7	466,325.98	245,001.05	466,325.98	0.5835	272,101.21		
8	466,325.98	205,001.20	466,325.98	0.5403	251,955.93		
9	466,325.98	165,001.35	466,325.98	0.5002	233,256.26		
10	466,325.98	125,001.50	591,327.48	0.4632	273,902.89		
					3,186,985.15	86.65	2,649,598.92

Table 31. Pay back period of the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip Company

order	list	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Net profit	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98	426,325.98
2	Depreciation	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00	40,000.00
3	loans	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4	cash (1+2+3)	466,326.13	466,326.13	466,326.13	466,326.13	466,326.13	466,326.13	466,326.13	466,326.13	466,326.13	466,326.13
5	Retained cash	466,326.13	932,652.26	1,398,978.39	1,865,304.52	2,331,630.65	2,797,956.78	3,264,282.91	3,730,609.04	4,196,935.17	4,663,261.30
6	Investment cost	537,386.23	537,386.23	537,386.23	537,386.23	537,386.23	537,386.23	537,386.23	537,386.23	537,386.23	537,386.23
		Not pay	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back	Pay back

$$\begin{aligned}
 \text{ระยะเวลาคืนทุน} &= \text{เงินลงทุนครั้งแรก/ กระแสเงินสดต่อปี} \\
 &= 537,386.23 / 466,326.13 \\
 &= 1.15 \text{ ปี หรือ 1 ปี 2 เดือน}
 \end{aligned}$$

Table 32. Cost – benefit ratio of the biogas production fed with waste syrup collected from a carbonated beverage factory project for Haadthip company

year	Investment cost	Depreciation	Operation cost	Total cost	Total benefit	PWF (8,10)	PV of cost	PV of benefit
1	540,000.00	40,000.00	208,635.00	788,635.00	750,195.00	0.9259	730,197.15	694,605.55
2		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.8573	213,154.79	643,142.17
3		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.7938	197,366.46	595,504.79
4		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.7350	182,746.73	551,393.33
5		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.6806	169,220.98	510,582.72
6		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.6302	156,689.78	472,772.89
7		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.5835	145,078.52	437,738.78
8		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.5403	134,337.49	405,330.36
9		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.5002	124,367.23	375,247.54
10		40,000.00	208,635.00	248,635.00	750,195.00	0.4632	115,167.73	347,490.32
total		400,000.00	2,086,350.00	3,026,350.00	7,501,950.00		2,168,326.85	5,033,808.45

$$\begin{aligned}
 \text{อัตราส่วนผลตอบแทนต่อต้นทุน} &= \text{มูลค่าปัจจุบันของผลตอบแทน/มูลค่าปัจจุบันของค่าใช้จ่าย} \\
 &= 5,033,808.45 / 2,168,326.85 \\
 &= 2.32
 \end{aligned}$$

## บทที่ 4

### สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

#### สรุปผลการวิจัย

จากการศึกษาแหล่งปริมาณและคุณสมบัติของน้ำหวานทิ้งที่เกิดขึ้นในโรงงานผลิตน้ำตาลพบว่าน้ำหวานทิ้งประกอบด้วยผลิตภัณฑ์เสื่อมคุณภาพและจากกระบวนการผลิตซึ่งปริมาณที่เกิดขึ้นไม่แน่นอนทั้งนี้จะขึ้นกับกำลังการผลิต ความต้องการของตลาด และกระบวนการผลิต ซึ่งปริมาณมีค่าโดยเฉลี่ยประมาณ 1,500 ลิตร/วัน น้ำหวานทิ้งมีน้ำตาลเป็นองค์ประกอบหลักจึงทำให้มีค่าซีไอดี และค่าบีไอดีสูงเฉลี่ยเท่ากับ 152,525 และ 25,180 มิลลิกรัม/ลิตร นอกจากนี้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นองค์ประกอบในน้ำหวานทิ้งมีผลให้มีพีเอชต่ำในช่วงซึ่งส่งผลกระทบต่อระบบการบำบัดน้ำเสียของโรงงานที่ต้องรับภาระบรรทุกสารอินทรีย์ที่สูง

จากศึกษาความเป็นไปได้ทางเทคนิคในการผลิตแก๊สชีวภาพจากน้ำหวานทิ้งโดยใช้ระบบไร้อากาศแบบสองขั้นตอน พบว่าระยะเวลาเก็บกักในถังปฏิกรณ์สร้างกรดที่เหมาะสมเท่ากับ 4 ชั่วโมง มีอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เท่ากับ 20 kgCOD/m<sup>3</sup>.d สามารถเกิดกรดไขมันระเหยง่าย ซึ่งเป็นสารตั้งต้นในการสร้างมีเทนได้สูงสุดเท่ากับ 1,580 มิลลิกรัม/ลิตรของอะซิเตท จึงส่งผลให้ในถังปฏิกรณ์สร้างมีเทนสามารถผลิตแก๊สชีวภาพได้สูงสุดเท่ากับ 1.25 ลิตร/วัน โดยจะมีองค์ประกอบของแก๊สมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็นร้อยละ 79 และ 21 ตามลำดับ และสามารถกำจัดซีไอดีได้สูงถึงร้อยละ 94 ที่ระยะเวลาเก็บกักที่ 1.5 วัน (36 ชั่วโมง) และอัตราภาระบรรทุกสารอินทรีย์เท่ากับ 2.6 kgCOD/m<sup>3</sup>.d

จากการศึกษาความเป็นไปได้ทางเทคนิคในการผลิตเอทานอลจากน้ำหวานทิ้งโดยใช้ยีสต์ *Saccharomyces cerevisiae* ด้วยการเติมสารอาหารที่จำเป็นแล้วจึงทำการศึกษาเปรียบเทียบในสภาวะปลอดเชื้อและไม่ปลอดเชื้อโดยใช้สูตรอาหารที่ 1 พบว่าสามารถผลิตเอทานอลได้ 5.33 และ 3.99 กรัม/ลิตร ที่ระยะเวลาในการหมักเท่ากับ 18 ชั่วโมง และสามารถกำจัดซีไอดีได้สูงถึงร้อยละ 82 และ 74 ตามลำดับ และเมื่อใช้สูตรอาหารที่ 2 ซึ่งลดปริมาณสารอาหารลงพบว่าสามารถผลิตเอทานอลได้ 4.12 กรัม/ลิตร ที่ระยะเวลาการหมักที่ 18 ชั่วโมง และมีประสิทธิภาพในการกำจัดซีไอดีเท่ากับร้อยละ 83

การศึกษาคือความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ของทั้งสองโครงการโดยใช้เกณฑ์การพิจารณาคืออัตราผลตอบแทนต่ำสุด อัตราผลตอบแทนภายใน มูลค่าปัจจุบันสุทธิ ระยะเวลา

คืนทุนและอัตราส่วนผลได้ต่อต้นทุน โดยพบว่าโครงการผลิตแก๊สชีวภาพใช้เงินลงทุนต่ำกว่าโครงการผลิตเอทานอลเมื่อพิจารณาจากระยะเวลาโครงการที่ 10 ปี โครงการผลิตแก๊สชีวภาพให้ผลตอบแทนภายในเท่ากับร้อยละ 40.18 ซึ่งมีค่าสูงกว่าอัตราผลตอบแทนต่ำสุดซึ่งเท่ากับร้อยละ 16.15 ระยะเวลาคืนทุนเท่ากับ 2.46 ปี มูลค่าปัจจุบันสุทธิมีค่าเท่ากับ 2,399,901.50 บาท และสัดส่วนผลได้ต่อต้นทุนเท่ากับ 1.8 พบว่าจะมีความเหมาะสมในการลงทุนมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับโครงการผลิตเอทานอล ซึ่งพบว่าโครงการขาดทุนอย่างต่อเนื่องตั้งแต่ปีที่ 1- 10

### ข้อเสนอแนะ

1. การวิจัยนี้ได้ดำเนินการภายในระยะเวลาที่มีการติดตั้งเครื่องจักรเพื่อเพิ่มสายการผลิตผลิตภัณฑ์ใหม่ เมื่อแล้วเสร็จจะทำให้ปริมาณของน้ำหวานทิ้งโดยเฉลี่ยต่อวันเพิ่มสูงขึ้น จึงควรต้องมีการปรับปรุงโดยเฉพาะขนาดของระบบที่ออกแบบจะต้องมีขนาดใหญ่ขึ้นและรวมถึงการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ที่จะต้องมีการลงทุนเพิ่ม
2. การศึกษาความเป็นไปได้ในการใช้ประโยชน์จากน้ำหวานทิ้งจากโรงงานน้ำตาล ในการทำวิทยานิพนธ์นี้มีวัตถุประสงค์เพื่อนำพลังงานมาใช้ทดแทนแหล่งพลังงานเดิม และสามารถประยุกต์ใช้ให้เกิดความเหมาะสมกับทรัพยากรที่บริษัทกรณีตัวอย่างใช้อยู่เดิมเท่านั้น ทั้งนี้การนำน้ำหวานทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์อาจมีทางเลือกอื่นๆ ได้อีกเช่น การทำน้ำเชื่อมเข้มข้น การผลิตปุ๋ยเหลว เป็นต้น ซึ่งควรทำการศึกษาเปรียบเทียบต่อไป
3. ในทางปฏิบัติทั่วไปของโรงงานควรคำนึงถึงต้นทุน ค่าใช้จ่าย ตั้งแต่การปรับปรุงวิธีการผลิต เพื่อลดปริมาณน้ำหวานทิ้งเป็นอันดับแรก ก่อนที่จะคำนึงถึงการนำของเสียกลับมาใช้ประโยชน์

## เอกสารอ้างอิง

- กลุ่มงานวิจัยศึกษาพลังงาน (แก๊สชีวภาพ).2547. แก๊สชีวภาพ. สำนักวิจัยคั่นคว่ำพลังงาน กรมพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. กรุงเทพฯ.
- กฤษณ์ย ตระกูล โอสด. 2544. การผลิตเอทานอลจากน้ำมะพร้าวแก่. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ.
- กิตติ ชีรสระเดช. 2543. การศึกษาระดับห้องปฏิบัติการของการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตน้ำอัดลมโดยกระบวนการยูเอเอสบี. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.
- เกรียงศักดิ์ อุดมสินโรจน์. 2542. การบำบัดน้ำเสีย. หน้า 227-235. มิตรนราการพิมพ์. กรุงเทพฯ.
- จนิษฐา หทัยสมิทธิ์. 2545. การบำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมน้ำยางชั้น โดยระบบยูเอเอสบีแบบสองขั้นตอน. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
- เครือข่ายสารสนเทศด้านพลังงานและสิ่งแวดล้อมของประเทศไทย.2550.ทฤษฎีแก๊สชีวภาพ (ออนไลน์).สืบค้นจาก:<http://teenet.chiangmai.ac.th.htm> (30 พฤษภาคม, 2551)
- จุไรลักษณ์ อัดถานัน, 2530 การผลิตเอทานอลจากน้ำอ้อยโดยเชื้อ *Zymomonas mobilis* วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต.มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
- เทพปัญญา เจริญรัตน์.2545. การผลิตเอทานอลจากมันสำปะหลังแบบครึ่งคราวโดยการเติมสับสเตรตขึ้นกับพีเอช. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต . มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.
- ธนาคารแห่งประเทศไทย.2552. อัตราเงินเฟ้อ (ออนไลน์) สืบค้นจาก: <http://www.bot.or.th> ( 17 กรกฎาคม 2552)
- ธีรภัทร ศรีนรคุตร. 2543. เชื้อเพลิงเอทานอลจากวัสดุทางการเกษตร แหล่งพลังงานทางเลือกใหม่ของคนไทย.ว.วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี. 15 : 5-8.

- ประสิทธิ์ ดงยี่งศิริ. 2545. การวางแผนและการวิเคราะห์โครงการ. หน้า 245-250. ซีเอ็ดดูเคชั่น.  
กรุงเทพฯ.
- ปรีศนะ จันทร์ลา. 2545. การบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลไม้อบแห้งด้วยกระบวนการยูเอเอสบี.  
วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- เพริศพิชญ์ คณาธารณา. 2541. การศึกษาและพัฒนาเทคโนโลยีที่เหมาะสมของการบำบัดน้ำเสียจาก  
โรงอบ/รมยาง. รายงานวิจัยคณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์. สงขลา.  
หน้า 98-102
- รัชนิกร หมวดพล, รัชวดี เตชะภัทวรกุล และ ดวงพร คันทโชติ. 2552. การผลิตเอทานอลจาก  
น้ำตาลคลมหมดยด้วยเชื้อ *Saccharomyces cerevisiae*. สัมมนาวิชาการระดับชาติ ครั้งที่ 10  
โดยสมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย และคณะวิศวกรรมเกษตร มหาวิทยาลัย  
เทคโนโลยีสุรนารี เรื่องนวัตกรรมการผลิตทางการเกษตรและพลังงานทดแทน. 1-3 เมษายน  
2552. หน้า 70-75.
- รณชัย ไชยศรี. 2550. กระบวนการหมักแบบไร้อากาศสองขั้นตอนของน้ำเสียโรงงานผลิตน้ำมัน  
ปาล์มในถังปฏิกรณ์ UASB และ UFAF, วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต.  
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
- รุ่งโรจน์ เทพสุธรรม, สมพร เจนคุณาวัฒน และ นินทร์พัช พรหมฤทธิ์. 2545. การบำบัดน้ำคัลม  
เสื่อมคุณภาพโดยวิธีการหมักแบบกึ่งไร้อากาศ. สถาบันเทคโนโลยีราชมงคล.
- โรมรัน ว่องวิไลรัตน์. 2542. การบำบัดน้ำเสียความเข้มข้นสูงด้วยถังกรองไร้อากาศ ชนิดไฮบริดที่  
ใช้ตัวกลางพลาสติกโพลีเอทิลีน. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต.  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- สันทัด ศิริอนันต์ไพบูลย์. 2549. ระบบบำบัดน้ำเสีย: การเลือกใช้ การออกแบบ การควบคุมและการ  
แก้ปัญหา. ทอปป, กรุงเทพฯ.
- สมใจ ศิริโชค. 2544. จุลชีววิทยาอุตสาหกรรม. มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ. ศูนย์สื่อเสริม  
กรุงเทพ. กรุงเทพฯ.

- สมใจ ศิริโชค. 2537. เทคโนโลยีการหมัก. มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ. ศูนย์สื่อเสริม กรุงเทพฯ. กรุงเทพฯ.
- สาวิตรี ลิ้มทอง. 2536. ยีสต์และชีวเคมีของการหมักเอธิลแอลกอฮอล์, เทคนิคการหมักแบบ Fed-batch และการประยุกต์ใช้สำหรับการผลิตแอลกอฮอล์ทางอุตสาหกรรม. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.
- สิรินทร์ เวสกิจกุล. 2530. การปรับปรุงพันธุ์ยีสต์ที่ผลิตเอทานอลให้ทนกรด. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.
- สำนักงานคณะกรรมการอ้อยและน้ำตาลทราย. 2550. หน่วยวัดความหวาน(ออนไลน์) สืบค้นจาก: [http:// www.ocsb.go.th](http://www.ocsb.go.th) (11 มีนาคม 2550)
- สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน กระทรวงพลังงาน. 2552. ราคาพลังงานเชื้อเพลิง (ออนไลน์) สืบค้นจาก: <http://www.eppo.go.th> (17 กรกฎาคม 2552)
- อลิสรา วงศ์กิตติวิมล. 2543. การบำบัดน้ำเสียจากระบวนการผลิตน้ำยางข้น โดยถังปฏิกรณ์ไฮบริดแบบไม่ใช้ออกซิเจน. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตร์. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
- อรุณี วจนะ และ ชีระ เกรอด. 2533. การบำบัดน้ำเสียจากโรงงานเบียร์โดยกระบวนการยูเอเอสบี. สัมมนาวิชาการระดับชาติ ครั้งที่ 2 โดยสมาคมวิศวกรสิ่งแวดล้อมไทย และคณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย และวิศวกรรมสถานแห่งประเทศไทย เรื่องเทคโนโลยีน้ำและน้ำเสีย. 15-16 มีนาคม 2533. หน้า 37-39.
- APHA, AWWA and WEF .1998. Standard Methods for the Examination of water and wastewater, 20<sup>th</sup> ed. American Public Health Association, New York.
- Ann, C.W., Smith, P.H. and Bordeaux, F.M. 2004. An economical bioreactor for evaluating biogas potential of particulate biomass. *Bioresource Technology*. 92: 103-109.
- Athanasiadis, I., Boskou, D., Kanellaki, M., Koutinas, A.A. 2001. Effect of carbohydrate substrate on fermentation by kefir yeast supported on delignified cellulosic material



Food Chem. 49 : 658-663.

Li YY, Sasaki H, Torii H, Okuno Y, Seki K, Kamigochi I., 1999 Comparison between mesophilic and thermophilic high solid anaerobic digestion in treating the organic fraction of municipal solid waste. *Environ Eng Res (Japan)*;36: 413–21.

Metcelf, R.L. and Eddy, I.C. 1991. *Wastewater Engineering : Treatment, Disposal and Reuse*. 3<sup>rd</sup> ed. McGraw-Hill. Inc. New York.

McCarty, P.L. 1964. Anaerobic Waste Treatment Fundamental, Part II. *J Public Works*: 95-107

Parawira, W., Murto, M., Zvanya, R. and Mattiasson, B. 2005. Comparative performance of a UASB reactor and an anaerobic packed-bed reactor when treating potato waste leachate. *Renewable Energy*. 12:1-11.

Prashant, M. and Ajay, S. 1993. Microbial pentose utilization. *In Advance in Applied Microbiology*. Academic Press. New York.

Rose, A.H. and Harison J.S. 1975. *Yeast Technology*: 3<sup>nd</sup> ed. Academic Press. New York.

Souza, M.E. 1986a. Criteria for the Utilization Design And Operation of UASB Reacters. *Water Res*. 18:55-69.

Thatipamala, R., Rohani, S. and Hill, G.A. 1992. Effect of high product and substrate inhibition on kinetic and biomass and product yields during ethanol batch fermentation. *Biotechnol Bioeng*. 40 : 289-297.

Valdez-Vazquez I, Rios-Leal E, Esparza-Garcia F, Cecchi F, Poggi-Varaldo HM. 2005 Semi-continuous solid substrate anaerobic reactors for H<sub>2</sub> production from organic waste: mesophilic versus thermophilic regime. *Int J Hydrogen Energy*;30:1383–91.

Wang,X.2008. A bench scale study of fermentative hydrogen and methane production from food waste in intergrate two-stage process, . Int J Hydrogen Energy;35:1883-91

Wang ,Z. and Bank, C.J.2003. Evaluation of two stage anaerobic digester for the treatment of mixed abattoir wastes. Process Biochemistry.38:1267-1273.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำเสียและน้ำทิ้ง

Table ก-1 Effect of HRT of 8 hrs on parameters in anaerobic acid reactor.

Operation time (day)	pH	VFA	TS removal (%)	COD removal (%)	Biogas quantity (ml)
3	6.2	910.40	-	24.60	6,890
6	6.0	884.64	-	27.00	6,520
9	5.98	1,329.08	-	31.20	7,250
12	6.0	864.96	-	23.30	7,480
15	6.01	984.52	-	21.60	7,520
18	5.99	1,253.60	-	29.80	7,480
21	6.10	1,369.24	-	20.40	7,520
24	5.98*	1,336.60*	30.91*	27.20*	7,570*
27	6.0*	1,356.64*	30.60*	27.20*	7,550*
30	6.0*	1,364.52*	29.80*	27.20*	7,600*
33	6.0*	1,350.60*	30.40*	27.20*	7,560*

หมายเหตุ : 1. เครื่องหมาย – คือ ไม่มีการวิเคราะห์  
 2. เครื่องหมาย \* คือ สภาวะคงที่ (Steady state)

Table ๓-2 Effect of HRT of 6 hrs on parameters in anaerobic acid reactor.

Operation time (day)	pH	VFA	TS removal (%)	COD removal (%)	Biogas quantity (ml)
36	5.32	1,060.56	-	21.40	6,620
39	4.53	1,164.68	-	18.00	7,350
42	4.39	1,228.04	-	20.00	7,210
45	4.58	1,203.68	-	20.00	6,545
48	5.28	1,253.68	-	21.40	7,525
51	5.07*	1,536.52*	34.30*	21.40*	7,858*
54	5.01*	1,580.44*	34.90*	22.40*	7,300*
57	4.98*	1,557.68*	33.98*	22.40*	7,380*
60	5.02*	1,557.68*	34.65*	22.40*	7,475*

หมายเหตุ : 1. เครื่องหมาย – คือไม่มีการวิเคราะห์  
 2. เครื่องหมาย \* คือ สภาวะคงที่ (Steady state)

Table ๓-3 Effect of HRT of 4 hrs on parameter in anaerobic acid reactor.

Operation time (day)	pH	VFA	TS removal (%)	COD removal (%)	Biogas quantity (ml)
63	4.32	1,072.48	-	14.20	7,210
66	4.51	1,169.56	-	14.20	6,875
69	4.56	7,96.64	-	22.80	6,900
72	4.32	893.60	-	22.20	7,125
75	3.92	884.80	-	24.30	7,420
78	3.58*	971.92*	42.50*	18.50*	7,100*
81	3.57*	926.88*	42.10*	18.50*	7,180*
84	3.60*	953.64*	41.87*	18.50*	7,250*
87	-	-	-	-	-

หมายเหตุ : 1. เครื่องหมาย – คือ ไม่มีการวิเคราะห์  
 2. เครื่องหมาย \* คือ สภาวะคงที่ (Steady state)

Table n-4 Effect of HRT of 6 and 48 hrs in anaerobic acid and methane reactor on parameter in the methane production reactor.

Operation time (day)	pH	Biogas quantity (ml)	COD removal (%)	TS removal (%)
3	7.02	7300	86.13	-
6	6.89	6940	89.76	-
9	6.95	6520	86.14	-
12	7.04	7100	80.80	-
15	7.10	6280	86.14	-
18	7.05	8010	91.47	-
21	7.12*	8100*	91.47*	96.29*
24	7.10*	8110*	91.47*	97.36*
27	7.10*	8050*	91.47*	97.52*

หมายเหตุ :

1. เครื่องหมาย – คือไม่มีการวิเคราะห์
2. เครื่องหมาย \* คือ สภาวะคงที่ (Steady state)

Table n-5 Effect of HRT of 6 and 36 hrs in anaerobic acid and methane reactor on parameter in the methane production reactor.

Operation time (day)	pH	Biogas quantity (ml)	COD removal (%)	TS removal (%)
30	7.01	5,600	58.20	-
33	6.95	4,890	47.73	-
36	6.92	5,200	52.05	-
39	6.98	6,350	63.41	-
42	7.01	7,850	73.87	-
45	7.00	8,150	73.87	-
48	7.00	8,450	84.32	-
51	7.01	8,780	89.55	-
54	7.03	8,900	89.55	-
57	7.01	8,800	84.32	-
60	6.97*	9,100*	94.77*	98.95*
63	7.00*	9,210*	94.77*	99.67*
66	7.04*	9,170*	94.77*	98.51*
69	7.02*	9,100*	94.77*	98.66*

หมายเหตุ: 1. เครื่องหมาย – คือ ไม่มีการวิเคราะห์ 2. เครื่องหมาย \* คือ สภาวะคงที่ (Steady state)



Table ๓-6 Effect of HRT of 6 and 24 hrs in anaerobic acid and methane reactor on parameter in the methane production reactor.

Operation time (day)	pH	Biogas quantity (ml)	COD removal (%)	TS removal (%)
72	6.78	7540	70.99	-
75	6.82	7710	70.99	-
78	6.74	7920	73.63	-
81	6.92	8100	73.63	-
84	6.98	8000	75.24	-
87	7.02*	9020*	84.18*	91.10*
90	7.00*	8800*	84.18*	89.25*
93	6.98*	8700*	84.18*	90.38*

หมายเหตุ : 1. เครื่องหมาย – คือไม่มีการวิเคราะห์  
 2. เครื่องหมาย \* คือ สภาวะคงที่ (Steady state)

Table n-7 Effect of HRT of 6 and 12 hrs in anaerobic acid and methane reactor on parameter in the methane production reactor.

Operation time (day)	pH	Biogas quantity (ml)	COD removal (%)	TS removal (%)
96	6.50	5100	60.68	-
99	6.58	5040	64.58	-
102	6.85	5800	68.52	-
105	6.97	5300	64.58	-
108	7.00*	5400*	76.40*	83.20*
111	6.98*	5500*	76.40*	82.62*
114	6.94*	5400*	76.40*	82.34*

หมายเหตุ : 1. เครื่องหมาย – คือไม่มีการวิเคราะห์  
 2. เครื่องหมาย \* คือ สภาวะคงที่ (Steady state)

Table ๓-8 Effect of HRT of 6 and 6 hrs in anaerobic acid and methane reactor on parameter in the methane production reactor.

Operation time (day)	pH	Biogas quantity (ml)	COD removal (%)	TS removal (%)
117	6.82	0	0	-
120	-	-	-	-

- หมายเหตุ :
1. เครื่องหมาย – คือไม่มีการวิเคราะห์
  2. เครื่องหมาย \* คือ สภาวะคงที่ (Steady state)

## ภาคผนวก ข

### วิธีวิเคราะห์คุณภาพน้ำเสีย

#### 1. ซีโอดีทั้งหมด (Total Chemical Oxygen Demand : TCOD)

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

##### เครื่องมือและอุปกรณ์

(1) Digestion vessel : ให้ใช้หลอดเพาะเชื้อที่ทำด้วย borosilicate glass ขนาด 16×100 มิลลิเมตร, 20×150 มิลลิเมตร หรือ 25×150 มิลลิเมตร พร้อมด้วยฝาเกลียวปิดซึ่งภายในเป็น TFE

(2) Block heater หรือเครื่องมืออื่นๆ ที่คล้ายกันซึ่งสามารถให้ความร้อนที่  $150 \pm 0.2$  องศาเซลเซียส พร้อมกับช่อง Block สำหรับใส่หลอด ไม่ควรใช้ Oven เพราะตัวอย่างอาจจะรั่วซึ่งจะเกิดการกัดกร่อนและอาจจะเปิดได้ ในกรณีที่ต้องใช้ Oven ให้ผสมตัวอย่างในหลอดให้เข้ากันดีก่อนจึงจะนำเข้า Oven

(3) Microburet

##### สารเคมี

(1) สารละลายมาตรฐานเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต (FAS) 0.10 M เตรียมโดยละลาย  $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  39.2 กรัม ในน้ำกลั่น เติมน้ำ conc.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  20 มิลลิเมตร ทิ้งให้เย็นแล้วปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นจนปริมาตรรวมเป็น 1 ลิตร สารละลายนี้จะต้องนำมาหาความเข้มข้นที่แน่นอนในแต่ละวัน ด้วยสารละลายมาตรฐานโปตัสเซียมไดโครเมต

##### การหาความเข้มข้นของสารละลายมาตรฐานเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต (FAS)

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

##### การคำนวณ

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

(2) สารละลายมาตรฐานโปตัสเซียมไดโครเมต 0.01667 M เตรียมโดยละลาย  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  (อบแห้งที่อุณหภูมิ 103 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 2 ชั่วโมง) 4.903 กรัม ในน้ำกลั่นประมาณ 500 มิลลิเมตร, conc.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  167 มิลลิเมตร และ  $\text{HgSO}_4$  33.3 กรัม ละลายเข้าด้วยกัน จากนั้นปล่อยให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง แล้วปรับปริมาตรรวมเป็น 1 ลิตร

(3) สารละลายกรด  $\text{H}_2\text{SO}_4$  เตรียมโดยทำการผสม  $\text{Ag}_2\text{SO}_4$  และ conc.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  ด้วยสัดส่วน  $\text{Ag}_2\text{SO}_4$  5.5 กรัม ต่อ conc.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  1 กิโลกรัม ตั้งทิ้งไว้ 1-2 วัน ให้  $\text{Ag}_2\text{SO}_4$  ละลายก่อนนำมาใช้

(4) สารละลายเฟอโรอินอินดิเคเตอร์ เตรียมโดยละลาย 1,10-phenanthroline monohydrate 1.485 กรัม และ  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  695 มิลลิกรัม ในน้ำกลั่นจนได้ปริมาตรรวม 100 มิลลิลิตร

(5) สารละลายมาตรฐานโพแทสเซียมไฮโครเจนพธาเลท (KHP,  $\text{HOOC}_6\text{H}_4\text{COOK}$ ) เตรียมโดยบด KHP และทำให้แห้งที่ 110 องศาเซลเซียส ชั่งมา 425 มิลลิกรัม ละลายในน้ำกลั่นแล้วปรับปริมาตรจนได้ 1,000 มิลลิลิตร สารละลายนี้จะอยู่ตัวถ้าเก็บในตู้เย็นแต่ไม่ตลอดไป

#### วิธีการวิเคราะห์

1. ตวงตัวอย่างปริมาตร 10 มิลลิลิตร ใส่ในหลอดสำหรับหาค่า COD
2. เติมสารละลายมาตรฐานโพตัสเซียมไดโครเมต 0.01667 M จำนวน 6 มิลลิลิตร
3. เติมสารละลายกรด  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (ผสม  $\text{Ag}_2\text{SO}_4$ ) 14 มิลลิลิตร ผสมให้เข้ากัน
4. ปิดฝาหลอด COD ให้แน่นพอดีและนำหลอดไปเหวี่ยงให้สารผสมกัน
5. วางหลอดลงใน block digester ที่ preheat ไว้ที่อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียสก่อนแล้วรีฟรักซ์ทิ้งไว้ 2 ชั่วโมง ปล่อยให้เย็นในอุณหภูมิห้อง จากนั้นนำหลอดลงใน test tube rack
6. จากนั้นนำมาไทเทรตด้วยสารละลาย FAS 0.10 M โดยใช้สารละลายเฟอร์โรอิน 2-3 หยด เป็นอินดิเคเตอร์ จุดยุติเปลี่ยนจากน้ำเงินแกมเขียวเป็นสีน้ำตาลแดง
7. ทำแบลนด์โดยใช้น้ำกลั่นในปริมาตรที่เท่ากับน้ำตัวอย่าง ทำการรีฟลักซ์เหมือนตัวอย่างทุกประการรวมทั้งสารเคมีที่ใช้ก็ต้องเท่ากันด้วย

#### การคำนวณ

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

โดยที่ COD = ค่า Chemical Oxygen Demand

A = ปริมาณ FAS ที่ใช้สำหรับแบลนด์ (มิลลิลิตร)

B = ปริมาณ FAS ที่ใช้สำหรับตัวอย่าง (มิลลิลิตร)

M = โมลาริตีของ FAS

## 2. ของแข็งทั้งหมด (Total Solids :TS)

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

#### เครื่องมือและอุปกรณ์

1. ถ้วยกระเบื้อง (evaporating dish)
2. เครื่องชั่งละเอียด 4 ตำแหน่ง

3. ตู้อบแห้ง (oven)
4. dessicator
5. กระบอกตวงขนาด 1 ลิตร

#### วิธีการวิเคราะห์

1. นำถ้วยกระเบื้องที่มีน้ำหนักคงที่แล้วจาก dessicator มาชั่ง สมมติให้น้ำหนัก = A กรัม
2. คนตัวอย่างน้ำให้เข้ากันดีแล้วตวงโดยใช้กระบอกตวง 100-200 มล. (ปริมาตรที่ใช้ขึ้นอยู่กับปริมาณของแข็งในน้ำ) ใส่ในถ้วยกระเบื้องข้อ 1 นำไประเหยบนอ่างไอน้ำจนแห้ง
3. นำถ้วยกระเบื้องที่ระเหยน้ำแห้งแล้วไปใส่ในตู้อบที่มีอุณหภูมิ 103-105°C เพื่อไล่ความชื้นนานประมาณ 1 ชม. แล้วนำไปทำให้เย็นใน dessicator
4. เมื่อเย็นแล้วจึงนำมาชั่ง สมมติ = B กรัม

#### การคำนวณ

$$\text{Total Solid (mg/l)} = [(A-B) \times 1000] / \text{ml sample}$$

โดยที่	A	= น้ำหนักถ้วยกระเบื้องก่อนการวิเคราะห์ (มิลลิกรัม)
	B	= น้ำหนักถ้วยกระเบื้องหลังการวิเคราะห์ (มิลลิกรัม)

### 3. การวิเคราะห์เจดดาห์ลไนโตรเจน (Total Kjeldahl Nitrogen : TKN)

โดยวิธี Macro Kjeldahl Method (APHA, AWWA and WEF, 2005)

#### เครื่องมือและอุปกรณ์

1. เครื่องมือในการย่อยสลาย ประกอบด้วยเครื่องดูดอากาศเพื่อดูดไอน้ำออกทิ้ง
2. เครื่องกลั่น ชุดเดียวกับการหาแอมโมเนียไนโตรเจน

#### สารเคมี

1. สารละลายสำหรับการย่อย (Digestion solution) เตรียมโดยละลายโพแทสเซียมซัลเฟต ( $K_2SO_4$ ) 134 กรัม และ 7.3 กรัม  $CuSO_4$  ผสมกันในน้ำกลั่นประมาณ 800 มิลลิลิตร จากนั้นเติม 134 มิลลิลิตร ของ conc.  $H_2SO_4$  ด้วยความระมัดระวัง และทิ้งให้เย็นที่อุณหภูมิห้องจากนั้นจึงปรับปริมาตรให้เป็น 1 ลิตร ผสมให้เข้ากัน เก็บไว้ที่อุณหภูมิสูงกว่า 14 องศาเซลเซียส เพื่อป้องกันการตกผลึก

2. สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์-โซเดียมไฮโอซัลเฟต เตรียมโดยละลาย NaOH 500 กรัม และโซเดียมไฮโอซัลเฟตเพนตะไฮเดรต ( $Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O$ ) จำนวน 25 กรัม ในน้ำกลั่นแล้วปรับปริมาตรจนเป็น 1 ลิตร

#### วิธีการวิเคราะห์

1. เลือกปริมาตรของตัวอย่างให้เหมาะสม จากนั้นเติมน้ำกลั่นที่ปราศจากแอมโมเนียจนปริมาตรรวมเป็น 300 มิลลิลิตร

2. เติมสารละลายสำหรับการย่อยสลายลงไป 50 มิลลิลิตร
  3. ต้มเคี่ยวจนได้สารละลายใส เคี่ยวต่ออีก 20 – 30 นาทีให้หมดควันมีแต่ส่วนใส จากนั้นทิ้งให้เย็นแล้วปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นให้เป็น 300 มิลลิลิตร
  4. ทำให้เป็นค่า ด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์-โซเดียมไฮโอซัลเฟต 50 มิลลิลิตร จากนั้นนำไปกลั่น โดยใช้สารละลายอินดิเคตติ้งบอริกแอซิด 50 มิลลิลิตร เป็นตัวจับแอมโมเนียจนได้ปริมาตรรวมทั้งหมดเป็น 250 มิลลิลิตร
- จากนั้นนำส่วนที่กลั่นได้ 250 มิลลิลิตร ตั้งทิ้งให้เย็น นำมาไทเทรตกับสารละลายกรด  $H_2SO_4$  0.02 N จนกลายเป็นสีม่วงอ่อน

#### การคำนวณ

$$NH_4^- - N + Org - N (mg/L) = [(A - B) \times 280] / \text{ml. sample}$$

โดยที่

$NH_4^- - N + Org - N =$  แอมโมเนียในโตรเจน + อินทรีย์ในโตรเจน

A = มิลลิลิตรสารละลายมาตรฐานกรด  $H_2SO_4$  0.02 N ที่ใช้ในการไทเทรต

ตัวอย่าง

B = มิลลิลิตรสารละลายมาตรฐานกรด  $H_2SO_4$  0.02 N ที่ใช้ในการไทเทรต Blank

#### 4. สภาพด่างทั้งหมด (Total alkalinity : Alk) โดยวิธี Titration Method (สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทยและ World Environment Center, 2535)

##### เครื่องมือและอุปกรณ์

1. เครื่องวัดความเป็นกรดด่าง (pH)
2. บิวเรตขนาด 50 มิลลิลิตรและขาตั้งบิวเรต อย่างละ 2 อัน
3. เตาไฟฟ้า (Hot plate)
4. เครื่องกวนแม่เหล็กไฟฟ้า (Magnetic stirrer)

##### สารเคมี

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

##### วิธีวิเคราะห์

1. ตั้งตัวอย่างให้ตกตะกอนหรือนำไปหมุนเหวี่ยงรินเฉพาะส่วนใส
2. ตวงส่วนใสใส่บีกเกอร์ 2 ใบ ใบละ 50 มิลลิลิตร
3. ปรับเครื่องวัด pH ด้วยสารละลายบัฟเฟอร์พีเอช 7.00 และ 4.00

4. วัด pH ของตัวอย่างน้ำ
5. ไทเทรตตัวอย่างด้วยสารละลายกรด  $H_2SO_4$  มาตรฐาน โดยใช้เครื่องกวนแม่เหล็กกวนตลอดเวลา จดปริมาตรกรดที่ pH 4.5 แล้วไทเทรตต่อจน pH เป็น 3.0
6. ต้มให้เดือดเบาๆ ประมาณ 3 นาที จากนั้นทิ้งให้เย็นที่อุณหภูมิห้อง
7. นำมาไทเทรตด้วยสารละลาย NaOH จน pH เป็น 4.0 โดยกวนตลอดเวลา แล้วทำการไทเทรตต่อจาก pH 4.0 จนถึง pH 7.0 จดปริมาตรต่างที่ใช้ในการไทเทรตจาก pH 4.0 จนถึง pH 7.0

#### การคำนวณ

1. สภาพด่างทั้งหมด (Total alkalinity) (มิลลิกรัม/ลิตร ในรูป  $CaCO_3$ )

$$= \frac{(\text{มิลลิลิตรของกรด } H_2SO_4 \text{ ที่ใช้จน pH เป็น 4.50}) \times 0.1 \times 50 \times 1,000}{\text{มิลลิลิตรของตัวอย่าง} \times 50}$$

$$= (\text{มิลลิลิตรของกรด } H_2SO_4 \text{ ที่ใช้จน pH เป็น 4.50}) \times 100$$

#### 5. วิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สชีวภาพ

วิเคราะห์องค์ประกอบแก๊สชีวภาพด้วยเครื่อง Gas chromatography (HEWLETT PACKARD รุ่น HP 6890 Series GC System) โดยใช้ Thermal conductivity ในการฉีดตัวอย่างเข้าไปวิเคราะห์ด้วยเครื่อง GC

สภาวะที่ใช้ในการวิเคราะห์

Column	: ShinCarbon ST 100/120 micropacked column
Column description	: ท่อเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก 1.0 มิลลิเมตร เส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 0.25 ไมโครเมตร
Column Temperature	: 40 องศาเซลเซียส
Inject Temperature	: 100 องศาเซลเซียส
Detector temp.	: 200 องศาเซลเซียส
Carrier gas, flow rate	: Helium อัตราการไหล 20 มิลลิลิตรต่อนาที

#### 6. การวิเคราะห์หาปริมาณเอทานอล

##### 6.1 อาหารเลี้ยงเชื้อ

1. Yeast Malt medium (YM)

ประกอบด้วย

Yeast extract	3 กรัม
---------------	--------



Malt extract	3 กรัม
Peptone	5 กรัม
Glucose	10 กรัม
Distilled water	1,000 มิลลิลิตร

ละลายส่วนผสมทั้งหมดในน้ำกลั่น ปรับพีเอชเป็น 5.5 กรณีอาหารแข็ง เติมน้ำ 20 กรัม/ลิตร วางทิ้งไว้ให้อาหารมีอุณหภูมิประมาณ 50 -60 องศาเซลเซียส เติมpenicillin ความเข้มข้น 60 ไมโครกรัม/มิลลิลิตร และstreptomycin ความเข้มข้น 100 ไมโครกรัม/มิลลิลิตร

หมายเหตุ : YM Agar เตรียมโดยใช้ส่วนประกอบเช่นเดียวกับ YM broth แต่เติม Bacto agar 1.5%

### วิธีวิเคราะห์

#### การวัดการเจริญของเชื้อ

โดยการวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 540 นาโนเมตร โดยทำการเจือจางตัวอย่างเชื้อด้วยน้ำกลั่น นำไปวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 540 นาโนเมตร

#### 6.2 การวิเคราะห์ปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์ โดยวิธี Dinitrosalicylic Acid Method (DNS)

(Miller et.al., 1959)

#### การเตรียมสารเคมี

เตรียมสารละลาย DNS โดยชั่ง 3,5- Dinitrosalicylic acid 10 กรัม ฟีนอล 2 กรัม โซเดียมซัลไฟต์ 0.5 กรัม และ โปแตสเซียมคาร์เตรท 200 กรัม ละลายในสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ 2 % ปริมาตร 500 มิลลิลิตร แล้วเติมน้ำกลั่นจนปริมาตรเป็น 1,000 มิลลิลิตร เก็บสารละลายในขวดสีชา

### วิธีวิเคราะห์

1. ดูดตัวอย่างที่เจือจางแล้ว 1 มิลลิลิตร ใส่ลงในหลอดทดลอง เติมสารละลาย DNS 1 มิลลิลิตร ผสมให้เข้ากัน
2. นำไปต้มในน้ำเดือด 5 นาที พร้อมวางลูกแก้วปิดปากหลอด เพื่อป้องกันการระเหยของน้ำ แล้วหยุดปฏิกิริยาการเกิดสีด้วยการแช่น้ำแข็งทันที เป็นเวลา 5 นาที
3. เติมน้ำกลั่น 10 มิลลิลิตร ผสมให้เข้ากัน นำไปวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 550 นาโนเมตร
4. เตรียม blank โดยใช้ น้ำกลั่นแทนตัวอย่าง ดำเนินการเหมือนการทดลอง
5. นำค่า OD ที่ได้เทียบหาค่าปริมาณน้ำตาลรีดิวซ์กับกราฟมาตรฐานน้ำตาลกลูโคส

#### การทำกราฟมาตรฐานน้ำตาลกลูโคส

1. เจือจางสารละลายกลูโคสให้มีระดับความเข้มข้นเท่ากับ 0, 10, 20, 30, 40, 50 และ 60

มิลลิกรัม/มิลลิลิตร คูดสารละลายที่เจือจางแล้ว 1 มิลลิลิตร ใส่ลงในหลอดทดลองเดิมสารละลาย DNS 1 มิลลิลิตร ผสมให้เข้ากัน

2. นำไปต้มในน้ำเดือด 5 นาที พร้อมวางลูกแก้วปิดปากหลอด เพื่อป้องกันการระเหยของน้ำ แล้วหยุดปฏิกิริยาการเกิดสีด้วยการแช่น้ำแข็งทันที เป็นเวลา 5 นาที

3. เติมน้ำกลั่น 10 มิลลิลิตร ผสมให้เข้ากัน นำไปวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 550 นาโนเมตร

4. นำค่า OD ที่ได้มาเขียนกราฟมาตรฐาน

### 6.3 วิเคราะห์ปริมาณเอทานอล

วิเคราะห์ปริมาณเอทานอลด้วยเครื่อง Gas chromatography (HEWLETT PACKARD รุ่น HP 6850 Series GC System) โดยใช้ Headspace (Agilent Technologies G1888Network Headspace Sampler) ในการฉีดตัวอย่างเข้าไปวิเคราะห์ด้วยเครื่อง GC

สภาวะที่ใช้ในการวิเคราะห์

Column : polyethylene glycol (HP-INNOWAX 19091 N-133E)

Column description : ท่อเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก 0.25 มิลลิเมตร

เส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 0.25 ไมโครเมตรความยาว 30 เมตร

Column Temperature : 50 องศาเซลเซียส

Inject Temperature : 200 องศาเซลเซียส

Detector : FID (flame-ionized detector)

Carrier gas, flow rate : Helium อัตราการไหล 20 มิลลิลิตรต่อนาที

## ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล นางสาวอรอุมา เผือกชาย

รหัสประจำตัวนักศึกษา 5011020043

วุฒิการศึกษา

วุฒิ

ชื่อสถาบัน

ปีที่สำเร็จการศึกษา

วิทยาศาสตร์บัณฑิต

มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

2546

(อุตสาหกรรมเกษตร)

ทุนการศึกษา (ที่ได้รับในระหว่างการศึกษา)

ทุนวิจัยจากสำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ (สวทช) ภายใต้โครงการ

ทุนทักษะอุตสาหกรรม

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

Onuma Puagchai, Kitti Cherdrungsri and Piyarat Boonsawang. 2009. Feasibility Study on Utilization of Waste syrup from a Carbonated Beverage Factory. The 10<sup>th</sup> Annual Conference of Thai Society of Agricultural Engineering. 1<sup>st</sup> – 3<sup>rd</sup> April 2009 Suranaree University Of Technology, Nakhon Ratchasima.